

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA



**SISTEMA DE RECUPERACION DE MONOETILEN-
GLICOL EN UNA PLANTA DE 50 000 TONELADAS /
AÑO DE FILAMENTO DE POLIESTER.**

T E S I S

**QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A N**

GUSTAVO I. CADENA SANCHEZ

Y

ALFREDO JIMENEZ LIRA

Mexico, D. F.

1980



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

JURADO ASIGNADO

Presidente: Prof. Eduardo Rojo de Regil
Vocal Prof. Jorge Martínez Montes
Secretario: Prof. Antonio Frias Mendoza
1er. Suplente: Prof. José Luis Padilla Alba
2o. Suplente: Prof. Claudio A. Aguilar Martínez

SITIO DONDE SE DESARROLLO EL TEMA:

México, D.F.

SUSTENTANTES:

Gustavo Cadena Sánchez

Alfredo Jiménez Lira

ASESOR:

Ing. Antonio Friás Mendoza

A:

NUESTRAS FAMILIAS POR EL APOYO Y ESTIMULOS CONSTANTES
QUE HAN PROMOVIDO NUESTRA SUPERACION PROFESIONAL, SIN
IMPORTAR SACRIFICIOS NI PRIVACIONES.

A:

NUESTROS MAESTROS

A:

NUESTRAS HIJAS CON AMOR

I N D I C E

- I. Introducción
 - 1.0 Objetivos
 - 2.0 Propósito
- II. Análisis de los procesos de obtención de Poliester
 - a) Composiciones y Mezclas para Poliester
 - b) Formulaciones
 - 1.0 Procesos Eastman Kodak
 - 1.1 Patente Us 3 483.157
 - 1.2 Patente Us 3 514.422
 - 1.3 Patente Us 3 522.328
 - 2.0 Proceso Invento AG
 - 2.1 Patente Us 3 370.037
 - 3.0 Proceso Marathon Oil
 - 3.1 Patente Us 3 505.282
 - 4.0 Proceso Mitsubishi Rayón
 - 4.1 Patente Us 3 555.294
 - 5.0 Proceso Sun Oil
 - 5.1 Patente Us 3 467.627
 - 6.0 Proceso Tokyo Rayón
 - 6.1 Patente Us 3 494.632
 - 7.0 Proceso integrado de producción de Poliester
 - 7.1 Proceso para la producción de Monoetilenglicol
 - 7.2 Proceso para la producción de Demitiltereftalato
 - 7.3 Proceso integrado
- III. Sistema de Purificación de Glicol Agotado
 - 1.0 Descripción del proceso
 - 1.1 Destilación atmosférica
 - 1.2 Purificación por filtración
 - 1.3 Destilación al vacío
- IV. Bases de diseño
 - 1.0 Bases de cálculo del proceso y dimensionamiento de equipos
 - 2.0 Balances
 - 3.0 Equipos

- 3.1 Columna rectificadora.
- 3.2 Datos de diseño para la columna rectificadora.
- 3.3 Cambiadores de calor.
- 3.3.1 Datos de diseño para los cambiadores de calor.
- 3.4 Tanques.
- 3.5 Bombas.
- 3.6 Materiales de Fabricación.

- V.- Lista de equipo
- 1.0 Lista de equipo
- 1.1 Lista de Instrumentos.
- VI.- Balances de Materiales.
- 1.0 Nomenclatura.
- 2.0 Bases de cálculo
- 3.0 Reacciones.
- 4.0 Estequiometría.
- 5.0 Balances
- 6.0 Balances de Nitrógeno.

- VII.- Cálculo de c/u de los equipos del sistema de purificación de Glicol Agotado.
- 1.0 General
- 1.1 Secuencia de cálculo para la columna rectificadora.
- 1.2 Cálculo de la Columna Rectificadora.
- 1.3 Balance Térmico en la Columna Rectificadora.
- 2.0 Cálculo de Cambiadores de Calor.
- 2.1 Secuencia de cálculo para cambiadores de calor.
- 2.2 Precalentador de la alimentación.
- .1.0 Primer corte
- .2.0 Segundo corte
- .3.0 Comportamiento del cambiador
- .4.0 Especificación general.

- 2.3 Condensador de la Columna Rectificadora.
 - .1.0 Primer corte
 - .2.0 Segundo corte
 - .3.0 Comportamiento del cambiador
 - .4.0 Especificación general.

- 2.4 Hervidor de fondos de la Columna Rectificadora.
 - .1.0 Primer corte
 - .2.0 Segundo corte
 - .3.0 Comportamiento del cambiador.
 - .4.0 Especificación general.
- 2.5 Enfriador de fondos.
 - .1.0 Segundo corte
 - .2.0 Especificación general.
- 3.0 Cálculo de tanques
 - 3.1 Dimensionamiento
 - .1.0 Tanques de almacenamiento de Glicol Agotado.
 - .2.0 Tanque de almacenamiento de Glicol Agotado Seco.
 - .3.0 Tanque acumulador de condensados.
 - .4.0 Tanque de almacenamiento de metanol.
 - .5.0 Tanques de corte de monoetilenglicol.
 - .6.0 Tanque de almacenamiento de monoetilenglicol recuperado.
 - .7.0 Tanque de almacenamiento de fondos.
 - 3.2 Cálculos mecánicos
 - .1.0 Tanques T-1, T-2, T-3 y T-8
 - .2.0 Tanque T-5
 - .3.0 Tanques T-6 y T-7
 - .4.0 Tanque T-9
 - .5.0 Tanque T-4
 - .6.0 Columna R-1
 - .7.0 Diseño mecánico de cambiadores de calor.

- 4.0 Cálculo de tuberías principales.
 - 4.1 Secuencia de cálculo de líneas.
 - .1.0 Índice de líneas
 - .1.1 Líneas de Proceso
 - .1.2 Líneas de Servicios
 - .2.0 Cálculos
 - 5.0 Cálculo de bombas
 - 5.1 Secuencia de cálculo de bombas
 - 5.2 Cálculo y Especificación de la bomba B-1 A/B
 - 5.3 Cálculo y Especificación de la bomba B-2 A/B
 - 5.4 Cálculo y Especificación de la bomba B-3 A/B
 - 5.5 Cálculo y Especificación de la bomba B-4 A/B
 - 5.6 Cálculo y Especificación de la bomba B-5
 - 5.7. Cálculo y Especificación de la bomba B-6
 - 5.8 Cálculo y Especificación de la bomba B-7
 - 5.9 Cálculo y Especificación de la bomba B-8
- VIII Análisis Económico
- 1.0 General
 - 1.1 Bases
 - 2.0 Costo de equipo mayor
 - 2.1 Equipos de proceso
 - 2.2 Costo total del equipo mayor
 - 2.3 Costeo de equipos de pailería
 - 3.0 Costo total de la planta
 - 4.0 Costos de operación y mantenimiento
 - 4.1 Costos de Servicios
 - 4.2 Costo de personal
 - 4.3 Gastos Generales
 - 4.4 Gastos de Mantenimiento

4.5 Costo total de operación anual

5.0 Análisis de costos

6.0 Recuperación de la inversión y factibilidad del proyecto.

IX. Conclusiones.

X. Bibliografía

CAPITULO I

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

La elaboración del presente estudio se basa en la necesidad de realizar con mayor eficiencia las operaciones que intervienen en los procesos industriales de fabricación de Poliester en el país.

La importancia de la producción de Poliéster se desprende del análisis de las cifras que se citan a continuación:

Mientras que en los primeros años de la década de los '50s los poliesteres eran solo curiosidades de laboratorio, únicamente 20 años después, en 1970, se tuvo una producción en EUA de 1300 millones de libras, sobre pasando los 1200 millones de libras de nylon producidas ese mismo año; haciendo - notar que el nylon había sido la fibra sintética de mayor - producción en las últimas décadas.

1.0 Objetivos

Dada la importancia manifiesta de las fibras de Poliéster, cualquier intento en la reducción de costos de producción o en el mejoramiento de la eficiencia de las operaciones de fabricación, ya sea mediante la optimización de procesos, la disminución de costos de materias primas o la recuperación económica de alguna de ellas, se justifica plenamente.

De manera muy general y con el propósito de ubicarnos dentro del ambiente de la producción de Poliésteres, enunciaremos algunos de los procesos más comunes citando sus principales características.

De los diferentes procesos existentes, la industria nacional ha adoptado aquellos que económicamente representan interés por las condiciones del mercado nacional; así pues el proceso de producción que tiene como materias primas principales el Dimetilterftalato y el Monoetilen glicol representa uno de los más utilizados en la actualidad para la producción de esta fibra en el país.

2.0 Propósito

El presente trabajo pretende cubrir dos ambiciosos propósitos; primero, el establecer la factibilidad económica de la recuperación del Monoetilen Glicol proveniente del exceso utilizado en el proceso de fabricación de Poliéster mediante la instalación de una batería de destilación al vacío y, segundo, el de establecer un procedimiento de ingeniería de proceso para el desarrollo de un proyecto.

La capacidad de la batería de recuperación de monoetilenglicol es función directa de dos factores; primero de la capa-

cidad de la planta productora de fibra poliéster y segundo del exceso empleado en la reacción, por lo tanto fijaremos una capacidad imaginaria para la planta y utilizaremos un exceso razonable de donde partiremos para obtener a base de balances la cantidad de monoetilen glicol por tratar.

Una vez obtenida la capacidad de batería de recuperación serán calculados y diseñados los diferentes equipos involucrados en el proceso, para que en base a sus dimensiones sean - costeados y establecer así el costo final de la planta.

Por último haremos un análisis económico de la factibilidad de la instalación de la batería de recuperación, esperando - que con lo detallado del análisis que se realiza, pueda servir para que el estudio sea extrapolado a cualquier otra capacidad.

C A P I T U L O I I

ANALISIS DE LOS PROCESOS DE OBTENCION DE POLIESTER

COMPOSICIONES Y MEZCLAS PARA POLIESTER

A) Generalidades

Con objeto de obtener cada vez mejores propiedades mecánicas, mayor resistencia a la combustión, facilidad al teñido y mayor estabilidad a la hidrólisis y a los rayos ultravioleta, se han desarrollado diferentes composiciones para la fabricación de Poliéster.

Dado la destacada resistencia a las arrugas y la estabilidad dimensional de las fibras de Poliéster, se usan comunmente mezcladas con otras fibras tanto sintéticas como naturales, particularmente con algodón, rayón y lana; la combinación de fibras produce prendas que conservan las características de la fibra base, incrementándole fuerza y retención de pliegue. Las mejores mezclas obtenidas son entre Poliéster y Algodón produciendo textiles de planchado permanente de excelentes características.

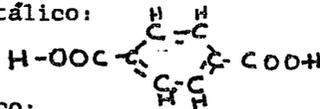
B) Formulaciones

Una composición de Poliester particularmente usada en la fabricación de prendas inarrugables es a base de pivalolactona (Chemical Week del 9-JUN-72 pp 38 y 39),-- sin embargo, la composición básica es Tereftalato de Polietilenglicol.

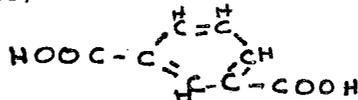
1.0 Procesos EASTMAN KODAK

1.1 Patente U.S. 3-483,157 de 9-DIC 69

Composición de Copoliester a base de Bloques. Es un proceso de producción de copoliesteres derivados de la condensación del cis y trans ciclohexano dimetanol y uno o más ácidos dicarboxílicos aromáticos, tales como el ácido tereftálico:



el ácido isoftálico;



el ácido naftalendicarboxílico:

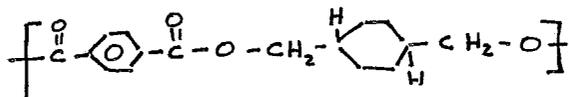


etc, modificados con uno ó más ácidos alifáticos dicarboxílicos, tales como; el Succinico ($\text{HOOC}-(\text{CH}_2)_2-\text{COOH}$).

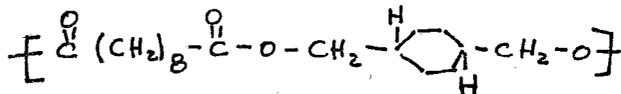
Glutarico $\text{HOOC}-(\text{CH}_2)_3-\text{COOH}$, Adípico ($\text{HOOC}-(\text{CH}_2)_4-\text{COOH}$)
 Pimélico ($\text{HOOC}-(\text{CH}_2)_5-\text{COOH}$), Sebásico ($\text{HOOC}-(\text{CH}_2)_8-\text{COOH}$).

Subérico $\text{HOOC}-(\text{CH}_2)_6-\text{COOH}$ y similares.

Específicamente el proceso describe la producción de --
 Copoliésteres llamados Bloques que contienen unidades
 repetidas de los componentes mayores, tales como unida
 des derivadas del ácido tereftálico y del 1,4 ciclohe
 xano dimetanol.



y unidades repetidas de los componente menores, tales-
 como las derivadas de la condensación del ácido sebási
 co y el 1,4 ciclohexano dimetanol.



previniendo que dichas unidades no se distribuyan al -
 azar a lo largo de la cadena de copolímero, sino que
 se distribuyan en agrupamientos separados llamados ---
 Bloques.

El concepto de polímero distribuido al azar y plímeros
 con distribución por bloques, se usa frecuentemente en
 el campo de los polímeros vinílicos.

Un copoliéster es aquel polímero formado por, al menos
 tres reactivos diferentes, dos de los cuales forman el
 Poliéster básico y el tercero constituye el agente mo
 dificador. Los primeros son normalmente un Diol y un
 ácido Dicarboxílico ó un reactivo derivado de ellos, y
 el agente modificante puede ser un Diácido, un Diol, --
 un Hidroxiácido, etc.

Refierendonos a las reacciones anteriores, un copoliéster preparado de tres partes moleculares de ácido tereftálico, de una parte molecular de ácido Sebásico y -- 4 partes moleculares de 1,4 ciclohexanodimetanol, contiene dos unidades moleculares diferentes: una derivada del ácido tereftálico y del 1,4 ciclohexanodimetanol -- llamada A ; y otra derivada del ácido Sebásico y del -- 1,4 ciclohexanodimetanol llamada B; obteniéndose tres - grupos de A por cada grupo B en el poliéster final. La estructura final del copoliéster puede distribuirse linealmente de dos maneras; una con distribución de los grupos A y B al azar (respetando la proporción de 3 A por 1B), y una segunda en forma de bloques tal como se presenta a bajo (Caso 2):

CASO 1

-B-A-A-A B-A-A-B-A-A-A-B-A-B-A-A-A-A

CASO 2

A-A-A-A-A-A-A-A-B-B-B-B-B-A-A-A-A-A-A-A

Los puntos de fusión de los poliésteres son totalmente diferentes: en el caso 1 el punto de fusión es bajo con

respecto al caso 2, por una cantidad proporcionada a la concentración molar del componente pequeño. En el caso 2 el copoliéster por Bloques es preparado por:

a) Al menos un Glicol

b) Al menos un ácido Dibásico, comprendiendo por lo menos un 60% mol de un ácido que contenga dos radicales-carboxilo unidos a un núcleo carboxílico que tenga de 6 a 20 carbonos por anillo. En este copoliéster están presentes al menos tres componentes, uno de los cuales puede estar presente como isomero de uno de los otros dos componentes, este copoliéster en forma de fibra o película tiene un PM promedio entre 8 000 hasta cerca de 100 000 uma, y una viscosidad de al menos 0.6 en una mezcla 60/40% de fenol y tetracloroetano.

El copoliéster por Bloques descrito es preparado por cualquiera de los dos métodos siguientes:

a) (U.S. patente 3 117-950)

Consiste en la preparación de un copoliéster de bajo peso molecular; una vez obtenido el copoliéster, se somete a una temperatura menor a su punto de fusión y de esta manera el copoliéster se reacomoda en Bloques. Este copoliéster de bajo peso molecular es después Polimerizado en la fase sólida por calentamiento a vacío y temperaturas elevadas hasta obtener la viscosidad deseada.

b) Consiste en preparar un Poliéster de alto peso molecular y uno de bajo peso molecular por separado, después calentar la mezcla dentro de un rango de temperatura cuyo límite inferior está dado por el punto de fusión del copoliéster formado por cadenas al azar y el límite superior está dado por el copoliéster preparado en forma de bloques.

Es de desearse que las fibras y películas de copoliéster formadas, puedan mantener sus propiedades físicas deseables, tales como: rápida facilidad de teñido, alta resistencia al impacto, elongación satisfactoria, altos puntos de fusión, etc., cuando tales copoliésteres son convertidos en fibras, filamentos, películas, hojas y otros objetos formados por diferentes procesos de fundido y extruido empleados para su elaboración, la situación ideal con respecto al fundido e hilado de las fibras y películas de tales composiciones, sería-

#

que no ocurriesen cambios en la estructura o arreglo de los bloques moleculares del coopoliéster, pero la experiencia ha demostrado que cuando las composiciones se sujetan por apreciables períodos de tiempo a temperaturas que son las requeridas para fundir y hacer al copolímero lo suficientemente fluido para ser extruido, ocurre un cambio que reacomoda la estructura molecular del poliéster de bloques moleculares a una estructura de azar .

En otras palabras, cuando el coopoliéster es fundido o moldeado ocurre un rearrreglo de la estructura molecular de cadenas al azar, si el polímero es mantenido fundido por algunos minutos se ha encontrado que el material polimérico de las fibras u objetos moldeados producidos por tales procedimientos consiste esencialmente de poliéster formado por cadenas al azar a menos que sean usadas muy altas velocidades de extrusión, sufrirían un cambio en sus propiedades físicas relacionadas con el alto punto de fusión del coopoliéster de bloques .

Por ejemplo, la temperatura de fabricación para prendas obtenidas por el proceso normal de fundido e hilado se ha obtenido que es mucho menor cuando se tienen estructuras distribuidas al azar que cuando esos materiales se obtienen por el uso de coopoliésteres que han retenido completamente su estructura molecular por bloques . Entonces será evidente que el mantener el arreglo molecular en bloques original del coopoliéster durante el fundido e hilado u otros procesos de extrusión es muy importante y crítico para el empleo de este tipo de material - deseable - para tales propósitos.

El proceso se basa en el descubrimiento de que el catalizador empleado para catalizar la reacción de condensación original-el catalizador más común es el óxido de Titanio-permanece en la sustancia polimérica.(porque no hay medios prácticos para separarlo), es también un agente efectivo para la conversión rápida de los copoliésteres de estructura de bloques de copoliésteres de estructura al azar.

Se ha encontrado que cuando este catalizador es convertido a una forma inactiva el efecto es minimizado o eliminado.

De acuerdo con el proceso, el efecto catalítico adverso del catalizador empleado en la reacción original de condensación puede ser reducido o eliminado por uno de los dos siguientes métodos:

1) Por el tratamiento del copoliéster de bloques en formas pulverizadas con vapor de alta temperatura (entre 100 y 200°C) por períodos de tiempo desde unos 15 min. hasta 20 hrs., dependiendo de la composición y de la presión empleadas, bajo estas condiciones el vapor convierte al catalizador presente en el polímero en una forma inactiva que se cree que es un óxido de Titanio hidratado, en tal forma el catalizador no tiene capacidad para convertir la estructura de bloques del copoliéster en un arreglo de unidades moleculares al azar, entonces se provee de un método útil y práctico para el control del arreglo molecular de estas moléculas y unidades repetidas y también el tratamiento de-

#

coopoliesteres para que sean convertidos en artículos por el método usual de extrusión e hilado o extrusión y fundido sin el uso de técnicas o equipos de extrusión especiales. Entonces los artículos finales pueden ser formados de material polimérico que tiene una estructura esencialmente de bloques moléculares, mientras que sin el tratamiento por vapor descrito aquí -- la estructura molecular por bloques puede ser rearmada a una estructura al azar a la temperatura empleada para un proceso normal de fusión y extrusión.

b) El segundo método consiste en agregar al copoliéster por bloques un compuesto de Arsénico como Pentóxido de Arsénico para inhibir al catalizador presente -- formándose probablemente un complejo de Titánico y -- Arsénico de estructura química desconocida.

1.2 Patente U.S: 3,514,422, del 26-MAY-70

Produce un poliéster usado como fibra ó película que contienen grupos Gen Dimetilo que son preparados auto-extinguibles y solubles en solventes de bajo punto de ebullición (cloruro de metilo, cloroformo, dioxano.) -- por incorporación, desde 5 hasta 50% en peso de Cl, este cloro reemplaza a los átomos de Hidrógeno de los -- grupos de Gen-Dimetilo.

Una gran cantidad de poliesteres tiene desafortunadamente inconvenientes tales como alta inflamabilidad ó insolubilidad en solventes de bajo punto de ebullición

como cloruro de Metileno, Cloroformo y Dioxano. Las limitaciones impuestas por su inflamabilidad son ---obvias, estos poliesteres son pocos usados en lugares cercanos a flamas.

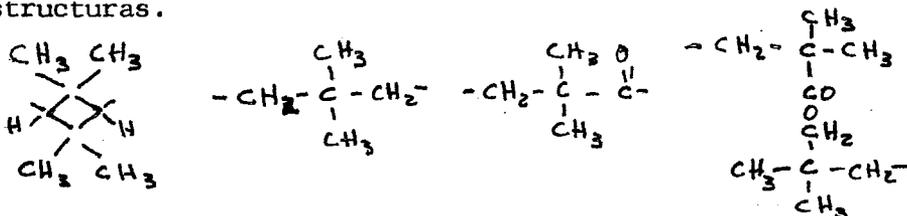
Considerando su insolubilidad pueden ser hilados ---prácticamente sólo a partir de su estado fundido, lo cual es muy costoso y puede causar una degradación ---térmica inducida; más aún no pueden ser hilados convenientemente de solventes no volátiles, tales como Tetracloro Etano y los similares, en los cuales son solubles, por el tiempo y calor requeridos para evaporar esos solventes: en esta consideración se ve que--- el calor requerido para el secado de solventes tales como el Cresol , γ Butirolactona y Carbonato de Etileno- los cuales tienen cerca de los 200°C de punto de ebullición- son empleados para solubilizar el Polietilen Tereftalato; Pueden causar una degradación considerable al polímero.

Los objetivos de este proceso son;

- a) Producir poliesteres que tengan buena estabilidad térmica e hidrolítica y que exhiban características---mejoradas de inflamabilidad y solubilidad.
- b) Fabricar poliesteres que puedan ser fácilmente solubilizados a bajas temperaturas.
- c) Fabricar un proceso comercial para la fabricación de estos y otros objetivos han sido alcanzados a través del descubrimiento de la Cloración de poliesteres conteniendo grandes cantidades de grupos Gen-Dimetilo

De manera más específica, los objetivos alcanzados del descubrimiento son:

a) Que la Cloración de los poliésteres puede ser de -- preferencia a los grupos Gen-Dimetil de las siguientes estructuras.



para formar grupos $-\text{CH}_2\text{-Cl}$ y CH-Cl_2 y dejar algunos -- grupos CH_3 -- sin causar una degradación excesiva del -- polímero.

b) Tal Cloración al grado adecuado imparte las propiedades de inflamabilidad y las demás anteriormente descritas del polímero.

c) Que los polímeros más difíciles de solubilizar pueden ser rápidamente solubilizados por un sistema solvente común y por lo tanto pueden ser rápidamente ---- Clorados.

Por grupo Gen-Dimetilo, entendemos que dos grupos Metilo están unidos al mismo átomo de Carbono .

Los métodos de Cloración comprenden el paso de Cloro-- dentro de una solución de polímero en Hidrocarburos -- clorados, aplicando una luz visible ó ultravioleta, ó adiciones periódicas de Catalizadores de radicales libres seleccionados del grupo de Peróxidos inorgánicos,

Peróxidos orgánicos, del grupo Azo, ó de los compuestos Redox; ejemplos de esos catalizadores: Persulfato de Potasio, Peróxido de Benzoilo α, α' Azobisisobutironitrilo y Persulfato de Amonio- Bisulfato de Sodio.

Algunas veces es ventajoso el uso del catalizador e iluminación a la vez, la reacción puede llevarse a cabo desde 0°C a 100°C . Aunque normalmente se usan temperaturas de 10°C a 40°C , pues una degradación apreciable del polímero toma lugar a altas temperaturas y la cloración es muy lenta a bajas temperaturas; existen otros agentes Clorantes tales como el Cloruro de Sulfurilo, Pentacloruro de Fósforo e Hipoclorito de Terbutilo, pero el cloro es más efectivo.

No es indispensable la presencia de un aceptor de HCl en el sistema, pero es generalmente ventajoso usar agua para quitar el HCl de la fase orgánica y/o CaCO_3 en polvo para neutralizarlo- así ocurrirá menos degradación del polímero durante la Cloración; Después de completar la cloración la capa orgánica es lavada con una solución de NaHCO_3 para la neutralización del HCl que se haya formado. Si se usa CaCO_3 en la mezcla de reacción y algo de carbonato permanece, es primero quitado por filtración ó por adición de una pequeña cantidad de Acido Acético, después la solución del polímero es lavada con agua para quitar todas las sales y por último se añade lentamente el Alcohol Metílico o algún otro no solvente para precipitar el polímero como un producto fibroso y blanco.

El solvente preferido para la cloración es el Tetra--
cloroetano, pero algunos poliesteres son insolubles --
en este solvente, por ejemplo; la Pivalolactona y el -
Poliester producto del Acido Tereftálico y el Trans --
2,2,4,4, Tetrametil, 1,3 Ciclo-Butanodiol, estos poli-
meros pueden ser disueltos si se añade Acido Tricloroa-
cético ó Trifluoroacético de 5 a 50% en peso de la mez-
cla del solvente dependiendo del polímero, por ejemplo
La Pivalolactona no es soluble en ningún solvente co-
mún , pero es soluble en una mezcla de 8/1 en volúmen-
del Cloruro de Metileno/Acido Trifluoroacético.

Cuando el Polímero de esta mezcla es clorado, también-
ocurre una cloración apreciable del Cloruro de Metile-
no. El sistema solvente 83/17 en peso Tetracloroetano /
Acido Tricloroacético es clorado sustancialmente en-
menor grado. Los Acidos Tricloroacético y Trifluoro--
Acético incrementan la solubilidad del Poliester. --
en hidrocarburos clorados saturados conteniendo 1-3 --
átomos de carbono y cuando menos 2 átomos de cloro por
ejemplo, Cloruro Metileno, Dicloruro de Etileno, Metil
Cloroformo, Tetracloroetano, Pentacloroetano y Penta-
cloropopano. Cuando se emplean estos Trihaloácidos no-
se añade agua porque reacciona con ellos.

Empleando las condiciones de cloración descritas no ocu-
rre una cloración sustancial de los anillos aromáticos
de los Poliesteres. Los Polímeros clorados consisten--
de mezclas conteniendo: grupos $-CH_2Cl$ grupos no clora-
dos CH_3 , y grupos $-CH-Cl_2$. Normalmente los Polimeros --
llegan a ser auto-extinguibles cuando al menos ~~en~~ 28%-
de Cloro en peso esta presente y la resistencia a que-
marse aumenta conforme aumenta la cantidad de Cloro--

presente. Por autoextinguibilidad se entiende que la película de Poliester termina de quemarse cuando es retirada de la flama.

El poliester de 2,2 Dimetil 1,3 Propanodiol es normalmente soluble en solventes de bajo punto de ebullición tal como el Cloruro de Metileno. El Poliester del 2,2, 4,4, Tetrametil 1,3, Ciclo butanodiol es por su parte normalmente insoluble en tales solvente, pero el Polímero conteniendo de 10 a 20% de Cl es soluble. Estos Polímeros clorados pueden ser facilmente convertidos en películas ó en fibras desde tales solventes. La Pivalolactona Clorada conteniendo un promedio de un átomo de Cloro por unidad, es soluble en Cloruro de Metileno y se pueden obtener películas de las pasta, Cuando este Polímero es clorado a promedio de dos átomos de Cloro por unidad, resulta incombustible.

1.3 Patente U.S. 3,522,328 del 28-Jul-70

Es una composición de Poliester que tiene una ó mas propiedades mejoradas, tales como facilidad al tinte-estabilidad, etc. Comprende una mezcla de Poliester con una Poliamida preparada a partir de Diaminas ó Aminoácidos en cada uno de los cuales el grupo Amino esté unido directamente a un sistema de anillos aromáticos. Los Poliesteres y las mezclas de los Poliesteres con materiales tales como las Poliamidas conteniendo Segmentos Alifáticos han encontrado mucha utilidad en la industria. Sin embargo, ciertas características de estos compuestos, tales como la dificultad al tinte, rigidez y susceptibilidad a la degradación por oxidación,

han estimulado la investigacion para nuevos Poliesteres y metodos para el mejor conocimiento de las modificaciones. Estas propiedades han sido obtenidas con el descubrimiento de que ciertas Poliamidas pueden ser mezcladas o reaccionadas con Poliesteres para impartir las propiedades citadas anteriormente.

Para algunas aplicaciones tales como cuerdas para llanta, las propiedades altamente deseadas de las Poliamidas tales como rigidez son deseables en la composicion del Poliester.

Este hace sin embargo que el tipo de Poliamidas alifaticas previamente empleadas como agentes modificadores reaccionen rapidamente con el Poliester, de tal manera que se reduce la viscosidad inherente del Poliester -- (frecuentemente acompañado por otros signos de degradacion, tales como el amarillamiento) a un punto donde las propiedades fisicas de estiramiento elongación-- etc., son perdidas .

Se han encontrado, sin embargo, que las Poliamidas preparadas de Diaminas o Aminoacidos en los cuales el grupo Amino esta ligado directamente a un anillo aromatico no reacciona con el Poliester si la Poliamida no -- termina en grupos Carboxilicos libres. Dichas mezclas son particularmente valiosas para cuerdas de llantas, bandas, etc., Las Poliamidas dan resistencia a la fatiga y resistencia de la fibra bajo tensión e incrementan los modulos de las fibras reduciendo la tendencia de las llantas al desgaste.

y 20 partes en peso del Glicoester del Acido 1,4 β-oxietoxibenzoico la mezcla es obligada a bajar a través del tubo a una velocidad tal que, tarde 2 horas en atravesarlo. Simultáneamente se mantiene una fuerte agitación por medio del agitador 1 Justamente a bajo del nivel del líquido de la mezcla se introducen, 16 partes de mezcla Oligomérica por 100 partes de ácido Tereftálico y 0.005 partes de Acetato de Antimonio y 0.005 de Acetato de Magnesio, por hora.

Aproximadamente a la mitad de la altura del tubo una mezcla precalentada de 9 partes de Etilenglicol, 5.38 partes de Glicoester del Acido Oxietoxibenzoico y 0.01 partes de Trifenilfosfito, son adicionadas por medio de una bomba dosificadora (no mostrada) Todas las cantidades mencionadas son partes de peso.

La temperatura de reacción es sostenida durante el proceso descrito en 260°C y el agua formada es destilada continuamente a través de la columna (2) ayudada por el gas inerte. En el fondo del tubo la mezcla Oligomérica es secada y recirculada a través de la línea (8) y la bomba (5) por el tubo del domo, debido a que se requieren mantener un nivel constante en el tubo.

La mezcla Oligomérica remanente continuamente se pasa a través de la línea (7) a un distribuidor (9) y por medio de la bomba (7A) es conducida al interior del reactor (10) Este último es un recipiente con una chaqueta de calentamiento (11) a la cual esta conectada un tubo de reacción (13), también provisto de una chaqueta (12).

En el interior del reactor un cilindro hueco (14) gira lentamente conforme pasa el flujo caliente. La mezcla de reacción es preparada por el distribuidor (9) en una capa delgada dentro del cilindro hueco (14). El reactor (10) está bajo un vacío de menos de 1 mmHg, y los productos de reacción volátiles serán separados de la capa delgada y abandonará el sistema por el tubo de succión (15) que está conectado a una bomba de vacío (no mostrada). El producto espreado sobre el cilindro (14), debido a la rotación se topa con un separador (raspador) (16) y en este momento empieza a ser viscoso, fluye lentamente a través del tubo de reacción (13), dentro de él hay un transportador doble que lleva el producto hacia el transportador de salida (18) en el camino del transportador (18) otras porciones del producto son de nuevo expuestas al vacío.

El Policondensado que sale del transportador (18) tiene un punto de fusión de 230°C y está prácticamente libre de Diglicoleter y tiene una viscosidad relativa en solución de 1,4 medida en una solución al 0.5% de M Cresol a 200°C; se han obtenido resultados semejantes cuando en lugar del catalizador y el estabilizador nombrados, se usan los mencionados, en páginas anteriores, además en adición al Etilenglicol, cualquier Glicol teniendo la fórmula $\text{HO}-(\text{CH}_2)_x-\text{OH}$, es aplicable y se obtienen igualmente buenos resultados; En la fórmula general x varía de 2 a 10, finalmente en lugar de Acido Paraoxibenzoico, los Acidos vanílico y Cloro metilparaoxibenzoico dan buenos resultados.

3.0 PROCESO MARATHON OIL

3.1 Patente U.S. 3 505.282 del 7-Abril-70

Es un proceso para la producción de Poliesteres de----
Tetrahidronaftalenos de Dicarboxilnaftalenos por:

A.- Poniendo en contacto el acido Naftalen dicarboxilico--
o su ester, con Hidrogeno en presencia de un cataliza--
dor de Niquel reducido, teniendo un exceso de 50% peso
de Niquel para formar el acido 1,2,3,4 tetrahidronafta
lendicarboxilico o su ester.

B.- Polimerizando dicho acido o su ester con Polioles en -
presencia de un catalizador polimerizante.

Este poliester es utilizado en la manufactura de pro--
ductos moldeados o fundidos asi como en la manufactu--
ra de peliculas y fibras, cuando esta disuelto en ve--
hículos. Los Diácidos de este Poliester pueden ser ---
Coopolimerizados con ácidos ftálico. tereftálico e Iso
ftálico. Los polimeros pueden ser tambien utilizados--
en mezclas no quimicas o en aleaciones con otros pro--
ductos Polimericos.

4.0 PROCESO MITSUBISHI RAYON

4.1 Patente U.S. 3,555,294 del 7-Abril-70

Obtiene un coopoliester capaz de convertirse en fibras
o peliculas, teniendo habilidad para el tinte mejorada

Este proceso comprende la reacción del ácido tereftálico o del Dimetiltereftalato con el Etilenglicol y como tercer componente un Glicol ramificado teniendo una ramificación de la cadena conteniendo otra función éter. El copoliéster producido tiene las mismas propiedades mecánicas que los Polietilentereftalatos.

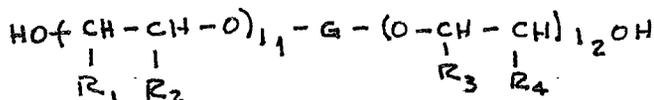
Es bien conocido que el Polietilentereftalato, una resina comercialmente valiosa para la manufactura de fibras y películas, puede ser producida a partir del Ácido Tereftálico y Etilenglicol.

Aunque el Polietilentereftalato muestra buenas propiedades mecánicas en general por su alto punto de fusión y sus propiedades de alta cristalización, tiene todavía problemas importantes que se deberán resolver para usarlo en fibras o en películas tales como facilidad para el tinte, apelmazamiento y afinidad a la estática. Sobre los últimos estudios de investigación de la producción de Polietilentereftalatos lineales, se ha encontrado que el número de estudios relativos a la solución de los problemas ya mencionados se ha incrementado notablemente, esto resalta el hecho de que las desventajas mencionadas anteriormente, son problemas importantes que deben ser resueltos.

El objeto de este proceso es obtener un Copoliéster que tenga mayor facilidad al tinte y en particular facilidad al tinte con tintes dispersos.

Otro objetivo es obtener un copoliéster con propiedades estáticas y de apelmazamiento mejoradas .

El proceso consiste en adicionar al menos un Glicol -- ramificado representado por la fórmula general.



donde: G es un alqueno de 2 a 6 átomos de carbón o un grupo de fórmula $\text{CH}_2 (\text{CH}_2 - \text{O} - \text{CH}_2)_n - \text{CH}_2$ (donde n varía de 1 a 3) .

Uno de R_1 y R_2 es un grupo con fórmula $\text{CH}_2 (\text{OCH}_2\text{CH}_2)_m - \text{OR}$ y el otro es un átomo de Hidrógeno.

Uno de R_3 y R_4 es un grupo con fórmula $-\text{CH}_2 (\text{OCH}_2\text{CH}_2)_m - \text{OR}$ y el otro es un átomo de Hidrógeno (m es 0, 1 ó 2-- y R es un Hidrocarburo con 1 a 18 átomos de carbón).

Ambos I_1 e I_2 son 0 ó enteros positivos que satisfacen la relación $4 \geq I_1 + I_2 \geq 1$ y cuando G sea $-\text{CH}_2 (\text{CH}_2 - \text{OCH}_2)_n - \text{CH}_2$ (Siempre y cuando n sea un entero entre 1 y 3) deberá ser satisfecha la relación $4 - n \geq I_1 + I_2 \geq 1$.

Al menos un Acido Dibásico o su derivado y al menos un Glicol, un Hidroxiácido o sus derivados, se requieren para producir el Copolímero en este método. Generalmente hablando, la facilidad al tinte de las fibras está determinada por la difusión de las moléculas teñibles al interior de las fibras y la mutua interacción de las moléculas teñibles y las fibras, nombrada grado

de Cristalinidad, el tamaño de la parte no cristalina, la flexibilidad de la cadena molecular etcétera; sin embargo debido a la propiedad de alta cristalinidad de las fibras, lo pequeño de la parte no cristalina, la compactación de la estructura interna, la baja velocidad de difusión de los tintes debido a la naturaleza hidrofóbica de las fibras se dificulta el teñido de las fibras de Poliester.

Mediante la introducción de un Glicol ramificado teniendo la fórmula general mencionada anteriormente, que contiene enlaces Hidrofílicos éter en la cadena principal y ensuramificaciones, la región de fibras no cristalinas producidas en el copoliester será mayor y también las moléculas de agua que intervienen, harán a la fibra porosa y acelerarán la difusión de las moléculas teñibles en las fibras, incrementado así la receptabilidad de moléculas teñibles y mejorará esta propiedad notablemente.

5.0 PROCESO SUN OIL:

5.1. Patente U.S. 3,467,627-SEPTIEMBRE 16 de 1969

Es un método de preparación de poliesteres con buena resistencia al calor y buena estabilidad a la Hidrólisis -- y a los rayos ultravioleta, estos poliesteres se preparan a partir de Hidrocarburos sustituidos dioles y diácidos-- orgánicos. Los grupos hidroxilo forman puentes rígidos-- en la molecula; estos polimeros no son cristalinos y se usan recubrimientos para impermeabilización de papel.

6.0 PROCESO TOKYO RAYON

6.1. Patente U.S. 3,493,632 de FEBRERO 3 de 1970

Es un método de preparación de copolimeros de bloques-- de Poliamidós y Poliesteres preparados por medio de calen

#

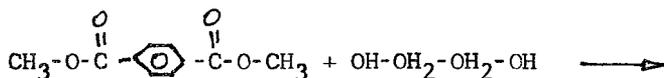
tamiento de una mezcla sólida de poliamidas y polies-
ter, calentada hasta una temperatura entre los rangos--
de fusión de ambos componentes obteniéndose copolime-
ros de propiedades mejoradas de bajo punto de fusión--
en fase solida.

7.0 Por último describiremos un proceso integrado de pro-
ducción de fibras de poliester el cual es muy utiliza-
do en la actualidad.

Se basa en la reacción del Dimetiltereftalato con Mo-
noetilenglicol en presencia de catalizadores de los--
tipos mencionados en los procesos ya descritos .

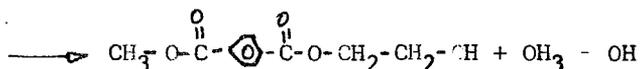
Las reacciones que se llevan a cabo en la producción--
de este poliester se muestran a continuación.

a) ESTERIFICACION



DIMETIL TEREFALATO

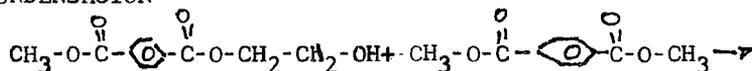
MONO ETIL EN GLICOL



MONOESTER (BIS GLICOL-TEREFALATO)

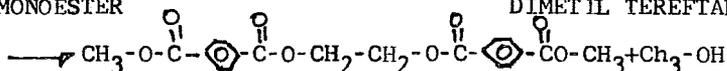
METANOL

b) POLICONDENSACION



MONOESTER

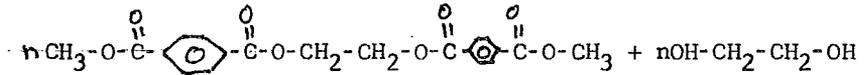
DIMETIL TEREFALATO



DIESTER

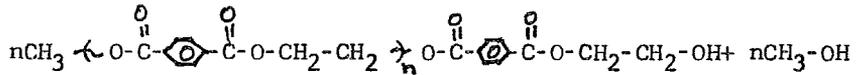
METANOL

c) PROPAGACION



DIESTER

MONOETILENGLICOL



POLIESTER

METANOL

Este proceso será la base del estudio de la recuperacion y --
purificacion del exceso de monoetilenglicol utilizado, pro---
posito principal del presente trabajo.

Con objeto de comprender todo el sistema analizaremos breve-
mente cada una de las materias primas involucradas en la fa-
bricacion del poliester.

7.1 MONOETILENGLICOL

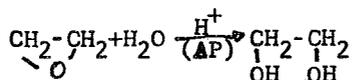
Este producto es obtenido mediante el siguiente proceso:

Primero: Reacción directa entre agua y Oxido de etileno en un reactor continuo, utilizado ácido Sulfurico como catalizador, bajo condiciones de presión y temperatura elevadas (aproximadamente 450 Psi 300 °F) y utilizado un gran exceso de agua (aproximadamente en proporción de 10 partes de agua por cada parte de oxido de Etileno) con objeto de asegurar la máxima conversión del Oxido de Etileno.

Segundo: Deshidratación de la corriente de salida del reactor utilizado para esto una bateria de destilación a triple efecto y.,

Tercero: Destilación de los componentes deshidratados en columnas de destilación apropiadas, de donde se obtiene el Monoetilenglicol com pureza mayor al 99% --

Las reacciones involucradas en este proceso son:



OXIDO DE ETILENO AGUA MONOETILENGLICOL

Simultaneamente se llevan a cabo las siguientes reacciones:

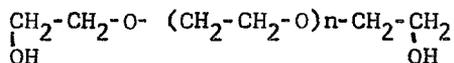
#

- a) Producción de Dietilen Glicol.



MONOETILENGLICOL OXIDO DE ETILENO DIETILEN GLICOL

- b) Productos de mayor peso molecular que corresponden a productos con la siguiente fórmula general.



y que son formados por subsecuentes adiciones de moléculas de oxido de etileno.

La formación de productos pesados en la producción del monoetilen glicol es lo que obliga a que éste sea obtenido por medio de destilación de la mezcla deshidratada obtenida en los pasos anteriores de reacción y deshidratación.

En la figura No.2 tenemos un diagrama de flujo simplificado del proceso

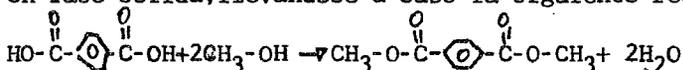
7.2 DIMETIL TEREFTALATO

El método empleados con mayor frecuencia para la obtención de este producto es el siguiente:

Proceso desarrollado por A.B. Gainer y L.E. Mc. Makin-
Patente U.S. 3,377,376 del 9 de ABRIL de 1968 asignada a Mobil Oil Corporation.

Es un método para la preparación de ésteres de Ácidos Dicarboxílicos Aromáticos y sus anhídridos y más específicamente indica la producción de ésteres del ácido Tereftálico por esterificación de alcoholes particularmente con alcoholes alifáticos de bajo peso molecular como los alcoholes monohídricos de la serie del Metanol y glicoles de bajo peso molecular como el monoetilén glicol, para preparar productos tales como el bis-(Beta-hidroxietil) Tereftalato.

El proceso se basa en la reacción en fase de vapor entre el ácido Tereftálico y el Metanol y un catalizador en fase sólida, llevándose a cabo la siguiente reacción



El proceso consiste en hacer pasar una corriente de ácido Tereftálico en fase de vapor y otra de Metanol también en fase de vapor a través de un catalizador sólido bajo condiciones adecuadas de presión y temperatura y por períodos de tiempo que fluctúan entre 0.1 y 25 segundos aproximadamente, y después recuperar el éster formado por enfriamiento de la corriente de éster resultante.

Algunos catalizadores empleados en este método son: - Oxidos de: Aluminio, Titanio, Silicio, Zirconio y Thorio Fosfatos de Boro y Aluminio y algunas veces son empleados mezclas de 2 ó mas de estos catalizadores

En la figura No.3 se muestra un diagrama de flujo simplificado del Proceso.

7.3 Proceso de Producción de Poliester.

El proceso de producción de poliester que analizaremos comienza con una reacción de intercambio entre el ester dimetilico del ácido Tereftálico con el Monoetilen --- glicol a presión atmosférica para producir el Bis Glicol Tereftálico y posteriormente el calentamiento de este último bajo condiciones vacío, con objeto de eliminar el exceso de glicol y formar el poliester de alto peso molecular.

Normalmente las reacciones se llevan a cabo en varios recipientes interconectados entre si con objeto de hacer una operación que aunque se lleva a cabo en forma de "batches" se haga simi-continua.

En la figura No.4 se muestra un diagrama de flujo simplificado de este proceso, el que describiremos brevemente a continuación con objeto de aclarar la función que desempeña cada uno de los equipos involucrados.

En primer lugar se tiene un sistema alimentador de Dimetil Tereftalato en fase sólida que consiste de un ---- transportador de gusano que descarga a 2 valvulas rotatorias desifificadoras.

De este modo el Dimetil Tereftalato sólido a los tanques fundidores, éstos están provistos de agitadores -- para provocar la movilidad del material dentro de ellos y realizar un calentamiento uniforme.

Una vez fundido el material se descarga por gravedad a un tanque de almacenamiento de Dimetil tereftalato fundido, es de aclarar que los tanques estan provistos de un sistema de calentamiento a base de chaquetas que -- utilizan diferentes productos (como Dowtherm ó Diphil) para realizar el calentamiento, asi como las tuberias tambien estan provistas de sistemas de calentamiento-- similares con objeto de fundir el material y mantenerlo en estado líquido durante el proceso.

Del tanque de almacenamiento de Dimetil tereftalato -- fundido se pasa mediante un sistema de bombeo el producto a un tanque Dosificador de Dimetil tereftalato, al igual que los anteriores; dicho tanque esta provisto de sistemas de calentamiento.

De este tanque dosificador se alimenta el Dimetil tereftalato a los esterificadores mientras que el glicol es dosificado tambien por medio de un tanque similar-- a los mismos esterificadores.

Una vez agregadas todas las sustancias (Dimetil tereftalato, Monoetilen glicol y catalizadores) y siempre manteniendo la agitación y la temperatura elevada despues de transcurrido el tiempo de reacción que varía entre 1 y 20 horas según las condiciones empleadas y las proporciones de la mezcla se obtendrá el Bis glicol -- tereftalato el cual pasará en forma líquida tambien a los polimerizadores para completar la polimerización.

Estos reactores tiene caracterisiticas similares anteriores solo que la presión y la temperatura son diferentes.

Después de haber transcurrido el tiempo necesario para la polimerización el producto-polimero es descargado-- hacia el sistema de bombeo que hara pasar al polimero por una camara presurizada con perforaciones con diferentes formas produciendo asi los hilos de polimero cuyas formas y diámetros varian segun las caracteristicas del producto final que sean requeridas que pasarán

entonces a una tina de enfriamiento con agua, de la ----
cuál saldrán por medio de una jaladora hacia la maqui---
na costadora que producirá el recorte de poliester el- --
cuál será despues fundido y alimentado a las maquinas---
de hilado, estirado y demas procesos, que no se analiza--
ran en este trabajo; hasta obtener filamentos utilizados
en la industria textil.

Tanto los reactores donde se lleva a cabo la reacción --
para producir en Bis Glicol tereftalato como los poli- -
merizadores estan conectados a un sistema de vacio cen-
tral y a un sistema de recuperacion de los productos vo-
latiles obtenidos y recuperados de las reacciones.

C A P I T U L O I I I

SISTEMA DE PURIFICACION DE GLICOL AGOTADO

III SISTEMA DE PURIFICACION DE GLICOL AGOTADO

1.0 Descripción del proceso:

Existen varios métodos de purificación del Glicol Agotado (por glicol Agotado se entiende el Monoetilen Glicol recuperado en las columnas del esterificador y del Polimerizador como producto del exceso de Monoetilen glicol utilizado en el proceso de producción de Poliester-) proveniente del exceso utilizado en la reacción entre el DMT y el Monoetilen Glicol para asegurar la conversión total del DMT a Bis glicol tereftalato la recuperación del exceso de este reactivo es el objetivo principal del presente trabajo, en el cual se analizan y diseñan los equipos necesarios para su purificación por el método de Destilación al Vacío,

El glicol procedente de las reacciones de Esterificación es contaminado por sus productos de oxidación tales como Aldehidos, Hidroxiácidos etc, y aunque en las columnas de los Esterificadores y Polimerizadores es separada la mayor cantidad de Metanol, este componente-Sub producto de la producción del Bis glicol tereftalato queda presente en ciertas cantidades en la corriente de Glicol Agotado, esto se debe a que la función primordial de las columnas de los equipos mencionados es la separación de los Oligomeros de los demás componentes, dichos oligomeros son obtenidos

de los fondos de las columnas dejando salir por los --
domos el glicol Agotado, el Metanol, los productos --
de oxidacion y alguna parte de oligomeros.

Con objeto de realimentar el Glicol Agotado al proceso
de producción de poliester es indispensable purificar-
lo de todos los demas productos que lo contaminan; pa-
ra lo cual existen varios metodos.

A manera de informacion y antes de proceder a descri-
bir con detalle el metodo de Destilación al Vacío ha-
blaremos someramente de otras maneras de purificación;

1.1 DESTILACION ATMOSFERICA

Los metodos de purificacion de Glicol Agotado por des-
tilación son los preferidos, aunque la destilacion a --
presión atmosferica tiene inconvenientes economicos --
debido que solamente el 70% del Glicol Agotado (apro-
ximadamente) es recuperado con la pureza requerida y -
en la cabeza y cola de la destilacion quedan presentes
impurezas, lo que hace necesario efectuar una redesti-
lación de estos cortes con objeto de recuperar la ma-
yor cantidad de Glicol y debido a que existen diferen-
tes corridas se tienen perdidas considerables a mayor--
numero de corridas necesarias se tendrán mayores pérdi-
das; también es inconveniente hacer la destilación a -
presión atmosferica debido que se requieren altos con-
sumos de energía puesto que la temperatura en el fondo
de la columna es muy alta (al menos 197°C).

1.2 Purificación por Filtración.

El método de purificación de Glicol Agotado por filtración consiste en mezclar el Glicol Agotado con arcilla-Montmorillonita ó Hectorita en una proporción de 0.2 % al 10% en peso de arcilla en polvo ó finamente dividida previamente activada con ácido, calentado con agitación entre 70 y 130°C por periodos que varían entre 10 y 60 minutos y por último filtrar la mezcla para separar los oligómeros (estos compuestos favorecen la reacción de esterificación) del seno del Glicol, conviene hacer la filtración al vacío y mantener la temperatura por arriba de los 85°C con lo que se logra que los oligómeros permanezcan en solución dentro del glicol. Las arcillas mencionadas son bastante comerciales y tienen la siguiente composición.

Montmorillonita	% peso	Hectorita	% peso
SiO ₂	50-75	SiO ₂	50-75
AlO ₃	10-23	Al ₂ O ₃	0.3-1.5
Fe ₂ O ₃	2-7	Fe ₂ O ₃	0.3-2.5
MgO	1-5	MgO	10-30
CaO	0.5-4	CaO	0.2-5.5
Na ₂ O+K ₂ O	2.0-1.5		

Con este método se obtienen buenos resultados en la purificación del Glicol Agotado aunque presenta también inconvenientes ya que no prevé la separación -- del metanol que lo contamina y además la alta temperatura requerida favorece la degradación del Glicol.

1.3 Destilación al Vacío.

El proceso de purificación de Glicol Agotado por Destilación al Vacío es el objeto de análisis del presente estudio y será descrito a continuación utilizando para ello el diagrama de Flujo del proceso (Ver fig. --- No.5).

El Glicol Agotado es recibido del proceso de Poliester en los tanques de Almacenamiento de Glicol Agotado --- (donde además de los productos que contaminan el Glicol se agrega uno más, ya que debido a que el Glicol es higroscópico se agrega además agua a la mezcla, proveniente de la humedad del medio ambiente) (T-1 y T-2) de los cuales será alimentada la columna--rectificadora (R-1) mediante un sistema de bombeo y -- y calentamiento que llevara el Glicol Agotado a la temperatura de saturación. Una vez que el líquido ha sido bombeado mediante la bomba de Alimentación (B-la /B al Precaentador de Alimentación (C-1) el Glicol Agota do a la temperatura de líquido saturado es destilado--llevandose a cabo de esta forma la primera corrida de la destilación donde es separado el Glicol de la mez--cla de Metanol y agua que lo contamina, la corriente de salida del domo de la columna es condensada, -

mediante el Condensador Sub-enfriador (C-3) y llevada al tanque Acumulador de Condensados (T-4) el que alimentará la bomba de Condensados (B-4^A/B) de donde sale una línea que se bifurca para formar la línea de Re flujo a la columna y la línea de producto que servirá a la vez para manejar la mezcla de Metanol-Agua y el Monoetilen Glicol recuperados; por lo que en este corte la mezcla de Metanol y Agua pasará por la línea mencionada a su tanque de almacenamiento que será el tanque de Almacenamiento de Metanol T-5.

Simultáneamente a la salida del Domo se lleva a cabo la salida de los Fondos de la Columna, esta corriente pasa por las bombas de fondos. (B-2^A/B) para formar 2 corrientes de fondos, una que alimentará al hervidor de fondos (C-2) de la columna, equipo que proporcionará el calor necesario para la destilación, y otra, que llevará el Glicol Agotado libre de Metanol y agua al tanque de Almacenamiento de Glicol Agotado Seco (T-3), con este paso se completa la primera corrida ó corte para la purificación del Glicol procediéndose a llevar a cabo la segunda corrida ó corte.

La segunda corrida comienza con la alimentación de Glicol Agotado seco (o sea Monoetilen Glicol libre Metanol y Agua) al Precalentador de Alimentación (C-1) por medio de la Bomba de Glicol Agotado seco (B-3^A/B) para llevar este líquido a la temperatura de Saturación y poder alimentar a la Columna Rectificadora (R-1).

En la columna Rectificadora se lleva a cabo la corrida de Destilación de Glicol Agotado Seco obteniéndose por la parte superior (Domo) los vapores de Monoetilen Glicol con una pureza muy elevada, dichos vapores son condensados en el condensador subenfriador (C-3) y ya como liquido pasan al tanque acumulador de condensados-- (T-4) de donde pasara a la bomba de Condensados (B-4-- A/b) para pasar a la linea de producto que se bifurca formando la línea de reflujo y la de producto, la línea de producto llevará el Monoetilen Glicol a los tanques de corte de Glicol recuperado (T-6 y T-7) donde será-- analizado .

En caso de que el resultado del analisis indique que-- el Monoetilen Glicol esta dentro de especificaciones-- para ser realimentado al proceso de producción de Poliester se pasará por medio de la bomba de Monoetilen-- Glicol recuperado (B-6) al tanque de Almacenamiento de Monoetilenglicol recuperado, en el caso de que el resultado del analisis indique que el Monoetilenglicol-- no reuna las especificaciones para ser realimentado al proceso de producción de Poliester sera retornado al-- tanque de Glicol Agotado Seco (T-3) por medio de la -- bomba de Monoetilenglicol recuperado (B-6) mencionada; para ser reprocesado.

Simultaneamente a la obtención de los vapores de Monoe-- tilenglicol por el domo de la columna (R-1) se lleva a cabo la salida de los fondos de la columna que van directamente a la bomba de fondos (B-2 a/b) para alimentar al hervidor de fondos (C-2) y a la vez llevar a ca-- bo la salida de residuos que se enviará al tanque de - Almacenamiento de Residuos (T-9)

Por lo tanto, en resumen, de la corriente de entrada al proceso, de Glicol Agotado, proveniente del proceso de Poliester, se obtienen las siguientes corrientes finales de salida:

- 1.- Corriente de Metanol con Agua que saldrá para su venta y recuperacion de Metanol por medio de la bomba de Metanol (B-5).
- 2.- Corriente de Monoetilenglicol que saldrá para su realimentación al proceso de produccion de Poliester por medio de la bomba de Monoetilenglicol (B-7)
- 3.- Corriente de Residuos que saldra para su deshecho por medio de la bomba de Residuos (B-8).

C A P I T U L O I V

B A S E S D E D I S E Ñ O

IV BASES DE DISEÑO

En esta parte del estudio serán asentadas las bases y los criterios sobre los cuáles se realizan los cálculos involucrados en el diseño de la Bateria de Recuperación de Monoetilenglicol.

1.0 Bases de cálculos del Proceso y Dimensionamiento de equipos.

La base de cálculo principal, será la capacidad de la Bateria de Recuperación, la cual estará fijada por el Balance de materiales de la planta de producción de Poliester que como se ha mencionado tiene una capacidad de 50 000 toneladas por año, de Poliester, teniendo en cuenta que una planta de la capacidad mencionada tiende a trabajar durante 24 horas el máximo número de días del año, deteniéndose la operación solamente en ocasión de paros por mantenimiento de la planta, lo que generalmente se lleva a cabo en los períodos de mínimas necesidades de producción debido a las fluctuaciones del mercado a lo largo del año por lo que serán considerados únicamente 22 días para paros programados de mantenimiento general o sea tres semanas de paro y un día para arranque por lo que serán considerados 365-22=343 días de operación continua para la planta. Por otra parte serán considerados Batches de 24 horas para la operación de la Bateria de recuperación de Glicol Agotado por lo que la operación de ésta se limitará a procesar la cantidad de Glicol Agotado producida cada 24 horas en la planta de Poliester.

2.0 BALANCES

Los balances de Materiales y Termicos serán realizados sobre bases estrictamente Teoricas utilizando para -- ello la estequiometria y la termodinamica.

Los valores para cada caso seran tomados de la literatura y ésta será seleccionada segun la experiencia que se ha tenido para el diseño de plantas de este tipo.

Los valores que no se ajusten a modelos matemáticos -- comprobados cuyo calculo por lo tanto significaría un estudio profundo no seran analizados en este trabajo-- sin embargo se daran valores experimentales que se -- ajusten dentro de lo posible a la realidad, en este -- caso se encuantrán basicamente dos valores dentro de -- los balances de materiales que son:

- a) Los valores de pérdidas por arrastre de las corrientes del sistema de vacio, y :
- b) Los valores de la cantidad de agua absorbida por el -- Glicol Agotado debido a la Higroscopia que presenta este material.

Con objeto de hacer una presentación clara, se hara el calculo de los balances explicando paso a paso su desarrollo y por separado al final de cada uno de ellos se tabularan los valores en una forma clara pero resumida En este punto cabe aclarar que el peso molecular promedio del poliester utilizado en la producción de fibras es de 17 000 UMA.

3.0 EQUIPOS

En general los equipos que forman la bateria de recuperación a excepción de los equipos de almacenamiento, deberán tener dos funciones: la primera que es el manejo de el Monoetilenglicol con impurezas y la segunda que es el manejo del monoetilenglicol purificado.

El sistema empleado en los calculos sera el Ingles, debido a que la mayor parte de la literatura se encuentra en ese sistema.

3.1 COLUMNA RECTIFICADORA

Siendo éste el equipo medular del trabajo se utilizara el metodo optimo de su diseño establecido que la maxima temperatura en la columna no debera sobrepasar los 150°C para evitar que el Monoetilenglicol se degrade por efecto de la temperatura.

