

49
209



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

ESTUDIO TECNICO - ECONOMICO PARA LA
FABRICACION DE PERCLOROETILENO
Y TRICLOROETILENO.



EXAMENES PROFESIONALES
DE QUIMICA

TESIS MANCOMUNADA

Para obtener el Titulo de
INGENIERO QUIMICO
p r e s e n t a n

ENRIQUE HERNANDEZ RODRIGUEZ
JOSE CRISTINO RUIZ REBOLLAR

FALLA DE ORIGEN



México, D. F.

1990



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

I N D I C E

INTRODUCCIÓN

CAPITULO I LOS PRODUCTOS

I.- PERCLOROETILENO	2
I. I.- PROPIEDADES	2
I. I. I.- PROPIEDADES FISICAS	2
I. I. 2.- PROPIEDADES QUIMICAS	2
I. 2.- PROCESOS DE OBTENCION	9
I. 2. I.- POR CLORACION DE HIDROCARBUROS	9
I. 2. 2.- POR DESCOMPOSICION TERMICA DE TETRACLORURO DE CARBONO	II
I. 2. 3.- POR CLORACION-DESHIDROCLORACION DE DICLORURO DE ETILENO	14
I. 2. 4.- DE DICLORURO DE ETILENO	16
I. 2. 5.- DE ACETILENO Y CLORO VIA TRICLOROETILENO	19
I. 3.- TOXICOLOGIA	22
I. 4.- USOS	23
I. 5.- TRANSPORTE Y ALMACENAMIENTO	23
I. 6.- PRODUCTOS SUSTITUTOS	24
2.- TRICLOROETILENO	24
2. I.- PROPIEDADES	24
2. I. I.- PROPIEDADES FISICAS	24
2. I. 2.- PROPIEDADES QUIMICAS	24
2. 2.- PROCESOS DE OBTENCION	31
2. 2. I.- DE ACETILENO	31
2. 2. 2.- DE ACETILENO Y CLORO	34

2.2.3.- PRODUCCION DE TRI Y PERCLOROETILENO POR UNA NUEVA RUTA	37
2.3.- TOXICOLOGIA	39
2.4.- USOS	40
2.5.- TRANSPORTE Y ALMACENAMIENTO	41
2.6.- PRODUCTOS SUSTITUTOS	41
2.7.- SELECCION DEL PROCESO	41
3.- CLORURO DE HIDROGENO	49
3.1.- PROPIEDADES	49
3.1.1.- PROPIEDADES FISICAS	49
3.1.2.- PROPIEDADES QUIMICAS	58
3.2.- TOXICOLOGIA	62

CAPITULO II ESTUDIO DE MERCADO

I.- DEMANDA DE PERCLOROETILENO	67
I.1.- EVOLUCION HISTORICA DE LA DEMANDA	67
I.1.1.- ORIGEN DE LAS IMPORTACIONES	70
I.2.- SITUACION ACTUAL	70
I.3.- PROYECCION DE LA DEMANDA	70
I.4.- PRINCIPALES DEMANDANTES	73
I.5.- OFERTA	73
I.6.- BALANCE DE OFERTA-DEMANDA	73
I.6.1.- CONSUMO NACIONAL APARENTE	73
I.7.- COMERCIALIZACION DEL PRODUCTO	74
I.7.1.- CANALES DE DISTRIBUCION	74
I.7.2.- PRECIOS	76

1.7.3.- PRODUCTORES DE PERCLOROETILENO A NIVEL MUNDIAL	78
2.- DEMANDA DE TRICLOROETILENO	78
2.1.- EVOLUCION HISTORICA DE LA DEMANDA	78
2.1.1.- ORIGEN DE LAS EXPORTACIONES	81
2.2.- SITUACION ACTUAL	81
2.3.- PROYECCION DE LA DEMANDA	81
2.4.- PRINCIPALES DEMANDANTES	84
2.5.- OFERTA	84
2.6.- BALANCE DE OFERTA-DEMANDA	85
2.6.1.- CONSUMO NACIONAL APARENTE	85
2.7.- COMERCIALIZACION DEL PRODUCTO	85
2.7.1.- CANALES DE DISTRIBUCION	85
2.7.2.- PRECIOS	85
2.7.3.- PRODUCTORES DE TRICLOROETILENO A NIVEL MUNDIAL	90
CAPITULO III ASPECTOS TECNICOS	
3.- MATERIAS PRIMAS	92
3.1.- CLORO	92
3.1.1.- PRODUCCION	92
3.1.2.- PRESENTACION	95
3.1.3.- PRECIO	95
3.1.4.- DISPONIBILIDAD	96
3.2.- ETILENO	96
3.2.1.- PRODUCCION	96
3.2.2.- PRESENTACION	96
3.2.3.- PRECIO	100
3.2.4.- DISPONIBILIDAD	100

3.3.- LOCALIZACION DE LA PLANTA	101
3.4.- CAPACIDAD DE LA PLANTA	104
3.5.- DESCRIPCION DEL PROCESO	105
3.5.1.- DIAGRAMA DE FLUJO PREELIMINAR	106
3.5.2.- SUPERFICIE PREELIMINAR PARA LA PLANTA	106
3.6.- BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA	109
3.6.1.- BALANCE DE MATERIA	109
3.6.2.- BALANCE DE ENERGIA	109
3.7.- REQUERIMIENTOS DE MANO DE OBRA	113
3.8.- EQUIPO REQUERIDO	113
3.9.- ORGANIZACION DE LA PLANTA	113
CAPITULO IV. ASPECTOS ECONOMICOS	
4.1.- DETERMINACION DE LA INVERSION	125
4.1.1.- INVERSION FIJA	125
4.1.2.- CAPITAL DE TRABAJO	126
4.1.3.- INVERSION TOTAL	127
4.2.- COSTO DE PRODUCCION	127
4.3.- PUNTO DE EQUILIBRIO	131
4.4.- ESTADO DE RESULTADOS PROFORMA	136
4.5.- TASA INTERNA DE RETORNO	136
CONCLUSIONES	156
ANEXO :	
BALANCE DE ENERGIA	157
DISEÑO DE INTERCAMBIADORES DE CALOR	190
DISEÑO DE LAS COLUMNAS DE DESTILACION	256
DISEÑO DE RECIPIENTES	285
DISEÑO DE BOMBAS	310
BIBLIOGRAFIA	364

INDICE DE CUADROS

CAPITULO I

No.	PAG.
1.1.- PROPIEDADES FISICAS DEL PERCLOROETILENO.....	6
1.2.- ALGUNAS AZEOTROPOS BINARIOS DEL PERCLOROETILENO	8
1.3.- PROPIEDADES FISICAS DEL TRICLOROETILENO	28
1.4.- ALGUNOS AZEOTROPOS BINARIOS DEL TRICLOROETILENO	30
1.5.- PROPIEDADES FISICAS DEL CLORURO DE HIDROGENO ANHIDRO	49
1.6.- DENSIDAD Y CONCENTRACION DE LOS GRADOS COMERCIALES DE ACIDO CLORHIDRICO	52
1.7.- SOLUBILIDAD DEL CLORURO DE HIDROGENO EN AGUA A 1 ATM	53
1.8.- PROPIEDADES DE MEZCLAS DEL ACIDO CLORHIDRICO.....	56
1.9.- SOLUBILIDAD DEL CLORURO DE HIDROGENO EN DISTINTOS SOLVENTES	57

CAPITULO II

2.1.- IMPORTACIONES DE PERCLOROETILENO	68
2.2.- DISTRIBUIDORES DE PERCLOROETILENO EN MEXICO.....	74
2.3.- IMPORTACIONES DE TRICLOROETILENO	79
2.4.- DISTRIBUIDORES DE TRICLOROETILENO EN MEXICO	87

CAPITULO III

3.1.- PRODUCTORES DE CLORO EN MEXICO	92
3.2.- PRODUCCION Y CAPACIDAD INSTALADA DE CLORO EN MEXICO.	93
3.3.- CAPACIDAD INSTALADA DE ETILENO EN MEXICO	97
3.4.- PRODUCCION DE ETILENO EN MEXICO.....	98
3.5.- BALANCE DE MATERIA	110
3.6.- BALANCE DE ENERGIA	111

3.7.- REQUERIMIENTOS DE PERSONAL	114
3.8.- LISTA DE EQUIPO	116
3.9.- ORGANIGRAMA	124
CAPITULO IV	
4.1.- COSTO DE EQUIPOS DE PROCESO	137
4.2.- ELEMENTOS DE LA INVERSION FIJA	141
4.3.- CREDITO EXTERNO	142
4.4.- COSTO DE PRODUCCION	144
4.5.- CAPITAL DE TRABAJO	145
4.6.- MATERIAS PRIMAS E INSUMOS	146
4.7.- PROYECCION DE VENTAS	148
4.8.- PUNTO DE EQUILIBRIO	150
4.9.- AMORTIZACION Y DEPRECIACION	152
4.10.- ESTADO DE RESULTADOS PROFORMA	153
4.11.- TASA INTERNA DE RETORNO	155

INDICE DE GRAFICAS

CAPITULO II

No	Pag.
2.1.- IMPORTACIONES DE PERCLOROETILENO	69
2.2.- PROYECCION DE LA DEMANDA DE PERCLOROETILENO	71
2.3.- EVOLUCION DE LOS PRECIOS INTERNACIONALES DEL PERCLOROETILENO	77
2.4.- IMPORTACIONES DE TRICLOROETILENO	80
2.5.- PROYECCION DE LA DEMANDA DE TRICLOROETILENO	82
2.6.- EVOLUCION HISTORICA DE LOS PRECIOS INTERNACIONALES DEL TRICLOROETILENO	89

CAPITULO III

3.1.- PRODUCCION Y CONSUMO APARENTE DE CLORO	94
3.2.- PRODUCCION Y CONSUMO APARENTE DE ETILENO	97

CAPITULO IV

4.1.- PUNTO DE EQUILIBRIO 1991	133
4.2.- PUNTO DE EQUILIBRIO 1992	134
4.3.- PUNTO DE EQUILIBRIO 1994	135

INTRODUCCION

La petroquímica ha sido uno de los factores más importantes en la economía nacional durante las últimas dos décadas. Esto debido a su contribución cada vez mayor al producto interno bruto y su riqueza en cuanto a generación de empleos, lo cual la ha colocado como una actividad estratégica y prioritaria para el desarrollo del país.

La crisis que en la actualidad encara México hace que cada vez sea más difícil establecer nuevas empresas, los problemas de inflación, escasez de financiamiento y de divisas, ocasionan que la economía nacional se debilite constantemente. Lo cual provoca que las inversiones en nuevas plantas sea un proceso cada vez más complicado y apremiante. Por lo mismo, la industria mexicana y en especial la química esté obligada a usar sus propios recursos tecnológicos, económicos y humanos para sobrevivir.

La poca integración en la industria nacional y la falta de capacidad instalada, ha ocasionado una grave dependencia de importaciones de productos intermedios y terminados; muchos de los cuales son importados para cubrir la demanda del mercado nacional. El percloroetileno y el tricloroetileno son dos productos petroquímicos que se importan en su totalidad para cubrir la demanda del mercado nacional ocasionando una gran fuga de divisas.

El objetivo del presente estudio fue realizar una evaluación técnico-económica de un proceso seleccionado para poder tener criterios generales para producir en México el percloroetileno y el tricloroetileno necesarios. Parte del objetivo del trabajo es proporcionar información confiable para promover posibles mercados de exportación para estos productos, pugnando por recuperar lo más rápido posible el costo de la inversión de la planta propuesta. Se considera un proceso que produce simultáneamente ambos compuestos.

CAPITULO I

CAPITULO I
" LOS PRODUCTOS"

1.- PERCLOROETILENO.

El Percloroetileno también llamado Tetracloroetano, Tetracloroetileno, Etilentetracloruro, Tetracap, Tetropil, y Perclene, con fórmula química C_2Cl_4 es un líquido no inflamable, con agradable olor etéreo y el más estable de los etanos y etilenos clorados, requiriendo de pequeñas cantidades de estabilizadores. Es un poderoso disolvente para muchas sustancias orgánicas como aceites, grasas, gomas y resinas; también es utilizado para el lavado en seco en lavanderías, como desengrasante de metales y en procesos textiles. El Percloroetileno se disuelve en sulfuros, yodo, cloruro de mercurio y cloruro de aluminio. Es miscible con solventes orgánicos clorados además de otros solventes comunes y forma cerca de sesenta azeótropos binarios.

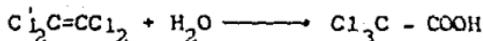
1.1.- PROPIEDADES.

1.1.1.- PROPIEDADES FISICAS.

En el cuadro 1.1.- son listadas las propiedades físicas más importantes del Percloroetileno.

1.1.2.- PROPIEDADES QUIMICAS.

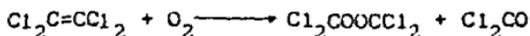
El percloroetileno purificado y estabilizado se puede usar en presencia o con exclusión de aire, agua y luz con cualquiera de los metales, el Percloroetileno resiste la hidrólisis hasta temperaturas de $150^{\circ}C$, la cual da ácido tricloroacético.



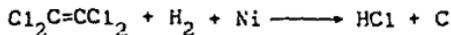
En ausencia de catalizadores, aire o humedad el Percloroetileno es estable hasta $500^{\circ}C$. Se descompone para dar varios productos dependiendo de las condiciones, pero más frecuentemente cloruro de hidrógeno y fosgeno.



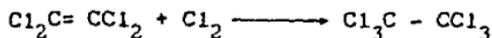
En ausencia de luz el Percloroetileno no es afectado por el oxígeno, pero bajo radiación ultravioleta en presencia de aire u oxígeno, sufre una auto oxidación a cloruro de tricloroacetil y algo de fosgeno, esta descomposición es lenta y ocurre en los prolongados almacenamientos, la cual se inhibe con aminas y fenoles.



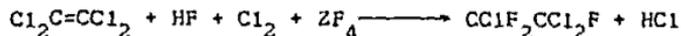
El Percloroetileno reacciona con hidrógeno en exceso y níquel como catalizador a 220°C, descomponiéndose totalmente en cloruro de hidrógeno y carbón.



La fotoclorinación de el percloroetileno da como resultado hexacloroetano.



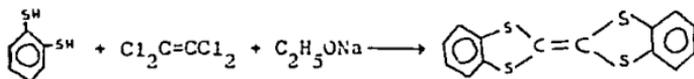
El percloroetileno mas una mezcla de fluoruro de hidrógeno y cloro, utilizando fluoruro de circonio como catalizador a temperaturas comprendidas entre 225-400°C da 1,2,2 - Tricloro - Trifluoroetano.



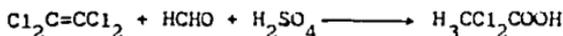
El percloroetileno reacciona explosivamente con butilitio en solución de éter de petróleo, lo mismo ocurre con potasio metálico en su punto de fusión, pero no con sodio



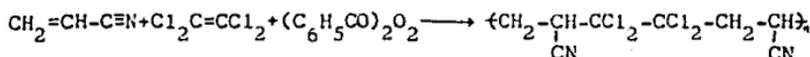
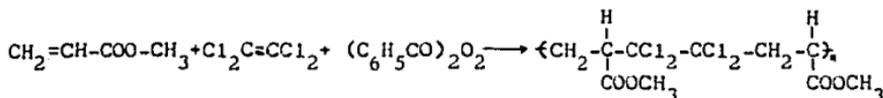
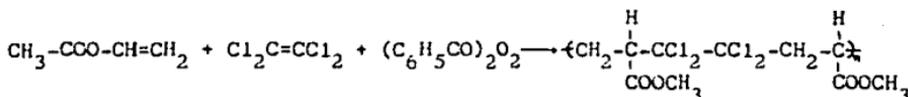
Cuando se calienta Percloroetileno a 110-120°C con orto-Bencenditiol en presencia de etóxido de sodio resulta 2,2-bis-1,3-Bencenditiol.



El Percloroetileno reacciona con formaldehído y ácido sulfúrico concentrado a 80°C para dar ácido 2,2 - Dicloropropanoico.



El Percloroetileno en presencia de dibensoil peróxido copolimeriza con, acetato de vinilo, acrilato de metilo y acrilonitrilo

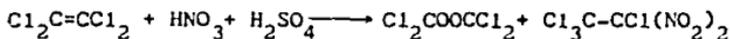


La corrosión a aluminio, fierro y cinc por percloroetileno es muy poca, a no ser que haya presencia de agua, esto puede ser inhibido por la adición de estabilizadores.

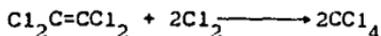
El ácido nítrico concentrado no reacciona con el percloroetileno, pero el ácido nítrico fumante lo transforma en dióxido de carbono, ácido clorhídrico y óxidos de nitrógeno.



La mezcla sulfonítrica de ácido nítrico y ácido sulfúrico concentrados forma principalmente cloruro de tricloro acetilo con algo de tetraclorodinitroetano.



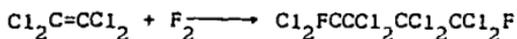
Cuando se pasan vapores de percloroetileno con cloro a temperatura de 700-800°C se forma tetracloruro de carbono.



El percloroetileno reacciona con flúor para formar principalmente: A-80°C, difluorotetracloroetano y difluoro octaclorobutano



A 0°C, difluoro octaclorobutano



CUADRO No.4.1 PROPIEDADES FÍSICAS DEL PERCLOROETILENO.

-Estado físico	Líquido
-Peso Molecular	165.83
-Punto de fusión, °C	-22.70
-Punto normal de ebullición, °C	121.20
-Gravedad específica: líquido	
10/4°C	1.63120
20/4°C	1.62260
30/4°C	1.60640
120/4°C	1.44865
-Densidad del vapor a 1atm., kg/m ³	5.80
-Viscosidad: Líquido, C.P.	
15°C	0.932
25°C	0.839
50°C	0.657
75°C	0.534
-Viscosidad del vapor a 60°C	9900.000
-Tensión superficial, dina/cm	
15°C	32.86
30°C	31.27
-Capacidad calorífica, kj/kg %	
líquido a 20°C	0.858
vapor a 100°C	0.611
-Calor de combustión, kj/mol	
a presión constante	769.90
a volumen constante a 18°C	831.80
-Calor latente de vaporización a 121°C, kj/mol	34.70
-Temperatura crítica, °C	247.10
-Presión crítica, MPa	9.74
-Calor latente de fusión, kj/mol	10.57
-Calor de formación, kj/mol	
vapor	-25.00
líquido	12.50
-Índice de refracción a 20°C	1.5054
-Constante dieléctrica a 1MHz, 20°C	2.20

CUADRO No. 1.1 CONTINUACION

-Presión de vapor, kPa		
-20.6°C		0.1333
13.8°C		1.3330
40.0°C		5.4660
60.0°C		13.8700
80.0°C		30.1300
100.0°C		58.4600
121.2°C		101.3000
-Solubilidad a 25°C, mg		
Percloroetileno en 100g de agua		15.00
agua en 100g de Percloroetileno		8.00

En el cuadro num1.2 se reportan algunos azeótropos binarios del percloroetileno.

CUADRO No. 2 ALGUNOS AZEOTROPOS BINARIOS DEL PERCLOROETILENO

SEGUNDO COMPONENTE	PUNTO DE EBULLICION C	PUNTO DE EBULLICION AZEOTROPICO	% DE PERCLOROETILENO EN PESO
-Agua	100.00	87.70	84.2
-Metanol	64.65	63.75	36.5
-Etanol	78.40	76.75	37.0
-Acido fórmico	100.70	88.15	50.0
-Acido Acético	118.10	107.35	61.5

FUENTE: KIRK - OTHMER

"ENCYCLOPEDIA OF CHEMICAL TECHNOLOGY"

N.Y.: WILEY - INTERSCIENCE, 3th. ed. 1982.

1.2.- PROCESOS DE OBTENCIÓN

1.2.1.- Por cloración de Hidrocarburos

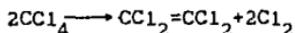
Ejemplo: Propano

- Proceso:

El percloroetileno es fabricado comercialmente por la cloración y pirólisis simultánea de hidrocarburos. Varios hidrocarburos e hidrocarburos clorados tales como metano, etano, propano o parafinas pesadas, pueden ser usadas como materia prima. El tetracloruro de carbono es formado como un subproducto lo mismo que el cloruro de hidrógeno.

En este proceso, el cloro y un hidrocarburo ligero (ejm. Propano), y varias corrientes de reciclo, son mezcladas y alimentadas a un horno de cloración a una temperatura de 550 a 700°C. La cloración de el hidrocarburo toma lugar prontamente, produciendo tetracloruro de carbono y percloroetileno, indudablemente, el último es formado en gran parte por pirólisis de el tetracloruro de carbono. Los efluentes gaseosos de el clorador son enfriados, y separado el cloruro de hidrógeno, los hidrocarburos clorados son separados de el medio de enfriamiento en una columna de destilación. La mezcla de hidrocarburos es entonces fraccionada, llevando el tetracloruro de carbono al domo y regresando a el horno como reciclo. El percloroetileno crudo en los fondos se purifica por destilación, y los fondos de esta última operación son reciclados a el horno de cloración. El rendimiento global de percloroetileno es de un 95% basado en el cloro, después cuenta para el ácido clorhídrico formado como un subproducto.

-Reacción Típica: $C_3H_8 + 8Cl_2 \longrightarrow CCl_2=CCl_2 + CCl_4 + 8HCl$



Materiales requeridos:

Base: 1 tonelada métrica de percloroetileno mas 1350Kg de cloruro de hidrógeno

Propano 200 Kg.

Cloro 2500 Kg

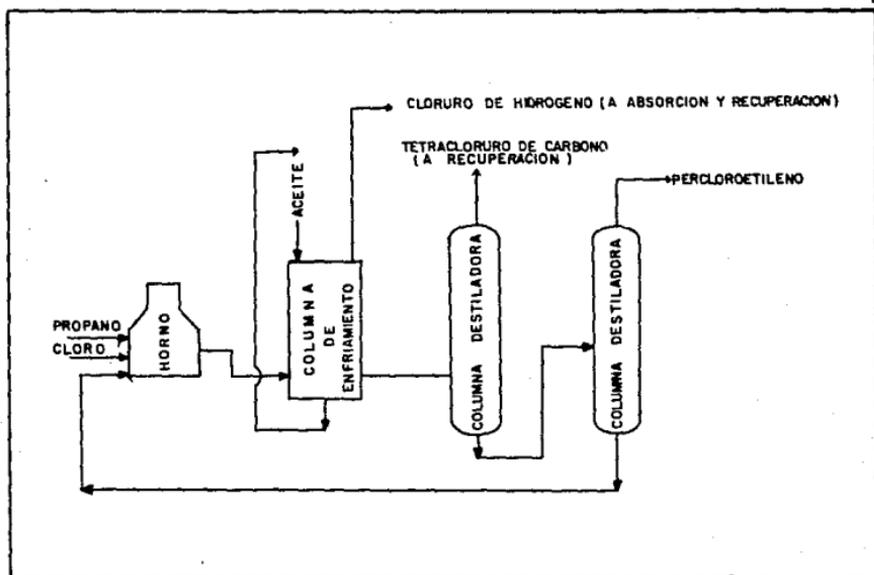
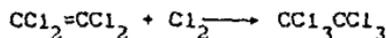
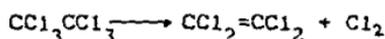
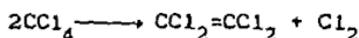
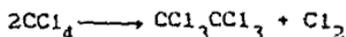


FIG. No.1-1 DIAGRAMA DE FLUJO

Para la obtención de percloroetileno por cloración de hidrocarburos.

1.2.2.- Por descomposición térmica de Tetracloruro de carbono
-PROCESO.

En este proceso industrial se efectúa la descomposición térmica del Tetracloruro de carbono para producir percloroetileno con algo de hexa-cloroetano, es probable que en la descomposición participen algunas de las siguientes reacciones o todas ellas.



Se vaporiza el tetracloruro de carbono, se pasan los vapores por un horno que contiene un cuerpo de material carbonáceo calentado por medio de electricidad y se separa el percloroetileno del hexacloroetano. El horno está revestido por dentro con material refractario y se mantiene a temperaturas de 600-1500°C. A las temperaturas bajas de este intervalo el principal producto de la reacción es hexacloroetano, pero a medida que sube la temperatura aumenta la proporción de percloroetileno. Se prefiere un intervalo de temperatura de 800 a 900°C. Los vapores de tetracloruro de carbono son introducidos a tal velocidad que una porción de ellos pasa por el reactor sin descomponerse. Los vapores de salida, que son una mezcla de cloro, percloroetileno, hexacloroetileno y tetracloruro de carbono sin descomponer, pasan a un destilador de paredes dobles por entre las cuales circula vapor, que se mantiene a temperaturas de 80-85°C. Se condensan el percloroetileno junto con el hexacloroetano y el tetracloruro de carbono junto con el cloro son expulsados por una columna de fraccionamiento.

El tetracloruro de carbono se condensa en el condensador se recoge en el receptor y se devuelve al tanque de abastecimiento, el cloro sale del receptor por una tubería de salida.

FUENTE: KIRK OTHMER
"ENCYCLOPEDIA OF CHEMICAL TECHNOLOGY"
N.Y. WILEY - INTERSCIENCE, 3 TH. ED. 1982

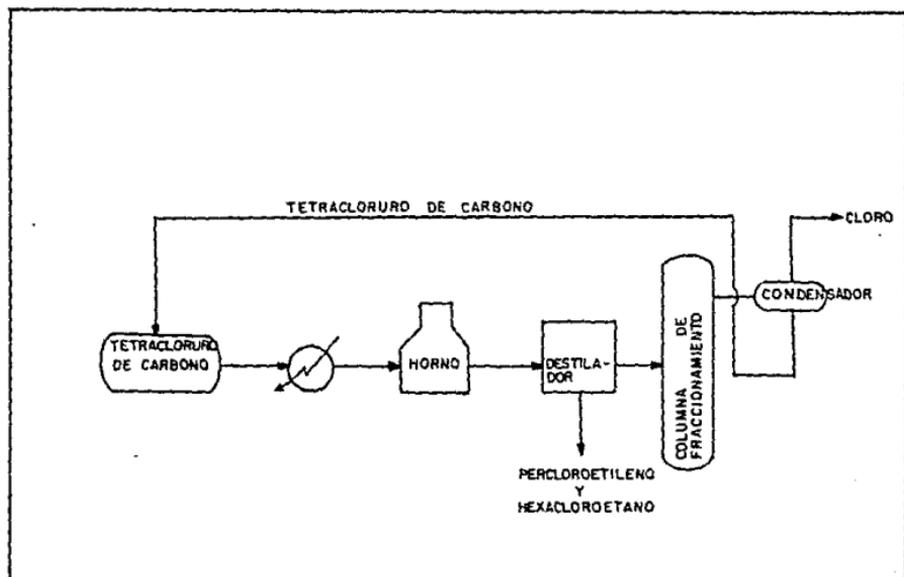


FIG. NO.1.2 DIAGRAMA DE FLUJO

Para la obtención de percloroetileno por descomposición térmica de tetracloruro de carbono.

1.2.3.- Por cloración - Deshidrocloración de dicloruro de etileno.

-PROCESO.

En este proceso, se alimenta dicloruro de etileno líquido y cloro seco a un reactor de lecho fluidizado. Los productos resultantes son gaseosos, los cuales son enfriados. En este paso se separa la mayoría del cloruro de hidrógeno gaseoso y los productos orgánicos se condensan. La mezcla se lleva a un tanque donde se neutraliza el cloruro de hidrógeno restante con sosa cáustica diluida. La mezcla se pasa a un decantador, donde se separa el percloroetileno de la fase acuosa, después se seca y se pasa a la torre de ligeros donde el producto superior compuesto de tricloroetileno y tetracloruro de carbono es reciclado al reactor. El producto de el fondo pasa a una torre de destilación donde por la parte superior se obtiene el percloroetileno y por el fondo las impurezas.

El percloroetileno obtenido tiene una pureza de 99.8%, el cual se seca y se inhibe. El rendimiento basado en el dicloruro de etileno es de 99%. El rendimiento basado en el cloro es de 96 a 97%

FUENTE: HIDROCARBON PROCESSING
NOV. 1973 PAG. 156

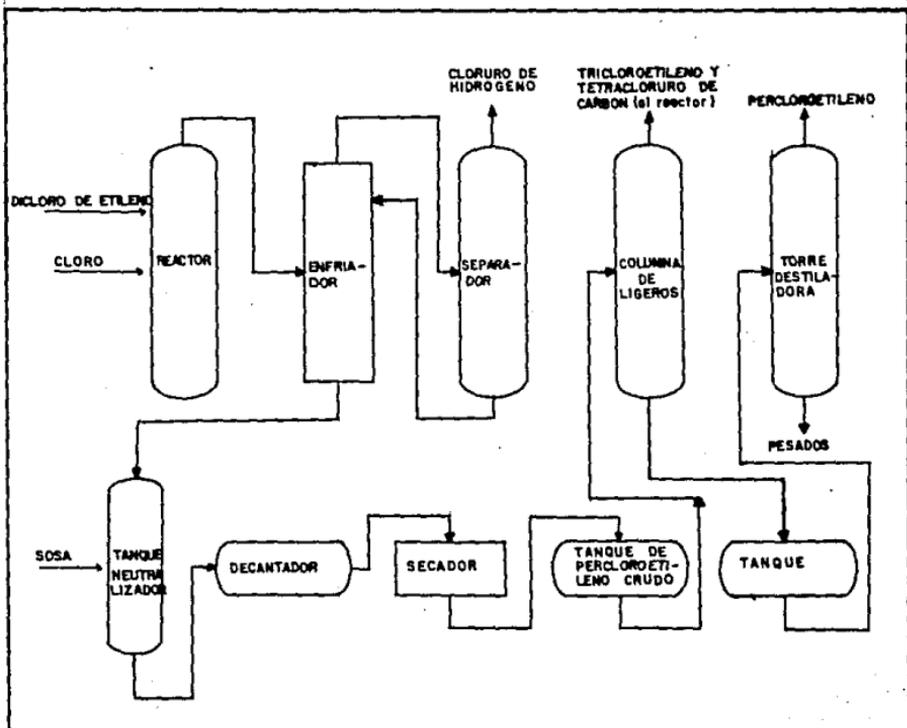


FIG. No. 3 DIAGRAMA DE FLUJO

Para la obtención de perchloroetileno por cloración-des-
hidrocloración de dicloruro de etileno..

1.2.4.- DE DICLORURO DE ETILENO.

-PROCESO.

El percloroetileno y tricloroétileno son producidos en un proceso de oxiclora^on de etapa sencilla a partir de dicloruro de etileno y cloro. La proporci^on de tricloroetileno a percloroetileno puede ser variada por ajustes en la alimentaci^on de dicloruro de etileno, cloro, y ox^ogeno.

El dicloruro de etileno, cloro, ox^ogeno, y el reciclado de los org^onicos clorados son alimentados a un reactor de lecho fluidizado. Es usado un catalizador de oxiclora^on econ^omico los catalizadores usados en la reacci^on pueden ser cloruro de potasio y cloruro c^uprico, manteniendo la temperatura en unos 425^oC; y una presi^on de 20 a 30 psi. La alimentaci^on tambi^en puede ser etileno o hidrocarburos clorados.

A la salida del reactor, el producto crudo y el cloruro de hidr^ogeno son separados. El producto crudo es secado por destilaci^on azeotr^opica. En la columna percloro-tricloro el crudo es dividido en dos corrientes, una rica en tricloro y la otra rica en percloro. La corriente rica en percloro conteniendo medianos y pesados es alimentada a la primera columna de pesados. Los pesados (1,1,2,2 y 1,1,1,2-tetracloroetano, pentacloroetano, hexacloroetano, d^omeros, alquitr^on y carbono) son sacados como fondos y flasheados para eliminar alquitranes y carb^on. Los medianos son concentrados en lo alto de la columna y reciclados.

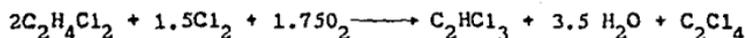
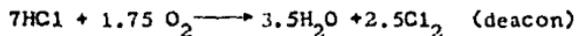
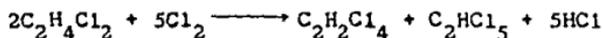
El percloro, de 99% de pureza en peso es recuperado de los fondos de la destiladora. Este es neutralizado con amoniaco, lavado y secado. La corriente de tricloro crudo es alimentada a la destiladora de producto tricloro, donde los ligeros, tales como dicloroetanos son sacados por el domo y recicla-

dos a él reactor.

El tricloro de 99.9% de pureza en peso es sacado por el fondo, neutralizado con amoniaco, lavado y secado.

Este es un ejemplo de un proceso para la manufactura de percloroetileno y tricloroetileno a partir de dicloroetileno. Hay sin embargo varios procesos comerciales basados en dicloruro de etileno.

-REACCIÓN:



85 a 90% de rendimiento

-MATERIALES REQUERIDOS

BASE: 1 Ton. métrica de percloroetileno + 793Kg de tricloroetileno.

Dicloruro de etileno	1195 Kg
Cloro	642 Kg
Oxígeno	388 Kg
Catalizador	poco

FUENTE: INDUSTRIAL CHEMICAL
FREDERICK A. LOWENHEIM
MARGUERITE K, MORAN.

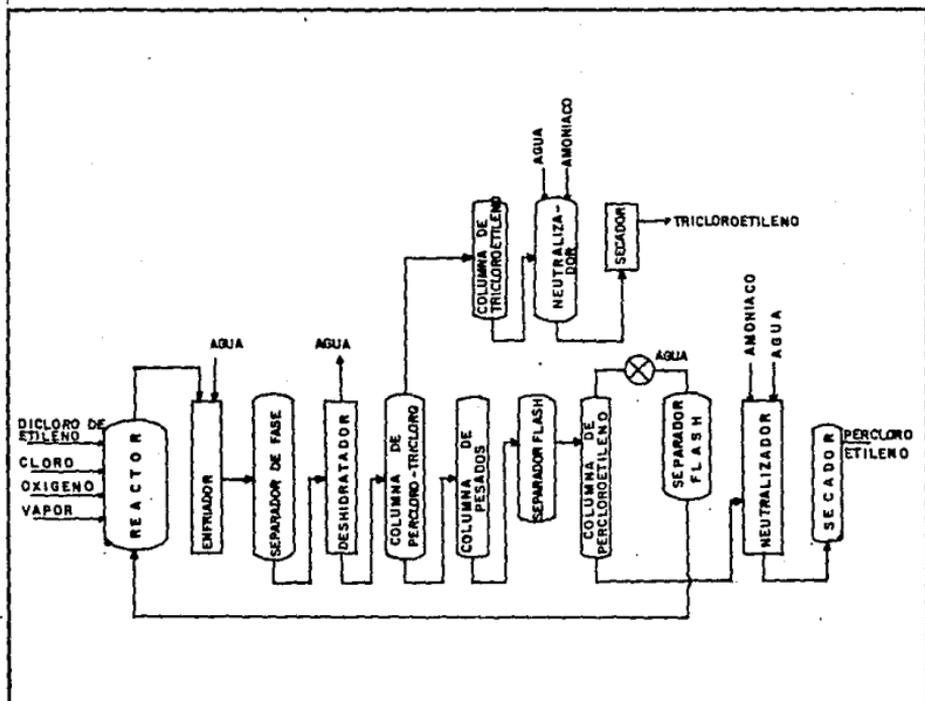


FIG. NO1.4 DIAGRAMA DE FLUJO
 Para la obtención de tricloroetileno y perchloroetileno
 a partir de dicloruro de etileno.

1.2.5.- DE ACETILENO Y CLORO VIA TRICLOROETILENO.

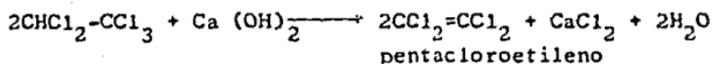
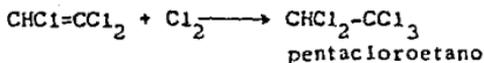
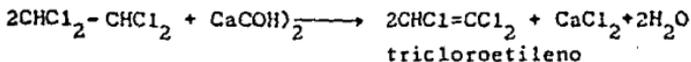
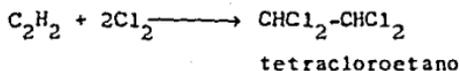
-PROCESO:

El cloro y el acetileno son mezclados independientemente, con cualquiera de las dos mezclas, separadas o dos porciones separadas de la misma mezcla de tetracloroetano y tricloruro de antimonio. Estas dos mezclas, una conteniendo cloro (60-80°C) y la otra acetileno (80 a 100°C), son entonces llevadas en contacto la una con la otra bajo tales condiciones de agitación eficiente y enfriamiento externo para que ninguna de las altas concentraciones de cloro ni de acetileno se pongan en contacto la una con la otra. El diseño actual de equipo para llevar a cabo esta reacción varía de planta a planta pero el diseño fundamental es obvio. El producto, tetracloroetano ($\text{Cl}_2\text{HC}-\text{CHCl}_2$), es destilado de la mezcla de reacción y usado en gran parte para la manufactura de tricloroetileno como sigue.

El tricloroetano es dirigido a contracorriente a una suspensión de lechada de cal (10%) en una torre empacada calentada, así como operada para que la temperatura en lo alto de la torre (73°C) permita al tricloroetileno destilar en lo alto; La temperatura en el fondo (94°C) evita pérdidas de tetracloroetano en el efluente de la columna. El tricloroetileno condensado puede ser separado de agua en un decantador y redestilado. El destilado decantado puede ser lavado con solución de sosa cáustica postérior a la destilación. Una pequeña cantidad de trimetilamina (20ppm en peso) puede ser adicionado como un estabilizador.

El tricloroetileno es entonces mandado a una torre de cloración, en donde el cloro es adicionado en presencia de un catalizador, tal como cloruro férrico. La cloración es controlada de 70 a 80°C para producir pentacloroetano. Este material en turno es deshidroclorado con lechada de cal, en una manera similar a la descrita previamente para dar percloroetileno

-REACCIONES.



83% de rendimiento

-MATERIALES REQUERIDOS

BASE : 1 Tonelada métrica de percloroetileno

Acetileno	190 Kg
Cloro	1500 Kg
Cal (hidrato)	450 Kg
Catalizador (perdidas)	Poco

FUENTE: INDUSTRIAL CHEMICAL
FREDERICK A. LOWENHEIM
MARGUERITE K. MORAN

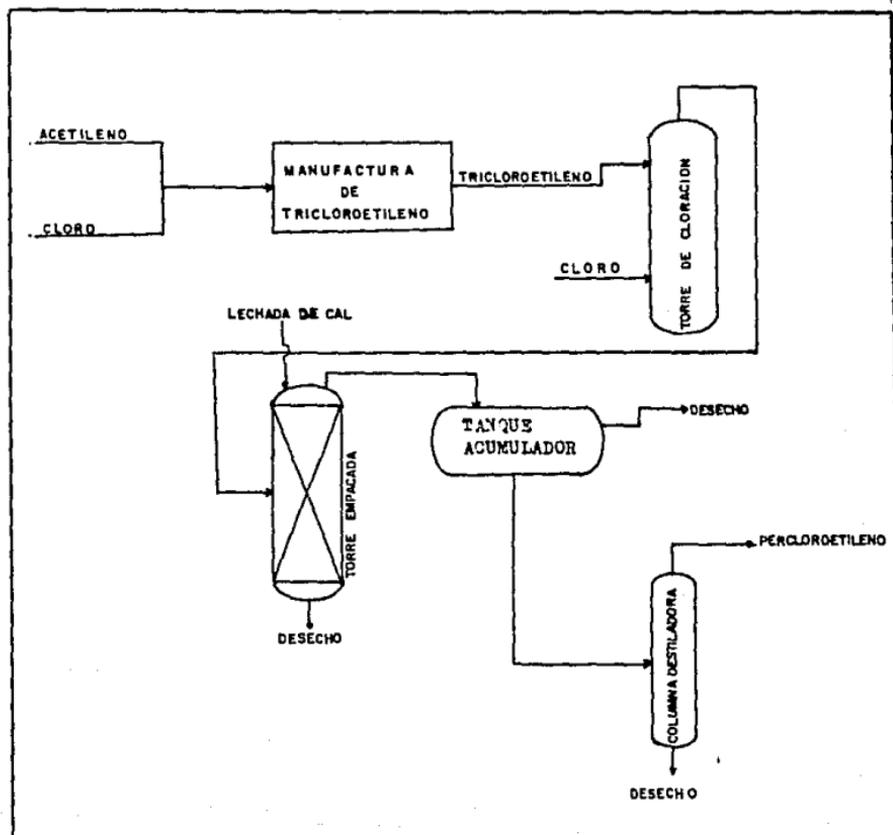


FIG. No 1.5 DIAGRAMA DE FLUJO

Para la obtención de percloroetileno a partir de acetileno y cloro via tricloroetileno.

1.3 TOXICOLOGIA

El Percloroetileno produce efectos anestésicos en el sistema nervioso central. Una exposición larga puede primero causar inconsciencia y después la muerte. La exposición a el percloroetileno ocurre casi exclusivamente por inhalación del vapor, seguida de la absorción del vapor en la sangre. Subsecuentemente el 20% del percloroetileno absorbido es metabolizado y eliminado a través de los riñones. El rompimiento del metabolismo ocurre por la oxidación del percloroetileno a ácido tricloroacético y ácido oxálico. La parte que no es metabolizada es eliminada a través del pulmón.

El percloroetileno deprime al sistema nervioso central causa . dolor de cabeza, vértigo, temblores, náuseas y vómitos, fatiga, inconsciencia y muerte.

Se estima que concentraciones de 1500 PPM causa inconsciencia en menos de 30 minutos. A concentraciones de 280 PPM después de dos horas de exposición se han reportado efectos anestésicos.

Las víctimas después de la exposición deben ser puestas al aire fresco, si es necesario artificial y atención médica. El olor que distingue al percloroetileno no necesariamente proporciona una advertencia adecuada. Porque el percloroetileno desensibiliza la rápida respuesta del olfato y las personas pueden sufrir exposiciones a concentraciones de vapores en exceso. La ingestión de una pequeña cantidad de percloroetileno es remoto que cause daño. Si el solvente es bebido, se debe de provocar vómito y procurar una atención médica inmediatamente. La exposición repetida en la piel del percloroetileno líquido puede provocar dermatitis. Pueden utilizarse guantes protectores y delantales. El tetracloroetileno causa temporalmente enrojecimiento y molestias en los ojos, las molestias pueden ser minimizadas con un lavado de los ojos inmediatamente con agua.

1.4.- USOS.

La aplicación más importante del percloroetileno es como líquido para lavado en seco. Su utilidad principal radica en su gran potencia disolvente y su inocuidad para las telas y los colorantes es igualmente apropiado para operaciones de limpieza de textiles. Se fabrican muy buenos detergentes para ser usados con percloroetileno, en aparatos de lavado en seco. El percloroetileno es muy útil para el desgrasado de metales, y es particularmente apropiado como medio secador para el metal y la madera en un proceso muy similar al desgrasado por medio de vapores disolventes. Para extraer aceites vegetales y minerales puede ser particularmente útil en el secamiento y la extracción simultánea de materiales húmedos, la excelente capacidad disolvente del percloroetileno ha sido aplicada al caucho en la fabricación de alambre aislado. Se usa también como intermediario en síntesis químicas, en la manufactura de fluoruros de carbono y como antihelmíntico (que sirve para acabar con las lombrices); los usos en porcentaje son aproximadamente el 66% para lavado en seco, 13% procesos textiles, 13% desgrasado de metales, 8% en otras aplicaciones.

1.5.- TRANSPORTE Y ALMACENAMIENTO.

El Percloroetileno es transportado por Barcos, Pipas, Carros tanque y tambos de 208 litros. Se almacena en tanques de acero equipados con ventilas y secadores químicos. Puede ser transportado por pipas forradas de una capa delgada de hierro fundido, con materiales empacados de asbesto comprimido, asbestos reforzados con metal, o asbestos impregnados con teflón, empleando centrífugas o bombas de desplazamiento positivo construidas de hierro fundido o acero. Cantidades pequeñas de percloroetileno se pueden almacenar en contenedores de vidrio verde o ámbar, como el percloroetileno es tóxico todos los contenedores deben de llevar rótulos de advertencia.

1.6.- PRODUCTOS SUSTITUTOS.

Se puede sustituir este producto por el tricloroetileno tetracloruro de carbono, tetracloroetano, cloroformo metílico y pentacloroetano.

2.- TRICLOROETILENO.

El tricloroetileno también llamado tricloroeteno, etinil tricloruro, trieclene, trilene, triclorán, triclorén, algilén trimar, trilene, tri, tretilén, clorylén su fórmula química es $\text{CHCl}=\text{CCl}_2$.

Líquido incoloro, dulce, oloroso, relativamente volátil, es un poderoso disolvente para un gran número de sustancias naturales y sintéticas, no flamable bajo condiciones de uso normal. En ausencia de estabilizadores, se descompone lentamente por aire autoxidándose, la oxidación produce sustancias que son ácidas y corrosivas. El tricloroetileno es moderadamente tóxico y tiene propiedades narcóticas.

El tricloroetileno es inmisible con agua pero miscible con muchos líquidos orgánicos como el éter y el alcohol etílico.

2.1.- PROPIEDADES

2.1.1.- PROPIEDADES FÍSICAS.

En el cuadro No. 1.3 son listadas las propiedades físicas más importantes del tricloroetileno.

2.1.2.- PROPIEDADES QUÍMICAS

El tricloroetileno se puede utilizar debidamente purificado y estabilizado, en presencia o con exclusión de aire, agua y luz, con cualquiera de los metales comunes de construcción a temperaturas de hasta de 120°C .

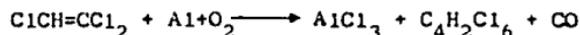
Las reacciones más importantes para el tricloroetileno son la oxidación atmosférica y la degradación catalizada por el cloruro de aluminio.

La autooxidación transforma gradualmente el tricloroetileno en cloruro de dicloroacetilo, ácido clorhídrico, monóxido de carbono y fosgeno. Con el consecuente incremento de la acción corrosiva de el solvente en las superficies metálicas.



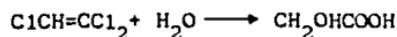
La autooxidación es acelerada por altas temperaturas y por exposición a la luz, especialmente la radiación ultravioleta.

La degradación o dimerización del tricloroetileno se lleva a cabo en presencia de aluminio y oxígeno, la formación del cloruro de aluminio cataliza la reacción a hexaclorobuteno.

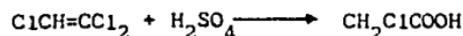


Todos los grados comerciales de tricloroetileno son estabilizados contra la auto oxidación.

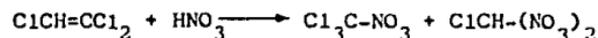
El tricloroetileno es hidrolizado por agua solo a bajas presiones y a una temperatura de 150°C, para dar ácido glicólico, con hidróxidos alcalinos.



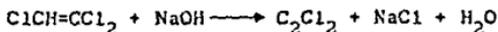
La reacción con ácido sulfúrico al 90% con tricloroetileno da ácido monocloroacético.



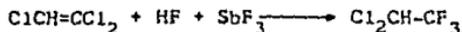
Bajo condiciones cuidadosamente controladas; el ácido nítrico reacciona con el tricloroetileno para formar tricloronitrometano (cloropicrina) y dinitroclorometano. si esta reacción se hace en caliente reacciona violentamente.



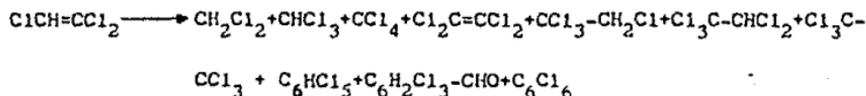
Los álcalisis fuertes como el hidróxido de sodio sólido reacciona con el tricloroetileno vaporizado a 130°C. esta reacción es explosiva a causa de la autooxidación espontánea del dicloro acetileno que se forma, los otros productos son cloruro de sodio y agua



El ácido fluorhídrico en presencia de trifluoruro de antimonio, reacciona con el tricloroetileno para producir 2-cloro 1,1,-Trifluoroetano.



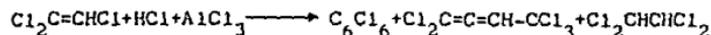
Cuando se calienta el tricloroetileno a 700°C, se descompone y forma cloruro de metileno, dicloroetileno, cloroformo tetracloruro de carbono, percloroetileno, 1,1,1,2-Tetracloroetano, pentacloroetano, hexacloroetano, pentaclorobenceno, cloruro de 2,3,4- Triclorobenzal y Hexaclorobenceno.



Las soluciones diluidas de etilato de sodio, reaccionan con tricloroetileno a temperatura de 60 a 70°C. para formar éter de etilo y 1,2 diclorovinilo.



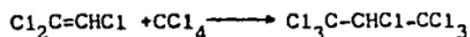
Por adición de ácido clorhídrico al tricloroetileno a unos 50°C en presencia de cloruro de aluminio se forman hexaclorobenceno, pentaclorobutadieno y tetracloroetano.



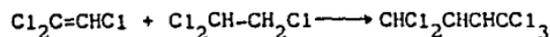
La condensación de tricloroetileno con otros hidrocarburos clorados, en presencia de cloruro de aluminio a menos de 50°C forma derivados clorados superiores de hidrocarburos superiores: con cloroformo se obtiene 1,1,1,2,3,3 hexacloropropano



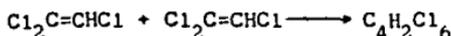
Con tetracloruro de carbono 1,1,1,2,3,3,-Heptacloropropano.



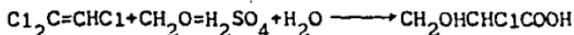
Con 1,1,2-Tricloroetano se forma pentaclorobuteno.



El Tricloroetileno forma su dímero cuando se calienta a presión, a temperatura de mas de 150°C pero menor de 200°C.



Cuando el tricloroetileno se trata con formaldehído en presencia de ácido sulfúrico concentrado, calentado posteriormente a temperaturas de 80 a 120°C en presencia de agua forma el ácido -Cloro hidracrílico.



Por polimerización de 1 a 5% por peso de tricloroetileno con cloruro de vinilo en autoclave a temperatura de 40 a 60°C empleando una mezcla de persulfíto de amonio y bisulfíto de sodio como catalizador, resulta la formación de un plástico adecuado para revestimiento.

CUADRO No. 1.3 PROPIEDADES FÍSICAS DEL TRICLOROETILENO

Estado Físico	Líquido
Peso Molecular	131.39
Punto de fusión °C	-87.10
Punto de ebullición, °C	86.70
Gravedad específica	
Líquido	
20/4°C	1.465
100/4°C	1.325
Vapor A P.E.	4.54
Densidad del vapor a P.E. Kg/m ³ *	4.45
Indice de Refracción	
Líquido, 20°C	1.4782
Vapor, 0°C	1.001784
Viscosidad, C.P.	
Líquido	
20°C	0.58
60°C	0.42
Vapor a 60°C	10,300
Tensión superficial a 20°C dina/cm	26.40
Capacidad calorífica a 20°C j/Kg°C	
Líquido	9.41
Vapor	653
Temperatura crítica, °C	271.0
Presión crítica, MPa	5.02
Conductividad térmica, W/(m.K)	
Líquido	138.5
Vapor A T.E.	8.34
Coefficiente cúbico de expansión, liq. 0-40°C	0.00119
Constante dieléctica, líquido a 16°C	3.42
Momento dipolar, C.m	3.0*10 ⁻³⁰
Calor de combustión, Mj/Kg	7.325
Calor de formación, Mj/(Kg.mol)	

Líquido		4.18		
Vapor		-29.3		
Calor latente de evaporación A P.E., KJ/Kg		240		
Límites explosivos, % Vol. en aire				
25°C		8.0—10.5		
100°C		8.0—52		
Presión de vapor, KPa **				
Constantes de Antoine	A	B	C	
	5.94606	1187.51	214.474	

Solubilidad, g

H₂O en 100g Tricloroetileno

0°C	0.010
20°C	0.0225
60°C	0.080

Tricloroetileno en 100g H₂O

20°C	0.107
60°C	0.124

*Aire=1

** $10^6 P = A - \left(\frac{B}{T+C} \right)$

CUADRO No. 1.4 ALGUNOS AZEOTROPOS BINARIOS DEL TRICLOROETILENO

SEGUNDO COMPONENTE	PUNTO DE EBULLICION °C	PUNTO DE EBULLICION AZEOTROPICO °C	TRICLOROETILENO % PESO
Agua	100.00	73.0	93.0
Metanol	64.65	60.2	64.0
Alcohol etílico	78.40	70.9	73.0
Acido acético	113.10	86.5	92.2
Cloruro de etileno	83.50	82.9	18.0

FUENTE: KIRK-OTHMER
 "ENCYCLOPEDIA OF CHEMICAL TECHNOLOGY"
 N.Y.: WILEY- INTERSCIENCE, 3th. ed. 1982

2.2.- PROCESOS DE OBTENCION MAS COMUNES.

Por 1968, el 85% de la producción en los estados unidos fue basado en el acetileno, pero, debido a los altos costos se redujo a un 8% para 1976, y ahora la mayoría del tricloroetileno es fabricado de etileno o dicloroetano.

2.2.1.- DE ACETILENO

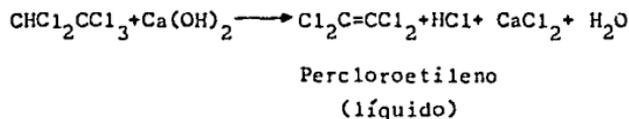
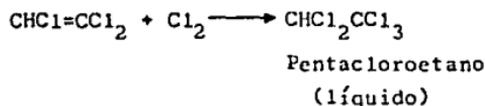
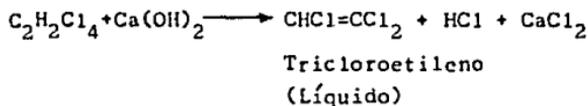
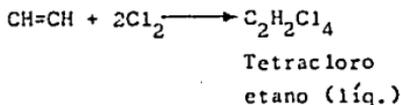
-PROCESO

El proceso basado en acetileno consiste de dos pasos: primero, el acetileno es clorado a tetracloroetano. La reacción es exotérmica (96 KCAL/mol) pero, es mantenida de 80 90°C por la vaporización de solvente y producto. Los catalizadores utilizados son cloruro férrico y algunas veces cloruro fosforoso y cloruro de antimonio.

Segundo, El tetracloroetano es deshidrohalogenado a tricloroetileno entre 96-100°C en bases acuosas tales como Ca(OH)_2 , o por cracking térmico, usualmente sobre un catalizador tal como el cloruro de bario en carbón activado o geles de sílica o aluminio a unos 300-500°C el rendimiento de tricloroetileno es alrededor del 94% basado en el acetileno.

Una desventaja de los procesos, alcalinos es la pérdida de cloro como cloruro de calcio, en el cracking térmico el cloro puede ser recuperado como ácido clorhídrico, un importante fondo de alimentación en muchos procesos químicos. Durante el cracking térmico, los catalizadores se envenenan, todo el cloruro férrico debe ser removido de la alimentación del tetracloroetano. El tetracloroetano puede ser crackeado a tricloroetileno sin catalizadores a unos 330-770°C, pero se forman cantidades considerables de alquitrán por los productos.

Las reacciones que intervienen en el proceso son las siguientes:



Rendimiento: 94% (Basado en acetileno)

FUENTE: KIRK OTHMER
"ENCYCLOPEDIA OF CHEMICAL TECHNOLOGY"
N. Y. WILEY - INTERSCIENCE, 3Th, ed. 1982

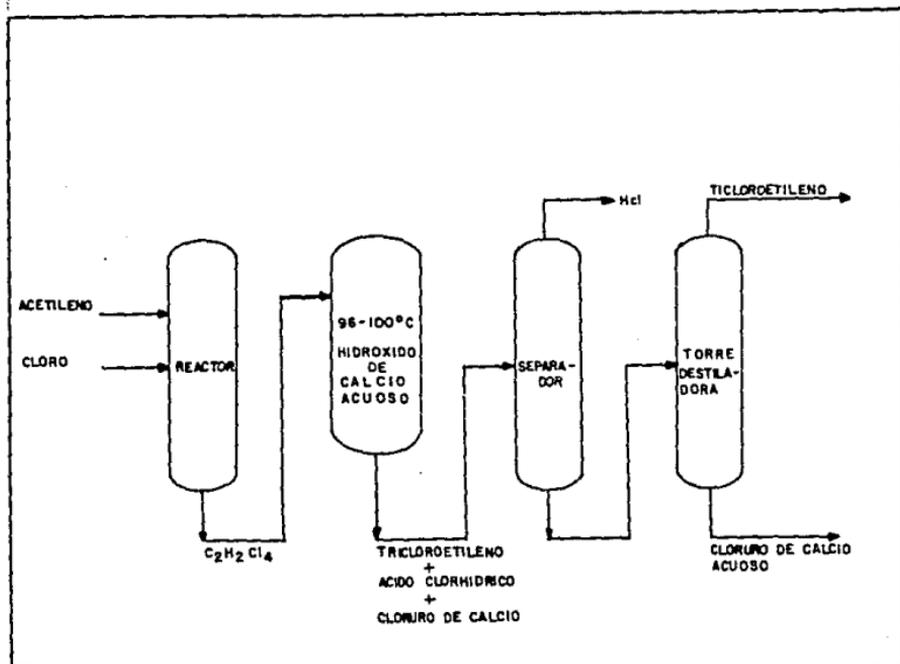


FIG. No. 1.6 DIAGRAMA DE FLUJO

Para la obtención de tricloroetileno a partir de acetileno y cloro.

2.2.2.- DE ACETILENO Y CLORO

- PROCESO.

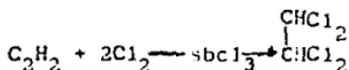
El cloro y el acetileno son mezclados independientemente con cualquiera de las dos mezclas separadas de la misma mezcla de tetracloroetano y tricloruro de antimonio. Estas dos mezclas, una conteniendo cloro (60 a 80°C) y la otra acetileno (80 a 100°C), son entonces llevados en contacto la una con la otra bajo tales condiciones de agitación eficiente y enfriamiento externo para que ninguna de las altas concentraciones de cloro ni de acetileno se pongan en contacto la una con la otra. El diseño actual de equipo para llevar a cabo esta reacción varía de planta a planta, pero el diseño fundamental es obvio. El producto tetracloroetano ($\text{Cl}_2\text{HC}-\text{CHCl}_2$), es destilado de la mezcla de reacción y usado en gran parte para la manufactura de Tricloroetileno.

El tetracloroetano producido por el proceso justamente descrito es vaporizado y mandado a un reactor catalítico, donde es deshidroclorado para producir tricloroetileno y cloruro de hidrógeno. El catalizador estándar es cloruro de bario (30%), depositado sobre carbono. El reactor es calentado de 250 a 300°C para mantener la reacción. Los gases de producto conteniendo 90% de tricloroetileno y 10% de tetracloroetano son condensados, desgaseado para extraer el cloruro de hidrógeno y entonces enviarlos a la columna de destilación para separar el tricloroetileno de los pesados finales. Una pequeña cantidad de trimetilamina (20ppm por peso) puede ser agregado a el producto para estabilizarlo. Igual de preferibles son algunas de las propiedades de inhibidores neutrales, tales como los compuestos basados en el pirrol. El rendimiento de todos los procesos basados en cualquiera de acetileno o cloro es de 90%.

En algunas plantas la conversión de tetracloroetano es efectuada por contacto con una suspensión de lechada de cal en una torre empacada. El tricloroetileno destila en lo alto y es entonces condensado y purificado.

El tetracloroetano puede ser producido de acetileno o etileno. En los Estados Unidos hoy la mayoría de el tetracloroetano es originado de el etileno.

-REACCION



90% de rendimiento

MATERIALES REQUERIDOS:

Base: 1 tonelada métrica de tricloroetileno

Acetileno	220 Kg
Cloro	1200 Kg
Catalizador (pérdidas)	Pocas

FUENTE: INDUSTRIAL CHEMICAL, FREDERICK A. LOWENHEIM
MARGUERITE K. MORAN

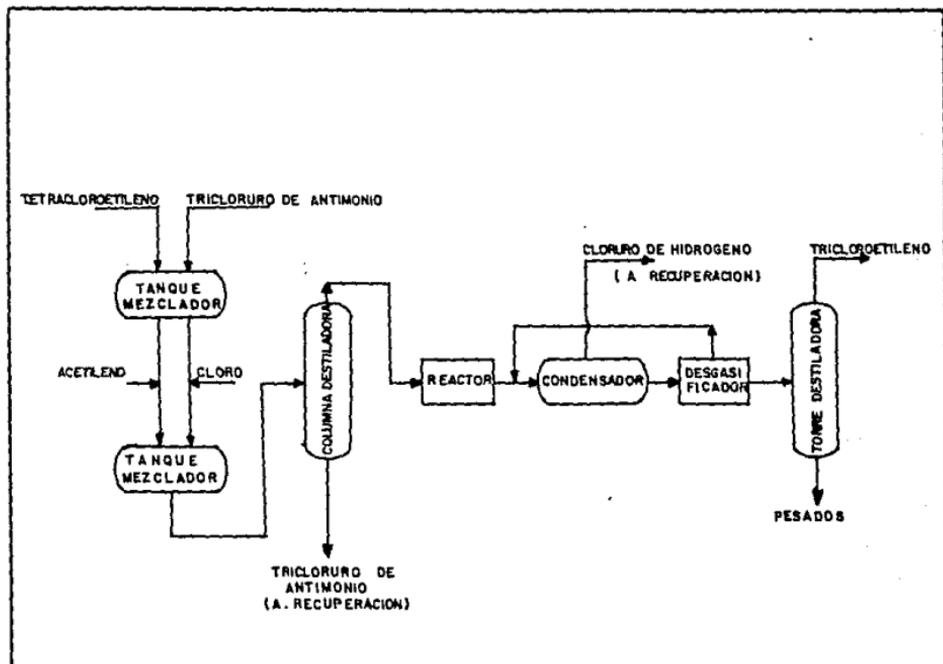


FIG. No. 1.7 DIAGRAMA DE FLUJO

Para la obtención de tricloroetileno a partir de acetileno y cloro.

2.2.3.-PRODUCCION DE TRI Y PERCLOROETILENO POR UNA NUEVA RUTA

- PROCESO

Un proceso Japonés desarrollado por taogosei chemical, clora directamente etileno en ausencia de oxígeno a unas 8 atmósferas de presión y una temperatura de 100 a 130°C. Los productos son tetracloroetanos y pentacloroetanos, los cuales son crackeados termicamente a unas 9 atm. y a una temperatura de 429 a 451°C para producir una mezcla de tricloroetileno, percloroetileno y cloruro de hidrógeno.

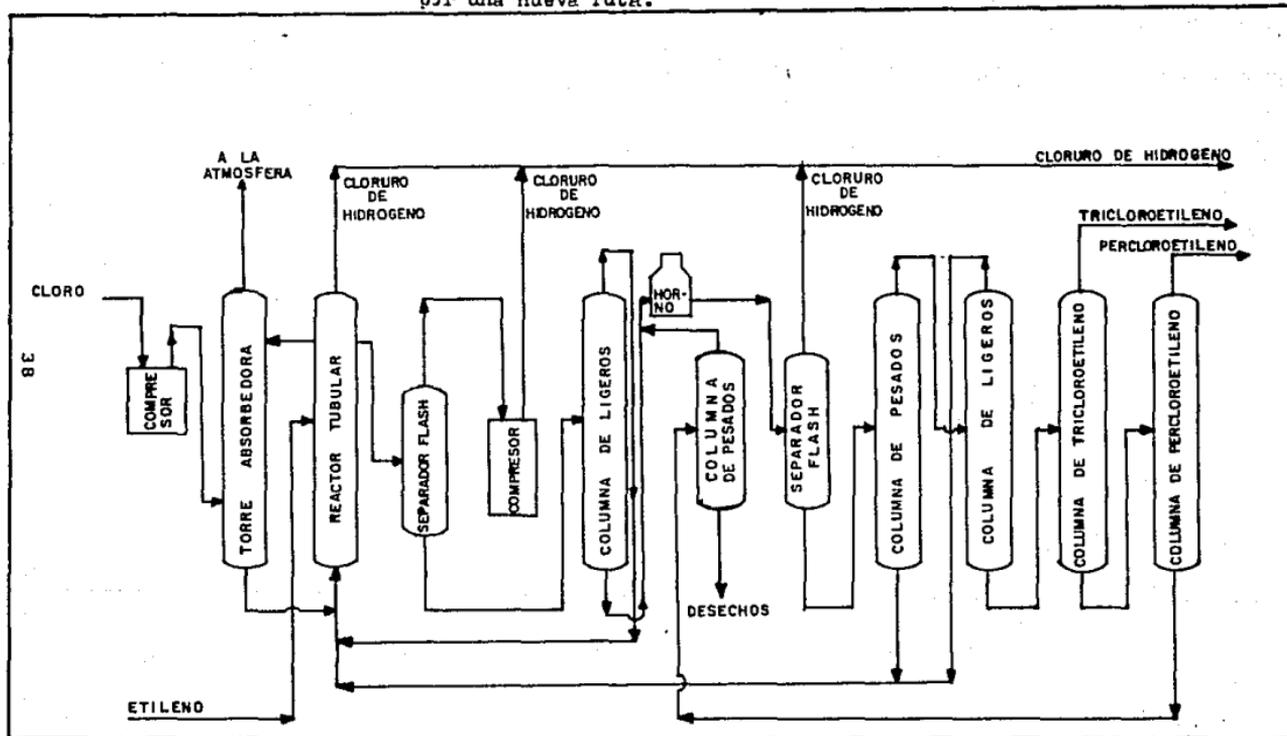
FUENTE: KIRK OTHMER

"ENCYCLOPEDIA OF CHEMICAL TECHNOLOGY"

N.Y.: WILEY- INTERSCIENCE, 3th.ed. 1982

FIG. No. 1.8 DIAGRAMA DE FLUJO

Para la obtención de percloroetileno y tricloroetileno
por una nueva ruta.