Se realizarán dos pasos para la purificación, uno que sera la Destilación del Glicol Agotado que servira para separar el Monoetilenglicol de la mezcla de Metanol (proveniente) de la producción del Bisglicol tereftalato y agua adicionada al proceso por la higroscopia de los glicoles, y otro que consistira en una ebullicion del Glicol Agotado seco con objeto de separar los subproductos formados que son las ya mencionados productos de oxidación; dado que la proporción de los subproductos en la mezcla depende de muchos factores (temperatura de Esterificacion, temperatura de Polimerizacion, tiempos de residencia etc.,) no es posible establecer las características de la mezcla ni sus propiedades exactas para poder realizar la destilación; sin embargo se ha encontrado que con la altura de la columna y el número de platos utilizados para realizar la separación de la mezcla Metanol-Agua es suficiente para que en el paso de purificación del Glicol Agotado seco, se logre la separación de los componentes que contaminan al producto, además estos componentes se encuen

tran presentes en mínimas cantidades.

Por lo tanto el diseño de la columna rectificadora ---
seguira la siguiente secuencia.

- 3.1.1 Calculo del No. de platos, que estará determinado por--
la cantidad de platos requerida para el corte Monoeti-
lenGlicol y mezcla Metanol-Agua.
- 3.1.2 Cálculo del Diámetro de la columna, el diametro de la-
columna estara fijado por los siguientes factores:
 - a) Deberá ser el requerido para manejar la cantidad de --
Glicol Agotado acumulada durante 24 horas de operación
de la planta de producción de Poliester .
 - b) Se tomará encuentra que se requiere un tiempo para lim-
pieza de los equipos entre Bath y Bath.

Así que deberá calcularse el Diámetro de la columna pa-
ra cada uno de los cortes y una vez establecido, se --
seleccionará el mayor, y se calculará el tiempo que to-
mará realizar el otro corte de tal manera que la suma--
de los tiempos de operacion de la columna para ambos
cortes, deberá ser menor a 24 horas estimando que se--
requiere cuando menos de 4 horas para limpieza de la-
columna.

#

3.2 Para el cálculo de la columna de destilación se tomarán en cuenta los siguientes datos:

	Primer corte	Segundo Corte
1. Composición de la alimentación.	Se establecerá de acuerdo al balance de materiales, considerando una mezcla binaria compuesta de un componente "A" que contiene la mezcla MOH-H ₂ O y un componente B que es el MEG.	Corresponderá con la composición de los fondos del primer corte.
2. Composición del destilado	99.5% MOL con respecto a la mezcla MOH-H ₂ O	99.68% MOL con respecto a 1 MEG
3. Composición de Fondos	0.32% MOL con respecto a la mezcla MOH-H ₂ O	99.68% MOL con respecto a 1 MEG, conteniendo trazas de impurezas.
4. Reflujo de Operación	1.5 veces el reflujo mínimo	$\frac{W}{D} = 50\%$
5. Condiciones de Alimentación.	Líquido Saturado	Líquido Saturado.
6. Condiciones del REflujo.	Líquido Saturado	Líquido Saturado.
7. Tipo de flujo a lo largo de la columna.	Vapor constante (mol) a lo largo de toda la columna.	a lo largo de toda la columna.
8. Presión de operación.	Domo 40 Torr Parte Media 60 Torr Fondo 80 Torr	Domo 80 Torr Parte media 100 torr Fondo 120 Torr
9. Cantidad de Destilado	Según Balance	D = 85% A
10. Cantidad de fondos	Según Balance	W = 15% A

	Primer Corte	Segundo Corte
11. Eficiencia de platos	40%	
12. Tipo de platos	Balastra V-1 de Glitch de un solo paso.	
13. Factor de Sistema	0.73	
14. Factor de inundamiento	77 %	
15. Espaciamiento entre platos	24 in	
16. Diferencias aceptables en el cálculo de temperaturas.	$0.994 \leq \sum X_i \leq 1.006; 0.994 \leq \sum Y_i \leq 1.006$	

3.3 CAMBIADORES DE CALOR:

Los cuatro cambiadores de calor involucrados en el proceso (Precalentado de la Alimentacion Hervidor de Fondos, Condensador de Subenfriador y Enfriador de fondos, serán diseñados para manejar diferentes corrientes que se presentan en cada uno de los cortes como son:

El Precalentador de Alimentación será diseñado para precalentar, la corriente de Glicol Agotado proveniente del proceso de Poliester desde 5°C hasta la temperatura de Saturación fijada por la presión de operación de la columna para esta corrida como primer calculo, después deberá ser diseñado para precalentar la corriente de Glicol Agotado seco (Producto de la primera corrida) desde 5°C hasta la temperatura de Saturación fijada por la presión de operación de la columna para esta corrida, por último se seleccionará el equipo mayor y se recalculará su comportamiento para el otro caso.

El condensador subenfriador sera diseñado para condensar primero la mezcla de Metanol y Agua proveniente de la primera corrida, y segundo el Monoetilenglicol proveniente de la segunda y como en el caso anterior se seleccionará el equipo mayor y se recalculará el comportamiento para el otro caso.

El hervidor de fondos sera diseñado también en forma similar a los otros cambiadores de calor primero para manejar los fondos de la primera corrida y después los de la segunda y demás recalculando al final el comportamiento del cambiador para el equipo menor.

El enfriador de fondos solo debera ser calculado para enfriar la corriente de fondos desprendida de la segunda corrida.

3.3.1 Datos de Diseño para los Cambiadores de Calor.

Para el cálculo y diseño de los cambiadores de Calor se tomará en cuenta lo siguiente:

.1 Resistencias de pared para el interior de los tubos :

Glicoles $r_i = 0.0015$

Agua $r_i = 0.001$

.2 Resistencia de pared para el exterior de tubos :

Vapor $r_o = .00005$

Vapor de Glicoles.

$r_o = 0.0015$

.3 Resistencia de la pared del tubo al a transferencia de calor--

$$r_w = e/k$$

.4 Vapor de calentamiento :

Vapor de 150 lb/in² (Saturado y Seco)

.5 Agua de Enfriamiento

$T = 72^{\circ} \text{F}$ (fria)

$T = 100^{\circ} \text{F}$ (caliente; retorno)

Por ultimo todos los cambiadores deberan ser diseñados segun el codigo TEMA con objeto de que las caracteristicas de fabricacion no presente dificultades.

3.4 TANQUES

Los tanques seran diseñados para cubrir la capacidad - requerida segun los balances de materiales teniendo un tiempo de retencion que se ajustara a la tabla siguiente:

TABLA NO:1

IDENTIFICACION	Tiempo de Retención ó volumen por retener.
T-1 y T-2	24 Horas
T-3	1 corrida del 1 ^{er} corte (volumen)
T-4	15 Minutos la corrida mayor (volumen)
T-5	1 corrida del 1 ^{er} corte (volumen)
T-6 y T-7	4 Horas del 2 ^o corte (volumen)
T-8	1 corrida del 2 ^o corte (volumen)
T-9	15 Horas

Explicación de la Tabla No.1.

Los T-1 y T-2 tendrán la capacidad de retener la alimentación del Glicol Agotado proveniente del proceso de fabricación de Poliester durante 24 horas cada uno. Debido a que mientras se esté procesando el contenido de un tanque en el segundo se acumulara la producción de Glicol Agotado y como se ha fijado que el tiempo -- de duración de los Baches sea de 24 horas con que la capacidad de almacenamiento cubra el lapso de un bathes suficiente.

El T₃ deberá de retener todo el Glicol Agotado Seco --- proveniente de la 1^a corrida de Destilación para almacenarlo y reprocesarlo en la 2^a corrida.

El T₄ tendra un tiempo de retencion de 15 minutos de -- destilado para la corrida que la mayor cantidad en todo caso la capacidad minima del tanque debiera ser de -- 2m³ para que pueda formarse una columna de liquido suficiente para formar el sello que no permita que el efecto del vacio aplicado por el condensador subenfriador -- afecte a la bomba de destilados.

El T₅ deberá tener la capacidad suficiente para retener la mezcla de Metanol y Agua destilada en la 1^a corrida.

Los tanques T₆ y T₇ tendrán una capacidad de retención equivalente a 4 horas de producción de Monoetilenglicol purificado ésto se debe a que se requiere del tiempo -- mencionado para efectuar los analisis correspondientes -- y pasar el Glicol al tanque de Almacenamiento o a su re procesamiento.

El Tanque T₈ tendrá una capacidad de almacenamiento de glicol recuperado equivalente a la duración del segundo corte que es de 15 horas y 11.

El Tanque T₉ deberá almacenar asimismo los fondos provenientes del segundo corte de destilación o sea que tendrá una capacidad de retención equivalente a 15 horas de flujo de fondos .

3.5 BOMBAS

Las bombas al igual que los demas equipos serán diseñados para cubrir la capacidad requerida segun los balances de materiales y la capacidad de cada una de ellas sera fijada en la Tabla No. 2

C L A V E

B-1 A/B

B-2 A/B

B-3 A/B

B-4 A/B

C A P A C I D A D

Será fijada por lo requerimientos de alimentación a la columna para la primera corrida.

Será fijada por los requerimientos de la columna y se tomara la mayor para ambos cortes.

Será fijada por los requerimientos de alimentación a la columna para la segunda corrida.

Será fijada por los requerimientos de la columna y se tomara la mayor para ambos cortes.

C L A V E

C A P A C I D A D

B-5

Tendrá una capacidad tal que permita vaciar el tanque T-5 en un lapso no mayor a 4 horas.

B-6

Tendrá una capacidad tal que permita vaciar el tanque T-6 o el T-7 en un lapso no mayor de 2 horas.

B-7

Tendrá una capacidad tal que permita vaciar el tanque T-8 en un lapso no mayor a 4 horas.

B-8

Tendrá una capacidad de 800-1 ph.

Explicación de la Tabla No. 2

Las primeras 4 bombas (B-1 A/B, B-2 A/B, 3-B A/B y - B-4 A/B);

Son las bombas que intervienen en el proceso y por consiguiente se denominara en la subsecuente como bombas de Proceso mientras que la ultima 4 (B-5 B-6,B-7 y B-8) son bombas de transvase por la función que desempeñan.

Las bombas de proceso tendrán una bomba de respuesto -- que permitira en caso de fallas durante las corridas -- la no interrupción de una corrida cosa que afectaría-- el tiempo del Bath y provocaria acumulaciones.

Las bombas de transvase pueden sustituirse facilmente-- y en todo caso una falla de cualquiera de ellas no afectaría el tiempo del Bath y provocaría acumulaciones.

Las bombas de transvase pueden sustituirse facilmente-- y en todo caso una falla de cualquiera de ellas no afectaría el proceso ya que las operaciones de transvase no caen dentro de la ruta critica del proceso en un analisis de tiempos y movimientos.

3.6 MATERIALES DE FABRICACION:

Los materiales a utilizarse en la fabricación de cada uno de los equipos deberán seleccionarse de tal manera que sean compatibles con las sustancias manejadas.

En general los materiales de los equipos tuberías, válvulas accesorios etc, que manejan Monoetilenglicol purificado serán de Acero inoxidable tipo T-304-L, como caso particular los tanques T-1, T-2, T-3 y T-8 serán recubiertos con una resina del tipo Epoxi-Fenolico (como el Amercoat No.75) que proporcionará las siguientes funciones:

- a) Impedir la contaminación del Monoetilenglicol purificado y.
- b) Impedir la corrosión y contaminación por óxidos en todos los demás tanques.

La experiencia ha demostrado que dadas las características de éste recubrimiento cumple con las funciones mencionadas y la aplicación no es muy costosa y se justifica plenamente la inversión por la seguridad que proporciona su utilización.

Debido a que los valores en los balances son estrictamente teóricos los equipos serán sobre diseñados para permitir la flexibilidad. necesaria en las operaciones reales así que en cada caso en el diseño de los equipos se darán factores de sobre diseño cuyos valores son responsabilidad única del criterio del diseñador

En todo caso en el desarrollo del cálculo para cada uno de los equipos se aclarará debidamente las consideraciones involucradas.

C A P I T U L O V

L I S T A D E E Q U I P O

V LISTA DE EQUIPOS PARA EL SISTEMA DE PURIFICACION DE --
GLICOL AGOTADO

1.0 EQUIPOS

	N O M B R E	CANTIDAD	CLAVE
1	TANQUES DE ALMACENAMIENTO DE GLICOL AGOTADO	2	T-1 y T-2
2	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE GLICOL AGOTADO SECO:	1	T-3
3	TANQUE ACUMULADOR DE CONDEN SADOS:	1	T-4
4	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE METANOL	1	T-5
5	TANQUES DE CORTE DE GLICOL RECUPERADO.	2	T-6 y T-7
6	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE GLICOL RECUPERADO	1	T-8
7	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE RESIDUOS	1	T-9
8	COLUMNA RECTIFICADORA	1	R-1
9	PRECALENTADOR DE ALIMENTACION	1	C-1
10	HERVIDOR DE FONDOS	1	C-2

N O M B R E	CANTIDAD	CLAVE
11 CONDENSADOR - SUBENFRIADOR	1	C-3
12 ENFRIADOR DE FONDOS	1	C-4
13 BOMBAS DE ALIMENTACION DE- GLICOL AGOTADO.	2	B-1 ^A /B
14 BOMBAS DE FONDOS	2	B-2 A/B
15 BOMBAS DE GLICOL AGOTADO SE CO	2	B-3 ^A /B
16 BOMBAS DE CONDENSADOS	2	B-4 ^A /B
17 BOMBA DE METANOL	1	B-5
18 BOMBA DE GLICOL RECUPERADO	1	B-6
19 BOMBA DE GLICOL	1	B-7
20 BOMBA DE RESIDUOS	1	B-8

1.1

LISTA DE INSTRUMENTOS

IDENTIFICACION	UBICACION
LCV- 101;LIC- 101; LT S/N	1"-P- 102
LCV- 102;LIC- 102;LT-S/N	1"-P- 103
PI- 101	3"-P- 106
PI- 102	3"-P- 107
FICV- 101	3"-P- 108
PI- 103;PI- 104;FICV- 102	1 1/2"-P- 110
FCV- 101-FCV- 102;FCV- 103	3"-P- 112
FICV- 103	3/4"-P- 119
PCV- 101	1"-P- 120
LCV- 103;LIC- 103	1"-P- 121
LCV- 104;LIC- 104	1"-P- 122
LCV- 105;LIC- 105	3/4"-P- 123
FICV- 104	3"-P- 128
PI- 105	1"-P- 132
P- I- 106	3/4"-P- 134
FICV- 107	1/2"-P- 135
PI- 108	1/2"-P- 138
TCV- 102;TIT- 102	4"-VX- 102
TCV- 101;TIT- 101	2"-VX- 103
TCV- 103;TIT- 103	6"-AE- 101
TCV- 104;TIT- 104	1"-AE- 102
PV- 101;PIC- 101	3"-V- 101
PCV- 101	1/4"-N- 102
PCV- 102	1/4"-N- 104
PCV- 103	1/4"-N- 105
PCV- 104	1/2" N- 106
PSV- 101	T-3
PI- 109	T-4
PSV- 103	T-6
PSV- 104	T-7
PSV- 105	T-8
PT- 101;PSV- 102	R- 1

C A P I T U L O V I

BALANCES DE MATERIALES

VI. BALANCES DE MATERIALES

1.0 NOMENCLATURA

A partir de este momento para evitar confusiones y repeticiones tediosas se utilizarán abreviaturas para los diferentes componentes involucrados en el proceso. En la siguiente tabla se establecerán los compuestos.

TABLA No. 3

C O M P U E S T O	A B R E V I A T U R A
Monoetilen glicol	MEG
Dimetil tereftalato	DMT
Bis glicol tereftalato	BGT
Polimero	POL
Monómero	MON
Metanol	M-OH
Agua	H ₂ O
Toneladas por año	TPA

2.0 Balance de Materiales para la planta de Producción de Poliester.

Base: Capacidad 50 000 TPA

3.0 REACCIONES

a) Reacción Integral



b) Reacción de Esterificación



c) Reacción de Polimerización,



Pesos moleculares

C O M P U E S T O

PESO MOLECULAR UMA

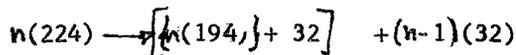
DMT	194
MEG	62
POL	17000
MOH	32
BGT	224

4.0 ESTEQUIOMETRIA

1.- Esterificación:



2.- POLIMERIZACION



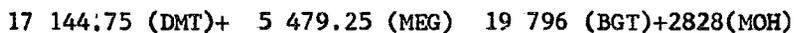
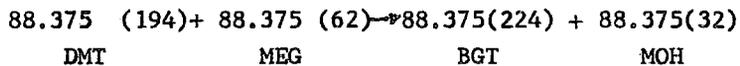
Cantidad de Unidades monoméricas requeridas para formar el polímero con un Peso molecular promedio de ---- 17000. UMA

$$n(192) + 32 \longrightarrow 17000$$

$$n = \frac{17000 - 32}{192} = 88.375$$

∴ Se requieren 88.375 moles de mononero para formar el polímero de PM: 17000. UMA

Por lo que para la esterificación:



ESTERIFICACION

$$17.144.75(\text{DMT}) \times \frac{58223.529}{19796} + 5479.25 (\text{MEG}) \times \frac{58223.529}{19796} \rightarrow$$

$$\rightarrow 19796 (\text{BGT}) \times \frac{58\ 223.529}{19796} + 228 (\text{MOH}) \times \frac{58223.529}{19796}$$

teniendo como resultado en el paso de la Esterificación las siguientes cantidades (en TPA)

COMPUESTO (REACTIVO)	TPA	COMPUESTO (PRODUCTO)	TPA
DMT	= 50 425.735	BGT	= 58 223.529
MEG	= 16 115.441	MOH	= 8317.647

Consideración No.1

El exceso de MEG utilizado con objeto de asegurar el 100%-- de conversión de DMT es comunmente de un 200% del requerido estequiometricamente

la cantidad correspondiente al exceso será

$$16, 115. 441 \times 2 = 32\ 230.882 \text{ TPA}$$

y la totalidad de MEG en el proceso corresponde con las siguientes cantidades.

#

MEG REACCIONADO	16 115. 441 TPA
MEG EXCESO	32 230. 882 TPA .
MEG TOTAL EN EL PROCESO	48 346.822 TPA

por lo que la cantidad de MEG teórica por recuperar -- será de 32 230.882 TPA, esta cantidad se verá disminuida por la pérdidas que origina el manejo del compuesto durante el proceso.

Consideración No.2

Del total de MEG alimentado en exceso, se recuperará - el 85% en el paso de Esterificación en el que saldrá-- mezclado con el 100% del MOH producido durante este pa- so, el 15% del meg en exceso se recuperará en el paso- de Polimerización en el cual también saldrá mezclado-- con el 100% del MOH producido en ese paso .

Por lo tanto:

Los vapores manejados en la columna del esterificador- formarán la siguiente mezcla:

MOH de esterificación = 8317.647 TPA

MEG en exceso = 32 230 .882 TPA

85% del MEG en exceso = 27 396.250 TPA

MEZCLA:	COMPONENTE	TPA
	MOH	8 317.647
	MEG	<u>27 396.250</u>
		<u>35 713.897</u>

Consideración No.3

La columna del Esterificador realiza la primera parte de la separación provocando dos corrientes de salida - una que fundamentalmente es MOH y otra que fundamentalmente es MEG, las proporciones de las corrientes de salida son 95%-5% respectivamente para cada una de ellas por lo que la composición de cada una de las corrientes estará determinada en la siguiente forma:

Mezcla Alimentada a la columna del Esterificador

C O M P O S I C I O N

MOH 8 317.647 TPA

MEG 27 396.250 TPA

A= 35 713.897

#

Destilado (Mezcla MOH 95%, MEG 5%) (1ª corriente) ---

$$D = \frac{8317.647}{0.95} - 0.05 \times 35\,713.897 = 7257.724 \text{ TPA}$$

Composición la primera corriente

	TPA
MOH	6894.838
MEG	<u>362.886</u>
	7257.724

Residuo (Mezcla MOH 5%, MEG 95%) (2a. corriente)

$$R = 35,713.897 - 7257.724 = 28456.173 \text{ TPA}$$

Composición de la segunda corriente

	TPA
MOH	1422.809
MEG	<u>27033.364</u>
	28 456.173

Ambas corrientes se verán disminuidas debido a que en las líneas de vacío se arrastra una cantidad de ellas.

Consideración No.4

La cantidad de vapores arrastrada por el sistema de vacío será de un 5% de cada una de las corrientes que se manejan:



Por lo que en estas corrientes, se arrastrarán hacia el sistema de vacío las siguientes cantidades;

En la primera corriente del esterificador:

MOH	6894.838	x	0.05	=	344.742
MEG	<u>362.886</u>	x	0.005	=	<u>18.144</u>
	7257.724	x	0.005	=	362.886

En la segunda corriente del esterificador

	TPA				TPA
MOH	1422.809	x	0.005	=	71.141
MEG	<u>27033.364</u>	x	0.005	=	<u>1351.668</u>
	28456.173	x	0.005	=	1422.809

Y los vapores manejados en la columna del Polimerizador formarán la siguiente mezcla:

MOH de polimerización=	8223.529 TPA
MEG en exceso	=32230 .882 TPA
15% del MEG en exceso=	4834.632 TPA

Composicion de ^{c/}u de las corrientes de salida de la columna del polimerizador (Ver consideración No.3)

Mezcla Alimentada a la columna del Polimerizador:

Composición

COMPONENTE	TPA
MOH	8223.529
MEG	<u>4834.632</u>
A	13058.161

Destilado (Mezcla MOH 95% MEG 5%) (1ª. corriente) ---

$$D = \frac{8223.529 - 0.05}{0.95 - 0.05} \times 13\,058.161 = 8411.801$$

Composición de la primera corriente

	TPA
MOH	7991.211
MEG	<u>420.590</u>
	8411.801

Residuo (Mezcla MOH 5% MEG 95%) (2a. corriente)

$$R = 13058.161 - 8411.801 = 4646.36 \quad \text{TPA}$$

Composición de la segunda corriente

MOH	232.318
MEG	<u>4414.042</u>
	4646.360

como en el caso del esterificador las corrientes se ve-----
rán disminuidas por la cantidad que se arrastra de -----
éllas en las líneas de vacío.

(Ver Consideracion No.4)

Por lo que de estas corrientes se arrastrán hacia el sis-
tema de vacío las siguientes cantidades.

En la primera corriente del Polimerizador.

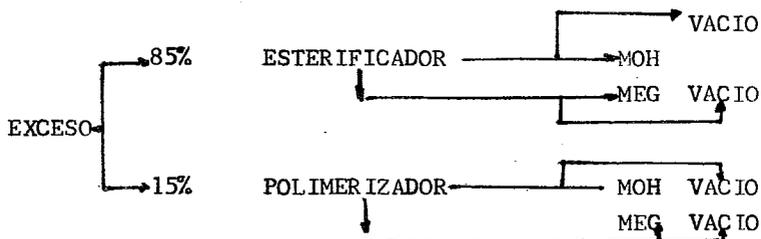
MOH	7991.211 x 0.05=	399.561
MEG	420.590 x 0.05=	$\frac{21.029}{420.590}$

y en la segunda corriente del polimerizador.

MOH	^{tpa} 232.318 x 0.05 =	11.616
MEG	4414.042 x.005	$\frac{220.702}{232.318}$

Por lo que la mezcla total que se deberá considerar --
que arriba a los tanques de almacenamiento de Glicol --
Agotado será la siguiente:

BALANCE DE MEG



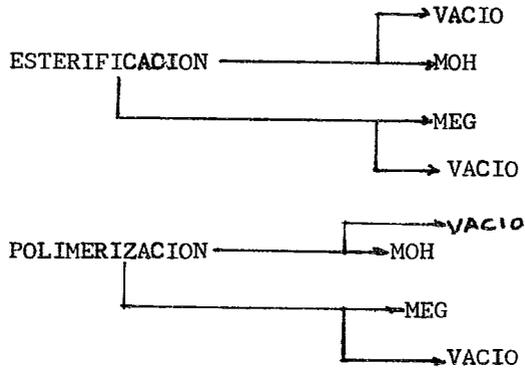
P E R D I D A S

a) En el estrificador	TPA
1.-En la corriente de MOH	362.886
2 -Arrastre por vacio en- la corriente del MEG	1351.668
b) En el Polimerizador	
3.-En las corrientes de MOH	420.590
4.-Arrastre por vacio en la corriente de MEG	220.702
TOTAL DE PERDIDAS	<u>2355.846</u>

Exceso de MEG = 32 230.882

MEG presente en la mezcla = $32230.882 - 2355.846 =$
 $= 29875.036$ TPA

BALANCE DE MOH



PRODUCCION (SUB-PRODUCTO)

	TPA
a) En Esterificador	8317.647
b) En Polimerizador	<u>8223.529</u>
	16541.176

PERDIDAS

A) EN ESTERIFICADOR

TPA

1.-CORRIENTE MOH	6894.838
2.-ARRASTRE POR VACIO EN LA CORRIENTE DE MEG	71.141

B) EN POLIMERIZADOR

3.-CORRIENTE MOH	7991.211
4.-ARRASTRE POR VACIO EN LA CORRIENTE DE MEG -	11.616
	<u>1 4,968.806</u>

MOH PRESENTE EN LA MEZCLA= 16 541.176-14 698.806=1572.37
TPA

Por lo que la composición del Glicol Agotado será.

MOH	1572.370
MEG	<u>29875.036</u>
	31447.406

#

CONSIDERACION NO:5

- Debido a la higroscopía del MEG y a que el anhídrido --
ftálico alimentado al proceso contiene trazas ácido --
tereftálico que al reaccionar con el MEG forman agua, --
se tiene un contenido de agua presente en las corrientes --
y se adiciona por higroscopía otra cantidad.
Se ha encontrado que la proporción de agua presente --
en la mezcla de Glicol Agotado es de un 3% por lo que --
se agregará como otro componente de la mezcla la can- --
tidad correspondiente

CONSIDERACION NO. 6

La cantidad de sólidos arrastrados en la corrientes de
Glicol Agotado se ha encontrado que corresponde a un -
3% de la mezcla de Glicol Agotado por lo que también -
se añadirá a la composición la cantidad correspondien-
te, aunque esta cantidad no se considerará en la destila-
ción, se debe de manejar en todos los equipos y formará
parte de los residuos del proceso.

CANTIDAD DE H₂O PRESENTE

$$31\,447.406 \times 0.05 = 1572.370 \text{ TPA}$$

CANTIDAD DE SOLIDOS PRESENTE

$$31\,477.406 \times 0.03 = 943.422 \text{ TPA}$$

Por lo que el Glicol Agotado tendrá la siguiente composición.

COMPONENTE	TPA
MOH	1572.370
MEG	29875.036
H ₂ O	1572.370
SOL	943.422
	<hr/>
	33963.198

6.0 BALANCE DE NITROGENO

1.0 Se considerarán los consumos de nitrógeno a 3 in H₂O en cada uno de los tanques donde se requiere.

TANQUE T-3

$$V = 3\,581 \text{ cf}$$

$$\text{vaciado} = 3.5 \text{ Hr}$$

$$Q = \frac{3581}{3.5} = 1023 \text{ cf/Hr}$$

$$C_{N_2 @ 70^\circ F \text{ y } 3" \text{ H}_2\text{O}} = 0.0528 \text{ lb/cf}$$

$$W_{N_2} = 1023 \text{ cf/Hr} \times 0.0528 \text{ lb/cf} = 54 \text{ lb/Hr}$$

$$54 \times 3.5 = 189 \text{ lb/día}$$

TANQUES T-6 y T-7

$$V = 860 \text{ cf}$$

$$\text{vaciado} = 5 \text{ Hr}$$

$$Q = \frac{860}{5} = 172 \text{ cf/Hr}$$

$$W_{N_2} = 172 \times 0.0528 = 9.0 \text{ lb/Hr}$$

$$9.0 \times 5 \times 3 = 13.5 \text{ lb/día}$$

TANQUE T=8

$$V = 2984 \text{ cf}$$

$$\text{vaciado} = 15 \text{ Hr}$$

$$Q = \frac{2984}{15} = 199 \text{ cf/Hr}$$

$$W = 199 \times 0.0528 = 10.5 \text{ lb/Hr}$$

$$10.5 \times 15 = 157.5 \text{ lb/día}$$

TOTAL $189 + 135 + 157.5 = 481.5$ lb/día.

Tiempo de operación anual = 343 días

Consumo anual de nitrógeno.

$$481.5 \times 343 = 165\,154.5 \text{ lb/año}$$

Lo que da un total aproximado de 75 TPA

C A P I T U L O V I I

CALCULO DE C/U DE LOS EQUIPOS DEL SISTEMA DE PURIFICACION

DE GLICOL AGOTADO

VII CALCULO DE C/U DE LOS EQUIPOS DEL SISTEMA DE PURIFICACION DE GLICCOL AGOTADO.

1.0 GENERAL

Debido a que el explicar paso a paso la secuencia del cálculo de los diferentes equipos a la vez que se van realizando los calculos involucrados resultaría confuso, no se haran ambas cosas simultaneamente sino que -- se explicara primero una secuencia clara y resumida -- estableciendo tanto la nomenclatura a utilizarse como el juego de formulas utilizadas para el desarrollo de los cálculos, obteniendo asi una exposición clara de la secuencia de calculo por una parte y, por otra el desarrollo de las operaciones sin hacer una mezcla -- que generalmente confunde y obstaculiza el entendimiento general del desenvolvimiento y resolucion de los -- problemas.

1.1 SECUENCIA DE CALCULO PARA LA COLUMNA DE DESTILACION

- 1.0 Cálculo del número de platos requeridos para la columna.
- 1.1. De los balances de materiales será obtenida la cantidad de glicol agotado a tratar así como su composición .
- 1.2 De las bases de diseño será fijada la cantidad de glicol -- agotado que servirá como alimentación a la columna en cada batch.
- 1.3 Se calcularán los balances para cada corte representando el % peso y % mol de cada una de las corrientes, considerando:

a) Para los % peso, los valores en peso de c/u-- de los componentes que forman la mezcla de tal forma que:

$$\% \text{ Peso } i = \frac{M_i}{M_T} \times 100$$

Donde M_i representa la cantidad de componente i presente en la mezcla y M_T representa la cantidad total de los componentes en la mezcla; o sea $\sum M_i = M_T$

- b) Para los % mol el método de cálculo es similar solo que las cantidades consideradas serán expresadas en moles.
- 1.4 De las bases de diseño se obtendrán los valores de las composiciones de las principales corrientes de cada corte.

1.5 Se calculará la curva de equilibrio para la mezcla a la --- presión de operación preestablecida en las bases de diseño. Para realizar con facilidad y claridad este cálculo se hará una tabla con la siguiente información y cálculos.

1a. columna	T ($F^{\circ}/^{\circ}C$)
2a. columna	P° MOH (componente "a")
3a. columna	X MOH (fracción mol)
4a. columna	$P_a = P^{\circ} \text{MOH} \times X$
5a. columna	$P^{\circ} \text{H}_2\text{O}$ (componente "b")
6a. columna	$X \text{H}_2\text{O}$ (fracción mol)
7a. columna	$P_b = P^{\circ} \text{H}_2\text{O} \times X \text{H}_2\text{O}$
8a. columna	$P_1 = P_a + P_b$
9a. columna	$P_2 = P^{\circ} \text{MEG}$
10a. columna	$P_T - P_2$
11 a. columna	$P_1 - P_2$
12a. columna	$X = (P_T - P_2) \div (P_1 - P_2)$
13a. columna	$Y = P_1 \times X / P_T$
14. columna	$\alpha = P_1 / P_2$

1.6 Se calculará el valor de α promedio ($\bar{\alpha}$) de las siguientes - formas

$$a) \quad \bar{\alpha} = (\alpha_1 \alpha_n)^{1/2} \quad (\text{Promedio geométrico})$$

$$b) \quad \bar{\alpha} = \frac{\sum_i^n \alpha_i}{n} \quad (\text{Promedio aritmético})$$

y se seleccionará el valor menor de ambos.

1.7 Se calculará el valor del reflujo mínimo por los tres métodos siguientes y se seleccionara el valor mayor de los tres

$$1.7.1 \quad R_{\min} = \frac{1}{\alpha - 1} \left[\frac{X_{1D}}{X_{1A}} - \frac{\alpha (1 - X_{1D})}{1 - X_{1A}} \right]$$

$$1.7.2 \quad R_{\min} = \frac{X_{1D} - y_i^*}{y_i^* - X_i^*}$$

Donde Y_i^* y X_i^* son los valores al equilibrio tomados de la gráfica.

$$1.7.3 \quad R_{\min} = \frac{X_{1D} - \bar{OB}}{\bar{OB}}$$

Donde el segmento \bar{OB} es leído de la gráfica de equilibrio.

1.8 Cálculo del reflujo de operación.

Con el valor del reflujo mínimo seleccionado se calculará el reflujo de operación siendo éste tantas veces mayor como se indique en las bases de diseño de tal forma que :

$$R_{op} = N \cdot R_{\min}$$

donde N es el número de veces que se tomara el reflujo mínimo.

1.9 Cálculo de la ecuación de equilibrio.

$$y^* = \frac{\alpha x}{1 + (\alpha - 1)x} \quad \begin{array}{l} \text{(El asterisco indica valores} \\ \text{al equilibrio)} \\ \text{(EC. No. 1)} \end{array}$$

$$V_n = D (1 + R) (\text{lb mol/Hr})$$

$$L_n = DR \quad (\text{lb mol/ Hr})$$

1.10 Cálculo de la ecuación de la línea de rectificación.

$$Y_{n+1} = \frac{R_{op}}{1 + R_{op}} X_{n+1} + \frac{X_D}{1 + R}$$

$$\therefore X_{n+1} = \frac{Y_{n+1} - \frac{X_D}{1 + R}}{\frac{R_{op}}{1 + R_{op}}} \quad (\text{EC No. 2})$$

1.11 Cálculo de la ecuación de la línea de agotamiento

$$A = L_m - L_n \quad (\text{lb mol/Hr})$$

$$L_m = A + L_n \quad (\text{lb mol /Hr})$$

Para flujo equimolecular $V_m = V_n$

$$Y_{m+1} = \frac{L_m}{V_m} X_{m+1} - \frac{B}{V_m} X_B$$

$$\therefore X_{m+1} = \frac{Y_{m+1} + \frac{B}{V_m} X_B}{\frac{L_m}{V_m}} \quad (\text{Ec. No.3})$$

1.12 Cálculo del número de platos teórico.

1.12.1 Cálculo analítico del número de platos

Con los valores de X_{1A} , X_{1D} y X_{1W} se aplicarán las ecuaciones 1,2,3 calculando así el número de platos teóricos .

1.12.2 Cálculo gráfico del número de platos.

Con los valores de X_{1A} , X_{1D} y X_{1W} ; el valor del reflujo y la grafica de equilibrio se calculará el número de platos gráfico.

1.13 Cálculo del número de platos Real.

Con el valor mas grande de número de platos arrojado por -- cualquiera de los metodos anteriores se calculará el número de platos real al aplicarse el valor de eficiencia considerado en en los pasos de diseño.

$$N_P \text{ REAL} = \frac{N_P \text{ TEORICO}}{\text{EFICIENCIA}}$$

1.14 Cálculo del plato de alimentación.

El plato de alimentación esta ubicado de tal forma que es el único sitio de la columna donde se cumple que $X_{1A} = X_n = X_m$ por lo que solo habrá que identificar el lugar donde termina la zona de agotamiento y comienza la de rectificación; en -- caso que esto no se logre en un plato exactamente se inter-- polará entre los platos adyacentes.

Para localizar el sitio real de alimentación tan solo se --- aplicara el valor de eficiencia.

=
1.15 Chequeo de ecuaciones de rectificación y agotamiento . Se -- asignará el valor de X_{1A} a las ecuaciones de rectificación-- y agotamiento calculando el valor de Y correspondientes con-- cada una de ellas solo si $Y_n = Y_m$ las ecuaciones serán co--- rrectas. ó sea.

$$P(x,y) = P(X,Y)$$

2.0 Cálculo del diámetro de la columna

2.1 Cálculo de las temperaturas del

A) DOMO
$$\sum \frac{P_T}{P^0} \frac{Y_i}{i} = 1$$

B) Plato de Alimentación y Fondo

$$\sum \frac{P^0 X}{P_T} = 1$$

Admitiendo diferencias de ± 0.006

2.2. Evaluación de la densidad del líquido y del vapor, para la zona que se vaya a calcular .

Nota: A partir de este punto se repetirán los mismos pasos para la zona de rectificación y para la de agotamiento.

2.3 Cálculo de la carga de vapor (Vload)

$$V \text{ load} = \text{CFS} \left(\frac{e_v}{e_l - e_v} \right)^{1/2}$$

Donde: CFS es el flujo de vapor (cf/seg)

$$\text{CFS} = \frac{V_n}{e_v 3600}$$

V_n es la cantidad de vapor en la zona

$V_n = V_n \text{ mol} \times \bar{P}M$

$V_n \text{ mol}$ es el número de moles de vapor en la zona

$\bar{P}M$ es el peso molecular promedio de la zona.

2.4 Cálculo del FACTOR de CAPACIDAD del VAPOR (CAF)

$$\text{CAF} = \text{CAFo SF}$$

Donde: CAFo es el factor de capacidad del vapor a carga líquida cero.

SF es el factor del sistema cuyo valor depende de la tendencia del líquido a formar espuma.

CAFo se calcula según la fórmula siguiente para valores de $e_v < 0.17$ lb/cf.

$$\text{CAFo} = T_s^{0.65} \frac{e_v^{1/6}}{12}$$

T_s es el espaciamiento entre platos en pulgadas--

2.5 Cálculo del área seccional mínima de la columna (ATM)

$$2.1.1 \quad \text{ATM} = \frac{V \text{ load}}{0.78 \text{ CAF FF}} \quad (\text{ método aproximado })$$

Donde FF es el factor de inundamiento.

$$2.5.2 \quad \text{ATM} = \text{AAM} + 2 \text{ ADM} \quad (\text{ utilizando la cantidad de líquido bajante. })$$

Donde: AAM es el área activa mínima.

$$\text{AAM} = \frac{V \text{ load} + \text{GPM} \frac{\text{FPL}}{13000}}{\text{CAF} \times \text{FF}}$$

V load es la carga de vapor.

GPM es la carga de líquido

$$GPM = \frac{Ln \times 7.48}{60 e}$$

Ln es el número de moles de líquido multiplicado por el \bar{PM} promedio en cada zona

FPL es la longitud de paso del Flujo en pulgadas

$$FPL = 9 DT / N_p$$

DT es el diámetro de la torre en pies

N_p es el número de bajantes por plato

CAF es el factor de capacidad del vapor

FF es el factor de inundamiento.

ADM es el área mínima de la bajante; para calcular la se utilizan 2 métodos.

Primer método

$$ADM = \frac{GPM}{VD \text{ dsg } FF}$$

GPM es la carga de líquido

VD dsg es la velocidad del líquido de la bajante (GPM/sf) y se calcula por tres métodos seleccionando el menor

- a) $VD_{dsg} = 250 SF$
 b) $VD_{fsg} = 41 (e_L - e_v)^{1/2} SF$
 c) $VD_{dsg} = 7.5 TS^{1/2} (e_L - e_v)^{1/2} SF$

TS es el espaciamiento de platos

SF es el factor del sistema.

Segundo método

$$ADM = 11\% AAM$$

de los dos métodos se utiliza:

- a) El segundo si es menor que el primero
 b) El doble del primero se este valor es menor que el calculado por el segundo-método.

2.6 Cálculo del diámetro de la columna en la zona.

$$DT = \left(\frac{4 DMT}{\pi} \right)^{1/2}$$

1.2 Cálculo de la columna rectificadora (R-1)

BALANCE DE MATERIALES

Cantidad de Glicol Agotado a tratar: 33 963.198 TPA .

Composición Glicol Agotado

MEG	29 875.036 TPA
MOH	1 572.370 TPA
H ₂ O	1 572.370 TPA
SOL.	943.422 TPA

Como se ha explicado anteriormente los sólidos insolubles no intervienen en la destilación propiamente por lo que serán considerados en los cálculos únicamente como un arrastre que influirá en los cálculos térmicos en los cálculos de volumen de equipos y en los cálculos de las bombas; las propiedades de estos materiales serán estimadas con fundamento en las experiencias de cálculo obtenidas del diseños de equipos afines.

Base de cálculo 343 días/año.

Factor de Conversión

$$1 \frac{\text{TON}}{\text{AÑO}} \times 1 \frac{\text{AÑO}}{343 \text{ días}} \times 2200 \frac{\text{lb}}{\text{TON}} = 6.414 \text{ lb/día.}$$

Alimentación de la Columna Rectificadora:

COMPONENTE	TPA		lb/día.
MEG	2 9875.036	x 6.414	= 191618 . 5
MOH	1572.370	x 6.414	= 10085. 2
H ₂ O	1572.370	x 6.414	= 10085 . 2
SOL		<u>943.422 x 6.414</u>	= <u>6051 . 1</u>
T O T A L	33 963 .198		217840 . 0

PESOS MOLECULARES:

COMPUESTO	PM	lb/1 b mol
MEG	62.0	
MOH	32.0	
H ₂ O	18.0	

#

Alimentación de la columna rectificadora (sin considerar los sólidos insolubles)

COMPONENTE	lb/día	%(PESO)	lb mol/día	% MOL
MEG	191618.5	90.476	3090.621	77.927
MOH	10085.2	4.762	315.163	7.946
H ₂ O	<u>10085.2</u>	<u>4.762</u>	<u>560.289</u>	<u>14.127</u>
TOTALES	211788.9	100.000	3966.073	100.000

Y considerando la mezcla MOH- H₂O

COMPONENTE	lb/día	% PESO	lb MOL/día	%MOL
MEG	191,618.5	90.476	3090.621	77.927
MOH-H ₂ O	<u>20,170.4</u>	<u>9.524</u>	<u>875.452</u>	<u>22.073</u>
TOTALES	211 788.9	100.000	3966.073	100.000

NOTA: Composición de la mezcla MOH-H₂O

	lb/día	%PESO	lb MOL/día	%MOL
MOH	10085.2	50	315.163	36.0
H ₂ O	<u>10085.2</u>	<u>50</u>	<u>560.289</u>	<u>64.0</u>
TOTALES	20170.4	100	875.452	100.0

Para un tiempo del Batch de 3.5. hr para el primer paso de la purificación (primer corte: separación de la mezcla MOH-H₂O del Glicol Agotado).

Flujo de Alimentación de la columna rectificadora para el primer paso de la purificación.

Para $\theta=3.5$ Hr

Alimentación a la columna

COMPONENTE	lb/Hr	lb mol/Hr
MOH	2881.486	90.046
H ₂ O	2881.486	160.083
MEG	<u>54748.143</u>	<u>883.035</u>
TOTALES	60511.115	1133.164

Conservandose invariables los % peso y mol

Considerando la mezcla MOH-H₂O

COMPONENTE	lb/Hr	lb mol/Hr
MOH-H ₂ O	5762.972	250.129
MEG	<u>54748.143</u>	<u>883.035</u>
TOTALES	60511.115	1133.164

#

Para:

$$X_{1w} = 0.0032$$

$$X_{1d} = 0.995$$

$$D = \frac{\frac{250.129}{1133.164} - 0.0032}{0.995 - 0.0032} \times 1133.164 = 248.541$$

$$D = 248.541 \quad \text{lb. mol/Hr}$$

Peso molecular promedio de la mezcla MOH-H₂O

$$\overline{PM} \text{ MOH-H}_2\text{O} = 32 \times 0.36 + 18 \times 0.64 = 23.04 \quad \text{lb/ lb mol}$$

Composición del destilado

$$\text{MOH-H}_2\text{O} = 248.541 \times 0.995 = 247.298 \quad \text{lb mol/Hr}$$

$$\text{MEG} = 248.541 - 247.298 = \frac{1.243}{248.541} \quad \text{lb mol/Hr}$$

T O T A L

Cantidad de mezcla MOH-H₂O presente en el destilado-

$$\text{MOH} = 247.298 \times 0.36 = 89.027 \quad \text{lb mol/Hr}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 247.298 \times 0.64 = 158.271 \quad \text{lb mol/Hr}$$

#

Composición del destilado

COMPONENTE	lb. mol/Hr	%mol	lb/Hr	%PESO
MOH	89.027	35.82	2848.873	49.333
H ₂ O	158.271	63.68	2848.873	49.333
MEG	1.243	0.50	77.066	1.334
T O T A L	<u>248.541</u>	<u>100.00</u>	<u>5774.812</u>	<u>100.000</u>

RESIDUO

COMPONENTES	A	D	A-D= R
	lbmol/Hr	lb mol/hr	lb mol/Hr
MOH	90.046	89.027	1.019
H ₂ O	160.083	158.271	1.812
MEG	<u>883.035</u>	<u>1.243</u>	<u>881.792</u>
	1133.164	248.541	884.623

COMPOSICION DEL RESIDUO

COMPONENTE

COMPONENTE	lb mol/Hr	%mol	lb/Hr	%Peso
MOH	1.019	0.115	32.613	0.06
H ₂ O	1.812	0.205	32.613	0.06
MEG	<u>881.792</u>	<u>99.680</u>	<u>54671.077</u>	<u>99.88</u>
TOTALES	884.623	100.000	54736.303	100.00

CALCULO DEL REFLUJO MINIMO.

 \overline{PM} DESTILADO

COMPONENTE	PM	x	
MOH	32	x 0.3582	= 11.4624
H ₂ O	18	x 0.6368	= 11.4624
MEG	62	x 0.0050	= 0.3100
		\overline{PM}	= 23.2348 lb/lb MOL

1er Método.

$$R \text{ min} = \frac{1}{176.7} \left(\frac{0.995}{0.2207} - \frac{0.005}{0.7793} \right) = 0.0191$$

2º. Método (GRAFICO)

De la gráfica de equilibrio.

$$Y_i = 0.9860$$

$$X_i = 0.2207$$

$$R \text{ min} = \frac{0.995 - 0.986}{0.986 - 0.2207} = 0.0118$$

3er. Método (GRAFICO)

De la gráfica de equilibrio.

$$\overline{O:B} = 0.984$$

$$R \text{ Min} = \frac{0.995 - 0.984}{0.984} = 0.0112$$

∴ Se toma el valor mayor de los tres.

$$R_{\min} = 0.0191$$

Cálculo del reflujo de operación.

$$R_{op} = 1.5 \times 0.0191 = 0.0287$$

#

$^{\circ}\text{F}$	$^{\circ}\text{C}$	$P^{\circ}\text{MOH}$	$\% \text{MOH}$	P_a	$P^{\circ}\text{H}_2\text{O}$	$\% \text{H}_2\text{O}$	P_b	$P_1 = P_a + P_b$	$P_{\text{MEG}}^{\circ} = P_2$	$P_T - P_2$	$P_1 - P_2$
78	25.5	2.38	0.36	0.8568	0.4729	0.64	0.3026	1.1594	0.002	1.158	1.1574
86	30	3.00		1.08	0.6153		0.394	1.474	0.0028	1.157	1.471
104	40	5.00		1.8	1.0689		0.684	2.484	0.0068	1.153	2.477
122	50	7.8		2.808	1.788		1.144	3.952	0.014	1.146	3.938
140	60	11.8		4.248	2.887		1.848	6.096	0.0275	1.133	6.069
158	70	17.3		6.228	4.518		2.892	9.120	0.0525	1.108	9.068
176	80	25		9.000	6.869		4.396	13.396	0.097	1.063	13.299
194	90	35		12.000	10.168		6.508	18.508	0.173	0.987	18.335
212	100	49		17.64	14.696		9.405	27.045	0.3	0.86	26.745
230	110	66		23.76	20.78		13.299	37.059	0.49	0.65	36.569
248	120	88		31.68	28.816		18.442	50.122	0.8	0.36	49.322
262.4	128	110	0.36	39.6	36.923	0.64	23.63	63.23	1.16	0.00	62.07

$P_{\text{DOMO}} = 40 \text{ MMHG ABS,}$
 $P_{\text{FONDO}} = 80 \text{ MMHG ABS,}$
 $P_{\text{PROM.}} = 60 \text{ MMHG (1.16 PSIA)}$

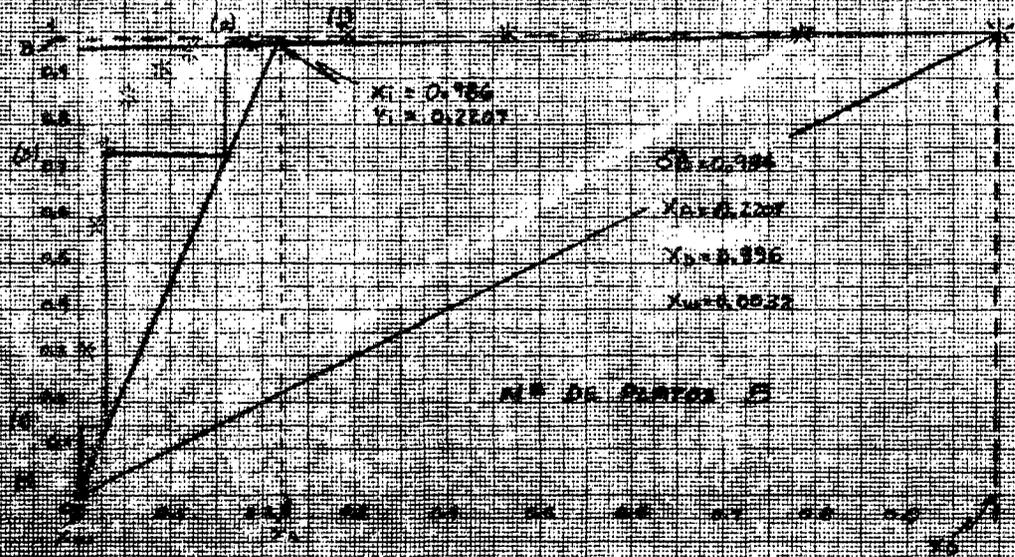
$$X = \frac{P_1 - P_2}{P_1 - P_2}$$

$$Y = \frac{P_1}{P_2} x \quad \alpha = P_1 / P_2$$

1.000	1.000	579.7
0.787	0.999	526.4
0.466	0.997	365.3
0.291	0.991	282.3
0.187	0.981	221.7
0.122	0.960	173.7
0.080	0.923	138.1
0.054	0.859	107.0
0.032	0.750	90.2
0.018	0.585	75.6
0.007	0.315	62.7
0	0.0	54.5

WATER X-103-101

CALCULO GRÁFICO DEL NÚMERO DE PLATOS
(REGA H2O LÍQUIDA X Y REGA H2O VAPOR Y)



$$\bar{\alpha} = (579.7 \times 54.5)^{1/2} = 177.7$$

Cálculo de la ecuación de equilibrio $Y^* = \frac{\bar{\alpha} X}{1 + (\bar{\alpha} - 1) X}$

$$Y^* = \frac{177.7 X}{1 + 176.7 X} \text{-----1}$$

Cálculo de la ecuación de la línea de rectificación

$$V_n = D(1+R)$$

$$V_n = 248.541 \times 1.0287$$

$$V_n = 255.674 \quad \text{lb MOL/Hr}$$

$$L_n = DR$$

$$L_n = 248.541 \times 0.0287$$

$$L_n = 7.133 \quad \text{lb mol/Hr}$$

$$Y_{n+1} = \frac{R}{1+R} X_{(n+1)} + \frac{X_D}{1+R}$$

$$Y_{n+1} = \frac{0.0287}{1.0287} X_{(n+1)} + \frac{0.995}{1.0287}$$

$$Y_{n+1} = 0.0279 X_{(n+1)} + 0.9672$$

$$X_{n+1} = \frac{Y_{n+1} - 0.9672}{0.0279} \text{-----2}$$

Cálculo de la ecuación de la línea de agotamiento

$$A = L_m - L_n$$

$$L_m = A + L_n$$

$$L_m = 1133.164 + 7.133$$

$$L_m = 1140.297 \quad \text{lb mol /hr}$$

$$V_m = V_n = 255.674 \quad \text{lb mol/Hr}$$

$$Y_{(m+1)} = \frac{L_m}{V_m} X_{(m+1)} - \frac{B}{V_m} X_B$$

$$Y_{(m+1)} = \frac{1140.297}{255.674} X_{(m+1)} - \frac{884.623}{255.674} (0.0032)$$

$$Y_{(m+1)} = 4.46 (X_{m+1}) - 0.0111$$

$$X_{(m+1)} = \frac{Y_{(m+1)} + 0.0111}{4.46} \text{-----3}$$

ahora bien como :

$$X_{1A} = 0.2207$$

$$X_{1B} = 0.995$$

$$X_{1w} = 0.0032$$

Cálculo del No. de platos teóricos (método analítico)

PLATO	X	Y
HERVIDOR	0.0032	0.3632
1	0.0839	0.9421
2	0.2137	0.9797
3	0.4480	0.9931
4	0.9283	0.9996
5	1.1613	

Diagrama de flujo de composición (X y Y) entre platos, con líneas de equilibrio etiquetadas como EC.1 y EC.2:

- HERVIDOR (X=0.0032, Y=0.3632) → EC.1 → Plato 1 (X=0.0839, Y=0.9421)
- Plato 1 (X=0.0839, Y=0.9421) → EC.3 → Plato 2 (X=0.2137, Y=0.9797)
- Plato 2 (X=0.2137, Y=0.9797) → EC.1 → Plato 3 (X=0.4480, Y=0.9931)
- Plato 3 (X=0.4480, Y=0.9931) → EC.2 → Plato 4 (X=0.9283, Y=0.9996)
- Plato 4 (X=0.9283, Y=0.9996) → EC.1 → Plato 5 (X=1.1613, Y=)
- Plato 5 (X=1.1613, Y=) → EC.2 → Plato 4 (X=0.9283, Y=0.9996)

Para $Y = 0.995$ se tiene la siguiente relación

PLATO Y

4 0.9931

5 0.9996

DIF = 0.0065

$$x = 0.995 - 0.9931 = 0.0019$$

Interpolando 1 $\left\{ \begin{array}{l} \text{-----} 0.0065 \\ \text{-----} 0.0019 \end{array} \right.$

$$\Delta \text{-----} 0.0019 \quad \Delta = 0.2923$$

$$\Delta = 0.2923$$

$$\therefore \text{No. de platos teóricos} = 4 + \Delta = 4.2923$$

No. de platos reales

$$N_{pr} = \frac{N_{pt}}{\eta}$$

Si $\eta = 40\%$ (valor recomendado experimentalmente para este tipo de sistemas)

$$N_{pr} = \frac{4.2923}{0.40} = 10.73 \Rightarrow 11$$

Cálculo del plato de alimentación.

Para $X_{1a} = 0.2207$

PLATO	x
2	0.2137
3	0.4480

DIF = 0.2343

$$x = 0.2207 - 0.2137 = 0.007 \quad \Delta = \frac{1 - 0.2343}{x - 0.007}$$

$$\Delta = 0.03$$

$$\Delta = 0.03$$

$$\text{Plato de alimentación} = 2 + \Delta = 2.03$$

Plato de Real de Alimentación

$$P_{ra} = \left(\frac{NPT - PTA}{NPT} \right) NPR = \frac{4.2923 - 203 \times 11 = 5.797}{4.2923} \rightarrow 6$$

(contados del domo hacia el fondo)

Puntos de intersección en las líneas de rectificación y --
agotamiento.

Ec. de rectificación.

$$Y = 0.0279 X + 0.9672$$

Para $X = X_{1a} = 0.2207$

$$\Rightarrow Y = 0.0279 (0.2207) + 0.9672 = 0.973$$

∴ Intersección en P_R : (0.2207, 0.973)

EC DE AGOTAMIENTO

$$Y = 4.46 X - 0.0111$$

Para $X = X_{1A} = 0.2207$

$$Y = 4.46 (0.2207) - 0.0111 = 0.973$$

∴ Intersección en P_A (0.2207 , 0.973)

como $P_R = P_A \Rightarrow OK$

Cálculo de las temperaturas del domo y del fondo de la--
columna y de la temperatura de alimentación.

Presión de Operación de la columna

Domo	= 40 Torr (abs) = 0.773 Psia
Parte media	= 60 Torr (abs) = 1.16 Psia
Fondo	= 80 Torr (abs) = 1.547 Psia

(considerando una ΔP total en la columna, de 40 Torr)

TEMPERATURA DEL DOMO $P_T = 0.773$ Psia $T = 41.5^\circ\text{C}$ (106.7°F)

COMPONENTE	P° PSIA	$Y_{1D} = X_{1D}$	$X = \frac{P_T Y}{P^\circ}$
H ₂ O	1.165	0.6368	$(0.773 \times 0.6368) \div 1.165 = 0.4225$
MOH	5.3	0.3582	$(0.773 \times 0.3582) \div 5.3 = 0.0522$
MEG	0.007	0.0050	$(0.773 \times 0.005) \div 0.007 = 0.5223$

$$\sum Y_L = 0.9970 \quad T_D = 107^\circ\text{F}$$

Diferencias aceptables.

$$0.994 \leq y \leq 1.006 \quad \text{o sea } y = 1 \pm 0.006$$

$$0.994 \leq x \leq 1.006 \quad \text{o sea } x = 1 \pm 0.006$$

Para $\sum Y_L = 0.9970$

$$\text{Dif} = 1 - 0.9970 = +0.003 \Rightarrow 0.3\%$$

Temperatura del plato de alimentación $P_T = 1.16$ Psia $T = 56.5^\circ\text{C}$ (133.7°F)

COMPONENTE	P°	X_A	$Y = P^\circ X / P_T$
H ₂ O	2.4635	0.14127	0.2986
MOH	10.1	0.07946	0.6917
MEG	0.0215	0.77927	0.0144

$$\sum Y_i = 1.0047$$

$$\text{DIF} = 1.0047 - 1 = 0.0047 \Rightarrow \text{OK}$$

$$\therefore T_A = 134^\circ\text{F}$$

Temperatura del fondo PT= 1.547 PSIA T=131.1°C (268°F)

COMPONENTE	P ^o	X _w	Y = P ^o x/PT
H ₂ O	40.5	0.00115	0.0301
MOH	118	0.00205	0.1564
MEG	1.26	0.9968	0.8119

$$\sum Y_i = 0.9984$$

$$\text{Dif} = 1 - 0.9984 = 0.0016 \Rightarrow \text{OK}$$

$$\therefore T_w = 268^\circ\text{F}$$

TEMPERATURA DEL DOMO = 107 °F

TEMPERATURA DEL PLATO = 134 °F

TEMPERATURA DEL FONDO = 268 °F

Cálculo del diámetro de la columna para el corte de MEG - (MOH-H₂O). Diámetro de la columna de la sección de rectificación.