2.3.- TOXICOLOGIA

El tricloroetileno es tóxico, primeramente porque causa efectos anestésicos en el sistema nervioso central. La exposición a sus vapores puede causar inconsciencia y muerte, esto ocurre por la inhalación de vapor seguida de una rápida absorción en la sangre.

A concentraciones de 150-186 ppm, del 51-70% del tricloroetileno inhalado es absorbido y ocurre un rompimiento del metabolismo. Ocurre por oxidación del tricloroetileno, seguida por una reducción a tricloroetanol, parte del cual es oxidado a ácido tricloroacético. El tricloro no metabolizado es eliminado eventualmente por los pulmones.

El tiempo máximo a concentraciones de 100 ppm son 8 horas de exposición el tricloroetileno deprime al sistema nervioso central y a altas concentraciones de vapor causa dolor de cabeza, vértigo, temblores y vómitos, intoxicación inconsciencia y la muerte. Se estima que concentraciones de 3000 ppm causan inconsciencia en menos de 10 minutos. A concentraciones de 400 ppm después de 20 minutos de exposición los efectos que causa este disolvente son anestésicos.

Las víctimas después de la exposición deben de ser puestas al aire fresco, si es necesario proporcionarles respiración artificial y atención médica inmediata. El olor que caracteriza al tricloroetileno, no necesariamente proporciona una advertencia adecuada; ya que desensibiliza la rápida respuesta del olfato. La ingestión del tricloroetileno puede causar daños al hígado, mal funcionamiento de los riñones, arritmia cardíaca, y coma, se debe de provocar vómito y dar atención médica inmediata.

El tricloroetileno líquido al contacto con la piel puede causar dermatitis debido a la extracción de los aceites naturales de ésta. Si no es posible evitar el contacto, se usarán guantes y delantales que resistan la acción del disolvente. Se puede aliviar la sequedad de la piel aplicando pomadas que contengan lanolina para reemplazar los aceites naturales. Si el contacto es en los ojos, se debe lavar con bastante agua inmediatamente.

2.4.- USOS DEL TRICLOROETILENO

El principal uso que se da al tricloroetileno en su calidad de disolvente, es el desgrasado de metales con vapores, entre los muchos factores que han contribuido a la selección del tricloroetileno para esta operación se hallan, su no flammabilidad, su poco calor latente, su punto de ebullición ideal la poca pérdida de disolvente en las condiciones de uso y su mucha estabilidad en presencia de agua en virtud de su gran potencia disolvente de aceites, grasas y ciertos alcaloides, es excelente para extraer estas sustancias de productos vegetales.

Se usa para lavar en seco, desmanchar y como líquido lavador de textiles entre otras aplicaciones se hallan las siguientes: como líquido de transferencia de calor a bajas temperaturas, en la producción de vinil cloruro, como intermedio en síntesis orgánicas, como reductor del punto de congelación, en líquido apagadores de fuego a base de tetracloruro de carbono, en adhesivos, pinturas y como anestésico general y local, contra determinados estados morbosos.

2.5.- TRANSPORTE Y ALMACENAMIENTO

El Tricloroetileno es transportado en pipas, carros tanque, y también en tambos de acero de 208 litros. Es almacenado en tanques de acero equipados con ventilas y secadores para prevenir la acumulación de humedad.

El solvente puede ser transportado por pipas forradas de una capa de hierro fundido, con materiales empacados de asbesto comprimido, asbesto reforzado con metal, o asbesto reforzado con Teflón, se emplean para bombearlo, bombas de desplazamiento positivo o centrífugas de hierro fundido. pequeñas cantidades de tricloroetileno pueden ser almacenadas sin daño en contenedores de vidrio verde o ámbar.

El Tricloroetileno es tóxico, de allí que, todos los contenedores deben de llevar rótulos de advertencia por inhalación de vapores, ingestión del líquido, salpicadura del solvente en los ojos o en la piel y ropa, y el uso de el solvente en cercanía a flamas. Aunque bien el riesgo de inflamación es muy bajo las fuentes de inflamación no deben estar presentes cuando el tricloroetileno es usado en areas altamente confinadas o en areas no ventiladas. Los tanques en los cuales las concentraciones flamables podrían desarrollarse deben de estar a tierra para prevenir la formación de cargas electrostáticas.

2.6.- PRODUCTOS SUSTITUTOS.

Debido a sus propiedades disolventes parecidas este producto hasido desplazado poco a poco por el percloroetileno. Otros sustitutos: Tetracloruro de carbono, Tetracloroetano, Cloroformometilico, Pentacloroetano, y otros solventes clorados.

2.7.-SELECCION DE PROCESO

En esta parte que es la selección del proceso, los procesos que par ten. de Tetracloruro de carbono y acetileno, se descartan

ya que el costo de estas materias primas es alto lo cual sería una inconveniencia para este estudio. En vista de lo anterior los procesos que resultan ser los convenientes son: el de cloración y deshidrocloración de dicloruro de etileno, por cloración de hidrocarburos, de dicloruro de etileno, y el proceso japonés que parte de etileno y cloro. Utilizando el criterio del uso de catalizador, quedarían descartados los de cloración y deshidrocloración de dicloruro de etileno, de dicloruro de etileno y los descartados previamente. Hecho esto los procesos que serían viables son: por cloración de hidrocarburos, y el que parte de etileno y cloro.

Utilizando el criterio de precio producto/precio mat. prima (ϕ) como una evaluación para elegir entre los procesos que quedaron finalmente. el proceso japonés con una $\phi=1.85$ mayor a la ϕ del que parte de cloración de hidrocarburos ($\phi=1.17$ y 1.05) es el que queda como mejor opción. otra posible justificación a esta última selección es el hecho de que el que parte de hidrocarburos sólo obtiene como producto el percloroetileno, lo cual es solo un producto de los dos que se pretenden en éste estudio. Los procesos descartados previamente también obtienen un solo producto, exceptuando los procesos de dicloruro de etileno y de acetileno y cloro vía tricloro, cabe aclarar que éste último proceso en una primera parte del proceso obtiene tricloroetileno para obtener a partir de este el percloroetileno, que es el producto final del proceso, pero como el objetivo es obtener ambos productos, no tendría caso usar tricloro como materia prima, ya que éste es un producto que se desea obtener, por ser de importación. El proceso de dicloruro de etileno el cual obtiene ambos productos además de tener en su contra el criterio del uso de catalizador puede aunarsele en su contra, el hecho de que parte de dicloruro de etileno como materia prima principal, ya que la producción de dicloruro de etileno es poca y en todo caso depende de el etileno que se produce, razón que lo deja atrás de el proceso japonés que parte de etileno, lo cual sería una inconveniencia.

PRECIO DEL PERCLOROETILENO: 1800 \$/Kg

952.10 \$/kg * 200 Kg = 190 420 \$

568 \$/kg * 2500 Kg = 1420 000 \$

Precio Mat. Prima = 1610420 \$

$$\phi = \frac{1800000}{1610420} = 1.11$$

-Proceso japonés

Apartir de etileno y cloro

Para 862 kg de tricloroetileno y 138 kg de percloroetileno

Se requieren: Etileno: 220 Kg

Cloro : 1720 Kg

Precio del etileno: 621 \$/Kg

Precio del cloro 568 \$/Kg

Precio del tricloroetileno: 2000 \$/Kg

Precio del percloroetileno: 1800 \$/Kg Precio producto:

621 \$/kg*220kg = 136620

862kg*2000\$/kg=1724000 \$

568 \$/kg * 1720 kg = 976960 \$

138kg*1800\$/kg=248400 \$

precio mat. prima 1113580 \$

Precio producto 1972400 \$

$$\phi = \frac{1972400}{1113580} = 1.77$$

Tricloroetileno

-Apartir de acetileno y cloro (cracking termico)

Para una tonelada de tricloroetileno

se requieren: Acetileno 220 kg

Cloro 1200 kg

Precio del acetileno: 4786 \$/kg
Precio del cloro: 568 \$/kg
Precio del tricloro: 2000 \$/kg

220kg*4786 \$/kg= 1052920 \$
1200 kg*568 \$/kg=681600 \$

Precio mat. prima = 1734520 \$

$$\phi = \frac{2000\ 000\ \$}{1734520\ \$} = 1.15$$

Precio producto:

2000 \$/kg * 1000 kg=2000 000 \$

-A partir de dicloruro de etileno

$\phi = 1.11$ ya calculada en procesos de percloroetileno

-Proceso japonés

A partir de etileno y cloro

$\phi = 1.77$ calculada en procesos de percloroetileno

-A partir de acetileno y cloro via tricloroetileno

Para una tonelada de percloroetileno

se requieren: acetileno 190 kg

Cloro 1500 kg

Cal 450 kg

Precio de acetileno 4786 \$/kg

Precio del cloro 568 \$/kg

Precio de la cal 120 \$/kg

Precio del percloroetileno 1800 \$/kg

190kg*4786 \$/kg=909340 \$

1500 kg*568 \$/kg=852000 \$

450kg*120 \$/kg=54000 \$

Precio mat. prima 1815340 \$

Precio de producto

1000x1800 \$/kg=1800 000 \$

$$\phi = \frac{1800\ 000\ \$}{1815340\ \$} = 0.99$$

CRITERIOS DE SELECCION DE PROCESO

<u>PROCESOS PARA PERCLOROETILENO</u>	RENDIMIENTO	USO DE CATA- LIZADOR	<u>\$ PRODUCTO</u> <u>\$ MAT. PRIMA(¢)</u>
- Por Cloración de Hidrocarburos (ejm.): Propano	95% (basado en cloro)	No	
	98% (basado en propano)		
: Dicloroetano			1.11
: Butano			1.05
-De Tetracloruro de carbono			
-De Cloracion y deshidrocloración de dicloruro de etileno	99%(basado de di- cloruro de e- tileno)	Si	--
*-De dicloruro de etileno(oxiclорación y desoxicloración)		Si	1.19
*-De acetileno y cloro via tricloroetileno	83% (basada en a- cetileno)	Si	0.99
*-De etileno y cloro (proceso Japones)	95-98%(basado en e- tileno)	No	1.77
<u>PROCESOS PARA TRICLOROETILENO</u>			
-De acetileno (por lechada de cal)	99%(basado en ace- tileno)	Si	--
-De acetileno (por crackingTérmico)	90%(basado en ace- tileno ó cloro	Si	1.15
*-De dicloruro de etileno(oxiclорacion y desoxicloracion		Si	1.19
*-De etileno y cloro (proceso Japones)	95-98%(basado en eti- leno)	No	1.85
	100%(basada en cloro)		

* Procesos que producen ambos compuestos

TECNOLOGIA DISPONIBLE

- POR CLORACION DE HIDROCARBUROS - DOW CHEMICAL CO.
U.S. PATENT (2,034,202)MAY.17,1936
- DE TETRACLORURO DE CARBONO - DOW CHEMICAL CO.
U.S. PATENT (1,930,350)OCT. 10,1933
- DE CLORACION Y DESCLORACION DE
DICLORURO DE ETILENO - DIAMOND SHAMROCK CORP.
DEER PARK, TEXAS USA.
- DE DICLORURO DE ETILENO (OXI-
CLORACION Y DESOXICLORACION) - PITTSBURGH PLATE GLASS COMPANY
U.S. PATENT (3,04,109) JUN,19,1962
U.S. PATENT (3,296,319) JUN,3,1967
U.S. PATENT (3,39,132) JUL,16,1968
- DE ACETILENO VIA TRICLOROETI-
LENO. - ELECTRIQUES D'UGINE, PARIS FRANCE.
U.S. PATENT (2,938,931)MAY.31,1960
- DE ETILENO Y CLORO (PROCESO
JAPONES) - TOAGOSEI CHEMICAL CO.
JAPAN PATENT (537,422) JUL.21,1966.

3.- CLORURO DE HIDROGENO.

El cloruro de hidrógeno anhidro es un gas incoloro, condensa a un líquido incoloro y se congela a un cristal color blanco sólido.

3.1.- PROPIEDADES

EN CUADRO No.1.5 se reportan las propiedades físicas y termodinámicas del cloruro de hidrógeno anhidro.

CUADRO No. 1.5.- PROPIEDADES FISICAS Y TERMODINAMICAS DEL CLORURO DE HIDROGENO ANHIDRO.

-Estado Físico	gas
-Peso molecular	36.50
-Punto de fusión, °C	-114.22
-Punto de ebullición, °C	-85.05
-Calor de fusión a -114,22°C, kj/mol	1.9924
-Calor de vaporización a -85.05°C, kj/mol	16.1421
-Entropía de vaporización, J/mol ^o K	85.85
-Punto triple, °C	-114.25
-Temperatura crítica, °C	51.54
-Presión crítica, MPa	8.316
-Volumen crítico, L/mol	0.096
-Densidad crítica g/l	424.00
-Factor de compresibilidad	0.117
-AH ^o a 298 ^o K, Kj/mol	medido -92.312, calculado
-AG ^o a 298 ^o K, Kj/mol	-100.4 -95.303
-S ^o a 298 ^o K, kj/mol	186.786
-Energía de disociación a 298 ^o K, kj	Medido 431.62, calculado 427.19

-Presión de vapor del líquido, Kpa(160-260°K):

$$\log_{10} p(\text{kpa}) = -905.53T^{-1} + 1.751 \log_{10} T - 0.0050077T + 3.78229; T = ^\circ\text{K}$$

-Coeficiente de compresibilidad, 0.00787

-Separación internuclear, nm 0.12510

-Capacidad calorífica j/mol°K:

Vapor (presión Cte) A 273.16°K 29.162

Vapor (presión CTe) A 973.20°K 30.554

Líquido a 163.16°K 60.378

Sólido A 147.16°K 48.980

-Tensión superficial A 118.16°K, dina/cm 23.00

-Viscosidad, CP:

Líquido A 118.16°K 0.405

Vapor A 273.06°K 0.0131

Vapor a 523.20°K 0.0253

-Conductividad térmica, mw/m°K:

Líquido A 118.16°K 335.00

Vapor A 273°K 13.40

-Densidad, g/cm³

Líquido A 118-16°K 1.045

Líquido A 319.35°K 0.630

Sólido(forma rómbica) A 81°K 1.507

Sólido(forma cúbica)A 98°K 1.480

Sólido(forma cúbica)A 107°K 1.469

-Índice de refracción:

Líquido A 298°K 1.254

Gas A 273.16°K 1.0004456

-CONSTANTE DIELECTRICA

Líquido A 158.94 ^o K	14.20
Gas A 298.16 ^o K	1.0046

-CONDUCTIVIDAD ELECTRICA $\text{ohm}^{-1}\text{m}^{-1}$

A 158.94 ^o K	$1.7 \cdot 10^{-7}$
A 185.56 ^o K	$3.5 \cdot 10^{-7}$

Una buena correlación de la viscosidad de el gas con la temperatura, en un amplio rango está representada por la ecuación: $n = n_0 (T/273.1)$.

Donde: n = Viscosidad en C.P.

n_0 = Viscosidad en c.p. A 273^oK, del cloruro de hidrógeno
 T = Temperatura en ^oK

La presión de vapor del cloruro de hidrógeno sólido y líquido está expresada por la ecuación de Henglein.

$$\log_{10} P(\text{KPa}) = - \frac{k}{T^n} + 6.628$$

$$\log_{10} P(\text{mmHg}) = - \frac{k}{T^n} + 7.503$$

Para cloruro de hidrógeno sólido $k = 1966.3$ y $n = 1.1600$

Para cloruro de hidrógeno líquido $k = 945.7$ y $n = 1.0160$

La temperatura T en ^oK.

Para calcular la capacidad calorífica a presión constante del cloruro de hidrógeno gaseoso.

$$C_p = a + bT + cT^2$$

Para cuando la capacidad se quiere en CAL/grado.mol;
 $a = 6.7319$; $b = 0.4325 \cdot 10^{-3}$ y $C = 3.697 \cdot 10^{-7}$ Si se quiere en
 $J/\text{grado.mol}$; $a = 28.1663$; $b = 1.8096 \cdot 10^{-3}$ y $C = 15.4692 \cdot 10^{-7}$

ACIDO CLORHIDRICO.

El ácido clorhídrico, es una solución, de cloruro de hidrógeno en agua, la más vieja designación de ácido muriático fue propuesta por Lavoisier en 1789, basandose en el término muriático, que indica la presencia de cloro y un compuesto inorgánico, ésta arcaica designación es utilizada en las industrias, para referirse a las formas comerciales. similarmente en 1800, el químico francés Baumé propuso una escala arbitraria de grados Baumé, relacionada con la gravedad específica y es utilizada para caracterizar los grados comerciales del ácido, también existen los grados Twadell que se relacionan con la densidad, pero, son utilizados, en menor proporción.

La relación de los tres grados comerciales estandar del ácido clorhídrico, se anotan en el cuadro No. 1.6

CUADRO No.1.6 DENSIDAD Y CONCENTRACION DE LOS GRADOS

COMERCIALES DE ACIDO CLORHIDRICO

GRAVEDAD ESPECIFICA	°BAUME	°TWADDELL	%HCl
1.1417	18	28.38	27.92
1.1600	20	32.00	31.45
1.1789	22	35.78	35.21

La relación entre los dos grados comerciales y la gravedad específica es $\frac{1.5}{45 - 0.86} = 0.005^\circ \text{ Tw} + 1 = \text{Gr. Esp.}$

DONDE: °Be son los grados Baumé.

°Tw son los grados Twadell.

Gr. Esp. es la gravedad específica

El cloruro de hidrogeno es muy soluble en agua; La solubilidad a varias temperaturas a presión atmosférica se reporta cuadro No. 1.7

CUADRO No.1.7. SOLUBILIDAD DE EL CLORURO DE HIDROGENO EN AGUA 1ATM.

TEMPERATURA, °C.	SOLUBILIDAD DE gHCl por 100g de solución	%en Mol H ₂ O en vapor
-18.3	48.98	
-15.0	48.27	
-10.0	47.31	0.0070
0.0	45.15	0.0178
10.0	44.04	0.0460
20.0	42.02	0.1230
30.0	40.22	0.2850
40.0	38.68	0.6350
50.0	37.34	
60.0	35.94	

La presión de vapor y la composición del vapor, de soluciones acuosas no saturadas de ácido clorhídrico se reportan en la figura No. 1.9, a las temperaturas de 0, 20 y 50°C.

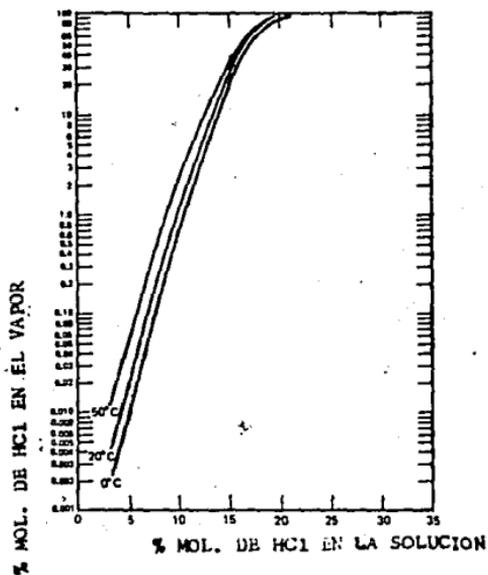


FIG. No.1.9 COMPOSICION DEL VAPOR EN EL SISTEMA
HCl-H₂O

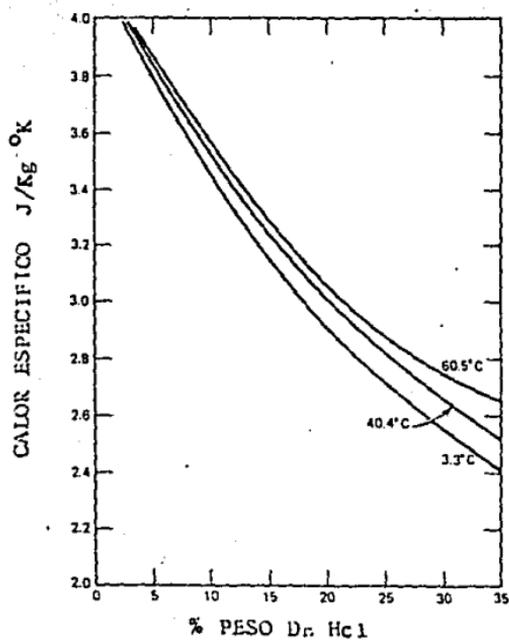


FIG. NO. 1.10 CALOR ESPECIFICO DEL ACIDO CLORHIDRICO

El cloruro de hidrógeno y el agua forman mezclas de punto de ebullición constante. Las propiedades esas mezclas han sido determinadas con gran precisión, y frecuentemente usadas como estándar analíticos. algunas de esas propiedades se reportan en el cuadro No. 1.8

CUADRO NO. 1.8 PROPIEDADES DE MEZCLAS DE HCl CON PUNTO DE EBULLICIÓN CONSTANTE.

PRESION, Kpa	PUNTO DE EBULLICIÓN °C	DENSIDAD A 25°C	% PESO DE HCl
6.7	48.724	1.1118	23.42
33.0	81.205	1.1042	21.883
66.0	97.578	1.0993	20.916
93.0	106.424	1.0966	20.360
101.0	108.584	1.0959	20.222
106.0	110.007	1.0955	20.155
133.0	116.185	1.0933	19.734

La viscosidad del ácido-clorhídrico se incrementa levemente con un aumento en la concentración, se puede calcular con la siguiente ecuación:

$$(R-R_0)R_0 = 0.0030 + 0.0620C^{0.5} + 0.0008C$$

DONDE: C, es la concentración en mol/L

R_0 , es la viscosidad del agua a 25°C = 0.8904 C.P.

R, es la viscosidad en C.P.

La tensión superficial de las soluciones diluidas de ácido clorhídrico, es ligeramente menor que la del agua (71.97 C.P. A 25°C), declina lentamente con un incremento en la concentración. La capacidad calorífica para las soluciones de ácido clorhídrico se puede tomar de la fig. No.1.10

La solubilidad del cloruro de hidrógeno a presión atmosférica en varios solventes se reporta en cuadro N.º 1.9

CUADRO N.1.9 SOLUBILIDAD DEL CLORURO DE HIDROGENO EN DISTINTOS SOLVENTES

COMPUESTO	SOLUBILIDAD mol HCl/ mol solvente	
	0°C	20°C
Agua	0.409	0.3578
Eter Dietílico	1.123	0.6700
Metanol	0.920	0.740
Etanol	0.970	0.820
Isopropanol	1.000	0.830
n-Octanol	1.000	
Etil acetato	0.730	0.490
Propil acetato	0.760	0.530
Acido acético		0.140
Benceno	0.065	0.039
Octano		0.029
Dodecano		0.031
1,1,2-Tricloroetano		0.031
1,1,2,2,-Tetracloroetano		0.027

3.1.2.- PROPIEDADES QUIMICAS

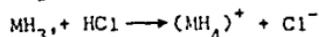
Reacciones del cloruro de hidrógeno anhidro.

- Con compuestos inorgánicos.

El cloruro de hidrógeno puede reaccionar por cualquier fisión heterolítica u homolítica del enlace H-Cl. Porque la barrera cinética de cualquier tipo de fisión es alta para los materiales anhidros, esto es relativamente inerte.

- Protonación de los hidruros del grupo V

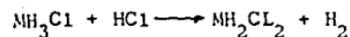
MH_3 , (M=N, P, As)



En estas reacciones el enlace H-Cl es roto.

- Reacción con nitrúros, borúros, siliciúros, germaniúros carbúros y sulfúros. Estas reacciones tienen lugar a velocidades significantes solo a temperaturas elevadas (650°C o arriba). Los productos son los cloruros del metal y los hidruros correspondientes. La mayoría de las reacciones estudiadas son aquellas de los nitrúros de aluminio, magnesio, calcio y titanio, en las cuales el amoniaco es formado a lo largo de la reacción con el cloruro metálico.

- Reacciones con los hidruros de silicio, germanio y boro. La reacción es catalizada por cloruro de aluminio y es útil para preparar los silanos y germanos substituidos de cloro.



(M=S₁, Ge, B)

- REACCION CON OXIDOS METALICOS.

La reacción del cloruro de hidrógeno con los óxidos de los metales de transición se realiza a temperaturas altas y estas aumentan al aumentar el peso del metal, el producto de la reacción es usualmente el oxiclورو correspondiente.

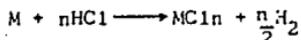
EJEMPLO:



Reacciones similares se llevan a cabo para muchos otros óxidos metálicos tales como Sb_2O_3 , BeO , Al_2O_3 y TiO_2 con formación de un cloruro u oxiclорuro relativamente volátil.

-REACCION CON METALES

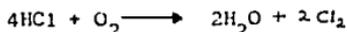
No obstante las consideraciones termodinámicas para la reacción



Indican que la mayoría de los metales deberían reaccionar, en la practica la reacción es lenta en todas menos a temperaturas elevadas.

-Reacción con agentes oxidantes.

El cloruro de hidrógeno y el oxígeno reaccionan en fase gaseosa liberando cloro de acuerdo A:



-REACCION CON OTROS HIDROCLOROS.

El cloruro de hidrógeno anhidro forma compuestos de adición a bajas temperaturas con varios ácidos de otros halógenos, tales como el HBr , HI y HCN . éstos compuestos son inestables a temperatura ambiente.

-REACCIÓN CON OXIACIDOS Y OTRAS SALES.

La reacción directa del cloruro de hidrógeno con trióxido de azufre da ácido clorosulfónico líquido.



Esta reacción se desarrolla también con oleum.

Los sulfatos anhidros de los metales pesados forman compuestos de adición con HCl , combinándose en general con dos moles de cloruro de hidrógeno formando complejos como:



-REACCION CON COMPUESTOS ORGANICOS.

El cloruro de hidrógeno se adiciona a los enlaces dobles y triples carbono-carbono en una gran variedad de compuestos orgánicos. La orientación usualmente es definida por la regla de MARKOVNIKOV, la cual indica que el mismo halógeno ataca a los sitios de mas baja densidad electronica. La reacción de adición a olefinas es utilizada para fabricar cloruro de etilo de etileno y 1,1-Dicloroetano de cloruro de vinil.

-SUSTITUCION DEL HIDROXIDO ALIFATICO CON CLORO



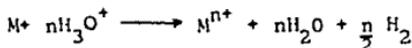
Para los alcoholes más altos, se utiliza como catalizador el cloruro de ZINC en fase líquida.

Para los alcoholes mas bajos se utiliza el cloruro férrico líquido.

"ACIDO CLORHIDRICO"

-REACCION CON METALES

El ácido clorhídrico acuoso ataca a la mayoria de los metales y aleaciones de acuerdo a;



La rapidéz de reacción depende de variables como la temperatura, concentración del ácido, presencia de inhibidores, reductores u oxidantes.

-REACCIONES CON OXIDOS E HIDROXIDOS.

La reacción entre el ácido clorhídrico y soluciones acuosas del metal alcalino y los hidróxidos de tierras alcalinas es una reacción iónica simple, dando la sal normal como el producto. La reacción con óxidos metálicos e hidróxidos que tienen baja solubilidad en agua o insolubles, es frecuentemente un fenómeno complejo. La rapidéz depende de muchos factores similares señalados en las reacciones con metales.

-REACCION CON AGENTES OXIDANTES

Varios agentes pueden ser usados para oxidar el ácido clorhídrico acuoso, formando agua y cloro como con la oxidación del cloruro de hidrógeno anhidro, ejemplos de varios tipos de agentes de oxidación son el peróxido de hidrogeno (H_2O_2), el ácido selénico (H_2SeO_4) y el peróxido de vanadio (V_2O_5)

-REACCIONES CON COMPUESTOS ORGANICOS.

El ácido clorhídrico, cataliza muchas reacciones orgánicas pero la mayoría de estas reacciones no son específicas para el ácido clorhídrico.

3.2.- TOXICOLOGIA

El ácido clorhídrico ejerce una acción destructora sobre las membranas mucosas y la piel. El gas clorhídrico y su disolución acuosa concentrada causan quemaduras químicas o dermatitis. La inhalación de concentraciones excesivas del gas producen fuertes irritaciones en las vías respiratorias, y la exposición prolongada es peligrosa para la vida humana. Por fortuna su acción irritante avisa pronto y motiva la rápida evacuación del lugar contaminado. Debe cuidarse mucho de evitar el contacto con los ojos, pues podría causar daños irreparables en la cornea.

No se han determinado aun los límites de ácido clorhídrico que no ofrecen peligro. En general se acepta una concentración de 10 ppm como nivel máximo de ácido clorhídrico, que puede tolerarse en una jornada de ocho horas.

Las personas que manejan ácido clorhídrico deben usar respirador, antiparras, botas, mandiles y guantes con caucho. En el mantenimiento del equipo relacionado con el ácido, cualquier trabajo de reparación debe ir precedido de un lavado minucioso, duchas de seguridad que permitan un lavado rápido de cualquier parte del cuerpo; en el caso de un contacto serio con el ácido han de estar convenientemente situadas en la fábrica.

Los derrames se diluyen con manguera y se espolvorean con carbonato de sodio en las fábricas debe haber un departamento de seguridad que cuide de las medidas preventivas.

CAPITULO II

CAPITULO II
"ESTUDIO DE MERCADO"

INTRODUCCION.

De acuerdo con la ley reglamentaria del artículo 27 constitucional en el ramo del petróleo en materia petroquímica, se señala lo siguiente:

ARTICULO 2o.: Corresponde a la nación, por conducto de Petróleos Mexicanos o de organismos o empresas subsidiarias de dicha institución y asociadas a la misma, creados por el estado en los que no podrán tener participación de ninguna especie los particulares, la elaboración de los productos que sean susceptibles de servir como materias primas industriales básicas, que sean resultado de los procesos petroquímicos fundados en la primera transformación química importante o en el primer proceso físico importante que se efectue a partir de productos o sub-productos de refinación o de hidrocarburos naturales de petróleo.

En vista de que el proceso de obtención de Percloroetileno y tricloroetileno implica la formación de intermedios partiendo de cloro y etileno, lo cual entra dentro de la clasificación mencionada en dicho artículo, la elaboración de percloroetileno y tricloroetileno estaría reservada a petróleos Mexicanos.

Por lo tanto en este estudio se considerará frecuentemente la información proporcionada oficialmente por petróleos Mexicanos en documentos diversos.

El tricloroetileno es uno de un grupo de compuestos (Tetracloruro de carbono, tricloroetileno, percloroetileno, tetracloroetano, cloroformo metílico y pentacloroetano) usualmente llamados solventes clorados; antes de la segunda guerra mundial, el tetracloruro de carbono fue el más importante del grupo, ya en ese tiempo el tricloroetileno llegó a ser importante en su volumen de producción su gran aumento en uso llega durante la segunda guerra mundial en el desengrasado de partes de maquinaria de metal, campo en el cual fue reemplazando al tetracloruro de carbono, el desarrollo de inhibidores neutros para el tricloroetileno (hasta 1954, el estabilizador fue una amina reactiva alcalina) ayudo a retener el mercado de desengrasado.

Aproximadamente el 87% de la producción de tricloroetileno es consumido en el desengrasado en vapor de partes fabricadas de metal, alguna competencia es ejercida por el percloroetileno en el desengrasado en vapor ya que éste no forma sustancias irritantes para los ojos, cuando se escapa a la atmósfera. En donde las restricciones para el uso del tricloroetileno son ordenadas por la ley (tal como en la región de los angeles california en los Estados Unidos), El cloroformo metílico es tambien reemplazante del tricloroetileno para esta aplicación.

En un tiempo se pensó que el tricloroetileno tenía un futuro real en el campo de el lavado en seco, pero aquí el percloroetileno ha prevalecido. Cantidades menores de tricloroetileno se utilizan como un solvente portador con una base para adhesivos, lubricantes, textiles manchados por fluidos y para una combinación de procesos de desengrasado con vapor y fosfatado y procesos de pintado de inmersión. Otros usos incluyen la transferencia de calor de un fluido a baja temperatura y uso en la industria textil para disolver hilo hilvanado.

La reciente decadencia en capacidad del tricloroetileno puede ser atribuida al cierre de las plantas basadas en acetileno a causa de el aumento en su precio y a causa de la falta de expansión como a su futuro bajo las leyes de control de la contaminación, la mayoría de los factores probablemente que afectan en el futuro el consumo de tricloroetileno son las legislaciones de la contaminación del aire.

Actualmente menos de el 10% del tricloroetileno es derivado del acetileno y el 90% esta basado en el etileno. La mayoría de las plantas estan entre un rango de 18 y 25 millones de Kg. de producción anual.

El Percloroetileno es uno de los solventes clorados importantes. El mayor uso para éste producto es en el campo de el lavado en seco, el cual por años estuvo dominado por el tetracloruro de carbono, mas tarde el tricloroetileno menos tóxico amenazó desplazar al tetracloruro de carbono, pero fracasó ya que este atacó cierto acetato de celulosa tiñendolo. Ahora sobre el 80% de el total de el solvente usado para el lavado en seco es cubierto por el percloroetileno. sobre el 75% de la producción de percloroetileno es utilizado en el lavado en seco, esto es favorecido especialmente para esta aplicación a causa de su baja toxicidad, buenas propiedades del disolvente, no flamabilidad, baja tendencia a hidrolizarse y buena estabilidad. El Percloroetileno tambien es utilizado en procesos textiles, el desengrasado y para las operaciones de engomado y desengomado. Aproximadamente el 7% de la producción total es consumida en el desengrasado en metales, su alto poder de disolvente general lo hace adecuado para la extracción de grasa, recuperación de azufre, disolución de caucho, removedor de pintura, impresor de tintas removedor de tintas, removedor de hollín y prelavado de electroplateado.

El tricloroetileno sin embargo es el disolvente preferido para el desengrasado en vapor. El mayor uso de el percloroetileno como un intermediario químico es en la manufactura de fluorocarbonos, como los fluorocarbonos 113, 114, 115, y 116.

El metodo original utilizado para la fabricación de percloroetileno estuvo basado en el acetileno como materia prima que actualmente es del 5% el grueso total de la producción es derivada de la oxicloration de dicloruro de etileno y por la cloración y pirolisis simultanea de hidrocarburos, especialmente etano.

En el presente las plantas de percloroetileno varían en tamaño desde 25 a 90 millones de Kg. anuales de capacidad.

1.- DEMANDA DE PERCLOROETILENO.

Petróleos Mexicanos tiene una planta productora de percloroetileno de 8,000 toneladas al año, en el año de 1976 produjo 274 ton. y 1978 produjo 426 pero no produjo nada en los años siguientes.

Petroleos Mexicanos tiene en construcción una planta y otra en proyecto con capacidad de 16,000 toneladas al año en pajaritos veracruz. Petroleos es el unico importador de este producto y se encarga de su distribución.

1.1.- EVOLUCION HISTORICA DE LA DEMANDA.

El historial de las importaciones de acuerdo a los datos proporcionados por la secretaria de programación y presupuesto se muestra en el cuadro num. 2.1 la fracción arancelaria bajo la cual se importaba el percloroetileno fue 2902B001, en el año de 1974 cambio a la fracción arancelaria 2902A025 hasta la fecha.

CUADRO N.2.1 IMPORTACIONES DE PERCLOROETILENO

AÑO	Kg.	MILES DE PESOS	DOLARES
1965	675601	1660	132.800
1966	966501	2302	184.160
1967	1227246	3155	252400
1968	1092665	2832	226560
1969	2116247	4945	365600
1970	5471179	14998	1199840
1971	3364457	7431	594480
1972	3574280	7336	586880
1973	4037740	8948	715840
1974	4017299	13837	1106960
1975	4425764	21336	1706880
1976	7329602	35019	2273961
1977	7200500	36038	1596721
1978	7371003	46246	2028333
1979	ND	ND	
1980	8236794	73102	3185272
1981	12182021	97498	3977886
1982	15936608	208239	3625330
1983	9798861	253964	2113372
1984	7739529	411538	2452989
1985	15145976	1147834	3213061
1986	14834600	3111885	4610200
1987	2,266,199	1157229	826,592 *

*PRIMER TRIMESTRE

FUENTE: ANUARIO ESTADISTICO DE COMERCIO EXTERIOR 1985
MEMORIAS DE PEMEX 1986, ND=NO DISPONIBLE

LA EVOLUCION SEGUIDA POR LAS IMPORTACIONES PUEDE APRECIARS EN LA GRAFICA No. 2.1.

20000 TON.

GRAFICA No. 2.1
IMPORTACIONES DE PERCLORETILO

15000

10000

5000

1960

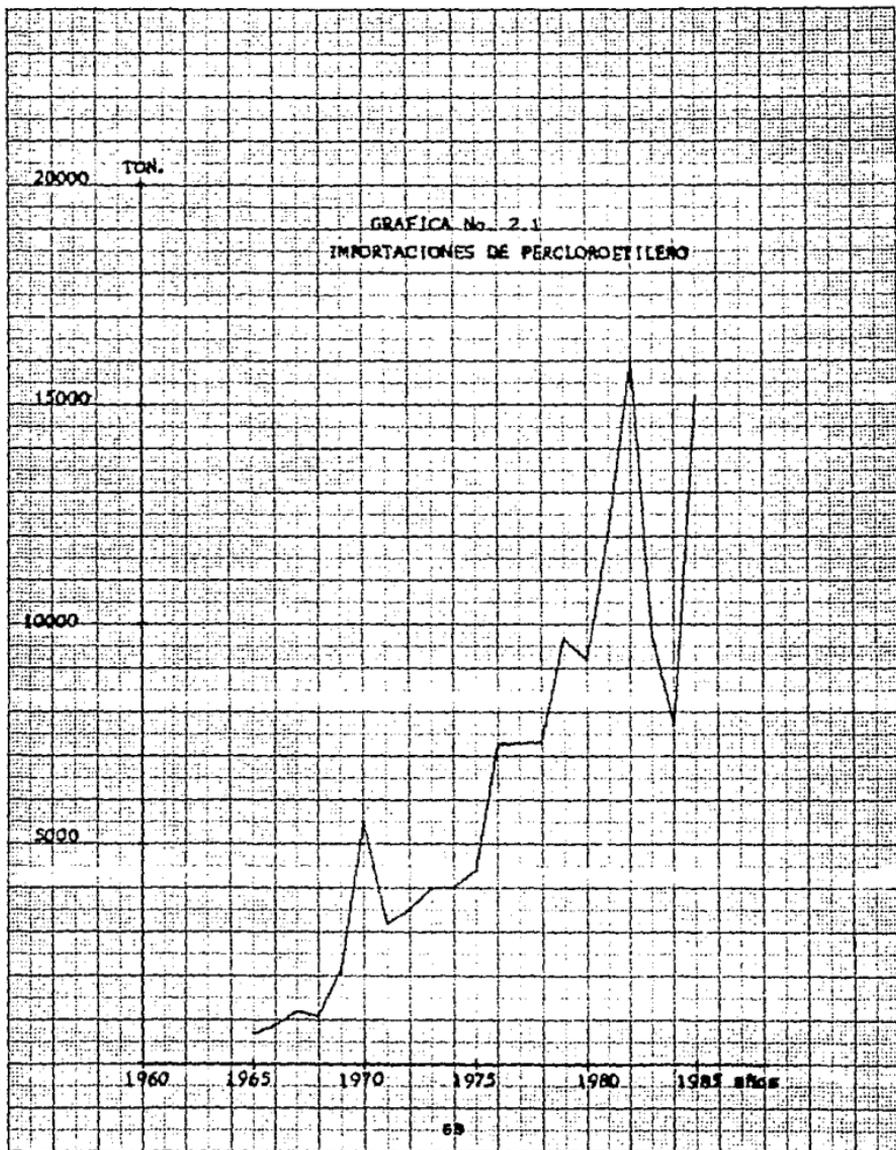
1965

1970

1975

1980

1985 años



1.1.1.- ORIGEN DE LAS IMPORTACIONES.

El percloroetileno se importa en su mayoría de los Estados Unidos de Norteamérica, después Canadá, Alemania Federal, Reino Unido y otros países como Alemania democrática y Brasil ultimamente.

Los porcentajes aproximados son:

Estados Unidos 85%;
Canadá 6%; Alemania Federal 5%; Reino Unido 2.5% otros
2.5%.

1.2.- SITUACION ACTUAL

Debido a la situación actual, como es la devaluación continua de nuestra moneda con respecto al dolar norteamericano, es cada vez mas difícil importar este producto. En la gráfica puede observarse que la demanda del producto va en aumento, quitando los años de 1982 y 1984 donde se presenta una situación anormal por lo que no podemos tomar los montos de importación como datos representativos, en la gráfica No. 2.1 se puede apreciar que el volumen de las importaciones ascendió cerca de 15200 toneladas en 1985 con lo que se observa una recuperación con respecto a años anteriores, una vez asimilado el efecto de la devaluación y la limitación a las importaciones provocadas por la escasez de divisas.

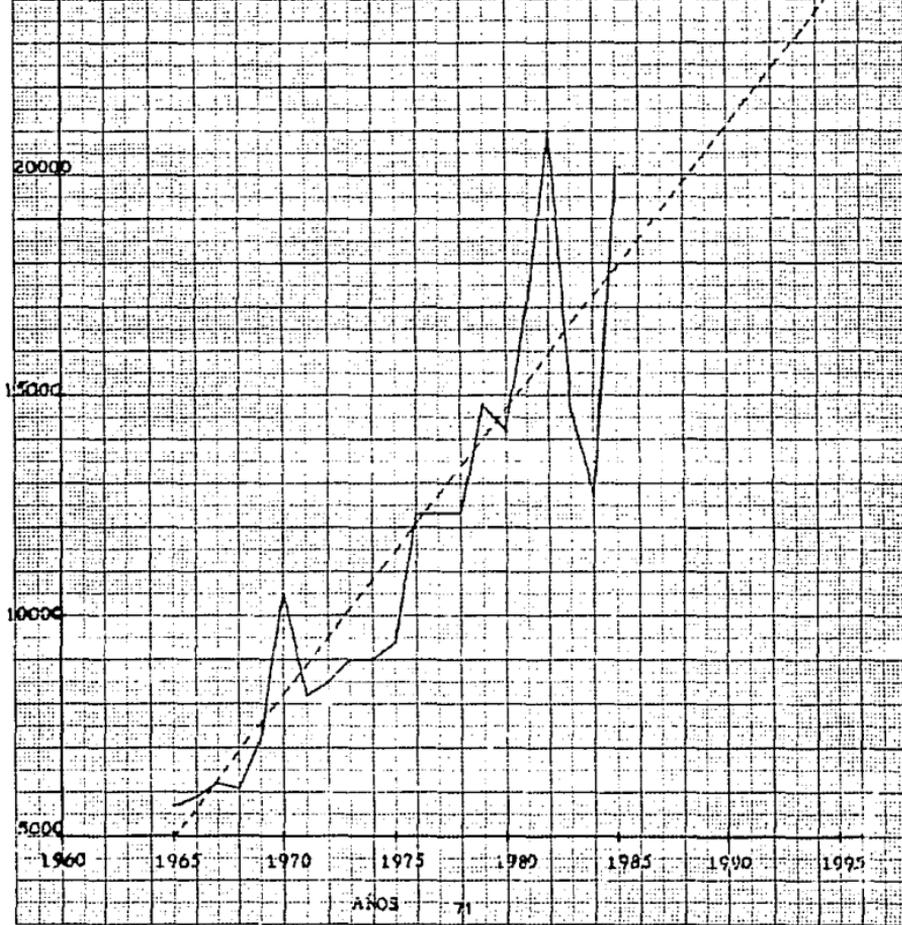
1.3.- PROYECCION DE LA DEMANDA.

Puede apreciarse en la gráfica No.2.2 el efecto del "BOOM" industrial que tuvo el país entre los años de 1981 y 1982, en los cuales, la demanda de percloroetileno creció por encima de los niveles normales y posteriormente el declive provocado por las devaluaciones de 1983 y 1984 y de el crecimiento de la demanda casi igual que en 1982 en 1985

TON.

GRAFICA No. 2.2.

PROYECCION DE LA DEMANDA DE PERCLOROETILENO



Teniendo en cuenta que lo anterior no representa una situación normal, para la proyección de la demanda se tomaron las importaciones a partir del año de 1965, con el fin de apreciar mejor la tendencia.

La proyección se hizo aplicando el método de mínimos cuadrados obteniendo los siguientes resultados:

Pendiente de la recta $M=653672.27$

Ordenada al origen $b=1.2847515 \cdot 10^9$

Factor de correlación = 0.946

Ecuación de la recta: $Y=653672.27X - 1.2847515 \cdot 10^9$

Donde: $X=(\text{años})$

$Y=(\text{Kilogramos})$

$b=(\text{Kilogramos})$

$m=(\text{Kg./año})$

Aplicando la ecuación para los siguientes diez años tenemos los siguientes resultados.

AÑO	TONELADAS
1988	14749
1989	15403
1990	16056
1991	16710
1992	17364
1993	18017
1994	18671
1995	19325
1996	19978
1997	20632

1.4.- PRINCIPALES DEMANDANTES.

Los principales demandantes de percloroetileno son las tintorerías para el lavado en seco con un 75% de la importación, en los desengrasado de partes metálicas como piezas automotrices 13% y otros usos un 12%.

1.5.- OFERTA.

En México pemex es prácticamente el único importador como ya se indicó se tiene una planta de 8000 ton/año y dos plantas una en construcción y otra en proyecto de 16000 ton/año en Pajaritos Veracruz, hasta el año de 1986 pemex no ha producido percloroetileno y todo el consumo fue de importaciones.

1.6.- BALANCE DE OFERTA-DEMANDA.

1.6.1- CONSUMO NACIONAL APARENTE.

El consumo nacional aparente es igual a la producción más importaciones menos exportaciones, como en México no se produce percloroetileno y por tanto no se exporta, el consumo nacional aparente es igual a las importaciones del producto.

1.7.- COMERCIALIZACION DEL PRODUCTO

1.7.1.- CANALES DE DISTRIBUCION

El percloroetileno consumido en nuestro país es obtenido por las empresas que lo utilizan a través de los siguientes canales:

- 1) Importación directa.- como se señaló pemex es prácticamente el único importador de este producto, como comprándolo directamente a las empresas productoras del mismo.
- 2) Distribuidores.- Pemex vende el percloroetileno a los distribuidores y cuando los volúmenes requeridos no son muy grandes el percloroetileno puede obtenerse a través de estos que trabajan normalmente sobre pedido. Estos distribuidores se mencionan en el cuadro h.2.2

CUADRO No. 2.2 DISTRIBUIDORES DE PERCLOROETILENO EN MEXICO

-Alcoholes desnaturalizados y diluentes, S.A., (ADYDSA)
PLANTA y oficinas generales en Av. San Jose No. 11-18
Col. San Juan Ixhuatepec. Edo. de Mexico.
Tel: 537-60-60 al 60

*Bolaños y Gardea, S.A.,
Oficinas en Homero No. 418-8 Col. Chapultepec Morales D.F.,
Tels. 533-09-00 533-39-43 y 533-39-41
Planta en el centro industrial tlalnepantla Edo. de Mexico
Tel. 565-89-95 y 565-96-59

-Casa Molina Font. S.A.
Planta y oficinas generales calzada Ignacio Zaragoza No. 839-4
Col Agricola oriental
Tel. 558-49-38 763-93-55 y 763-99-94

-Celco S.A.,
Oficinas en paseo de las palmas N. 765-6 Col. Lomas de Chapultepec
Tel. 540-32-80 540-33-88 y 540-32-81
Planta en Huixquilucan Edo. de Mexico

-DO. QUIMICA MEXICANA, S.A. DE C.V.

Oficinas en paseo de las palmas n. 555--3 Col. lomas de Chapultepec

Tel. 540-67-00 259-19-10 y 259-29-11

Planta en tlalnepaltla, Edo. de Mexico.

-DOCTOR JOSE POLAC, S.A.,

Oficinas en sandalo no. 26 Col. Santa M^a insurgentes.

Tel. 583-49-88

Planta en ecatepec de morelos estado de México

-DU PONT, S.A. DE C.V.

Oficinas en homero n. 206 col. Chapultepec Morales D.F.

Tels. 250-90-33 y 250-80-00

Plantas en tlalnepantal edo. de Mexico y Dinamita Durango

-ICI DE MEXICO, S.A. DE C.V.

Oficinas en San Lorenzo No. 1009-4 Col del Valle

Tels. 688-53-44 y 688-57-87

Plantas en San Juan Ixhuatepec, Edo. de México.

-PRODUCTOS QUIMICOS MARGUOL, S.A.

Oficinas y planta en Talisman N. 468 Col. Aragon

Tels. 760-06-33 517-02-59 y 517-10-00

-PROVE QUIM S.A. DE C.V.

Oficinas en presidente mazarik N. 101-13

Tels. 250-76-34 250-76-54 250-78-86

Planta en Av. Ceylan N. 539 col. Industrial Vallejo D.F.

FUENTE: ASOCIACION NACIONAL DE LA INDUSTRIA QUIMICA (ANIQ)
DIRECTORIO 1987

1.7.2.- PRECIOS.

El precio promedio en el mercado es de \$1800 /kg.

El precio internacional del percloroetileno en los últimos años es el siguiente:

AÑO	PRECIO EN DOLAR/lb
1982	0.200
1983	0.220
1984	0.280
1985	0.285
1986	0.285
*1987	0.285

*Hasta Octubre

La evolución de los precios internacionales del percloroetileno se aprecia en la gráfica N.2.3

PRESENTACION: El percloro se distribuye en tanques de 300kg pipas o camiones tanque para pedidos mayores,

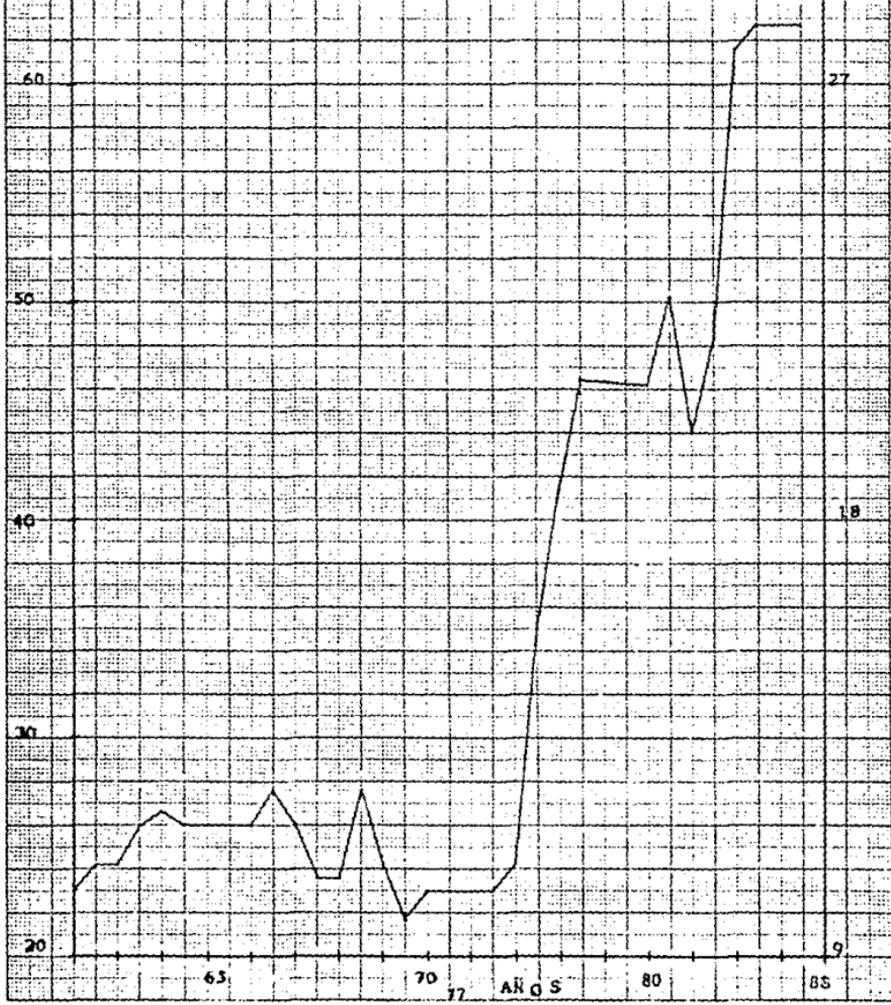
- FUENTES: 1) INVESTIGACION DIRECTA CON DISTRIBUIDORES
2) CHEMICAL MARKETING REPORTER.
3) FAITH W.L. KEYES, D.B. AND CLARK, R.L.
INDUSTRIAL CHEMICALS
N.Y. JOHN WILEY AND SONS.
1974

\$/lb

GRAFICA No. 2.3

\$/lb

EVOLUCION DE LOS PRECIOS INTERNACIONALES
DEL PERCLOROETILENO (DOLAR)



1.7.3.- PRODUCTORES DE PERCLOROETILENO A NIVEL MUNDIAL.

La producción a nivel mundial esta distribuida de la siguiente manera en el año de 1974.

REGION	CAPACIDAD EN TON.	%	DEMANDA EN TON.	%
Europa Occidental	517,000	46.95	431 000	51.00
Estados Unidos	474,000	43.05	331 000	39.17
Japón	83,000	7.53	57 000	6.74
Canadá	26,000	2.36	15 000	1.77
América Latina	1,000	0.09	11 000	1.30
TOTAL	<u>1,101,000</u>		<u>845 000</u>	

2.- DEMANDA DE TRICLOROETILENO

Debido a que el Tricloroetileno no se produce en México, la demanda nacional ha sido cubierta tradicionalmente por medio de importaciones. A la fecha no se sabe de proyectos para este producto.

2.1.- EVOLUCION HISTORICA DE LA DEMANDA.

El historial de importaciones, de acuerdo con los datos proporcionados por la secretaría de programación y presupuesto, se muestran en el cuadro num. 2.3. la fracción arancelaria bajo la cual se importaba el tricloroetileno fue 2902B001 en el año de 1974 cambio a la fracción arancelaria 2902A024 hasta la fecha.

**ESTA TESIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA**

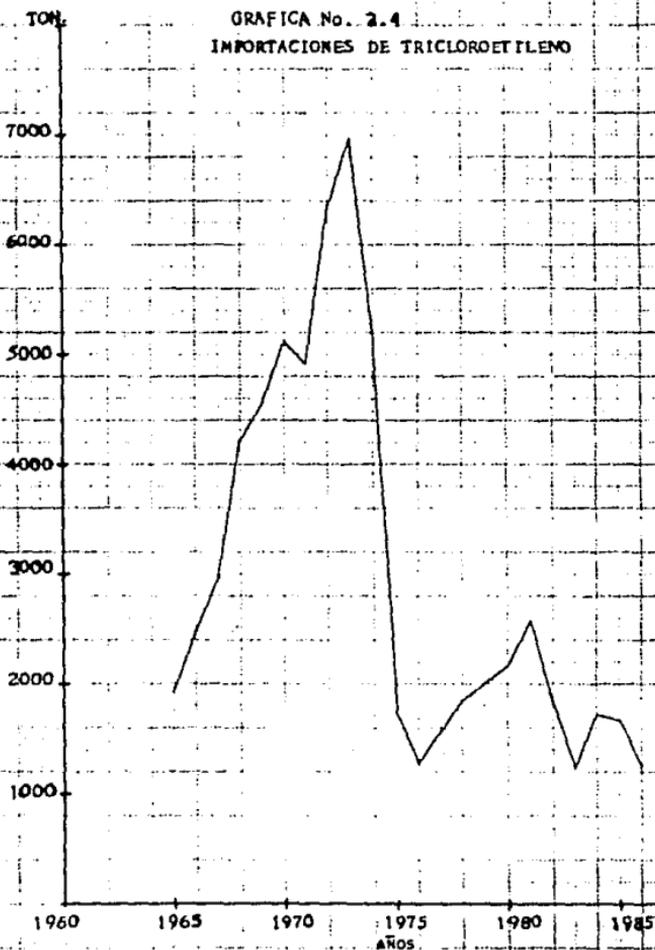
CUADRO N. 2.3 IMPORTACIONES DE TRICLOROETILENO.

AÑO	Kg	MILES DE PESOS	DOLARES
1965	1940024	4142	331360
1966	2478184	5552	444160
1967	2923310	6607	528560
1968	4217133	8905	712400
1969	4572156	9473	757840
1970	5106725	11064	885120
1971	4929922	9603	768240
1972	6301469	12317	985360
1973	6969407	14780	1182400
1974	5131627	18745	1499600
1975	1713287	10656	852480
1976	1034073	6169	399546
1977	ND	ND	
1978	1818640	18334	803770
1979	ND	ND	
1980	2155597	25652	1124594
1981	2501670	30846	1344052
1982	1790105	42909	1750673
1983	1203186	69956	1206137
1984	1703830	154915	923377
1985	1653570	215158	602278
1986	1249448	842808	1239423
*1987	475857	328393	225700
*Enero-Marzo			

FUENTES: Anuario estadístico de comercio exterior 1985
Reportes de la dirección general de aduanas de la
secofin.

La evolución seguida por las importaciones puede apreciarse en la gráfica num. 2.4.

GRAFICA No. 2.4
IMPORTACIONES DE TRICLOROETILENO



2.1.1.- ORIGEN DE LAS IMPORTACIONES.

El Tricloroetileno se importa en su mayoría de los Estados Unidos de Norteamérica después, Francia, Alemania Federal y el Reino Unido los porcentajes aproximados son:

Estados Unidos 90% ; Francia 5% ; Alemania 3% ; y el Reino Unido 2% .

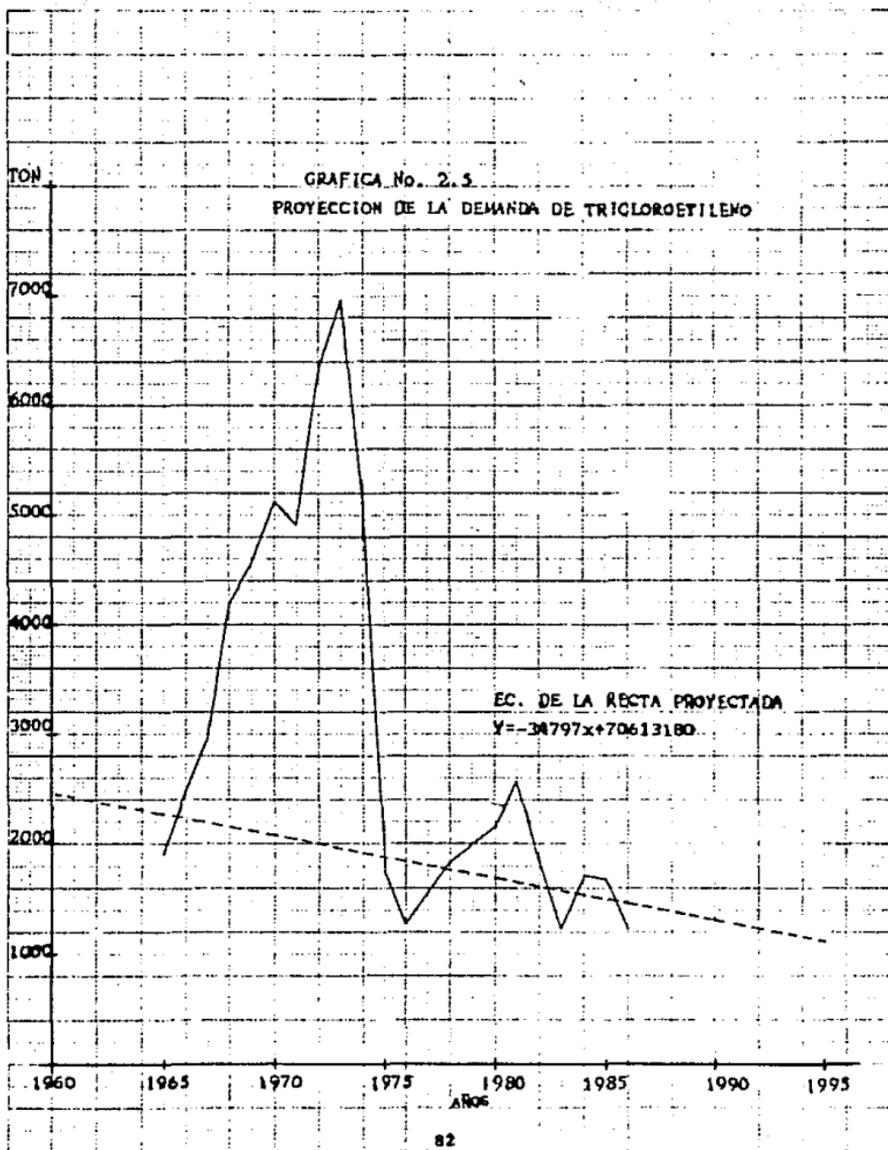
2.2.- SITUACION ACTUAL.

Debido a la situación actual como la devaluación continua de nuestra moneda frente al dolar norteamericano es cada vez mas difícil importar productos. Este producto tuvo una gran demanda entre los años de 1978 a 1971 y posteriormente fue disminuyendo, por causas como la crisis financiera de 1982 y la substitución de el tricloroetileno por el percloroetileno.

2.3.- PROYECCION DE LA DEMANDA.

Este producto como se observa en la gráfica No. 2.5 esta descendiendo en su demanda ya que es siendo desplazado por el percloroetileno por causas como su menor precio y propiedades parecidas lo que implica que su uso sea parecido al tricloroetileno.

El monto de la importación es de tomarse en cuenta, en 1986 fueron aproximadamente 1250 toneladas las que se importaron y el primer trimestre de 1987 se importaron aproximadamente 476 toneladas. Con el fin de apreciar mejor la tendencia se tomaron las importaciones a partir del año de 1965, pero los datos son muy dispersos por lo que se tomaron los datos mas regulares a fin de tener una menor dispersión, aplicando el método de mínimos cuadrados se obtuvieron los siguientes resultados:



Pendiente de la recta $m=34797$
Ordenada al origen $b=70613180$
Factor de correlación $r=-0.70$
Ecuación de la recta ; $y=-34797 X+ 70613180$

Donde: $X=(\text{años})$
 $y=(\text{Kilogramos})$
 $m=(\text{Kg/año})$
 $b=(\text{Kilogramos})$

Aplicando la ecuación para los siguientes diez años
tenemos los siguientes resultados.

AÑO	TONELADAS
1988	1437
1989	1402
1990	1367
1991	1332
1992	1298
1993	1263
1994	1228
1995	1193
1996	1158
1997	1124

2.4.- PRINCIPALES DEMANDANTES.

Aunque su demanda ha decrecido, se utiliza en desengrasado en vapor de partes fabricadas de metal, como solvente en adhesivos y lubricantes, en la industria textil para desmanchado así como para disolver hilo hilvanado, también en algunos procesos de extracción de sustancias orgánicas como cafeína.

2.5.- OFERTA.

En México los principales importadores son:

Quimivan S.A.	27%
Unicarb industrial	21%
Bolaños y gardea	18%
Promociones industriales Mexicanas	15%
Alcoholes desnaturalizados	7%
Negociaciones Alvi	6%
Química Omega	3%
Química Industrial del Norte	2%
J.T. BAKER, ATRIA DE TIJUANA, DISTRIBUIDORA GENERAL POPO Y BOCAR S.A.	1%

No se tienen planes por parte de petróleos Mexicanos de fabricación de Tricloroetileno ni a corto ni a largo plazo.

2.6.- BALANCE DE OFERTA Y DEMANDA.

2.6.1.- CONSUMO NACIONAL APARENTE.

Al igual que el percloroetileno, el consumo nacional aparente es igual a las importaciones de tricloroetileno.

2.7.- COMERCIALIZACION DEL PRODUCTO.

2.7.1.- CANALES DE DISTRIBUCION.

Los volúmenes de tricloroetileno pueden adquirirse con los distribuidores anotados en el cuadro num. 2.4.

2.7.2.- PRECIOS.

Los precios proporcionados por el principal importador que es quimivan S.A. de C.V. en sus oficinas ubicadas en la calle de Homero No. 1425-201 en la colonia Polanco D.F. son los siguientes:

En la compra de 300 Kg.....	0.88	dolares/Kg	(2000.24\$/Kg)
En la compra de 1000Kg.....	0.85	dolares/Kg	(1932.00 \$/Kg)
En la compra de 3000Kg.....	.82	" " "	(1864.00 \$/Kg)
En la compra de 6000Kg.....	0.79	" " "	(1796.00 \$/Kg)
En la compra de 10,000Kg Qmas..	0.76	" " "	(1727.00 \$/Kg)

Dolar= 2273 pesos (Nov. 1988)

Presentacion.- El tricloroetileno se distribuye en tambos de 301 Kg, para pedidos mayores se utilizan pipas o camiones-tanque.