Cálculo de la densidad del líquido.

$$T = 107 \text{ } ^\circ\text{F} \quad (41.5^\circ\text{C})$$

COMPONENTE	e_{iL}	\bar{X}_D	$e_i \bar{X}_i$
H ₂ O	0.9917	0.49333	0.4889
MOH	0.7730	0.49333	0.3811
MEG	1.097	0.01334	0.0154

$$\sum e_{iL} = 0.8854 \text{ g/ml}$$

$$\rho_M = 0.8854 \times 62.43 = 55.276 \text{ lb/cf}$$

Cálculo de la densidad del vapor.

$$\bar{M}_v = 23.2348 \text{ lb/lb mol}$$

$$\rho_v = \frac{\bar{M}_v}{359} \times \frac{492}{T(\text{or})} \times \frac{P}{760 \text{ Torr}} = \frac{23.2348 \times 492}{359} \times \frac{40}{567} \times \frac{1}{760} = 0.0031 \text{ lb/cf}$$

Cálculo de la carga de vapor (Vload)

$$\left(\frac{C_v}{C_1 - C_v} \right)^{1/2} = \left(\frac{0.003}{55.276 - 0.003} \right)^{1/2} = 0.0074$$

$$V_n = 255.674 \frac{\text{lb mol}}{\text{Hr}} \times 23.2348 \frac{\text{lb}}{\text{lb mol}} = 5940.534$$

$$\text{CFS} = \frac{V_n}{C_v \cdot 3600} = \frac{5940.534}{0.003 \times 3600} = 550.05$$

$$\text{Vload} = \text{CFS} \left(\frac{C_v}{C_1 - C_v} \right)^{1/2} = 550.05 \times 0.0074 = 4.07$$

$$\text{Vload} = 4.07$$

Factor de capacidad del vapor (CAF)

$$\text{CAF}_0 = T_s \cdot 0.65 \frac{C_v^{1/6}}{12}$$

$$\text{CAF} = \text{CAF}_0 \times \text{F.S}$$

$$\text{Factor del sistema (F.S)} = 0.73$$

$$\text{CAF}_0 = 24 \cdot 0.65 \times \frac{0.003^{1/6}}{12} = 0.2497$$

$$\text{CAF} = 0.2497 \times 0.73 = 0.1823$$

Cálculo del area activa minima de la columna

$$\text{ATM} = \frac{\text{Vload}}{0.78 \text{ CAF} \times \text{FF}}$$

$$\text{Factor de Inundamiento (FF)} = 0.77$$

$$\text{ATM} = \frac{4.07}{0.78 \times 0.1823 \times 0.77} = 37.17$$

Diámetro de la columna de la zona de rectificación.

$$DT = \left(\frac{4}{\pi} \text{ ATM} \right)^{1/2}$$

$$DT = \left(\frac{4}{\pi} \times 37.17 \right)^{1/2} = 6.8796 \text{ ft} \quad (6' - 10 \frac{9}{16} \text{ "}) \Rightarrow 7' - 0''$$

Por medio del Reflujo

$$L_n = 7.133 \text{ lb mol/Hr} \times 23.2348 \text{ lb/lb mol} = 165.73 \text{ lb/Hr}$$

$$\text{GPM} = \frac{165.73 \text{ lb/Hr}}{\frac{60 \text{ MIN}}{\text{Hr}} \times 55.276 \frac{\text{lb}}{\text{cf}} \times 0.13368 \frac{\text{cf}}{\text{Gal}}} = 0.374 \text{ GPM}$$

Longitud de paso del flujo (FPL)

$$\text{FPL} = \frac{9 \text{ DT}}{\text{NP}}$$

$$\text{NP} = 1$$

$$\text{FPL} = \frac{9 \times 7}{1} = 63$$

Area activa minima (AAM)

$$AAM = \frac{V_{load} + GPM \left(\frac{FPL}{13000} \right)}{CAF \times FF} = \frac{4.07 + 0.374 \left(\frac{63}{13000} \right)}{0.1823 \times 0.77} = 29.01$$

CALCULO DE LA VELOCIDAD DE BAJADA (V_{Ddsg})

Nota calculada por los tres metodos y utilizando la menor.

$$(1) \quad V_{Ddsg} = 250 \text{ FS}$$

$$(2) \quad V_{Ddsg} = 41 (e_1 - e_v)^{1/2} \text{ FS}$$

$$(3) \quad V_{Ddsg} = 7.5 (TS)^{1/2} (e_1 - e_v)^{1/2} \text{ FS}$$

$$(1) \quad V_{Ddsg} = 250 \times 0.73 = \text{-----} \text{-----} 182.5$$

$$(2) \quad V_{Ddsg} = 41 \times (55.276 - 0.003)^{1/2} \times 0.73 = 222.5$$

$$(3) \quad V_{Ddsg} = 7.5 (24)^{1/2} (55.276 - 0.003)^{1/2} \times 0.73 = 199.4$$

$$\therefore V_{Ddsg} = 182.5$$

Calculo del area de la bajante (ADM)

$$(1) \quad ADM = \frac{GPM}{V_{Ddsg} \times FF}$$

$$ADM = \frac{0.374}{182.5 \times 0.77} = 0.003$$

$$(2) \quad ADM = 11 \% \text{ ADM}$$

$$ADM = 0.11 \times 29.01 = 3.191$$

De los métodos anteriores se utiliza:

- a) El segundo si es menor que el primero ó
- b) El doble del primero si el valor de éste es menor que el del calculado por el segundo método

$$ADM = 2 \times 0.003 = 0.006$$

Cálculo del área de la columna (AMT)

$$AMT = AAT + 2 AAM$$

$$AMT = 29.01 + 2 \times 0.006 = 29.022 \text{ sf.}$$

Diámetro mínimo de la columna (DT)

$$DT = \left(\frac{4 \text{ DMT}}{\pi} \right)^{1/2}$$

$$DT = \left(\frac{4 \times 29.022}{\pi} \right)^{1/2}$$

$$DT = 6.079 \text{ ft}$$

Por lo que se utilizará DT= 7'-0" en la zona de rectificación .

Cálculo del diámetro de la columna en la zona de agotamiento.

PESO MOLECULAR DEL VAPOR EN EL FONDO

$$\text{Con } X = 0.0032 \quad Y^* = 0.3632$$

$$\overline{PM}_v = PM_1 Y_1 + PM_2 Y_2$$

$$\overline{PM}_v = 0.3632 (23.04) + 0.6368 (62)$$

$$\overline{PM}_v = 47.8497 \text{ lb/lb mol}$$

Temperatura del fondo = 268°F

Calculo de la densidad del liquido (e_1) y del vapor (e_v) en el fondo de la columna.

$e_1 @ 268^\circ\text{F}$

COMPONENTE	e_1	\bar{X}	$e_1 \bar{X}$
H ₂ O	0.950	0.0006	0.0006
MOH	0.673	0.0006	0.0004
MEG	1.034	0.9988	1.0328

$$\sum e_1 \bar{X}_i = 1.0338 \text{ g/ml}$$

$$1.0338 \text{ g/ml} = 64.54 \text{ lb/cf}$$

$$e_1 = 64.54 \text{ lb/cf}$$

$$e_v @ 268^\circ\text{F}$$

$$e_v = \frac{PM}{359} \times \frac{492}{T^\circ\text{R}} \times \frac{P}{760} = \frac{47.8497}{359} \times \frac{492}{728} \times \frac{80}{760} =$$

$$e_v = 0.0095 \text{ lb/cf}$$

$$\left(\frac{e_v}{e_1 - e_v} \right)^{1/2} = \left(\frac{0.0095}{64.54 - 0.0095} \right)^{1/2} = 0.0121$$

$$V_m = 255.674 \frac{\text{lb mol}}{\text{Hr}} \times 47.8497 \frac{\text{lb}}{\text{lb mol}} = 12234 \frac{\text{lb}}{\text{Hr}}$$

$$\text{CFS} = \frac{V_m}{e_v \times 3600} = \frac{12234}{0.0095 \times 3600} = 357.72 \frac{\text{cf}}{\text{seg}}$$

Cálculo de la carga de vapor

$$V \text{ load} = \text{CFS} \left(\frac{e_v}{e_1 - e_v} \right)^{1/2} = 357.72 \times 0.0121$$

$$V \text{ load} = 4.328 \text{ cf/seg}$$

Cálculo del factor de capacidad del vapor (CAF)

$$CAFo = (Ts_{0.65}) \left(\frac{Cv_{1/6}}{12} \right)$$

$$24 \cdot 0.65 \times \frac{0.0095 \cdot 1/6}{12} = CAFo = 0.3026$$

$$CAFo = 0.3026$$

$$CAF = CAFo \times FS$$

Para un factor del sistema (FS) = 0.73

$$CAF = 0.3026 \times 0.73$$

$$CAF = 0.2209$$

Para un factor de inundamiento (FF) de 0.77 (para columnas que trabajan a vacio)

Calculo del area minima de la columna.

$$ATM = \frac{V_{load}}{0.78 \cdot CAF \times FF} = \frac{4.328}{0.78 \times 0.2209 \times 0.77} = 32.622$$

$$ATM = 32.622 \text{ sf}$$

$$DT = \left(\frac{4}{\pi} ATM \right)^{1/2} = \left(\frac{4}{\pi} 32.622 \right)^{1/2}$$

$$DT = 6.445 \text{ ft (6' - 5 3/8")} \Rightarrow 7 \text{ ft}$$

$$\therefore = 7' - 0''$$

Por medio del Reflujo.

Cálculo del peso molecular promedio del líquido.

$$\overline{PM}_L = PM_1 X_1 + PM_2 X_2 + PM_3 \dots + PM_n X_n$$

$$\overline{PM}_L = 62 (0.9968) + 23.04 (0.0032) = 61.875 \text{ lb/lbmol}$$

$$L_m = 1140.297 \frac{\text{lb mol}}{\text{Hr}} \times 61.875 \frac{\text{lb}}{\text{lb mol}} = 70,556.0 \text{ lb/Hr}$$

$$\text{GPM} = \frac{70,556.0 \frac{\text{lb}}{\text{Hr}}}{60 \frac{\text{min}}{\text{hr}} \times 0.13368 \frac{\text{cf}}{\text{gal}} \times 64.54 \frac{\text{lb}}{\text{cf}}} = 136.297 \text{ GPM}$$

$$\text{Si } DT = 7'.0" \quad (84")$$

Cálculo de la longitud de paso del flujo.

$$\text{FPL} = \frac{9 \text{ DT}}{\text{NP}} = \frac{9 \times 7}{1} = 63 \text{ ft}$$

(Para NP = 1)

Cálculo del área activa mínima

$$\text{AAM} = \frac{\text{Vload} + \text{GPM} \times \frac{\text{FPL}}{13000}}{\text{CAF} \times \text{FF}} = \frac{4.328 + 136.297 \times \frac{63}{13090}}{0.2209 \times 0.77}$$

$$\text{AAM} = 29.328 \text{ sf}$$

Cálculo de la velocidad de bajada (V Ddsg)

(Calculada por tres métodos y seleccionada la menor)

$$V_{D \text{ dsg}} = 250 \times F_s = 250 \times 0.73 = \text{-----} 182.5$$

$$V_{D \text{ dsg}} = 41(e_1 - e_v)^{1/2} F_s = 41 (64.54 - 0.0095)^{1/2} \times 0.73 = 240.0$$

$$V_{D \text{ dsg}} = 7.5 \times T_s^{1/2} \times (e_1 - e_v)^{1/2} F_s = 7.5 (24)^{1/2} (64.54 - 0.0095)^{1/2} \times 0.73 = 2150$$

$$V_{D \text{ dsg}} = 182.5$$

Cálculo del área de la hajtante : (ADM)

$$ADM = \frac{GPM}{V_{D \text{ dsg}} \times FF} = \frac{136.297}{182.5 \times 0.77} = 0.97 \text{ sf}$$

$$ADM = 11\% AAm = 0.11 \times 29.328 = 3.226 \text{ sf}$$

$$3.226 > 0.97 \quad \therefore ADM = 2 \times 0.97 = 1.94 \text{ sf}$$

$$\therefore ADM = 1.94 \text{ sf}$$

Cálculo del área mínima de la columna (ATM)

$$ATM = ADM + 2ADM = 29.328 + 1.94$$

$$ATM = 31.268$$

$$DT = \left(\frac{ATM \times 4}{\pi} \right)^{1/2} = \left(\frac{31.268 \times 4}{\pi} \right)^{1/2}$$

$$DT = 6.31 \text{ ft} \left(6' - 3 \frac{3}{4}'' \right) \approx 7'$$

$$DT = 7' - 0''$$

Por lo que la columna tendra un diámetro regular de 7'-0" en toda su longitud.

Para el segundo paso de la purificación (segundo corte de separación del MEG de productos de degradación pesados, y sólidos insolubles).

Por desconocer tanto la naturaleza exacta de los sub-productos que contaminan y colorean al MEG, como su proporción en la mezcla y sus propiedades, así como porque en este paso de la purificación del MEG serán eliminados los sólidos insolubles que han sido arrastrados durante todo el proceso, no se calculará la cantidad de platos que requiere la columna rectificadora para este paso, además se sabe, por experiencia que la cantidad de platos requeridos por la columna para el primer corte (separación de la mezcla MOH-H₂O), es suficiente para que la pureza del MEG recuperado cumpla con los requisitos de especificación necesarios para realimentar al proceso de producción de Poliester.

BALANCE DE MATERIALES

COMPONENTE	W(PRIMER CORTE) ^{lb} /Hr	θ(PRIMER CORTE)Hr	M(SEGUNDO CORTE)
MOH	32.613	3.5.	114.146
H ₂ O	32.613	3.5	114.146
MEG	54671.077	3.5	191348.770

Cantidades a tratar en el segundo corte, (excluyen a los sólidos insolubles) en un día.

COMPONENTE	CANTIDAD	%PESO	% MOL
MOH	114.146	0.06	0.120
H ₂ O	114.146	0.06	0.200
MEG	<u>191348.770</u>	<u>99.88</u>	<u>99.680</u>
TOTALES	191577.062	100.00	100.000

Condiciones de operación de la columna en este corte---

Presión de operación en el domo: 80 Torr (abs) (1.547 PSIA)

Presión de operación en la parte media 100Torr(ABS) (1.934PSIA)

Presión de operación en el fondo 120 Torr(ABS) (2.320 PSIA)

Cálculo de las temperaturas del domo, fondo y alimentación--

Temperatura de Alimentación.

COMPONENTE	P ^o @ 137 ^o C (PSIA)	X	P ^o X	P ^o @ 138 ^o C (PSIA)	P ^o X
MEG	1.65	0.9968	1.645	1.7	1.694
MOH	138	0.0012	0.165	141	0.169
MEG	47.68	0.0020	<u>0.095</u> 1.905	49.2	<u>0.105</u> 1.958

$$\text{INTERPOLANDO } \frac{1.968 + 1.905}{2} = 1.9365 \approx 1.934$$

$$\therefore \text{TALIM} = 137^{\circ}\text{C} \quad (280^{\circ}\text{F})$$

TEMPERATURA DEL DOMO

COMPONENTE	$P^{\circ}@136^{\circ}\text{C}(\text{PSIA})$	$Y_D=X_D$	$X=\frac{P_Y}{P_D} \quad P_T=1.547 \text{ PSIA}$
MEG	1.55	0.9968	$1.547 \times 0.9968 \div 1.55 = 0.9949$
MOH	135	0.0012	$1.547 \times 0.0012 \div 135 = 0.0000$
H ₂ O	46.75	0.0020	$1.547 \times 0.002 \div 46.75 = \frac{0.001}{0.9945}$

$$1 - 0.9945 = 0.0055 < 0.006 \Rightarrow \text{OK}$$

$$T_{\text{domo}} = 136^{\circ}\text{C} \quad (276.8^{\circ}\text{F})$$

TEMPERATURA DEL FONDO.

COMPONENTE	X	$P^{\circ}@142.5^{\circ}\text{C}(\text{PSIA})$	$Y = \frac{P^{\circ} \times X}{P_T}$	$Y=i$
MEG	0.9968	2.030	$2.03 \times 0.9968 \div 232 = 0.8722$	
MOH	0.0012	160.00	$160 \times 0.0012 \div 232 = 0.828$	
H ₂ O	0.0020	56.24	$56.24 \times 0.0020 \div 232 = 0.0483$	
			$\sum Y_i =$	1.0033

$$1.0033 - 1 = 0.003 < 0.006 \quad \text{OK}$$

$$\text{Temp fondo} = 142.5^{\circ}\text{C} = 288.5^{\circ}\text{F}$$

$$\text{TEMP: DOMO: } 277^{\circ}\text{F}$$

$$\text{TEMP PLATO: } 280^{\circ}\text{F}$$

$$\text{TEMP FONDO: } 289^{\circ}\text{F}$$

Cálculo del peso molecular del vapor

$$\text{PMv Domo} = \text{PM}_1\text{X}_1 + \text{PM}_2\text{X}_2 + \text{PM}_3\text{X}_3$$

$$\text{PMv} = 62 (0.9968) + 32 (0.0012) + 18 (0.002) = 61.876$$

Cálculo de la densidad del vapor (e_v)

$$\text{PMv} = 61.876$$

$$e_v = \frac{\text{PMv}}{359} \times \frac{492}{\text{Tor}} \times \frac{P}{760} = \frac{61.876}{359} \times \frac{492}{736.8} \times \frac{80}{760}$$

$$e_v = 0.0121 \quad \text{lb/cf}$$

Cálculo de la densidad del líquido (e_L)

COMPONENTE	$e_i @ 136^{\circ}\text{C}$	\bar{X} (PESO)	$e_L \bar{X}$
H ₂ O	0.9305	0.0006	0.0006
MOH	0.665	0.0006	0.0004
MEG	1.027	0.9988	1.0258

$$\sum e_i X = 1.0268 \text{ g/ml} \times 62.43 = 64.1031 \quad \text{lb/cf}$$

$$e_L = 64.1031 \quad \text{lb/cf}$$

Cálculo de la carga de vapor (V_{load})

$$\left(\frac{e_v}{e_1 - e_v}\right)^{1/2} = \left(\frac{0.0121}{64.1031 - 0.0121}\right)^{1/2} = 0.0137$$

Cálculo del factor de capacidad del vapor (CAF)

$$CAF_o = T_s^{0.65} \frac{e_v^{1/6}}{12} = 24^{0.65} \left(\frac{0.0121^{1/6}}{12}\right) = 0.3115$$

Como FS = 0.73

$$CAF = CAF_o \times FS = 0.3115 \times 0.73$$

$$CAF = 0.23$$

Para tratar las 191577.062 lb correspondientes al Glicol Agotado seco se utilizará un tiempo de 15 Hr.

Nota. Se considerará que el 85% de la alimentación -- será el destilado y el 15% restante formará el residuo para este corte. Esto se debe a que -- con los valores anteriores se ha encontrado en la practica que el MEG no es contaminado con las impurezas mencionadas. Además se ha encontrado practicamente también, que debe ser utilizado una relación de reflujo de operación de 0.5 (L/D = 0.5) para asegurar la purificación completa del MEG.

$$D = 0.85 (191577.062) = 162840.5027 \text{ lb}$$

$$W = 0.15 (191577.062) = 28736.5593 \text{ lb}$$

$$\begin{aligned}
 \text{Para } \theta &= 15 \text{ Hr} \\
 A &= 12771.804 \text{ lb/Hr} \\
 D &= 10856.033 \text{ lb/Hr} \\
 W &= 1915.771 \text{ lb/Hr}
 \end{aligned}$$

Cálculo de la cantidad de vapor en el domo (V_n)

$$V_n = D (1+R) = 10856.033 \times 1.5 = 16284.050 \text{ lb/Hr}$$

$$V_n = 16284.050 \text{ lb/Hr}$$

Cálculo de la cantidad de liquido en el domo (L_n)

$$L_n = V_n - D = 16284.050 - 10856.033 = 5428.017$$

$$L_n = 5428.017 \text{ lb/Hr}$$

Cálculo de la carga de vapor (V_{load})

$$CFS = \frac{V_n}{3600 e_v} = \frac{16284.05}{3600 \times 0.0121} = 373.83$$

$$V_{load} = CFS \left(\frac{e_v}{e_1 - e_v} \right)^{1/2} = 373.83 (0.0137) = 5.121$$

$$\text{Si } FF = 0.77$$

Calculo del área mínima de la columna

$$ATM = \frac{V_{load}}{0.78 CAF \times FF} = \frac{5.121}{(0.78)(0.23)(0.77)} = 37.072 \text{ sf}$$

$$DT = \left(\frac{4 \cdot DTM}{\pi} \right)^{1/2} = \left(\frac{4 \times 37.072}{\pi} \right)^{1/2} = 6.870 \text{ ft}$$

$$DT = 6.87 \text{ ft} \approx (6' - 10 \frac{7}{16} ") \Rightarrow 7 \text{ ft.}$$

Por lo que el diámetro de la columna en el domo será :

$$DT = 7' - 0''$$

Cálculo del diámetro de la columna en el domo por medio del reflujo.

$$GPM = \frac{L_n}{60 \times e_v \times 0.13368} = \frac{5428.017}{60 \times 64.1031 \times 0.13368} = 10.557 \text{ GPM}$$

$$FPL = \frac{9 \cdot DT}{NP}$$

Si $DT = 7'$ y $NP = 1$

$$FPL = \frac{9 \times 7}{1} = 63$$

Cálculo del area activa mínima (AAM)

$$AAM = \frac{V_{load} + GPM \times \frac{FPL}{13000.00}}{CAF \times FF} = \frac{5.121 + 10.557 \times \frac{63}{13000}}{0.23 \times 0.77} = 29.205 \text{ sf}$$

Calculo de la velocidad de bajada (VD dsg)

$$VD_{dsg} = 250 \times F_s = 250 \times 0.73 = \text{-----} \approx 182.5$$

$$VD_{dsg} = 41(e_1 - e_v)^{1/2} \times F_s = 41(64.1031 - 0.0121)^{1/2} \times 0.73 = 239.6$$

$$VD_{dsg} = 7.5(TS)^{1/2} (e_1 - e_v)^{1/2} \times F_s = 7.5(24)^{1/2} (64.1031 - 0.0121)^{1/2} \times 0.73 = 214.3$$

$$\therefore VDdsg = 182.5$$

Cálculo del área de la bajante (ADM)

$$ADM = \frac{GPM}{VDdsg \text{ y } FF} = \frac{10.557}{182.5 \times 0.77} = 0.075$$

$$ADM = 11\% \text{ ADM} = 0.11 \times 29.205 = 3.213$$

$$ADM = 2(0.075) = 0.150 \text{ sf}$$

Cálculo del diámetro de la columna

$$ATM = \text{ADM} + 2 \text{ ADM} = 29.205 + 2(0.15) = 29.505 \text{ sf}$$

$$DT = \frac{4 \text{ ATM}}{\pi} = \left(\frac{4 \times 29.505}{\pi} \right)^{1/2} = 6.129 \text{ ft}$$

$$DT = 6.129 \text{ ft} \left(6' - 1 \frac{9}{16}'' \right) \Rightarrow 7' - 0''$$

$$\therefore DT = 7' - 0''$$

Cálculo del diámetro de la columna en el fondo.

Cálculo de la densidad del líquido y del vapor @ $T = 288.5^{\circ}\text{F}$

$$T = 288.5^{\circ}\text{F} \left(142.5^{\circ}\text{C} \right)$$

DENSIDAD DEL LIQUIDO:

COMPONENTE	e_{Li} (@.142.5° C)	\bar{X}_i	$e_{Li}\bar{X}_i$
MEG	1.023	0.9988	1.028
MOH	0.655	0.0006	0.0004
H ₂ O	0.924	0.0006	0.0006
			<u>1.0228</u>
			g/ml=63.853
			lb/cf

DENSIDAD DEL VAPOR

$$PM_v = 61.876$$

$$e_v = \frac{PM}{359} \times \frac{492}{T R} \times \frac{P}{760} = \frac{61.876}{359} \times \frac{492}{748.5} \times \frac{120}{760} = 0.0179 \quad \text{lb/cf}$$

$$\left(\frac{e_v}{e_1 - e_v} \right)^{1/2} = \left(\frac{0.0179}{63.853 \cdot 0.0179} \right)^{1/2} = 0.017$$

Cálculo de la carga de vapor (Vload)

$$CA_{Fo} = T_s \frac{0.65}{12} \frac{C_v}{12} = 24 \frac{0.65}{12} \frac{0.0179}{12} = 0.3363$$

$$CAF = CA_{Fo} \times FS = 0.3363 \times 0.73 = 0.2455$$

Debido a que el \overline{PM} en el domo es similar al \overline{PM} del fondo

$$V_m = V_n = 16\,284.050 \text{ lb/Hr}$$

$$CFS = \frac{V_m}{e_v \times 36000} = \frac{16284.05}{0.0179 \times 36000} = 252.701$$

$$V_{load} = CFS \times \left(\frac{e_v}{e_l - e_v} \right)^{1/2} = 252.701 (0.017) = 4.296$$

Cálculo del diámetro de la columna en el fondo.

$$ATM = \frac{V_{load}}{0.78 \text{ CAF} \times FF} = \frac{4.296}{(0.78)(0.2455)(0.77)} = 29.135 \text{ sf.}$$

$$DT = \left(\frac{4 \cdot ATM}{\pi} \right)^{1/2} = \left(\frac{4(29.135)}{\pi} \right)^{1/2} = 6.091 \text{ ft}$$

$$DT = 6.091 \text{ ft} \quad (6' - 1 \frac{1}{16}'') \Rightarrow 7' - 0''$$

$$\therefore DT = 7' - 0''$$

Cálculo del diámetro de la columna en el fondo por medio - del Reflujo

$$L_m = L_n + A = 5418.017 + 12771.804 = 18199.821 \text{ lb/Hr}$$

Debido a que tanto la alimentación con el destilado y el Fondo tienen la misma composición en el PM es el mismo.

$$GPM = \frac{LM}{60 \epsilon_0 \cdot 13368} = \frac{18199.821}{60 \times 61.876 \times 0.13368} = 36.671$$

$$FPL = \frac{9 DT}{NP} \quad \text{Para } Dt = 7' \quad \text{y } NP = 1$$

$$FPL = \frac{9 \cdot 7}{1} = 63$$

Cálculo del área activa mínima (ADM)

$$ADM = \frac{Vload + GPM \times \frac{FPL}{13000}}{CAF \times FF} = \frac{4.296 + 36.671 \times \frac{63}{13000}}{0.2455 \times 0.77}$$

$$ADM = 23.666 \text{ sf.}$$

Cálculo de la velocidad de bajada (VDdsg)

$$\begin{aligned} VD \text{ dsg} &= 250 F_s = 250 (0.73) = 182.5 \\ VD \text{ dsg} &= 41 (\epsilon_1 - \epsilon_v)^{1/2} F_s = 41 (61.876 - 0.0179)^{1/2} \times 0.73 = 235.4 \\ VD \text{ dsg} &= 7.5 T_s^{1/2} (\epsilon_1 - \epsilon_v)^{1/2} F_s = 7.5 (24)^{1/2} (61.876 - 0.0179)^{1/2} \times 0.73 = 211 \end{aligned}$$

$$VDdsf = 182.5$$

Cálculo del área de la bajante (ADM)

$$ADM = \frac{GPM}{V \cdot d \cdot sg \cdot FF} = \frac{36.671}{182.5 \times 0.77} = 0.261 \text{ sf}$$

$$ADM = 11 \% \text{ ADM} = 0.11 (23.666) = 2.603 \text{ sf}$$

$$ADM = 0.261 \times 2 = 0.522$$

Cálculo del diámetro de la columna

$$ATM = ADM + 2 ADM = 23.666 + 2 (0.522)$$

$$ATM = 24.710 \text{ sf}$$

$$DT = \left(\frac{4 ATM}{\pi} \right)^{1/2} = \left(\frac{4 \times 24.71}{\pi} \right)^{1/2} = 5.609 \text{ ft}$$

$$DT = 5.609 \text{ ft} (5' - 7 \frac{5}{16}'') \Rightarrow 7' - 0''$$

$$\therefore DT = 7' - 0''$$

Por lo que la torre tendrá un diámetro regular de 7' - 0"

Calculo del tiempo del Batch

PRIMER CORTE	3 ^o 30'
SEGUNDO CORTE	15 ^o 00'
	<hr/>
BATCH	18 ^o 30'

TIEMPO DISPONIBLE PARA LAVADO:

$$24' (23^{\circ} - 60') - (18^{\circ} - 30') = 5^{\circ} - 30'$$

$$\Theta \text{ Lavado} = 5^{\circ} - 30'$$

1.3
1.2 BALANCE TERMICO EN LA COLUMNA RECTIFICADORA.

PRIMERA CORRIDA

Evaluación de la capacidad calorífica (CP) de $^{\circ}\text{C}/\text{u}$ de las corrientes.

ALIMENTACION

COMPONENTE	CP @ 134 ^o F (56.5 ^o C)	%PESO	CPi \bar{X}_i
MOH	0.6920	4.762	0.0330
H ₂ O	0.9996	4.762	0.0476
MEG	0.600	90.476	0.5429

$$CP_{m_a} = \sum CP_{i_a} \cdot \bar{X}_{i_a} = 0.6234 \text{ BTU}/1\text{b}^{\circ}\text{F}$$

DESTILADO

COMPONENTE	$CP_i @ 107^\circ F (41.5^\circ C)$	%PESO	$CP_i \bar{x}_i$
MOH	0.6460	49.333	0.3187
H ₂ O	0.9987	49.333	0.4927
MEG	0.5840	1.334	0.0078

$$CP_{M_d} = \sum CP_{i_d} \bar{x}_{i_d} = 0.8192 \quad \text{BTU/lb}^\circ F$$

RESIDUO

COMPONENTE	$CP_i @ 268^\circ F (131.1^\circ C)$	%PESO	$CP_i \bar{x}_i$
MON	0.9520	0.06	0.0006
H ₂ O	1.0100	0.06	0.0006
MEG	0.6850	99.88	0.6842

$$CP_{M_w} = \sum CP_{i_w} \bar{x}_{i_w} = 0.6854 \quad \text{BTU/lb}^\circ F$$

Evaluación del calor latente del destilado.

COMPONENTE	$\lambda @ 107^\circ F (41.5^\circ C)$	% PESO	$\lambda_i \bar{x}_i$
MOH	493.2	49.333	243.3104
H ₂ O	1033.3	49.333	509.7578
MEG	463.5	1.334	6.1831

$$\lambda_{M_d} = \sum \lambda_i \bar{x}_{i_d} = 759.2513 \quad \text{BTU/lb}$$

NOTA La capacidad calorífica (CP) de los sólidos insolubles será considerado igual a la de la mezcla.

Cantidad de sólidos presentes en la primera corrida.

SOLIDOS TOTALES = 6051.1 lb/día

TIEMPO DE LA PRIMERA CORRIDA $\Theta = 3.5$ Hr

FLUJO DE SOLIDOS ALIMENTADO A LA PRIMERA CORRIDA.

$$W_{\text{sol}} = 6051.1 \text{ lb /día} \cdot 3.5 \text{ Hr/día} = 1728.886 \text{ lb/Hr}$$

La alimentación total de la primera corrida será:

componente	lb/Hr
Mezcla de Glicol	60 511. 115
SOL	1 728. 886
TOT	<hr/> 62 240.001

Calor de la alimentación : (QA)

TEMP DE REF. = 32 °F

$$Q_A = W_a C_{pa} \Delta T$$

$$W_a = 62\,240.001 \text{ lb/Hr}$$

$$Q_A = 62\,240.001 \times 0.6234 \times (134-32)$$

$$Q_A = 3\,957\,643 \text{ BTU/Hr}$$

CALOR EN EL DESTILADO (Q_D) :

$$Q_D = W_D C_{pD} \Delta T$$

$$W_D = 5774.812 \text{ lb/Hr}$$

$$Q_D = 5774.812 \times 0.8192 \times (107-32)$$

$$Q_D = 354\,805 \text{ BTU/Hr}$$

CALOR EN EL RESIDUO (Q_W) :

$$Q_W = W_w C_{pw} \Delta T$$

El total de sólidos insolubles formará parte de esta corriente por lo que la mezcla la formarán el residuo de la destilación y los sólidos alimentados.

$$W_w = W_{wD} + W_{sol}$$

COMPONENTE	lb/Hr
Mezcla de Glicol (W_{wD})	54 736.303
Sólidos Alimentados (W_{sol})	1 728.886
	<hr/>
TOTAL	56 465.189

$$W_w = 56\ 465.189 \quad \text{lb/Hr}$$

$$Q_w = 56\ 465.189 \times 0.6854 \times (268-32)$$

$$Q_w = 9\ 133\ 493 \quad \text{BTU/ Hr}$$

Calor latente en la corriente de vapores del domo (Q_c)

$$Q_c = M_v \lambda_v$$

$$M_v = 5940.534 \quad \text{lb Hr}$$

$$Q_c = 5940.634 \times 759.2513 = 4\ 510\ 359 \quad \text{BTU/Hr}$$

Calor requerido por el hervidor de fondos (Q_s)

$$Q_s + Q_a = Q_d + Q_w + Q_c \quad - \text{PERDIDAS}$$

Considerando las pérdidas térmicas como un valor que--
comparativamente con los manejados resulta insignifi--
cante y por lo tanto se tomará como $Q_D = 0$

$$Q_s = Q_D + Q_w + Q_c - Q_A$$

$$Q_s = 354\ 805 + 9133\ 493 + 4510\ 359 - 1957643$$

$$Q_s = 10\ 041\ 014 \quad \text{BTU/Hr}$$

SEGUNDA CORRIDA

Evaluación de la capacidad calorífica (CP) de c/u de--
las corrientes.

ALIMENTACION.

COMPONENTE	C_{pi} @ (280°F) 137.5°C	%PESO	$CP_i \bar{X}_i$
MOH	0.983	0.06	0.0006
H ₂ O	1.010	0.06	0.0006
MEG	0.692	99.88	0.6912

$$CP_{ma} = \sum CP_i \bar{X}_i = 0.6924 \text{ BTU/lb}^\circ \text{F}$$

DESTILADO

COMPONENTE	C_{pi} @104° F (40°C)	%PESO	$C_{pi}\bar{X}_i$
MOH	0.6420	0.06	0.0004
H ₂ O	0.9987	0.06	0.0006
MEG	0.5820	99.88	0.5813

$$\bar{C}_{P_{ma}} = \sum C_{pi}\bar{X}_i = 0.5823 \text{ BTU/ lb}^\circ\text{F}$$

RESIDUO	C_p @289° F (142.5°C)	%PESO	$C_{pi}\bar{X}_i$
COMPONENTE			
MOH	1.01	0.06	0.0006
H ₂ O	1.01	0.06	0.0006
MEG	0.698	99.88	0.6972

$$C_{pw} = \sum C_{pi}; \bar{X}_i = 0.6984 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$$

Evaluación del calor latente en los vapores del domo.

COMPONENTE	λ @277° F (136°C)	% PESO	$\lambda_i\bar{X}_i$
MOH	392.4	0.06	0.2354
H ₂ O	926.8	0.06	0.5561
MEG	415.8	99.88	415.3011

$$\lambda = \sum \lambda_i \bar{X}_i = 416.0926 \text{ BTU/lb}$$

Evaluación del CP del destilado a 277°F (136°C)

COMPONENTE	$C_p @ 277^\circ\text{F} (136^\circ\text{C})$	% PESO	$C_{pi} \bar{X}_i$
MOH	0.976	0.06	0.0006
H ₂ O	1.01	0.06	0.0006
MEG	0.690	99.88	0.6892

$$\overline{C_{pD}} = \sum C_{pi} \bar{X}_i = 0.6904 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F}$$

Cantidad de sólidos presentes en la segunda corrida.

$$\text{Sólidos Totales} = 6051.1 \text{ lb/día}$$

$$\text{Tiempo de la segunda corrida } \theta = 15 \text{ Hr}$$

Flujo de sólidos alimentados a la segunda corrida:

$$W_{\text{sol}} = 6051.1 \text{ lb/día } \cdot 15 \text{ Hr/día} = 403.406 \text{ lb/Hr}$$

La alimentación total de la segunda corrida será:

COMPONENTE	lb/Hr
Glicol seco	12 771.804
SOL	403.406
T O T A L	<u>13 175.210</u>

Calor de la alimentación (QA)

$$Q_A = W_A \overline{C_{pA}} \Delta T$$

$$W_A = 13175.21 \text{ lb/Hr}$$

$$Q_A = 13175.21 \times 0.6924 \times (280-32) = 2262 \ 384 \text{ BTU/Hr}$$

Calor en el Destilado. (QA)

$$Q_D = W_D C_{pD} \Delta T$$

$$W_D = 10856.033 \text{ lb/Hr}$$

$$Q_D = 10 \ 856.033 \times 0.5823 (104-32)$$

$$Q_D = 455 \ 146 \text{ BTU/Hr}$$

Calor del residuo (Qw):

$$Q_w = W_w C_{pw} \Delta T$$

El total de sólidos insolubles formará parte de esta corriente por lo que Ww será:

$$W_w = W_w + W_{sol}$$

COMPONENTE	lb/Hr
Residuo de Glicol (Wwa)	1915.771
Sólidos Alimentados (sol)	403.406
TOTAL = Ww =	<u>2319.177</u>

$$Ww = 2319.177 \text{ lb/Hr}$$

$$Qw = 2319.177 \times 0.6984 \times (289.32)$$

$$Qw = 416266 \text{ BTU/Hr}$$

Calor latente en la corriente de vapores del Domo (Q_c)

$$Q_c = Mv \lambda_v$$

$$Mv = 16 \ 284.050 \text{ lb/Hr}$$

$$Q_c = 16 \ 284.05 \times 416.0926$$

$$Q_c = 6 \ 775 \ 673 \text{ BTU/Hr}$$

Calor sensible en la corriente de vapores del domo ($Q_{C_{SD}}$)

$$Q_{cs_D} = W C_P \Delta T @ 277 - W C_P \Delta T @ 104^\circ F$$

$$Q_{cs_D} = W \left(\frac{C_P @ 277 + C_P @ 104}{2} \right) T_2 - T_1$$

$$Q_{cs_D} = W \overline{C_P} (T_2 - T_1)$$

$$\overline{C_P} = (C_P @ 277^\circ + C_P @ 104^\circ F) \div 2 = (0.6904 + 0.5823) \div 2 = 0.63635 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^\circ F}$$

$$W_v = 16\,284.05 \text{ lb/Hr}$$

$$Q_{cs_D} = 16\,284.05 \times 0.63635 (277 - 104)$$

$$Q_{cs_D} = 1792\,688 \text{ BTU/Hr}$$

Calor disipado en el condensador Sub-enfriador (Q_{cs})

$$Q_{cs} = Q_c + Q_{cs_D}$$

$$Q_{cs} = 6775\,673 + 1792\,688$$

$$Q_{cs} = 8\,568\,361 \text{ BTU/Hr}$$

Calor requerido en el hervidor de fondos (Q_s) :

$$Q_s = Q_w + Q_D + Q_{CS} - Q_A + Q_P \text{ (PERDIDAS)}$$

$$Q_A = 0$$

$$Q_s = 416\ 266 + 455\ 146 + 8568\ 361 - 2262\ 384$$

$$Q_s = 7\ 177\ 389 \text{ BTU/Hr}$$

Balance Térmico para el precalentados de la Alimentación (Q_{pa})

Para el primer corte:

El precalentador deberá llevar la corriente de Alimentación de 5°C a 56.5°C ($41 - 134^{\circ}\text{F}$) por lo que se valorará el $CP@T_m$

$$T_m = (134 + 41) \div 2 = 87.5^{\circ}\text{F} \text{ (} 30.8^{\circ}\text{C)}$$

COMPONENTE	$C_p@87.5^{\circ}\text{F}$	%PESO	$CP_i \bar{X}_i$
MOH	0.6180	4.762	0.0295
H ₂ O	0.9986	4.762	0.0475
MEG	0.5720	90.476	0.5175

$$C_{pm} = \sum C_{pi} \bar{X}_i = 0.5945 \text{ BTU/ lb}^\circ \text{F}$$

$$Q_{PA} = W_A C_{pm} \Delta T$$

$$W_a = 62\,240.001 \text{ lb/Hr}$$

$$Q_{PA} = 62\,240.001 \times 0.5945 \times (134-41) =$$

$$Q_{PA} = 3\,441\,156 \text{ BTU/Hr}$$

Para el segundo corte.

El precalentador deberá llevar la corriente de Alimentación de 5°C a 137.5°C ($41-280$) $2=160.5^\circ\text{F}$ (71.4°t)

COMPONENTE	$C_{p@160.5}^\circ\text{F}$	%PESO	$C_{pi} \bar{X}_i$
MOH	0.742	0.06	0.0004
H ₂ O	1.010	0.06	0.0006
MEG	0.618	99.88	0.6173

$$C_{P,} = \sum C_{pi} \bar{X}_i = 0.6183 \text{ BTU/lb/Hr}$$

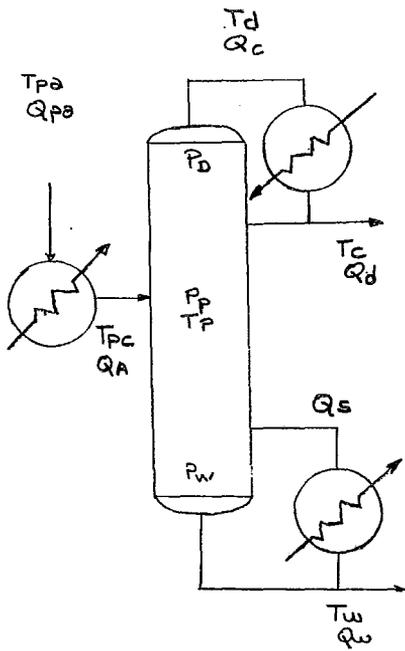
$$Q_{PA} = W_A C_{pm} \Delta T$$

$$W_a = 13\,175.21 \text{ lb/Hr}$$

$$Q_{PA} = 13\,175.21 \times 0.6183 \times (280-41) =$$

$$Q_{PA} = 1\,946\,950 \text{ BTU/Hr}$$

BALANCE TERMICO DEL SISTEMA DE PURIFICACION DE MEG - RESUMEN -



	PRIMERA CORRIDA T ^o F	SEGUNDA CORRIDA T ^o F
Tpa	41	41
Tpc	134	280
Td	107	277
Tc	107	104
TP	134	280
Tw	268	289
Q BTU/Hr		
Q _A	3957 643	2 262 384
Q _C	4 510 359	8 568 361
Q _S	10 041 014	7 177 389
Q _D	354 805	455 146
Q _W	9 133 493	416 266
Q _{PA}	3 441 156	1 946 950
P TORR		
P _D	40	80
P _P	60	100
P _W	80	120

2.0 CALCULO DE CAMBIADORES DE CALOR

2.1 Secuencia de cálculo para "cambiadores de Calor"

- .1 Definir la disposición de los flujos dentro del cambiador
- .2 Obtener de los balances térmicos y de Materiales, así como de las condiciones de operación, los datos requeridos de: Flujo, carga Térmica y Temperatura.

Estos datos se ajustaran a la siguiente nomenclatura;

T_1	Temperatura de alimentación del fluido caliente	($^{\circ}\text{F}$)
T_2	Temperatura de salida del fluido caliente	($^{\circ}\text{F}$)
t_1	Temperatura de alimentación del fluido frío	($^{\circ}\text{F}$)
t_2	Temperatura de salida del fluido frío	($^{\circ}\text{F}$)
Q	Cantidad de calor transferido	(BTU/Hr)
W_T	Flujo por los tubos	(lb/Hr)
W_c	Flujo por la coraza	(lb/Hr)

NOTA:
$$W = \frac{Q}{C_p \Delta t + \lambda} \quad (\text{lb/Hr})$$

- .3 Con los datos anteriores se procedera a calcular la "Media Logarítmica de la diferencia de temperaturas"

(LMTD)

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

Donde: $\Delta t_1 = T_1 - t_2$
 y: $\Delta t_2 = T_2 - t_1$

- .4 Suponer el coeficiente global de transferencia de calor "U" ($\cdot \text{BTU}/\text{Hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$)
- .5 Calcular el area de transferencia de calor "A"

$$A = \frac{Q}{U \text{ LMTD}} \quad (\text{ft}^2)$$

- .6 Definir las características de los tubos asi como su -- distribución dentro del cambiador y obtener propieda--- des de las tablas apropiadas.

CARACTERISTICAS	ABREVIATURAS	UNIDADES
Longitud total	L	ft
Longitud efectiva	L'	ft
Calibre	Cal	BWG
Diámetro interior	di	in
Diámetro exterior	de	in
Tipo de arreglo de los tubos sobre el espejo	-	-
Claro	C	in
Paso	Pt	in
Número de pasos por los tubos.	Np	
Número de pasos por la coraza	Np'	
Area de flujo por tubo	Aft	in^2
Superficie Unitaria de Transferencia.	A/ft	ft^2/ft

- .7 Calcular el número de tubos requeridos

$$N_t = \frac{A}{A/ft L'}$$

Donde $L' = L - 3''$

teniendo en cuenta que el número de tubos debe ser siempre entero, por lo que se aproximará a la cantidad entera inmediata superior a la calculada, y además por tener que distribuir los tubos en forma proporcional en cada paso, el número de tubos tendrá que ser igual al múltiplo inmediato superior del número de pasos.

- .8 Calcular el área de flujo total A_{ft} según la relación-

$$A_{ft} = \frac{N_T \times A_{ft}}{144 \times N_p} \quad (ft^2)$$

Donde A_{ft} es el área de paso por tubo en in^2

- .9 Calcular el número de Reynolds (Re) para el lado de los tubos según la relación.

$$Re = \frac{G \cdot \frac{d_i}{12}}{\mu}$$

Donde G es la masa velocidad por los tubos que se calcula:

$$G = \frac{W_T}{A_{ft}} \quad \left(\frac{lb}{hr \cdot ft^2} \right)$$

y μ es la viscosidad absoluta del fluido expresada en lb/ft Hr

NOTA: 1 CTP = 2.42 lb/Hr ft

- .10 Obtener el coeficiente individual de transferencia de calor por el lado de los tubos sin corregir por viscosidad $(h_i/\bar{\Delta})$ (BTU / Hr ft² °F) según alguno de los métodos siguientes.

- .10.1 Para Re \geq 2300 (flujo turbulento)

$$\frac{h_i}{\bar{\Delta}} = 0.027 \text{ Re}^{0.8} \text{ Pr}^{1/3} \frac{k}{d_i}$$

donde

Pr es el número de Prandtl

$$\text{Pr} = \frac{C_p \mu}{k}$$

C_p = Calor específico presión constante (BTU/lb°F)
 μ = Viscosidad absoluta (lb/ Hr ft)
 k = Conductividad térmica (BTU/Hr ft°F)

$\bar{\Delta}$ es la relación de viscosidad para la corriente por dentro de los tubos siguiente:

$$\bar{\Delta} = \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

donde μ es la viscosidad de la corriente a temperatura promedio entre la alimentación y la descarga y, μ_w es la viscosidad de la corriente a la temperatura de pared.

10.2 Para $Re \leq 2100$ (flujo laminar)

$$\frac{h_i}{\mu} = 1.86 \left[Re Pr \left(\frac{D_i}{L} \right)^{1/3} \left(\frac{k}{D_i} \right) \right] \times 2.25 \left(\frac{1+0.01 Gr}{\log Re} \right)^{1/3}$$

Donde

D_i es el diámetro interior en ft

Pr es el número de Prandtl

L es la longitud total de tubos (ft)

k es la conductividad térmica (BTU/Hr ft °F)

Gr es el número de Grashof

$$Gr = D_i^3 \rho^2 g \beta \Delta t / \mu^2$$

ρ = es la densidad lb/ft³

$$g = 4.17 \times 10^8 \text{ ft/Hr}^2$$

β = es el coeficiente de expansión térmica

$$\beta = \frac{\frac{1}{\rho_2} - \frac{1}{\rho_1}}{(t_2 - t_1) \frac{1}{\rho_{av}}} \quad \left(\frac{1}{^\circ F} \right)$$

ρ_1 = densidad a t_1

ρ_2 = densidad a t_2

ρ_{av} = Densidad a t promedio

$$\Delta t = t_w - t_{av}$$

μ es la viscosidad absoluta (lb/Hr ft)

- .10.3 Para agua (calculando el coeficiente interno como función de la velocidad)

$$\frac{h_i}{Q_t} = f(v)$$

$$v = \frac{G}{e \times 3600}$$

donde v es la velocidad del fluido por el interior de los tubos y G es la masa velocidad por dentro de los tubos.

- .11 Referir el coeficiente interno de transferencia h_i , al exterior del tubo para obtener h_{io}

$$\frac{h_{io}}{Q_t} = \frac{h_i}{Q_t} \frac{d_i}{d_e}$$

- .12 Calcular la temperatura de pared t_w ($^{\circ}F$) según la siguiente relación.

$$t_w = t_{av} + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} (T_{av} - t_{av})$$

Donde:

t_{av} es la temperatura del fluido frío

$$t_{av} = \frac{t_1 + t_2}{2}$$

T_{av} es la temperatura promedio del fluido caliente

$$T_{av} = \frac{T_1 + T_2}{2}$$

h_o es el coeficiente individual de transferencia de calor por el exterior de los tubos; el valor del cual debe suponerse para este paso del cálculo y verificarse en los subsecuentes.

- .13 Obtener la temperatura de película t_f (°F)

$$t_f = \frac{t_w + T_{av}}{2}$$

- .14 Calcular la masa velocidad por el lado de la coraza G' según la relación.

$$G' = \frac{Wc}{N_T \frac{2}{3} L'}$$

- .15 Calcular el coeficiente individual de transferencia de calor por el exterior de los tubos h_o , por cualquiera de los métodos siguientes.

$$.15.1 \quad h_o = 1.51 \left(\frac{4 G'}{M_f} \right)^{-1/3} \left(\frac{M_f}{k_f e_f g} \right)^{-1/3}$$

Donde el sub índice f indica que la propiedad debe ser evaluada a la temperatura de película.

$$.15.2 \quad h_o = f (JH)$$

Donde JH es función del número de Reynolds por lo que una vez evaluado el No. de Reynolds se lee en la tabla apropiada el valor de JH y se calcula el valor de h_o según la siguiente relación.

$$h_o = JH \text{ Pr}^{1/3} \frac{k}{De_q}$$

Donde Pr es el número de Prandtl
 k es la conductividad térmica y
 ... De_q es el diámetro equivalente de la coraza.

- .16 Comparar el h_o supuesto en el punto 1.12 con el calculado en el punto 1.15. Si de esta comparación el coeficiente supuesto resultara igual o mayor que el calculado se proseguira el cálculo y en caso de resultar menor se supondra otro coeficiente hasta que el calculado resulte mayor o igual
- .17 Calcular el valor de Φ para la temperatura encontrada y corregir h_o .
- .18 Obtener el coeficiente global de transferencia de calor de servicio U_D a partir de los resultados obtenidos, según la siguiente fórmula

$$U_D = \frac{1}{\frac{1}{h_{io}} + r_o + r_w + \frac{1}{\frac{de}{di} + r_i} + \frac{1}{h_o}}$$

Donde:

r_o es el factor de ensuciamiento en el lado externo de los tubos

r_i es el factor de ensuciamiento en lado interno de los tubos.

r_w es la resistencia de la pared del tubo a la transferencia de calor de forma que:

$$r_w \frac{DE}{DI} = \frac{E}{k} \frac{de}{di}$$

Donde:

E es el espesor de pared del tubo ($E = \frac{De - Di}{2}$ ft)

k es la conductividad térmica del material de fabricación de los tubos (BTU/Hr ft $^{\circ}$ F)

.19 Comparar U_D con la U supuesta y si resulta igual o mayor a la calculada proseguir con el cálculo en caso que sea menor ó mucho mayor el coeficiente global calculado, se supondrá de nuevo y se repetirán los cálculos.

.20 Calcular las caídas de presión en el cambiador

.20.1 Por el lado de los tubos ΔP_T (Psia) según la fórmula siguiente;

$$\Delta P_L = \frac{f G^2 L N_P}{5.22 \times 10^{10} D_i^5 S_g \Phi}$$

Donde:

f es el factor de fricción que es función del Re
 Di es el diámetro interior de los tubos en ft.
 Sg es la gravedad específica.

y para los retornos (cuando el número de pasos es mayor de 1)

$$\Delta P_R = \frac{4 N_P v^2}{Sg 2g x} \times \frac{62.371}{144}$$

por lo que la caída de presión total para el lado de -- los tubos sera la suma de la ΔP de los tubos rectos-- y la ΔP de los retornos.

$$\therefore \Delta P_T = \Delta P_L + \Delta P_R$$

20.2 Caída de presión por el lado de la coraza ΔP_c (psia)

$$\Delta P_c = \frac{f_c G^2 x}{5.22 \times 10^{10}} \frac{D_s (N+1)}{De sg \Phi}$$

Donde:

$N+1$ es el número de cruces de tal forma que $N+1 = \frac{L}{B \times 12}$

y B es el espaciamiento de los baffles en pulgadas.

D_s es el diámetro de la coraza

De es el diámetro equivalente de la coraza.

C' es la masa velocidad por la coraza de tal-
forma que ;

$$G_s = \frac{W_c}{A_s} \quad \text{y} \quad A_s = \frac{d_i C}{144 P_t}$$

Donde

A_s es el área de flujo de la coraza

C es el claro

P_t es el pitch

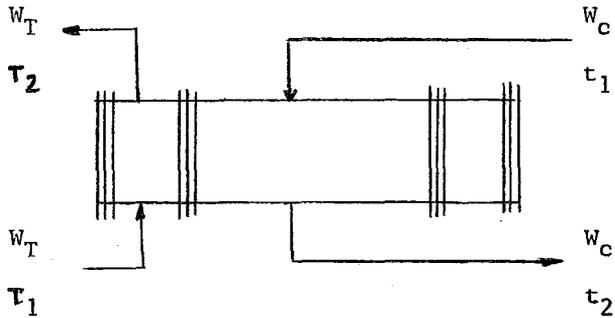
- .21 La caída de presión en el cambiador debiera ser aproxi-
madamente de 10 psi tanto para el lado de los tubos -
como para la coraza.

2.2 Cálculo de cambiadores de calor.

Cálculo del precalentador de la Alimentación.

1.0 Para el primer corte

1.1 Disposición de flujos.



1.2 DE BALANCES Y CONDICIONES DE OPERACION:

Flujo de Glicol Agudado ; $W_T = 62\ 240$

Calor transferido; $Q = 3441\ 156$

Flujo de vapor; $W_c = \frac{3\ 441\ 156}{858.8} = 4007$

$$T_1 = 364$$

$$T_2 = 364$$

$$t_1 = 41$$

$$t_2 = 134$$

1.3 LMTD

	F. CALIENTE	F. FRIO	Δ
T ALTA	364	134	230
T BAJA	364	41	323
			<hr/>
			Δ 93

$$LMTD = \frac{93}{\ln \frac{323}{230}} = 273.9$$

1.4 COEFICIENTE GLOBAL SUPUESTO, $U = 160$

1.5 AREA DE TRANSFERENCIA

$$A = \frac{3\,441\,156}{160 \times 273.9} = 78.52$$

1.6 CARACTERISTICAS Y DISTRIBUCION DE TUBOS

TUBOS

$$L = 8$$

$$L' = 7.75$$

$$CAL = 14$$

$$de = 3/4$$

$$di = 0.584$$

Arreglo Δ

$$Pt = 15/16$$

$$Np = 4$$

$$A/ft = 0.1963$$

$$A \text{ ft} = 0.268$$

1.7 NUMERO DE TUBOS.

$$N_t = \frac{78.52}{0.1963 \times 7.75} = 51.61 \Rightarrow 52$$

1.8 AREA DE FLUJO TOTAL.

$$A_{f_t} = \frac{52 \times 0.268}{144 \times 4} = 0.0242$$

1.9 NUMERO DE REYNOLDS.

$$G_t = \frac{62240}{0.0242} = 2\,571\,901$$

$$Re = \left(\frac{2\,571\,901 \times \frac{0.584}{12}}{4.523 \times 2.42} \right) = 11435 @ T_m = 87.5^\circ F$$

$$Re_{0.8} = 1764.4$$

$$Pr_{0.8} = \left(\frac{0.5945 \times 4.523 \times 2.42}{0.1684} \right)^{1/3} = 3.38 @ T_m = 87.5^\circ F$$

1.10.1 COEFICIENTE INDIVIDUAL h_i/ϕ_t

$$\frac{h_i}{\phi_t} = 0.027 \times 1764.4 \times 3.38 \times \frac{0.1684}{\left(\frac{0.584}{12}\right)} = 557.17$$

1.11 COEFICIENTE h_i REFERIDO AL EXTERIOR DEL TUBO.

$$h_{i0} = 557.17 \times \left(\frac{0.584}{0.750}\right) = 433.85$$

1.12 TEMPERATURA DE PARED

$$Si \ h_o = 1980$$

$$t_w = 87.5 + \frac{1980}{1980 + 433.85} (364 - 87.5) = 314.3$$

1.13 TEMPERATURA DE PELICULA.

$$t_f = \frac{314.3 + 364}{2} = 339.2$$

1.14 MASA VELOCIDAD LADO DE LA CORAZA.

$$G' = \frac{4007}{52^{2/3} \times 7.75} = 37.112$$

1.15 COEFICIENTE h_o .

$$h_o = \frac{1.51}{8.643 \times 8.82 \times 10^{-5}} = 1980.8$$

$$\left(\frac{4G'}{M} \right)^{1/3} = \left(\frac{4 \times 37.112}{0.2299} \right)^{1/3} = 8.643 \quad @ t_f = 339.2^\circ F$$

$$\left(\frac{h_o^2}{k^3 e^2 \epsilon_c} \right) = \left(\frac{0.05285}{0.05886 \times 3135 \times 4.17 \times 10^8} \right) = 8.82 \times 10^{-5} \quad @ t_f = 339.2^\circ F$$

1.16 COMPARACION DEL COEFICIENTE SUPUESTO

1980.8 \approx 1980 \therefore h_o supuesto correctamente.

1.17 CORRECCION POR VISCOSIDAD

$$\phi_t = \left(\frac{4.523}{0.5458} \right)^{0.14} = 1.344$$

@ $t_m = 87.5^\circ F$ y

@ $t_w = 314.3^\circ F$

$$h_{io} = 433.85 \times 1.344 = 583.09$$

1.18 COEFICIENTE GLOBAL .

$$r_w \frac{de}{di} = \frac{0.083}{12 \times 343} = 0.000259$$

$$r_i = 0.0015 \quad r_o = 0.0005$$

$$U_D = \frac{1}{\frac{1}{583.09} + 0.0005 + 0.000259 + 0.0015 + \frac{1}{1980}} = 223.26$$

1.19 COMPARACION DEL COEFICIENTE GLOBAL SUPUESTO

223.26 > 160 ∴ la U supuesta es aceptable

1.20 CAIDA DE PRESION EN EL CAMBIADOR.

1.21 LADO DE LOS TUBOS

$$Re = 11435 \Rightarrow f = 0.00026$$

$$di = 0.584 \quad Di = 0.04867 \text{ ft}$$

$$S_g = \frac{67.655}{62.371} = 1.0847 \quad \text{② } T_m = 87.5^\circ \text{ F}$$

$$\Delta p_t = \frac{0.00026 (2.571901)^2 \times 8 \times 4}{5.22 \times 10^{-10} \times 0.04867 \times 1.0847 \times 1.344} = 14.859$$

$$v = \frac{2.571.901}{3600 \times 67.655} = 10.56$$

$$@ T_m = 87.5^\circ F$$

$$g = 32.2$$

$$\Delta p_r = \frac{4 \times 4 \times (10.56)^2 \times 62.371}{1.0847 \times 2 \times 32.2 \times 144} = 11$$

$$\Delta p_T = 14.859 + 11 = 25.859$$

.1.20.2 LADO DE LA CORAZA

$$N + 1 = \frac{7.75 \times 12}{24} = 3.875$$

$$d_s = 19 \frac{1}{4} \text{ in} \quad c = \frac{3}{16} \text{ in} \quad B = 24 \text{ in} \quad De = 0.55$$

$$A_s = \frac{12 \times 0.1875 \times 24}{144 \times 0.9375} = 0.4$$

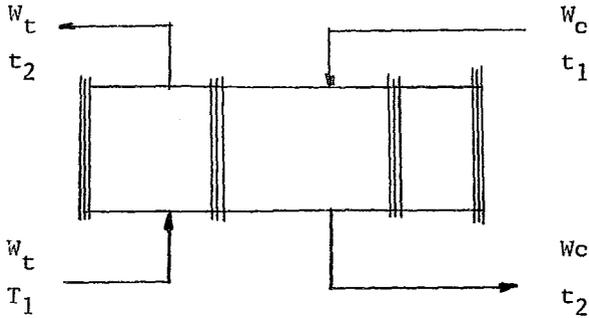
$$G_s = \frac{4007}{0.4} = 10.018$$

$$Re = \frac{10018 \times 0.0458}{0.0375} = 12235 \Rightarrow f = 0.00203 \quad @ T_s = 364^\circ F$$

$$\Delta p_c = \frac{1}{2} \times \frac{0.00203 (10018)^2 \times 1 \times 4}{5.22 \times 10^{10} \times 0.0458 \times 0.0057} = 0.03 \text{ lb/in}^2$$

2.0 Para el segundo corte.

2.1 DISPOSICION DE FLUJOS.



2.2 DE BALANCES Y CONDICIONES DE OPERACION

FLUJO DE GLICOL $W_t = 13\ 175$

AGOTADO SECO;

CALOR TRANSFERIDO; $Q = 1946\ 950$

FLUJO DE VAPOR $W_c = \frac{1946\ 950}{858.8} = 2267$

$T_1 = 364$

$T_2 = 364$

$t_1 = 41$

$t_2 = 280$

2.3 LMTD

	F CALIENTE	F. FRIO	Δ
T ALTA	364	280	84
T BAJA	364	41	323
			<hr/>
			$\Delta = 239$

$$LMTD = \frac{239}{\ln \frac{323}{84}} = 177.4$$

2.4 COEFICIENTE GLOBAL SUPUESTO

$$U = 32$$

2.5 AREA DE TRANSFERENCIA

$$A = \frac{1946950}{32 \times 177.4} = 342.96$$

2.6 CARACTERISTICAS Y DISTRIBUCION DE TUBOS.

Las características de los tubos son las mismas a las del cálculo anterior.