Los precios internacionales del tricloroetileno en los últimos años es el siguiente

AÑO	PRECIO EN DOLAR/Libra
1982	0.30
1983	0.305
1984	0.385
1985	0.385
1986	0.385
1987	0.385

*Hasta Octubre

La evolución de los precios internacionales del tricloroetileno se aprecia en la grafica N. 2.6.

- FUENTES: 1) INVESTIGACION DIRECTA CON IMPORTADORES
 2) CHEMICAL MARKETING REPORTER
 3) FAITH, W.L. DEYES, D.B. AND CLARK, R.L.
 INDUSTRIAL CHEMICALS
 N.Y. JOHN WILEY AND SONS.
 1974

CUADRO No. 2.4. DISTRIBUIDORES DE TRICLOROETILENO EN MEXICO

-QUIMIVAN S.A. (Química Vancouver) Oficina en
Homero N. 1425-201 y 202 Col. Chapultepec Morales D.F.,
Tels. 395-41-33 y 395-45-22
Planta en Av. Tenayuca No. 64 Tlalnepantla Edo. de Mexico

-UNICARB INDUSTRIAL S.A. DE C.V.
Oficina en Blvd. M.A. Camacho num. 32 Col. Lomas de Chapultepec
Tel. 545-67-00
Plantas en: Monterrey N.L., Apodaca N.L., Tultitlan Edo. de México
Tecamac edo. de Mexico

-BOLAÑOS Y GARDEA S.A.
Oficinas en Homero N. 818-8 Col. Chapultepec Morales D.F.
Tels: 533-09-00, 533-39-43, 533-39-41
Planta en el centro industrial Tlalnepantla Edo. de México

-PROMOCIONES INDUSTRIALES MEXICANAS, S.A.
Oficinas en Paseo de las Palmas N. 755-7 y 8 piso colonia Lomas
De Barrilaco D.F.
Tel: 540-76-50
Plantas en: Puebla Pue., Cuautitlán Edo. de México y Altamira Tamps.

-ALCOHOLES DESNATURALIZADOS Y DILUENTES, S.A. (ADYDSA)
Planta y oficinas en Av. San Jose N. 11-18 Col. Sn. Juan Ixhuatepec
Edo. de México.
Tel: 537-60-60 al 69

-QUIMICA OMEGA
Oficinas en Hegel N. 207-2 y 2 piso Col. Chapultepec Morales D.F.
Tels: 531-13-52 y 531-18-69
Planta en Lince N. 9 Parque ind. Tenango del Valle, Tenango del va-
lle Edo. de México.

-DISOLVIND S.A.

Oficina en Blvd. M.A. Camacho N. 460c-402 Boulevares Naucalpan
Edo. de México.

Tels: 576-77-64 y 576-57-99

Planta en San Juan Ixhuatepec Edo. de México.

-EGON MEYER S.A.

Oficina y Planta en av. Henry Ford N. 38 Fraccionamiento Indus-
trial San Javier Tlalnepantla Edo. de México Tel. 565-13-11

-HELM DE MEXICO S.A.

Oficina y bodegas en protón No.2 Parque Ind. Naucalpan. Naucal-
pan Edo. de México.

Tels. 576-55-33 y 576-54-77

-FRANQUIMIA S.A.

Oficinas en Alcanfores N. 107 Jardines de Sn. Mateo Naucalpan
Edo. de México.

Tel. 560-01-21

Planta en tizayuca Hgo.

-SOLVENTES Y PRODUCTOS QUIMICOS, S.A.

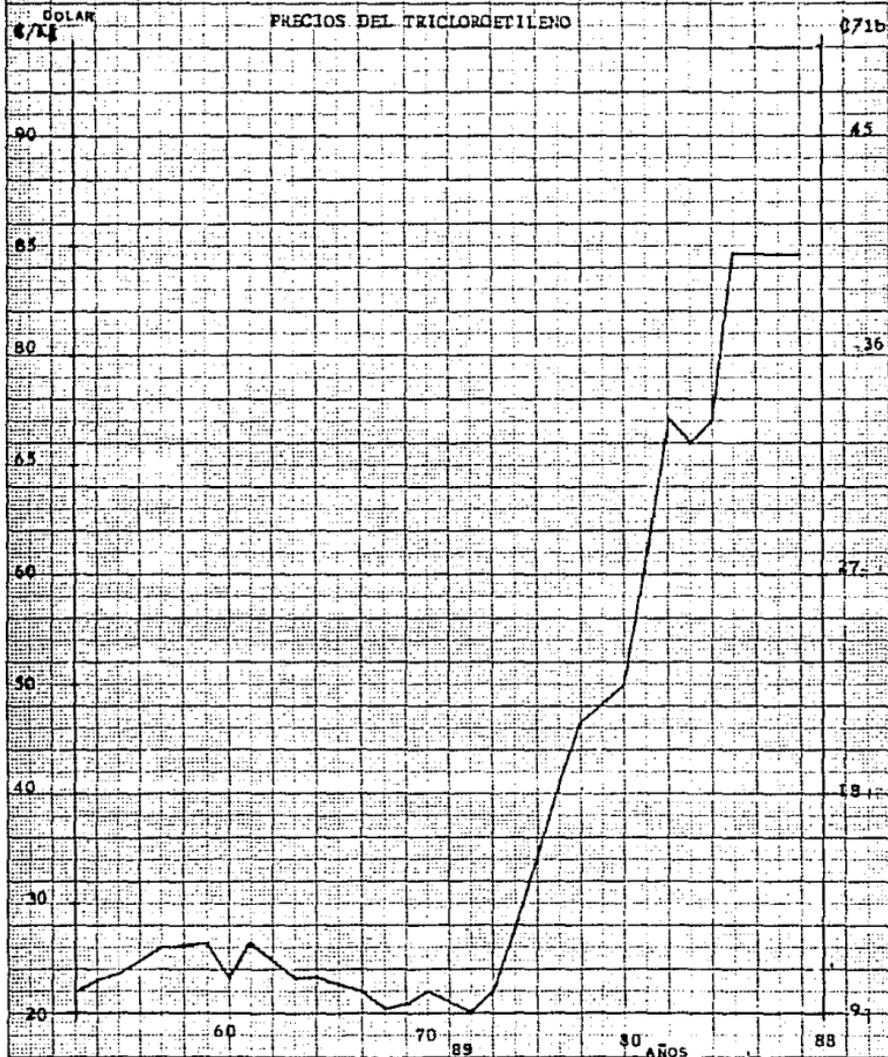
Oficina y planta en calzada de la laguna N. 4 Santa clara Esta-
do de México.

Tels. 569-58-44 y 569-57-01

Tambien cuenta con plantas en: Monterrey N.L. Guadalajara Jal.
Cd. Juarez CHIH León Gto. Puebla Pue., Mérida Yuc. Tijuana B.C.
Culiacán Sin., Hermosillo Son. Torreón Coah., y San Luis Potosí
S.L.P.

-Otros distribuidores son: Celco, S.A., Dow Quimica Mexicana S.A.
de C.V. ICI de México S.A. de C.V. productos químicos mardupol
S.A. proquiva internacional S.A. de C.V. y prove química S.A. de
C.V. las oficinas y plantas estan reportadas en el cuadro No. 2.2

GRAFICA No. 2.4
EVOLUCION HISTORICA DE LOS
PRECIOS DEL TRICLOROETILENO



2.7.3.- PRODUCTORES DE TRICLOROETILENO A NIVEL MUNDIAL

La producción a nivel mundial esta distribuida de la siguiente manera en 1974

REGION	CAPACIDAD EN TON.	PRODUCCION
Europa Occidental	440000	297000
Estados Unidos	214000	127500
Japón	<u>155000</u>	<u>84600</u>
TOTAL	809000	508600

De acuerdo con las gráficas 2.3. y 2.6. en las cuales se muestra la evolución que han tenido los precios internacionales del percloroetileno y tricloroetileno, desde el año de 1954 hasta 1987.

Se puede observar que ambos productos cuentan con periodos de tiempo en los cuales los precios se mantienen más o menos constantes y con periodos en los que aumenta su precio, hasta entrar de nueva cuenta en periodos en los que se mantiene constante su precio, siendo ésto una consecuencia del alza en los precios internacionales de el petróleo.

En el caso de el percloroetileno, se puede observar como el precio se mantiene más o menos constante desde 1954 hasta 1974. Posteriormente desde 1975 hasta 1977 el precio aumenta y vuelve a mantenerse constante de 1977 hasta 1983. Y apartir de este año vuelve a incrementarse hasta 1985, el cual nuevamente su precio se mantiene constante hasta la fecha.

En el caso del tricloroetileno, este mantiene su precio más o menos constante desde 1954 hasta 1974. Y entra en un periodo de alza desde 1974 hasta 1981. Y vuelve a mantenerse más o menos constante el precio, durante dos años; de 1981 hasta 1983. Posteriormente el precio se incrementa hasta 1984. Año

en el que hasta nuestros días el precio ha sido más o menos constante.

Se puede observar en las dos gráficas de precios internacionales como el precio del percloroetileno comienza a ser menor que el del tricloroetileno a partir de 1974. Esto es debido a las causas ya señaladas en los inicios del cap. II, tales como el cierre de plantas basadas en acetileno, debido al aumento del costo de éste producto, lo mismo que la restricción de su uso, a causa de la contaminación que produce.

Esto último se refleja en las importaciones de éste producto, ya que son menores las del tricloroetileno, que las del percloroetileno, lo cual refleja como el percloroetileno empezó a desplazar al tricloroetileno en el mercado internacional y nacional desde hace varios años.

CAPITULO III

CAPITULO III

ASPECTOS TECNICOS.

3.-MATERIAS PRIMAS.

Las Materias primas en la fabricación de tricloroetileno y percloroetileno son cloro y etileno

3.1.- CLORO

3.1.1.- PRODUCCION.

Las empresas productoras de cloro en México se mencionan en el curadro No-3.1.

CUADRO N. 3.1.PRODUCTORES DE CLORO EN MEXICO

EMPRESA	UBICACION DE LA PLANTA	UBICACION DE LAS OFICINAS
Cloro de Tehuantepec, S.a.	Compejo petroquímico de Pajaritos Ver.	José Vasconcelos 208-11piso Col. Condes. D.F. Tel: 53353-25
PENNWALT, S.A DE C.V.	Santa Clara Estado de México.	Rio SN. Javier No. 10 Tlalnepantla Edo. de Mex. Tel:397-69-33
PENNWALT DEL PACIFICO S.A. DE C.V.	KM 22 Carretera Guadalajara el salto, el salto Jal.	Lazaro Cardenas N.3289 Sector Juárez Guad. Jal. Tel:22-03-56
INDUSTRIAS QUIMICAS DEL ITSMO S.A. (FILIAL DE CYDSA) CELULOSA Y DERIVADOS S.A. (CYDSA)	Pajaritos Ver.	Leibninitz N. 11 Col. Anzures D.F. Tel:545-73-73 Leibintz N.11 Col.Anzures D.F. 531-14-17
FERTILIZANTES MEXICANOS S.A.	Pajaritos Ver.	Morena N. 804 Col. Karvarte Tel. 536-90-20

Fuente: ANIQ, Anuario de la Industria Química Mexicana 1987.

En el cuadro No. 3.2 y en la gráfica No. 3.1 se representan la producción y la capacidad instalada, y el consumo aparente.

CUADRO No. 3.2

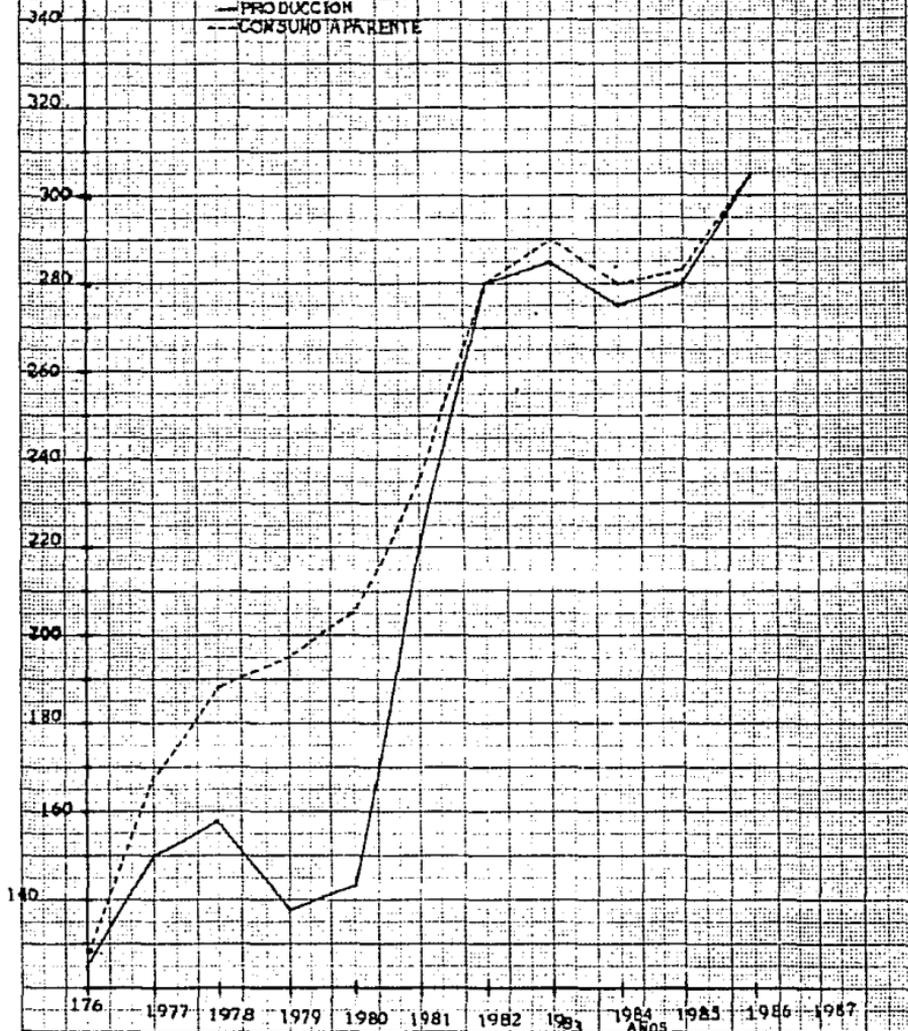
AÑO	PRODUCCION TON	IMPORTACION TON	EXPORTACION TON	CONSUMO APARENTE TON	INCREMENTO DEL C. A. %	CAPACIDAD INSTALADA TON
1976	143,317	3,050	101	146,266	13.5	202,000
1977	172,183	14,061	85	186,159	27.2	202,000
1978	175,430	33,577	---	209,007	12.3	206,000
1979	170,851	42,527	19.2	213,089	2	206,000
1980	169,755	54,606	2	224,359	5.3	206,000
1981	240,970	14,524	---	255,494	13.8	441,050
1982	300,045	1,270	260	301,055	17.8	441,050
1983	303,310	7,254	331	310,895	3.3	441,050
1984	298,790	2,780	270	301,300	3.1	441,050
1985	301,610	2,038	2,741	300,917	0.1	441,050
1986	322,478	2,021	2,719	321,780	6.9	441,050

FUENTE: ANUARIO DE LA INDUSTRIA QUIMICA MEXICANA 1987

Nivel
de
TON

GRAFICA No. 3.1 CLORO

— PRODUCCION
--- CONSUMO APARENTE



3.1.2.- PRESENTACIONES.

El cloro se comercializa en México en las siguientes presentaciones:

- 1) Cilindros de 68 Kg.
- 2) Cilindros de 907 Kg.
- 3) Pipas de 8 y 10 toneladas (solo química pennwalt)
- 4) Carros tanque de 50 toneladas

Cuando la planta consumidora se encuentra muy cercana a la planta de cloro, se transporta el cloro de una a otras de un cloroducto. Normalmente, el cloro se maneja en forma líquida, a una presión de entre 7 y 9 Kg/cm² y tiene una pureza de 99.5% (promedio).

3.1.3.- PRECIO.

El precio del cloro varía de acuerdo a la presión. Para los efectos de este estudio, se tomará precio promedio de los distribuidores que es de \$568250 \$/Ton (Novicm.88)

El precio internacional para el cloro en los últimos años es el siguiente.

AÑO	DOLARES/TON
1982	145
1983	150-175
1984	195-200
1985	195-200
1986	195-200
1987	195-200
1988	195-200

* Hasta Octubre

FUENTE: CHEMICAL MARKETING REPORTER

3.1.4.- DISPONIBILIDAD

De acuerdo con los datos del cuadro No. 3.2 y mas claramente de la gráfica No. 3.1 puede apreciarse que actualmente la producción de cloro en nuestro país es casi igual al consumo aparente, situación que tal vez implicará problemas de disponibilidad en un momento dado, sin embargo, se tiene un proyecto por parte de petróleos Mexicanos para instalar una planta de cloro-sosa con una capacidad de 230,000 TON/año de cloro actualmente en fase de planeación. Esta planta estará ubicada en pajaritos veracruz., y entrará en operación aproximadamente en 1990-1991

3.2.- ETILENO

3.2.1.- PRODUCCION

El método de fabricación en México de etileno es por la desintegración de etano recuperado de los líquidos de el gas natural. El etano con vapor de agua se piroliza en un horno a temperaturas de 850-900°C. Se requieren aproximadamente, 1.35 TON de etano por TON de etileno.

Otro método comercial es la destilación de hidrocarburos en donde no se cuenta con etano la materia prima para desintegrar es propano, nafta o gasoil. Los rendimientos de etileno son menores pero se obtienen al mismo tiempo, olefinas y productos útiles. La capacidad instalada de etileno en México se muestra en el cuadro No. 3.3.

La producción y el consumo aparente se presenta en el cuadro 3.4 y la grafica No. 3.2

3.2.2.- PRESENTACION

El etileno solo lo produce Petróleos Mexicanos y no lo distribuye a particulares, la composición del etileno es la siguiente 99.99% en Mol de etileno, 50 ppm. de etano y 50 ppm de metano el etileno se maneja como gas y se distribuye en gasoductos a una presión de aproximadamente unas 20 atmosferas y unos 35°C.

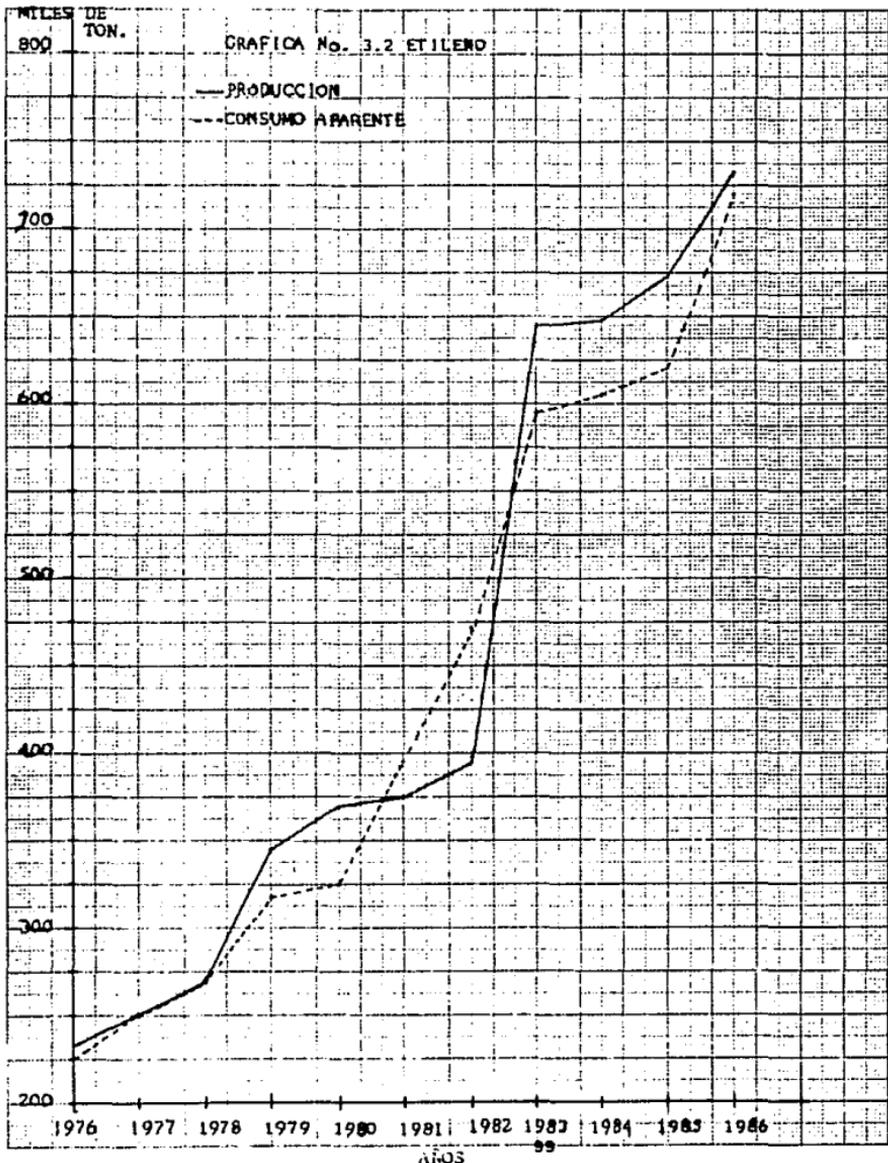
CUADRO No. 3.3 CAPACIDAD INSTALADA ETILENO.

LOCALIZACION	PLATA	PRODUCTO	CAPACIDAD NOMINAL TON/Año	AÑO EN QUE SE INICIO
Reynosa, Tam.	Etileno	Etileno	27,210	1966
Pajaritos, Ver.	Etileno I	Etileno	27,210	1967
Pajaritos, Ver.	Etileno II	Etileno	182,000	1972
Poza Rica, Ver.	Etileno	Etileno	182,000	1978
La cangrejera, Ver.	Etileno	Etileno	500,000	1982
		TOTAL	918420	

FUENTE: PEMEX MEMORIA DE LABORES 1986

CUADRO No. 3.4. ETILENO

AÑO	PRODUCCION TON	IMPORTACION TON	EXPORTACION TON	CONSUMO APARENTE TON	INCREMENTO DEL C.A.TON
1976	227,885	-----	1,699	226,186	7
1977	229,933	-----	-----	229,933	1.6
1978	257,978	-----	-----	257,978	12.2
1979	342,712	-----	24,770	317,942	2.3
1980	365,530	-----	42,818	322,712	2
1981	378,295	18,420	3,104	393,611	7.7
1982	395,806	67,535	-----	463,341	16.8
1983	645,086	-----	56,198	588,888	27.1
1984	642,664	-----	48,619	594,045	0.9
1985	670,273	-----	66,566	603,707	1.6
1986	767,188	-----	26,016	741,162	22.8



3.2.3.- PRECIO

El Etileno tiene un precio de exportación en el año de 1986 de 0.273 dolar/kg es decir 621 pesos/kg O 621.000 pesos/Ton. (Dolar=2273 pesos Nov. 1988) datos tomados de las memorias de Pemex 1986 este precio ya incluye datos de traslado, en que pudiera incurrirse. El precio internacional del etileno en los últimos años es el siguiente:

AÑO	DOLAR/lb
1982	0.25
1983	0.22
1984	0.22
1985	0.18
1986	0.18
1987	0.18

3.2.4.- DISPONIBILIDAD.

De acuerdo con los datos de el cuadro No. 3.4 y mas claramente de la gráfica No. 3.2 puede apreciarse que actualmente la producción de etileno en nuestro país es ligeramente mayor que el consumo aparente, en el año de 1986 se exportaron 26,016 toneladas, tambien se tienen dos proyectos por 500,000 ton/año uno en construcción en Morelos Veracruz, y el otro en planeación en Iazaro Cárdenas Michoacan. El de Morelos entraría en operación aproximadamente en 1990-1991-

Conviene mencionar aquí que Pemex hace un balance de los productos que elabora en sus plantas, y de haber excedentes de un producto dado, se distribuyen a las plantas mas cercanas de aquellas en donde exista dicha disponibilidad. Esto se aplica tambien al etileno. Lo mas probable es que sí exista etileno para poder utilizarlo en éste proyecto, Máxime se se toman en cuenta los proyectos de Morelos y Lazaro Cárdenas.

3.3.- Localización de la planta

Algunos de los factores mas importantes para la ubicación de la planta son:

- 1.- Localización de fuentes de materias primas.
- 2.- Mercado de consumo.
- 3.- Incentivos fiscales a las zonas prioritarias.
- 4.- Servicios públicos.
- 5.- Vias de comunicación.

Aún cuando existen otros factores, en nuestro caso consideraremos que los mas importantes son el de localización de fuentes de materias primas y localización del mercado potencial para la ubicación de la planta.

Tomando en cuenta el primer factor, se podria pensar en las siguientes alternativas; Pajaritos Ver., Poza Rica Ver., La Cangrejera Ver., Reynosa Tamps y Morelos Ver. alternativas:

-Pajaritos Ver., como ya se señalo en el punto 3.2.1, esta zona cuenta con dos plantas productoras; etileno I y etileno II, con una capacidad nominal de 27,210 TON/AÑO y 182,000 TON/AÑO respectivamente. Tambien ya se señalo en el punto 3.1.1 que existe un proyecto de cloro de 230,000 TON/AÑO, por parte de Pemex además de que se encuentran las plantas productoras de cloro de las siguientes compañías:

Cloro de tehuantepec, en el complejo petroquímico de pajaritos, Coatzacoalcos Ver., Las plantas "Pajaritos" y "Coatzacoalcos", de fertimex, ambas en Coatzacoalcos V r. y la planta de la compañía industria Química del istmo poza rica ver., en esta zona se encuentra una planta productora de etileno, con una capacidad de 182,000 Ton/año, pero tiene la desventaja de encontrarse alejada de las plantas productoras de cloro más cercanas.

-La Cangrejera Ver. En ésta zona se encuentra una planta de etileno con una capacidad nominal de 500000 Ton/año, que es actualmente, la más grande productora de etileno. Y como se puede apre-

ciar en la zona enmarcada en el plano de localización, ésta zona se encuentra un poco más alejada a las plantas de cloro que Pajaritos y más alejada de la costa

-Reynosa Tamaulipas. En ésta zona se encuentra una planta productora de etileno, con una capacidad nominal de 27 210 Ton/año pero ésta planta se encuentra muy alejada de las plantas productoras de cloro más próximas.

-Morelos Ver. En ésta zona se encuentran en construcción dos plantas productoras de etileno, con una capacidad nominal de 500 000 Ton/año y 350 000 Ton/año respectivamente, las cuales se esperan entren en operación para 1992.

Como se puede observar en el mapa de localización, se encuentran enmarcadas todas las posibles zonas (Pajaritos Ver, Morelos Ver, Cangrejera Ver.) en donde sería posible la localización de la planta, en base al criterio considerado como el más importante, que es la localización de las fuentes de materias primas Descartando por dicho motivo las alternativas de Reynosa Tamp. y Poza Rica Ver, por su lejanía a las plantas de cloro.

En vista de que en Morelos Ver, las plantas productoras de etileno están en construcción y entrarán en operación para 1992 se considera que Pajaritos y la Cangrejera son las alternativas más recomendables. Si consideramos el problema de disponibilidad de cloro se tendría que de las 2 últimas opciones, la más conveniente sería Pajaritos Ver, por su cercanía a un mayor número de plantas de cloro, por ser un puerto marítimo es un lugar que ofrece la posibilidad de importación de cloro por si fuera necesario y de exportar al resto de América Latina, el o los productos. Por lo cual se propone como zona de localización de la planta. Otro factor importante en favor de ésta zona, es el hecho de que se encuentra ubicada dentro de la zona I, considerada de estímulos preferenciales de prioridad A, según lo estipula el decreto aparecido en el diario oficial de la federación del 3 de febrero de 1979, relativo a las zonas geográficas para el programa de estímulos industriales. Ver la fig.

No. 3.1

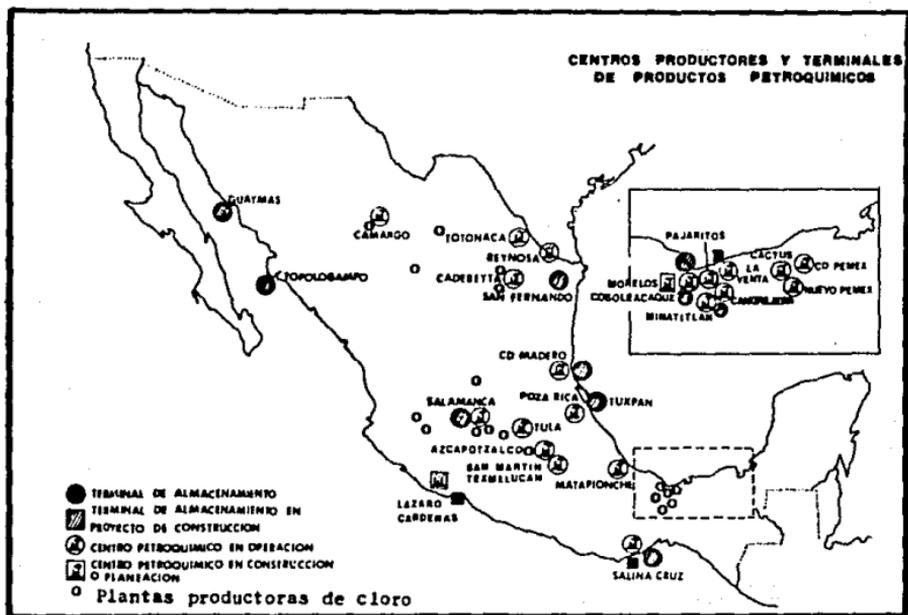


Fig. No. 3.1 Plano de localización

3.4.- CAPACIDAD DE LA PLANTA

La capacidad de la planta esta basada en la demanda de percloroetileno, esto sin despreciar la cantidad demandada de tricloroetileno que aún cuando su demanda es poca comparada con la de percloroetileno sigue siendo una gran fuga de divisas para el país. La cantidad producida estará en función de la estequiometría de las reacciones químicas del proceso.

En la proyección nacional de percloroetileno se obtuvo que para 1992 sera de 18000 toneladas aproximadamente (Grafica No. 2.2) aunque la finalidad del presente estudio es la sustitución de las importaciones de percloroetileno y tricloroetileno en México para evitar la fuga de divisas, es conveniente pensar en la posibilidad de efectuar exportaciones de los productos, ya que petroleos mexicanos tiene en construcción una planta de percloroetileno con una capacidad de 16 000 toneladas por año, además nuestro país cuenta con recursos petroleros y mano de obra calificada lo cual permitiría en competir en el mercado internacional. del consumo total de latinoamérica de percloroetileno, México demanda aproximadamente un 36.36%, por lo tanto el total demandado en 1992 por América latina sera de unas 50 000 toneladas. Tomando en cuenta todo lo anterior se propone como capacidad de la planta la siguiente; la demanda nacional para 1992 mas el 60% del resto de la demanda de latinoamerica, menos la capacidad de la planta en construcción por Pemex; es decir:

$$\text{Capacidad} = 18000 + (50\ 000 - 18000)(0.6) - 16000 = 21200 \text{ Ton/año}$$

se ha considerado cubrir un 60% del mercado latinoamericano, tomando en cuenta que sería un tanto optimista pretender abastecer el 100% dada la competitividad tecnológica y comercial detectada durante la realización del presente estudio.

Por lo anterior, se propone una capacidad de la planta de 21200 toneladas por año trabajando 332 días con lo cual se cubriría la demanda nacional y se exportaría el resto a Latinoamérica.

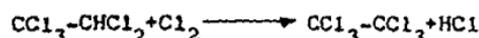
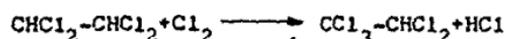
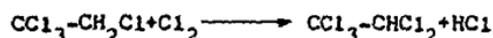
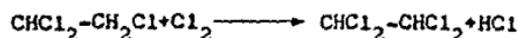
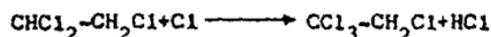
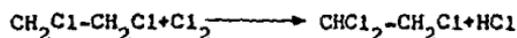
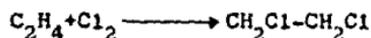
3.5.- DESCRIPCION DEL PROCESO.

1.- El cloro gaseoso comprimido se alimenta al interior de la torre empacada absorbidora (CA-1) el cual se disuelve en una mezcla líquida de cloroetanos, esto es para librar el oxígeno que pueda traer el cloro.

2.- Una vez libre de oxígeno la mezcla pasa al fondo de una torre ebullidora (R-1) tipo reactor tubular. El etileno gaseoso entra directamente al reactor.