2.7 NUMERO DE TUBOS

$$N_t = \frac{342.96}{0.1963 \times 7.75} = 225.43 \rightarrow 228$$

2.8 AREA DE FLUJO TOTAL:

$$A_{ft} = \frac{228 \times 0.268}{144 \times 4} = 0.1061$$

2.9 NUMERO DE REYNOLDS

$$G_t = \frac{13175}{0.1064} = 124176$$

$$Re = \frac{124176 \times \frac{0.584}{12}}{3.8 \times 2.42} = 657.16 \Rightarrow \text{Flujo Laminar}$$

@ $t_m = 160.5 \text{ F}$

2.10.2 COEFICIENTE INDIVIDUAL h_i/ϕ_t

$$Pr = \frac{0.618 \times 3.8 \times 2.42}{0.1427} = 39.82 \quad @ t_m = 160.5^\circ \text{ F}$$

$$\beta = \frac{\frac{1}{64.053}}{(280-41)} - \frac{\frac{1}{70.171}}{\left(\frac{1}{67.08}\right)} = 3.82 \times 10^{-4}$$

@ $t_2 = 280^\circ \text{ F}$
@ $t_1 = 41^\circ \text{ F}$

$$\text{Si } t_w = 360^\circ \text{ F}$$

$$\Delta T = 360 - 160.5 = 199.5$$

$$Gr = (0.04867)^3 (67.08)^2 (3.82 \times 10^{-4}) \left[\frac{199.5}{9.1962} \right] (4.17 \times 10^8)$$

$$Gr = 194946$$

$$d_i = 0.584 \quad D_i = 0.0487$$

$$\frac{h_i}{\phi} = 186 \left[(657.16)(39.82) \left(\frac{0.0487}{8} \right) \right]^{\frac{1}{3}} \times 2.25 \left[\frac{1+0.01(194946)^{\frac{1}{3}}}{\log 657.16} \right] \times \frac{0.1427}{0.0487}$$

$$\frac{h_i}{\phi} = 37.272$$

2.11 COEFICIENTE h_i REFERIDO AL EXTERIOR DEL TUBO.

$$h_{io} = 37.272 \times \frac{0.584}{0.75} = 29$$

2.12 TEMPERATURA DE PARED

$$\text{Si } h_o = 3370$$

$$t_w = 160.5 + \frac{3370}{3370 + 29} (364 - 160.5) = 362.26^\circ\text{F}$$

2.13 TEMPERATURA DE PELICULA

$$t_f = \frac{362.26 + 364}{2} = 363.13$$

2.14 MASA VELOCIDAD LADO DE LA CORAZA

$$G' = \frac{2267}{228^{2/3} \times 7.75} = 7.838 \quad @ \text{tf} = 363.13^\circ \text{F}$$

2.15 COEFICIENTE h_o

$$\left(\frac{4 G'}{M} \right)^{1/3} = \left(\frac{4 \times 7.838}{0.206} \right)^{1/3} = 5.34$$

$$\left[\frac{M^2}{k^3 \rho^2 g_c} \right]^{1/3} = \left(\frac{0.0424}{(0.0571)(3037.3)(4.17 \times 10^8)} \right)^{1/3} = 8.3695 \times 10^{-5}$$

$$@ \text{tf} = 363.13^\circ \text{F}$$

$$h_o = \frac{1.51}{5.34 \times 8.3695 \times 10^{-5}} = 3378$$

2.16 COMPARACION DEL COEFICIENTE SUPUESTO

$$3378 > 3370$$

\therefore h_o supuesto correctamente.

2.17 CORRECCION POR VISCOSIDAD.

$$\phi_t = \left(\frac{3.8}{0.5} \right)^{0.14} = 1.328$$

$$\begin{aligned} @ \text{tm} &= 160.5^\circ \text{F} \\ @ \text{tw} &= 362.26^\circ \text{F} \end{aligned}$$

$$h_{io} = 29 \times 1.328 = 38.512$$

2.18 COEFICIENTE GLOBAL

$$U_D = \frac{1}{\frac{1}{38.512} + 0.0005 + 0.000259 + 0.00015 + \frac{1}{3370}} = 35.06$$

2.19 COMPARACION DEL COEFICIENTE GLOBAL SUPUESTO

$$35.06 \geq 32 \quad \therefore \quad U \text{ supuesta correctamente}$$

2.20 CAIDAS DE PRESION EN EL CAMBIADOR

2.20.1 LADO DE LOS TUBOS

$$Re = 657,16 \quad f = 0.00076$$

$$Sg = 1.075$$

$$t_m = 160.5 \text{ } ^\circ \text{ F}$$

$$\Delta P_t = \frac{0.00076 \cdot (125238)^2}{5.22 \times 10^{10} \times 0.0487 \times 1.075 \times 1.328} \times \frac{8 \times 4}{1.075 \times 1.328} = 0.105$$

$$v = \frac{124176}{67.08 \times 3600} = 0.52$$

$$\Delta P_r = \frac{4 \times 4 \times 0.52^2}{1.075 \times 2 \times 32.2 \times 144} \times \frac{67.08}{144} = 0.03$$

$$\Delta P_T = 0.105 + 0.03 + 0.135$$

2.20.2 LADO DE LA CORAZA:

Para 228 tubos se requiere de una coraza de 19 ¹/₄ in - en la que se pueden acomodar hasta 252 tubos.

Características de la Coraza.

$$D_s = 19.25'' = 1.604'$$

$$d_{eq} = 0.55 = 0.0458'$$

$$c = 3/16$$

$$B = 24$$

$$N+1 = \frac{8 \times 12}{24} = 4$$

$$C_v = 0.354 \quad @ts = 364^\circ\text{F}$$

$$S_{gv} = 0.0057 \quad @ts = 364^\circ\text{F}$$

$$C = 0.1875$$

$$A_s = \frac{19.25 \times 0.1875 \times 24}{144 \times 0.9375} = 0.6417$$

$$G' = \frac{2267}{0.6417} = 3532.8$$

$$Re = \frac{3532.8 \times 0.0458}{0.0375} = 4315 \quad \Rightarrow f = 0.0025$$

$$ts = 364^\circ\text{F}$$

$$\Delta P_c = \frac{1}{2} \left[\frac{0.0025 \times (3532.8)^2 \times 1.604 \times 4}{5.22 \times 0.0458 \times 0.0057} \right] = 0.018 \text{ lb/in}^2$$

Analizando los resultados anteriores, las características del cambiador a utilizarse serán las del segundo corte, por lo que se analizará el comportamiento de este equipo para las condiciones de primer corte .

3.0 COMPORTAMIENTO DEL CAMBIADOR DEL SEGUNDO CORTE PARA EL PRIMER CORTE.

TUBOS

$$NT = 228$$

$$A = 342.96$$

$$Pr^{1/3} = 3.38$$

$$Aft = 0.1061$$

$$t_m = 87.5^\circ F$$

$$Gt = \frac{62240}{0.1061} = 586616$$

$$Re = \frac{586616 (0.584 / 12)}{4.523 \times 2.42} = 2608.2 \quad t_m = 87.5^\circ F$$

$$Re^{0.8} = 540.85$$

$$\frac{hi}{Gt} = (0.027 \times 540.85 \times 3.38 \times \frac{0.1684}{12} / 0.584) = 170.79$$

$$\frac{hio}{Gt} = 170.79 \times \frac{0.584}{0.75} = 132.99$$

$$Si \ h_o = 2800$$

$$t_w = 87.5 + \left(\frac{2800}{2800 + 132.99} \right) (364 - 87.5) = 351.46$$

$$t_f = \frac{351.46 + 364}{2} = 357.73$$

$$\frac{k^3 M^2}{G^2 g_o} = \frac{0.0423}{0.05751 \times 3052.6 \times 4.17 \times 10^8} = 8.329 \times 10^{-5}$$

@ $t_f = 357.73^\circ F$

$$G' = \frac{4007}{228^{1/3} \times 7.75} = 13.85$$

$$\left(\frac{4 G'}{\mu}\right)^{1/2} = \left(\frac{4 \times 13.85}{0.2057}\right)^{1/2} = 6.458 \quad @t_f = 357.73^\circ\text{F}$$

$$h_o = \frac{1.51}{6458 \times 8.329 \times 10^{-5}} = 2807.28$$

2807.28 2800 \therefore ho supuesto correctamente.

$$\Phi_t = \left(\frac{4.523}{0.4633}\right)^{0.14} = 1.376 \quad @t_m = 87.5^\circ\text{F} \text{ y}$$

$$@t_w = 351.46^\circ\text{F}$$

$$h_{io} = 132.99 \times 1.376 = 182.99$$

$$U_D = \frac{1}{\frac{1}{182.99} + 0.0005 + 0.000259 + 0.0015 + \frac{1}{2800}} = 123.75$$

$$U_T = \frac{3441156}{342.96 \times 273.9} = 36.63$$

$U_D \gg U_T$ \therefore El cambiador esta sobrado para trabajar en este corte.

CAIDA DE PRESION EN EL CAMBIADOR OPERANDO PARA EL PRIMER CORTE

LADO DE TUBOS

$$Re = 2608.2 \Rightarrow f = 0.00039$$

$$\Delta P_t = \frac{0.00039 (591635)^2 \times 8 \times 4}{522 \times 10^{10} \times 0.0487 \times 1.0847 \times 1.376} = 1.15$$

$$v = \frac{586616}{67.655 \times 3600} = 2.409 \quad @ \quad t_m = 87.5^\circ \text{F}$$

$$\Delta P_r = \frac{4 \times 4 \times 2409^2 \times 67.655}{1.0847 \times 2 \times 32.2 \times 144} = 0.630$$

$$\Delta P_f = 1.15 + 0.630 = 1.780$$

LADO CORAZA

$$G' = \frac{4007}{0.6417} = 6244.4$$

$$Re = \frac{6244.4 \times 0.0458}{0.0375} = 7626 \Rightarrow f = 0.0022 @ t_s = 364^\circ \text{F}$$

$$\Delta P_c = \frac{1}{2} \times \frac{0.0022 (6244.4)^2 \times 1.604 \times 4}{5.22 \times 10^{10} \times 0.0458 \times 0.0057} = 0.02$$

EVALUACION DE PROPIEDADES.

Vapor de calentamiento:

$$P = 160.6 \text{ PSIA}$$

$$\lambda_v = 858.8 \text{ BTU / 1b}$$

$$T_s = 364^\circ \text{F}$$

$$e_{ls} = 55.066 \text{ lb/cf}$$

$$e_{vs} = 0.354 \text{ lb/cf}$$

$$S_{gv} = 0.0057 \text{ @ } T_s$$

$$M_v = 0.0155 \text{ ctp} = 0.0155 \times 2.42 = 0.0375 \text{ lb/Hr ft}$$

Primer corte:

GLICOL AGOTADO

$$\overline{C_{p@tm}} = 87.5^\circ \text{F} = 0.5495 \text{ btu/lb}^\circ \text{F}$$

$$\text{Viscosidad @ } t_m = 87.5^\circ \text{F} :$$

COMPONENTE	$\mu_i @ 87.5^\circ \text{F (CTP)}$	%PESO	\bar{x}_i / μ_i
H ₂ O	0.784	4.762	0.0607
MOH	0.500	4.762	0.0952
MEG	13.900	90.476	0.0651

$$\mu_L = \frac{1}{\sum \bar{x}_i / \mu_i} = 4.523 \text{ CTP}$$

$$4.523 \text{ ctp} = 4.523 \times 2.42 = 10.946 \text{ lb/Hr ft.}$$

COMPONENTE	CONDUCTIVIDAD @ $t_m = 87.5^\circ \text{F}$		$\bar{x}_i k_i$
	$k_i @ 87.5^\circ \text{F (btu/Hrft}^\circ \text{F)}$	%PESO	
H ₂ O	0.3590	4.762	0.0171
MOH	0.1203	4.762	0.0057
MEG	0.1609	90.476	0.1456

$$\bar{k}_l = \sum \bar{x}_i k_i = 0.1684 \text{ BTU/Hr ft}^\circ\text{F}$$

DENSIDAD: (@ $T_m = 87.5^\circ\text{F}$)

COMPONENTE	$e_i @ 87.5^\circ\text{F}$ (g/cc)	%PESO	$\bar{x}_i c_i$
H ₂ O	0.9986	4.762	0.0476
MOH	0.7830	4.762	0.0373
MEG	1.1040	90.476	0.9988

$$\bar{e}_L = \sum e_i \bar{x}_i = 1.0837 \text{ g/cc}$$

$$1.0873 \text{ g cc} = 1.0837 \times 62.43 = 67.655 \text{ lb/cf}$$

$$e_{\text{H}_2\text{O}} @ 60^\circ\text{F} = 62.371 \text{ lb/cf}$$

$$S_g @ t_m = 87.5^\circ\text{F} = \frac{67.655}{62.371} = 1.0847$$

VISCOSIDAD @ t_w (314.3°F):

COMPONENTE	$\mu_i @ 314.3^\circ\text{F}$ (CTP)	%PESO	$\bar{x}_i \mu_i$
H ₂ O	0.118	4.762	0.4036
MOH	0.100	4.762	0.4762
MEG	0.950	90.476	0.9524

$$\bar{\mu}_L = \frac{1}{\sum \bar{X}_i} / \mu_i = 0.5458 \text{ CTP}$$

$$0.5458 \times 2.42 = 1.321 \text{ lb/Hr ft}$$

Condensado de 364°F

$$\text{Densidad @ tf} = 339.2^\circ\text{F} = 55.991 \text{ lb/cf}$$

$$\text{Viscosidad @ tf} = 339.2^\circ\text{F} = 0.095 \text{ CTP}$$

$$\mu = 0.095 \times 2.42 = 0.2299 \text{ lb/Hr ft}$$

$$\text{Conductividad @ tf} = 339.2^\circ\text{F} = 0.389 \text{ BTU/Hr}^\circ\text{F ft}$$

$$\text{Valor de } G_c = 4.173 \times 10^8 \text{ ft/Hr}^2 = 32.2 \text{ ft/sec}^2$$

$$\text{@ tf} = 339.2^\circ\text{F} (\text{H}_2\text{O})_L$$

$$e_1^2 = 3135$$

$$\mu_3^2 = 0.05285$$

$$k = 0.05886$$

$$S_g \cdot \text{para } V @ 364^\circ\text{F} = \frac{e_v}{e_1 @ 60^\circ\text{F}}$$

$$e_v = \frac{1}{2.819} = 0.354$$

$$S_g = \frac{0.354}{62.371} = 0.0057$$

$$\text{@ tv} = 364^\circ\text{F}$$

Condensado de 364°F

Densidad @tf = 357.73°F = 55.25 lb/cf

Viscosidad @tf = 357.73°F = 0.085 CTP

$$\mu = 0.085 \times 2.42 = 0.2057 \text{ lb/Hrft}$$

Conductividad @tf = 357.73°F = 0.386 BTU/Hr ft°F

$$@tf = 357.73^\circ\text{F}$$

$$C^2 = 3052.6$$

$$\mu^2 = 0.0423$$

$$k^3 = 0.05751$$

Viscosidad @tw = 351.46°F

COMPONENTE	$\mu_{i@351.46^\circ\text{F}}(\text{CTP})$	%PESO	\bar{x}_i/μ_i
MEG	0.75	90.476	1.206
MOH	0.10	4.762	0.4762
H ₂ O	0.10	4.762	0.4762

$$\bar{\mu}_L = 1/\sum \bar{x}_i/\mu_i = 0.4633 \text{ CTP}$$

$$0.4633 \times 2.42 = 1.121 \text{ lb/Hrft}$$

Para el segundo corte:

Debido a que esta corriente esta formada por una gran cantidad de MEG (99.88% peso) se considerará como único componente, ya que la variación en las propiedades que pudiera haber por la presencia de los demás componentes no es significativa.

$$\text{MEG @ } t_m = 160.5^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Viscosidad @ } t_m = 160.5^{\circ}\text{F} = 3.8 \text{ CTP}$$

$$3.8 \text{ CTP} \times 242 = 9196 \text{ lb/Hrft}$$

$$\text{Conductividad @ } t_m = 160.5^{\circ}\text{F} = 0.1427 \text{ BTU} \cdot \text{Hr} \cdot \text{ft}^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Calor específico @ } t_m = 160.5^{\circ}\text{F} = 0.618 \text{ BTU/Lb}^{\circ}\text{F}$$

$$\text{Densidad @ } t_m = 160.5^{\circ}\text{F} = 67.08 \text{ lb/cf}$$

$$\text{MEG @ } t_w = 365.52^{\circ}\text{F}:$$

$$\text{Viscosidad @ } t_w = 365.52^{\circ}\text{F} = 0.5 \text{ ctp}$$

$$\text{Densidad del MEG @ } t_1 = 41^{\circ}\text{F} = 70.171 \text{ lb/cf}$$

$$\text{Densidad del MEG @ } t_2 = 280^{\circ}\text{F} = 64.053 \text{ lb/cf}$$

$$\text{Propiedades del condensado de } 364^{\circ}\text{F @ } t_f = 363.13^{\circ}\text{F}$$

Conductividad $k@363.13^{\circ}\text{F} = 0.385 \text{ BTU/Hr ft}^{\circ}\text{F}$
 Viscosidad $\mu @ 363.13^{\circ}\text{F} = 0.0851 \text{ CTP}$
 $0.0851 \text{ CTP} = 0.0851 \times 2.42 = 0.206 \text{ lb/Hrft}$
 Densidad $\rho @ 363.13^{\circ}\text{F} = 55.112 \text{ lb/cf}$

$$@ \text{tf} = 363.13^{\circ}\text{F} \text{ (H}_2\text{O)}_L$$

$$k^3 = 0.0571$$

$$\mu^2 = 0.0424$$

$$\rho^2 = 3037.3$$

Cambiadores de Calor

HOJA DE ESPECIFICACIONES DE CAMBIADOR DE CALOR

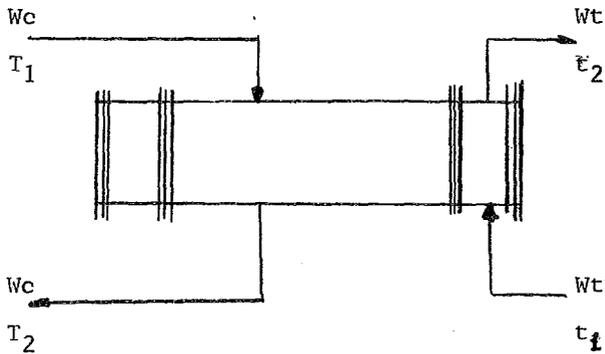
1				Obra Núm.
2	Cliente			Referencia Núm.
3	Dirección			Solitud de cotización Núm.
4	Localización de la planta			Fecha 1979
5	Servicio de la unidad PRECALENTADOR DE LA ALIMENTACION			Partida Núm.
6	Tamaño 19 1/4" x 96" Tipo AEL			Correctada en:
7	Superficie por unidad 343 PIES² Carcasas por unidad 1			Superficie por carcasa 343 PIES²
Compartamiento por unidad				
9		Lado de la carcasa		Lado de los tubos
10	Fluido circulado	VAPOR		GLICOL AGOTADO
11	Total de fluido que entra lb/HR	22.67		13.75
12	Vapor			
13	Líquido			
14	Vapor de agua			
15	No condensables			
16	Fluido vaporizado o condensado			
17	Vapor de agua condensado	2.267		
18	Gravedad específica del líquido	0.0077		1.07
19	Viscosidad del líquido CP	0.0155		3.8
20	Peso molecular de los vapores	18		
21	Calor específico del líquido		Btu/lb	0.618 Btu/lb
22	Calor latente de los vapores	858.8	Btu/lb	Btu/lb
24	Temperatura de entrada	36.4	°F	41 °F
24	Temperatura de salida	36.4	°F	280 °F
25	Presión de operación	150	lb/plg²	20 lb/plg²
26	Número de pasos	1		4
27	Velocidad		pies/seg	0.5 pies/seg
28	Caja de presión	1	lb/plg²	10 lb/plg²
29	Factor de obstrucción	0.0005		0.0015
30	Calor intercambiado, Btu/hr	1,916,250		LMTD, 177.4 °F
32	Velocidad de transmisión de servicio Btu/hr ft² °F	32	Coefficiente "limpio"	
Construcción				
33	Presión de diseño	175	lb/plg²	45 lb/plg²
34	Presión de prueba	263	lb/plg²	68 lb/plg²
35	Temperatura de diseño	400	°F	308 °F
36	Tubos A-179 Núm. 228 Diám. ext. 3/4" DWG 17 Longitud B-0" Espaciamiento 3/16"			
37	Carcasa A-285-GR-C Diám. int. 19 1/4" Diám. ext. 20" Espesor 3/8"			
38	Tapa de la carcasa A-285-GR-C			Tapa del calozal flotante
39	Garganta A-285-GR-C			Tapa de la garganta
40	Piezas tubulares estacionarias A-285-GR-C, 1 3/8"			Flotantes
42	Deflectores transversales A-285-GR-C Tipo SEGMENTADO			Espesor 3/8"
43	Deflectores longitudinales			Espesor
44	Tirantes de los tubos C.R.			Espesor 3/8"
44	Empaquetaduras ASBESTO			
46	Conexiones carcasa entrada 1" Salida 1 1/2"			Serie 150 #
47	Garganta entrada 4" Salida 4"			Serie 150 #
48	Tolerancia de corrosión lado de la carcasa 1/8"			Lado de los tubos
49	Respecto a los Códigos ASME SEC. VIII DIV. 1			Clase TEMA "R"
50	Peso cada carcasa			Haz tubular
51	Nota: Indíquese después de cada parte si se ha sujeción a alivio de esfuerzos (A.E.) y si se ha radio-grafado (Rayos X)			Lleno de agua
52	Observaciones:			

Hoja de especificaciones de cambiador de calor. [Reimpreso con autorización, Standards of the Tubular Exchanger Manufacturers Association. 3a. Ed. (1952).]

2.3 CALCULO DEL CONDENSADOR

1.0 PARA EL PRIMER CORTE

1.1 DISPOSICION DE LOS FLUJOS



1.2 DE BALANCES Y CONDICIONES DE OPERACION

VAPORES DEL DOMO $W_c = 5940.5$

CALOR TRANSFERIDO $Q = 4\ 510\ 359$

FLUJO DE AGUA $W_t = \frac{4510\ 359}{0.9987 \times (100-72)} = 161294$

$$T_1 = 107$$

$$T_2 = 107$$

$$t_1 = 72$$

$$t_2 = 100$$

1.3 LMTD

	F. CALIENTE	F. FRIO	Δ
T. ALTA	107	100	7
T. BAJA	107	72	35
			Δ 28

$$LMTD = \frac{28}{\ln \frac{35}{7}} = 17.39$$

1.4 COEFICIENTE GLOBAL SUPUESTO

$$U = 180$$

1.5 AREA DE TRANSFERENCIA

$$A = \frac{4510 \cdot 359}{180 \times 17.39} = 1440.92$$

1.6 CARACTERISTICAS Y DISTRIBUCION DE TUBOS

$$L = 16$$

$$L' = 15.75$$

$$Cal = 16$$

$$d_e = 0.75$$

$$d_i = 0.62$$

Arreglo \square

$$P_t = 1$$

$$Pasos = 4$$

$$A/ft = 0.1963$$

$$A \cdot ft = 0.302$$

1.7 NUMERO DE TUBOS

$$N_t = \frac{1440.92}{0.1963 \times 15.75} = 468$$

1.8 AREA DE FLUJO TOTAL

$$A_{ft} = \frac{468 \times 0.302}{144 \times 4} = 0.2453$$

1.10.3 COEFICIENTE h_i/ϕ_t

$$G_t = \frac{161294}{0.2453} = 657538$$

$$v = \frac{657538}{62.16 \times 3600} = 2.94$$

$$\frac{h_i}{\phi_t} = 740 \quad @ \quad t_m = 86^\circ F$$

1.11 COEFICIENTE h_i REFERIDO AL EXTERIOR DEL TUBO

$$\frac{h_{i0}}{\phi_t} = 740 \times \frac{0.62}{0.75} = 611.7$$

1.12 TEMPERATURA DE PARED

$$Si \quad h_o = 1225$$

$$t_w = 86 + \frac{1225}{1225 + 611.7} (107 - 86) = 100^\circ F$$

1.13 TEMPERATURA DE PE'ICUIA

$$t_f = \frac{100 + 107}{2} = 103.5^\circ\text{F}$$

1.14 MASA VELOCIDAD LADO DE LA CORAZA

$$G' = \frac{5945}{(468)^{2/3} \times 15.75} = 6.257$$

1.15 COEFICIENTE h_o

$$\left(\frac{4G'}{\mu}\right)^{1/3} = \left(\frac{4 \times 6.257}{1.31}\right)^{1/3} = 2.673 \quad @ t_f = 103.5^\circ\text{F}$$

$$\left(\frac{\mu^2}{k^3 c^2 g_c}\right)^{1/3} = \left(\frac{1.7161}{0.01377 \times 3059.2 \times 4.17 \times 10^8}\right)^{1/3} = 4.6 \times 10^{-4} @ t_f = 103.5^\circ\text{F}$$

$$h_o = \frac{1.51}{2.673 \times 4.6 \times 10^{-4}} = 1228.0$$

1.16 COMPARACION DEL COEFICIENTE SUPUESTO

1228.0 > 1225 \therefore h_o supuesto correctamente

1.17 CORRECCION POR VISCOSIDAD.

$$\Phi_t = \left(\frac{0.86}{0.73} \right)^{0.14} = 1.023$$

$$@t_m = 86^\circ\text{F y}$$

$$@t_w = 100^\circ\text{F}$$

$$h_{io} = 611.7 \times 1.023 = 625.77$$

1.18 COEFICIENTE GLOBAL:

$$r_i = 0.001; \quad r_o = 0.0015; \quad r_w \frac{d_e}{d_i} = \frac{0.065}{12 \times 34.3} \times \frac{0.75}{0.62} = 0.000191$$

$$U = \frac{1}{\frac{1}{625.77} + 0.001 + 0.000191 + 0.0015 + \frac{1}{1225}} = 195.87$$

1.19 COMPARACION DEL COEFICIENTE GLOBAL SUPUESTO

195.87 > 180 . . . la U supuesta es aceptable

1.20 CAIDAS DE PRESION EN EL CAMBIADOR

1.20.1 LADO DE LOS TUBOS

$$Re = \frac{657538 \times 0.62}{2.42 \times 0.86 \times 12} = 16324 \Rightarrow f = 0.000235 @ t_c = 86^\circ\text{F}$$

$$\Delta P_t = \frac{0.000235 \times (657538)^2 \times 16 \times 4 \times 12}{5.22 \times 10^{10} \times 0.62 \times 0.9966 \times 1.023} = 2.36 \quad @ \quad t_c = 86^\circ F$$

$$\Delta P_r = \frac{4 \times 4 \times (2.94)^2 \times 62.20}{0.9966 \times 2 \times 32.2 \times 144} = 0.931 \quad @ \quad t_c = 86^\circ F$$

$$\Delta P_F = 2.36 + 0.931 = 3.291$$

1.20.2 LADO DE LA CORAZA.

$$N+1 = \frac{12 \times 16}{24} = 8.00$$

$$e_v = 0.003$$

$$s = \frac{0.003}{62.371} = 0.0000481$$

$$A_s = \frac{29 \times 0.25 \times 29}{144 \times 1} = 1.46$$

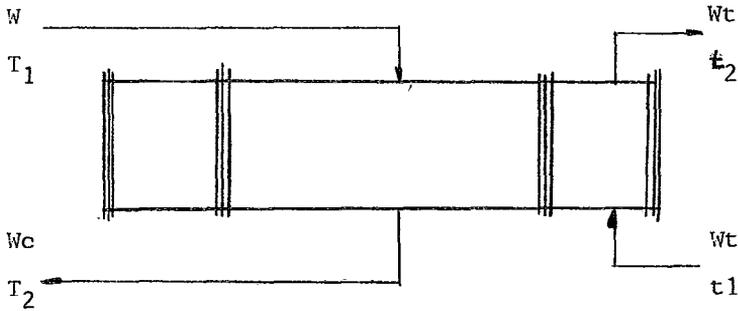
$$G' = \frac{5940.5}{1.46} = 4068.8$$

$$Re = \frac{4068.8 \times 0.95}{0.0102 \times 2.42 \times 12} = 13049.5 \quad \mu f = 0.002 \quad @ \quad t_1 = 107^\circ F$$

$$\Delta P_c = \frac{1}{2} \times \frac{0.002 \times (4068.8)^2 \times 29 \times 8}{5.22 \times 10^{10} \times 0.95 \times 4.81 \times 10^{-5}} = 1.61 \quad @ \quad t_1 = 107^\circ F$$

2.0 PARA EL SEGUNDO CORTE

2.1 DISPOSICION DE LOS FLUJOS



2.2 DE BALANCES Y CONDICIONES DE OPERACION

VAPORES DEL DOMO $W_c = 16284$

CALOR TRANSFERIDO

a) CONDENSACION

$$Q_c = 6775\ 673$$

b) SUB ENFRIAMIENTO

$$Q_{cs} = 1792\ 688$$

CALOR TOTAL TRANSFERIDO

$$Q_T = 8568361$$

$$\text{FLUJO DE AGUA } Wt = \frac{8568.361}{0.9987 (100 - 72)} = 306.411$$

CONDENSACION

SUB ENFRIAMIENTO

$$T_1 = 277$$

$$T_1 = 277$$

$$T_2 = 277$$

$$T_2 = 104$$

$$t_1 = 77.86$$

$$t_1 = 72$$

$$t_2 = 100$$

$$t_2 = 77.86$$

CALCULO DE LA TEMPERATURA DE CONDENSACION

$$t' = 72 + \frac{1792.688}{0.9987 \times 306411} = 72 + 5.86$$

$$t' = 77.86$$

2.3 LMTD

PARA CONDENSACION

	F. CALIENTE	F. FRIO	Δ
T. ALTA	277	100	177
T. BAJA	277	77.86	$\frac{199.14}{\Delta 22.14}$

$$\text{LMTD} = \frac{22.14}{\ln \frac{177}{22.14}} = 187.85$$

PARA SUB ENFRIAMIENTO

	F: CALIENTE	F FRIO	Δ
T: ALTA	277	77.86	199.14
T BAJA	104	72	<u>32</u>
			Δ 167.14

$$LMTD = \frac{167.14}{\ln \frac{199.14}{32}} = 91.42$$

2.4 COEFICIENTES GLOBALES SUPUESTOS

2.4.1 CONDENSACION

$$U_c = 150$$

2.4.2 SUB ENFRIAMIENTO

$$U_{sc} = 20$$

2.5 AREAS DE TRANSFERENCIA

2.5.1 AREA TRANSFERENCIA CONDENSACION

$$A_c = \frac{6775.673}{150 \times 187.85} = 240.46$$

2.5.2 AREA TRANSFERENCIA SUBENF.

$$A_{sc} = \frac{1792.688}{20 \times 91.42} = 980.47$$

$$A. \text{ TOTAL} = 1220.93$$

2.6. CARACTERISTICAS Y DISTRIBUCION DE LOS TUBOS

Las características de los tubos son las mismas que -- las del cálculo anterior.

2.7 NUMERO DE TUBOS

$$N_t = \frac{1220.93}{0.1963 \times 15.75} = 394.9 \Rightarrow 396$$

2.8 AREA DE FLUJO TOTAL

$$A_{ft} = \frac{396 \times 0.302}{144 \times 4} = 0.2076$$

2.10.1.1 COEFICIENTE INDIVIDUAL h_i/ϕ_t CONDENSACION

$$G_t = - \frac{306 \ 411}{0.2076} = 1475 \ 968$$

$$v = \frac{1475 \ 968}{62.13 \times 3600} = 6599 \frac{h_i}{\phi} = 1450 \quad @ \ t_m = 88.93^\circ F$$

2.11 COEFICIENTE h_i REFERIDO AL EXTERIOR DEL TUBO

$$\frac{h_{i0}}{\phi} = 1450 \times \frac{0.62}{0.75} = 1198.67$$

2.12 TEMPERATURA DE PARED

$$S_i \ h_o = 325$$

$$t_w = 88.93 + \frac{325}{325 + 1198.67} (277 - 88.93) = 129.05^\circ C$$

2.13 TEMPERATURA DE PELICULA

$$t_f = \frac{129.05}{2} + 277 = 203.025^\circ$$

2.14 MASA VELOCIDAD LADO DE LA CORAZA

$$G' = \frac{16 \cdot 284}{396^{2/3} \times 15.75} = 19.172$$

2.15 COEFICIENTE h_o

$$\left(\frac{4 \cdot G'}{\mu} \right)^{1/3} = \left(4 \times \frac{19.172}{5.566} \right)^{1/3} = 2.397 \quad @ t_f = 203.025^\circ F$$

$$\left(\frac{M^2}{k^3 c^2} \right)^{1/3} = \left(\frac{30.98}{0.0024 \times 4362.6 \times 4.17 \times 10^3} \right)^{1/3} = 1.922 \times 10^{-3} \quad @ t_f = 203.025$$

$$h_o = \frac{1.51}{2.397 \times 1.922 \times 10^{-3}} = 327.75$$

2.16 COMPARACION DEL COEFICIENTE SUPUESTO

$$327.75 > 325 \therefore h_o \text{ supuesto correctamente}$$

2.17 CORRECCION POR VISCOSIDAD

$$\Phi = \left(\frac{0.83}{0.56} \right)^{0.14} = 1.056$$

$$@ t_m = 88.93^\circ F \text{ y}$$

$$@ t_w = 129.05^\circ F$$

$$h_{io} = 1198.67 \times 1.056 = 1265.8$$

2.18 COEFICIENTE GLOBAL

$$U_D = \frac{1}{\frac{1}{1264.6} + 0.001 + 0.000191 + 0.0015 + \frac{1}{325}} = 152.47$$

2.19 COMPARACION DEL COEFICIENTE GLOBAL SUPUESTO

152.47 > 150 ∴ U supuesta correctamente

2.10.3.2 COEFICIENTE INDIVIDUAL hi/Φ_t (SUBENFRIAMIENTO)

396 TUBOS de 3/4" Que en arreglo cuadrado y con un Pt de 1" requieren de una coraza de 27 in para su acomodo, en la cuál caben hasta 432 tubos en un arreglo similar y se tiene un diámetro equivalente de $deg = 0.95$

$$As = \frac{27 \times 0.25 \times 27}{144 \times 1} = 1.2656$$

$$tm_t = \frac{72 + 77.86}{2} = 74.93^\circ F$$

$$v = \frac{1475 \times 968}{62.26 \times 3600} = 6.585 \quad \frac{hi}{\Phi} = 1450 \quad @ tm = 74.93^\circ F$$

2.11 COEFICIENTE h_i REFERIDO AL EXTERIOR DEL TUBO

$$\frac{h_i}{\phi} = 1450 \times \frac{0.62}{0.75} = 1198.67$$

2.12 TEMPERATURA PROMEDIO DE SUB ENFRIAMIENTO

$$t_{sc_m} = \frac{104 + 277}{2} = 190.5^\circ F$$

2.14 MASA VELOCIDAD LADO DE LA CORAZA

$$G' = \frac{16284}{1.2656} = 12867$$

2.15.1 COEFICIENTE h_o

$$Re = \frac{12867 \times 0.95}{12 \times 2.6 \times 2.42} = 161.89 \Rightarrow JH=6.4 @ t_{sc_m}=190.5^\circ F$$

$$Pr^{1/3} = \left(\frac{0.636 \times 2.6 \times 2.42}{0.1364} \right)^{1/3} = 3.084 @ t_{sc_m}=190.5^\circ F$$

$$\frac{h_o}{\phi} = 6.4 \times 3.084 \times \frac{0.1364 \times 12}{0.95} = 34$$

TEMPERATURA DE PARED

$$t_w = 74.93 + \frac{34}{34+1198.67} (190.5 - 74.93) = 78.117^\circ F$$

CORRECCION DEL COEFICIENTE EXTERNO POR VISCOSIDAD

$$\phi_o = \left(\frac{2.6}{17.1} \right)^{0.14} = 0.768$$

$$h_o = 34 \times 0.768 = 26.112$$

$$@ t_m=190.5^\circ y$$

$$@ t_w=78.117^\circ F$$

CORRECCION DEL COEFICIENTE INTERNO POR VISCOSIDAD

$$\phi_i = 1$$

$$\therefore h_{io} = 1198.67 \times 1 = 1198.67$$

2.18 COEFICIENTE GLOBAL

$$U_D = \frac{1}{\frac{1}{26.112} + 0.001 + \frac{1}{0.000191} + 0.0015 + \frac{1}{1198.67}} = 23.91$$

2.19 COMPARACION DEL COEFICIENTE GLOBAL SUPUESTO

$$23.91 > 20 \quad \therefore U \text{ supuesta correctamente}$$

2.20 CAIDAS DE PRESION EN EL CAMBIADOR

2.20.1 LADO DE LOS TUBOS

$$Re = \frac{1475968 \times 0.62}{2.42 \times 0.86 \times 12} = 36642 \Rightarrow f = 0.00019$$

@ $t_m = 86^\circ F$

$$\Delta P_t = \frac{0.00019 (1475968)^2 \times 16 \times 4 \times 12}{5.22 \times 10^{10} \times 0.62 \times 0.9966 \times 1.023} = 9.63$$

$$v = \frac{1475968}{62.16 \times 3600} = 6.596 \quad @ t_m = 86^\circ F$$

$$\Delta P_r = \frac{4 \times 4 (6.596)^2 \times 62.16}{0.9966 \times 32.2 \times 2 \times 144} = 4.681$$

$$\Delta P_T = 9.63 + 4.681 = 14.311 \text{ lb/in}^2$$

2.20.2 LADO DE LA CORAZA:

$$D_s = 27 \text{ in}$$

$$B = 27 \text{ in}$$

$$N + 1 = \frac{12 \times 16}{27} = 7.11 \Rightarrow 8$$

$$C = 0.25 \text{ in}$$

$$A_s = 1.2656$$

$$G' = 12867$$

$$Re = \frac{12867 \times 0.95}{12 \times 0.0107 \times 2.42} = 39338 \Rightarrow f = 0.0016$$

$$S = \frac{0.0121}{62.371} = 1.94 \times 10^{-4}$$

$$@ t_V = 277^\circ F$$

$$\Delta P_c = \frac{1}{2} \times \frac{0.0016 (12867)^2 \times 27 \times 8}{5.22 \times 10^{10} \times 0.95 \times 1.94 \times 10^{-4}} = 2.97 \text{ lb/in}^2$$

3.0 Comportamiento del cambiador para el segundo corte ;-----
 analizando los resultados anteriores, las características del cambiador a utilizarse serán las del primer corte,--
 por lo que se analizará el comportamiento de este equipo para las condiciones del segundo corte.

$$N_T = 468$$

$$A = 1440.92$$

$$Af_T = 0.2453$$

a) CONDENSACION

$$Gt = \frac{306411}{0.2453} = 1249128$$

$$v = \frac{1249128}{62.13 \times 3600} = 5.6$$

$$t_m = 88.93^\circ\text{F}$$

$$\frac{h_i}{\phi} = 1230$$

$$\frac{h_{io}}{\phi} = 1230 \times \frac{0.62}{0.75} = 1198.67$$

$$\text{Si } h_o = 339$$

$$t_w = 88.93 + \frac{339}{339 + 1198.67} (277 - 88.93) = 130.39^\circ\text{F}$$

$$t_f = \frac{130.39 \times 277}{2} = 203.695^\circ\text{F}$$

$$G' = \frac{16284}{468^{2/3} \times 15.75} = 17.15$$

$$\left(\frac{4G'}{M} \right)^{1/3} = \left(\frac{4 \times 17.15}{5.5 \times 66} \right)^{1/3} = 2.31 \quad @ t_f = 203.695^\circ\text{F}$$

$$\left(\frac{M^2}{k^3 \rho^2 \epsilon_c} \right)^{1/3} = \left(\frac{30.98}{0.0024 \times 4362.6 \times 4.17 \times 10^8} \right)^{1/3} = 1.922 \times 10^{-3}$$

$$h_o = \frac{1.51}{1.922 \times 10^{-3} \times 2.31} = 340.1$$

340.1 ∇ 339 \therefore ho supuesto correctamente

$$\phi = \left(\frac{0.83}{0.55} \right)^{0.14} = 1.059 \quad \begin{array}{l} @ t_m = 88.93^\circ\text{F} \text{ y} \\ @ t_w = 130.39^\circ\text{F} \end{array}$$

$$h_{io} = 1198.67 \times 1.059 = 1269.39$$

$$U_c = - \frac{1269.39 \times 339}{339 + 1269.39} = 267.55$$

$$U_D = \frac{1}{\frac{1}{339} + 0.001 + 0.000191 + 0.00015 + \frac{1}{1269.39}} = 155.55$$

b) SUB ENFRIAMIENTO

$$G_c = \frac{306 \cdot 411}{0.2453} = 1249128 \quad t_m = \left(\frac{77.86 + 72}{2} \right) = 74.93^\circ\text{F}$$

$$v = \frac{1249128}{62.26 \times 3600} = 5.57 \frac{\text{hi}}{\text{ft}} = 1250 @ t_m = 74.93^\circ\text{F}$$

$$\frac{h_{i0}}{D} = 1250 \times \frac{0.62}{0.75} = 1033.3$$

$$\phi = 1$$

$$\therefore h_{i0} = 1033.3$$

$$t_m = \left(\frac{104}{2} + \frac{277}{2} \right) = 190.5^\circ\text{F}$$

$$A_s = \frac{29 \times 0.25 \times 29}{144} = 1.46$$

$$G' = \frac{16284}{1.46} = 11153.4$$

$$Re = \frac{11153.4 \times 0.95}{2.6 \times 2.42 \times 12} = 140.33 \Rightarrow JH = 6.2 @ t_m = 190.5^\circ\text{F}$$

$$Pr^{1/3} = \left(\frac{0.636 \times 2.6 \times 2.42}{0.1364} \right)^{1/3} = 3.084 @ t_w = 190.5^\circ\text{F}$$

$$\frac{h_o}{D} = 6.2 \times 3.084 \times \frac{0.1364 \times 12}{0.95} = 32.94$$

$$t_w = 74.93 + \frac{32.94}{32.94 + 1033.3} (190.5 - 74.93) = 78.56^\circ\text{F}$$

$$\bar{\Phi}_o = \left(\frac{2.6}{17.1} \right)^{0.14} = 0.768$$

$$\textcircled{a} \text{ tw} = 78.56^\circ\text{F y}$$

$$\textcircled{a} \text{ tm} = 190.5^\circ\text{F}$$

$$h_o = 32.94 \times 0.768 = 25.298$$

$$U_c = \frac{25.298 \times 1,033.3}{25.298 + 1,033.3} = 24.69$$

$$U_D = \frac{1}{\frac{1}{25.298} + 0.001 + 0.000191 + 0.0015 + \frac{1}{1033.3}} = 23.15$$

Con los coeficientes para este cambiador

$$A_c = \frac{6775673}{155.55 \times 187.85} = 231.884$$

$$A_{sc} = \frac{1792688}{23.15 \times 91.42} = 847.057$$

Area total requerida para este corte

$$A_T = 1078.941$$

Area disponible = 1440.92

$$1440.92 > 1078.941 \therefore \text{OK}$$

CAIDA DE PRESION EN EL CAMBIADOR

a) TUBOS Y RETORNOS

$$Re = \frac{1249 \cdot 128 \cdot x \cdot 0.62}{2.42 \cdot x \cdot 0.86 \cdot x \cdot 12} = 31010 \Rightarrow f = 0.0002 @ t_m = 86^\circ F$$

$$\Delta P_t = \frac{0.0002 \cdot (1249 \cdot 128)^2 \cdot x \cdot 16 \cdot x 4 \cdot x 12}{5.22 \cdot x \cdot 10^{10} \cdot x 0.62 \cdot x 0.9966 \cdot x 1.059} = 7.01 @ t_m = 86^\circ F$$

$$\Delta P_r = \frac{4 \cdot x \cdot 4 \cdot x \cdot (5.60)^2 \cdot x \cdot 62.16}{0.9966 \cdot x \cdot 64.4 \cdot x \cdot 144} = 3.37 @ t_m = 86^\circ F$$

$$\Delta P_T = 10.38 \text{ Psi} \approx 10 \text{ psi}$$

b) CORAZA

$$G' = \frac{16 \cdot 284}{1.46} = 11153.4$$

$$Re = \frac{11153.4 \cdot x \cdot 0.95}{0.0107 \cdot x \cdot 2.42 \cdot x \cdot 12} = 34100 \Rightarrow f = 0.00165 @ t_v = 277^\circ F$$

$$\Delta P_c = \frac{1 \cdot x \cdot 0.00165 \cdot (11153.4)^2 \cdot x 29 \cdot x 8}{2 \cdot 5.22 \cdot x \cdot 10^{10} \cdot x 0.95 \cdot x 1.94 \cdot x 10^4} = 2.48 @ t_v = 277^\circ F$$

$$\Delta P_c = 2.48 \text{ psi}$$

EVALUACION DE PROPIEDADES

AGUA DE ENFRIAMIENTO

$$t_1 = 72^{\circ}\text{F}$$

$$t_2 = 100^{\circ}\text{F}$$

$$\bar{C}_p = 0.9987 \frac{\text{BTU}}{\text{lb}^{\circ}\text{F}} \quad @ \quad t_m = 86^{\circ}\text{F}$$

$$e = 62.371 \text{ lb/cf} \quad @ \quad T_{\text{ref}} = 60^{\circ}\text{F}$$

a) PRIMER CORTE

$$e_{\text{H}_2\text{O}} @ t_m = 88.93^{\circ}\text{F} = 62.13 \text{ lb cf} \quad S_g = \frac{62.16}{62.371} = 0.9966 @ 86.00^{\circ}\text{F}$$

$$M_{\text{H}_2\text{O}} @ t_m = 86^{\circ}\text{F} \text{ CTP} = 0.86 \text{ CTP}$$

$$M_{\text{H}_2\text{O}} @ t_w = 100^{\circ}\text{F} = 0.73 \text{ CTP}$$

$$e_{\text{H}_2\text{O}} @ t_m = 62.16 \text{ lb/cf}$$

DESTILADO

COMPONENTE	\bar{X}	$M_i @ 103.5^{\circ}\text{F}$	$k_i @ 103.5^{\circ}\text{F}$	$e_i @ 103.5^{\circ}\text{F}$
MOH	0.49333	0.45	0.1181	48.32
H ₂ O	0.49333	0.6573	0.3636	61.923
MEG	0.01334	9.8	0.1572	68.548

$$\bar{e}_m = \sum e_i \bar{x}_i = 55.31 \quad @ \quad t_f = 103.5^{\circ}\text{F} \quad (\text{lb/cf})$$

$$\bar{K}_m = \sum k_i \bar{x}_i = 0.2397 \quad @ \quad t_f = 103.5^{\circ}\text{F} \quad (\text{BTU/Hr}^{\circ}\text{F ft})$$

$$M_m = \frac{1}{\sum \frac{\bar{x}_i}{M_i}} = 0.5414 \quad @ \quad t_f = 103.5^{\circ}\text{F} \quad (\text{CTP})$$

$$M_m = 0.5414 \times 2.42 = 1.31 \text{ lb/Hr ft}$$

$$@ \text{tf} = 103.5^\circ\text{F}$$

$$e^2 = 3059.2$$

$$M^2 = 1.7161$$

$$k^3 = 0.01377$$

Densidad del vapor destilado @ 107°F $e_v = 0.003 \text{ lb/cf}$

$$S_g = \frac{0.003}{62.371} = 4.8 \times 10^{-5}$$

Viscosidad del vapor @ 107°F

COMPONENTE	\bar{X}	M_v 107°F
MOH	0.49333	0.0103
H ₂ O	0.49333	0.01025
MEG	0.01334	0.0083

$$M_v = \frac{1}{\sum} \frac{\bar{X}_i}{M_i} = 0.0102 \quad \text{CTP} \quad @ \quad 107^\circ\text{F}$$

b) Segundo corte

Para este corte se considerará que las propiedades de la corriente por condensarse y subenfriarse corresponderán con las propiedades del MEG puro, ya que este componente se encuentra en un 99.88% en la corriente, y debido a la baja concentración de los demás componentes no alteran -- significativamente los valores de las propiedades.

$$e_{H_2O} @ t_m = 88.93^\circ F = 62.13 \text{ lb/cf}$$

Propiedades del MEG @ $t_f = 203.025^\circ F$

$$e = 66.05 \text{ lb/cf}$$

$$M = 5.566 \text{ lb Hr ft}$$

$$k = 0.133 \text{ BTU Hr}^\circ F \text{ ft}$$

$$e^2 = 4362.6$$

$$M^2 = 30.98$$

$$k^3 = 0.0024$$

$$M_{H_2O} @ t_m = 88.93^\circ F = 0.82 \text{ CTF}$$

$$M_{H_2O} @ t_w = 129.05^\circ F = 0.56 \text{ CTF}$$

$$\rho_{H_2O@tm} = 74.93^{\circ}F = 62.26 \text{ lb/cf}$$

Propiedades del MEG@ $tm = 190.5^{\circ}F$

$$M = 2.6 \text{ ctp}$$

$$C_p = 0.636 \text{ BTU/lb}^{\circ}F$$

$$k = 0.1364 \text{ BTU/Hr}^{\circ}F \text{ ft}$$

$$M_{MEG@tw} = 78.117^{\circ}F = 17.1 \text{ CTP}$$

$$\rho_{V \text{ MEG}@tv} = 277^{\circ}F = 0.0121 \text{ lb/cf}$$

$$S = \frac{0.0121}{62.371} = 1.94 \times 10^{-4} \quad @ \text{ tv} = 277^{\circ}F$$

$$M_{V \text{ MEG}@277^{\circ}F} = 0.0107 \text{ CTP}$$

Propiedades del MEG@ $tf = 203.695^{\circ}F$

$$\rho = 66.05$$

$$M = 5.566$$

$$k = 0.133$$

$$\rho^2 = 4362.6$$

$$M^2 = 30.98$$

$$k^3 = 0.0024$$

Cambiadores de Calor

HOJA DE ESPECIFICACIONES DE CAMBIADOR DE CALOR

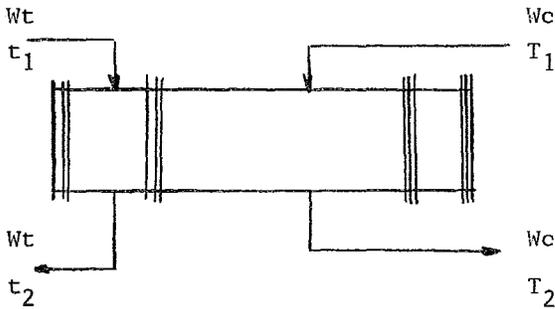
1			Hoja Núm.	
2	Cliente		Referencia Núm.	
3	Dirección		Solicitud de cotización Núm.	
4	Localización de la planta		Fecha	1979
5	Servicio de la unidad	CONDENSADOR	Partida Núm.	
6	Tamaño	29" x 192"	Tipo	BEL
7	Superficie por unidad	1441 pies ²	Carcasas por unidad	1
			Superficie por carcasa	1441 PIES ²
Comportamiento por unidad				
9		Lado de la carcasa	Lado de los tubos	
10	Fluido circulado	GLICOLAS	AGUA	
11	Total de fluido que entra		161.294	
12	Vapor	5991		
13	Líquido			
14	Vapor de agua			
15	No condensables			
16	Fluido vaporizado o condensado	5991		
17	Vapor de agua condensado			
18	Gravedad específica del líquido	0.0002	0.9966	
19	Viscosidad del líquido	CP 0.5414	0.86	
20	Peso molecular de los vapores		18	
21	Calor específico del líquido		0.9987	Btu/lb
22	Calor latente de los vapores	759.25		Btu/lb
23	Temperatura de entrada	107 °F	72	°F
24	Temperatura de salida	107 °F	100	°F
25	Presión de operación	80 mm Hg AAS	20	lb/plg ²
26	Número de pasos	1	4	
27	Velocidad		2.94	pies/seg
28	Caída de presión	5	10	lb/plg ²
29	Factor de obstrucción	0.0015	0.001	
30				
31	Calor intercambiado, Btu/hr	450,359	LMTD: 17.39	°F
32	Velocidad de transmisión de sercico	180	Cociente "limpio"	
Construcción				
33	Presión de diseño	vaciocanal y 25	15	lb/plg ²
34	Presión de prueba	38	68	lb/plg ²
35	Temperatura de diseño	305	110	°F
36	Tubos A.I. 304L Núm. 468	Diám. ext. 3/4" BWG 16	Longitud 16'-0"	Espaciamiento 1"
37	Carcasa A.I. 304L	Diám. int. 39 1/4" Diám. ext. 36"	Espesor 3/8"	
38	Tapa de la carcasa	A-285-GR-C	Tapa del cabezal flotante	
39	Garganta	A-285-GR-C	Tapa de la garganta	
40	Placas tubulares estacionarias	A.I. 304L, 1 3/8"	Filtantes	51
42	Helferiores transversales	A.I. 304L Tipo SEGMENTADOS	Espesor	3/8"
43	Helferiores longitudinales			
44	Pirantes de los tubos	A.I. 304L	Espesor	1/2"
45	Empalmaduras	A58E570		
46	Conexiones carcasa entrada	2 DE 30" Saldada	Serie	150 #
47	Garganta entrada	B " Saldada	Serie	150 #
48	Tolerancia de corrosión lado de la carcasa		Lado de los tubos	
49	Requerimientos de Código	ASME SEC. VIII DIV. 1	Clase TEMA	"R"
50	Peso cada carcasa	flar tubular	Lleno de agua	
51	Not: Inspeccionese después de cada parte si se ha sujetado a alivio de esfuerzos (A.E.) y si se ha radiografiado (rayos X)			
52	Observaciones:			

Hoja de especificaciones de cambiador de calor. [Reimpreso con autorización, Standards of the Tubular Exchanger Manufacturers Association, 3a. Ed. (1952).]