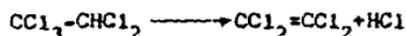
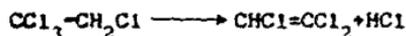
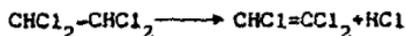
3.- En el reactor se forman dicloroetanos alrededor de 8 atmosferas y de 210-265°F entonces al proseguir la reacción se forman cloroetanos mas altos. El calor de reacción es removido por circulación del medio de reacción, a través de un enfriador externo.

4.- Las reacciones ocurridas en el reactor son las siguientes:



5.- El efluente del reactor es mandado a un separador flash (TA-2) donde el poco etileno que no reaccionó y el cloruro de hidrógeno como subproducto son extraídos como gases. El líquido del flash va a una columna de recirculación de ligeros 1(CA-2) donde son separados por, la parte superior el dicloro y tricloroetano principalmente y reciclados a el reactor.

6.- De la parte inferior de la columna de ligeros 1, Tetracloroetanos, Pentacloroetanos y una cantidad pequeña de hexacloroetanos son transportados al circuito de craqueo térmico, esta corriente entra a un horno (R-2) tipo monotubular es craqueada a unas 9 atmosferas y entre 805-845^oF, las conversiones son del 95% para el 1,1,1,2-Tetracloroetano y el 1,1,2,2- Tetracloroetano y del 80% para el pentacloroetano las reacciones efectuadas en el horno son:



mas un dímero del 0.3% peso formado de pentaclorobutadieno y cantidades pequeñas de hexacloro de butadieno.

7.- La corriente que sale del horno es enfriada y los restos gaseosos del subproducto cloruro de hidrógeno es sacado por la parte superior del separador flash (TA-3) el líquido circula a la columna de pesados 1 (CA-4)

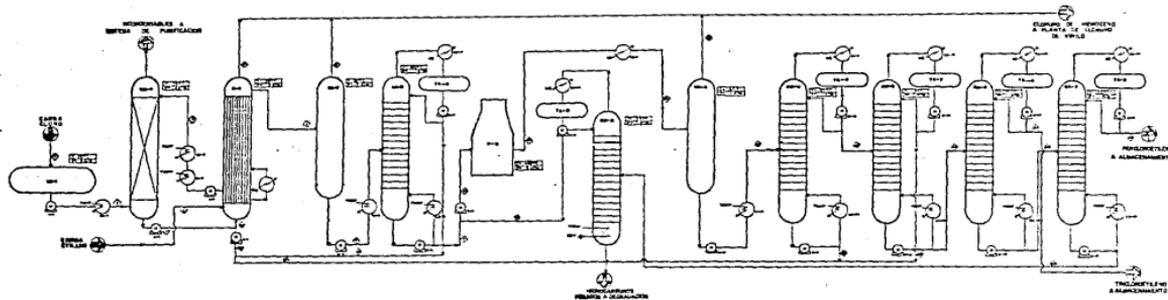
8.- Los productos superiores de la columna de recirculación de pesados 1 van a una unidad de destilación de ligeros 2 (CA-5) los compuestos mas ligeros que el tricloroetileno salen por la parte superior se reciclan al reactor de cloración. El tricloroetileno y los productos mas pesados que este quedan en los fondos y son fraccionados en la columna de tricloroetileno (CA-6), para dar tricloroetileno como producto superior, los fondos se envian a otra columna (CA-7) donde el percloroetileno se obtiene por la parte superior; los fondos de esta fraccionadora son conducidos a la recuperadora de pesados 2 (CA-3), los cuales son reciclados al horno.

3.5.1.- DIAGRAMA DE FLUJO PREELIMINAR

Ver la Fig. No. 3.2

3.5.2.- SUPERFICIE PREELIMINAR PARA LA PLANTA

La distribución y la superficie preeliminar para la planta esta representada en la figura No. 3.2



PLANTA DE PERCLOROETILENO Y TRICLOROETILENO
 DE LA SUBCOMISIÓN DE FOSFOS PRECATORIA

SIMBOLOGIA

<ul style="list-style-type: none"> TANK SEPARADOR REACTOR CONDENSADOR REBOILER PUNTO DE CONEXION LA AGUA DE SUPLENIMIENTO 	<ul style="list-style-type: none"> TANK SEPARADOR REACTOR CONDENSADOR REBOILER PUNTO DE CONEXION LA AGUA DE SUPLENIMIENTO
---	---

1958 - D. ALM. LABORATORIO QUIMICO
 ANALISIS QUIMICO LABORATORIO QUIMICO
 N° 10 REPUBLICA ARGENTINA
 Buenos Aires - 1958

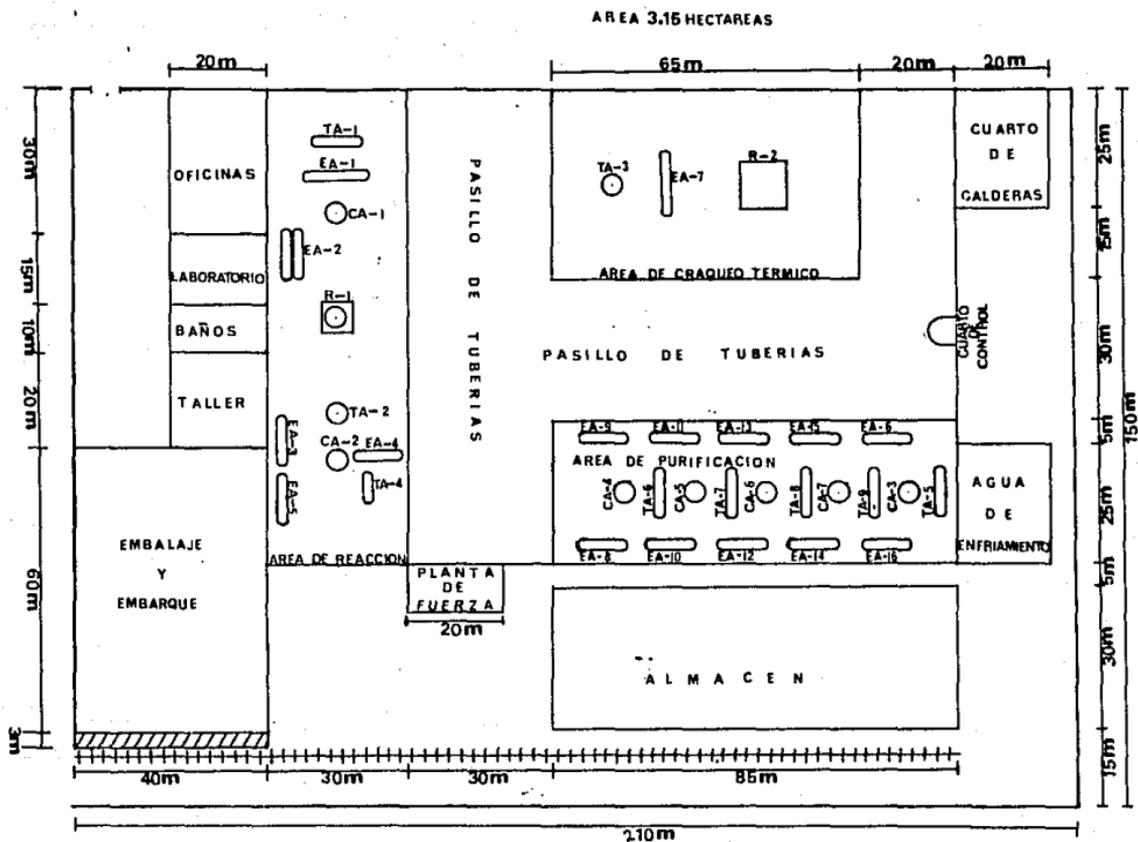


FIG. No. 1.3. - SUPERFICIE PREELIMINAR DE LA PLANTA

CODIFICACION DEL DIAGRAMA DE FLUJO.

TA-1	Tanque de almacenamiento de cloro
CA-1	Columna de absorción
R -1	Reactor tubular
TA-2	Separador Flash
CA-2	Columna de ligeros uno
R -2	Horno
CA-3	Columna de pesados dos
TA-3	Separador flash
CA-4	Columna de pesados uno
CA-5	Columna de ligeros dos
CA-6	Columna de tricloroetileno
CA-7	Columna de percloroetileno

3.6.- Balance de materia y de energía

3.6.1.- Balance de materia (cuadro No. 3.5)

3.6.2.- Balance de energía. (cuadro No. 3.6)

*BALANCE DE ENERGIA CUADRO No. 3.6

CLAV	EQUIPO	CARGA TERMICA (BTU/hr)
EA-01	Vaporizador de cloro	1028322
EA-02	Enfriadores de clorados de recirculación a la torre absorbedora	721615
EA-03	Calentador de la corriente de alimentación a la columna de ligeros uno	257297
EA-04	Condensador de la columna de ligeros uno	156610
EA-05	Rehervidor de la columna de ligeros uno	1394540
EA-06	Condensador de la columna de pesados dos	181956
EA-07	Desobrecalentador condensador de la corriente de salida del horno	1532043
EA-08	Calentador de la columna de pesados uno	392472
EA-09	Condensador de la columna de pesados uno	1577722
EA-10	Rehervidor de la columna de pesados uno	177434
EA-11	Condensador de la columna de ligeros dos	4524

EA-12	Rehervidor de la columna de ligeros II	2779218
EA-13	Condensador de la columna de tricloroetileno	70932
EA-14	Rehervidor de la columna de tricloroetileno	2663289
EA-15	Condensador de la columna de percloroetileno	1328000
AE-16	Rehervidor de la columna de percloroetileno	145487
ES-01	Serpentin rehervidor de la columna de pesados II	14086
R-1	Reactor Tubular	9297470
R-2	Horno de cracking-termico	1922942

*Ver anexo

3.7.- REQUERIMIENTO DE MANO DE OBRA.

Para la capacidad propuesta, se tienen los requerimientos mostrados en el cuadro No. 3.7

La planta trabaja en forma continua, por lo que se consideran 3 turnos de operación

El costo del personal administrativo, debido a que pemex cuenta con varias plantas en la zona e integra las funciones administrativas de las mismas se incluyen dentro de los gastos de administración que se estiman en base al costo de producción que correspondería al 100% de la capacidad instalada, tomándose como el 2% del mismo.

3.8.- EQUIPO REQUERIDO.

El equipo necesario para el proceso se enumera en el cuadro No. 3.8.

3.9.- Las organización que se propone para la planta, es la presentada de acuerdo al organigrama (Cuadro No. 3.9)

CUADRO No. 3.7 REQUERIMIENTOS DE PERSONAL

DESCRIPCION	TOTAL	SUELDO MENSUAL	TOTAL DE SUEL-	PRESTACIONES	TOTAL ANUAL
		MILES DE \$	DOS ANUALES.	(30%)	
			MILES DE \$	MILES DE \$	
MANO DE OBRA DIRECTA					
Producción.					
14 obreros por turno	42	500	252000	75600	327600
MANO DE OBRA INDIRECTA					
Ingeniero en jefe de planta					
	1	3750	45000	13500	58500
PRODUCCION					
Ingeniero en jefe de producción					
	1	2000	24000	7200	31200
Ingeniero jefe de turno					
	3	1750	63000	18900	81900
CONTROL DE CALIDAD					
Analista Químico (por turno)					
	3	1250	45000	13500	58500
Laboratorista (por turno)					
	3	750	27000	8100	35100

MANTENIMIENTO

Supervisor de mantenimiento	1	1000	12000	3600	15600
Mecánico (por turno)	3	812.5	29250	8775	38025
Electricista (por turno)	3	812.5	29250	8775	38025
Ayudante (por turno)	3	500	18000	5400	23400
SEGURIDAD INDUSTRIAL					
Ingeniero de seguridad	1	1625	19500	5850	25350
3 Trabajadores por turno	9	625	67500	20250	87750
T O T A L	73		631500		820945

CUADRO No. 3.8 LISTA DE EQUIPO

CLAVE	EQUIPO	MATERIAL DE CONSTRUCCION	CAPACIDAD (LITROS)	CONDICIONES DE OPERACION	FUNCION
TA-1	Tanque de almacenamiento de cloro líquido.	Níquel	2600	T=20 °C P=9atm.	Proveer el cloro necesario para el proceso.
CA-1	Columna de absorción empacada	Níquel	4540	T=20 °C P=8 atm.	Absorber el cloro en la mezcla de dicloroetano y quitar el oxígeno que lleva el cloro.
R-1	Reactor tubular	Níquel		T=129 °C P=8 atm.	Llevar la transformación primaria de las materias primas.
TA-2	Separador Flash	Acero 304	3016	T=35 °C P=1 atm.	Separar el cloruro de hidrógeno y etileno gas de los hidrocarburos clorados líquidos.
CA-2	Columna de ligeros 1 (platos)	Acero 304	3267	T=145 °C P=1 atm	Separar los hidrocarburos ligeros para reciclarlos al reactor tubular.
R-2	Horno	Níquel		T=400 °C P=9atm.	Llevar a cabo las conversiones de los tetracloroetanos y pentacloroetanos.

CA-3	Columna de pesados 2 (platos)	Acero 304	2915	T=155°C P=1 atm.	Recuperar los hidrocarburos mas pesados que el percloroetileno, de los alquitranes que se llegaran a formar.
TA-3	Separador flash	Acero 304	2262	T=15°C P=1 atm.	Separar el cloruro de hidrógeno gaseoso de los hidrocarburos clorados líquidos.
CA-4	Columna de pesados 1 (platos)	Acero 304	4323	T=123°C P= 1 atm.	Separar los hidrocarburos mas pesados que el percloro y mandarlos al reactor.
CA-5	Columna de ligeros 2 (platos)	Acero 304	3468	T=119°C P=1 atm.	Separar los hidrocarburos mas ligeros que el tricloroetileno y enviarlos al reactor.
CA-6	Columna de tricloroetileno (platos)	Acero 304	4021	T=120°C P=1 atm.	Obtención del primer producto del proceso tricloroetileno.
CA-7	Columna de percloroetileno (platos)	Acero 304	4574	T=123°C P=1 atm.	Obtención del percloroetileno segundo producto del proceso.
TA-4	Tanque de reflujo	Acero 304	62	T=103°C P= 1 atm.	Regular la cantidad de flujo que regresa a las columnas para la obtención de los destilados con la composición necesaria para el proceso.
TA-5	Tanque de reflujo	Acero 304	30	T=154°C P= 1 atm	

TA-6	Tanque de reflujo	Acero 304	800	T=121°C P=1 atm.	
TA-7	Tanque de reflujo	Acero 304	10	T=105°C P=1 atm.	
TA-8	Tanque de eflujo	Acero 304	38	T=88°C P= 1 atm.	
TA=9	Tanque de eflujo	Acero 304	30	T=154°C. P= 1 atm.	
EA-01	Vaporizador de cloro	Niquel	Intercambiador coraza y tubos, área de transferencia = 40,83 pie ²	Vaporizar el cloro que va a la torre absorbadora.	
EA-02	Enfriadores	Acero inoxidable 304	Intercambiador coraza y tubos, área de transferencia = 163 pie ²	Enfriar los clorados que se circulan del reactor a la absorbadora.	
EA-03	Calentador	Acero inoxidable 304	Intercambiador de doble tubo, área de transferencia = 82 pie ²	Aumentar la temperatura de la corriente de clorados que entran a la columna de ligeros 1	

EA-04	Condensador	Acero inoxidable 304	Intercambiador de doble tubo, área de transferencia= 39 pie ²	Condensar los vapores de salitubo, área de transferencia de la columna de ligeros 1
EA-05	Rehervidor	Acero inoxidable 304	Intercambiador coraza-y tubos, área de transferencia=2387 pie ²	Vaporizar los fondos de la columna de ligeros 1 y recircularlos a la misma.
EA-06	Condensador	Acero inoxidable 304	Intercambiador de doble tubo, área de transferencia= 17.4 pie ²	Condensar los vapores de salitubo, área de transferencia de la columna de pesados.
EA-07	Desobrecalentador condensador.	Níquel	Intercambiador coraza y tubos, área de transferencia = 53 pie ²	Eliminar calor sensible de la mezcla de vapor gas y condensar los vapores de la salida del horno.
EA-08	Calentador.	Acero inoxidable 304	Intercambiador coraza y tubos, área de transferencia=40.83 pie ²	Aumentar la temperatura de la corriente de clorados que entran a la columna de pesados 1
EA-09	Condensador.	Acero inoxidable 304	Intercambiador coraza y tubos, área de transferencia=88 pie ²	Condensar los vapores de salitubo, área de transferencia de la columna de pesados 1.

EA-10	Rehervidor	Acero inoxidable 304	Intercambiador coraza y tubos, área de transferencia=81.66 pie ²	Vaporizar los fondos de la columna de pesados 1 y recircularlos a la misma.
EA-11	Condensador	Acero inoxidable 304	Intercambiador de doble tubo, área de transferencia=20.88 pie ²	Condensar los vapores de salida de la columna de ligeros 2
EA-12	Rehervidor	Acero inoxidable 304	Intercambiador coraza y tubos, área de transferencia=391 pie ²	Vaporizar los fondos de la columna de ligeros 2 recircularlos a la misma.
EA-13	Condensador	Acero inoxidable 304	Intercambiador de doble tubo, área de transferencia=34.8 pie ²	Condensar los vapores de salida de la columna de tricloroetileno.
EA-14	Rehervidor	Acero inoxidable 304	Intercambiador coraza y tubos, área de transferencia=322.72 pie ²	Vaporizar los equipos de la columna de tricloroetileno y recircular las mismas.
EA-15	Condensador	Acero inoxidable 304	Intercambiador coraza y tubos, área de transferencia=87.94 pie ²	Condensar los vapores de salida de la columna de percloroetileno
EA-16	Rehervidor	Acero inoxidable 304	Intercambiador coraza y tubos, área de transferencia=81.66 pie ²	Vaporizar los fondos de la columna de percloroetileno y recircularlos a la misma.
ES-01	Rehervidor	Acero inoxidable 304	Intercambiador serpentín, área de transferencia=1883 pie ²	Vaporizar los fondos de la columna de pesados 2

EQUIPO DE BOMBEO CUADRO No. 3.8 CONTINUACION

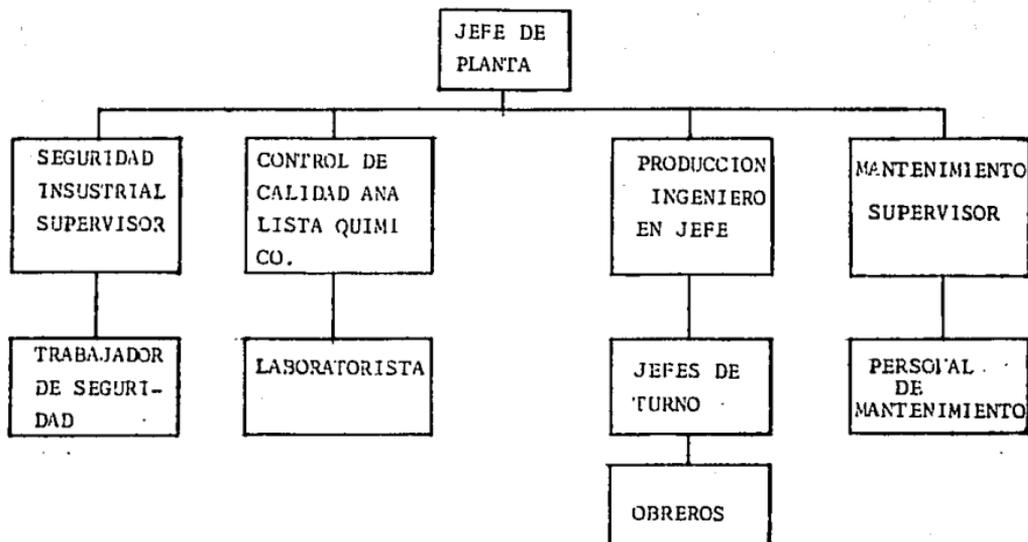
CLAVE	MATERIAL DE CONSTRUCCION	CAPACIDAD Hp	FUNCION
B-1	Níquel	$\frac{1}{2}$	Llevar el cloro a la torre de absorción.
B-2	Acero 304	1	Introducir el cloro y dicloroetanos al reactor R-1
B-3	Acero 304	1	Transladar el flujo de dicloroetanos a la torre de absorción.
B-4	Acero 304	1	Introducir con la presión necesaria al reactor las corrientes recicladas.
B-5	Acero 304	$\frac{1}{2}$	Bompear el líquido del separador flash TA-2 a la columna de ligeros 1
B-6	Acero 304	$\frac{1}{2}$	Distribuir los fondos de la columna de ligeros 1 parte al equilibrio y el resto al horno R-2
B-7	Acero 304	$\frac{1}{2}$	Llevar los hidrocarburos clorados ligeros al reactor.

CLAVE	MATERIAL CONSTRUCCION	CAPACIDAD Hp	FUNCION
B-8	Acero 304	3	Introducir con la presión necesaria la corriente de alimentación al horno de craqueo térmico.
B-9	Acero 304	$\frac{1}{4}$	Llevar el destilado de la columna de pesados 2 al horno.
B-10	Acero 304	$\frac{1}{4}$	Bombear el líquido del separador flash TA-3 a la columna de pesados 1.
B-11	Acero 304	$\frac{1}{4}$	Distribuir los fondos de la columna de pesados 1 entre el equilibrio y el reactor R-1
B-12	Acero 304	1	Distribuir el destilado de la columna de pesados 1 entre el equilibrio y la alimentación a la columna de ligeros 2.
B-13	Acero 304	1	Distribuir los fondos de la columna de ligeros 2 entre el equilibrio y la alimentación de la columna de tricloroetileno.
B-14	Acero 304	$\frac{1}{4}$	Distribuir el destilado de la columna de ligeros 2 entre el equilibrio y el reactor R-1

B-15	Acero	304	1	Distribuir los fondos de la columna de tricloroetileno entre el equilibrio y la alimentación a la columna de percloroetileno.
B-16	Acero	304	$\frac{1}{4}$	Bombear el tricloroetileno al tanque de almacenamiento y parte al equilibrio de la columna.
B-17	Acero	304	1/4	Distribuir los fondos de la columna de percloroetileno entre el equilibrio y la columna de pesados 2
B-18	Acero	304	1	Bombear el percloroetileno al tanque de almacenamiento y parte al equilibrio de la columna.

CUADRO No. 3.9

o r g a n i g r a m a



CAPITULO IV

4.1.- DETERMINACION DE LA INVERSION.

Para determinar la inversión total de una planta industrial es necesario estimar por una parte la inversión fija y por otra el capital de trabajo. La inversión fija comprende los recursos necesarios para la adquisición del equipo y la instalación de la planta, mientras que el capital de trabajo, agrupa los recursos económicos que se requieren para la operación de la planta incluyendo la producción, distribución y venta de los productos elaborados.

Aún cuando en los estudios de prefactibilidad que se llevan a cabo por parte de pemex, normalmente no se incluye el capital de trabajo dada la magnitud de los recursos con que cuenta petróleos mexicanos, en este estudio sí se considerará este rubro, con fines ilustrativos, ya que por lo general así es como se procede en la mayoría de los proyectos industriales.

4.1.1.- INVERSION FIJA.

Se recurrió a diversas publicaciones para la determinación de la inversión fija en base a los requerimientos señalados en el punto 3.9 con el fin de encontrar una aproximación de los costos obteniéndose los datos, del cuadro No. 4.1. cabe aclarar que estos costos son aproximados, ya que una cotización mas exacta implicaría entrar ya en la ingeniería de detalle, lo cual está fuera de los objetivos de esta tesis. Conviene mencionar que se tienen varios equipos en los que se utiliza níquel como material de construcción, mismo que sería importado de los Estados Unidos por no disponer de él en nuestro país. La construcción de dicho equipos, sin embargo, sí se llevaría a cabo en México.

Uno de los principales problemas que enfrentan actualmente las compañías dedicadas al diseño, ingeniería y construcción de equipos de proceso es la dificultad de elaborar en forma precisa y confiable cotizaciones de los mismos, situación provocada por

factores como la inflación, problemas de disponibilidad de materiales y aumentos constantes en los diferentes insumos, razón por la cual los costos de plantas de proceso pueden cambiar incluso en forma radical, en un periodo relativamente corto.

Inversión fija total=Costo del equipo+Gastos de construcción e instalación.

(Cuadro No. 4.1) (Cuadro No. 4.2)

Inversión fija total= 1551,729,000 + 2135,837,000=3687566000

Para hacer frente a esta inversión se considera que un 60% provendrá de recursos propios por parte de empresa y para el 40% restante de la contratación de un crédito externo con tasas de interes internacionales. La tasa base ("prime rate") que es la tasa de interes a la cual prestan los bancos norteamericanos esta situada en promedio de un 12% anual, sobre saldos insolutos. La inversión fija es de \$3687,566 000 por lo que el monto del credito será de \$1484,000.000 .

El plazo al cual se contratará sera de 10 años, con un periodo de gracia de 3 años. El pago de intereses se efectúa trimestralmente. Los bancos cobran una comisión por apertura del crédito, equivalente al 1% sobre la operación global. En el cuadro No. 4.3 se muestran las amortizaciones de capital y los intereses correspondientes a este financiamiento.

4.1.2.- CAPITAL DE TRABAJO (PUNTO 4.2.)

Los principales renglones que es necesario conseredar para estimar el capital de trabajo son los siguientes:

- 1) Inventario de materias primas se consideran 15 dias de operación de la planta.
- 2) Inventario de productos terminado: 15 dias de producción valuado al costo de produccion No. 4.4

- 3) Efectivo en caja y bancos.- un mes de sueldos.
 4) Cuentas por cobrar.- 30 días de los productos al precio de venta.
 5) Cuentas por pagar a proveedores (negativo).- 30 días de crédito con proveedores de materia prima.
 Los resultados obtenidos durante la vida útil del estudio se muestran en el cuadro No. 4.5

El capital de trabajo correspondiente al primer año de operación es \$ 4301904000 cuadro No. 4.5

4.1.3 INVERSION TOTAL.

La inversión total esta dada por la suma de la inversión fija y los gastos financieros en preoperación.

Los gastos financieros en preoperación ascienden a \$ 192,920,000 siendo la suma de los intereses en preoperación y la comisión por apertura de crédito. (cuadro No. 4.3)

Se tiene entonces:

inversión fija	3687,566,000
+	
gastos financieros en preoperación	192,920,000
-----	-----
Inversión total	\$ 3880,486,000

4.2.- Costo de producción (cuadro No. 4.4)

El costo de producción normalmente se calcula en base anual y esta dado por la suma del costo de manufactura y los gastos generales.

A continuación se calcula el costo de producción correspondiente al primer año de operación de la planta, considerando 332 días al año. El primer año se trabaja al 87% de la capacidad instalada, produciéndose 19,239 toneladas de productos.

Costo de manufactura=costos directos+cargos fijos+gastos generales.
de la planta.

I.- Costo de Manufactura

A) Costos directos

1.- Materias primas	Costo 1 año
Cloro	19791,000,000
Etileno	<u>2209,500,000</u>
	22000,500,000

2.-Mano de obra	Sueldo anual
Producción	
42 obreros de producción	327,600,000
9 trabajadores de seguridad	<u>87,750,000</u>
	415,350,000

3.- Supervisión directa	
4 ingenieros en producción	113,100,000
1 ingeniero de seguridad	<u>25,350,000</u>
	138,450,000

4.- SERVICIOS

Tomando los datos del cuadro 4.6 incluye agua de enfriamiento, Electricidad, vapor y querosena.

Servicios=317,837,000.

5.- MANTENIMIENTO Y REPARACIONES SUELDO ANUAL

1 supervisor de mantenimiento	15,600,000
3 personas de mantenimiento	<u>87,750,000</u>
	103,350,000

mas 2% de la inversión fija por concepto de materiales y costo anual= 177,100,000

6.- SUMINISTROS DE OPERACION

Se considera el 15% del costo de mantenimiento y reparaciones 26,565,000

7.-GASTOS DE LABORATORIO SUELDO ANUAL

3 Analistas Químicos	58 500 000
3 Laboratoristas	<u>35 100 000</u>
	93 600 000

B) Cargos Fijos

1.- Depreciación

CONCEPTO	VALOR	% Depreciación	Total de Depreciación
Edificios	273,000.00	5	13,650,000
Estructuras	114,000.00	5	5,700,000
Equipo y Maquinas	1514,729,000	10	<u>151,473,000</u>
			170,823,000

2.- IMPUESTOS SOBRE LA PROPIEDAD.

Se considera aproximadamente el 1% de la inversión fija, es decir 36,875,660

3.-SEGUROS

Este rubro se considera también como el 1% de la inversión fija 36,875,660

C) Gastos Generales de planta

Se considera como el 50% del costo de mano de obra, supervisión y mantenimiento. Incluye los siguientes: Gastos Generales de planta, Servicios Médicos, seguridad industrial, cafetería y servicios de almacenamiento, entre otros.

Costo de mano de obra	415 350 000
Costo de supervisión	138 450 000
Costo de mantenimiento	<u>177 100 000</u>
	730,900,000

$$(730,900,000) (0.5) = 365,450,000.$$

II.- Gastos Generales = Gastos administrativos + Costo de distribución y venta + Gastos Financieros.

A) Gastos administrativos. (incluye salarios de personal administrativo gastos de oficina, comunicaciones etc.)

Se considera para este rubro el 3% del costo total de producción para el primer año 743,354,000

B) Costos de distribución y venta

Se toma aproximadamente el 2% de la suma de la inversión fija y los gastos financieros en preoperación.

$$(3880,486,000)(0.01) = 77,609,720$$

C) Financiamiento (intereses)

En el primer año se tienen gastos financieros por 178,080,000

La suma de todos los rubros mencionados nos da un costo total de producción de 24778468000 se producen 19239000 Kg de productos en el primer año, por lo que $\frac{24778468000}{19239000} = 1288 \text{ \$/kg}$

Costo unitario de producción (en el primer año) = 1288 \\$/kg

El costo de producción para los años subsiguientes se calcula de la igual manera.

4.3.- Punto de equilibrio. (cuadros 4.6, 4.7 y 4.8)

El punto de equilibrio en el que los ingresos y los egresos correspondientes a la operación de la planta industrial se igualan, es decir, es la capacidad a partir de la cual la planta produce utilidades. Si la planta opera por debajo de dicha capacidad, se trabaja con pérdidas.

Para deducir la ecuación que permite determinar el punto de equilibrio económico se parte de las ecuaciones de ingresos.