2.4 Cálculo del hervidor de fondos de la columna

1.0 Para el primer corte

1.1 DISPOSICION DE FLUJOS



1.2 DE BALANCES Y CONDICIONES DE OPERACION

Calor Transferido $Q = 10041014$

Flujo de Vapor $Wc = \frac{10\ 041014}{858.8} = 11692$

Flujo de Glicoles $Wt = \frac{10\ 041014}{0.69 \times 15} = 97046 @ \ t_m = \frac{283+268}{2}$

$T_1 = 364$ $= 275.5^\circ F$

$T_2 = 364$

$t_1 = 268$

$t_2 = 283$

	F CALIENTE	F FR O	Δ
T ALTA	364	283	81
T BAJA	364	268	<u>96</u>
			Δ 15

$$LMTD = \frac{15}{\ln \frac{96}{81}} = 88.29$$

1.4 COEFICIENTE GLOBAL SUPUESTO

$$U = 235$$

1.5 AREA DE TRANSFERENCIA

$$A = \frac{10 \cdot 041 \cdot 014}{235 \times 88.29} = 483.95$$

1.6 CARACTERISTICAS Y DISTRIBUCION DE TUBOS:

TUBOS

$$L = 12$$

$$L' = 11.75$$

$$Cal = 14$$

$$de = 0.75$$

$$di = 0.584$$

ARREGLO A

$$P_t = 12$$

$$A/ft = 0.1963$$

$$A_{ft} = 0.268$$

$$N_p = 1$$

1.7 NUMERO DE TUBOS

$$N_t = \frac{483.95}{0.1963} \times \frac{1}{11.75} = 209.8 \approx 210$$

1.8 AREA DE FLUJO TOTAL

$$A_{ft} = \frac{0.268 \times 210}{144 \times 1} = 0.3908$$

1.9 NUMERO DE REYNOLDS:

$$G_t = \frac{970.146}{0.3908} = 2482462$$

$$Re = \frac{2482462 \times (0.584 / 12)}{1.2 \times 2.42} = 41602 @ t_m = 275.5^\circ F$$

1.10.1 COEFICIENTE INDIVIDUAL h_i

$$Re = 4958$$

$$Pr^{1/3} = \left(\frac{0.69 \times 12 \times 2.42}{0.1161} \right)^{1/3} = 2.584 @ t_m = 275^\circ F$$

$$\frac{h_i}{\Phi} = 0.027 \times 2584 \times 4958 \times \frac{0.1161}{\left(\frac{0.584}{12}\right)} = 825.2$$

1.11 COEFICIENTE h_i referido al exterior del tubo

$$\frac{h_o}{\Phi} = 825.2 \times \frac{0.584}{0.75} = 642.6$$

1.12 TEMPERATURA DE PARED

$$\text{si } h_o = 2195$$

$$t_w = 275.5 + \frac{2195}{2195 + 642.6} (364 - 275.5) = 343.96$$

1.13 TEMPERATURA DE PELICULA

$$t_f = \frac{343.96 + 364}{2} = 353.98$$

1.14 MASA VELOCIDAD LADO DE LA CORAZA

$$G' = \frac{11,692}{11.75 \times 210^{0.2/3}} = 28.165$$

1.15 COEFICIENTE h_o

$$\left(\frac{M^2}{k^3 c^2 g_c}\right)^{1/3} = \left(\frac{0.0454}{0.0577 \times 3073.3 \times 4.17 \times 10^8}\right)^{1/3} = 8.499 \times 10^{-5}$$

$$\left(\frac{4 G'}{M}\right)^{1/3} = \left(\frac{4 \times 28.165}{0.213}\right)^{1/3} = 8.087 \quad @ \quad t_f = 353.98^\circ \text{F}$$

$$h_o = \frac{1.51}{8.087 \times 8.499 \times 10^{-5}} = 2196.6$$

1.16 COMPARACION DEL COEFICIENTE SUPUESTO

$2196.6 > 2195 \therefore$ ho supuesto correctamente

1.17 CORRECCION POR VELOCIDAD.

$$I_t = \left(\frac{1.2}{0.8} \right)^{0.14} = 1.06$$

$$\textcircled{a} \quad t_m = 275.5^\circ\text{F y}$$

$$\textcircled{a} \quad t_w = 343.96^\circ\text{F}$$

$$h_{io} = 642.6 \times 1.06 = 681.1$$

1.18 COEFICIENTE GLOBAL

$$r_i = 0.0015; r_o = 0.0005; r_w \times \frac{d_e}{d_i} = \frac{0.083}{34.3} \times \frac{0.75}{0.584} = 0.000259$$

$$U_d = \frac{1}{\frac{1}{681.1} + 0.0005 + 0.000259 + 0.0015 + \frac{1}{2195}} = 239$$

1.19 COMPARACION DEL COEFICIENTE GLOBAL SUPUESTO

$239 > 235 \therefore$ U supuesta es aceptable

1.20 CAIDAS DE PRESION EN EL CAMBIADOR

1 20.1 LADO DE LOS TUBOS

$$Re = 41\ 602 \Rightarrow f = 0.000185$$

$$\Delta P_t = \frac{0.000185}{5.22 \times 10^{10}} \frac{(2482\ 642)^2}{(0.584)^2} \times \frac{12 \times 1}{1.029 \times 1.06} = 4.94 \text{ @ } t_m = 275.5^\circ\text{F}$$

1.20.2 LADO DE LA CORAZA

$$d_s = 19\ 1/4''$$

$$d_e = 0.73$$

$$C = 1/4''$$

$$B = 18''$$

$$N + 1 = \frac{12 \times 11.75}{18} = 7.833 \Rightarrow 8$$

$$A_s = \frac{19.25 \times 0.25 \times 18}{144} = 0.6015 \text{ ft}^2$$

$$G' = \frac{11692}{0.6015} = 19438$$

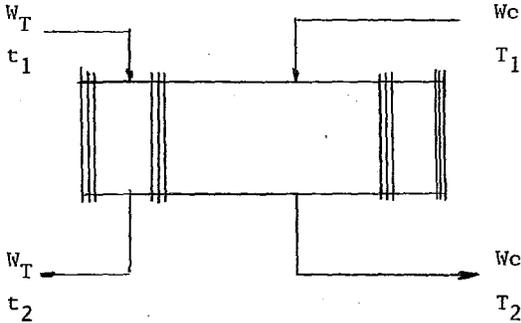
$$Re = \frac{19438 \times 0.73}{0.0155 \times 2.42 \times 12} = 31524 \Rightarrow f = 0.0017$$

$$\text{@ } t_s = 364^\circ\text{F}$$

$$\Delta P_c = \frac{1}{2} \times \frac{0.0017}{5.22 \times 10^{10}} \times \frac{(19438)^2}{0.0057} \times \frac{19.25 \times 8}{0.73} = 0.228 \text{ lb/in}^2$$

2.0 Para el segundo corte

2.1 DISPOSICION DE FLUJOS



2.2 DE BALANCES Y CONDICIONES DE OPERACION

CALOR TRANSFERIDO

$$Q = 7\,177\,389$$

FLUJO DE VAPOR

$$W_c = \frac{7\,177\,389}{858.8} = 8358$$

FLUJO DE GLICOLES

$$W_T = \frac{7\,177\,389}{0.702 \times 15} = 6\,816.13 @ t_m = \frac{289 + 304}{2} = 296.5^\circ F$$

$$t_1 = 289$$

$$t_2 = 304$$

$$T_1 = 364$$

$$T_2 = 364$$

2.3 LMTD

	F: CALIENTE	F FRIO	Δ
ALTA	364	304	60
BAJA	364	289	75
			$\Delta 15$

$$LMTD = \ln \frac{15}{\frac{75}{60}} = 67.22$$

2.4 COEFICIENTE GLOBAL SUPUESTO

$$U = 220$$

2.5 AREA DE TRANSFERENCIA

$$A = \frac{7177.389}{220 \times 67.22} = 485.34$$

2.6 CARACTERISTICAS Y DISTRIBUCION DE TUBOS; SON LAS MISMAS DEL CALCULO ANTERIOR

2.7 NUMERO DE TUBOS

$$NT = \frac{485.34}{0.1963 \times 11.75} = 210.42 \Rightarrow 211$$

2.8 AREA DE FLUJO TOTAL

$$A_{ft} = \frac{211 \times 0.268}{144 \times 1} = 0.3927$$

2.9 NUMERO DE REYNOLDS

$$G_t = \frac{681.613}{0.3927} = 1.735709$$

$$Re = \frac{1735709 \times (0.584/12)}{1.02 \times 2.42} = 34221 \quad @ \quad t_m = 296.5^\circ F$$

2.10.1 COEFICIENTE INDIVIDUAL hi/dt

$$Re \cdot 0.8 = 4220$$

$$Pr^{1/3} = \left(\frac{0.702}{0.1113} \times \frac{1.02}{0.1113} \times \frac{2.42}{0.1113} \right)^{1/3} = 2.497 \quad @ \quad t_m = 296.5^\circ F$$

$$\frac{h_i}{D} = 0.027 \times 4240 \times 2.497 \times \frac{0.1113}{\left(\frac{0.584}{12} \right)} = 653.75$$

2.11 COEFICIENTE h_i referido al exterior del tubo

$$\frac{h_o}{D} = 653.75 \times \frac{0.584}{0.75} = 509$$

2.12 TEMPERATURA DE PARED

$$\text{Si } h_o = 2470$$

$$t_w = 296.5 + \frac{2470}{2470 + 509} (364 - 296.5) = 352.47$$

2.13 TEMPERATURA DE PELICULA

$$t_f = \frac{352.47 + 364}{2} = 358.235$$

2.14 MASA VELOCIDAD LADO DE LA CORAZA

$$G' = \frac{8358}{211 \times 2/3 \times 11.75} = 20.07$$

2.15 COEFICIENTE h_o

$$\left(\frac{M^2}{k^3 e^2 g c} \right)^{1/3} = \left(\frac{0.0433}{0.0574 \times 3059.2 \times 4.17 \times 10^8} \right)^{1/3} = 8.394 \times 10^{-5}$$

$$\left(\frac{4 \text{ G}'}{M} \right) = \left(\frac{20.07 \times 4}{0.208} \right) = 7.28$$

$$h_o = \frac{1.51}{7.28 \times 8.394 \times 10^{-5}} = 2471$$

2.16 COMPARACION DEL COEFICIENTE SUPUESTO

$$2471 > 2470 \therefore h_o = \text{supuesto correctamente}$$

2.17 CORRECCION POR VISCOSIDAD

$$Q_t = \left(\frac{1.02}{0.63} \right)^{0.14} = 1.069$$

$$h_{io} = 509 \times 1.069 = 544.121$$

2.18 COEFICIENTE GLOBAL

$$U_D = \frac{1}{\frac{1}{544.121} + 0.0005 + 0.000259 + 0.0015 + \frac{1}{2470}} = 222.14$$

2.19 COMPARACION DEL COEFICIENTE GLOBAL SUPUESTO

$$222.14 > 220 \therefore U \text{ supuesta es aceptable}$$

2.20 CAIDAS DE PRESION EN EL CAMBIADOR

2.20.1 LADO DE LOS TUBOS

$$Re = 34\,221 \Rightarrow f = 0.000198$$

$$\Delta P_t = \frac{0.000198 \times (1735\,709) \times 12 \times 1}{5.22 \times 10^{10} \times \left(\frac{0.584}{12}\right) \times 1.02 \times 1.069} = 2.584$$

$$t_m = 296.5^\circ F$$

2.20.2 LADO DE LA CORAZA

$$N + 1 = 7.8333 \Rightarrow 8$$

$$ds = 19 \frac{1}{4}$$

$$de = 0.73$$

$$As = 0.6015$$

$$c = 1/4$$

$$G' = \frac{8358}{0.6015} = 13895$$

$$B = 18$$

$$Re = \frac{13895 \times 0.73}{0.0155 \times 2.42 \times 12} = 22\,535 \Rightarrow f = 0.0018$$

$$P_c = \frac{1}{2} \times \frac{0.0018 (13895)^2 \times 19.25 \times 8}{5.22 \times 10^{10} \times 0.0057 \times 0.73} = 0.12 \text{ lb/in}^2$$

3.0

Debido a que los cambiadores requeridos para ambos cortes son muy similares no se recalculará el cambiador del segundo corte para analizar el comportamiento del primer corte.

Propiedades

Primer corte

La concentración de MEG en esta corriente es de un --
99.88 % por lo que las propiedades de la corriente --
serán consideradas como si estuviera compuesta de --
100% de MEG

$$\textcircled{a} \quad t_m = 2755^\circ\text{F} \quad \text{MEG}$$

$$C_p = 0.69 \quad \text{BTU/lb}^\circ\text{F}$$

$$M = 1.2 \quad \text{ctp}$$

$$k = 0.1161 \quad \text{BTU/Hr ft}^2\text{ }^\circ\text{F/ft}$$

$$\rho = 64.178 \quad \text{lb/cf}$$

$$sg = \frac{64.178}{62.371} = 1.029$$

$$\textcircled{a} \quad t_f = 353.98^\circ\text{F} \quad (\text{H}_2\text{O})_L$$

$$\rho = 55.437$$

$$C^2 = 3073.3$$

$$M = 0.088 \times 2.42 = 0.213 \quad \text{lb}$$

$$M^2 = 0.0454$$

$$k = 0.3865 \quad \text{BTU/Hr ft}^2\text{ }^\circ\text{F/ft}$$

$$k^3 = 0.0577$$

$$M \text{ MEG } @ t_w = 343.96^\circ\text{F} = 0.8 \quad \text{ctp}$$

$$M \text{ H}_2\text{O} @ t_w = 364^\circ\text{F} = 0.0155 \quad \text{ctp}$$

$$C \text{ H}_2\text{O} @ t_w = 364^\circ\text{F} = 0.354 \quad \text{lb/cf}$$

$$sg \text{ H}_2\text{O} @ t_w = 364^\circ\text{F} = \frac{0.354}{62.371} = 0.0057$$

Segundo corte

La concentración de MEG en esta corriente es de un ---
99.88 % por lo que las propiedades de la corriente se-
rán consideradas como si estuviera compuesta 100% de--
MEG

$$@ t_m = 296.5^{\circ}\text{F (MEG)}$$

$$C_p = 0.702 \text{ BTU/lb}^{\circ}\text{F}$$

$$M = 1.02 \text{ CTP}$$

$$k = 0.1113 \text{ BTU/Hr ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F/ft}$$

$$e = 63.62 \text{ lb/cf}$$

$$S_g = - \frac{63.62}{62.371} = 1.02$$

$$@ t_f = 358.235^{\circ}\text{F (H}_2\text{O)}_L$$

$$e = 55.31 \text{ lb/cf}$$

$$M = 0.086 \times 2.42 = 0.208 \text{ lb/Hr ft}$$

$$k = 0.3858 \text{ BTU/Hr ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F/ft}$$

$$e^2 = 3059.2$$

$$M^2 = 0.0433$$

$$k^3 = 0.0574$$

$$@ t_w = 352.47^{\circ}\text{F } M \text{ MEG} = 0.63 \text{ CTP}$$

Cambiadores de Calor

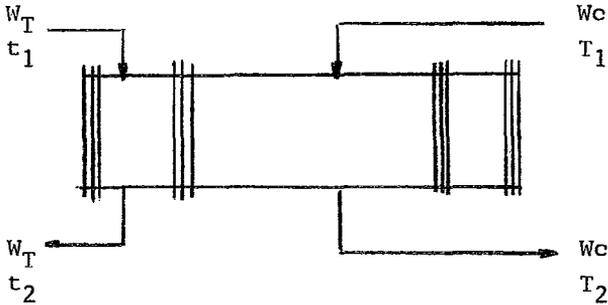
HOJA DE ESPECIFICACIONES DE CAMBIADOR DE CALOR

1	Cliente	Olea Núm.	
2	Dirección	Referencia Núm.	
3	Localización de la planta	Solicitud de rotación Núm.	
4	Servicio de la unidad	Fecha 1979	
5	Tamaño 19 1/4 x 144"	Tipo AEL	Partida Núm.
6	Superficie por unidad 485 PIES ²	Carcasas por unidad	Superficie por carcasa 485 PIES ²
Comportamiento por unidad			
9	Fluido circulante	Lado de la carcasa	Lado de los tubos
10	Total de fluido que entra	VAPOR	66606
11	Vapor	8,358	370,196
12	Líquido		
13	Vapor de agua		
14	No condensables		
15	Fluido vaporizado o condensado		
16	Vapor de agua condensado	8,358	
17	Gravedad específica del líquido	0.0057	1.02
18	Viscosidad del líquido	0.0155	1.02
19	Peso molecular de los vapores	18	
20	Calor específico del líquido		0.702 Btu/lb
21	Calor latente de los vapores	858.8 Btu/lb	Btu/lb
22	Temperatura de entrada	364 °F	289 °F
23	Temperatura de salida	364 °F	304 °F
24	Presión de operación	150 lb/plg ²	20 lb/plg ²
25	Número de pasos	1	1
26	Velocidad		pies/seg
27	Caída de presión	1 lb/plg ²	10 lb/plg ²
28	Factor de obstrucción	0.0005	0.0015
29			
30			
31	Calor intercambiado, Btu/hr	7,177,389	LMTD. 67.22 °F
32	Velocidad de transmisión de servicio	230	Un. Grande "Lugar"
Construcción			
33	Presión de diseño	150 lb/plg ²	45 lb/plg ²
34	Presión de prueba	175 lb/plg ²	68 lb/plg ²
35	Temperatura de diseño	400 °F	335 °F
36	Tubos A-179 Núm. 211	Diám. ext. 3/4" BWG 1A	Longitud 12'-0" Espaciamiento 1" A
37	Carcasa A-63-GR-B	Diám. int. 19 1/4" Diám. ext. 20"	Espesor 3/8"
38	Tapa de la carcasa A-285-GR-C		Tapa del calceal flotante
39	Garganta A-53-GR-B		Tapa de la garganta
40	Placas tubulares estacionarias A-285-GR-C	15/8"	Filtantes
41	Reflectores transversales A-285-GR-C	Tipo SEGMENTADO	Espesor 1/4"
42	Reflectores longitudinales	Tipo	Espesor
43	Birantes de los tubos C.R.		Espesor 3/8"
44	Empaquetaduras ASBESTO		
45	Conexiones carcasa entrada	6" Salida 2"	Porio 150#
46	Garganta entrada	12" Salida 12"	Serie 150#
47	Tolerancia de coronación lado de la carcasa		Lado de los tubos
48	Requisitos de Código ASME SEC. VIII DIV. 1		Clase TEMA "R"
49	Pesos cada carcasa	Haz tubular	Lleno de agua
50			
51	Nota: Indíquese después de cada parte si se ha sujetado a stress de esfuerzos (A.R.) y si se ha radiografiado (rayos X)		
52	Observaciones:		

Hoja de especificaciones de cambiador de calor. [Reimpreso con autorización, Standards of the Tubular Exchanger Manufacturers Association, 3a. Ed. (1952).]

2.5 CALCULO DEL ENFRIADOR DE FONDOS PARA EL SEGUNDO CORTE

4.1 DISPOSICION DE FLUJOS



4.2 DE BALANCES Y CONDICIONES DE OPERACION

FLUJO DE GLICOL	$W_T = 2319$
CALOR TRANSFERIDO	$Q_N = 261719$
FLUJO DE AGUA	$W_c = \frac{261719}{0.9987 (100-72)} = 9359.3$

$$\begin{aligned} T_1 &= 289 \\ T_2 &= 104 \\ t_1 &= 72 \\ t_2 &= 100 \end{aligned}$$

4.3 LMTD

T: ALTA	F: CALIENTE	F: FRIO	Δ
T: BAJA	289	100	189
	104	72	32
			$\Delta 157$

$$LMTD = \frac{157}{\ln \frac{189}{32}} = 88.4$$

2.4 COEFICIENTE GLOBAL SUPUESTO

$$U = 28$$

2.5 AREA DE TRANSFERENCIA

$$A = \frac{261.719}{28 \times 88.4} = 105.74$$

2.6 CARACTERISTICAS Y DISTRIBUCION DE TUBOS

TUBOS

$$L = 8$$

$$L' = 7.75$$

$$CAL = 14$$

$$de = 0.75$$

$$di = 0.584$$

FACTORES DE OBSTRUCCION

$$ri = 0.001$$

$$ro = 0.0015$$

Resistencias

$$rw \frac{de}{di} = \frac{0.083}{34.312} \times \frac{0.75}{0.584} = 0.000259$$

Arreglo: Δ

$$Pt = 15/16$$

$$Np = 4$$

$$Aft = 0.1963$$

$$Aft = 0.268$$

2.7 NUMEROS DE TUBOS

$$NT = \frac{105.74}{0.1963 \times 7.75} = 69.5 \Rightarrow 72 \text{ tubos}$$

2.8 AREA DE FLUJO TOTAL

$$A_{ft} = \frac{72 \times 0.268}{144 \times 4} = 0.0335$$

$$G_t = \frac{9359.3}{0.0335} = 279\,382$$

2.10.3 COEFICIENTE INDIVIDUAL h_i/Φ_t

$$v = \frac{279382}{62.13 \times 3600} = 1.249 \quad \frac{h_i}{\Phi} = 370 \quad @ \quad t_m = 86^\circ F$$

2.11 COEFICIENTE h_i REFERIDO AL EXTERIOR DEL TUBO

$$\frac{h_{io}}{\Phi} = 370 \times \frac{0.584}{0.75} = 288.1$$

Por el lado de la coraza (Glicoles)

$$t_m = \frac{104 + 289}{2} = 196.5^\circ F$$

2.15.1 COEFICIENTE h_o

$$A_s = \frac{12 \times 0.1875 \times 12}{0.9375 \times 144} = 0.20$$

$$G' = \frac{2319}{0.2} = 11595$$

$$Re = \frac{11595 \times 0.55}{2.5 \times 2.44 \times 12} = 87.12 \Rightarrow JH=5 \quad @ \quad t_m = 196.5^\circ F$$

$$Pr^{1.3} = \left(\frac{0.65 \times 2.5 \times 2.44}{0.1353} \right)^{1/3} = 3.083 \quad @ \quad t_m = 196.5^\circ F$$

$$h_o = \frac{.5 \times 3.083 \times 0.1353 \times 12}{0.55} = 45.5$$

2.12 TEMPERATURA DE PARED

$$t_w = 86 + \frac{45.5}{45.5 + 237.49} (196.5 - 86) = 103.76^\circ F$$

2.17 CORRECCION POR VISCOSIDAD

$$\Phi_o = \left(\frac{2.5}{10} \right)^{0.14} = 0.823$$

$$@ \quad t_m = 196.5^\circ F \text{ y}$$

$$@ \quad t_w = 103.76^\circ F$$

$$\Phi_i = \left(\frac{0.86}{0.7} \right)^{0.14} = 1.029$$

$$@ \quad t_m = 86^\circ F \text{ y}$$

$$@ \quad t_w = 103.76^\circ F$$

$$h_{io} = 288.1 \times 1.029 = 296.45$$

$$h_o = 45.5 \times 0.823 = 37.45$$

1.18 COEFICIENTE GLOBAL

$$U_D = \frac{1}{\frac{1}{296.45} + 0.001 + 0.000259 + 0.0015 + \frac{1}{37.45}} = 30.45$$

2.19 COMPARACION DEL COEFICIENTE GLOBAL SUPUESTO

$$30.45 > 28 \therefore U \text{ supuesto correctamente}$$

2.20 CAIDAS DE PRESION EN EL CAMBIADOR

2.20.1 LADO DE LOS TUBOS

$$Re = \frac{279.382 \times 0.584}{0.86 \times 2.42 \times 12} = 6533 \Rightarrow f = 0.000305 @ t_m = 86^\circ F$$

$$\Delta P_t = \frac{0.000305 \times (279.382)^2 \times 8 \times 4}{5.22 \times 10^{10} \times \left(\frac{0.584}{12}\right) \times 0.9961 \times 1.029} = 0.293$$

$$\Delta P_r = \frac{4 \times 4 \times 1.249 \times 62.13}{0.9961 \times 2 \times 32.2 \times 144} = 0.168$$

$$\Delta P_{TOT} = 0.293 + 0.168 = 0.461 \text{ lb/in}^2$$

2.20.2 LADO DE LA CORAZA

$$N + 1 = \frac{7.75 \times 12}{12} = 7.75 \Rightarrow 8$$

$$Re = 8712 \Rightarrow f = 0.0066$$

$$@ t_m = 196.5^\circ F$$

$$P_c = \frac{0.0066 \times (11595)^2 \times 12 \times 8}{5.22 \times 10^{10} \times 0.55 \times 0.823 \times 1.061} = 0.0033$$

$$\Delta P_c = 0.0033 \text{ lb/in}^2$$

EVALUACION DE PROPIEDADES

Agua de enfriamiento

$$@_{tm} = 86^{\circ}\text{F}$$

$$\bar{C}_p = 0.9987 \text{ BTU/lb}^{\circ}\text{F}$$

$$e = 62.13 \text{ lb cf}$$

$$S_g = \frac{62.13}{62.371} = 0.9966$$

$$M = 0.86 \text{ CTP}$$

$$Me_{103.76^{\circ}\text{F}} (\text{H}_2\text{O}) = 0.7 \text{ CTP}$$

GLICOLES

$$@_{tm} = 196.5^{\circ}\text{F}$$

$$C_p = 0.65 \text{ BTU/lb}^{\circ}\text{F}$$

$$e = 66.1758 \text{ lb/cf}$$

$$S_g = \frac{66.1758}{62.371} = 1.061$$

$$k = 0.1353 \text{ BTU/Hr }^{\circ}\text{F ft}$$

$$M = 2.5 \text{ CTP}$$

$$Me_{103.76^{\circ}\text{F}} (\text{MEG}) = 10 \text{ CTP}$$

Cambiadores de Calor

HOJA DE ESPECIFICACIONES DE CAMBIADOR DE CALOR

1	Cliente	Otra Núm.	
2	Dirección	Referencia Núm.	
3	Localización de la planta	Substancia de refrigeración Núm.	
4	Servicio de la unidad	Fecha 1979	
5	Tamaño 20" X 96"	Tipo C.E.I.	Partida Núm.
6	Superficie por unidad 106	Carcasas por unidad	Superficie por carcasa
Comportamiento por unidad			
9	Fluido circulante	Lado de la carcasa	Lado de los tubos
10	Total de fluido que entra	GLICOLÉS	AGUA
11	Vapor	2319	9,359
12	Líquido		
13	Vapor de agua		
14	No condensables		
15	Fluido vaporizado o condensado		
16	Vapor de agua condensado		
17	Gravedad específica del líquido	1.061	0.9966
18	Viscosidad del líquido	2.15	0.86
19	Peso molecular de los vapores		18
20	Calor específico del líquido	0.65	0.9987
21	Calor latente de los vapores		
22	Temperatura de entrada	289 °F	72 °F
23	Temperatura de salida	104 °F	100 °F
24	Presión de operación	20 lb/plg ²	20 lb/plg ²
25	Número de pasos	1	4
26	Velocidad		1.25 pies/seg
27	Caída de presión	10 lb/plg ²	10 lb/plg ²
28	Factor de obstrucción	0.0015	0.001
29	Calor intercambiado, Btu/hr	261,719	LMTD: 88.4 °F
30	Velocidad de transmisión de servicio	28	Coefficiente "limpio"
Construcción			
33	Presión de diseño	45 lb/plg ²	45 lb/plg ²
34	Presión de prueba	68 lb/plg ²	68 lb/plg ²
35	Temperatura de diseño	318 °F	110 °F
36	Tubos A-179 Núm. 72	Diám. ext. 3/4 BWG 17	Longitud 8'-0" Espaciamiento 15/16"
37	Carcasa A-53-GR-B	Diám. int. 19 1/4 Diám. ext. 20	Espesor 3/8"
38	Tapa de la carcasa	A-285-GR-C	Tapa del calor al flotante
39	Carganta	A-53-GR-E1	Tapa de la carganta
40	Placas longitudinales estacionarias	A-285-GR-C, 3/4"	Flanjes
41	Refrigeradores transversales	A-285-GR-C tipo SEGMENTADOS	Espesor 1/4"
42	Refrigeradores longitudinales		Espesor
43	Flanjes de los tubos	C.R.	Espesor 3/8"
44	Emboquetaduras	ASBESTO	
45	Conexiones carcasa entrada	3/4" Saldada	Serie 150#
46	Carganta entrada	1 1/2" Saldada	Serie 150#
47	Tolerancia de conexión lado de la carcasa	1/8"	Lado de los tubos
48	Requerimientos de Código	ASME SEC VIII DIV 1	Clase TEMA "R"
49	Peso cada carcasa	Haz tubular	Peso de agua
50	Nota: Indíquese después de cada parte si se ha sujetado a alivio de esfuerzos (A.E.) y si se ha radio-grafado (Rayo X)		
51	Observaciones		

Hoja de especificaciones de cambiador de calor. [Reimpreso con autorización, Standards of the Tubular Exchanger Manufacturers Association, 3a. Ed. (1952).]

3.0 Cálculo de Tanques

3.1 Cálculo de Dimensionamiento de Tanques.

1.- Tanques T-1 y T-2 (Almacenamiento de Glicol Agotado)

Tiempo de retención (θ) = 24 Hr.Glicol Agotado $W = 217840$ lb/DíaCalculo de la densidad de la mezcla @ 104°F

COMPONENTE	X_i	$C_i @ 104^{\circ}\text{F}$	$e_i \bar{X}_i$
MEG	0.90476	68.548	62.0195
MOH	0.04762	48.320	2.3010
H ₂ O	0.04762	61.923	2.9488

$$C_m = \sum e_i \bar{X}_i = 67.2693 \approx 67.27 \text{ lb/cf}$$

Volumen requerido minimo.

$$V_{RM} = \frac{1659940}{\frac{217840}{67.27}} = 3238.3 \text{ cf}$$

Dimensiones del tanque

Diametro = 15.9155 ft (15 ft- 11 in)

Altura = 18 ft

Desarrollo = 50 ft

$$\text{Volumen real: } V_R = \frac{\pi 15.9155^2}{4} \times 18 = 3580.99 \text{ cf}$$

Nivel de liquido.

$$L = \frac{4}{\pi} \times \frac{3238.3}{15.9155^2} = 16.28 \text{ ft}$$

2.- Tanque T-3 (Almacenamiento de Glicol Agotado Seco)

Tiempo de retencion (θ) = 3 5 Hr (Duracion del 1^{er} corte)

Glicol Agotado Seco W = 191577 lb

Solidos insolubles W = 6051.1 lb

W TOT = 197628.1 lb

Temperatura de fondos del primer corte = 268°F

$C_{MEG} @ 268^{\circ}F = 64.365 \text{ lb/cf}$

Volumen requerido minimo:

$$V_{rm} = \frac{197628.1}{64.365} = 3070.43 \text{ cf}$$

Dimensiones del Tanque

Diametro = 15.9155 ft (15 ft - 11 in)

Altura = 18 ft

Desarrollo = 50 ft

Volumen Real

$$V_r = -\frac{\pi}{4} \times 15.9155^2 \times 18 = 3580.99 \text{ cf}$$

Nivel de liquido.

$$L = \frac{4}{\pi} \times \frac{3070.43}{15.9155^2} = 15.43 \text{ ft}$$

3.- Tanque T--4 (Acumulador de condensados)

Tiempo de Retención (θ) = 15 min.

a) Primer corte

$$V_n = 5940.5 \text{ lb/Hr}$$

$$C_{107^\circ F} = 55.276 \text{ lb/cf}$$

$$\therefore W = 5940.5 \times 15/60 = 1485.13 \text{ lb}$$

Volumen Requerido minimo.

$$V_{rm} = \frac{1485.13}{55.276} = 26.867 \text{ cf}$$

b) Segundo corte

$$V_n = 16284 \text{ lb/Hr}$$

$$C_{104^\circ F} = 68.548 \text{ lb/cf}$$

$$\therefore W = 16284 \times 15/60 = 4071 \text{ lb}$$

Volumen requerido minimo

$$V_{rm} = \frac{4071}{68.548} = 59.39 \text{ cf}$$

Dimensiones del tanque

Diametro = 3.82 ft (3'-10")

Longitud = 6 ft

Desarrollo = 12 ft

Volumen Real:

$$V_r = \frac{\pi}{4} \times 3.82^2 \times 6 = 68.765 \text{ cf}$$

4.- Tanque T-5 (Almacenamiento de Metanol)

Tiempo de retención (θ) = 3.5 Hr (Duración del primer corte)Metanol- Agua $W = 5774.8$ lb/Hr

$$Wt = 5774.8 \times 3.5 = 20211.8 \text{ lb}$$

$$C_L @ 107^\circ F = 55.276 \text{ lb/cf}$$

Volumen requerido minimo

$$V_{RM} = \frac{20211.8}{55.276} = 365.65 \text{ cf}$$

Dimensiones del tanque

Diametro = 7.64 ft (7 ft- 7 ¹¹/ 16 in)
 Longitud = 10 ft

Desarrollo = 24 ft

Volumen Real.

$$V_R = \frac{\pi}{4} \times 7.64^2 \times 10 = 458.43 \text{ cf}$$

Nivel de liquido

$$L = \frac{4}{\pi} \times \frac{365.65}{7.64^2} = 7.976 \text{ ft}$$

5.- Tanques T-6 y T-7 (Tanques de corte de MEG)

Tiempo de retención = 5Hr

Flujo de glicol destilado = 10856 lb/Hr

$W_T = 10856 \times 5 = 54\ 280\ \text{lb}$

$\rho_{\text{MEG}@104^\circ\text{F}} = 68.548\ \text{lb/cf}$

Volumen minimo requerido

$$V_{\text{MR}} = \frac{54\ 280}{68.548} = 791.854\ \text{cf}$$

Dimensiones del tanque

Diámetro = 9.55 ft (9 ft 6 1/2 in)

Longitud = 12 ft

Desarrollo = 30 ft

Volumen Real:

$$V_R = \frac{\pi}{4} \times 9.55^2 \times 12 = 859.56\ \text{cf}$$

Nivel de liquido

$$L = \frac{4}{\pi} \times \frac{791.854}{9.55^2} = 11\ \text{ft}\ 5/8\ \text{in}$$

6.- Tanque T-8 (Tanque de Almacenamiento de MEG recuperado)

Tiempo de Retencion (θ) = 15 Hr (Duracion del 2^o corte)

Glicol Destilado = 162 840 lb

$$\rho_{\text{MEG @ } 104^{\circ}\text{F}} = 68.548 \text{ lb/cf}$$

Volumen minimo requerido

$$V_{\text{MR}} = \frac{162\,840}{68.548} = 2375.56 \text{ cf}$$

Dimensionamiento del Tanque

$$\begin{aligned} \text{Diámetro} &= 15.9155 \text{ ft (15ft 11 in)} \\ \text{Altura} &= 15 \text{ ft} \end{aligned}$$

Volumen Real

$$V_{\text{R}} = \frac{\pi}{4} \times 15.9155^2 \times 15 = 2\,984.15 \text{ cf}$$

Nivel liquido

$$L = \frac{4}{\pi} \times \frac{2375.56}{15.9155^2} = 11.94 \text{ ft}$$

7.- Tanque T-9 (Tanque de Almacenamiento de Fondos)

Tiempo de retencion(Θ)= 15 Hr

Flujo de fondos del 2^o corte W = 1915.771 lb/Hr

$$W = 1915.771 \times 15 = 28\,736.565 \text{ lb}$$

Solidos insolubles = 6051.1 lb

$$W \text{ TOT} = 34\,787.665 \text{ lb}$$

$$C_L @ 104^\circ\text{F} = 68.548 \text{ lb/cf}$$

Volumen minimo requerido

$$V_{MR} = \frac{34787.665}{68.548} = 507.49 \text{ cf}$$

Dimensionamiento del Tanque

Diametro = 7.957 ft (7 ft - 11 1/2 in)

Altura = 12 ft

Desarrollo = 25 ft

Volumen Real

$$V_R = \frac{\pi}{4} \times 7.957^2 \times 12 = 596.72 \text{ cf}$$

Nivel de liquido

$$L = \frac{4}{\pi} \times \frac{507.49}{7.957^2} = 10.2 \text{ ft}$$

3.2 CALCULO MECANICO DE LOS TANQUES

1.- TANQUES T-1, T-2 y T-3 y T-8

CARACTERISTICAS

TIPO: CILINDRICO VERTICAL

$$\begin{aligned} \phi &= 15.9155 \text{ ft} \\ H &= 18 \text{ ft} \end{aligned}$$

MATERIAL A - 283-C

LIQUIDO POR CONTENER

T ₁ y T ₂	Glicol Agotado	104°F = 67.27 lb/cf
T ₃	Glicol Agotado Seco	268°F = 64.365 lb/cf
T ₈	Glicol Recuperado	104°F = 68.548 lb/cf

CALCULO DEL ESPESOR

$$T = \frac{P(H-1)\phi}{2SE} \frac{12}{144} + C$$

t = espesor (in)

e = densidad (lb cf)

 ϕ = diametro (ft)S = Esfuerzo permisible (lb/in²)

E = Eficiencia de soldadura

s = 1/3 σ σ = Esfuerzo a la tensión

Material SA. 283-C

$$\sigma_{SA-283C} = 55000 \text{ lb/in}^2$$

$$\therefore s = 1/3 \times 55000 = 18300 \text{ lb/in}^2$$

E = 0.6

$$C = 1/16" = 0.0625 \text{ in}$$

Para T₁ y T₂

$$t = \frac{67.27 \times (17) \times 15.9155 \times 12}{2 \times 18300 \times 0.6 \times 144} + 0.0625 = 0.132 \text{ in}$$

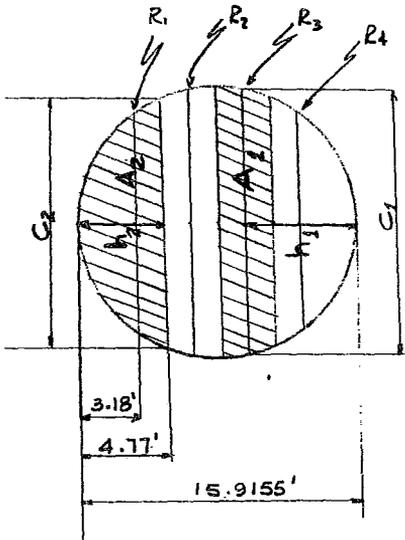
$$\text{Para T}_3 \text{ y T}_8 \quad t = \frac{64.365 \times 17 \times 15.9155 \times 12}{2 \times 18300 \times 0.6 \times 144} + 0.0625 = 0.129 \text{ in}$$

Se utilizara un espesor de 3/16" como minimo

- ∴ ESPESOR PARA EL CUERPO · 3/16"
 ESPESOR PARA EL FONDO 1/4"
 ESPESOR PARA LA TAPA · 3/16"

CALCULO DE LA TAPA:

Deflexion maxima permisible en la tapa = 3/4"
 (con una carga viva de 25 lb/sf)



Utilizando 4 refuerzos igualmente espaciados.

$$\Phi = 15.9155 \text{ ft}$$

$$L = \frac{15.9155}{5} = 3.18 \text{ ft}$$

$$h_1 = 3.18 \times 2 = 6.36$$

$$\frac{h_1}{r} = \frac{6.36 \times 2}{15.9155} = 0.799$$

$$\Rightarrow \frac{A_1}{r^2} = 1.175$$

$$\Rightarrow \frac{C_1}{r} = 1.96$$

$$\therefore A_1 = 1.175 \left(\frac{15.9155}{2} \right)^2 = 74.4 \text{ sf}$$

$$\therefore C_1 = 1.96 \left(\frac{15.9155}{2} \right) = 15.6 \text{ ft}$$

$$h_2 = 4.77$$

$$\frac{h_2}{r} = 0.599$$

$$\Rightarrow \frac{A_2}{r^2} = 0.78$$

$$\Rightarrow \frac{C_2}{r} = 1.827$$

$$\therefore A_2 = 0.78 \times \left(\frac{15.9155}{2} \right)^2 = 49.4 \text{ sf}$$

$$\therefore C_2 = 1.827 \times \left(\frac{15.9155}{2} \right) = 14.54 \text{ ft}$$

Peso de la lamina de $3/16'' = 782 \text{ lb/sf}$

Area de la tapa $A_T = 15.9155^2 \cdot \frac{\pi}{4} = 198.94 \text{ sf}$

$$1/2 A_T = \frac{198.94}{2} = 99.47 \text{ sf}$$

Area soportada por el refuerzo (C_1) :

$$A = 1/2 A_T - A_2$$

$$A = 99.47 - 49.4 = 50.07 \text{ sf}$$

Peso de la tapa (Sección A) = $50.07 \times 7.82 = 391.55 \text{ lb}$

Carga viva = 25 lb/sf

Peso vivo soportado en A = $50.07 \times 25 = 1251.75 \text{ lb}$

Carga combinada (cc) = 1643.3 lb

$$W = \text{Carga Unitaria} = \frac{CC}{L}$$

$$W = \frac{1643.3}{15.6} = 105.34 \text{ lb/ft}$$

$$M \text{ Max} = \text{Momento Maximo} = \frac{W L^2}{8}$$

$$M \text{ max} = \frac{105.34 \times 15.6^2}{8} = 3204 \text{ lb-ft}$$

$$\text{Modulo de Seccion } M_s = \frac{M \text{ MAX}}{S}$$

S = Esfuerzo maximo al corte

Material del refuerzo Acero A-36

$$S(A-36) = 21620 \text{ lb/in}^2$$

$$M_s = \frac{3204 \times 12}{21620} = 1.778 \text{ in}^3$$

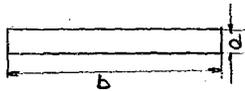
Para canal de $4''$, 5.4 \#/ft $M_s = 1.9 \text{ in}^3$

Flexion maxima Δ max

$$\text{MAX} = \frac{5 wL^4}{384 EI}$$

$$I = \frac{bd^3}{12}$$

$$E = \text{Modulo de elasticidad} = 29 \times 10^6 \text{ lb/in}^2$$



$$d = 3/16" = 0.1875"$$

$$b = 3.18 \text{ ft}$$

$$I = \frac{3.18 \times 12 \times 0.1875^3}{12} = 0.021 \text{ in}^4$$

$$\text{max} = \frac{5 \times 105.34 \times 3.18^4 \times 144 \times 12}{384 \times 29 \times 10^6 \times 0.021} = 0.397 \text{ in}$$

0.397" < 3/4" ∴ la deflexion es correcta

2.- TANQUE T-5

Características:

Tipo: Cilindro Vertical

$$D = 7.64 \text{ ft}$$

Material : A - 283-C

$$H = 10 \text{ ft}$$

Liquido por contener

Mezcla al 50% de MOH-H₂O

$$\rho @ 107^{\circ}\text{F} = 55.276 \text{ lb/cf}$$

∴ Se utilizara para el dimensionamiento y calculo la densidad del agua @ 60°F = 62.371 lb/cf

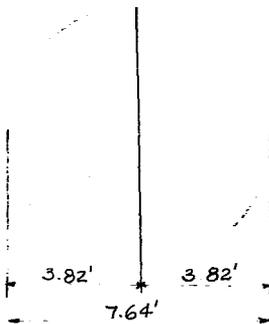
Calculo del espesor:

$$t = \frac{62.371 \times 9 \times 7.64 \times 12}{2 \times 18300 \times 0.6 \times 144} + 0.0625 = 0.0787 \text{ in}$$

Se utilizara un espesor de 3/16" como minimo

- ∴ ESPESOR PARA EL CUERPO . 3/16"
 ESPESOR PARA EL FONDO . 1/4"
 ESPESOR PARA LA TAPA . 3/16"

CALCULO DE LA TAPA



Utilizando 1 refuerzo

$$A_T = \frac{\pi}{4} = 7.64^2 = 45.84 \text{ sf}$$

$$\frac{A}{2} = 22.92 \text{ sf}$$

Peso de la seccion de tapa.
 $22.92 \times 7.82 = 179.23$

Peso vivo soportado.
 $22.92 \times 25 = 573$

Carga combinada = 752.23 lb

$$W = \frac{752.23}{7.64} = 98.46 \text{ lb/ft}$$

$$M_{\text{max}} = \frac{98.460 \times 7.64^2}{8} = 718.4 \text{ lb-ft}$$

$$M_s = \frac{718.4 \times 12}{21620} = 0.399 \text{ in}^3$$

Para angulo de $2 \frac{1}{2}'' \times 2 \frac{1}{2}'' \times 5/16''$ s/f $M_s = 0.48 \text{ in}^3$

$$\boxed{} \quad d = 0.1875$$

$$b = \frac{7.64}{2}$$

$$I = \frac{-7.64}{2} \times 12 \times \bar{x} - \frac{0.1875^3}{12} = 0.0252 \text{ in}^4$$

$$\Delta_{\max} = \frac{5 \times 98.46 \times \left(\frac{-7.64}{2}\right)^4 \times 144 \times 12}{384 \times 29 \times 10^6 \times 0.0252} = 0.646 \text{ in}$$

$0.646 < 3/4 \therefore$ la deflexion es correcta

3.- TANQUES t-6 y T-7

CARACTERÍSTICAS :

TIPO CILINDRICO VERTICAL

$$D = 9.55 \text{ ft}$$

MATERIAL : A -312 T-304

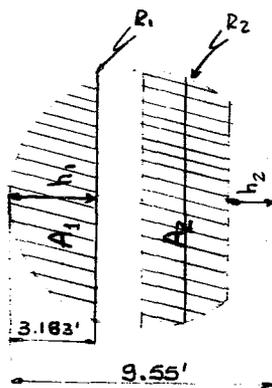
$$H = 12 \text{ ft}$$

Líquido por contener : MEG $C @ 104^{\circ}F = 68.548 \text{ lb/cf}$ Calculo del espesor : SST-304 $\sigma = 75000 \text{ lb/in}^2$; $s = 25000 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2}$

$$t = -\frac{68.548 \times 11 \times 9.55 \times 12}{2 \times 25000 \times 0.6 \times 144} + 0. = 0.02 \text{ in}$$

Se utilizara un espesor de $3/16''$ como minimo∴ ESPESOR PARA EL CUERPO : $3/16''$ ESPESOR PARA EL FONDO : $1/4''$ ESPESOR PARA LA TAPA : $3/16''$

Calculo de la Tapa.



Utilizando 2 refuerzos igualmente espaciados.

$$A_T = 9.55^2 \frac{\pi}{4} = 71.63 \text{ sf}$$

$$\frac{A_T}{2} = \frac{71.63}{2} = 35.815 \text{ sf}$$

$$\frac{h_1}{r} = \frac{3.183 \times 2}{9.55} = 0.666$$

$$\Rightarrow \frac{A_1}{r^2} = 0.916$$

$$\Rightarrow \frac{c}{r} = 1.885$$

$$\therefore A_1 = 0.916 \left(\frac{9.55}{2} \right)^2 = 20.9 \text{ sf}$$

$$\therefore c = 1.885 \left(\frac{9.55}{2} \right) = 9 \text{ ft}$$

$$h_2 = -\frac{3.183}{2}$$

$$\frac{h_2}{r} = -\frac{3.183}{9.55} = 0.333$$

$$\Rightarrow \frac{A_2}{r^2} = 0.303$$

$$\Rightarrow \frac{C_2}{r} = 1.486$$

$$\therefore A_2 = 0.303 \left(\frac{9.55}{2} \right)^2 = 6.91 \text{ sf}$$

$$\therefore C_2 = 1.486 \left(\frac{9.55}{2} \right) = 7.1 \text{ ft}$$

$$\frac{At}{2} - A_2 = 35.815 - 6.91 = 28.905 \text{ sf}$$

Peso de la sección de tapa : 28.905 x 7.82 = 226 lb

Peso vivo soportado : 28.905 x 25 = 722.6 lb

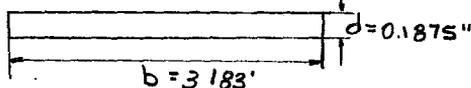
Carga Combinada = 948.6 lb

$$W = \frac{948.6}{9} = 105.4 \text{ lb/ft}$$

$$M_{\max} = \frac{105.4 \times 9^2}{8} = 1067 \text{ lb-ft}$$

$$M_s = \frac{1067 \times 12}{21620} = 0.592 \text{ in}^3$$

Para canal de 3" de 4.1 lb/ft $M_s = 1.1 \text{ in}^3$



$$I = -\frac{3.183 \times 12 \times 0.1875^3}{12} = 0.021 \text{ in}^4$$

$$\Delta_{\max} = \frac{5 \times 105.4 \times 3.183^4 \times 144 \times 12}{384 \times 29 \times 10^6 \times 0.021} = 0.4 \angle 0.75$$

4.- TANQUE T -9

CARACTERISTICAS:

$$D = 7.957 \text{ ft}$$

$$H = 12 \text{ ft}$$

TIPO CILINDRICO VERTICAL

MATERIAL · A-283-C

Liquido por contener MEG y Fondos $C @ 104^{\circ}F = 68.548 \text{ lb/cf}$

$$t = \frac{68.548 \times 11 \times 7.937 \times 12}{2 \times 18300 \times 0.6 \times 144} + 0.0625 = 0.085''$$

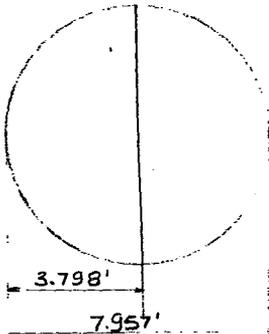
Se utilizara un espesor de 3/16" como minimo.

∴ ESPESOR PARA EL CUERPO : 3/16"

ESPESOR PARA EL FONDO : 1/4"

ESPESOR PARA LA TAPA : 3/16"

CALCULO DE LA TAPA:



UTILIZANDO 1 REFUERZO

$$A_T = \frac{\pi}{4} \times 7.957^2 = 49.72 \text{ sf}$$

$$\frac{A_T}{2} = \frac{49.72}{2} = 24.86$$

Peso de la seccion de tapa:
 $24.86 \times 7.82 = 194.4$

Peso vivo soportado.

$$24.86 \times 25 = 621.6$$

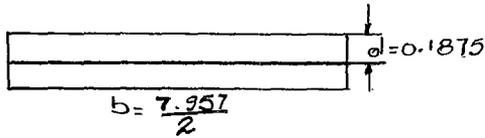
carga combinada = 816 lb

$$W = \frac{816}{7.957} = 102.55 \text{ lb/ft}$$

$$M_{max} = \frac{102.55 \times 7.957^2}{2} = 811.6 \text{ lb-ft}$$

$$M_s = \frac{811.6 \times 12^3}{21620} = 0.45 \text{ in}^3$$

Para angulo de 2 1/2" x 2 1/2" x 5/16" 5 #/ft $M_s = 0.48 \text{ in}^3$



$$I = \frac{12 \times 7.957 \times 0.1875^3}{2 \times 12} = 0.0262 \text{ in}^4$$

$$\Delta_{\text{max}} = \frac{5 \times 102.55 \times \left(\frac{7.957}{2}\right)^4 \times 144 \times 12}{384 \times 29 \times 10^6 \times 0.0262} = 0.76 \text{ in}$$

$0.76 \approx 0.75 \text{ in}$ \therefore la deflexion es permisible.

- 5.0 Diseño mecánico del tanque acumulador T-4.
 5.1 Características de fabricación y condiciones de diseño.

Diámetro 3' 10"

Longitud 6' 0"

Tipo Cilindrico horizontal

Tapas Toriesfericas

Material Acero inoxidable tipo T-304 ($S=16600$ psia)

Presión de diseño.

a) Presión interna 25 psi

b) Presión externa (vacío) 15 psi

2 Cálculo a presión interna

2.1 Cuerpo

$$t = \frac{P R}{SE - 0.6 P}$$

$$t = \frac{25 \times 23}{16\,600 \times 0.85 - 0.6 \times 25} = 0.041 \text{ in} \Rightarrow 3/16'$$

2.2 Tapas

$$t = \frac{0.885 P D}{SE - 0.1 P}$$

$$t = \frac{0.885 \times 25 \times 46}{(16\,600 \times 1 - (0.1 \times 25))} = 0.061 \Rightarrow 3/16'$$

3 Cálculo a vacío

3.1 Cuerpo

Suponiendo $T = 3/16'$

$$\frac{D_o}{t} = \frac{3.864 \times 12}{0.4875} = 247$$

$$\frac{L}{D_o} = \frac{6}{3.864 \times 12} = 0.13$$

$$\Rightarrow A = 0.00035$$

$$B = 5000$$

$$P_a = \frac{5000 \times 4}{247 \times 3} = 27 \text{ lb/in}^2$$

(Presión máxima que soporta el cuerpo)

$$P_a > P \text{ Diseño} \Rightarrow \text{OK}$$

Tapas:
3.2 Suponiendo $t = 3/16"$

$$A = \frac{0.125}{D_o/t} = 0.0005$$

$$\Rightarrow B = 7200$$

$$P_a = \frac{7200 \times 4}{247 \times 3} = 29 \text{ lb/in}^2$$

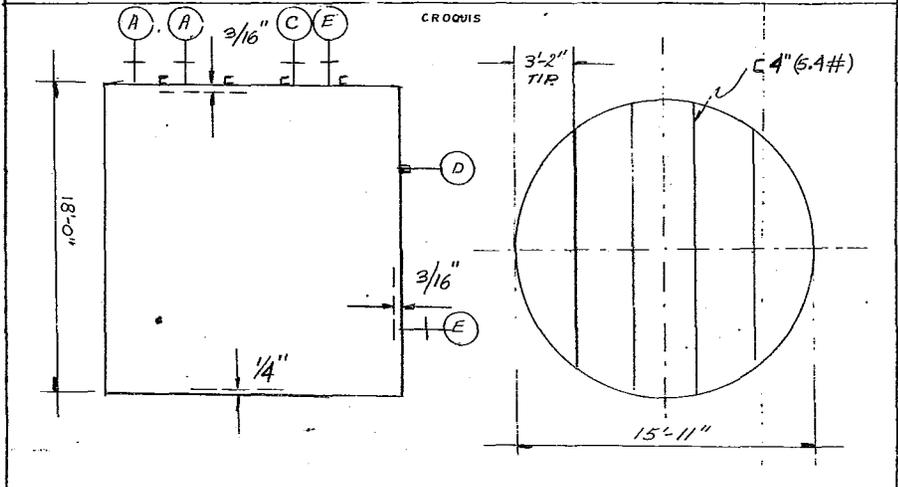
(Presión máxima que soportan las tapas)

$$P_a > P \text{ Diseño} \Rightarrow \text{OK}$$

TANQUE ATMOSFERICO		ESPECIFICACION			
255		FECHA DIBUJO	REVISOR	APROBADO	PROBADO
PROYECTO Nº		1979			

CLIENTE PLANTA DE RECUPERACION DE MEG No. EQ. T-1 ; T-2 CANT. 2
 LUGAR ALMAC. DE Glicer AGOTADO AREA _____
 SERVICIO ALMAC. DE Glicer AGOTADO FABRICANTE _____

DATOS DE PROCESO		DATOS DE DISEÑO MECANICO	
CAPACIDAD (GAL) TOT. <u>26785</u>	OPERACION <u>22967 GAL</u>	CODICOS <u>API</u>	
PRODUCTO <u>Glicer AGOTADO</u>	DENSIDAD <u>64.36 lb/cft</u>	RADIOGRAFIA <u>NO</u>	EFICIENCIA DE JUNTAS <u>80%</u>
PRES. OP. CUERPO <u>0</u>	PSIG CHAQUETA _____	PRUEBA HIDROSTATICA: CUERPO <u>SI</u>	<u>ATM.</u>
TEMP. OP. CUERPO <u>104</u>	°F CHAQUETA _____	CHAQUETA <u>0</u>	
CONSTRUCCION		PRES. DIS. CUERPO <u>0</u>	PSIG. CHAQUETA _____
TIPC <u>CILINDRICO VERTICAL</u>		TEMP. DIS. CUERPO <u>104</u>	°F CHAQUETA _____
DIAMETRO <u>15'-11"</u>	FT.-IN. LONG. <u>18'-0"</u>	CORROSION PERMISIBLE: INT. _____	EXT. <u>1/16"</u>
TIPO DE TAPAS SUPERIOR <u>PLANA</u>	INFERIOR <u>PLANA</u>	FABRICACION: SOLDADA <u>SI</u>	OTRAS _____
ESPORES (IN.) CUERPO <u>3/16"</u>	TAPAS <u>1/4" T 3/16"</u>	CARGA DE VIENTO _____	COEF. SISMICO _____
SOPORTES _____		PESO VACIO _____	PESO OPERACION _____
MATERIALES		PINTURA <u>EXT.</u>	PREP. SUP. _____
CUERPO <u>A.C. A-283-C</u>	CHAQUETA _____	RECUBRIMIENTO <u>AMERCOAT 75</u>	
TAPAS <u>A.C. A-283-C</u>	TAPAS CHAQUETA _____	AISLAMIENTO <u>NO</u>	SOP. DE AISL. _____
PARTES INTERNAS _____	PARTES EXTERNAS _____	OBSERVACIONES	
TUBERIA INTERIOR _____	CUELLO DE BOQUILLAS <u>A-283-C</u>		
EMPAQUES <u>ASBESTO</u>	BRIDAS <u>A-283-C y A-105</u>		
ESCALERA <u>A-36</u>	ANILLO DE RF20 <u>A-36</u>		
SOPORTE <u>A-36</u>	TORNILLOS/TUERCAS <u>A.C.</u>		



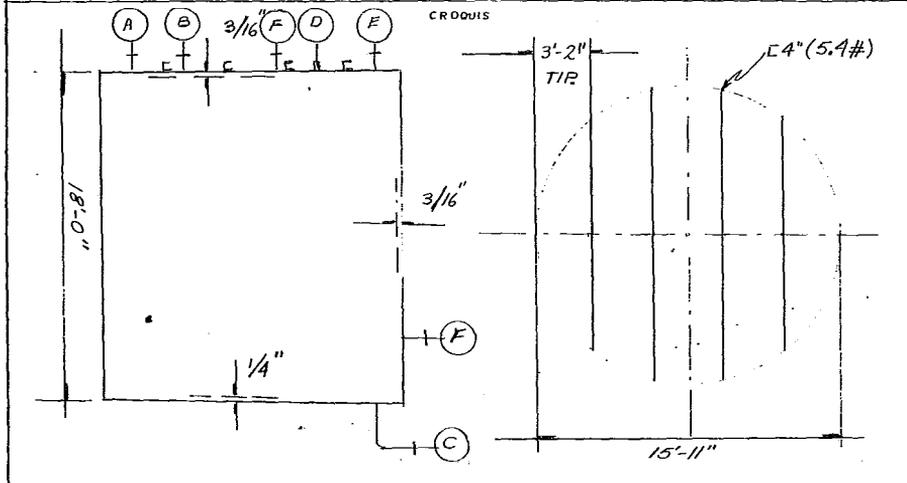
IDENT.	A	B	C	D	E
No.	2	1	1	1	1
DIAM.	1"	4"	2"	3/4"	29"
TIPC.	W.N.	W.N.	W.N.	CORLE	API
CLAS Y CAR.	150#RF	150#RF	150#RF	3000#	
SERVICIO	ALIM.	DESC.	VENTEO	LI	REGISTRO

FOR REVISOR APROBADO
 FECHA

TANQUE ATMOSFERICO	ESPECIFICACION												
PROYECTO Nº 256	<table border="1" style="width:100%; border-collapse: collapse;"> <tr> <td style="width: 12.5%;">FECHA</td> <td style="width: 12.5%;">DIBUJO</td> <td style="width: 12.5%;">REVISO</td> <td style="width: 12.5%;">APROBADO</td> <td style="width: 12.5%;">APROBADO</td> <td style="width: 12.5%;">REV.</td> </tr> <tr> <td> </td> <td> </td> <td> </td> <td> </td> <td> </td> <td> </td> </tr> </table>	FECHA	DIBUJO	REVISO	APROBADO	APROBADO	REV.						
FECHA	DIBUJO	REVISO	APROBADO	APROBADO	REV.								