Ingresos $I = P \cdot V$... 1

Egresos $E = cf + C_v V$... 2

En donde:

P = Precio de venta

V = Volumen de operación

C = Costos fijos totales

C_v = Costos variables unitarios

En el punto de equilibrio, los ingresos y los egresos se igualan, de tal manera que al igualar las ecuaciones (1) y (2) y despejar el volumen de operación, se obtiene la capacidad mínima económica

$$V_m = \frac{C_f}{P - C_v}$$

Con lo cual queda determinado la abscisa del punto de equilibrio al sustituir el valor resultante de la ecuación (3) en cualquiera de las ecuaciones (1) y (2) se obtienen la ordenada, con lo cual queda localizado el punto de equilibrio de la planta en estudio. Para el primer año de operación se tiene de los cuadros 4.7 y 4.8

Precio promedio=1,776,500 \$/ton
Costo fijos= 1609,066,000 \$
Costos variables=23169,402,000 \$
Costos fijos+costos variables=24778,468,000 \$
Ingresos=34178,500,000 \$
Volumen de produccion=19 239 Ton.
Aplicacando las ecuaciones 1 y 2
 $I=1,776,500 V$
 $E=1609,066,000 + 23169,402,000$
19,239

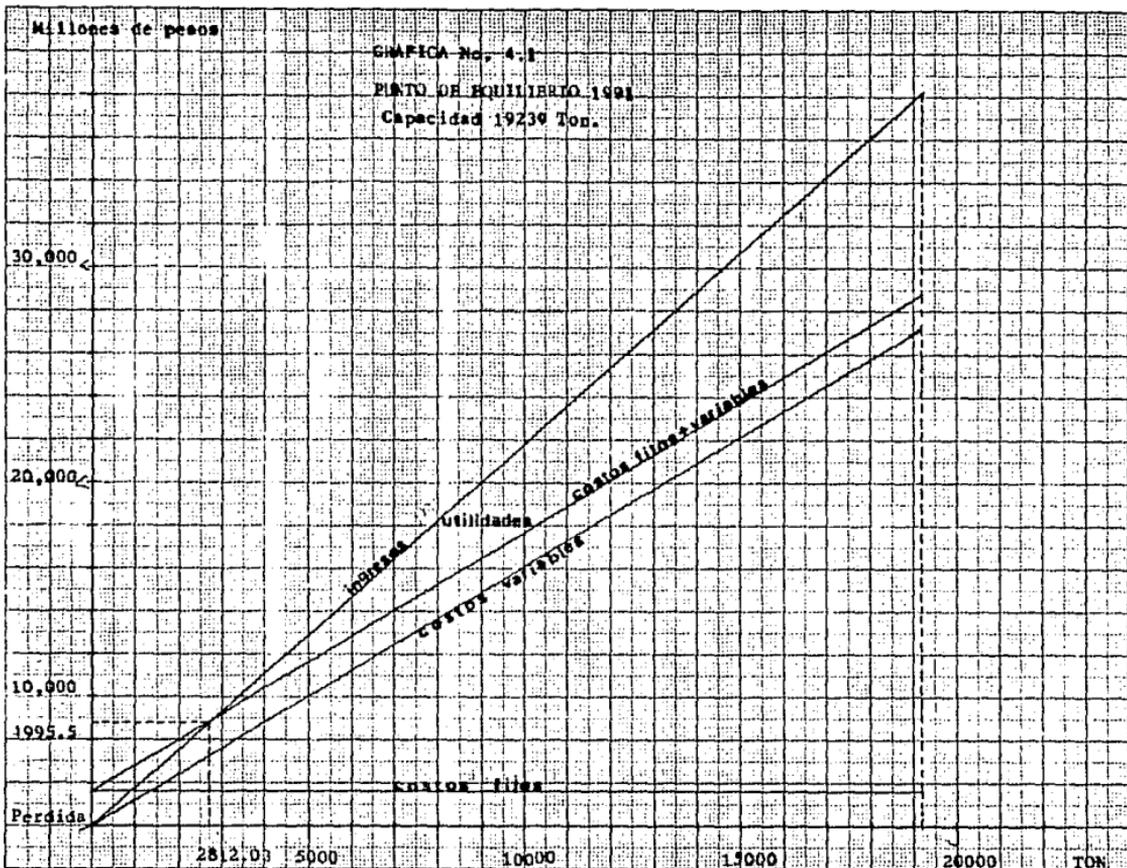
$$1776,500V=1609,066,000 + 1204293 V$$

$$V=2812.03 \text{ Ton.}$$

$$I=4995.57 \text{ Millones}$$

Los resultados para el primero, segundo y cuarto año de operacion operando al 87,90 y 100% de capacidad respectivamente son las siguientes:

V_m	1 año	2 año
	2812.03 Ton.	2803.4 ton.
I	4995.5 millones	
$V_{m \times 100}$	12.67%	

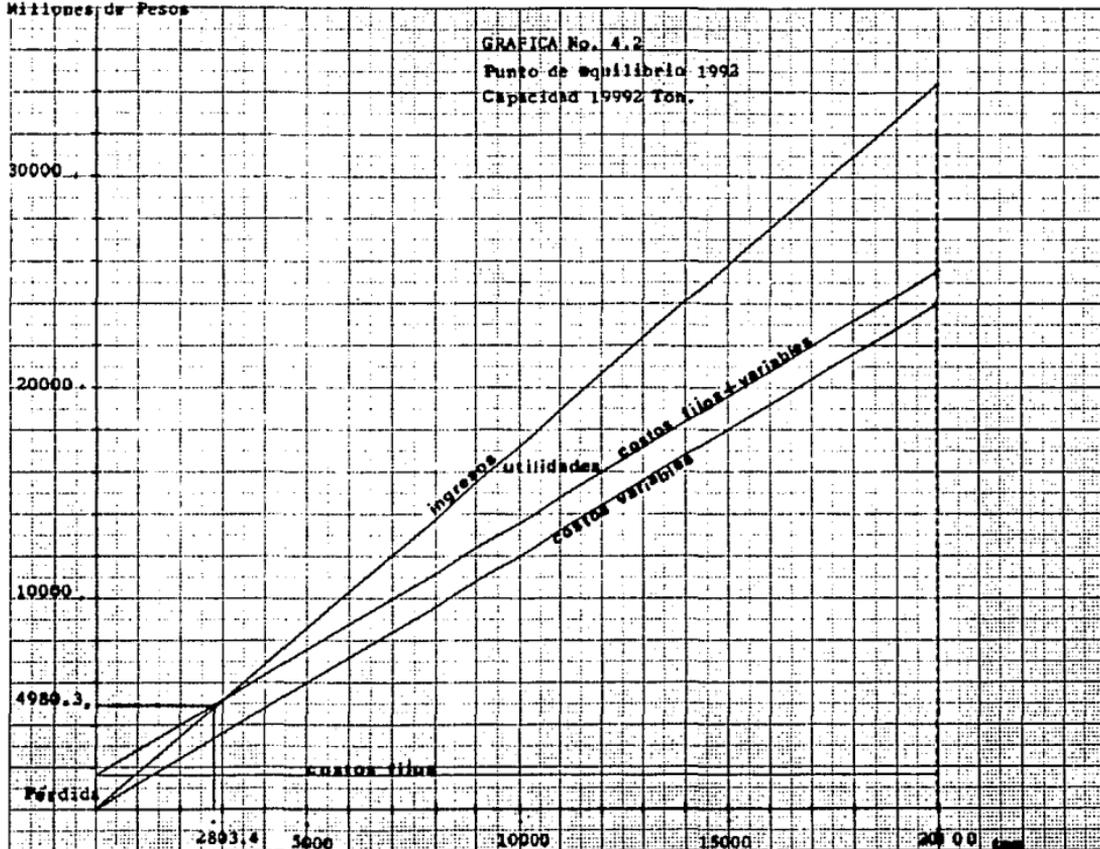


Miliones de Pesos

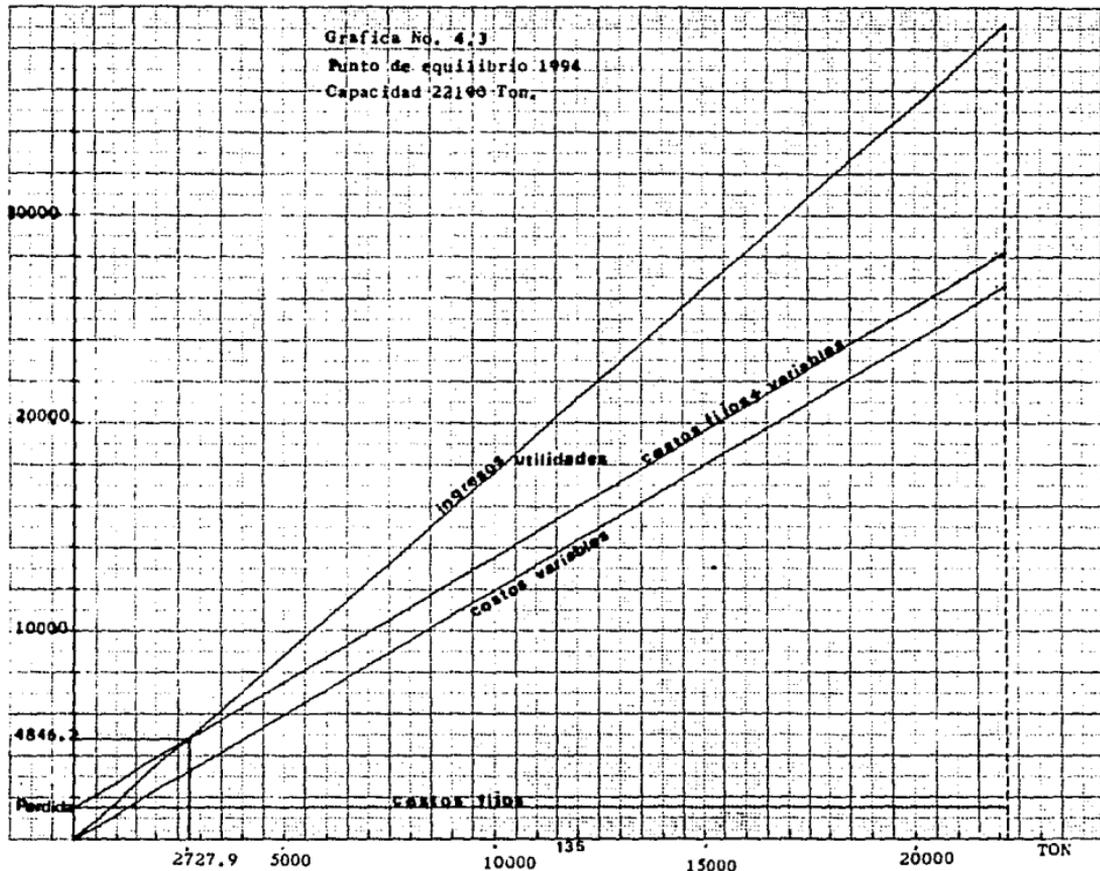
GRAFICA No. 4.2

Punto de equilibrio 1992

Capacidad 19992 Ton.



Grafica No. 4.3
Punto de equilibrio 1994
Capacidad 22100 Ton.



4.4.- ESTADO DE RESULTADOS PROFORMA.

Este estado financiero muestra los resultados económicos esperados para un periodo determinado de operación, en términos de utilidad o pérdida.

El estado de resultado se presenta en el cuadro No. 4.10 habiéndose obtenido los ingresos en base a los datos del cuadro No. 4.7 considerandose un precio de venta para el percloroetileno de \$ 1800 kg. Para el mercado nacional y de \$ 1426 para exportación para el tricloroetileno se considero un precio de \$2000,24 Kg

Para las materias primas, se tomaron los datos del cuadro No. 4.6 la depreciación y amortización, así como el resto de los costos y gastos fijos, incluyendo los gastos de administración y venta se tomaron de los cuadros 4.8 y 4.9

4.5.-Tasa interna de retorno. (T.I.R)

El método tasa interna de retorno consiste en determinar la tasa a la que se recupera la inversión total, a lo largo de la vida útil del estudio se evalúa mediante la expresión:

$$\sum_{i=0}^{i=n} \frac{Q_i \dots}{(1-J)^i}$$

En donde:

Q = flujo neto en el año

J = T.I.R.

n = año

Los resultados obtenidos para la T.I.R. se muestran en el cuadro No. 4.11

CUADRO No. 4.1

COSTO DE EQUIPOS DE PROCESO

(DOLAR=\$2273)

Clave	EQUIPO	CAPACIDAD EN lt.	MATERIAL	MILES DE PESOS
TA-1 (8)	Tanque de almacenamiento de cloro	2600	Níquel	75180
TA-2 (8)	Separador Flash	3016	Acero 304	58800
TA-3 (8)	Separador Fish	2262	Acero 304	49917
TA-4 (8)	Tanque de reflujo de la columna de ligeros uno	62	Acero 304	3751
TA-5 (8)	Tanque de reflujo de la columna de pesados dos	30	"	4500
TA-6 (8)	Tanque de reflujo de la columna de pesados uno	800	"	4500
TA-7 (8)	Tanque de reflujo de la columna de ligeros dos	10	"	2728
TA-8 (8)	Tanque de reflujo de la columna de tricloroetileno	38	"	4500
TA-9 (8)	Tanque de reflujo de la columna de percloroetileno.	30	"	2728

() BIBLIOGRAFIA CONSULTADA.

CA-1	(1) Columna de absorción de cloro	4540	Níquel	84154
CA-2	(1) Columna de ligeros uno	3267	Acero 304	58325
CA-3	(1) Columna de pesados dos	2915	Acero 304	47990
CA-4	(1) Columna de pesados uno	4323	Acero	67497
CA-5	(1) Columna de ligeros dos	3468	Acero 304	52406
CA-6	(1) Columna de tricloroetileno	4021	Acero 304	56980
CA-7	(1) Columna de percloroetileno	4574	Acero 304	60571
R-1	(28) Reactor tubular		Níquel	321000
R-2	(28) Horno		Níquel	176612
EA-1	(28) Vaporizador	4083 pie ²	Níquel	28708
EA-2	(8) enfriador	163 pie ²	Acero 304	50000
EA-3	(8) Calentador	82 pie ²	"	18500
EA-4	(8) Condensador	39 pie ²	"	6801
EA-5	(8) REHERVIDOR	2387 pie ²	"	28640

EA-6 (6)	CONDENSADOR	17.40 pie ²	Acero	6444
EA-7 (8)	Desobrecalentador condensador	53 pie ²	"	35780
EA-8 (8)	Calentador	40.83 pie ²	"	18500
EA-9 (8)	Condensador	88 pie ²	"	20048
EA-10 (8)	REHERVIDOR	81.66 pie ²	"	17184
EA-11 (8)	Condensador	20.88 pie ²	"	6444
EA-12 (8)	Rehervidor	391 pie ²	"	3578
EA-13 (8)	Condensador	34.8 pie ²	"	6444
ES-1 (8)	Rehervidor	18.83 pie ²	"	6085
EA*14 (8)	Rehervidor	322.72 pie ²	"	34368
EA-15 (8)	Condensador	87.66 pie ²	"	19.332
EA-16 (8)	Rehervidor	81.66 pie ²	"	16468
B.-11 (28)	Bomba para impulsar el cloro liquido	$\frac{1}{2}$ Hp	Níquel	10413
B-2 (28)	Bomba para impulsar los clorados al reactor	1 Hp	Acero 304	6305
B-3 (28)	Bomba para hidrocarburos clorados	1 Hp	"	6064
B-4 (28)	Bomba para hidrocarburos clorados	1 Hp	"	6064
B-5 (28)	Bomba para hidrocarburos clorados	1/2	"	4162

B-6 (28)	Bomba para hidrocarburos clorados	$\frac{1}{2}$ Hp	Acero 304	4162
B-7 (28)	Bomba para hidrocarburos clorados	$\frac{1}{2}$ Hp	"	3469
B-8 (28)	Bomba para hidrocarburos clorados	3 Hp	"	7033
B-9 "	Bomba para hidrocarburos clorados.	$\frac{1}{4}$ Hp	"	3469
B-10 "	Bomba para hidrocarburos clorados.	$\frac{1}{4}$ Hp	"	3880
B-11 "	Bomba para hidrocarburos clorados	$\frac{1}{4}$ Hp	"	3469
B-12 "	Bomba para hidrocarburos clorados	1 Hp	"	6064
B-13 "	Bomba para hidrocarburos clorados	1 Hp	"	6305
B-14 "	Bomba para hidrocarburos clorados	$\frac{1}{4}$	"	3469
B-15 "	Bomba para hidrocarburos clorados	1	"	6549
B-16 "	Bomba para impulsar tri-cloroetileno	$\frac{1}{4}$	"	3469
B-17 "	Bomba para impulsar clorados	$\frac{1}{4}$	"	3469
B-18 "	Bomba para impulsar percloroetileno	1	"	6792

TOTAL

1551729

CUADRO No. 4.2

ELEMENTOS DE LA INVERSIÓN FIJA
(MILES DE PESOS)

DESCRIPCIÓN	MILES DE PESOS
INSTALACION	204,000
ESTRUCTURA	114,000
INSTRUMENTACION Y CONTROL.	136,000
TUBERIAS, VALVULAS Y CONEXIONES	500,000
SISTEMA ELECTRICO	68,000
EDIFICIOS Y TERRENO	273,000
SERVICIOS	317,837
INGENIERIA Y SUPERVISION	250,000
CONTINGENCIAS	273,000
EQUIPO DE PROCESO	1551,720
TOTAL	3687,557

CUADRO No. 4.3 CREDITO EXTERNO

(MILES DE PESOS)

(PESOS CONSTANTES) 1988

FECHA DE AMORTIZACION	DISPOSICION	AMORTIZACION DE CAPITAL	SALDO INSO* LUTO	APERTURA POR COMISION DEL CREDITO	INTERESES 12% ANUAL
1 Enero 1990	1,484,000	0	0	14,840	89040
1 Julio 1990	0	0	1484000	0	89040
1 Enero 1991	0	0	1484000	0	89040
1 Julio 1991	0	0	1484000	0	89040
1 Enero 1992	0	0	1484000	0	89040
1 Julio 1992	0	0	1484000	0	89040
1 Enero 1993	0	106000	1484000	0	89040
1 Julio 1993	0	106000	1378000	0	82680
1 Enero 1994	0	106000	1272000	0	76320
1 Julio 1994	0	106000	1166000	0	69960
1 Enero 1995	0	106000	1060000	0	63600
1 Julio 1995	0	106000	954000	0	57240

1 Enero 1996	0	106000	848000	0	50880
1 Julio 1996	0	106000	742000	0	44520
1 Enero 1997	0	106000	636000	0	58160
1 Julio 1997	0	106000	530000	0	31800
1 Enero 1998	0	106000	424000	0	25440
1 Julio 1998	0	106000	318000	0	19080
1 Enero 1999	0	106000	212000	0	12720
1 Julio 1999	0	106000	106000	0	6360
		1484000			

CUADRO No. 4.4 COSTO DE PRODUCCION = COSTO DE MANUFACTURA + GASTOS GENERALES. (MILES DE PESOS) (PESOS CONSTANTES) 1988

	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997	1998	1999
COSTO DE MANUFACTURA									
a) Costos Directos:									
1) Materias primas*	22000500	22861300	23721000	25374500	25374500	25374500	25374500	2574500	25374500
2) Mano de obra de produccion.	415350	415350	415350	415350	415350	415350	415350	415350	415350
3) Supervision directa	138450	138450	138450	138450	138450	138450	138450	138450	138450
4) Servicio	317837	228797	339757	365330	365330	365330	365330	365330	365330
5) Mantenimiento y reparaciones	177100	177100	177100	177100	177100	177100	177100	177100	177100
6) Suministros de operacion	26565	26565	26565	26565	26565	26565	26565	26565	26565
7) Gastos de laboratorio	93600	93600	93600	93600	93600	93600	93600	93600	93600
Total	23169402	24041162	24911822	26590895	265908995	26590895	26590895	265908	26590895
CARGOS FIJOS:									
1) Depreciacion	170823	170823	170823	170823	170823	170823	170823	170823	170823
2) Imp. sobre la propiedad	36875	36875	36875	36875	36875	36875	36875	36875	36875
3) Seguros	36875	36875	36875	36875	36875	36875	36875	36875	36875
Total	244573	244573	244573	244573	244573	244573	244573	244573	244573
GASTOS GRALES. DE PLANTA									
b) Gastos generales:									
1) Gastos administrativos	743354	743354	743354	743354	743354	743354	743354	743354	743354
2) Distribucion y venta	77609	77609	77609	77609	77609	77609	77609	77609	77609
3) Financiamiento	178080	178080	171720	146280	120840	95400	69960	44320	190080
Suma total	24778468	25650228	26514528	28168161	28142721	28117281	28091841	28066401	28040961
Volumen de produccion(ton)	19239	19992	20744	22190	22190	22190	22190	22190	22190
Costo de produccion (S/Kg)	1288	1283	1278	1269	1268	1267	1266	1265	1264

CUADRO No. 4.5 CAPITAL DE TRABAJO (MILES DE PESOS)

(PESOS CONSTANTES)1988

	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997	1998	1999
INVENTARIOS:									
Materias primas (15 días)	1000000	1039150	1078227	1153386	1153386	1153386	1153386	1153386	1153386
Producto terminado (15 días)	1126356	1165897	1205037	1279959	1278951	1277942	1276933	1275925	127416
Efectivo en caja y bancos (1 mes de sueldos)	68412	68412	68412	68412	68412	68412	68412	68412	68412
Cuentas por cobrar (30 días de los productos al precio de venta)	3107136	3228763	3350182	3577200	3577200	3577200	357200	3577200	3577200
Cuentas por pagar (negativo)	1000000	1039150	1078227	1153386	1153386	1153386	1153386	1153386	1153386
Capital de trabajo	4301904	4463072	4623631	4925571	4925571	4925571	4925571	4925571	4925571
Incremento en el capital de trabajo	4301904	161168	160559	301940	0	0	0	0	0

CUADRO No. 4.6 CONSUMO DE MATERIAS PRIMAS E INSUMOS (PESOS CONSTANTES)1988

AÑO	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997	1998	1999
CAPACIDAD %	87%	90%	93%	100	100	100	100	100	100
Cloro	34828	35191	37552	40170	40170	40170	40170	40170	40170
Etileno	3558	3697	3836	4103	4103	4103	4103	4103	4103
Consumo en millones de pesos:									
Cloro 568250\$/ton)	19791	20565.5	21338.9	22826.6	22826.6	22826.6	22826.6	22826.6	22826.6
Etileno 621000\$/Ton	2209.5	2295.8	2382.1	2547.9	2547.9	2547.9	2547.9	2547.9	2547.9
Costo total en millones de pesos	22000.5	22861.3	23721	25374.5	25374.5	25374.5	25374.5	25374.5	25374.5

Agua de enfriamiento consumo (Ton) costo unitario (1.30\$/)	69600	72000	74400	80000	80000	80000	80000	80000	80000	80000
Costo de agua enfriamiento	90480	93600	96720	104000	104000	104000	104000	104000	104000	104000
Energia electrica consumo KWH costo unitario 44\$/KWH	65795	68064	70332	75626	75626	75626	75626	75626	75626	75626
Costo de electricidad	2897	2997	3097	3330	3330	3330	3330	3330	3330	3330
Vapor										
Consumo (Ton)	27666	28620	29574	31800	31800	31800	31800	31800	31800	31800
costo unitario (6\$/Kg)										
Costo de vapor	166170	171900	177630	191000	191000	191000	191000	191000	191000	191000
Querosena										
Consumo (Ton)	601	622	643	691	691	691	691	691	691	691
Costo unitario (97 \$/Kg)										
Costo de Querosena	58290	60300	62310	67000	67000	67000	67000	67000	67000	67000
Costo total de insumo	317837	328797	339757	365330	365330	365330	365330	365330	365330	365330

CUADRO No. 4.7 PROYECCION DE VENTAS

(pesos constantes)1988

	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997	1998	1999
Percloroetileno:									
Volumen de ventas									
Domesticas (Ton)	16710	17364	18017	19080	19080	19080	19080	19080	19080
Precio de venta (1800 000 \$/Ton)									
Ventas en millones de pesos.	30078	31255.2	32430.6	34344	34344	34344	34344	34344	34344
Volumen de ventas de exportacion (Ton)									
	1671	1736	1802	2120	2120	2120	2120	2120	2120
Precio de venta (1426883 \$/Ton)									
Ventas en millones de pesos	2384.3	2477	2571.2	3025	3025	3025	3025	3025	3025
Tricloroetileno:									
Volumen de ventas Domesticas (Ton)									
	850	892	925	990	990	990	990	990	990
Precio de venta (2000240 \$/Ton)									
Ventas en millones de pesos.	1716.2	1784.2	1850.2	1980.2	1980.2	1980.2	1980.2	1980.2	1980.2

Volumen total (Ton)	19239	19992	20744	22190	22190	22190	22190	22190	22190
Ventas tota- les (millones de pesos)	34178.5	35516.4	36852	39349.2	39349.2	39349.2	39349.2	39349.2	39349.2

CUADRO No. 4.8 CLASIFICACION DE LOS COSTOS PARA LA DETERMINACION DEL PUNTO DE EQUILIBRIO
MILES DE PESOS (PESOS CONSTANTES)1988

	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997
I.- COSTOS VARIABLES							
A. Costos directos de operación.							
1)Materias primas	22000500	22861300	23721000	25374500	25374500	25374500	25374500
2)Mano de obra de producción	415350	415350	415350	415350	415350	415350	415350
3)Supervisión directa	138450	138450	138450	138450	138450	138450	138450
4)Servicios auxiliares	317837	328797	339757	365330	365330	365330	365330
5)Mantenimiento y reparaciones	177100	177100	177100	177100	171000	177100	177100
6)Suministro de operación	26565	26565	26565	26565	26565	26565	26565
7)Gastos de laboratorio	93600	93600	93600	93600	93600	93600	93600
Total Variables	23169402	24041162	24911822	26590895	26590895	26590895	26590895
II.Costos Fijos.							
A.Cargos fijos de inversión							
1)Depreciación (sin amortización)	170823	170823	170823	170823	170823	170823	170823

2) IMPUESTOS SOBRE LA PROPIEDAD	36875	36875	36875	36875	36875	36875	36875	36875	36875
3) Seguros	36875	36875	36875	36875	36875	36275	36875	36875	36875
B. Gastos generales de planta	365450	365450	365450	365450	365450	365450	365450	365450	365450
C. Gastos Generales									
1) Gastos administrativos	743354	743354	743354	743354	743354	743354	743354	743354	743354
2) Gastos de distribución y ventas	77609	77609	77609	77609	77609	77609	77609	77609	77609
3) Gastos financieros	178080	178080	171720	146280	120840	95400	69960	44520	19080
Total fijos	1609066	1609066	1602706	1377266	1551826	1526386	1500946	1473506	1450066
Total fijos + variables	24778468	25650228	26514528	28168161	28142721	28117281	28091841	28066401	28040961

CUADRO No. 4.9 AMORTIZACION Y DEPRECIACION (MILES DE PESOS)

(PESOS CONSTANTES) 1988

	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997	1998	1999
Depreciación:									
Edificios y obra civil (5%)	19350	19350	19350	19350	19350	19350	19350	19350	19350
Maquinaria y equipo (10%) (incluye instalaciones y control tuberías, sistema eléctrico y servicios)	196065	196065	196065	196065	196065	196065	196065	196065	196065
Total depreciación y Amortización	215415	215415	215415	215415	215415	215415	215415	215415	215415

	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997	1998	1999
INGRESOS:									
Ventas de percloroetileno	32462300	33732200	35001800	37369000	3736000	37369000	37369000	37369000	37369000
Ventas de tricloroetileno	1716200	1784200	1850200	1980200	1980200	1980200	1980200	1980200	1980200
Total Ventas	34178500	35516400	36852000	39349200	39349200	39349200	39349200	39349200	39349200
Costos y Gastos variables									
Materias primas	22000500	22861300	23721000	25374500	25374500	25374500	25374500	25374500	25374500
Servicios auxiliares	317837	328797	339757	365330	365330	365330	365330	365330	365330
Costos y gastos fijos									
Mano de obra directa	415350	415350	415350	415350	415350	415350	415350	415350	415350
Supervision directa	138450	138450	138450	138450	138450	138450	138450	138450	138450
Mantenimiento y reparaciones	177100	177100	177100	177100	177100	177100	177100	177100	177100
Suministros de operacion	26565	26565	26565	26565	26565	26565	26565	26565	26565
Laboratorio	93600	93600	93600	93600	93600	93600	93600	93600	93600
Depreciacion y amortizacion	215415	215415	215415	215415	215415	215415	215415	215415	215415
Impuesto sobre la propiedad	36875	36875	36875	36875	36875	36875	36875	36875	36875
Seguros	36875	36875	36875	36875	36875	36875	36875	36875	36875
Gastos generales de planta	365450	365450	365450	365450	365450	365450	365450	365450	365450
Gastos administrativos	743354	743354	743354	743354	743354	743354	743354	743354	743354

Gastos de venta	77609	77609	77609	77609	77609	77609	77609	77609	77609
Gastos financieros	178080	178080	171720	146280	120840	95400	69960	44520	19080
Total de costos	24823060	25694820	26387400	28212753	28187313	28161873	28136433	28110993	28085553
Utilidades antes de impuesto	9355440	9821580	10464600	11136447	11161887	11187327	11212767	11238207	11263647
Utilidades netas	4677720	4910790	5232300	5568223	5580943	5593663	5606383	5619103	5631823

CUADRO No. 4.11 FLUJO DE EFECTIVO Y CALCULO DE LA TIR (MILES DE PESOS)

(PESOS CONSTANTES)1988

	1990	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997	1998	1999
Inversion total	3880486									
Valor de recuperacion:										
Terreno, edificio y estructura	0	0	0	0	0	0	0	0	0	19350
Maquinaria y equipo	0	0	0	0	0	0	0	0	0	151473
Garantias netas		4677720	4910790	5232300	5568223	5580943	5593663	5606383	5619103	5631823
Depreciacion y amortizacion		215415	215415	215415	215415	215415	215415	215415	215415	215415
Flujo positivo		4893135	5126205	5447715	5783638	5796358	5809078	5821798	5834518	6192211
Incremento en el capital de trabajo		4301904	161168	160559	301940	0	0	0	0	0
Amortizacion de credito a largo plazo	0	0	0	212000	212000	212000	212000	212000	212000	212000
Flujo negativo	3880486	4301904	161168	372559	513940	212000	212000	212000	212000	212000
Flujo de efectivo	8182390	591231	4965037	5075156	5269698	5584358	55970778	5609798	5622518	5980211
				TIR=	44.20%					

CONCLUSIONES.

La posibilidad de producir en México percloroetileno y tricloroetileno es buena ya que en base a la información obtenida en este estudio, nos damos cuenta que se dispone de la tecnología necesaria para poder llevar a cabo tal empresa; dicha tecnología se encuentra disponible y probada desde 1966 por TOAGOSEI CHEMICAL COMPANY, con el funcionamiento de una planta con una capacidad de 2750 ton/mes de tricloroetileno y 440 ton/mes de percloroetileno.

Otro de los aspectos que favorecen el llevar a cabo la realización de este proceso, es que utiliza materias primas producidas en nuestro país, como es el caso del etileno y cloro.

Uno de los aspectos fundamentales es que económicamente existió una demanda potencial considerable de 16000 toneladas de percloroetileno y 1500 toneladas de tricloroetileno en el año de 1988. Así mismo la tasa de crecimiento anual de la proyección de la demanda de percloroetileno es del 4.5%.

La inversión total para llevar a cabo este proyecto, es de \$ 8,182,390,000. La cual cuenta con un rendimiento de inversión del 44.2% a precios de 1968. Esta rentabilidad confirma la viabilidad del proyecto la cual sería recuperada en menos de dos años, lo cual lo hace atractivo, junto con la utilidad promedio que para este caso es de \$ 4,842,000,000.00, lo cual representa un 12.5% de ventas expresado como la relación de capital de trabajo a ventas, parámetro que confirma que la utilidad es buena.

ANEXO

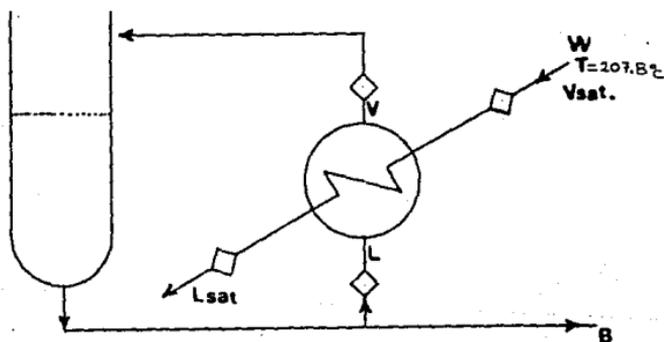
BALANCE DE ENERGIA EN EL REHERVIDOR DE LA COLUMNA DE PESADOS UNO.

Por motivos de diseño, se considerará que la corriente de recirculación RB, sera dos veces el producto de fondos B.

CORRIENTE RB.