CLIENTE _____ LUGAR <u>PLANTA DE RECUPERACION DE GLICOL</u> SERVICIO <u>ALMTO. DE GLICOL AGOTADO SECO</u>	No. EQ. <u>T-3</u> CANT. <u>1</u> AREA _____ FABRICANTE _____
-----------------------------------------------------------------------------------------------------------------	---------------------------------------------------------------------

DATOS DE PROCESO	DATOS DE DISEÑO MECANICO
CAPACIDAD (GAL) TOT <u>26785</u> OPERACION <u>22 965 GAL</u> PROYECTO <u>S. AG. SECO</u> DENSIDAD <u>64.36</u> PRES. OP. CUERPO <u>0</u> PESO CHAQUETA _____ PSIG. TEMP. OP. CUERPO <u>268</u> °F CHAQUETA _____ °F	CODEROS <u>API</u> RADIOGRAFIA <u>NO</u> EFICIENCIA DE JUNTAS <u>60%</u> PRUEBA HIDROSTÁTICA: CUERPO <u>SI ATM.</u> CHAQUETA _____
CONSTRUCCION	
TIPC <u>CILINDRICO VERTICAL</u> DIAMETRO <u>15'-11"</u> FT-IN LONG. <u>18'-0"</u> FT-IN TIPO DE TAPAS SUPERIOR <u>PLANA</u> INFERIOR <u>PLANA</u> ESPESORES (IN.) CUERPO <u>3 1/2"</u> TAPAS <u>1/4" I 3/16"</u> SOPORTES _____	PRES. DIS. CUERPO <u>0</u> PSIG. CHAQUETA _____ PSIG. TEMP. DIS. CUERPO <u>300</u> °F CHAQUETA _____ °F CORROSION PERMISIBLE: INT. _____ EXT. <u>1/16"</u> FABRICACION: SOLDADA <u>SI</u> OTRAS _____ CARGA DE VIENTO _____ COEF. SISMICO _____ PESO VACIO _____ PESO OPERACION _____ PINTURA <u>EXT.</u> PREP. SUP. _____ RECUBRIMIENTO <u>LUMERCOB?</u> <u>NO</u> AISLAMIENTO <u>SI</u> SOP. DE AISL. <u>A.C.</u>
MATERIALES	OBSERVACIONES
CUERPO <u>A.C. A-283-C</u> CHAQUETA _____ TAPAS <u>A.C. A-283-C</u> TAPAS CHAQUETA _____ PARTES INTERNAS _____ PARTES EXTERNAS _____ TUBERIA INTERIOR _____ CUELLO DE BODUILLAS <u>A-283-C</u> EMPAQUES <u>ASBESTO</u> BRIDAS <u>A-283-C y A-105</u> ESCALERA <u>A-36</u> ANILLO DE RF20 <u>A-36</u> SOPORTE <u>A-36</u> TORNILLOS/TUERCAS <u>LC</u>	



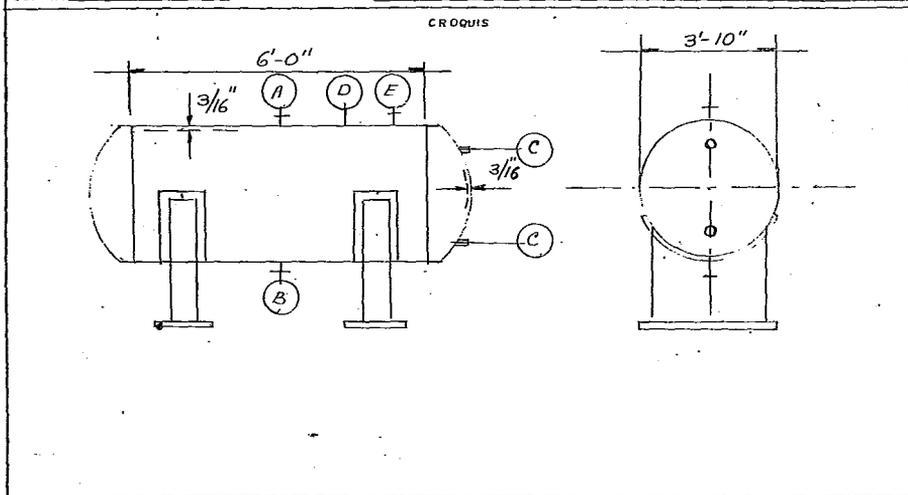
IDENT.	A	B	C	D	E	F				
No.	1	1	1	1	1	2				
DIAM.	3"	1"	1 1/2"	3/4"	2"	2 1/2"				
TIPC.	XLN.	XLN.	XLN.	COPL	XLN.	API				
CLAS. Y CAR.	150#RF	150#RF	150#RF	150	150#RF					
SERVICIO	ALIM.	ALIM.	DESC.	N2	VENTEO	REGISTRO				

POR REVISO APROBADO
 REVISO APROBADO
 FECHA

257	ESPECIFICACION				
	FECHA	IBUJO	REVISO	APROB	PROB
PROYECTO N°					

CLIENTE _____ No. EQ. T-4 CANT. 1
 LUGAR PLANTA DE RECUPERACION DE GLICOL AREA 1
 SERVICIO ACUMULADOR DE CONDENSADOS FABRICANTE _____

DATOS DE PROCESO		DATOS DE DISEÑO MECANICO	
CAPACIDAD (GAL) TOT. <u>514</u>	OPERACION <u>444 GAL</u>	COFICOS <u>ASME</u>	
PRODUCTO <u>CONDENSADO</u>	DENSIDAD <u>68.542 lb/cft</u>	RADIOGRAFIA <u>S</u>	EFICIENCIA DE JUNTAS <u>85%</u>
PRES. OP. CUERPO <u>40 TORR</u>	PSIG CHAQUETA _____	PRUEBA HIDROSTATICA: CUERPO _____	PSIG CHAQUETA <u>S</u>
TEMP. OP. CUERPO <u>107</u>	°F CHAQUETA _____		
CONSTRUCCION		OBSERVACIONES	
TIPO <u>CILINDRICO HORIZONTAL</u>		FRES. DIS: CUERPO <u>YAC/25</u>	PSIG. CHAQUETA _____
DIAMETRO <u>3'-10"</u>	FT-IN. LONG. <u>6'-0"</u>	TEMP. DIS: CUERPO <u>125</u>	°F CHAQUETA _____
TIPO DE TAPAS SUPERIOR <u>TORIFSE</u>	INFERIOR <u>TORIFSE</u>	CORROSION PERMISIBLE: INT. _____	EXT. _____
ESPESORES (IN.) CUERPO <u>3/16"</u>	TAPAS <u>3/16"</u>	FABRICACION: SOLDADA <u>S</u>	OTRAS _____
SOPORTES _____		CARGA DE VIENTO _____	COEF. SISMICO _____
		PESO VACIO _____	PESO OPERACION _____
		PINTURA <u>NO</u>	PREP. SUP. _____
MATERIALES		RECUBRIMIENTO <u>NO</u>	
CUERPO <u>A.C. INOX. T-304</u>	CHAQUETA _____	AISLAMIENTO <u>NO</u>	SOP. DE AISL. _____
TAPAS <u>A.C. INOX. T-304</u>	TAPAS CHAQUETA _____		
PARTES INTERNAS <u>T-304</u>	PARTES EXTERNAS <u>A.I. T-304</u>		
TUBERIA INTERIOR <u>T-304</u>	CUELLO DE BOQUILLAS <u>A.I. T-304</u>		
EMPLOQUES _____	BRIDAS <u>S-E / BRIDA A10</u>		
ESCALERA _____	ANILLO DE RFZO. <u>EXT. AC</u>		
SOPORTE <u>A.C. A-36</u>	TORNILLOS / TUERCAS _____		



FOR REVISO
 REVISO
 APROB
 FECHA

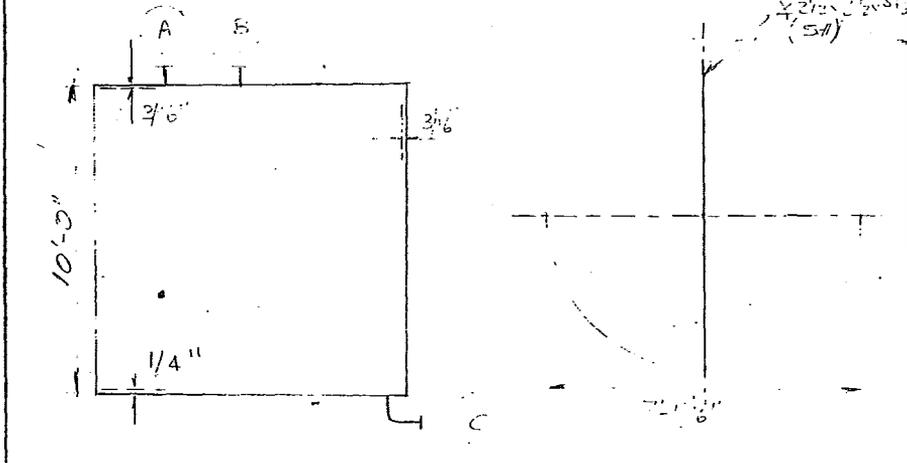
IDENT.	A	B	C	D	E
No.	1	1	2	1	1
DIAM.	2"	2"	3/4"	8"	1"
TIPO	W.N.	W.N.	COPLE	W.N.	W.N.
CLAS. Y CAR.	150# R.F.	150# R.F.	150#	150# R.F.	150# R.F.
SERVICIO	ALIM.	DESC.	TIT	REGISTRO	RETORNO

TANQUE ATMOSFERICO 258 PROYECTO Nº _____	ESPECIFICACION <table border="1" style="width:100%; border-collapse: collapse;"> <tr> <th style="width: 15%;">FECHA</th> <th style="width: 15%;">DIBUJO</th> <th style="width: 15%;">REVISO</th> <th style="width: 15%;">APROBADO</th> <th style="width: 15%;">APROBADO</th> <th style="width: 15%;">REVISOR</th> </tr> <tr> <td> </td> <td> </td> <td> </td> <td> </td> <td> </td> <td> </td> </tr> </table>	FECHA	DIBUJO	REVISO	APROBADO	APROBADO	REVISOR						
FECHA	DIBUJO	REVISO	APROBADO	APROBADO	REVISOR								

CLIENTE _____ LUGAR <u>PLANTA DE RECUPERACION DE GLICOL</u> SERVICIO <u>ALMTO. DE NEVADA</u>	No. EQ. <u>T-5</u> CANT. <u>1</u> AREA _____ FABRICANTE _____
----------------------------------------------------------------------------------------------------	---------------------------------------------------------------------

DATOS DE PROCESO	DATOS DE ENSERB MECANICO
CAPACIDAD (GAL) TOT. <u>3429</u> OPERACION <u>2735 GAL</u> PRODUCTO <u>M-OR</u> DENSIDAD <u>55.27 lb/cf</u> PRES. OP. CUERPO <u>0</u> PSIG CHAQUETA _____ PSIG TEMP OP CUERPO <u>107</u> °F CHAQUETA _____ °F	CONEXOS <u>AD</u> RADIOGRAFIA <u>NO</u> EFICIENCIA DE JUNTAS <u>60%</u> PRUEBA HIDROSTATICA CUERPO _____ PSIG CHAQUETA _____ PSIG PRES. DIS: CUERPO <u>0</u> PSIG CHAQUETA _____ PSIG TEMP. DIS: CUERPO <u>107</u> °F CHAQUETA _____ °F CORROSION PERMISIBLE INT. <u>1/2"</u> EXT. <u>1 1/4"</u> FABRICACION SOLDADA <u>SI</u> OTRAS _____ CARGA DE VIENTO _____ COEF. SISMICO _____ PESO VACIO _____ PESO OPERACION _____ PINTURA <u>EXT.</u> PREP. SUP. _____ RECUBRIMIENTO <u>NO</u> AISLAMIENTO <u>NO</u> SOP. DE AISL. _____ OBSERVACIONES _____ _____ _____
CONSTRUCCION	
TIPO <u>CILINDRICO VERTICAL</u> DIAMETRO <u>1-7 11/16</u> FT-IN LONG. <u>10</u> FT-IN TIPO DE TAPAS SUPERIOR <u>PLANA</u> INFERIOR <u>PLANA</u> ESPESORES (IN.) CUERPO <u>3/16</u> TAPAS <u>1/4 IN 3/16</u> SOPORTES _____	
MATERIALES	
CUERPO <u>AC. A-283-C</u> CHAQUETA _____ TAPAS <u>AC. A-283-C</u> TAPAS CHAQUETA _____ PARTES INTERNAS _____ PARTES EXTERNAS _____ TUBERIA INTERIOR _____ CUELLO DE BOQUILLAS <u>AC-283-C</u> EMPAQUES <u>ASBESTO</u> BRIDAS <u>AC-283-C 2-104</u> ESCALERA <u>A-30</u> ANILLO DE RF20 <u>A-30</u> SOPORTE <u>A-30</u> TORNILLOS/TUERCA <u>AC</u>	

CROQUIS



IDENT.	A	B	C	D	E	F	G	H	I	J
Nº.	1	1	1							
DIAM.	3/4	1 1/2	2 1/2							
TIPO	WN	WN	WN							
CLAS Y CARG.	ISO 150	ISO 150	ISO 150							
SERVICIO	ALM.	NEV	LOC							

POR REVISOR APROBADO FECHA

TANQUE ATMOSFERICO

259

PROYECTO Nº _____

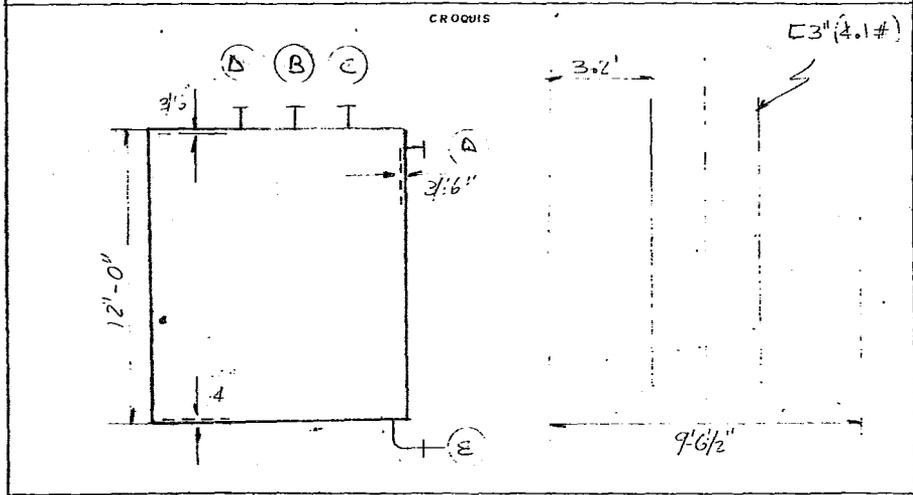
FECHA	DIBUJO	REVISO	APROBADO	APROBADO

CLIENTE: PLANTA DE RECUPERACION DE GASES No. EQ. T-6 y T-7 CANT. 2

LUGAR: TANQUES DE CORTE DE NEG. AREA: _____

SERVICIO: TANQUES DE CORTE DE NEG. FABRICANTE: _____

DATOS DE PROCESO			DATOS DE DISEÑO MECANICO		
CAPACIDAD (GAL) TOT. <u>6429</u>	OPERACION <u>5923 40L</u>	CODIGOS <u>API</u>	RADIOGRAFIA <u>N2</u> EFICIENCIA DE JUNTAS <u>60</u>		
PRODUCTO <u>MEG</u>	DENSIDAD <u>88.548 100%</u>	PRUEBA HIDROSTATICA: CUERPO	<u>117A1</u>		
PRES. OP. CUERPO <u>0</u>	PSIG CHAQUETA _____	PSIG CHAQUETA _____	PSIG CHAQUETA _____		
TEMP OF CUERPO _____	OF CHAQUETA _____	OF CHAQUETA _____	PSIG CHAQUETA _____		
CONSTRUCCION			CORROSION PERMISIBLE: INT. <u>0</u> EXT. <u>0</u>		
TIPC <u>CILINDRICO VERTICAL</u>	FABRICACION: SOLDADA <u>SI</u> OTRAS _____		CARGA DE VIENTO _____ COEF. SISMICO _____		
DIAMETRO <u>9'-6 1/2"</u>	FT-IN. LONG. <u>13'</u>	PESO VACIO _____		PESO OPERACION _____	
TIPO DE TAPAS SUPERIOR <u>PLANA</u>	TIPO DE TAPAS INFERIOR <u>PLANA</u>	PINTURA <u>N2</u>		PREP. SUP. _____	
ESPORES (IN.) CUERPO <u>3/16"</u>	TAPAS <u>3/16" 5/16"</u>	RECUBRIMIENTO <u>N2</u>		AISLAMIENTO <u>N2</u> SOP. DE AISL. _____	
MATERIALES			OBSERVACIONES		
CUERPO <u>AI A312-T-304</u>	CHAQUETA _____	TUBERIA INTERIOR _____			
TAPAS <u>AI A312-T-304</u>	TAPAS CHAQUETA _____	PARTES EXTERNAS <u>AC</u>			
PARTES INTERNAS _____	PARTES EXTERNAS <u>AC</u>	CUELLO DE BOQUILLAS <u>AI</u>			
TUBERIA INTERIOR _____	CUELLO DE BOQUILLAS <u>AI</u>	ENPAQUES <u>ASBESTO</u>			
ENPAQUES <u>ASBESTO</u>	BRIDAS <u>ST-16 W-10 3/4"</u>	ESCALERA <u>3'-3/4"</u>			
ESCALERA <u>3'-3/4"</u>	ANILLO DE RFZO <u>4'-0"</u>	SOPORTE <u>A-20</u>			
SOPORTE <u>A-20</u>	TORNILLOS/TUERCA <u>AI/AC</u>				



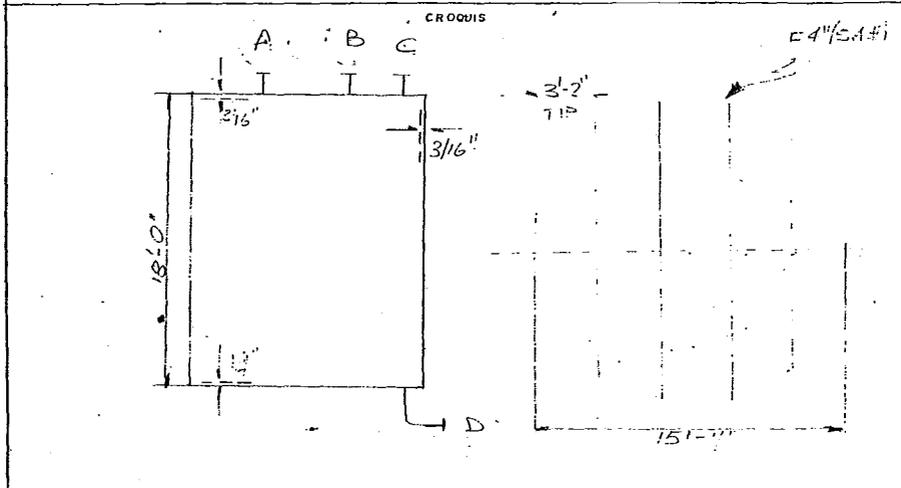
IDENT.	A	B	C	D	E
No.	1	2	3	4	5
DIAM.	1"Ø	3/4"Ø	3/4"Ø	1/2"Ø	1 1/2"Ø
TIPO	WN	WN	WN	COPL	WN
CLAS. CAR.	ISO # RF				
SERVICIO	ALIM	VENT	ALIM	LIC	DESC

CAR. REVISO APROB. FECHA

TANQUE ATMOSFERICO 260 PROYECTO Nº _____	ESPECIFICACION <table border="1" style="width: 100%; border-collapse: collapse;"> <tr> <th>FECHA</th> <th>DIBUJO</th> <th>REVISO</th> <th>APROBADO</th> <th>PROBADO</th> <th>REV.</th> </tr> <tr> <td> </td> <td> </td> <td> </td> <td> </td> <td> </td> <td> </td> </tr> </table>	FECHA	DIBUJO	REVISO	APROBADO	PROBADO	REV.						
FECHA	DIBUJO	REVISO	APROBADO	PROBADO	REV.								

CLIENTE _____ Nº. EQ. T-8 CANT. 1
 LUGAR PLANTA DE RECUPERACION DE GULCOL AREA _____
 SERVICIO ALMTO. DE MEG RECUPERADO FABRICANTE _____

DATOS DE PROCESO		DATOS DE DISEÑO MECANICO	
CAPACIDAD (GAL) TOT. <u>22312</u>	OPERACION <u>17769 GAL</u>	CODIGOS <u>API</u>	
PRODUCTO <u>MEG</u>	DENSIDAD <u>68.548</u>	RADIOGRAFIA <u>NO</u>	EFICIENCIA DE JUNTAS <u>60%</u>
PRES. OP. CUERPO <u>0</u>	PSIG CHAQUETA <u>—</u>	PRUEBA HIDROSTÁTICA: CUERPO <u>SI ATM.</u>	CHAQUETA <u>—</u>
TEMP. OP. CUERPO <u>0</u>	°F CHAQUETA <u>—</u>		
CONSTRUCCION		OBSERVACIONES	
TIPO <u>CILINDRICO VERTICAL</u>		PRES. DIS: CUERPO <u>0</u>	PSIG CHAQUETA <u>—</u>
DIAMETRO <u>15'-11"</u>	FT-IN. LONG. <u>15'-0"</u>	TEMP. DIS: CUERPO <u>125</u>	°F CHAQUETA <u>—</u>
TIPO DE TAPAS SUPERIOR <u>PLANO</u>	INFERIOR <u>PLANO</u>	CORROSION PERMISIBLE: INT. <u>0</u>	EXT. <u>1116"</u>
ESPORESORES (IN.) CUERPO <u>3/16"</u>	TAPAS <u>3/16" 3/4"</u>	FABRICACION: SOLDADA <u>SI</u>	OTRAS <u>—</u>
SOPORTES _____		CARGA DE VIENTO _____	COEF. SISMICO _____
		PESO VACIO _____	PESO OPERACION _____
		PINTURA <u>EXT.</u>	PREP. SUP. <u>SAND BLAST</u>
		RECUBRIMIENTO <u>INT. AMERCOAT. N. 278.</u>	
		AISLAMIENTO <u>NO</u>	SOP. DE AISL. <u>—</u>
MATERIALES		OBSERVACIONES	
CUERPO <u>A.C. A-283-C</u>	CHAQUETA <u>—</u>		
TAPAS <u>A.C. A-283-C</u>	TAPAS CHAQUETA <u>—</u>		
PARTES INTERNAS <u>A.C. A-283-C</u>	PARTES EXTERNAS <u>A.C.</u>		
TUBERIA INTERIOR _____	CUELLO DE BOQUILLAS <u>A-383</u>		
EMPAQUES <u>ASBESTO</u>	BRIDAS <u>A-283-C y A-103</u>		
ESCALERA <u>A-36</u>	ANILLO DE RF20. <u>A-106</u>		
SOPORTE <u>A-36</u>	TORNILLOS/TUERCAS <u>A.C.</u>		



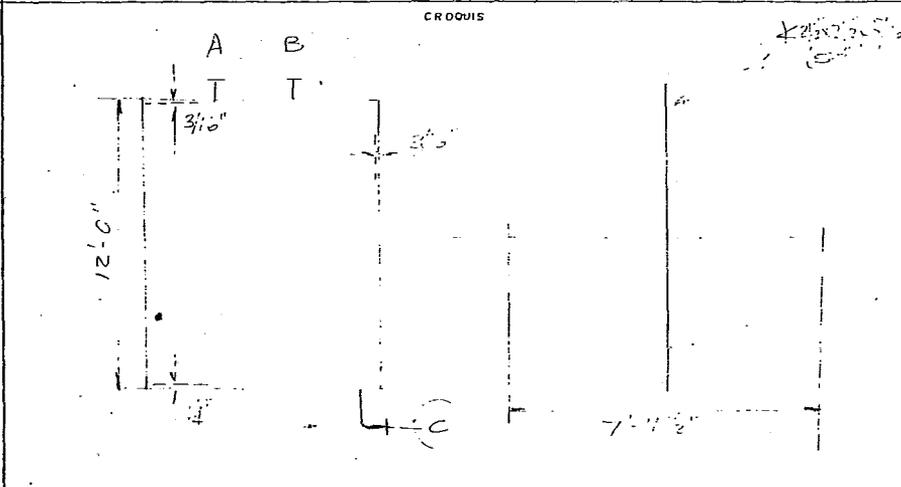
IDENT.	A	B	C	D
Nº.	1	2	3	4
DIAM.	11"Ø	14"Ø	12"Ø	11"Ø
TIPO.	WN	COPE	WN	WN
CLAS. Y CARA.	ISO# 2F	ISO# 2OS	ISO# 2F	ISO# 2F
SERVICIO	ISLM	PCV	PSV	SECC

FOR REVISO APROBADO
 REVISO. FECHA

TANQUE ATMOSFERICO 261 PROYECTO N° _____	ESPECIFICACION <table border="1" style="width:100%; border-collapse: collapse;"> <tr> <th style="width: 15%;">FECHA</th> <th style="width: 15%;">DIBUJO</th> <th style="width: 15%;">REVISO</th> <th style="width: 15%;">APROBADO</th> <th style="width: 15%;">APROBADO</th> <th style="width: 15%;">REV.</th> </tr> <tr> <td> </td> <td> </td> <td> </td> <td> </td> <td> </td> <td> </td> </tr> </table>	FECHA	DIBUJO	REVISO	APROBADO	APROBADO	REV.						
FECHA	DIBUJO	REVISO	APROBADO	APROBADO	REV.								

CLIENTE _____	No. ED. <u>T-9</u>	CANT. <u>1</u>
LUGAR <u>PLANTA DE RECUPERACION DE AGUA</u>	AREA _____	FABRICANTE _____
SERVICIO <u>ALMTO DE FONDOS</u>		

DATOS DE PROCESO	DATOS DE DISEÑO MECANICO
CAPACIDAD (GAL) TOT. <u>4463</u> OPERACION <u>379.6</u>	COPICOS <u>API</u>
PRODUCTO <u>MEG Y RESIDUOS</u> DENSIDAD <u>68.548</u>	RADIOGRAFIA <u>NO</u> EFICIENCIA DE JUNTAS <u>60%</u>
PRES. OR. CUERPO <u>0</u> PSIG CHAQUETA <u>-</u> PSIG	PRUEBA HIDROSTATICA: CUERPO <u>SI</u> <u>ATM.</u>
TEMP OR. CUERPO <u>104</u> °F CHAQUETA <u>-</u> °F	CHAQUETA <u>-</u>
CONSTRUCCION	PRES. DIS: CUERPO <u>0</u> PSIG CHAQUETA <u>-</u> PSIG
TIPC <u>CILINDRICO VERTICAL</u>	TEMP. DIS: CUERPO <u>125</u> °F CHAQUETA <u>-</u> °F
DIAMETRO <u>7'-11 1/2"</u> FT-IN. LONG. <u>12'</u> FT-IN	CORROSION PERMISIBLE: INT. <u>116"</u> EXT. <u>116"</u>
TIPO DE TAPAS SUPERIOR <u>PLANA</u> INFERIOR <u>PLANA</u>	FABRICACION: SOLDADA <u>SI</u> OTRAS <u>-</u>
ESPEORES (IN.) CUERPO <u>3/16"</u> TAPAS <u>3/8" Sy 1/4"</u>	CARGA DE VIENTO <u>-</u> COEF. SISMICO <u>-</u>
SOPORTES _____	PESO VACIO <u>-</u> PESO OPERACION <u>-</u>
MATERIALES	PINTURA <u>EXT.</u> PREP. SUP. <u>-</u>
CUERPO <u>AC-A-283-C</u> CHAQUETA <u>-</u>	RECUBRIMIENTO <u>NO</u>
TAPAS <u>AC-A-283-C</u> TAPAS CHAQUETA <u>-</u>	AISLAMIENTO <u>NO</u> SOP. DE AISL. <u>-</u>
PARTES INTERNAS <u>AC</u> PARTES EXTERNAS <u>-</u>	OBSERVACIONES _____
TUBERIA INTERIOR <u>-</u> CUELLO DE BOQUILLAS <u>A-C</u>	
EMPLOQUES <u>ASBESTO</u> BRIDAS <u>A-283-C y A-103</u>	
ESCALERA <u>A-36</u> ANILLO DE RF20. <u>A-36</u>	
SOPORTE <u>A-36</u> TORNILLOS/TUERCAS <u>AC</u>	



IDENT.	A	B	C	D	E	F	G	H	I
No.	1	2	3	4	5	6	7	8	9
DIAN.	5"	1 1/2"	3/4"						
TIPC	WN	VIN	VIN						
CLAS.Y CARZ.	150# RF	150# RF	150# RF						
SERVICIO	LLIM.	VEN	DESC						

REVISO: _____
 FECHA: _____
 APROBADO: _____

6.0 DISEÑO MECANICA DE LA COLUMNA DE DESTILACION R-1

- 1.- Calculo del espesor de la columna por presión interna
 1.1 Cuerpo

$$t = \frac{PR}{SE - 0.6P} + C$$

- P = Presión de diseño = 25 psi
 R = Radio interno en pulgadas.
 S = Esfuerzo de trabajo del material
 E = Eficiencia de Soldaduras.
 C = Corrosión permiscible pulgadas.

Material: Acero al carbono A-285-C

- S = 13700 psi
 E = 85% (Radiografiado por puntos)
 C = 1/8 in

$$t = \frac{25 \times 3.5 \times 12}{13700 \times 0.85 - 0.6 \times 25} + 0.125 = 0.215 \Rightarrow 1/4"$$

1.2 TAPAS

$$t = \frac{0.885 PL}{Se - 0.1P} + C$$

- E = 100% (Radiografiado tot al)
 L = Diametro en pulgadas.

$$T = \frac{0.885 \times 25 \times 7 \times 12}{13700 \times 1 - 0.1 \times 25} + 0.125 = 0.261 \Rightarrow 5/16"$$

2.0 Cálculo del espesor de la columna a vacío; presión de --
diseño 15 psi externas.

2.1 CUERPO

L = Longitud entre atezadores (pulgadas)

Do = Diametro exterior del recipiente (pulgadas)

Suponiendo $t = 3/8"$ y considerando $1/8"$ de corrosión--
el espesor corroido sera $1/4"$.

Para

$$L = 5'-0"$$

$$\frac{L}{Do} = \frac{5 \times 12}{7 \times 12 + 0.5} = 0.71$$

$$Do/t = 338$$

$$A = 0.00032$$

$$B = 4500$$

$$P = \frac{4}{3} \frac{B}{Do/t}$$

$$P = \frac{3}{4} \times \frac{4500}{338} = 17.75 \text{ psi}$$

2.2 TAPAS

$$A = \frac{0.125}{D_o/t}$$

$$A = \frac{0.125}{338} = 0.00037$$

$$B = 5\ 300$$

$$P = \frac{B}{D_o/t}$$

$$P = \frac{5\ 300}{338} = 15.7$$

2.3 Calculo de los atizadores requeridos .

$$I = \frac{D_o^2 L_s (t + A_s/L_s) A}{14}$$

$$A = \frac{325}{E}$$

$$B = \frac{3}{4} \left(\frac{P D_o}{t + A_s/L_s} \right)$$

Donde:

- I = Momento de Inercia
- D_o = Diámetro exterior (in)
- L_s = Separación de atizadores (in)
- t = Espesor corrido (in)
- A_s = Area seccional del atiezador (in²)
- A = Factor de esfuerzo
- B = Factor
- E = Modulo de elasticidad = 29x10⁶ psi

Para ángulo de 3" x 3" x 1/2"

$$A_s = 2.75 \text{ in}^2$$

$$I = 2.22 \text{ in}^4$$

$$B = \frac{3}{4} \left(\frac{15 \times (7 \times 12 + 0.5)}{0.250 + \frac{2.75}{60}} \right) = 3223$$

$$A = \frac{2 \times 3223}{29 \times 10^6} = 0.00022$$

$$I = \frac{(7 \times 12 + 0.5)^2 \times 60 \times (0.250 + \frac{2.75}{60}) \times 0.00022}{14} = 2.003 \text{ in}^4$$

$2.003 < 2.22$ ∴ el calculo es correcto

3.0 Cálculo del espesor de la columna por cargas de viento

3.1 Cuerpo

3.1.1 Peso de la columna

a) Vacía

Espesor: 3/8" cuerpo y tapas

Longitud del cilindro incluyendo alfaldon

$$37' - 0"$$

Area del cilindro

$$A = \pi DL$$

$$A = \pi \times 7 \times 37 = 814 \text{ pie}^2$$

Area de las tapas

$$d^B = 93.86 \text{ in}$$

$$A = \frac{\pi}{4} \left(\frac{93.86}{12} \right)^2 = 48 \text{ pie}^2/\text{tapa}$$

$$\text{Area total de tapas} = 96 \text{ pie}^2$$

$$\text{Area total} = 814 + 96 = 910 \text{ pie}^2$$

$$\text{Peso de la placa de } 3/8" \text{ por pie}^2 = 6.9 \text{ kg/pie}^2$$

$$\text{Peso del cilindro y tapas} = 910 \times 6.9 = 6279 \text{ kg}$$

se considera un 25% como peso de los accesorios que in
cluyen

- a) Platos
- b) Atiezadores
- c) Boquillas.
- d) Soportes de platos
- e) Aislamiento
- f) soportes de aislamiento
- g) etc.

Por lo tanto el peso de la torre vacía será de

$$6279 \times 1.25 = 7849 \text{ Kg}$$

b) Llena de agua

Volumen del cuerpo

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 L$$

$$V = \frac{\pi}{4} \times 7^2 \times 28.5 = 1097 \text{ pie}^3$$

$$V = 31. \text{ m}^3$$

Volumen de las tapas

201 Gal/Tapa

Vol. Tot. de Tapas = 201 x 2 = 402 Gal.

$$402 \times \frac{3.785}{10^3} = 1.5 \text{ m}^3$$

por lo tanto el volumen total será:

$$V = 31 + 1.5 = 32.5 \text{ m}^3$$

y el peso del agua

32500 kg

Por lo que la columna llena de agua pasará

$$32500 + 7849 = 40349 \text{ Kg}$$

3.12

$$D_i = 7'-0''$$

$$t = 3/8''$$

$$t_{aisl} = 1\ 1/2''$$

$$D_o = 7'-0'' + 3/4 + 3'' = 7'-\ 3\ 3/4''$$

$$h_1 = \text{altura del faldon} = 9'-0''$$

$$h_2 = 1/2 \text{ altura total} = 20'-0''$$

$$h_3 = \text{altura total} = 40'-0''$$

Carga por viento: 30 lb/pie^2 (Pw)

V = Fuerza constante

$$V = P_w D_o h_3 = 30 \times 7.3125 \times 40 = 8775$$

M = Momento

$$M = V h_2 = 8775 \times 20 = 175\ 500 \text{ lb-pie}$$

MT = Momento en la base

$$MT = M - [(h_1) (V - 0.5 P_w D_o h_1)]$$

$$MT = 175\ 500 - [(9)(8775 - 0.5 \times 30 \times 7.3125 \times 9)]$$

$$MT = 105\ 410 \text{ lb-pie}$$

t = Espesor requerido

$$t = \frac{MT}{R^2 W S E}$$

R = Radio interior (in)

S = Esfuerzo de trabajo para el acero al carbon
A - 285 - C

E = Eficiencia de junta 85% (radiografiado --
por puntos)

$$t = \frac{105 \ 410 \times 12}{42 \times \pi \times 13700 \times 0.85} = 0.02 \text{ in}$$

Espesor requerido por presión interna en la parte longitudinal ~~y presión de viento~~ :

$$t = \frac{PD}{2Se - 0.4p} + C$$

$$t = \frac{25 \times 7 \times 12}{2 \times 13700 \times 0.85 - 0.4 \times 25} = 0.09 \text{ in}$$

Espesor requerido por cargas de viento y presión interna longitudinal.

$$t = 0.02 + 0.07 = 0.11 \text{ in sin incluir la cosión}$$

$$t = 0.11 + 0.125 = 0.235 \text{ incluyendo } 1/8" \text{ cosión}$$

3.1.3 Calculo del espesor de la columna por sismo.

$$t = \frac{12 M}{R^2 \sqrt{SE}} + C$$

M = Momento máximo

$$M = \frac{2 C w h^3}{3}$$

T = Periodo de oscilacion

$$T = 0.0000265 \left(\frac{h^3}{D_o} \right)^2 \left(w \frac{D_o}{t} \right)^{1/2}$$

W = Peso por unidad de longitud

$$T = 0.0000265 \left(\frac{40}{7.3125} \right)^2 \left[\left(\frac{40349 \times 2.204}{40} \right) \left(\frac{7.3125}{0.25} \right) \right]^{1/2} = 0.202$$

Para zona sismica No.2 y $T < 0.4$

Coefficiente sismico $C = 0.01$

$$M = \frac{2 \times 0.01 \times 40349 \times 2.204 \times 40}{3} = 237145$$

$$T = \frac{12 \times 237145}{42^2 \sqrt{13700 \times 0.85}} + 0.125 = 0.169 \text{ in}$$

por lo tanto el espesor de la columna es de 3/8" en cuerpo
tapas y faldon

7.0 Diseño Mecánico de Cambiadores de Calor.

- 1.0 El diseño mecánico de los cambiadores de calor se sujetará a las normas establecidas en el código TAMA clase R, por lo que nos limitaremos a calcular los espesores de los espejos.

El espesor de las corazas, mamparas, diámetro de los tensores etc, se leen directamente de las tablas del código.

2.0 Cálculo del espesor de los espejos.

Formula general:

$$T = \frac{FG}{2} \left(\frac{P}{S} \right)^{1/2}$$

Donde:

- F es el factor de tipo de espejo = 1
- G es el diámetro medio del empaque.
- P es la presión de diseño que se evaluará como un 25% mayor que la presión de operación o 25 libras por pulgada cuadrada, lo que sea mayor.
- S es el esfuerzo de trabajo para el material del espejo.

2.1 Espejos del Precalentador de la alimentación

$$F = 1$$

$$G = 25 \text{ in}$$

$$P = 150 \times 1.25 = 187.5 \text{ PSIG}$$

$$\text{Mat} = \text{Ac. al Carbón: A-285C} \quad S = 12600 \text{ psi}$$

$$T = \frac{25 \times 1}{2} \left(\frac{187.75}{12600} \right) = 1.52 \text{ in sin corrosión}$$

Considerando 1/8 in por corrosión.

$$T = 1.52 + 0.125 = 1.65 \text{ in.}$$

2.2 HERVIDOR DE FONDOS

$$F = 1$$

$$G = 29.5 \text{ in}$$

$$P = 150 \times 1.25 = 187.5 \text{ PSIG}$$

$$\text{Mat} = \text{Ac. al Carbón: A-285-C} \quad S = 12600$$

$$T = \frac{19.5 \times 1}{2} \left(\frac{187.5}{12600} \right) = 1.799 \text{ in Sin corrosión}$$

Considerando 1/8 in por corrosión.

$$T = 1.799 + 0.125 = 1.924 \text{ in}$$

2.3 CONDENSADOR SUBENFRIADOR

$$F = 1$$

$$G = 40 \text{ in}$$

$$P = 25 \text{ PSIG}$$

$$\text{Mat} = \text{Acero Inoxidable T-304} \quad S = 16600$$

$$T = \frac{40 \times 1}{2} \left(\frac{25}{16600} \right) = 0.78 \text{ in}$$

2.4 ENFRIADOR DE FONDOS.

$$F = 1$$

$$G = 29.5 \text{ in}$$

$$P = 25 \text{ PSIG}$$

$$\text{Mat} = \text{Acero al Carbón A-285-C} \quad S = 12600$$

$$T = \frac{29.5 \times 1}{2} \left(\frac{25}{12600} \right) = 0.657 \text{ in sin corrosión}$$

Considerando 1/8 in por corrosión

$$T = 0.657 + 0.125 = 0.782 \text{ in}$$

4.0 CALCULO DE TUBERIAS

1.0 Secuencia de Cálculo de Líneas.

IDENTIFICACION

Las Líneas serán codificadas por el sistema combinado de numeros y letras siguiendo la secuencia presentada a continuación.

Primero un número que indicará el diámetro de la línea.
Segundo las iniciales del servicio que prestará .

Tercero Un número que indicará el área a que pertenece.
Cuatro Un número consecutivo de las líneas de la misma área.

Como ejemplo se identificara una línea de proceso.

3"-P-001
(1)(2)(3)(4)

- (1) Significa que se tiene un diámetro de 3"
- (2) Significa que se trata de una línea de "Proceso"
- (3) Significa que la línea se encuentra localizada en el área "cero"
- (4) Significa que es la primera línea de proceso.

- 1.2 De los balances de materiales y condiciones de operación establecidos previamente, se tomarán los datos --- de Flujo y Temperatura, a la temperatura de operación se evaluarán la densidad y viscosidad que presenta el fluido .
- 1.3 Con los datos anteriores se procede a calcular el diámetro de las tuberías siguiendo el criterio de "Velocidades recomendadas"
- 1.4 Se tabularán los siguientes datos para cada corte y se presentaran a manera de resumen:
 - 1.- Número de Línea.
 - 2.- Flujo
 - 3.- Densidad a temperatura de operación
 - 4.- Rango de velocidad recomendada
 - 5.- Diámetro seleccionado.
 - 6.- Velocidad del **fluido** en la línea
 - 7.- Viscosidad a la Temperatura de bombeo
 - 8.- No. de Reynolds.
 - 9.- Caída de presión unitaria ($\Delta P/100'$)
- 2 Una vez calculadas las tuberías se procedera a hacer un índice de líneas que contenga la siguiente información:
 - 1.- Número de línea
 - 2 - Sitio de inicio y final de las líneas.
 - 3 - Temperatura y presión de trabajo
 - 4.- Material de fabricación y cedula
 - 5.- Requisitos de aislamiento.

1.0 INDICE DE LINEAS

1.1 LINEAS DE PROCESO

Ø	No.	ORIGEN	DESTINO	OF	SERVICIO	FASE	MAT.	AISLAM
1"	P-101	POLIESTER	P-102/103	104	G. Agot.	L	A.C.	NO
1"	P-102	P-101	T-1	104	G. Agot.	L	A.C.	NO
1"	P-103	P-101	T-2	104	G. Agpt.	L	A.C.	NO
4"	P-104	T-1	B-1 A/B	41	G. Agot.	L	A.C.	NO
4"	P-105	T-2	B-1 A/B	41	G. Agot.	L	A.C.	NO
3"	P-106	B-1A	P-108	41	G. Agot.	L	A.C.	NO
3"	P-107	B-1B	P-108	41	G. Agot.	L	A.C.	NO
3"	P-108	P-106/107	P-111	41	G. Agot.	L	A.C.	NO
1 1/2"	P-109	T-3	B-3 A/B	41	G. Agot.	L	A.C.	NO
1 1/2"	P-110	B-3A/B	P-111	41	G. Agot.	L	A.C.	NO
3"	P-111	P-108/110	C-1	41	G. Agot.	L	A.C.	NO
3"	P-112	C-1	R-1	280	G. Agot	L	A.C.	SI
30"	P-113	R-1	P-114/115	277	DEST.	V	A.I.	NO
30"	P-114	P-113	C-3	277	DEST	V	A.I.	NO
30"	P-115	P-113	C-3	277	DEST	V	A.I.	NO
2"	P-116	C-3	T-4	107	DEST	L	A.I.	NO
2"	P-117	T-4	B-4 A/B	107	DEST	L	A.I.	NO
1 1/2"	P-118	B-4a/B	P-119	107	DEST	L	A.I.	NO
3/4"	P-119	P-118	R-1	107	DEST	L	A.I.	NO
1"	P-120	P-118	P-123	107	DEST	L	A.I.	NO
1"	P-121	P-120	T-6	104	MEG.	L	A.I.	NO
1"	P-122	P-120	T-7	104	MEG	L	A.I.	NO
3/4"	P-123	P-121	T-5	107	MOH/H ₂ O	L	A.C.	NO
16"	P-124	R-1	B-2 A/B	289	MEG	L	A.C.	SI
12"	P-125	P-2A/B	C-2	289	MEG	L	A.C.	SI
10"	P-126	P-125	C-2	289	MEG	L	A.C.	SI
10"	P-127	C-2	R-1	304	MEG	L	A.C.	SI
3"	P-128	P-125	T-3	283	MEG	L	A.C.	SI
3"	P-129	T-6/7	B-6	104	MEG	L	A.I.	NO
1 1/2"	P-130	B-6	T-8	104	MEG	L	A.I.	NO
2"	P-131	T-8	B-7	104	MEG	L	A.I.	NO
2"	P-132	B-7	POLIESTER	104	MEG	L	A.I.	NO
3/4"	P-133	T-5	B-5	107	MOH/H ₂ O	L	A.C.	NO
3/4"	P-134	B-5	DISTB.	107	MOH/H ₂ O	L	A.C.	NO
1/2"	P-135	P-125	C-4	289	MEG	L	A.C.	SI
1/2"	P-136	C-4	T-9	104	MEG	L	A.C.	NO
3/4"	P-137	T-9	B-8	104	MEG	L	A.C.	NO
1/2"	P-138	B-8	DISTB	104	MEG	L	A.C.	NO
1"	P-139	P-130	T-3	104	MEG	L	A.C.	NO

P. ...

1.2 LINEAS DE SERVICIOS

Ø	No.	ORIGEN	DESTINO	°F	SERV.	FASE	AISLAM.
4"	VX-101	SERVICIOS	VX-102/103	364	VAP.	V	DI
4"	VX-102	VX-101	C-2	364	VAP	V	SI
2"	VX-103	VX-101	C-1	364	VAP	V	SI
1/2"	CX-101	C-2	CX-103	364	COND	L	SI
3/4"	Cx-102	C-1	CX-103	364	COND	L	SI
1/2"	CX-103	CX-101/102	RETORNO	364	COND	L	SI
6"	AF-101	SERVICIOS	AF-102/103	72	A.FRIA	L	NO
6"	AF-102	AF-101	C-3	72	A.FRIA	L	NO
1"	AF-103	AF-101	C-4	72	A:FRIA	L	NO
6"	AR-101	C-3	AR-103	100	A:CAL	L	NO
1"	AR-102	C-4	AR-103	100	A:CAL	L	NO
6"	AR1-3	AF-104/105	RETORNO	100	A:CAL	L	NO
	V						
3"	V-101	SERVICIOS	V-102	70	VACIO	V	NO
3"	V-102	V-101	C-3	70	VACIO	V	NO
3/4"	N-101	SERVICIOS	N-102/103	70	N ₂	V	NO
1/4"	N-102	N-101	T-8	70	"	V	NO
1/4"	N-103	N-101	N-104/105	70	"	V	NO
1/4"	N-104	N-103	T-6	70	"	V	NO
1/4"	N-105	N-103	T-7	70	"	V	NO
1/2"	N-106	N-101	T-3	70	"	V	NO
3/4"	AI-101	SERVICIOS	INSTRUM.	70	AIRE	V	NO

NOTAS:

- 1.- Las líneas de vapor (VX) tendrán una trampa a cada 75 FT de longitud equivalente .
- 2.- CX significa condensado de 150#.
- 3.- AF significa agua fria.
- 4.- AR-significa agua de retorno.
- 5.- V significa ~~retorno~~ VACIO
- 6.- N significa Nitrógeno
- 7.- AI significa Aire para instrumento
- 8.- El material de fabricación de todas las líneas será acero al carbón ASTM A-106 C/C

5.1 SECUENCIA DE CALCULO DE BOMBAS

- 1.0 Con objeto de evitar errores se procederá a identificar la bomba que se calculará, anotando tanto el servicio que prestará como su numero de identificación correspondiente.
- 2.0 Identificación y registro de la (s) líneas (s) comunes a la bomba tanto en la succión como en la descarga .
- 3.0 Se identificarán cuales líneas estan conectadas en serie y cuales en paralelo con objeto de definir el recorrido crítico tanto para la succión de la bomba como para la descarga.
- 4.0 Se tomaran los datos de diseño requeridos para el cálculo asi como las condiciones de operacion de los balances y calculos previos,; ademas se anotarán las propiedades del liquido bombeado en cada corte.
- 5.0 Se estimará la longitud equivalente del recorrido de cada línea con base en el diagrama de flujo y los arreglos preliminares de equipos, presentados para poder realizar este cálculo preliminar, se seleccionarán rutas lógicas para el recorrido de las tuberías.
- 6.0 Registro de c/u de las perdidas de presión que se presentan por la presencia de instrumentos ó accesorios en las líneas.
- 7.0 Determinación de niveles de succión y descarga para calcular la cabeza hidrostática de la bomba y el NPSH-disponible .

- 8.0 Calcular la presión de descarga requerida para la bomba mediante la recopilación de datos en una tabla-resumen; los datos que contendrá dicha tabla serán: Los valores de $\Delta P/100'$ calculados previamente; El valor de longitud equivalente total estimado; La ΔP de la línea calculada a partir de los valores anteriores por medio de la relación: $\Delta P \text{ Línea } \Delta P/100' \times \text{Leg.to} \dots$ (PSIA); La cabeza hidrostática de la línea que se calculará a partir de la ΔP línea aplicando el factor $\frac{144}{e}$ para obtener su valor de tal forma que:

Cabeza = $\Delta P \text{ Línea} \times \frac{144}{e}$ (ft), La presión hidrostática de la línea (PSIA); La cabeza hidrostática de la misma; La presión requerida por accesorios en la línea y por último la cabeza hidrostática que provocan dichos accesorios.

- 9.0 Cálculo del NPSH mediante la fórmula:

$$\text{NPSH} = (Z_2 - Z_1) + \frac{P - P^0}{e} \times 144 - H_sL \text{ (ft)}$$

- 10 Hacer la especificación preliminar general de la bomba anotando los datos calculados así como los materiales y características principales.

- 1.0 Identificación B-1 A/B
- 1.1 Cálculo de la bomba: BOMBA DE ALIMENTACION DE GLICOL AGOTADO.
- 2.0 Líneas comunes a la succión y descarga de la bomba
- 2.1 Succión 4" - P. 105
- 2.2 Descarga 3" - P - 106 ; 3" - P - 108 ; 3" - P - 111 ; 3" - P - 112
3" - P - 107
- 3.0 Interconexiones
- 3.1 Serie 3" - P - 106 y 3" - P - 108 y 3" - P - 111 y 3" - P - 112
- 3.2 Paralelo 3" - P - 106 y 3" - P - 107
- 4.0 Datos para el diseño
- 4.1 Flujo lb/hr
- 4.1.1 Primer corte 62240
- 4.1.2 Segundo corte 13175
- 4.2 Gasto GPM
- 4.2.1 Primer corte 118.9
- 4.2.2 Segundo corte
- 4.3 Temperatura de bombeo (T_B) °F
- 4.3.1 Primer corte 41
- 4.3.2 Segundo corte 41
- 4.4 Propiedades @ T_B
- 4.4.1 Primer corte
- 4.4.1.1 Densidad 69.35 lb/cf
- 4.4.1.2 Viscosidad 8.44 CTP
- 4.4.1.3 Presión de vapor ~ 0 PSIA

4.4.2 Segundo corte

4.4.2.1 Densidad 70.109lb/cf

4.4.2.2 Viscosidad 43 CTP

4.4.2.3 Presion de vapor 20 PSIA

5.0 Estimado de la longitud equivalente

5.1 línea No. * diametro 3 $\frac{1}{4}$ in cedula 40

5.2 Longitud equivalente (ESTIMADA CONO 1.5 DE LA LONGITUD RECTA)

CONCEPTO	L:EQ.	CANT.	L.EQ. en la línea *
Longitud recta	1.5	10	15 3"-P-106
"	1.5	10	15 3"-P-108
"	1.5	70	105 3"-P-111
"	1.5	50	75 3"-P-112
"	1.5	33	50 4"-P-105

Longitud equivalente total de la línea 210 ft

6.0 Accesorios e instrumentos

6.1 Línea No.

3"-P-108 - FICV-101

3"-P-111 - C-1

3"-P-112 - FCV-101

CONCEPTO	P (PSI)
FICV-101	10
C-1	10
FCV-101	5

ΔP Total de accesorios de la línea 25 PSI

7.0 Presión Hidrostática (P.H.) y cabeza hidrostática
(H.H.)

7.1 Succión

7.1.1. Altura de alimentación a la bomba 1.5 ft

7.1.2. Altura de succión de la bomba 1.5 ft

7.2 Descarga

7.2.1 Altura de descarga de la bomba 1.5 ft

7.2.2 Altura de descarga de la línea 21.5 ft

8.0 Calculo de la presión de succión y descarga requerida--
para la bomba ,

8.1 Evaluación

8.1.1 DESCARGA

LINEA	$\Delta P/100'$	L eq.	ΔPL
3" P-106	1.83	15	0.2745
3" P-108	1.83	15	0.2745
3" P-111	1.83	105	1.9215
3" P-112	1.66	75	1.2450

$$\underline{\Delta PL} = 3.7155 \text{ PSI}$$

$$\Delta P_h = 20 \times \frac{69.35}{144} = 9.6320 \text{ PSI}$$

$$\Delta P_{Ac.} = 25.000 \text{ PSI}$$

$$\Sigma \Delta P_{DESCARGA} = 38.3475 \approx 39 \text{ PSI}$$

$$H_{DESCARGA} = 79.626 \approx 80 \text{ ft.}$$

8.1.2. SUCCION

LINEA	$\Delta P/100'$	L eq.	ΔPL
3" P-105	0.5	50	0.25 PSI

$$* \text{ Factor de conversión } P-H = \frac{144}{e} = \frac{144}{69.35} = 2.08$$

8.2 SIMARTO

Presión de succión 0.25 PSI

Presión de descarga 39.0 PSI

ΔP bomba 38.75 PSI

Head 79 ft

9.0 Cálculo de NPSH

$$NPSH = (1.5 - 1.5) + \frac{10.6 - 0}{69.35} \times 144 - 0.52 = 21.5 \text{ft}$$

10.0 Especificacion General simplificada

(ver hoja anexa)

ESPECIFICACIONES DE PROCESO PARA EL EQUIPO DE BOMBEO		
Proceso diseñado por	Planta REC. GLICOL	
Revisado por	Espec. Núm.	
Fecha	1979	Portada Núm. B-1 A/B
GENERALES		
Servicio	ALIMENTACION DE GLICOL AGOTADO	
Núm. necesario de bombas	En uso regular	1
	como reserva	1
NECESIDADES DEL PROCESO POR BOMBA		
Fluido bombeado	GLICOL AGOTADO	
Clase de fluido	Corrosivo o no corrosivo	NO
	Compuestos corrosivos	—
	Sólidos (cualesquiera)	—
Gasto bombeado (GPM) a 60°F y 760 mm	119 GPM	
Densidad a 60°F y 760 mm	69.35 lb/cf	
Temperatura de bombeo	41°F	
Viscosidad, centipoises a la temperatura de bombeo	8.5 cP	
CONDICIONES EN LA SUCCION (BOMBA)		
Presión	lb/plg ² (abs o man)	0.25 PSIG
Presión vapor a la temperatura de bombeo (abs o man)		0 PSIA
Densidad a la temperatura de bombeo y presión de succ.		69.35 lb/cf
Carga positiva neta arriba de presión vapor pies		21.5 ft
CONDICIONES EN LA DESCARGA (BOMBA)		
Presión	lb/plg ² (abs o man)	39 PSIG
Densidad a la temperatura de bombeo y presión succión		69.35 lb/cf
Capacidad a las condiciones de descarga		119 GPM
CONDICIONES DE DISEÑO		
Presión diferencial	lb/plg ²	38.75
	pies	79
Caballos potencia del líquido		80
Temperatura máxima	°F	80
Presión máxima de succión lb/plg ² (abs o man)		
ΔP máxima admisible en la bomba lb/plg ²		
OBSERVACIONES (Necesidades especiales de bombas o motores, etc.)		
Tipo recomendado de bomba	CENTRIFUGA	
Tipo de motor recomendado	TCCV	
Regular	/	
De reserva	/	
	POTENCIA.	5 HP

- 1.0 Identificación B-2 A/B
- 1.1 Cálculo de la bomba : BOMBA DE FONDOS
- 2.0 Líneas comunes a la succión y descarga de la bomba
- 2.1 Succión 16"-P-124
- 2.2 Descarga 12"-P-125 ; 10"-P-126 ; 10"-P-127 ; ½"-P-135
1½"-P-136 ; 3"-P-128
- 3.0 Interconexiones
- 3.1 Serie 12"-P-125 y 10"-P-126 y 10"-P-127 ; 12"-P-125 y 3"-P-128
12"-P-125 y ½"-P-135 ; ½"-P-135 y ½"-P-136
- 3.2 Paralelo ½"-P-135 y 3"-P-128 y 10"-P-106
- 4.0 Datos para el diseño
- 4.1 Flujo lb/hr
- 4.1.1 Primer corte *
- 4.1.2 Segundo corte *
- 4.2 Gasto GPM
- 4.2.1 Primer corte *
- 4.2.2 Segundo corte *
- 4.3 Temperatura de bombeo (T_B) °F
- 4.3.1 Primer corte *
- 4.3.2 Segundo corte *
- 4.4 Propiedades @ T_B
- 4.4.1 Primer corte
- 4.4.1.1 Densidad * lb/cf
- 4.4.1.2 Viscosidad * CTP
- 4.4.1.3 Presión de vapor * PSIA

4.4.2 Segundo corte

4.4.2.1 Densidad *lb/cf

4.4.2.2 Viscosidad * CTP

4.4.2.3 Presion de vapor * PSIA

5.0 Estimado de la longitud equivalente *

5.1 línea No. diametro in cedula *

5.2 Longitud equivalente

CONCEPTO	L:EQ.	CANT.	L.EQ. en la línea	
Longitud recta	*	*	*	*
Codo 90°				

Longitud equivalente total de la línea * ft

6.0 Accesorios e instrumentos

6.1 Línea No.	16" P-124	J-E-1
	10" P-126	C-2
	10" P-135	FICV y C-4

* VER HOJA ANEXA.

PRIMER CORTE.

LINEA	W (lb/Hr)	T _B (°F)	e (lb/cf)	Q (GPM)	ΔP/100'	L _{eq}	ΔP/L
16"-P-124	1 026 611	268	64.37	1988.26	0.112	24	0.027
12"-P-125	1 026 611	268	64.37	1988.26	0.351	20	0.063
10"-P-126	970 146	268	64.37	1878.90	0.752	20	0.150
10"-P-127	970 146	283	64.00	1889.76	0.747	54	0.404
3"-P-128	56 465	268	64.37	109.36	1.22	98	1.197

SEGUNDO CORTE.

LINEA	W (lb/Hr)	T _B (°F)	e (lb/cf)	Q (GPM)	ΔP/100'	L _{eq}	ΔP/L
16"-P-124	683 932	289	63.87	1334.95	0.052	24	0.013
12"-P-125	683 932	289	63.87	1334.95	0.160	20	0.032
10"-P-126	681 613	289	63.87	1330.42	0.384	20	0.077
10"-P-127	681 613	304	63.43	1339.66	0.382	54	0.208
½"-P-135	2319	289	63.87	4.53	9.7	26	2.522
½"-P-136	2319	104	64.12	4.51	9.63	65	6.260

CONCEPTO	P (PSI)
J E - 1	1
C - 2	10
FICV	10
C - 4	10

P Total de accesorios de la línea ~~1^{er} corte 21, 2^{do} corte 31~~ PSI

7.0 Presión Hidrostatica (P.H.) y cabeza hidrostatica
(H.H:)

7.1 Succión

7.1.1. Altura de alimentación a la bomba 17.5 ft

7.1.2. Altura de succión de la bomba 1.5 ft

7.2 Descarga

7.2.1 Altura de descarga de la bomba 2 ft

7.2.2 Altura de descarga de la línea 17 ft

8.0 Calculo de la presión de succión y descarga requerida--
para la bomba .

8.1 Evaluación

8.1.1 DESCARGA

PRIMER CORTE

$$\Delta P_L = 1.814 \text{ PSI}$$

$$\Delta P_{ACC.} = 21 \quad /$$

$$\Delta P_Z = 6.7 \quad /$$

$$\Sigma \Delta P = 29.514 \quad /$$

$$H_{DESCARGA} = 66 \text{ ft}$$

SEGUNDO CORTE

$$\Delta P_L = 9.099 \text{ PSI}$$

$$\Delta P_{ACC.} = 31 \quad /$$

$$\Delta P_Z = 4 \quad /$$

$$\Sigma \Delta P = 44.099 \quad /$$

$$H_{DESCARGA} = 99.43 \text{ ft}$$

8.1.2 SUCCION

$$\Delta P_L \text{ SUCCION } \text{APROX} = 0.$$

* Factor de conversión $P-H = \frac{144}{e} = \frac{144}{64.37} = 2.24$ (PRIMER CORTE)

$\frac{144}{63.87} = 2.25$ (SEGUNDO CORTE)

8.2 SIMARTO.

Presión de succión	0	PSI
Presión de descarga	44	PSI
ΔP bomba	44	PSI
Head	100	ft

9.0 Cálculo de NPSH

$$NPSH = (12.5 - 1.5) + \frac{1.55 - 1.55}{64.37} \times 144 - 0.25 = 10.75 \text{ ft PRIMER CORTE.}$$

$$NPSH = (12.5 - 1.5) + \frac{2.32 - 2.32}{63.87} \times 144 - 0.12 = 10.88 \text{ ft SEGUNDO CORTE.}$$

10.0 Especificacion General simplificada

(ver hoja anexa)

ESPECIFICACIONES DE PROCESO PARA EL EQUIPO DE BOMBEO		
Proceso diseñado por	Planta	REC. GLICOL
Revisado por	Espec. Núm.	
Fecha	Portada Núm.	B-2 A/B
GENERALES		
Servicio	RECIRCULACION DE FONDOS DE COLUMNA	
Núm. necesario de bombas	En uso regular como reserva	1 1
NECESIDADES DEL PROCESO POR BOMBA		
Fluido bombeado	GLICOLICO	
Clase de fluido	Corrosivo o no corrosivo	NO
	Compuestos corrosivos Sólidos (cualquiera)	-
Gasto bombeado GPM a 60°F y 760 mm	1988 GPM	
Densidad a 60°F y 760 mm	64.37 lb/cf	
Temperatura de bombeo °F	268 °F	
Viscosidad, centipoises a la temperatura de bombeo	1.3 CTP	
CONDICIONES EN LA SUCCION (BOMBA)		
Presión lb/plg ² (abs o man)	0 PSIG	
Presión vapor a la temperatura de bombeo (abs o man)	1.55 PSIA	
Densidad a la temperatura de bombeo y presión de succ.	64.37 lb/cf	
Carga positiva neta arriba de presión vapor pies	10.75 FE	
CONDICIONES EN LA DESCARGA (BOMBA)		
Presión lb/plg ² (abs o man)	44 PSIG	
Densidad a la temperatura de bombeo y presión succión	64.37 lb/cf	
Capacidad a las condiciones de descarga	1988 GPM	
CONDICIONES DE DISEÑO		
Presión diferencial lb/plg ² pies	44 PSIG 100 FE	
Caballos potencia del líquido	289 HP	
Temperatura máxima °F		
Presión máxima de succión lb/plg ² (abs o man)		
SP máxima admisible en la bomba lb/plg ²		
OBSERVACIONES		
(Necesidades especiales de bombas o motores, etc.)		
Tipo recomendado de bomba	CENTRIFUGA	
Tipo de motor recomendado	TCCV	
Regular		
De reserva		
POTENCIA		100 HP

1.0	Identificación	B-3 A/B	
1.1	Cálculo de la bomba	BOMBA DE GLICOL AGOTADO SECO	
2.0	Líneas comunes a la succión y descarga de la bomba		
2.1	Succión	1 1/2" - P-109	
2.2	Descarga	1 1/2" - P-110 ; 3" - P-111 ; 3" - P-112	
3.0	Interconexiones		
3.1	Serie	1 1/2" - P-110 y 3" - P-111 y 3" - P-112	
3.2	Paralelo	3" - P-108	
4.0	Datos para el diseño		
4.1	Flujo		lb/hr
4.1.1	Primer corte		
4.1.2	Segundo corte		13175
4.2	Gasto		GPM
4.2.1	Primer corte		
4.2.2	Segundo corte		23.43
4.3	Temperatura de bombeo (T _B)		°F
4.3.1	Primer corte		
4.3.2	Segundo corte		41
4.4	Propiedades @ T _B		
4.4.1	Primer corte		
4.4.1.1	Densidad		lb/cf
4.4.1.2	Viscosidad		CTP
4.4.1.3	Presión de vapor		PSIA

4.4.2 Segundo corte

4.4.2.1 Densidad 70.109 lb/cf

4.4.2.2 Viscosidad 43 CIP

4.4.2.3 Presion de vapor 20 PSIA

5.0 Estimado de la longitud equivalente

5.1 línea No. 1/2" P-109 diametro 1/2 in cedula 40

5.2 Longitud equivalente (ESTIMADA COMO I.S DE LA LONGITUD RECTA)

CONCEPTO	L:EQ.	CANT.	L.EQ. en la línea
Longitud recta	1.5	10	15 1/2"-P-109
"	1.5	17	26 1/2"-P-110
"	1.5	70	105 3"-P-111
"	1.5	50	75 3"-P-112

Longitud equivalente total de la línea 206 ft

6.0 Accesorios e instrumentos

6.1 Línea No.

1/2"-P-110 FICV-102

3"-P-112 FICV-101

3"-P-111 C-1

CONCEPTO	ΔP (PSI)
FICV-102	10
FCV-101	5
C-1	10
P Total de accesorios de la línea	25 PSI
7.0 Presión Hidrostática (P.H.) y cabeza hidrostática (H.H:)	
7.1 Succión	
7.1.1. Altura de alimentación a la bomba	1.5 ft
7.1.2. Altura de succión de la bomba	1.5 ft
7.2 Descarga	
7.2.1 Altura de descarga de la bomba	1.5 ft
7.2.2 Altura de descarga de la línea	21.5 ft
8.0 Calculo de la presión de succión y descarga requerida-- para la bomba ,	
8.1 Evaluación	
8.1.1 DESCARGA	

$$\Delta P_L = 0.157 \text{ PSI}$$

$$\Delta P_{DCC.} = 25.00 \text{ PSI}$$

$$\Delta P_E = 9.74 \text{ PSI}$$

$$\Sigma \Delta P = 34.897 \text{ PSI}$$

$$H_{TOT} = 71.68 \text{ ft}$$

8.1.2 SUCCIÓN

$$\Delta P_L = 0.033 \text{ PSI} \approx 0$$

$$* \text{ Factor de conversión } P-H = \frac{144}{e} = \frac{144}{70.109} = 2.05$$

8.2 SUMARIO

Presion de succión 0 PSI

Presión de descarga 34.897 PSI

ΔP bomba 35 PSI

Head 72 ft

9.0 Cálculo de NPSH

$$NPSH = (1.5 - 1.5) + \frac{10.6 - 0}{70.109} \times 144 - 0.067 = 21.7 \text{ ft}$$

10.0 Especificacion General simplificada

(ver hoja anexa)

ESPECIFICACIONES DE PROCESO PARA EL EQUIPO DE BOMBEO	
Proceso diseñado por	Planta REC. GLICOL
Revisado por	Espec. Núm.
Fecha	Portada Núm. B-3A/B
GENERALES ALIMENTACION DE	
Servicio	GLICOL AGOTADO - SECO
Núm. necesario de bombas	En uso regular como reserva 1
NECESIDADES DEL PROCESO POR BOMBA	
Fluido bombeado	GLICOLICO
Clase de fluido	Corrosivo o no corrosivo Compuestos corrosivos Sólidos (enalgatera)
Gasto bombeado GPM a 60°F y 760 mm	23.5 GPM
Densidad a 60°F y 760 mm	70.1 lb/cf
Temperatura de bombeo	41°F
Viscosidad, centipoises a la temperatura de bombeo	43
CONDICIONES EN LA SUCCION (BOMBA)	
Presión	lb/plg ² (abs o man) 0
Presión vapor a la temperatura de bombeo (abs o man)	0 PSIA
Densidad a la temperatura de bombeo y presión de succ.	70.1 lb/cf
Carga positiva neta arriba de presión vapor pies	21.7 ft
CONDICIONES EN LA DESCARGA (BOMBA)	
Presión	lb/plg ² (abs o man) 35 PSIG
Densidad a la temperatura de bombeo y presión succión	70.1 lb/cf
Capacidad a las condiciones de descarga	23.5 GPM
CONDICIONES DE DISEÑO	
Presión diferencial	lb/plg ² pies 35
Caballos potencia del líquido	72
Temperatura máxima	°F
Presión máxima de succión lb/plg ² (abs o man)	
ΔP máxima admisible en la bomba lb/plg ²	
OBSERVACIONES	
(Necesidades especiales de bombas o motores, etc.)	
Tipo recomendado de bomba	CENTRIFUGA
Tipo de motor recomendado	TCCV
Regular	
De reserva	
POTENCIA	1.5 HP

- 1.0 Identificación B-4 A/B
- 1.1 Cálculo de la bomba BOMBA DE CONDENSADOS.
- 2.0 Líneas comunes a la succión y descarga de la bomba
- 2.1 Succión 2"-P-117
- 2.2 Descarga 1/2"-P-118; 3/4"-P-119; 1"-P-120; 3/4"-P-123
1"-P-121; 1"-P-122
- 3.0 Interconexiones
- 3.1 Serie 1/2"-P-118 y 3/4"-P-119; 1/2"-P-118 y 1"-P-120; 1"-P-120
y 1"-P-121 y 1"-P-122 y 3/4"-P-123
- 3.2 Paralelo 3/4"-P-119 y 1"-P-120
- 4.0 Datos para el diseño
- 4.1 Flujo lb/hr
- 4.1.1 Primer corte *
- 4.1.2 Segundo corte *
- 4.2 Gasto GPM
- 4.2.1 Primer corte *
- 4.2.2 Segundo corte *
- 4.3 Temperatura de bombeo (T_B) °F
- 4.3.1 Primer corte 107
- 4.3.2 Segundo corte 104
- 4.4 Propiedades @ T_B
- 4.4.1 Primer corte
- 4.4.1.1 Densidad 55.276 lb/cf
- 4.4.1.2 Viscosidad 0.535 CTP
- 4.4.1.3 Presión de vapor 0.773 PSIA

* VER HOJA ANEXA

4.4.2 Segundo corte

4.4.2.1 Densidad 68.54 lb/cf

4.4.2.2 Viscosidad 9.8 CTP

4.4.2.3 Presion de vapor 1.547 PSIA

5.0 Estimado de la longitud equivalente

5.1 línea No. ** diametro * in cedula 20.

5.2 Longitud equivalente (ESTIMADA COMO 1.5 DE LA)
LONGITUD RECTA

CONCEPTO	L.EQ.	CANT.	L.EQ. en la línea	**
Longitud recta	1.5	20	30	2" P-117
"	1.5	10	15	1 1/2" P-118
"	1.5	40	60	3/4" P-119
"	1.5	40	60	1" P-120
"	1.5	40	60	3/4" P-123
"	1.5	10	15	1" P-121

Longitud equivalente total de la línea ft

6.0 Accesorios e instrumentos

6.1 Línea No.

3/4" - P-119	FCV
1" - P-120	PCV
1" - P-121	LCV
1" - P-122	LCV

PRIMER CORTE

LINEA	W (lb/Hr.)	Q (GPM)	$\Delta P/100'$	$\Delta P/100' \times L \text{ eq.}$
2" - P-117	5941	13.4	0.12	0.036
1 1/2" - P-118	5941	13.4	0.43	0.065
3/4" - P-119	166	0.38	0.015	0.009
1" - P-120	5775	13.02	3.23	1.938
3/4" - P-123	5775	13.02	14.11	8.466

SEGUNDO CORTE.

LINEA	W (lb/Hr.)	Q (GPM)	$\Delta P/100'$	$\Delta P/100' \times L \text{ eq.}$
2" - P-117	16 284	32.68	1.31	0.393
1 1/2" - P-118	16 284	32.68	4.31	0.6465
3/4" - P-119	5428	10.89	12.55	7.93
1" - P-120	10 856	21.79	11.33	6.798
1" - P-121	10 856	21.79	16.77	2.5155

CONCEPTO	ΔP (PSI)
FICV	10 PSI
PCV	DIFERENCIAL ***
LCV	2 PSI

ΔP Total de accesorios de la línea PSI

7.0 Presión Hidrostática (P.H.) y cabeza hidrostática
(H.H.)

7.1 Succión

7.1.1. Altura de alimentación a la bomba 21.5 ft

7.1.2. Altura de succión de la bomba 1.5 ft

7.2 Descarga

7.2.1. Altura de descarga de la bomba 1.5 ft

7.2.2. Altura de descarga de la línea 36 ft

8.0 Cálculo de la presión de succión y descarga requerida--
para la bomba .

8.1 Evaluación

8.1.1 PRIMER CORTE.

a) Considerando el recorrido por 3/4" - P-119

$$\Delta P_L = 0.074$$

$$\Delta P_{acc.} = 10$$

$$\Delta P_Z = 13.243$$

$$\Delta P_{TOTAL} = 23.317 \text{ PSI}$$

b) Considerando el recorrido por 1" - P-120

$$\Delta P_L = 10.469$$

$$\Delta P_{acc.} = 2$$

$$\Delta P_Z = 4.222$$

$$\Delta P_{TOTAL} = 16.691 \text{ PSI}$$

$$\Delta P_{DIF.} = 6.626 \text{ PSI}$$

8.1.2 SEGUNDO CORTE.

a) Considerando el recorrido por 3/4" - P-119

$$\Delta P_L = 8.1765$$

$$\Delta P_{acc.} = 10$$

$$\Delta P_Z = 16.43$$

$$\Delta P_{TOTAL} = 34.6065 \text{ PSI}$$

b) Considerando el recorrido por 1" - P-120

$$\Delta P_L = 9.96$$

$$\Delta P_{acc.} = 2$$

$$\Delta P_Z = 5.24$$

$$\Delta P_{TOTAL} = 17.2 \text{ PSI}$$

$$\Delta P_{DIF.} = 17.4065 \text{ PSI}$$

*** Esta ΔP diferencial deberá ser igual a la diferencia de presión existente entre las líneas 3/4" P-119 y 1" P-120 debido a que son complementarias.

* Factor de conversión $P-H = \frac{144}{e} = \frac{144}{55.276} = 2.61$ PRIMER CORTE
 $\frac{144}{68.548} = 2.1$ SEGUNDO CORTE

8.2 SUMARIO

Presión de succión	0	PSI
Presión de descarga	35	PSI
ΔP bomba	35	PSI
Head	73.5	ft

9.0 Cálculo de NPSH

$$NPSH = (21.5 - 1.5) + \frac{0.773 - 0.773}{55.276} \times 144 - 0.09 = 19.9 \text{ ft PRIMER CORTE}$$

$$NPSH = (21.5 - 1.5) + \frac{1.347 - 1.347}{68.548} \times 144 - 0.82 = 19.18 \text{ ft SEGUNDO CORTE}$$

10.0 Especificación General simplificada

(ver hoja anexa)

ESPECIFICACIONES DE PROCESO PARA EL EQUIPO DE BOMBEO		
Proceso diseñado por	Planta	REC. DE GLICOL
Revisado por	Espec. Núm.	
Fecha	Portada Núm.	B 4 A/B
GENERALES		
Servicio	BOMBA DE CONDENSADOS	
Núm. necesario de bombas	En uso regular	1
	como reserva	1
NECESIDADES DEL PROCESO POR BOMBA		
Fluido bombeado	GLICOL	
Clase de fluido	Corrosivo o no corrosivo	NO
	Compuestos corrosivos	=
	Sólidos (cualquiera)	=
Gasto bombeado G/H a 60°F y 760 mm	32.7 GPM	
Densidad a 60°F y 760 mm	68.548 lb/cf	
Temperatura de bombeo	104 °F	
Viscosidad, centipoises a la temperatura de bombeo	9.8	
CONDICIONES EN LA SUCCION (BOMBA)		
Presión	lb/plg ² (abs o man)	0 PSIA
Presión vapor a la temperatura de bombeo (abs o man)		68.548 lb/cf
Densidad a la temperatura de bombeo y presión de succ.		20 FE
Carga positiva neta arriba de presión vapor pies		
CONDICIONES EN LA DESCARGA (BOMBA)		
Presión	lb/plg ² (abs o man)	35 PSIG
Densidad a la temperatura de bombeo y presión succión		68.548 lb/cf
Capacidad a las condiciones de descarga		33 GPM
CONDICIONES DE DISEÑO		
Presión diferencial	lb/plg ²	35 PSIG
	pies	74 FE
Caballos potencia del líquido		
Temperatura máxima	°F	107 °F
Presión máxima de succión lb/plg ² (abs o man)		
ΔP máxima admisible en la bomba lb/plg ²		
OBSERVACIONES		
(Necesidades especiales de bombas o motores, etc.)	CONSTRUCCION EN AC. INOX. T-304 L	
Tipo recomendado de bomba	CENTRIFUGA	
Tipo de motor recomendado	A PRUEBA DE EXPLOSION	
Regular		
De reserva		
POTENCIA	1.5 HP	

- 1.0 Identificación B-S
- 1.1 Cálculo de la bomba, BOMBA DE METANOL
- 2.0 Líneas comunes a la succión y descarga de la bomba
 - 2.1 Succión 3" P-133
 - 2.2 Descarga 3" P-134
- 3.0 Interconexiones
 - 3.1 Serie
 - 3.2 Paralelo
- 4.0 Datos para el diseño
 - 4.1 Flujo lb/hr
 - 4.1.1 Primer corte *
 - 4.1.2 Segundo corte
 - 4.2 Gasto GPM
 - 4.2.1 Primer corte *
 - 4.2.2 Segundo corte
 - 4.3 Temperatura de bombeo (T_B) °F
 - 4.3.1 Primer corte
 - 4.3.2 Segundo corte 107°F
 - 4.4 Propiedades @ T_B
 - 4.4.1 Primer corte
 - 4.4.1.1 Densidad 55.276 lb/cf
 - 4.4.1.2 Viscosidad 0.535 CTP
 - 4.4.1.3 Presión de vapor 20 PSIA

- 4.4.2 Segundo corte
 - 4.4.2.1 Densidad lb/cf
 - 4.4.2.2 Viscosidad CTP
 - 4.4.2.3 Presión de vapor PSIA
- 5.0 Estimado de la longitud equivalente
- 5.1 línea No. * diámetro 3" in cedula *
- 5.2 Longitud equivalente

CONCEPTO	L:EQ.	CANT.	L.EQ. en la línea
----------	-------	-------	-------------------

Longitud recta

Codo 90°

UNICAMENTE SE CONSIDERARÁ QUE EL FLUIDO
ATAVESARÁ LA MANGUERA

Longitud equivalente total de la línea	ft
----------------------------------------	----

6.0 Accesorios e instrumentos

6.1 Línea No.

$$* \text{ Factor de conversión } P-H = \frac{144}{e} = \frac{144}{55,276} = 2.605$$

8.2 SIMARTO

Presion de succión 0 PSI

Presión de descarga 32 PSI

Δ P bomba 32 PSI

Head 84 ft

9.0 Cálculo de NPSH

$$NPSH = (1.5 - 1.5) + \frac{10.6 - 0}{55.276} \times 144 - 0 = 27 \text{ ft}$$

10.0 Especificación General simplificada

(ver hoja anexa)

ESPECIFICACIONES DE PROCESO PARA EL EQUIPO DE BOMBEO		
Proceso diseñado por	Planta	REC. DE GLICOL
Revisado por	Espec. Núm.	
Fecha	Portada Núm.	B-5
GENERALES		
Servicio	CARGA DE MEZCLA METANOL - AGUA	
Núm. necesario de bombas	En uso regular como reserva	1
NECESIDADES DEL PROCESO POR BOMBA		
Fluido bombeado	MOH-H ₂ O MEZCLA 50%	
Clase de fluido	Corrosivo o no corrosivo	NO
	Compuestos corrosivos Sólidos (cualesquiera)	-
Gasto bombeado (GPM) a 60°F y 760 mm	14.5 GPM	
Densidad a 60°F y 760 mm	SS. 3 lb/GF	
Temperatura de bombeo	107°F	
Viscosidad, centipoises a la temperatura de bombeo	0.5 CTP	
CONDICIONES EN LA SUCCION (BOMBA)		
Presión	lb/plg ² (abs o man)	0 PSIG
Presión vapor a la temperatura de bombeo (abs o man)		~0 PSIG
Densidad a la temperatura de bombeo y presión de succ.		SS. 3 lb/GF
Carga positiva neta arriba de presión vapor pies		27 FT
CONDICIONES EN LA DESCARGA (BOMBA)		
Presión	lb/plg ² (abs o man)	32 PSIG
Densidad a la temperatura de bombeo y presión succión		SS. 3 lb/GF
Capacidad a las condiciones de descarga		14.5 GPM
CONDICIONES DE DISEÑO		
Presión diferencial	lb/plg ² pies	32 PSIG 84 FT
Caballos potencia del líquido		
Temperatura máxima	°F	107
Presión máxima de succión lb/plg ² (abs o man)		
ΔP máxima admisible en la bomba lb/plg ²		
OBSERVACIONES		
(Necesidades especiales de bombas o motores, etc.)		
Tipo recomendado de bomba	CENTRIFUGA	
Tipo de motor recomendado	TCCV	
Regular	-	
De reserva	-	
POTENCIA	3/4 HP	

1.0	Identificación	B-6
1.1	Cálculo de la bomba	BOMBA DE GLICOL RECUPERADO
2.0	Líneas comunes a la succión y descarga de la bomba	
2.1	Succión	3"-P-129
2.2	Descarga	1½"- P-130 ; 1½"- P-139
3.0	Interconexiones	
3.1	Serie	
3.2	Paralelo	1½"- P-130 y 1½"-P-139
4.0	Datos para el diseño	
4.1	Flujo	lt/hr
4.1.1	Primer corte	
4.1.2	Segundo corte	27140
4.2	Gasto	GPM
4.2.1	Primer corte	
4.2.2	Segundo corte	49.36
4.3	Temperatura de bombeo (T_B)	°F
4.3.1	Primer corte	
4.3.2	Segundo corte	104
4.4	Propiedades @ T_B	
4.4.1	Primer corte	
4.4.1.1	Densidad	lb/cf
4.4.1.2	Viscosidad	CTP
4.4.1.3	Presión de vapor	PSIA

4.4.2 Segundo corte

4.4.2.1 Densidad 68.548 lb/cf

4.4.2.2 Viscosidad 9.8 CTP

4.4.2.3 Presion de vapor ≈ 0 PSIA

5.0 Estimado de la longitud equivalente

5.1 línea No. * diámetro * in cedula 10

5.2 Longitud equivalente (ESTIMADA COMO 1.5 DE LA LONGITUD RECTA)

CONCEPTO	L:EQ.	CANT.	L.EQ. en la línea	
Longitud recta	1.5	7	10	3"-P-129
"	1.5	50	75	1½"-P-130
"	1.5	80	120	1½"-P-139

Longitud equivalente total de la línea ft

6.0 Accesorios e instrumentos

6.1 Línea No.

CONCEPTO

 ΔP (PSI) ΔP Total de accesorios de la línea

PSI

7.0 Presión Hidrostática (P.H.) y cabeza hidrostática
(H.H:)

7.1 Succión

7.1.1. Altura de alimentación a la bomba 1.5 ft

7.1.2. Altura de succión de la bomba 1.5 ft

7.2 Descarga

7.2.1 Altura de descarga de la bomba 1.5 ft PRIMER Y SEGUNDO CORTE

7.2.2 Altura de descarga de la línea 16.5 ft PRIMER CORTE
19.5 ft SEGUNDO CORTE

8.0 Calculo de la presión de succión y descarga requerida--
para la bomba ,

8.1 Evaluación

8.1.1 SUCCIÓN $\Delta P_L = 0.049$ PSI

8.1.2 DESCARGA CONSIDERANDO EL RECORRIDO POR 1 1/2" P-130

$$\Delta P_L = 75 \times 9.65 = 7.24 \text{ PSIG}$$

$$\Delta P_z = 15 \times 1/2.1 = 7.14 \text{ PSIG}$$

$$\Delta P_{TOT} = 14.38 \text{ PSIG}$$

DESCARGA CONSIDERANDO EL RECORRIDO POR 1 1/2" P-139

$$\Delta P_L = 120 \times 9.65 = 11.58 \text{ PSIG}$$

$$\Delta P_z = 18 \times 1/2.1 = 8.57 \text{ PSIG}$$

$$\Delta P_{TOT} = 20.15 \text{ PSIG.}$$

$$* \text{ Factor de conversión } P-H = \frac{144}{e} = \frac{144}{68.548} = 2.1$$

8.2 SIMARTO

Presión de succión - 0.05 PSI

Presión de descarga 20.15 PSI

ΔP bomba 21 PSI

Head 45 ft

9.0 Cálculo de NPSH

$$NPSH = (1.5 - 1.5) + \frac{10.6 - 0}{68.548} \times 144 - 0.4 = 21 \text{ ft}$$

10.0 Especificación General simplificada

(ver hoja anexa)

**ESPECIFICACIONES DE PROCESO
PARA EL EQUIPO DE BOMBEO**

Proceso diseñado por _____ Planta **REC. DE GLICOL**
 Revisado por _____ Espec. Núm. _____
 Fecha _____ Portada Núm. **B-6**

GENERALES

Servicio **BOMBA DE GLICOL
RECUPERADO**

Núm. necesario de bombas **1**
 En uso regular como reserva

NECESIDADES DEL PROCESO POR BOMBA

Fluido bombeado **GLICOL**
 Clase de fluido **NO**
 Corrosivo o no corrosivo
 Compuestos corrosivos
 Sólidos (cualquiera)
 Gasto bombeado G/11 a 60°F y 760 mm **49.36 GPM**
 Densidad a 60°F y 760 mm **68.548 lb/cf**
 Temperatura de bombeo **104 °F**
 Viscosidad, centipoises a la temperatura de bombeo **9.8**

CONDICIONES EN LA SUCCION (BOMBA)

Presión **0 PSIG**
 lb/plg² (abs o man)
 Presión vapor a la temperatura de bombeo (abs o man) **0 PSIA**
 Densidad a la temperatura de bombeo y presión de succ. **68.548 lb/cf**
 Carga positiva neta arriba de presión vapor pies **21**

CONDICIONES EN LA DESCARGA (BOMBA)

Presión **21 PSIG**
 lb/plg² (abs o man)
 Densidad a la temperatura de bombeo y presión succión **68.548 lb/cf**
 Capacidad a las condiciones de descarga **49.36**

CONDICIONES DE DISEÑO

Presión diferencial **21**
 lb/plg²
 Caballos potencia del líquido **45**
 pies
 Temperatura máxima **104 °F**
 Presión máxima de succión lb/plg² (abs o man) **0**
 ΔP máxima admisible en la bomba lb/plg² **21**
 MDA

OBSERVACIONES

(Necesidades especiales de bombas o motores, etc.) **CONSTRUCCION EN AC. INOX.**
 Tipo recomendado de bomba **T-304L CENTRIFUGA**
 Tipo de motor recomendado **A PRUEBA DE EXPLOSION**
 Regular
 De reserva

POTENCIA

1.5 HP

1.0	Identificación	B-7
1.1	Cálculo de la bomba	BOMBA DE GLICOL
2.0	Lineas comunes a la succión y descarga de la bomba	
2.1	Succión	P-131
2.2	Descarga	P-132
3.0	Interconecciones	
3.1	Serie	
3.2	Paralelo	
4.0	Datos para el diseño	
4.1	Flujo	lb/hr
4.1.1	Primer corte	
4.1.2	Segundo corte	40710
4.2	Gasto	GPM
4.2.1	Primer corte	
4.2.2	Segundo corte	74.04
4.3	Temperatura de bombeo (T_B)	$^{\circ}F$
4.3.1	Primer corte	
4.3.2	Segundo corte	104
4.4	Propiedades @ T_B	
4.4.1	Primer corte	
4.4.1.1	Densidad	lb/cf
4.4.1.2	Viscosidad	CTP
4.4.1.3	Presión de vapor	PSIA

4.4.2 Segundo corte

4.4.2.1 Densidad 68.548 lb/cf

4.4.2.2 Viscosidad 9.8 CTP

4.4.2.3 Presion de vapor ~ 0 PSIA

5.0 Estimado de la longitud equivalente

5.1 línea No. P-131,132 diámetro 2 in cedula 10

5.2 Longitud equivalente (ESTIMADA COMO 1.5 DE LA LONGITUD RECTA.)

CONCEPTO	L.EQ.	CANT.	L.EQ. en la línea
Longitud recta	1.5	10.0	15 2" - P-131
"	1.5	300	450 2" - P-132

Longitud equivalente total de la línea 150 ft

6.0 Accesorios e instrumentos

6.1 Línea No.

CONCEPTO

 ΔP (PSI)

- ΔP Total de accesorios de la línea PSI
- 7.0 Presión Hidrostática (P.H.) y cabeza hidrostática (H.H.)
- 7.1 Succión
- 7.1.1. Altura de alimentación a la bomba 1.5 ft
- 7.1.2. Altura de succión de la bomba 1.5 ft
- 7.2 Descarga
- 7.2.1 Altura de descarga de la bomba 1.5 ft
- 7.2.2 Altura de descarga de la línea. 21.5 ft
- 8.0 Cálculo de la presión de succión y descarga requerida para la bomba ,
- 8.1 Evaluación
- 8.1.1 SUCCION
 $\Delta P_L = 15 \times 4.5 \div 100 = 0.675 \text{ PSIG}$
- 8.1.2 DESCARGA
 $\Delta P_L = 450 \times 4.5 \div 100 = 20.25 \text{ PSIG}$
 $\Delta P_2 = 20 \times 2.1 = 42 \text{ PSIG}$
 $\Delta P_{TOTAL} = 62.25 \text{ PSIG}$

$$* \text{ Factor de conversión } P-H = \frac{144}{e} = \frac{144}{68.548} = 2.1$$

8.2 SIMARTO

Presión de succión \rightarrow 0.7 PSI

Presión de descarga 62.3 PSI

ΔP bomba 60 PSI

Head 126 ft

9.0 Cálculo de NPSH

$$NPSH = (1.5 - 1.5) + \frac{10.6 \text{ m}}{68.548} \times 144 - 1.5 = 20 \text{ ft}$$

10.0 Especificación General simplificada

(ver hoja anexa)

ESPECIFICACIONES DE PROCESO PARA EL EQUIPO DE BOMBEO		
Proceso diseñado por		Planta REC. GLICOL
Revisado por		Espec. Núm.
Fecha		Portada Núm. B-7
GENERALES		
Servicio		BOMBA DE GLICOL
Núm. necesario de bombas	En uso regular como reserva	1
NECESIDADES DEL PROCESO POR BOMBA		
Fluido bombeado		GLICOL
Clase de fluido	Corrosivo o no corrosivo	NO
	Compuestos corrosivos	-
	Sólidos (cualquiera)	-
Gasto bombeado G, lit a 60°F y 760 mm		74.04 GPM
Densidad a 60°F y 760 mm		68.548 lb/cf
Temperatura de bombeo °F		104°F
Viscosidad, centipoises a la temperatura de bombeo		9.8
CONDICIONES EN LA SUCCION (BOMBA)		
Presión lb/plg ² (abs o man)		0 MAN.
Presión vapor a la temperatura de bombeo (abs o man)		0 ABS.
Densidad a la temperatura de bombeo y presión de succ.		68.548 lb/cf
Carga positiva neta arriba de presión vapor pies		20 FE
CONDICIONES EN LA DESCARGA (BOMBA)		
Presión lb/plg ² (abs o man)		60 PSIG
Densidad a la temperatura de bombeo y presión succión		68.548 lb/cf
Capacidad a las condiciones de descarga		70.04 GPM
CONDICIONES DE DISEÑO		
Presión diferencial	lb/plg ²	60
	pies	136
Caballos potencia del líquido		
Temperatura máxima °F		104°F
Presión máxima de succión lb/plg ² (abs o man)		60 MAN.
ΔP máxima admisible en la bomba lb/plg ²		60 MAN.
OBSERVACIONES		
(Necesidades especiales de bombas o motores, etc.)		CONSTRUCCION DE AC. INOX.
Tipo recomendado de bomba		T-304L
Tipo de motor recomendado		CENTRIFUGA
Regular		A PRUEBA DE
De reserva		EXPLOSION
POTENCIA		5 HP

1.0	Identificación	B-8	
1.1	Cálculo de la bomba	BOMBA DE RESIDUOS.	
2.0	Líneas comunes a la succión y descarga de la bomba		
2.1	Succión	3/4" - P-137	
2.2	Descarga	1/2" - P-138	
3.0	Interconexiones		
3.1	Serie		
3.2	Paralelo		
4.0	Datos para el diseño		
4.1	Flujo		lb/hr
4.1.1	Primer corte		
4.1.2	Segundo corte		1937
4.2	Gasto		GPM
4.2.1	Primer corte		
4.2.2	Segundo corte		3.52
4.3	Temperatura de bombeo (T_B)		$^{\circ}F$
4.3.1	Primer corte		
4.3.2	Segundo corte		104
4.4	Propiedades @ T_B		
4.4.1	Primer corte		
4.4.1.1	Densidad		lb/cf
4.4.1.2	Viscosidad		CTP
4.4.1.3	Presión de vapor		PSIA

4.4.2 Segundo corte

4.4.2.1 Densidad 68.548lb/cf

4.4.2.2 Viscosidad 9.8 CTP

4.4.2.3 Presion de vapor ~0 PSIA

5.0 Estimado de la longitud equivalente

5.1 línea No. * diámetro ψ in cedula 40

5.2 Longitud equivalente (EVALUADA COMO L.S DE LA LONGITUD RECTA)

CONCEPTO	L:EQ.	CANT.	L.FQ. en la línea	
Longitud recta	1. S	10	15	3/4"-P-137
"	1-S	100	150	1/2"-P-138

Longitud equivalente total de la línea 150 ft

6.0 Accesorios e instrumentos

6.1 Línea No.

CONCEPTO

 ΔP (PSI) ΔP Total de accesorios de la línea PSI

7.0 Presión Hidrostática (P.H.) y cabeza hidrostática
(H.H:)

7.1 Succión

7.1.1. Altura de alimentación a la bomba 1.5 ft

7.1.2. Altura de succión de la bomba 1.5 ft

7.2 Descarga

7.2.1 Altura de descarga de la bomba 1.5 ft

7.2.2 Altura de descarga de la línea 21.5 ft

8.0 Cálculo de la presión de succión y descarga requerida--
para la bomba .

8.1 Evaluación

8.1.1 SUCCIÓN:

$$\Delta P_L = 15 \times 0.13 \div 100 = 0.02 \text{ PSIG}$$

8.1.2 DESCARGA

$$\Delta P_L = 150 \times 0.22 \div 100 = 0.33 \text{ PSIG}$$

$$* \text{ Factor de conversión } P-H = \frac{144}{e} = \frac{144}{68.548} = 2.1$$

8.2 SUMARIO

Presión de succión -0.02 PSI

Presión de descarga 0.33 PSI

P bomba 1 PSI

Head 2.1 ft

9.0 Cálculo de NPSH

$$NPSH = (1.5 - 1.5) + \frac{10.6 - 0}{68.548} \times 144 - 0.05 = 22 \text{ ft}$$

10.0 Especificación General simplificada

(ver hoja anexa)

ESPECIFICACIONES DE PROCESO PARA EL EQUIPO DE BOMBEO	
Proceso diseñado por	Planta REC. GLICOL
Revisado por	Espec. Núm. B-8
Fecha	Portada Núm.
GENERALES	
Servicio	BOMBA DE RESIDUOS
Núm. necesario de bombas	En uso regular como reserva 1
NECESIDADES DEL PROCESO POR BOMBA	
Fluido bombeado	GLICOLAS ASO
Clase de fluido	Corrosivo o no corrosivo Compuestos corrosivos Sólidos (cualquiera)
Gasto bombeado G, ft a 60°F y 760 mm	3.52 GPM
Densidad a 60°F y 760 mm	68.548 lb/cf
Temperatura de bombeo °F	104 OF
Viscosidad, centipoises a la temperatura de bombeo	9.8
CONDICIONES EN LA SUCCION (BOMBA)	
Presión lb/plg ² (abs o man)	0 MAN.
Presión vapor a la temperatura de bombeo (abs o man)	0 ABS.
Densidad a la temperatura de bombeo y presión de succ.	68.548 lb/cf
Carga positiva neta arriba de presión vapor pies	22 ft
CONDICIONES EN LA DESCARGA (BOMBA)	
Presión lb/plg ² (abs o man)	10
Densidad a la temperatura de bombeo y presión succión	68.548 lb/cf
Capacidad a las condiciones de descarga	3.52 GPM
CONDICIONES DE DISEÑO	
Presión diferencial lb/plg ²	10
	pies 31
Caballos potencia del líquido	
Temperatura máxima °F	104
Presión máxima de succión lb/plg ² (abs o man)	0
ΔP máxima admisible en la bomba lb/plg ²	10
OBSERVACIONES	
(Necesidades especiales de bombas o motores, etc.)	CONSTRUCCION E.A.C. AL CARBON
Tipo recomendado de bomba	LOBULOS
Tipo de motor recomendado	TCCV.
Regular	
De reserva	
POTENCIA	1/4 HP

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

A N A L I S I S E C O N O M I C O

ANALISIS ECONOMICO.

1.0 GENERAL

En esta parte del trabajo se decidirá la factibilidad económica del proyecto mediante el análisis de los costos de inversión fija necesaria .

La inversión fija necesaria se determinará a partir del método de "factores por tipo de planta", basandose en el costo del equipo mayor .

1.1 BASES

Serán considerados los siguientes elementos que formarán las bases del análisis económico.

- 1.1.1 Cantidad de glicol agotado por procesar y cantidad de glicol recuperado.
La cantidad de glicol agotado por procesar será la mencionada en el " Balance de Materiales" calculado previamente; la cantidad de glicol recuperado será la cantidad de glicol purificado que se obtenga después del tratamiento de purificación; misma que ha sido mencionada en el balance citado
- 1.1.2 Las cantidades de servicios necesarios para la operación de la planta estan determinados por los balances calculados en el cuerpo del presente trabajo .
- 1.1.3 Los costos de los equipos de pailería requeridos, serán --- calculados con los metodos normales de estimación y costeo de las empresas que los fabrican; los precios de bombas y otros , seran estimados de los costos reportados en la literatura. Estos costos se incrementarán con un 5% por concepto de fletes.

- 1.1.4 Los costos de los servicios requeridos serán estimados de los datos reportados en la literatura para plantas del tipo de la que tratamos.
- 1.1.5 Los costos de operación adicionales serán estimados de datos promedio actuales generales para el país.
- 1.1.6 Los costos de erección y montaje de la planta así como su puesta en marcha serán estimados según la siguiente tabulación que expresa cada concepto como un porcentaje del costo del equipo mayor.

EQUIPO MAYOR	% Del costo del equipo mayor
	100
Instalaciones (Incluyendo aislamiento e instrumentación)	43
Tuberías (Incluyendo aislamiento)	86
Instalaciones Eléctricas	15
Edificios (incluyendo servicios)	35
Mejoras del terreno	10
Servicios Generales	50
Terreno	<u>60</u>

Costo físico total		345
Ingeniería y Construcción	65	
Costo directo de planta		410
Utilidad del contratista	29	
Contingencias (15% del costo directo)	62	
Inversión Fija Total		<u>501</u>

1.1.7 Base de análisis.

Se tomarán como base los gastos de operación de la batería de recuperación para un año de funcionamiento.

2.0 Costo de Equipo Mayor:

2.1 Equipos de proceso

2.1.1 Cambiadores de calor

IDENTIFICACION	COSTO (\$)	5% FLETE	T O T A L
C-1	<u>325 947</u>	<u>16 297.-</u>	<u>342 244.-</u>
C-2	<u>340 886</u>	<u>17 044.-</u>	<u>357 930.-</u>
C-3	<u>1558 891</u>	<u>77 945.-</u>	<u>1636 836.-</u>
C-4	<u>95 007</u>	<u>4 750.-</u>	<u>99 757.-</u>

Sub.Total \$ 2 436 767

2.1.2 Columna Rectificadora

IDENTIFICACION	COSTO (\$)	5% FLETE	TOTAL
R-1	<u>889550.-</u>	<u>44478.-</u>	<u>934028.-</u>
		Subtotal	<u>934028.-</u>

2.1.3 BOMBAS

IDENTIFICACION	COSTO	5% FLETE	TOTAL
B-1 A/B	<u>30000.-</u>	<u>1500.-</u>	<u>63000.-</u>
B-2 A/B	<u>450000.-</u>	<u>22500.-</u>	<u>945000.-</u>
B-3 A/B	<u>20000.-</u>	<u>1000.-</u>	<u>42000.-</u>
B-4 A/B	<u>22000.-</u>	<u>1100.-</u>	<u>46200.-</u>
B-5	<u>15000.-</u>	<u>750.-</u>	<u>15750.-</u>
B-6	<u>22000.-</u>	<u>1100.-</u>	<u>23100.-</u>
B-7	<u>65000.-</u>	<u>3250.-</u>	<u>68250.-</u>
B-8	<u>12000.-</u>	<u>600.-</u>	<u>12600.-</u>
		Subtotal	<u>1215900.-</u>

2.1.4 Tanques de Almacenamiento, Acumulados y Corte

IDENTIFICACION	COSTO	5% FLETE	TOTAL
T-1	<u>318294.-</u>	<u>15915.-</u>	<u>334209.-</u>
T-2	<u>318294.-</u>	<u>15915.-</u>	<u>334209.-</u>
T-3	<u>218294.-</u>	<u>10915.-</u>	<u>234209.-</u>
T-4	<u>96734.-</u>	<u>4837.-</u>	<u>101571.-</u>
T-5	<u>62608.-</u>	<u>3130.-</u>	<u>65738.-</u>
T-6	<u>95583.-</u>	<u>4779.-</u>	<u>100362.-</u>
T-7	<u>95583.-</u>	<u>4779.-</u>	<u>100362.-</u>
T-8	<u>222161.-</u>	<u>11108.-</u>	<u>233269.-</u>
T-9	<u>66674.-</u>	<u>3334.-</u>	<u>70008.-</u>
		Subtotal	<u>1673937.-</u>

2.2 Costo Total del equipo mayor:
Suma de los Subtotales de 2.1.1 a 2.1.4

TOTAL 6260 632.-

2.3 Costeo de equipos de pailería

COSTO DE TANQUES

EQUIPO: COLUMNA RECTIFICADORA

IDENTIFICACION: R-1

PARTE	MATERIAL REQUERIDO	CANTIDAD	PESO (KG)	PRECIO UNITARIO	COSTO TOTAL	H-H	C O S T O
Cuerpo	AC.A1 Car bón. A-285 -C	10 PL. 3/8" 4'x10' 10 PL. 3/8" 4'x12'	8448	13	109,824	1830	146,400
Tapas	AC.A1 Car- bón A-285- C	6 PL. 3/8" 4'x12' CONFORMADO DE 2 TAPAS.	2765	$\frac{13}{25}$	35,946 69,125	400	32,000
Platos	AC.Inoxid@ ble. A-312 T-304.	11 PLATOS	800	75	60,000	1300	104,000
Refuer- zos, Sq portes etc.	Acero al - Carbón -SA -36	SOLERA, ANGULO ETC.	500	13	6,500	80	6,400
Aisla- miento	Lana Mine- ral. 1/2" ESP.		270	40	10,800	35	2,800
Radio- grafias					13,200		
Boqui- llas.	Acero al - Carbón.	3 PLAS. 4" Ø		425	1,700	25	2,000
	Cuello A-- 285-C	2 PLAS. 14" Ø		8,600	17,200	35	2,800
	Brida A--- 285-C ó A-106	3 PLAS. 22" Ø		12,500	37,500	75	6,000

COSTO DE TANQUES

PARTE	MATERIAL REQUERIDO	CANTIDAD	PESO (KG)	PRECIO UNITARIO	COSTO TOTAL	H-H	C O S T O
Boqui- llas.	Acero Ino- xidable.						
	Cuello A- 312.	1 PZA. 45" ϕ		22,000	22,000	75	6,000
	T-304 ó - A-179 T- 304	1 PZA. 3/4" ϕ		215	215	3	240
	Brida A-- 312 T--- 304 ó For- ja.						
			<u>12,783</u>		<u>384,009</u>		<u>308,640</u>

Costo total de materiales	\$	384 009.-
Costo total de mano de obra	\$	308 640.-
*Costo de Pruebas	\$	12 000.-
**Costo de embalaje y embarque	\$	6 000.-
Subtotal (1)	\$	710 649.-
***Comisiones por ventas	\$	2 132.-
Subtotal (2)	\$	712 781.-
**** Gastos de Administración, In- geniería y utilidad	\$	142 556.-
Subtotal (3)	\$	855 337.-
***** Impuesto sobre ingresos mer- cantiles	\$	34 213.-
PRECIO TOTAL	\$	889 550.-

*Evaluado a \$1.50/Kg

**Evaluado a \$0.75/Kg

***Evaluado como un 0.3% del sub-
total (1)

****Evaluado como un 20% del sub-
total (2)

*****Evaluado como un 4% del subto-
tal (3)

NOTAS

(1) El concepto H-H incluye: Fabricación de la pieza y/o
ensamble en el conjunto.

(2) El Precio de la mano de obra incluye: Consumibles,--
M.O. directa y Gastos indirectos y es de \$ 80.00/H-H

COSTO DE TANQUES

EQUIPOS: TANQUES DE ALMACENAMIENTO DE GLICOL AGOTADO (2 PZAS)

TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE GLICOL AGOTADO SECO (1 PZA)

IDENTIFICACION: T-1, T-2 y T-3

PARTE	MATERIAL REQUERIDO	CANTIDAD	PESO (KG)	PRECIO UNITARIO	COSTO TOTAL	H-H	C O S T O
Cuerpo	Ac.al Car bon A-283 -C.	25 # 3/16" 6'x10'	5336	13	69,368	980	78,400
Tapa	Ac.al Car bon A-283 -C	5 # 3/16" 6'x10'	1068	13	13,884	215	17,200
Fondo	Ac.al Car bon A-283 -C	5 # 1/4" 6'x10'	1423	13	18,499	250	20,000
Angulo de Coronamien to.	Ac.al Car bon. A-36	50' x 1 1/2' x 1 1/2' x 3/8"	80	13	1,040	10	800
Refuerzo- de Tapas.	Ac.al Car bon A-36	60' [4" 5.4 #	150	13	1,950	25	2,000
Boquillas y REfuer- zos.	Ac.al Car bon; A-283 -C, A-106		<u>8057</u>		<u>8,500</u> 113,241	58	<u>4,640</u> 123,040

Costo total de materiales	\$	113 241.-
Costo total de mano de obra	\$	123 040.-
*Costo de Pruebas	\$	12 000.-
**Costo de embalaje y embarque	\$	6 000.-
Subtotal (1)	\$	254 281.-
***Comisiones por ventas	\$	763.-
Subtotal (2)	\$	255 044.-
**** Gastos de Administración, In- geniería y utilidad	\$	51 008.-
Subtotal (3)	\$	306 052
***** Impuesto sobre ingresos mer- cantiles	\$	12 242
PRECIO TOTAL	\$	318 294

- *Evaluado a \$1.50/Kg
- **Evaluado a \$0.75/Kg
- ***Evaluado como un 0.3% del sub-
total (1)
- ****Evaluado como un 20% del sub-
total (2)
- *****Evaluado como un 4% del subto-
total (3)

NOTAS

(1) El concepto H-H incluye: Fabricación de la pieza y/o ensamble en el conjunto.

(2) El precio de la mano de obra incluye: Consumibles,-- M.O. directa y Gastos indirectos y es de \$ 80.00/H-H

COSTO DE TANQUES.

EQUIPO: TANQUE ACUMULADOR DE CONDENSADOR

IDENTIFICACION: T-4

PARTE	MATERIAL REQUERIDO	CANTIDAD	PESO (KG)	PRECIO UNITARIO	COSTO TOTAL	H-H	C O S T O
Cuerpo	Acero Inoxidable A 312T-304.	2 4 ft 3/16" 3' x 6'	256	74	18,944	100	8,000
Tapas	Acero Inoxidable A 312T-304.	4 ft 1/4" 3' x 6'	340	100	34,000	75	6,000
Boquillas	Acero Inoxidable. Cuello. Tubo T-304 Brida T---304.	2 PZAS. 2" φ CED.40 ISO #		.820	1,640	8	640
Silletas y Soportes.	Acero al Carbono A-36	2 PZAS.	150	13	1,950	30	2,400
			<u>746</u>		<u>56,534</u>		<u>17,040</u>

332

Costo total de materiales	\$	56 534.-
Costo total de mano de obra	\$	17 040.-
*Costo de Pruebas	\$	1 120.-
**Costo de embalaje y embarque	\$	560.-
Subtotal (1)		\$ 75 254.-
***Comisiones por ventas	\$	2 258.-
Subtotal (2)		\$ 77 512.-
**** Gastos de Administración, In- geniería y utilidad	\$	15 502.-
Subtotal (3)		\$ 93 014.-
***** Impuesto sobre ingresos mer- cantiles	\$	3 720.-
PRECIO TOTAL		\$ 96 734.-

- *Evaluado a \$1.50/Kg
- **Evaluado a \$0.75/Kg
- ***Evaluado como un 0.3% del sub-
total (1)
- ****Evaluado como un 20% del sub-
total (2)
- *****Evaluado como un 4% del subto-
total (3)

NOTAS

- (1) El concepto H-H incluye: Fabricación de la pieza y/o
ensamble en el conjunto.
- (2) El precio de la mano de obra incluye: Consumibles,--
M.O. directa y Gastos indirectos y es de \$ 80.00/H-H

COSTO DE TANQUES

EQUIPO: ALMACENAMIENTO DE METANOL

IDENTIFICACION T-5

PARTE	MATERIAL REQUERIDO	CANTIDAD	PESO (KG)	COSTO UNITARIO	COSTO TOTAL	H-H	C O S T O
Cuerpo	Ac.al Carbón A-283-C	4 Pl 3/16" 5' x 12'	855	13	11,115	200	16,000
Tapa	Ac.al Carbón A-283-C	2 Pl 3/16" 4' x 8'	228	13	2,964	40	3,200
Fondo	Ac.al Carbón A-283-C	2 Pl 1/4" 4' x 8'	304	13	3,952	50	4,000
Angulo de Coronami- ento.	Ac.al Carbón A-36	24' x 1 1/2" x 1 1/2" x 3/8"	39	13	507	6	480
Refuerzos de Tapa.	Ac.al Carbón A-36	8' x 2 1/2" x 2 1/2" x 5/16"	19	13	247	5	400
Boquillas y Refuer- zos.					1,500	30	2,400
			<u>1445</u>		<u>20,285</u>		<u>26,480</u>

Costo total de materiales	\$	20285.-
Costo total de mano de obra	\$	26480.-
*Costo de Pruebas	\$	2168.-
**Costo de embalaje y embarque	\$	1084.-
Subtotal (1)		\$ 50 017.-
***Comisiones por ventas	\$	150.-
Subtotal (2)		\$ 50 167.-
**** Gastos de Administración, Ingeniería y utilidad	\$	10 033.-
Subtotal (3)		\$ 60 200.-
***** Impuesto sobre ingresos mercantiles	\$	2408.-
PRECIO TOTAL		\$ 62 608.-

- *Evaluado a \$1.50/Kg
- **Evaluado a \$0.75/Kg
- ***Evaluado como un 0.3% del sub-total (1)
- ****Evaluado como un 20% del sub-total (2)
- *****Evaluado como un 4% del sub-total (3)

NOTAS

(1) El concepto H-II incluye: Fabricación de la pieza y/o ensamble en el conjunto.

(2) El precio de la mano de obra incluye: Consumibles,-- M.O. directa y Gastos indirectos y es de \$ 80.00/H-H

COSTO DE TANQUES

EQUIPO: TANQUES DE ALMACENAMIENTO DE GLICOL RECUPERADO

IDENTIFICACION: T-6 y T-7 (2 PZAS)

PARTE	MATERIAL REQUERIDO	CANTIDAD	PESO (KG)	PRECIO UNITARIO	COSTO TOTAL	H-H	C O S T O
Cuerpo	Ac. Inoxidable A-- 312T-304	9 # 3/16" 4' x 10'	1282	13	16,666	275	22,000
Tapa	Ac. Inoxidable A-- 312T-304	2 # 3/16" 5' x 10'	356	13	4,628	75	6,000
Fondo	Ac. Inoxidable A-- 312T-304	2 # 1/4" 5' x 10'	475	13	6,175	90	7,200
Angulo de Coronamiento.	Ac. Al Carbón. A-36	30' # 1 1/2" x 1 1/2" x 3/8"	48	13	624	7	560
Refuerzos de Tapa	Ac. al Carbón A-36	20' # 3" 4 #	37	13	481	13	1,040
Boquillas y Refuerzos.					<u>3000</u>	38	<u>3,040</u>
			<u>2198</u>		31,574		39,840

336

Costo total de materiales	\$ 31574.-
Costo total de mano de obra	\$ 39840.-
*Costo de Pruebas	\$ 3297.-
**Costo de embalaje y embarque	\$ 1649.-
Subtotal (1)	\$ 76360.-
***Comisiones por ventas	\$ 229.-
Subtotal (2)	\$ 76589.-
**** Gastos de Administración, In- geniería y utilidad	\$ 15318.-
Subtotal (3)	\$ 91907.-
***** Impuesto sobre ingresos mer- cantiles	\$ 3676.-
PRECIO TOTAL	\$ 95583.-

*Evaluado a \$1.50/Kg

**Evaluado a \$0.75/Kg

***Evaluado como un 0.3% del sub-
total (1)

****Evaluado como un 20% del sub-
total (2)

*****Evaluado como un 4% del subto-
total (3)

NOTAS

(1) El concepto H-H incluye: Fabricación de la pieza y/o
ensamble en el conjunto.

(2) El precio de la mano de obra incluye: Consumibles,--
M.O. directa y Gastos indirectos y es de \$ 80.00/H-H

COSTO DE TANQUES

EQUIPO

IDENTIFICACION: T-8

PARTE	MATERIAL	CANTIDAD	PESO (KG)	PRECIO UNITARIO	COSTO TOTAL	H-H	C O S T O
Cuerpo	Ac.al Car boñ.A-283	5 p 3/16" 3x10'	534 <hr/> 2135	13	34,697	600	48,000
	-C.	10 p 3/16" 6x10'					
Tapa	Ac.al Car boñ.A-283	5 p 3/16" 6x10'	1067	13	13,871	200	16,000
	-C.						
Fondo	Ac.al Car boñ A-283	5 p 3/16" 6x10'	1423	13	18,499	250	20,000
	-C.						
Angulo de Coronami- ento.	Ac.al Car boñ.A-36	50' x 1 1/2" x 1 1/2" x 3/8"	80	13	1,040	10	800
Refuerzos de Tapas	Ac.Al Car boñ.A-36	60' [4" S.4 #	150	13	1,950	25	2,000
Boquillas y Refuer- zos.			<hr/> 5389		<hr/> 5,300	40	<hr/> 3,200

Costo total de materiales	\$ 75357.-
Costo total de mano de obra	\$ 90000.-
*Costo de Pruebas	\$ 8083.-
**Costo de embalaje y embarque	\$ 4042.-
Subtotal (1)	\$ 177482.-
***Comisiones por ventas	\$ 532.-
Subtotal (2)	\$ 178014.-
**** Gastos de Administración, In- geniería y utilidad	\$ 35603
Subtotal (3)	\$ 213617.-
***** Impuesto sobre ingresos mer- cantiles	\$ 8544.-
PRECIO TOTAL	\$ 222,161.-

*Evaluado a \$1.50/Kg

**Evaluado a \$0.75/Kg

***Evaluado como un 0.3% del sub-
total (1)

****Evaluado como un 20% del sub-
total (2)

*****Evaluado como un 4% del subto-
total (3)

NOTAS

(1) El concepto H-H incluye: Fabricación de la pieza y/o ensamble en el conjunto.

(2) El precio de la mano de obra incluye: Consumibles,-- M.O. directa y Gastos indirectos y es de \$ 80.00/H-H

COSTO DE TANQUES

EQUIPO: ALMACENAMIENTO DE METANOL

IDENTIFICACION T-9

PARTE	MATERIAL REQUERIDO	CANTIDAD	PESO (KG)	COSTO UNITARIO	COSTO TOTAL	H-H	C O S T O
Cuerpo	Ac.al Carbón A-283-C		1067	13	13871	200	16,000
Tapa	Ac.al Carbón A-283-C		228	13	2964	40	32,000
Fondo	Ac.al Carbón A-283-C		304	13	3952	50	4,000
Angulo de Coronami- ento.	Ac.al Carbón A-36		40	13	520	6	480
Refuerzos de Tapa.	Ac.al Carbón A-36		19	13	247	5	400
Boquillas y Refuer- zos.					1500	30	2,400
			<u>1,658</u>		<u>23,054</u>	<u>331</u>	<u>26,480</u>

Costo total de materiales	\$ 23 054.-
Costo total de mano de obra	\$ 26 480.-
*Costo de Pruebas	\$ 2 487.-
**Costo de embalaje y embarque	\$ 1 244.-

Subtotal (1)	\$ 53 265.-
----------------	-------------

***Comisiones por ventas	\$ 160
--------------------------	--------

Subtotal (2)	\$ 53 425.-
----------------	-------------

**** Gastos de Administración, In- geniería y utilidad	\$ 10 685
-----------------------------------------------------------	-----------

Subtotal (3)	\$ 64 110.-
----------------	-------------

***** Impuesto sobre ingresos mer- cantiles	\$ 2 564.-
------------------------------------------------	------------

PRECIO TOTAL	\$ 66 674.-
--------------	-------------

*Evaluado a \$1.50/Kg

**Evaluado a \$0.75/Kg

***Evaluado como un 0.3% del sub-
total (1)

****Evaluado como un 20% del sub-
total (2)

*****Evaluado como un 4% del subto-
total (3)

NOTAS

(1) El concepto H-H incluye: Fabricación de la pieza y/o
ensamble en el conjunto.

(2) El precio de la mano de obra incluye: Consumibles,--
M.O. directa y Gastos indirectos y es de \$ 80.00/H-H

COSTO DE CAMBIADORES DE CALOR

EQUIPO: PRECALENTADOR DE ALIMENTACION

IDENTIFICACION: C-1

PARTE	MATERIAL REQUERIDO	CANTIDAD	PESO (KG)	PRECIO UNITARIO	COSTO TOTAL	H-H	C o s t o
Espejos	Ac.al Carb. A-285-C	2 ϕ 2" 3'x3'	342	13	4,446	600	48,000
Bridas de Cierre.	Ac.al Carb. A-105	2 PZAS. 20" ϕ 300# S.O	296	16,360	32,720	50	4,000
Envolvente y Cabezales.	Ac.al Carb. A-106 c/c	14' 20" ϕ CED. 40	783	13	10,179	220	17,600
Tapa	Ac.al Carb. A-105	1 PZA. 20" ϕ ISO# B. 1 PZA. 20" ϕ ISO# S.O.	71	8,346	8,346	35	2,800
Bonete	Ac.al Carb. A-105	TAPON COP. 20" ϕ 300#	25	1,200	1,200	15	1,200
Tubos	Ac.al Carb. A-197.	2 2" TUBOS 3/4" ϕ M.B.W.G 8' LONG.	538	35 /	19,950	250	10,000
Mamparas	Ac.al Carb. A-285-C	1 ϕ 3/8" 3' x 10'	230	13	2,990	90	7,200
Tensores y Fundas	Cold.Rolled y Ac.al Carb A-106	72" RED. 3/8" 72" tubo 1/2" ϕ C.40	13	19	247	12	960
Silletas y Soportes	Ac.al Carb. Ac.al Carb. A-36	2 PZAS.	160	13	2,080	30	2,400
Empaques	Asbesto comprimido	3 PZAS. 1/8" 30" x 30"		750	2,250	5	400

COSTO DE CAMBIADORES DE CALOR

PARTE	MATERIAL REQUERIDO	CANTIDAD	PESO (KG)	PRECIO UNITARIO	COSTO TOTAL	H-H	C O S T O
Boquillas	Cuello Ac. al Carb. A- 106.	1 PZA. 6"φ 300#		1,200	1,200	8	640
	Brida Ac.- al Carb. A 105.	1 PZA. 2"φ 150#		320	320	3	240
		2 PZAS. 14"φ 150#		8,600	17,200	35	2,800
Junta de Expansión	Ac.al Carb. A-285-C.	1 PZA.	<u>100</u> 2709	25,000	<u>25,000</u> 139,179	60	<u>4,800</u> 115,120

Costo total de materiales	\$	139179.-
Costo total de mano de obra	\$	115120.-
*Costo de Pruebas	\$	4064.-
**Costo de embalaje y embarque	\$	2032.-
Subtotal (1)	\$	260395.-
***Comisiones por ventas	\$	781.-
Subtotal (2)	\$	261176.-
**** Gastos de Administración, In- geniería y utilidad	\$	52235.-
Subtotal (3)	\$	313411.-
***** Impuesto sobre ingresos mer- cantiles	\$	12536.-
PRECIO TOTAL	\$	325947.-

*Evaluado a \$1.50/Kg

**Evaluado a \$0.75/Kg

***Evaluado como un 0.3% del sub-
total (1)

****Evaluado como un 20% del sub-
total (2)

*****Evaluado como un 4% del subto-
tal (3)

NOTAS.

(1) El concepto H-II incluye: Fabricación de la pieza y/o
ensamble en el conjunto.

(2) El precio de la mano de obra incluye: Consumibles,--
M.O. directa y Gastos indirectos y es de \$ 80.00/H-II

COSTO DE CAMBIADORES DE CALOR

EQUIPO: HERVIDOR DE FONDOS

IDENTIFICACION: C-2

PARTE	MATERIAL REQUERIDO	CANTIDAD	PESO (KG)	PRECIO UNITARIO	COSTO TOTAL	H-H	C O S T O
Espejos	Ac.A1 carbón A-285-C	2 R 2" 3'x3'	342	13	4,446	570	45,600
Bridas- de Cie- rre.	Ac.a1 Carbón A-105-C	2 PZAS 20"φ 3000# S.O.	296	16,360	32,720	50	4,000
Envolv te y Ca- bezales.	Ac.a1 Carbón A-106	16' Tubo 20"φ CED. 40 C/C	895	13	11,635	260	20,800
Tapas	Ac.a1 Carbón A-105	2 PZAS 20"φ 150# B. 2 PZAS. 20"φ 150# S.O	248	9,511	19,022	70	5,600
			142	8,346	16,692		
Tubos	Ac.a1 carbón A-197	211 TUBOS 3/4"φ CAL. 14 BWG 12' LONG.	745	35/	28,000	325	26,000
Mamparas	Ac.a1 Carbón A-285-C	1 R 3/8" 2'x6'	86	13	1,118	60	4,800
Tensores y Fundas	Tensores.Cóld Rolled Fundas A-106	50' RED. 5/8"φ 50' TUBO 1/2"φ CED. 40	9	19	171	10	800
			19	70 30/	1,068	20	1,600
Silletas y Sopor- tes.	Acero al Car- bón. A-36	2 PZAS.	160	13	2,080	30	2,400

345

COSTO DE CAMBIADORES DE CALOR

PARTE	MATERIAL REQUERIDO	CANTIDAD	PESO (KG)	PRECIO UNITARIO	COSTO TOTAL	H-H	C O S T O
Junta de Expasión	Acero al Carbon A-285-C	1 PZA	100	25,000	25,000	60	4,800
Empaques	Asbesto -- comprimido	4 PZAS 1/8" x 30" x 30"		750	3,000	6	480
Boquillas	Cuello Ac. Carbon A-106.	1 PZA 4" ϕ 3000#		600	600	8	480
	Brida Ac.-al Carbon-A-105.	2 PZAS 4" ϕ 150#		425	850	8	480
		1 PZA 1 1/2" ϕ 150#		270	<u>270</u>	2	<u>160</u>
			<u>3042</u>		<u>146,672</u>		<u>118,000</u>

Costo total de materiales	\$	146 672.-
Costo total de mano de obra	\$	118 000.-
*Costo de Pruebas	\$	4 563.-
**Costo de embalaje y embarque	\$	2 282.-
Subtotal (1)	\$	271 517.-
***Comisiones por ventas	\$	1 629.-
Subtotal (2)	\$	273 146.-
**** Gastos de Administración, In- geniería y utilidad	\$	54 629.-
Subtotal (3)	\$	327 775.-
***** Impuesto sobre ingresos mer- cantiles	\$	13 111
PRECIO TOTAL	\$	340 886.-

*Evaluado a \$1.50/Kg

**Evaluado a \$0.75/Kg

***Evaluado como un 0.3% del sub-
total (1)

****Evaluado como un 20% del sub-
total (2)

*****Evaluado como un 4% del subto-
tal (3)

NOTAS

(1) El concepto H-H incluye: Fabricación de la pieza y/o
ensamble en el conjunto.

(2) El precio de la mano de obra incluye: Consumibles,--
M.O. directa y Gastos indirectos y es de \$ 80.00/H-H

COSTO DE CAMBIADORES DE CALOR

EQUIPO: CONDENSADOR SUBENFRIADOR

IDENTIFICACION: C-3

PARTE	MATERIAL	CANTIDAD	PESO (KG)	PRECIO UNITARIO	COSTO TOTAL	H.H	C O S T O
Espejo Ex terno.	Acero Ino- xidable A 312 T-304.	1 R 1 1/2" 4'x4'	456	100	45,600	750	60,000
Bridas de Cierre.	Acero Ino- xidable A- 312 T-304.	3 R 1 1/2" 4'x4'	1367	100	136,700	720	57,600
Espejo In- terno.	Acero Ino- xidable. A 312T-304.	1 R 1 1/2" 3'x3'	257	100	25,700	400	32,000
Tapa Inter- na.	Acero Ino- xidable. A 312T-304.	1 TAPA SEMI- ESFERICA DE 30" Ø EN R 1/2"	138	25,000	25,000	65	5,200
Tubos	Acero Ino- xidable T- 304.	468 TUBOS 3/4" Ø CAL 16 SWG DE 16' LONG.	2000	103 \$/ML.	241,020	660	52,800
Mamparas.	Acero Ino- xidable A- 312 T-304.	7 R 3/8" 3'x3'	483	80	38,640	270	21,600

COSTO DE CAMBIADORES DE CALOR

PARTE	MATERIAL	CANTIDAD	PESO (KG)	PRECIO UNITARIO	COSTO TOTAL	H-H	C O S T O	
Tensores y Fundas	Redondo de Acero Inoxidable T-304	76' ; 3/8" φ	14	130	1,820	15	1,200	
	Tubo de Acero Inoxidable -- T-34	76' ; 1/2" φ CED. 40	29	165 ^{1/2} / mt	3,823	30	2,400	
Envolvente y Bone te.	AC. Inoxidable A-312T-304.	3 p 1/2" 8' x 10' CONFORMADO T. SEMIELIPTICA DE 38" φ	2277	80	182,160	700	56,000	
				32	72,864			
Carrete	Envolvente AC. al Carbón A-285-C	1 p 3/8" 2' x 10' 3 p 2" 4' x 4'	143	13	1,859	35	2,800	
				1824	13	23,712	800	64,000
Silletas y Sopor--tes.	Acero al Carbón A-36	2 PZAS.	460	13	5,980	120	9,600	
Boquillas	Acero Inoxidable. Cuello A-312T-304. Brida A-312-304 Refuerzo A-312-304	2 PZAS. 30" φ 1 PZA. 2" φ 2 PZAS. 3" φ		20,000	40,000	70	9,600	
				820	820	4	320	
				900	1800	10	800	

COSTO DE CAMBIADORES DE CALOR

PARTE	MATERIAL	CANTIDAD	PESO (KG)	PRECIO UNITARIO	COSTO TOTAL	H-H	C O S T O
Boquillas	Acero al Carbon. Cuello A 106. Brida A- 105.	2 PZAS 8"φ		1,350	2,700	25	2,000
			<u>9448</u>	<u> </u>	<u>850,198</u>		<u>373,920</u>

Costo total de materiales	\$ 850 198.-
Costo total de mano de obra	\$ 373 920.-
*Costo de Pruebas	\$ 14 172.-
**Costo de embalaje y embarque	\$ 7 086.-

Subtotal (1)	\$ 1 245 376.-
----------------	----------------

***Comisiones por ventas	\$ 3736.-
--------------------------	-----------

Subtotal (2)	\$ 1 249 712.-
----------------	----------------

**** Gastos de Administración, In- geniería y utilidad	\$ 249 822.-
-----------------------------------------------------------	--------------

Subtotal (3)	\$ 1 498 934.-
----------------	----------------

***** Impuesto sobre ingresos mer- cantiles	\$ 59 957
------------------------------------------------	-----------

PRECIO TOTAL	\$ 1 558 891.-
--------------	----------------

*Evaluado a \$1.50/Kg

**Evaluado a \$0.75/Kg

***Evaluado como un 0.3% del sub-
total (1)

****Evaluado como un 20% del sub-
total (2)

*****Evaluado como un 4% del subto-
tal (3)

NOTAS

(1) El concepto H-H incluye: Fabricación de la pieza y/o
ensamble en el conjunto.

(2) El precio de la mano de obra incluye: Consumibles,--
M.O. directa y Gastos indirectos y es de \$ 80.00/H-H

COSTO DE CAMBIADORES DE CALOR

EQUIPO: ENFRIADOR DE FONDOS

IDENTIFICACION: C-4

PARTE	MATERIAL REQUERIDO	CANTIDAD	PESO (KG)	PRECIO UNITARIO	COSTO TOTAL	H-H	C O S T O
Espejos	Acero al-Carbón A-285-C	2 Pl 1 1/4" 2' x 2'	190	13	2,470	200	16,000
Bridas-de Cierre.	Acero al-Carbón A-105.	2 PZAS 12"φ 150# S.O	55	2,642	5,284	30	2,400
Envolvente y Cabeza---les.	Acero al-Carbón A-106.	12' TUBO 12"φ CEO. 40 %C.	293	1400 /	5,122	65	5,200
Tapa	Acero al-Carbón A-105	1 PZA. 12"φ 150 # B 1 PZA 12"φ 150# S.O	50 27	2,917 2,642	2,917 2,642	20.	1,600
Bonete	Acero al-Carbón A-105	1 PZA. TAPÓN CAP 12"φ 150#	15	1,200	1,200	20	1,600
Tubos	Acero al-Carbón A-197.	72 TUBOS 3/4"φ CAL 14BWG 8 ft LONG.	170	35 /	7,000	60	4,800

352

COSTO DE CAMBIADORES

PARTE	MATERIAL REQUERIDO	CANTIDAD	PESO (KG)	PRECIO UNITARIO	COSTO TOTAL	H-H	C O S T O
Mamparas	Ac. al carbón. A-285	1 Pz 3/8"					
	-C.	3'x4'	92	13	1,196	45	3,600
Tensores y Fundas	T.Cold Rolled. Fondas. A-106.	50' REDONDO 3/8" φ					
		50' TUBO DE 1/2" φ CED.40	9	19	171	10	800
			19	70/	1,068	20	1,600
Silletas-- y Soportes	Ac. Al Carb. A-36	2 PZAS	120	13	1,560	23	1,840
Empaques.	Asbestos comprimidos.	3 PZAS 1/8" 20"x20"		600	1,800	4	320
Boquillas.	Acero al Carbon. Cuello-A-106. Brida A-105	2 PZAS 1 1/2" φ 150#		270	540	4	320
		2 PZAS 3/4" φ 150#		135	270	3	240
			1040		33,240		40,320

Costo total de materiales	\$ 33 240.-
Costo total de mano de obra	\$ 40 320.-
*Costo de Pruebas	\$ 1 560.-
**Costo de embalaje y embarque	\$ 7 80.-
Subtotal (1)	\$ 75 900.-
***Comisiones por ventas	\$ 228.-
Subtotal (2)	\$ 76 128.-
**** Gastos de Administración, In- geniería y utilidad	\$ 15 225.-
Subtotal (3)	\$ 91 353.-
***** Impuesto sobre ingresos mer- cantiles	\$ 3 654.-
PRECIO TOTAL	\$ 95 007.-

*Evaluado a \$1.50/Kg

**Evaluado a \$0.75/Kg

***Evaluado como un 0.3% del sub-
total (1)

****Evaluado como un 20% del sub-
total (2)

*****Evaluado como un 4% del subto-
total (3)

NOTAS

(1) El concepto H-II incluye: Fabricación de la pieza y/o
ensamble en el conjunto.

(2) El precio de la mano de obra incluye: Consumibles,--
M.O. directa y Gastos indirectos y es de \$ 80.00/H-II

3.0 Costo total de la planta

Base: Costo total del equipo mayor \$ 6 260 632.-

Concepto	% aplicado s/costo de equipo mayor	total(\$)
Equipo Mayor	100	<u>6 260 632.-</u>
Instalaciones, incluyendo aislamiento e instrumentación	43	<u>2 692 071.-</u>
Tuberías; incluyendo aislamiento	86	<u>5 384 143.-</u>
Instalaciones Eléctricas	15	<u>939 095.-</u>
Edificios incluyendo servicios	35	<u>2 191 221.-</u>
Mejoras al terreno	10	<u>626 063.-</u>
Servicios Generales	50	<u>3 130 316.-</u>
Terreno	60	<u>3 756 379.-</u>
Ingeniería y Construcción	65	<u>4 069 411.-</u>
Utilidad del Contratista	29	<u>1 815 583.-</u>
Contingencias	12	<u>3 703 790.-</u>
Gran Total		<u>34 568 704.-</u>
Inversión Fija Total		<u>34 568 704.-</u>

4.0 Costos de Operación: y mantenimiento

4.1 Costos de Servicios

4.1.1 Vapor

Lb/año consumidas en el proceso	<u>73'512,275</u>
(eficiencia) de utilización	<u>85%</u>
lb/año considerados (total)	<u>84'539,116</u>
Costo unitario	<u>\$ 30.- /1000lb</u>
Costo total de vapor	<u>\$ 2'536,173.-</u>

4.1.2 Agua de Enfriamiento

Lb/ año consumidas en el proceso	<u>1 818 270 200</u>
% (Eficiencia) de utilización	<u>90%</u>
Lb/año considerados (total)	<u>2 000 097 220</u>
Costo unitario	\$ 480/Millon de lb
Costo total de agua de enfriamiento	\$ 960,046.-

4.1.3 VACIO (Producido a base de eyectores con vapor)

lb/año consumidas en el proceso	3 172 750
% (Eficiencia) de utilización	85
lb/año consideradas (total)	3 648 663

Costo unitario	\$ 30.- /1000 lb
Costo total de vacío	\$ 109'460.-
Costo unitario	\$ 1,000.- /Mes
Costo total anual	\$ 12,000.-

4.1.4

AIRE

4.1.5 NITROGENO

1b/año consumidas en el proceso 165,155
 % (Eficiencia) de utilización 100%
 1b/ año consideradas (total) 165,155
 Costo unitario \$ 0.15/Lb
 Costo total de Nitrógeno \$ 24 773.-

4.1.6 AGUA DE SERVICIOS Consumo total anual 3 430 M³

4.1.7 ENERGIA

Costo unitario \$ 8.-/M³
 Costo Total anual \$ 27,440.-

4.1.7.1 SISTEMA DE BOMBEO

Consumo total anual 103 000 Kw-Hr

4.1.7.2 SISTEMA DE ALUMBRADO

Costo unitario \$ 0.45/Kw-Hr
 Costo total anual \$ 46 350.-

4.1.8 SERVICIO DE LABORATORIO

Consumo total anual 98000 Kw-hr
 Costo total anual \$ 44 100.-

4.2 COSTO DE PERSONAL

Número de análisis en el año 1029
 Costo unitario \$ 250.-/Análisis
 Costo Total anual \$ 257,250.-

(No. de personas)

N O M B R A M I E N T O	COSTO UNITARIO POR AÑO	COSTO TOTAL ANUAL
1 Responsable del area de recupera ción.	250,000.00	250,000.00
3 Ingenieros de turno	156,000.00	468,000.00
3 Operadores	93,600.00	280,800.00
9 Obreros Generales	70,200.00	631,800.00
3 Personal de Intendencia	70,200.00	210,600.00
1 Secretaria	93,600.00	93,600.00

Costo anual del personal
requerido

1934,800.00

N O M B R A M I E N T O	SALARIO MENSUAL	SALARIO ANUAL	30 %	T O T A L
Responsable del área de recuperación.	16,000.00	192,000.00	57,600	250,000.00
Ingeniero de turno	10,000.00	120,000.00	36,000	156,000.00
Operador	6,000.00	72,000.00	21,600	93,600.00
Obrero General	4,500.00	54,000.00	16,200	70,200.00
Personal de Intendencia	4,500.00	54,000.00	16,200	70,200.00
Secretaria	6,000.00	72,000.00	21,600	93,600.00

NOTA:

El 30% adicional a las cantidades pagadas al personal equivale a las prestaciones y pagos adicionales que las empresas erogan en forma de impuestos; vacaciones; seguro social, reparto de utilidades etc.

4.3 GASTOS GENERALES

En este renglón se consideran los gastos administrativos; los artículos de consumo menor requeridos por la intendencia; los gastos de comunicación etc; cuyo monto será estimado como un porcentaje de -- los gastos de operación; el monto referido varía según el tipo de - planta pero oscila entre un 7% y 15% por lo que se considerará un-- 10% para nuestro caso.

4.4 GASTOS DE MANTENIMIENTO

Como gastos de mantenimiento será considerado un porcentaje referido a la inversión fija de la planta el porcentaje mencionado será-- de un 10% anual para éste concepto.

4.5 COSTO TOTAL DE OPERACION ANUAL

Costo de servicios	<u>4' 017,592</u>
Costo del personal	<u>1' 934,800</u>
Subtotal	<u>5' 952,392</u>
Gastos generales administrativos (10%)	<u>595,239</u>
Gastos de Mantenimiento (10% 1F)	<u>3' 456,870</u>
Subtotal	<u>10' 004,501</u>
10% Imprevistos	<u>1' 000,450</u>
Costo total de operación anual	<u>11' 004,951</u>

5.0 ANALISIS DE COSTOS.

5.1 Cantidad de Glicol Agotado por tratar	<u>33 963.198</u> TPA
Cantidad de Glicol Purificado Recuperado.	<u>25 388.316</u> TPA

Eficiencia de recuperación **74.75 %**
 Costo unitario de recuperación

$$\frac{\text{Gastos de operación y mantenimiento}}{\text{Cantidad de Glicol recuperado}} = \frac{11'004,951 \$}{25 388.316 \text{ TON}}$$

Costo unitario de recuperación = $\frac{433.46 \$}{\text{TON}}$

Comparativamente:

Cantidad de Glicol Agotado por tratar	<u>33963.198</u> TPA
Eficiencia de maquila	<u>74.75</u> %
Cantidad de Glicol purificado por maquila	<u>25388.316</u> TPA
Precio unitario de maquila (Base Glicol purificado)	<u>650.-</u> \$/TON

Diferencia entre costo de recuperación y precio de maquila

$$\$ \underline{433.46} - \$ \underline{650.-} = -216.54 \$/\text{TON}$$

A esta diferencia se le denomina en términos contables de diferentes formas; algunas de estas son: Disminución de costos; aumento de productividad ó ahorro. Con objeto de dar mayor significado a la cantidad que representa se denominará en este trabajo con el término: Utilidad Aparente.

Costo de Glicol Recuperado

Cantidad de Glicol Recuperado (TPA) x Costo Unitario de maquila \$(TON)

Utilidad Aparente = Costo de Glicol Recuperado por maquila - Costo de -
Glicol Recuperado = \$16'502,405.- - \$11'004,951.-

Utilidad Aparente = (\$/año) 5'497,454.-

6. Recuperación de la inversión y factibilidad del proyecto.

El período de Recuperación de la inversión será el parámetro que nos indique la conveniencia de realizarla; aclarando que además de la disminución de costos de operación que se pueda obtener a un plazo medio se adicionan otros factores convenientes como son:

La eliminación de la dependencia de terceros con respecto al tiempo de reutilización de los excedentes de MEG empleados; la eliminación de riesgo de pérdidas de tiempo por transportes, etc.

Período de Recuperación de la inversión = $\frac{\text{INVERSION FIJA}}{\text{UTILIDAD APARENTE}}$

Período de recuperación = $\frac{\$ 34'568,704}{\frac{\$ 5'497.454}{\text{AÑO}}}$ 6.29 años

C A P I T U L O I X

C O N C L U S I O N E S

IX. CONCLUSIONES

De los procesos existentes para la fabricación de Poliéster, el analizado es uno de los empleados en el país, por lo que pretendemos que el estudio sea utilizado por la industria nacional para mejorar en algo la eficiencia de sus operaciones.

El procedimiento para la purificación del MEG por Destilación al Vacío nos proporciona altos rendimientos en la pureza y, comparativamente con la destilación atmosférica, bajos costos de energía. Esto se confirma al analizar los balances, pues al obtener una pureza de más del 98% se recupera un 75% del Glicol agotado tratado y no se requiere una redestilación; también es de considerarse que la destilación, por efecto del vacío, se lleva a cabo a bajas temperaturas evitando así la degradación del Monoetilen glicol.

El método también resulta superior al de purificación por filtración ya que separa al metanol y al agua, cosa que no se logra con este último el que también, al igual que la destilación atmosférica, requiere que la filtración se lleve a cabo a altas temperaturas, además de la utilización de medios filtrantes.

Debido a las ventajas expuestas, el método de recuperación de MEG por Destilación al Vacío resulta técnicamente el más recomendable.

Con objeto de justificar económicamente la validez del método de recuperación por Destilación al Vacío fue necesario elaborar el proyecto de Ingeniería para la Recuperación del MEG, para lo cual, con métodos ortodoxos fueron desarrollados los cálculos estequiométricos, los balances de materiales y energía, y calculados los diferentes equipos tanto termodinámica, como mecánicamente.

Por último fueron especificados cada uno de los equipos indicando sus características de forma tal que permiten su costeo o cotización.

Dentro del análisis económico, se costearon los equipos de paillería con costos a octubre de 1979 con lo que mediante índices los precios pueden ser actualizados con relativa facilidad en cualquier época, los precios de equipos de línea fueron obtenidos por medio de cotizaciones de los proveedores más reconocidos en el mercado nacional. El resultado de este análisis fue óptimo ya que únicamente se requiere de 6.29 años para recuperar la inversión, período sumamente ventajoso para inversiones de éste tipo. Aunado al corto período de re-

cuperación de la inversión se tienen las siguientes ventajas con el método propuesto: La recuperación del MEG se realiza dentro de las instalaciones de la planta productora de poliéster, se elimina la dependencia de terceros para la maquila del producto; se aprovechan más eficientemente los servicios de la planta, así que como conclusión final diremos que la recuperación del Monoetilen glicol por el método de destilación al Vacío representa ventajas tanto técnicas como económicas desde el punto de vista operacional del conjunto.

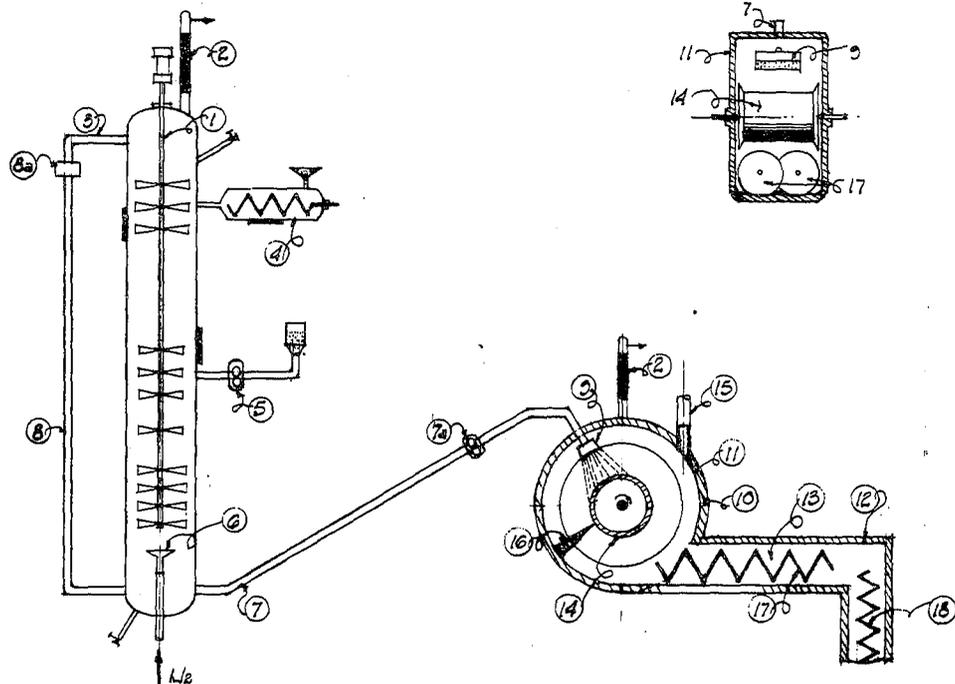
CAPITULO X

BIBLIOGRAFIA

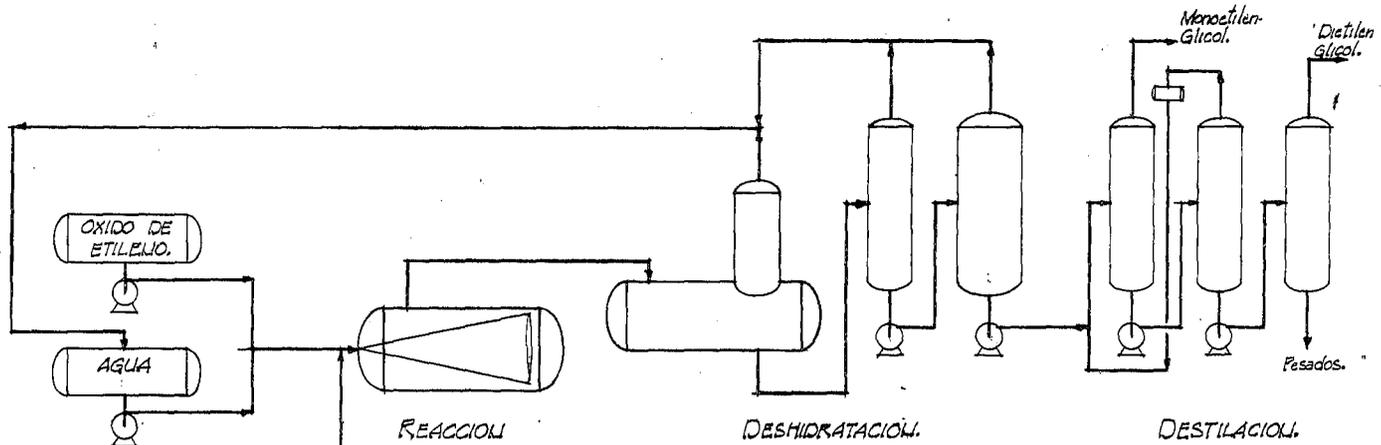
B I B L I O G R A F I A

- 1.0 Procesos de producción de Poliéster y Polimerización:
- 1.1 Marshal & Sitting. Polyester Fiber Manufacture
NDC 1971 L.C. 77-167791
- 1.2 Morrison & Boid Organic Chemistry
5a. Ed. 1968.
- 2.0 Balances Térmicos y de Materiales
- 2.1 Himmelblau David M. Principios y cálculos básicos de la
Ingeniería Química. Continental 1970.
- 3.0 Cálculo de Equipos
- 3.1 Brown & Ass. Unit Operations
11a. Ed. 1967
- 3.2 Donald Q Kern Procesos de Transferencia de Calor
1a. Ed. 1970
- 3.3 Perry & Ass. Chemical Engineers Handbook
5a. Ed. 1973
- 3.4 R.E. Treybal Mass Transfer Operations
2a. Ed. 1971.
- 3.5 Glitch Ballast Tray, Design Manual
- 3.6 EE Ludwig Applied Process Design for Chemical
and Petrochemicals plants
2a. Ed. 1977 Vols 1, 2 y 3
- 3.7 Robert & Treybal Mass Transfer Operations
2a. Ed. 1968.
- 3.8 Gulf Publishing Pipping Handbook
Reprinted from HP 1968

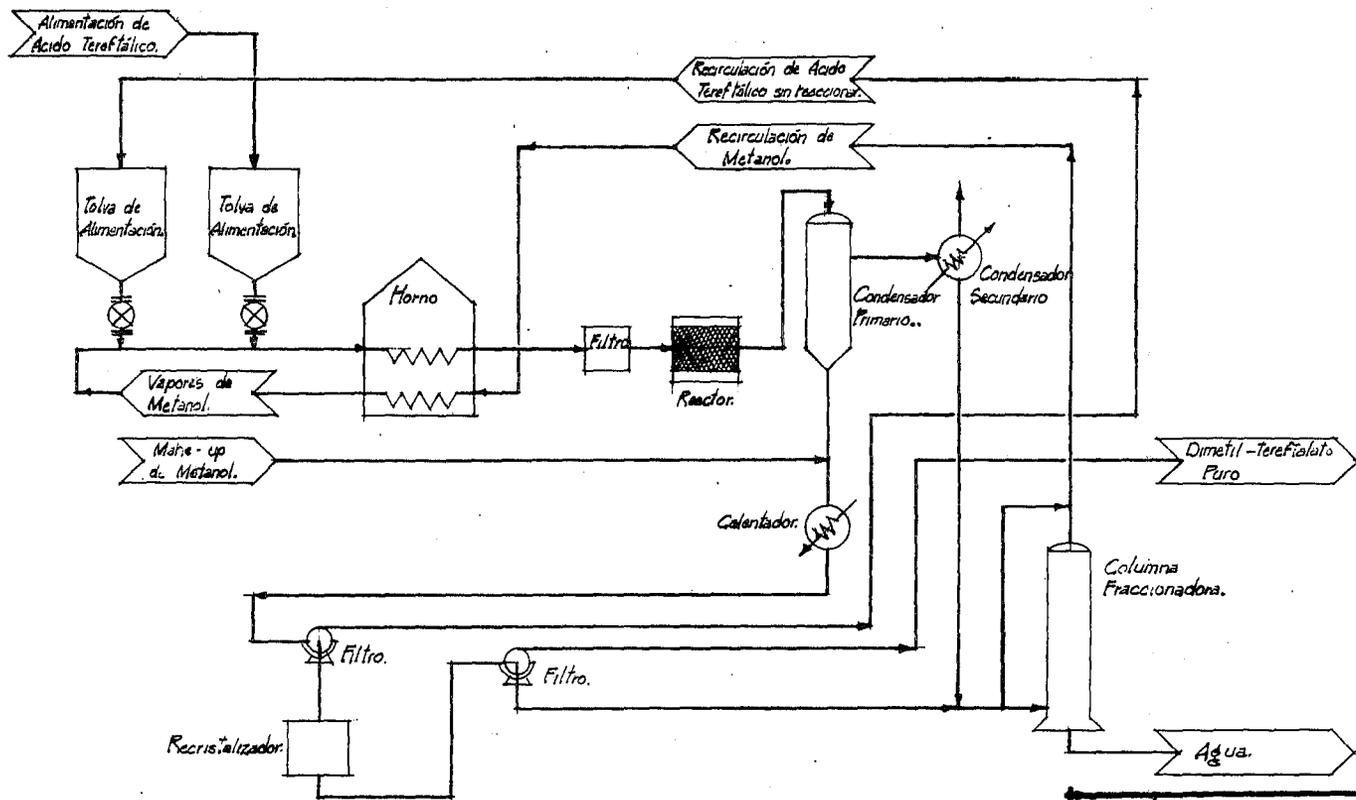
- 3.9 Littleton Industrial Piping
2a. Ed. 1962
- 3.10 Ingersol Rand Compressed Air and Gas data
2a. Ed. 1971.
- 3.11 Ingersol Rand Cameron Hydraulic Data
14a. Ed. 1970
- 3.12 Crane Flow of Fluids
Through Valves, Fittings and pipe
Technical paper No. 40, 1969
- 3.13 Rase & Barrow Ingeniería de Proyectos para plantas
de proceso
3a. Imp. 1976.
- 4.0 Diseño de equipos
- 4.1 Brownel & Young Process Equipment Design
J. Wiley 1969
- 4.2 ASME American Standard of Testing Materials
Part VIII Div. I 1978.
- 4.3 API Small Welded Production
Tanks 1965
- 4.4 TEMA Standards of tubular Exchanger manu-
facturer association.
5a. Ed. 1968.
- 5.0 Economía
- 5.1 Samuelson P.A. Economics
10a. Ed. 1976.



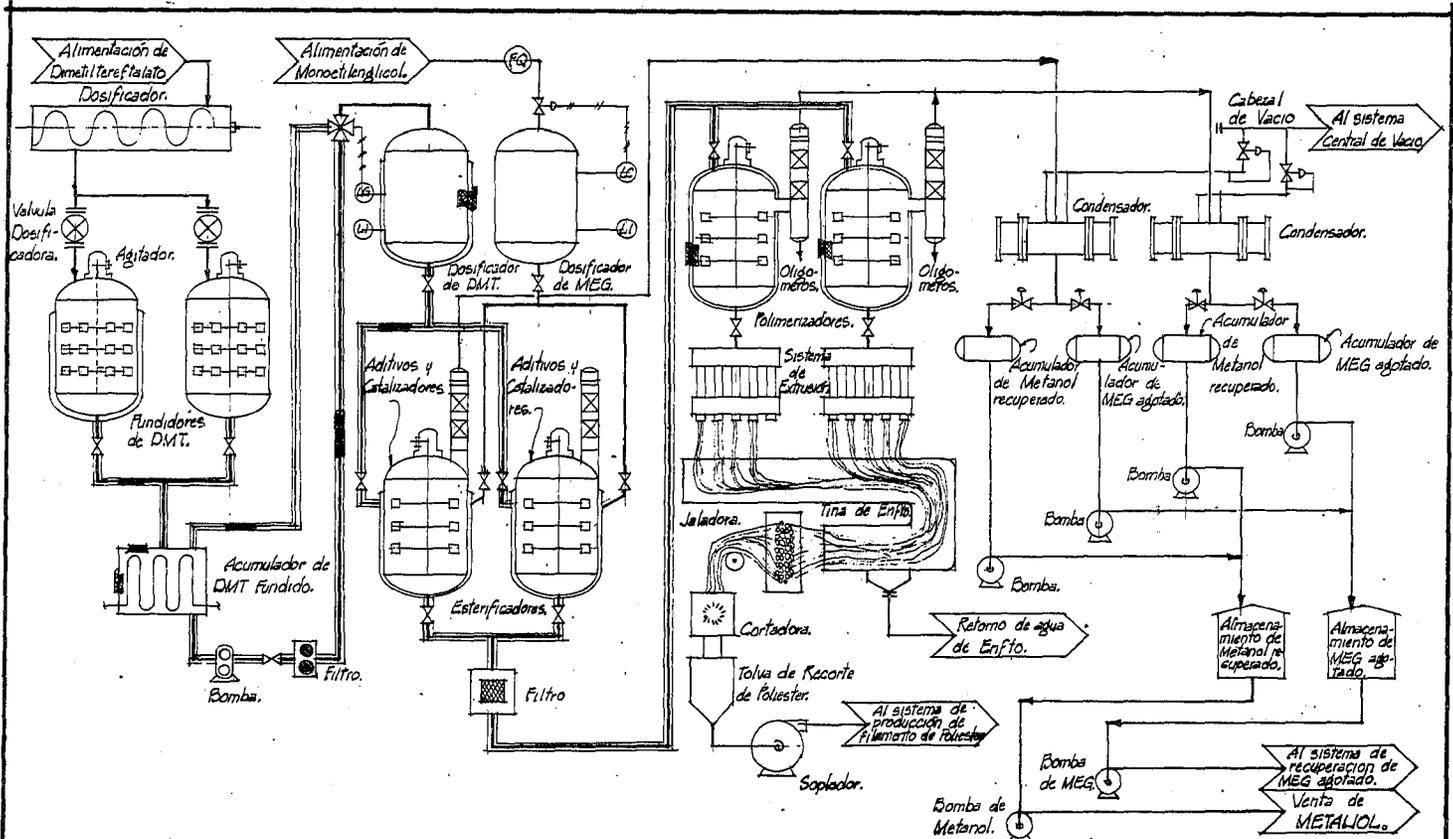
LI	PACULTAD DE QUIMICA
LJ	FIG. No. 1. DIAGRAMA ESQUEMATICO P/LA FABRICACION DE POLIMEROS Según el PROCESO de INVENTA
A	
M.	
1279	TESIS PROFESIONAL.



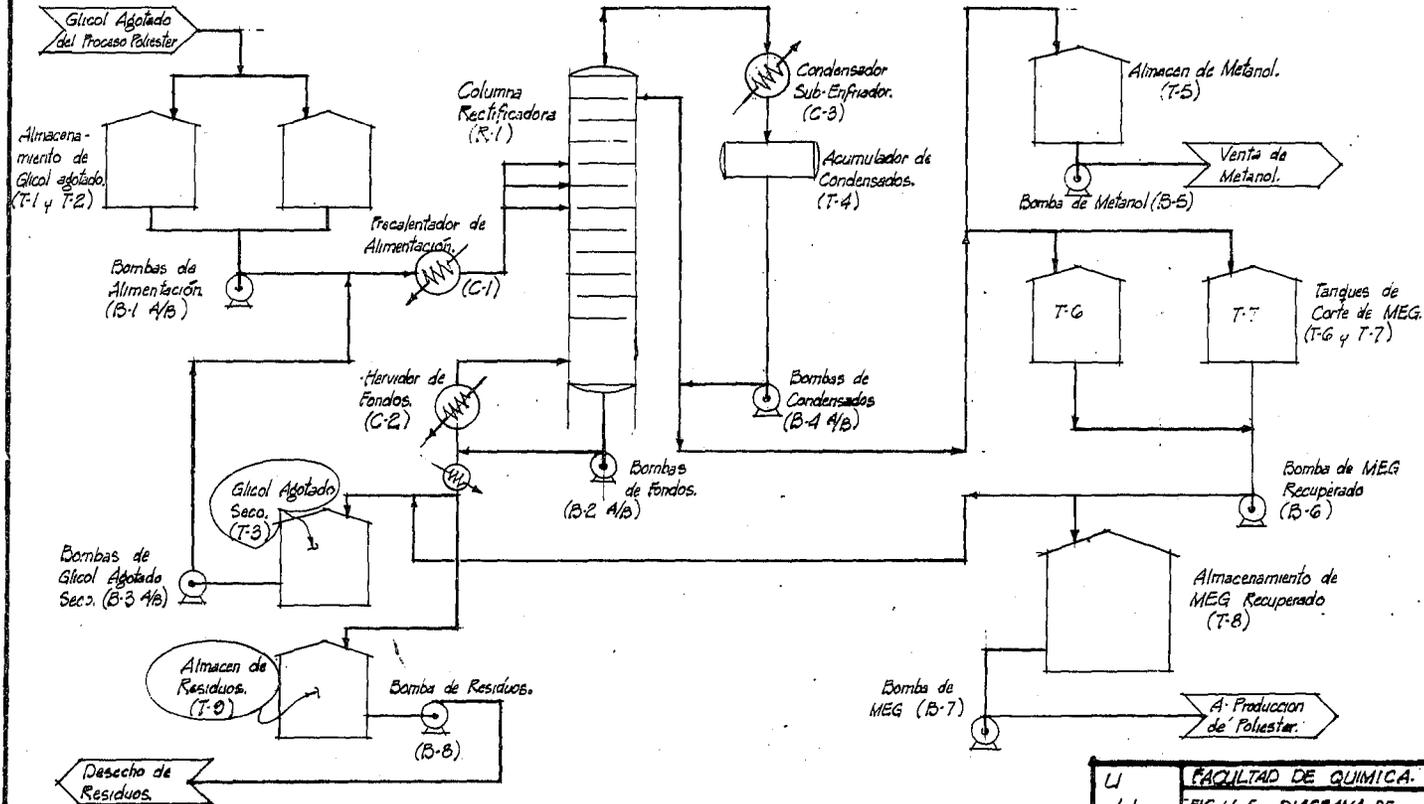
LI	FACULTAD DE QUIMICA
LI	FIG. No. 2. DIAGRAMA DE PLANTA
4	PARA LA PRODUCCION DE
	M. MONOETILENGLICOL (Simplificado)
1979	TESIS PROFESIONAL.



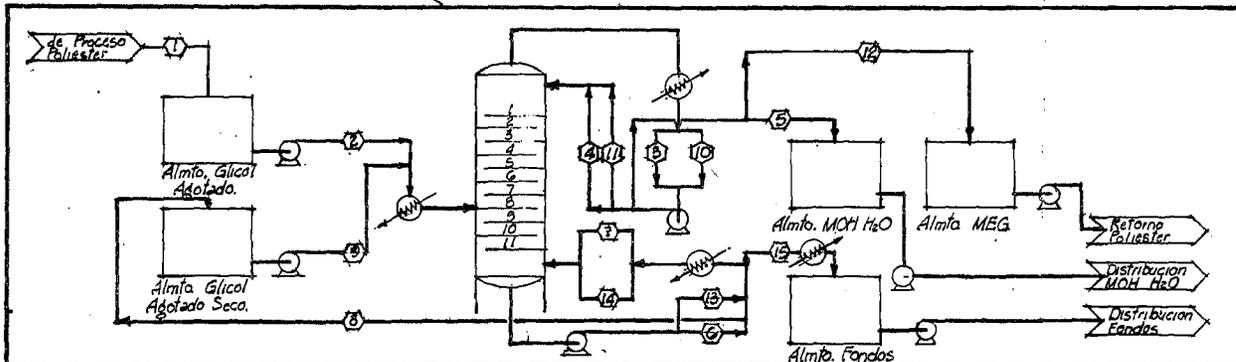
U	FACULTAD DE QUIMICA
LI	FIG. Nº 3 DIAGRAMA DE FLUJO
A	PLA PRODUCCION DEL
M.	DIMETIL-TEREFTALATO. (Simplificado)
1970	TESIS PROFESIONAL.



LI	FACULTAD DE QUIMICA
LI	PL. N.º 4. DIAGRAMA DE FLUJO
A	SIMPLIFICADO Y PRODUCCION DE
M.	POLIESTER.
1979	TESIS PROFESIONAL.



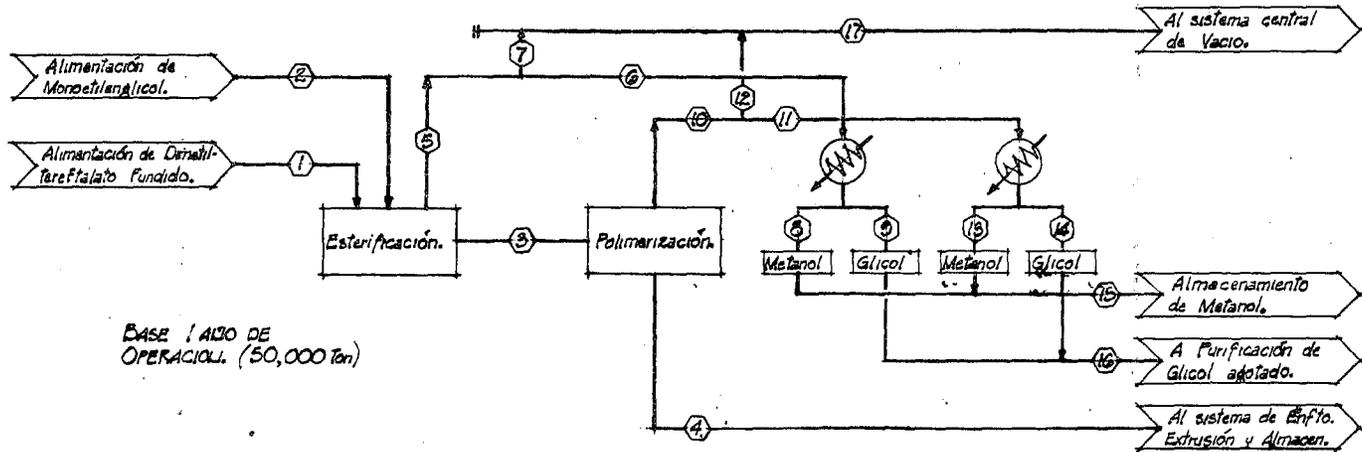
U	FAULTAD DE QUIMICA.
U	FIG. No. 5. DIAGRAMA DE
A	FLUJO PARA LA PURIFICACION
M.	DEL GLICOL AGOTADO
1979	TESIS PROFESIONAL.



	PRIMER CORTE @ 3.5 Hr.								SEGUNDO CORTE @ 15 Hr.						
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
% MEG	87.963	87.963	1.334	1.334	1.334	96.822	96.822	96.822	96.822	99.88	99.88	99.88	82.511	82.511	82.511
% MOH	4.630	4.630	49.333	49.333	49.333	0.058	0.058	0.058	0.058	0.06	0.06	0.06	0.047	0.047	0.047
% H ₂ O	4.630	4.630	49.333	49.333	49.333	0.058	0.058	0.058	0.058	0.06	0.06	0.06	0.047	0.047	0.047
% SOL.	2.777	2.777	0	0	0	3.062	3.062	3.062	3.062	0	0	0	17.395	17.395	17.395
TPA MEG	29875084	29875084	43.241	1.187	42.054	542408.297	542570.284	29883.013	29883.013	38036.775	12678.921	25357.852	1319737.557	19150262426	4475.161
TPA MOH	1572.370	1572.370	1599.200	44.622	1554.578	323.560	305.764	17.796	17.796	22.849	7.617	15.232	751.765	749201	2.564
TPA H ₂ O	1572.370	1572.370	1599.200	44.622	1554.578	323.560	305.764	17.796	17.796	22.849	7.617	15.232	751.765	749201	2.564
TPA SOL.	243422	243422	0	0	0	17152.643	16209.221	343.422	343.422	0	0	0	278227542	277254120	343.422
TPA MEZCLA	35053103	33963103	3241.641	50.431	3151.210	560203.06	560391.099	30812.027	30812.027	38082.471	12604155	25388.316	150946220	150404445	5423.711
lb/Hr. MEG	7984.104	54743.143	79.246	2.180	77.066	893991.88	893320.83	54671.077	12756.584	16264.509	5421.502	19843.003	56439.276	562405.792	1013.576
lb/Hr. MOH	420.217	2881486	2930.644	81.771	2848.873	592.347	560.334	32.613	7.610	9.77	3.257	6.513	321455	320.358	1.097
lb/Hr. H ₂ O	420.217	2881486	2930.644	81.771	2848.873	592.347	560.334	32.613	7.610	9.77	3.257	6.513	321455	320.358	1.097
lb/Hr. SOL.	252.129	1728.886	0	0	0	31433.415	29704.529	1728.886	403.407	0	0	0	118329289	118566582	403.407
lb/Hr. MEZCLA	9076.667	62240.000	5940.534	163.722	5774.812	1026611.189	970146.00	56465.189	13173.211	16284.05	5423.016	19856034	63392.177	631613.00	2313.177

BASES: 1 ton = 2200 lbs. 50 000 TPA de POLIÉSTER.
 AÑO = 343 Dias.

U FACULTAD de QUIMICA.
 U BALANCE DE MATERIALES
 .A SISTEMA DE PURIFICACION
 M DE MEG.
 1979 TESIS PROFESIONAL.



BASE / AÑO DE OPERACION. (50,000 Ton)

	①	②	③	④	⑤	⑥	⑦	⑧	⑨	⑩	⑪	⑫	⑬	⑭	⑮	⑯	⑰
DMT	50425.725	48346.325	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
MEG	-	-	4834.622	-	27896.250	26026.496	1360.812	344.742	25681.626	4884.622	4592.901	241.781	399.561	4103.540	744.308	20875.006	1611.543
DGT	-	-	58223.522	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
MOH	-	-	-	-	8137.647	7004.746	416.883	6550.026	1351.666	8223.522	7812.952	411.177	7501.650	220.702	1441.746	1572.370	827.060
POLIM	-	-	-	30000	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOT'S	50425.725	48346.325	63058.161	30000	35713.897	33923.222	1785.695	6204.898	27033.564	20668.161	12405.258	652.008	7991.211	4414.042	14866.040	21447.406	2438.608

U
L
A
M.

FACULTAD DE QUIMICA
BALANCE DE MATERIALES
PARA LA PRODUCCION DE
50000 TON DE POLIESTER. Resumen

1979 TESIS PROFESIONAL.

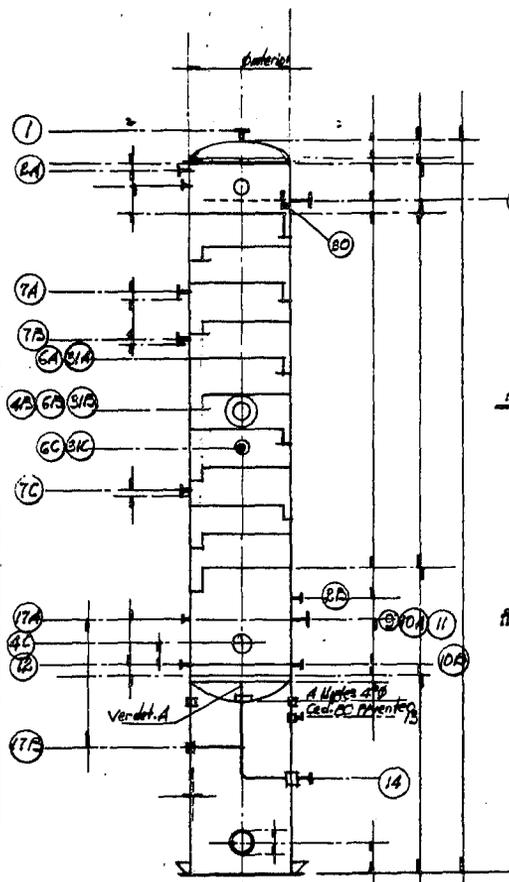
LINEA No.	W (lb/Hr)		Veloc. Rec.(fps)	Diam. Cenl.	$v_s \cdot 0.0668 \frac{W}{d_i^2}$		$e (lb/ft)$		$M(ctp)$		$Re_{1230} \frac{d_i^2}{\mu}$		$f [f(Re)]$		$\Delta P_{100'} \cdot 0.024 \frac{f v_s^2}{d_i^5}$	
	1	2			1	2	1	2	1	2	1	2	1	2	1	2
P10102103	2077		87r74	1"-40	6.244		6.27		5.387		10184		0.023		10.67	
P104105	62240		47r72	4"-40	2.812		69.35		8.44		11526		0.028		0.50	
P106107108	62240		87r74	3"-40	4.853		69.35		8.44		15158		0.0275		1.83	
P109-110		13175	87r74	1 1/2"-40		3.620	70.109		43		1200*		0.053*		0.217*	
P111	62240	13175	87r74	3"-40	4.853	1.016	69.35	70.109	8.44	43	21715	658*	0.0265	0.097*	1.83	0.03*
P112	62240	13175	87r74	3"-40	5.765	1.104	66.45	64.53	2.65	1.2	48279	22567	0.023	0.0265	1.66	0.09
P113	5941	16284	1207r775	30"-10	116.807	79.379	0.003	0.0121	0.0102	0.0107	125041	326717	0.0163	0.015	0.003	0.033
P114-115	2971	8142	607r747	30"-10	53.114	39.69	0.003	0.0121	0.0102	0.0107	62531	163360	0.02	0.0168	0.0039	0.0014
P116-117	5941	16284	47r72	2"-10	1.18	2.87	55.276	68.548	0.535	9.8	32583	4862	0.025	0.036	7.12	1.31
P118	5941	16284	87r74	1 1/2"-10	1.934	4.716	55.276	68.548	0.535	9.8	41643	6230	0.027	0.036	4.43	4.31
P119	166	5428	87r74	3/4"-10	0.196	5.621	55.276	68.548	0.535	9.8	2218	3951	0.049	0.0422	0.015	12.55
P120	5775	10856	87r74	1"-10	4.42	7.394	55.276	68.548	0.535	9.8	82070	6370	0.0259	0.025	3.23	11.33
P121-122		10856	87r74	1"-10		7.394		68.548		9.8		6370		0.037		16.77
P123	5775		87r74	3/4"-40	7.832		55.276		0.535		82614		0.0265		14.11	
P124	1026611	683932	47r72	16"-40	3.608	2.422	64.37	63.87	1.3	1.1	332024	261351	0.0155	0.016	0.112	0.052
P125	1026611	683932	87r74	12"-40	5.627	3.825	64.37	63.87	1.3	1.1	417243	328502	0.0155	0.0158	0.351	0.16
P126	970146	681613	87r74	10"-40	7.641	5.41	64.37	63.87	1.3	1.1	469710	389978	0.0155	0.0159	0.752	0.384
P127	970146	681613	57r74	10"-40	7.685	5.448	64.0	63.43	1.2	1.0	505841	429013	0.0153	0.0157	0.747	0.382
P128	56465		87r74	3"-40	4.743		64.37		1.1		105504		0.02		1.22	
P129		27140	47r72	3"-10		2.144	66.548		9.8		5693		0.037		0.49	
P130		27140	87r74	1 1/2"-10		7.77	66.548		9.8		10847		0.029		9.65	
P131		40710	87r74	2"-10		7.06	68.548		9.8		12910		0.021		4.50	
P132	IDEM	A P-131														
P133-134	IDEM	A P-123														
P135		2319	87r74	1/2"-40		4.777	63.87		1.1		21376		0.032		9.70	
P136		2319	87r74	1/2"-40		4.758	64.12		10		2351		0.0319		9.63	
P137		1937	47r72	3/4"-40		2.711	68.548		9.8		1340*		0.048*		0.18*	
P138		1937	31r74	1/2"-40		4.0	63.548		9.8		2020*		0.031*		0.22*	
P139	IDEM	A P-130														

* FLUJO LAMILIAR

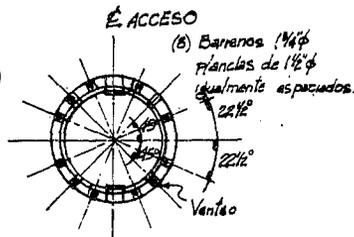
$$f = 64/Re$$

$$\Delta P_{100'} = 0.0668 \frac{f W^2}{d_i^5}$$

U	FACULTAD de QUIMICA.
N	
A	
M	DIMELISOLIAMILOTO DE LINEAS DE PROCESO.
1070	TESIS PROFESIONAL.



ELEVACION



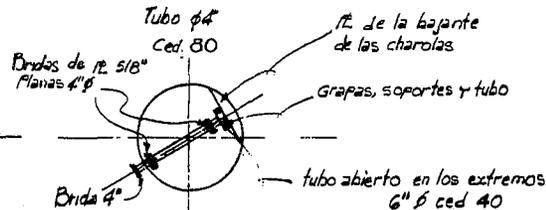
ANILLO BASE
PLANTA.



DETALLE "A"
12 Deflectoras del Fondo



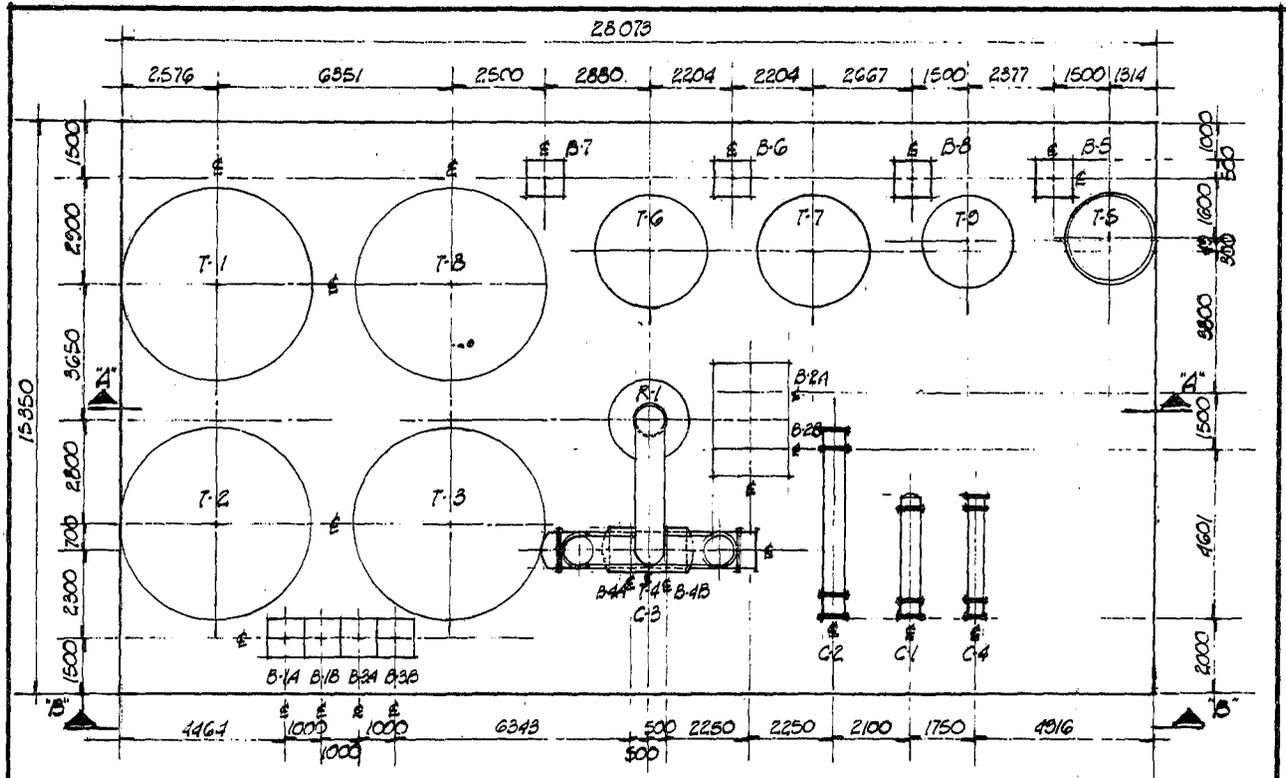
PLANTA.



DETALLE TIPICO
ALIM. A CHAROLAS.

TABLA DE BOQUILLAS					
No	CANT	DIAM	RANGO	MAT.	SERVICIO
1	1	2 1/2"	150°F L.J.	88-304L	SALIDA DE VAPOR
2 A	1	1/2"	150°F SW	SS-304	TRANSM. DE PRESA DIF.
2 B	1	1/2"	150°F SW	A el C	" " "
3	1	3"	150°F L.J.	88-304L	REFLUJO
4ABC	3	2 1/2"	150°F S.O	A el C	ENTRADA DE HOMBRE
6ABC	3	6"	150°F W.N	A el C	ALIMENTACION
7ABC	3	1 1/2"	150°F SW	A el C	TERMOPOZO
9	1	1"	150°F SW	A el C	VENTEO DE BOMBA
10AB	2	2"	150°F W.N	A el C	TRANSM. DE NIVEL
11	1	1 1/4"	150°F W.N	A el C	DEL HERVIDOR
12	1	4"	150°F W.N	A el C	RESERVA
13	1	3"	150°F S.W	A el C	SALIDA DE FONDOS
14	1	1 1/2"	150°F W.N	A el C	AL HERVIDOR
15	1	1 1/2"	150°F L.J.	88-304L	TRANSM. TEMP.
17AB	2	2"	150°F W.N	A el C	INDICADOR NIVEL
30	1	3"	150°F L.J.	SS-304L	INTERIOR REFLUJO
31ABC	3	6"	150°F W.N	A el C	ALIM. INTERIOR

10 J E

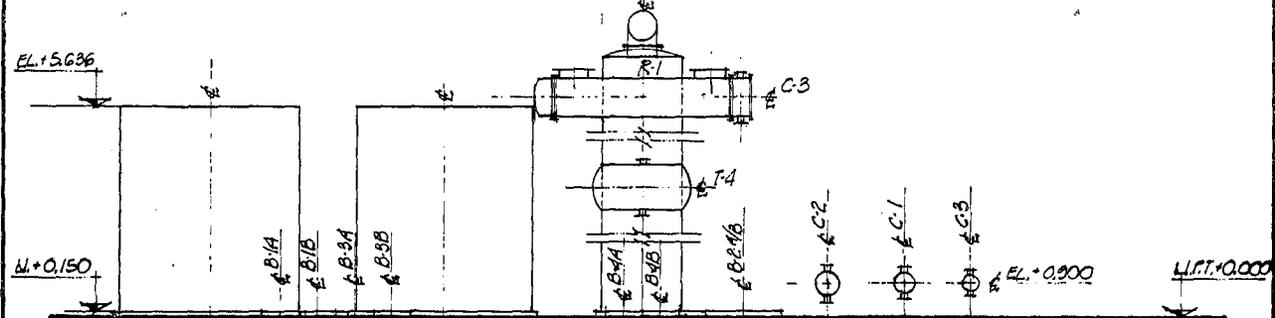
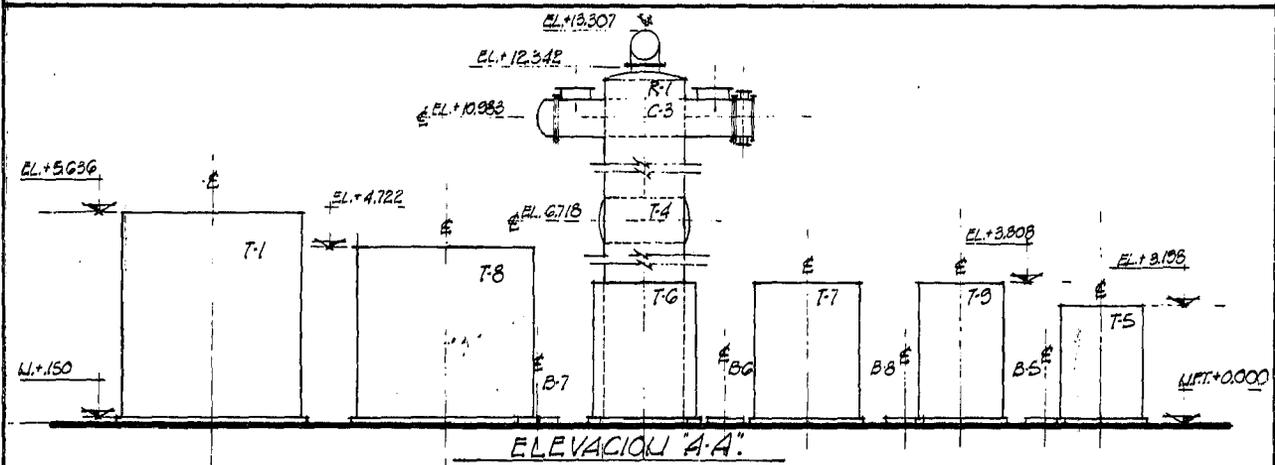


PLANTA.

esc. 1/125

LI	FACULTAD de QUIMICA.
U	ARREGLO GRAL DE EQUIPO. PLANTA.
A	
M	
1970	TESIS PROFESIONAL.

07



ELEVACION "A-A"

ELEVACION "B-B"

U	FACULTAD de QUIMICA.
L	
A	ARREGLO GRAL. DE EQUIPO
M	ELEVACIONES.
1979	TESIS PROFESIONAL.