COMPUESTO	Kg/hr	lb/hr	Mg mol/hr	Mol	% peso
$C_2H_3Cl_3$	45.23	99.82	0.339	6.92	4.60
$C_2H_2Cl_4$	5.98	13.18	0.035	0.72	0.60
C_2HCl_5	816.48	1800.01	4.032	82.31	82.96
C_2Cl_6	116.46	256.75	0.491	10.03	11.83
TOTAL	984.20	2169.76	4.898	99.98	99.0

Temperature de ebullición de fondos 158 °C



Balance de energía:

La corriente RB, ebulirá isotérmicamente a 158°C
y tendrá cambio de fase

$$Q_v = \sum n_i \lambda_i$$

Constantes:	A 158°C	Kcal/lg-mol
$\text{C}_2\text{H}_3\text{Cl}_3$	844	
$\text{C}_2\text{H}_2\text{Cl}_4$	9072	
C_2HCl_5	8950.5	
C_2Cl_6	10996.8	

SUSTITUYENDO:

$$Q_v = 8544(0.3392) + 9072(0.0356) + 8950.5(4.032) + 10996.8(0.4914)$$

$$Q_v = 44713.331 \text{ Kcal/Hr} = 44713331 \text{ cal/Hr} = 177434 \text{ BTU/Hr}$$

Vapor de agua necesario para la vaporización:

Utilizando vapor de agua a 18.65 Kg./Cm^2 $T_s = 207.8^{\circ}\text{C}$, $H_v = 455708.55 \text{ cal/Kg}$ (820.27 BTU/lb)

$$Q = W_v H_v$$

$$W_v = \frac{44713331 \text{ Cal/Hr}}{455708.55 \text{ Cal/Kg}} = 98.12 \text{ Kg/Hr}$$

BALANCE DE ENERGIA EN EL REHERVIDOR DE LA COLUMNA DE LIGEROS UNO

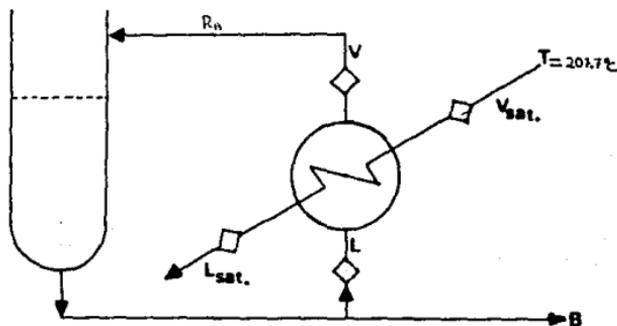
Por motivos de diseño se considerara que la corriente de recirculación R_b , sera 2 veces

El producto de fondos B

Corriente:

COMPUESTO	Kg/Hr	Kgmol/Hr	%mol	
C_2HCl_5	7348.28	16200	36.288	92.63
$C_2H_2Cl_4$	325.20	716.94	1.9357	4.94
C_2Cl_2	116.46	256.75	0.4914	1.25
$C_2H_3Cl_3$	45.28	99.82	0.3392	0.86
$C_2H_4Cl_2$	11.78	25.97	0.1190	0.30
Total	7847	17299.48	39.1733	99.98

Temperatura de bullicion: $157^{\circ}C$
de fondos



Balance de energía, La corriente RB ebullición isotérmicamente, a 157°C tendrá cambio de fase

$$Q_v = \sum W_i X_i$$

Constantes		$\lambda(157^\circ\text{C})$ kcal/kg mol
$C_2\text{HCl}_3$		8950.5
$C_2\text{H}_2\text{Cl}_4$		9072
$C_2\text{Cl}_6$		10996.8
$C_2\text{H}_3\text{Cl}_3$		8544
$C_2\text{H}_4\text{Cl}_2$		6435

$$\begin{aligned} \text{Sustituyendo } Q_v &= 8950.5 (36.288) + 9072(1.9357) + 10996.8(0.4914) + 8544(0.3392) \\ &= 351424.1317 \text{ Kcal/hr} \\ &= 35142413.17 \text{ cal/hr} \end{aligned}$$

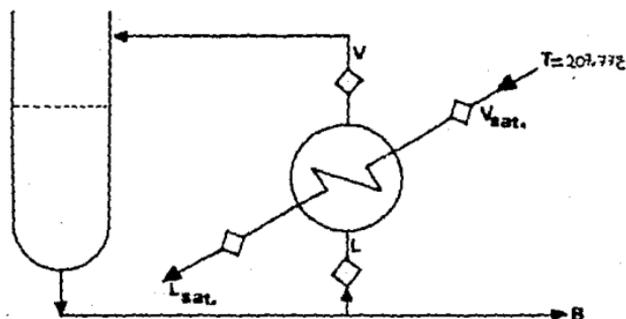
BALANCE DE ENERGIA EN EL REHENVIDOR DE LA COLUMNA DE LIGEROS DOS

Por motivos de diseño se considerará que la corriente de recirculación RB, sera 2 veces el producto de fondos B.

Corriente RB:

COMPUESTO	Kg/Hr	lb/Hr	Kgmol/Hr	%Mol
C_2HCl_3	249.85	550.83	4.1900	4.97
C_2Cl_4	5354.51	11804.55	71.1117	84.32
$C_3H_2Cl_4$	10.83	23.87	0.1421	0.17
C_2HCl_5	816.48	1800.01	8.8890	10.54
Total	6431.67	14179.26	84.3328	100

Temperatura de ebullición
de fondos $120^{\circ}C$



Balance de energía:

La corriente AB, equilibra isotérmicamente a 120°C y tendrá cambio de fase.

$$Q_v = \sum w_i \lambda_i$$

Constantes: $\lambda(120^\circ\text{C})$ Kcal/Kg-mol

$$\text{C}_2\text{HCl}_3 \quad 6969.5$$

$$\text{C}_2\text{Cl}_4 \quad 8300$$

$$\text{C}_2\text{H}_2\text{Cl}_4 \quad 9660$$

$$\text{C}_2\text{HCl}_5 \quad 3950.5$$

Sustituyendo;

$$Q_v = 6969.5(4.19) + 8300(71.1117) + 9660(0.1421) + 3950.5(8.2390) = 700363 \frac{\text{Kcal}}{\text{Hr}}$$
$$= 700363000 \frac{\text{cal}}{\text{Hr}}$$

Vapor de agua necesario para la vaporización

Utilizando vapor de agua a: 180.5 Kg/m^2 , $T_s = 207.8^\circ\text{C}$ $H_v = 455708.55 \frac{\text{cal}}{\text{Kg}}$
(820.27 BTU/lb)

$$Q = w_v H_v \quad (0.65 \text{ lb/in}^2)$$

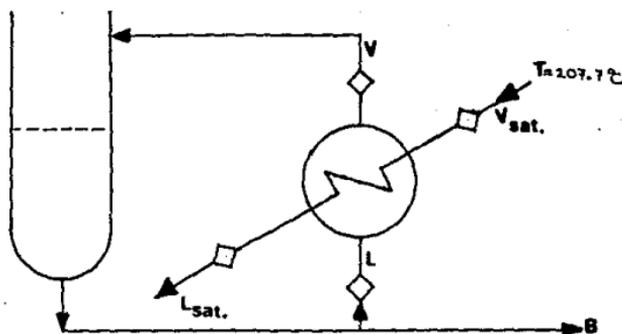
$$w_v = \frac{700363000 \text{ Cal/Hr}}{455708.55 \text{ cal/Kg}} = 1537 \text{ Kg/Hr}$$

BALANCE DE ENERGIA EN EL REHEVILADOR DE LA COLUMNA DE TRICLOROETILENO

Corriente RB

COMPUESTO	Kg/Hr	lb/Hr	Kgmol/Hr	%mol
C_2Cl_4	5354.51	11804.55	71.1117	88.73
$C_2H_2Cl_4$	10.83	23.87	0.1421	0.18
C_2HCl_5	816.48	1800.01	8.8890	11.09
Total	6181.82	13628.43	80.1428	100

Temperatura de ebullición:
de fondos $123^{\circ}C$



Balace de energia:

La corriente RB, ebullición isotérmicamente a $123^{\circ}C$
y tendrá cambio de fase

$$Q_v = \sum n_i \lambda_i$$

Constantes $\lambda(123^{\circ}\text{C})$ Kcal/Kgmol

C_2H_4	3300
C_2H_2	9576
C_2HCl_5	8956.5

Sustituyendo:

$$\begin{aligned} Q_v &= 8300(71.1117) + 9576(0.1421) + 8950.5(2.8890) = 671148.8541 \text{ Kcal/hr} \\ &= 671148854.1 \text{ Cal/hr} \\ &= 2663289.10 \text{ BTU/hr} \end{aligned}$$

Vapor de agua necesario para la vaporización

Utilizando vapor de agua a 18.65 Kg/cm^2 , $T_s = 207.8^{\circ}\text{C}$ $H_v = 455708.55 \text{ cal/kg}$
(820.27 BTU/lb)

$$Q = W_v H_v \quad (265 \text{ lb/in}^2)$$

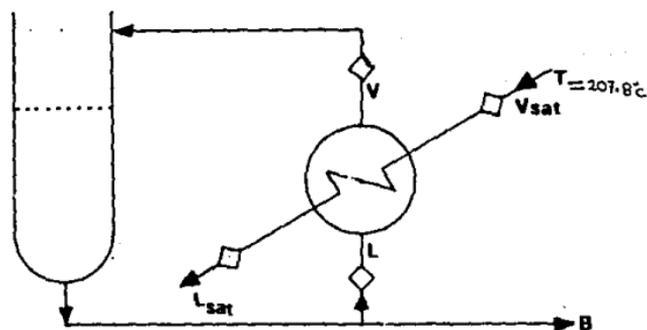
$$W_v = \frac{671148854.1 \text{ cal/hr}}{455708.55 \text{ cal/kg}} = 1472.76 \text{ Kg/hr}$$

BALANCE DE ENERGIA EN EL RESEVIOOR DE LA COLUMNA DE PERCLOROETILENO

Corriente RB.

COMPUESTO	Kg/Hr	lb/Hr	Kgmol/Hr	% mol
$C_2H_2Cl_4$	10.83	23.87	0.0615	1.57
C_2HCl_5	816.48	1800.01	4.032	98.42
Total	827.31	1823.88	4.0965	99.99

Temperatura de ebullición
de fondos $160^{\circ}C$



Balace de energia:

La corriente RB, ebullicirá isotérmicamente a $160^{\circ}C$
y tendrá cambio de fase

$$qv = \sum n_i \lambda_i$$

Constantes:

$\lambda_t (160^\circ\text{C}) \text{ Kcal/Kg mol}$

$\text{C}_2\text{H}_2\text{Cl}_4$ 8904

C_2HCl_5 2950.5

SUSTITUYENDO:

$$\begin{aligned} Q_v &= 8904(0.0645) + 2950.5(4.632) = 36662.724 \text{ Kcal/Hr} \\ &= 36662.724 \text{ Cal/Hr} \\ &= 145487 \text{ BTU/Hr} \end{aligned}$$

Vapor de agua necesario para la vaporación:

Utilizando vapor de agua a 18.65 Kg/Cm^2 , $T_s = 207.8^\circ\text{C}$, $H_v = 455708.55 \text{ Cal/Kg}$

$$Q = W_v H_v$$

$$W_v = \frac{36662.724 \text{ cal/Hr}}{455708.55 \text{ Cal/Kg}} = 80.45 \text{ Kg/Hr}$$

BALANCE DE ENERGIA EN EL VAPORIZADOR DEL CLORO

Corriente W_1

COMPUESTO	Kg/Hr	lb/Hr	lbmol/Hr	Kgmol/Hr
Cloro	5069.60	11176.44	157.42	71.40

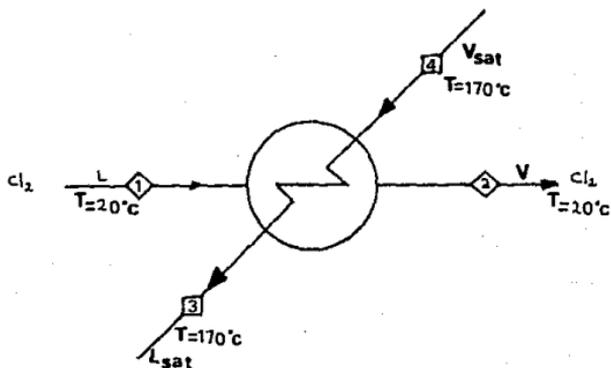
Gasto: 11176.44 lb/Hr

Presión de entrada: 8.8 Kg/cm^2 (125 psig)

Presión del salida: 8.28 Kg/cm^2 (117.6 psig)

Temperatura de entrada: $20^\circ\text{C} = 68^\circ\text{F}$

Temperatura de salida : $20^\circ\text{C} = 68^\circ\text{F}$



Balace de energia: El cloro líquido hervirá isotérmicamente a 20°C y solo habrá cambio de fase, sin precalentamiento

$$Q_v = n \lambda_v$$

Constantes: $\lambda_v = 3629 \text{ Kcal/Kgmol}$

Sustituyendo:

$$\begin{aligned} Q_v &= 71.40 \text{ Kgmol/Hr} (3629 \text{ kcal/kgmol}) = 259114.464 \text{ Kcal/Hr} \\ &= 259114464 \text{ Cal/Hr} \\ &= 1028232 \text{ BTU/Hr} \end{aligned}$$

Vapor necesario para vaporización:

Utilizando vapor de agua a 8 Kg/Cm^2 , $T_s = 170^\circ\text{C}$, $H_v = 880.7 \text{ BTU/lb}$ (489281 cal/Kg)
(1151 lb/in^2)

$$Q = W_v H_v$$

$$W_v = \frac{259114464 \text{ cal/Hr}}{489281 \text{ Cal/Kg}} = 529.56 \text{ Kg/Hr}$$

BALANCE DE ENERGIA EN EL CALENTADOR DE LA COLUMNA DE LIGEROS UNO

COMPUESTO	Kg/Hr	Lb/hr	Kgmol/hr	%
C ⁿ C ₁	106.18	234.08	1.07	2.56
C ^H C ₁	136.02	299.87	1.01	3.29
C ^R C ₁	162.50	358.47	0.96	3.93
C ^{HC} C ₁	3674.13	8100.00	18.14	88.81
C ^C C ₁	58.23	128.37	0.24	1.41
Total	4137.16	9120.79	21.42	100

Presion: 1kg/cm²=14.7 psig

Temperatura de entrada 35°C=95°F

Temperatura de salida 100°C=212°F

Calcul necesario: $Q = \rho C_p t \dots (a)$

Tempando con base al pentacloroetano: $\Delta t = 67.5^\circ\text{C}$ $C_{pm} = 46.57 \text{ kcal/jgnik}$

sustituyendo: en (A)

$$Q = 21.42 \text{ kgmol/hr} (46.57 \text{ kcal/kgmol}^\circ\text{C}) (100 - 35^\circ\text{C}) = 46839 \text{ kcal/hr}$$

vapor necesario para calentamiento

utilizando vapor de agua a 1.34kg/cm² $T_s = 107^\circ\text{C}$ $h_v = 534448 \text{ cal/kg}$ (962 BTU/lb)

$Q = wv/hv$

$wv = 6483900 \text{ cal/hr} = 121.32 \text{ kg/hr}$ (267.46 lb/hr)

53448 cal/kg

BALANCE DE ENERGIA EN EL CALENTADOR DE LA COLUMNA DE PESADOS UNO

COMPUESTO	Kg/Hr	lb7hr	kgmol/hr	%W
$C_2H_4Cl_2$	5.89	13	0.06	0.16
$C_2H_3Cl_3$	22.64	49.91	0.13	0.61
C_2HCl_3	124.93	275.42	0.95	3.36
C_2Cl_4	2677.25	5902.27	16.13	32.09
$C_2H_2Cl_4$	8.4	18.52	0.05	0.22
$C_2^{14}Cl_5$	816.48	1800.02	4.03	22
C_2Cl_6	58.23	128.37	0.24	1.56
Total	31713.82	8187.51	21.63	100

Presion: $1Kg/cm^2 = 14.7$ psi6

Temperatura de entrada: $15^\circ C = 59^\circ F$

Temperatura de salida: $140^\circ C = 284^\circ F$

Calor necesario: $Q = nCP\Delta T \dots (\Delta)$

Tomando como base al percloroetileno: A $\bar{T} = 77.5^\circ C$ $C_{pm} = 36.58$ kcal/kgmol
sustituyendo en (A)

$$Q = 21.63 \text{ kgmol/hr} (36.58 \text{ kcal/kgmol}^\circ C) (140 - 15^\circ C) = 98903 \text{ kcal/hr} = 392472 \text{ BTU/hr}$$

$$= 98903000 \text{ cal/hr}$$

Vapor necesario para calentamiento

Utilizando vapor de agua a $8kg/cm^2$ $T_s = 170^\circ C$ $H_v = 489234 \text{ cal/kg} (880.7)$
(115lb/in)

$$\frac{WV \ 98903000 \text{ cal/hr}}{489234 \text{ cal/kg}} = 202.14 \text{ kg/hr} = 445.63 \text{ lb/hr}$$

BALANCE DE ENERGIA EN EL ENFRIADOR DE CLOMADOS A LA TORRE ABSORBEDORA

Corriente W

COMPUESTO:

$C_2H_4Cl_2$	211.92	467.20	2.14	4.98
$C_2H_3Cl_3$	272.34	600.40	2.04	4.75
$C_2H_2Cl_4$	325.32	717.20	1.94	4.52
C_2HCl_5	7351.7	16207.56	36.30	84.60
C_2Cl_6	116.72	257.32	0.49	1.15
Total	8278	18249.68	42.91	99.98

Presión de entrada: $8.3 \text{ kg/cm}^2 = 117.6 \text{ psig}$

Temperatura de entrada: $129^\circ\text{C} = 264.2^\circ\text{F}$

Temperatura de salida: $38^\circ\text{C} = 100.4^\circ\text{F}$

Tomando como base al pentacloroetano: $\bar{AT} = 83.5^\circ\text{C}$, $C_{pm} = 0.23 \text{ cal/g}^\circ\text{C} =$

$46.57 \text{ kcal/kgmol}^\circ\text{C}$

Balance de energía $Q = wC_p T \dots (a)$

Constantes: $A \bar{T} = 83.5^\circ\text{C}$ $C_{pm} = 0.23 \text{ cal/g}^\circ\text{C} = 46.57 \text{ kcal/kgmol}^\circ\text{C}$

Sustituyendo: (A)

$Q = 42.91 \text{ kmol/hr} (46.57 \text{ kcal/kgmol}^\circ\text{C}) (129 - 38^\circ\text{C}) = 181847 \text{ kcal/hr} =$

181847000 cal/hr

721615 BTU/hr

Agua necesaria para enfriar:

Utilizando agua de enfriamiento de 32.22°C A 46.11°C

$Q = wC_{PAT}$

$w = \frac{181847000 \text{ cal/hr}}{18 \text{ cal/gmol} (46.11 - 32.22^\circ\text{C})} = 727330 \text{ gmol/hr}$

$w = 727330 \text{ gmol/hr} \times \frac{1 \text{ kgmol}}{1000 \text{ gmol}} \times \frac{1.8 \text{ kg}}{1 \text{ gmol}} = 13092 \text{ kg/hr}$

BALANCE DE ENERGIA EN EL ENFRIADOR DEL HORNO

La mezcla de clorados tendr un desubrecalentamiento de 45° a 200°C temperatura a la cual el vapor empezara a condensarse ya que esta es su temperatura de rocío y asumiendo que se condensa en su totalidad a 100°C tomaremos intervalos de temperatura de 20°C para calcular la carga termica el HCl no se condensa por lo cual se tomara como incondensable.

COMPUESTO	Kg/Hr	Lb/Hr	Kgmol/Hr	lbmol/Hr	%mol
HCl	623.35	1374.24	17.08	37.65	44.12
C ₂ H ₄ Cl ₂	5.89	13	0.06	0.13	0.15
C ₂ H ₃ Cl ₃	22.64	49.91	0.17	0.37	0.44
C ₂ HCl ₃	124.93	275.42	0.95	2.09	2.45
C ₂ Cl ₄	2677.25	5902.27	16.13	35.55	41.67
C ₂ H ₂ Cl ₄	8.4	18.52	0.05	0.11	0.13
C ₂ HCl ₅	816.48	1800.02	4.03	8.89	10.41
C ₂ Cl ₆	58.23	128.37	0.24	0.54	0.62
Total	4337.17	9561.75	38.71	85.33	99.99

Presión de entrada: 117.6 psig

Temperatura de entrada: 451°C

Temperatura de salida: 100°C

Desobrecalentamiento de la mezcla: de 451°C a 200°C

Incondensable: (HCl) Cpma 325.5°C=0.2 Kcal/Kg°C

$$=62.3.35 \text{ Kg/hr} \times 0.2 \frac{\text{Kcal}}{\text{kg} \cdot \text{C}} \times (451-200^\circ\text{C}) = 31292.17 \text{ Kcal/hr} = 31292170 \text{ cal/hr}$$

Vapor de clorados: Cpma 25.5°C=29.22 kcal/kgmol°C

$$=21.63 \text{ kgmol} \times 29.22 \frac{\text{Kcal}}{\text{kgmol} \cdot \text{C}} \times (551-200 \text{ C}) = 158639.18 \text{ kcal/hr} = 158639180 \text{ cal/hr}$$

$$31292170 + 158639180 = 189931350 \text{ cal/hr}$$

En la siguiente tabla se resumen los cálculos de la carga térmica para el resto de los intervalos

INTERVALO (°C)	CARGA TÉRMICA (Cal/Hr)
200-180	84499760
180-160	52930756
160-140	28578050
140-120	18970110
120-100	11164760

Carga total = 196143436 cal/hr

Sumando la carga térmica de sobrecalentamiento y la de condensación obtendremos la carga térmica total a remover en el enfriador

$$Q_t = 189931350 \text{ cal/hr} + 196143436 \text{ cal/hr} = 386074786 \text{ cal/hr} = 1532043 \text{ BTU/hr}$$

$$Q = nC_p \Delta T$$

$$W = \frac{386074786 \text{ cal/hr}}{18 \text{ cal/gmol}^\circ\text{C} (46.11 - 32.22)^\circ\text{C}} = 1544176 \text{ gmol/hr}$$

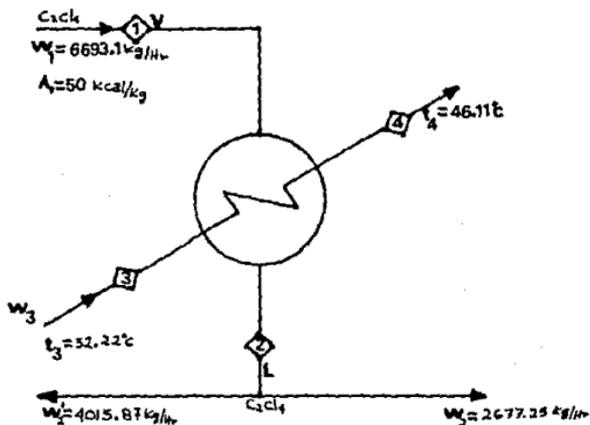
$$W = 1544176 \text{ gmol/hr} \times \frac{1 \text{ kg}}{1000 \text{ g}} = 1544.176 \text{ kg/hr}$$

Cálculo de la temperatura del agua al final del sobrecalentamiento (T_x)

$$A = 189931350 \text{ cal/hr} = nC_p(t_2 - t_x) = 1544176 \text{ mol/hr} (18 \text{ cal/gmol}^\circ\text{C}) (46.11 - T_x)$$

$$T_x = 39.28^\circ\text{C}$$

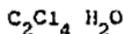
BALANCE DE ENERGIA EN EL CONDENSADOR DE LA COLUMNA DE PERCLOROETILENO
(P=1 TM) (CONDENSACIÓN ISOTERMICA T=121.2°C)



Balace: considerando que la corriente de recirculación es 1.5 veces el destilado (w_2) el flujo de entrada será de: $w_1 = 2.4 \cdot w_2 = 6693.125$

El percloroetileno pierde su calor latente y se condensa, y el agua el calor cedido por el percloroetileno y se calienta.

$$Q_p = Q_G$$



$$Q_p = w_1 \cdot \lambda$$

$$Q_p = \text{kg/hr} \times 50 \text{ kcal/kg} \times 1000 \text{ cal/kcal} = 334656250 \text{ cal/hr} = 1328001 \text{ BTU/hr}$$

Agua necesaria para condensar el percloroetileno

$$C_{pH_2O} = 18 \text{ cal/mol}^\circ\text{C}$$

$$Q_G = w_3 \cdot C_p \cdot T \quad w_3 = Q_G / C_p \quad t = Q_G / C_p (t_4 - t_3)$$

$$W_3 = 334656250 \text{ cal/hr}$$

$$18 \text{ cal/gmol}^\circ\text{C}(46.11 - 32.22)^\circ\text{C} = 1338518 \text{ gmol/hr}$$

$$W_3 = 1338518 \text{ gmol/hr} \times \text{kgmol}/1000 \text{ gmol} \times 18 \text{ kg}/\text{kgmol} = 24093.32 \text{ kg/hr de H}_2\text{O}$$

Se requieren 24093.32 kg/hr de agua

BALANCE DE ENERGIA EN EL REACTOR

$$\Delta H = \sum I_p \Delta H^s - \sum H R + Q_L$$

Donde Q_L representa perdidas de calor de varios tipos pero considerando que es una situación ideal y que no hay pérdidas de calor por radiación, etc, nose considerará Q_L

$$\sum H R_i$$

$$-C_2: 5069.60 \text{ kg/hr} \times \text{kgmol}/71 \text{ kg} \times 1000 \text{ gmol}/\text{kgmol} = 71402.82 \text{ gmol/hr}$$

(gas)

Entrada al reactor a 27°C

Temperatura de REF = 25°C

$$71402.82 \text{ gmol/hr} \times 9.08 \text{ cal/gmol}^\circ\text{C} (27 - 25^\circ\text{C}) = 1296675 \text{ cal/hr}$$

$$-C_2 H_4: 517.85 \text{ kg/hr} \times \text{kgmol}/28 \text{ kg} \times 1000 \text{ gmol}/\text{kg} = 18494.64 \text{ gmol/hr}$$

Entra al reactor a 1°C

Temp de referencia = 25°C

$$18494.64 \text{ gmol/hr} \times 10.56 \text{ cal/gmol}^\circ\text{C} (1 - 25^\circ\text{C}) = 4687281 \text{ cal/hr}$$

$$\sum H R_i = 1296675 \text{ cal/hr} + (-4687281 \text{ cal/hr}) = -3390606 \text{ cal/hr}$$

CAPACIDADES CALORIFICAS PROMEDIO

$$\tilde{C}_{pC_2HCl_5} = 48.09 \text{ cal/gmol}^\circ\text{C}$$

129°C
25°C

$$\tilde{C}_{pC_2HCl_4} = 50.60 \text{ cal/gmol}^\circ\text{C}$$

129°C
25°C

$$\tilde{C}_{pC_2H_3Cl_3} = 39.38 \text{ cal/gmol}^\circ\text{C}$$

129°C
25°C

$$\tilde{C}_{pC_2H_4Cl_2} = 34.15 \text{ cal/gmol}^\circ\text{C}$$

129°C
25°C

$$\tilde{C}_{pC_2Cl_6} = 41.23 \text{ cal/gmol}^\circ\text{C}$$

129°C
25°C

$$\tilde{C}_{pHCl} = 6.96 \text{ cal/gmol}^\circ\text{C}$$

129°C
25°C

$$\tilde{C}_{pC_2H_4} = 11.67 \text{ cal/gmol}^\circ\text{C}$$

129°C
25°C

ΣH_p :

$$C_2HCl_5: 18143.9 \text{ g/mol/hr} \times 48.09 \text{ cal/gmol}^\circ\text{C} (129-25^\circ\text{C}) = 90744176 \text{ cal/hr}$$

$$C_2H_2Cl_4: 967.85 \times 50.60 (129-25) = 5093214 \text{ cal/hr}$$

$$C_2H_3Cl_3: 1018.82 \times 39.38 (129-25) = 4172598 \text{ cal/hr}$$

$$C_2H_4Cl_2: 1072.43 \times 34.15 (129-25) = 3808842 \text{ cal/hr}$$

$$C_2Cl_6: 245.70 \times 41.23 (129-25) = 1053542 \text{ cal/hr}$$

$$HCl: 58369.02 \times 6.96 (129-25) = 42249831 \text{ cal/hr}$$

$$C_2H_4: 1128.9 \times 11.67 (129-25) = 1370123 \text{ cal/hr}$$

$$\Sigma H_p: 148492326 \text{ cal/hr}$$

Sustituyendo en la E. (b) tenemos

$$\Delta H = 148492326 + (-2494845450) - (3390606) = -2342962510 \text{ cal/hr} \\ = -929747 \text{ BTU/hr}$$

Ya que ΔH es negativa el proceso es exotérmico

Agua necesaria para remover la ΔH del sistema:

$$C_{ph_2O} = 18 \text{ cal/gmol}^\circ\text{C}$$

$$Q_p = Q_c$$

$$Q_G = W C_p \Delta t$$



$$W = \frac{2342962510 \text{ cal/hr}}{18 \text{ cal/mol}^\circ\text{C} (46.11 - 32.22^\circ\text{C})} = 9371100 \text{ g/mol/hr}$$

$$W = 9371100 \text{ g/mol/hr} \times \text{kg/mol} / 1000 \text{ g/mol} \times 1.8 \text{ kg/kgmol} = 168680 \text{ kg/hr}$$

Se requieren 168680 kg/hr de agua

$$\text{HORNO: (p=1 ATM, T=451}^{\circ}\text{C)}$$

$$\Delta H = \sum H_p + \Delta H^{25} - \sum H_r$$

CONSIDERACIONES:

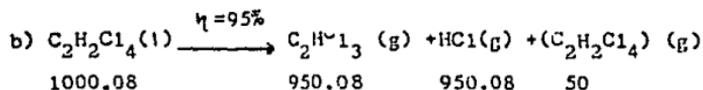
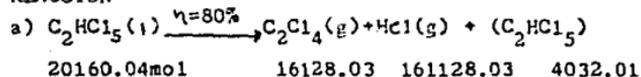
-El efecto de presión en la entalpia y en los calores de reacción es pequeño para sólidos, líquidos y gases a baja presión

-Se considerara a excepcion del tetracloroetano y el pentacloroetano, que los otros componentes de la corriente que entra al horno, no sufren reacción química

-No hay perdidas de calor por radiación etc.

Base de cálculo: 1 Hora de operación

REACCION



$$\text{a) } \Delta H_r^{25} = (16128.03 \times -6) + (16128.03 \times -22.06) - (16128.03 \times -45) = 273208.8282 \text{ Kcal}$$

$$\text{b) } \Delta H_r^{25} = (950.08 \times -7) + (950.08 \times -22.06) - (950.08 \times -36.5) = 7068.5952 \text{ Kcal}$$

$$\Delta H_r^{25} = 280277.4234 \text{ Kcal/Hr} = 280277423.4 \text{ cal/Hr}$$

$$\sum H_r: (\text{cal/gmol}^{\circ}\text{C})$$

$$\tilde{C}_{pm} C_2HCl_5 \overset{151^{\circ}}{25^{\circ}\text{C}} = 49.32 \text{ cal/gmol}^{\circ}\text{C} \quad \tilde{C}_{pm} C_2Cl_4 \overset{157^{\circ}}{25^{\circ}} = 41.23 \quad \tilde{C}_{pm} C_2H_4Cl_2 \overset{151^{\circ}}{250} = 35.12$$

$$\tilde{C}_{pm} C_2H_2Cl_4 \overset{157^{\circ}}{25} = 53.03$$

$$\tilde{C}_{pm} C_2H_3Cl \overset{157^{\circ}}{75} = 41.05$$

$$C_2HCl_5: 20160.04 \text{ gmol} \times 49.32 \text{ cal/gmol}^{\circ}C(157-25) = 131246699 \text{ cal}$$

$$C_2H_2Cl_4: 1000.08 \times 53.03(157-25) = 7000520 \text{ cal}$$

$$C_2Cl_6: 245.70 \times 41.23(157-25) = 1337188 \text{ cal}$$

$$C_2H_3Cl_3: 169.58 \times 41.05(157-25) = 918886 \text{ cal}$$

$$C_2H_4Cl_2: 59.50 \times 35.12(157-25) = 275832 \text{ cal}$$

$$\Sigma Hr = 140779125 \text{ cal/hr}$$

ΣHp :

$$HCl: 17078.11 \text{ gmol} \times 6.97 \text{ cal/gmol}^{\circ}C(451-25^{\circ}C) = 50708666 \text{ cal}$$

$$C_2Cl_4: 16128.03 \times 25.47(451-25) = 174992674 \text{ cal}$$

$$C_2HCl_3: 950.08 \times 23.34(451-25) = 9446493 \text{ cal}$$

$$C_2H_3Cl_3: 169.58 \times 26.73(451-25) = 1931004 \text{ cal}$$

$$C_2H_4Cl_2: 59.50 \times 34.40(451-25) = 871937 \text{ cal}$$

$$C_2HCl_5: 4032.01 \times 59.53(451-25) = 102250887 \text{ cal}$$

$$C_2H_2Cl_4: 50 \times 48.93(451-25) = 1042209 \text{ cal}$$

$$C_2Cl_6: 245.70 \times 36.68(451-25) = 3839229 \text{ cal}$$

$$\Sigma Hp = 345083099 \text{ cal/hr}$$

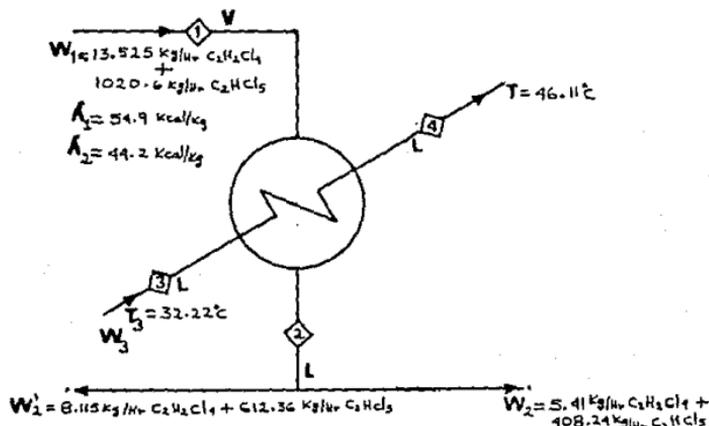
Sustituyendo en la ecuación:

$$\Delta H = 345083099 + 280277423 - 140779125 = 484581397 \text{ cal/hr}$$

$$= 1922942 \text{ BTU/hr}$$

Como ΔH es positiva el proceso es endotérmico

BALANCE DE ENERGIA EN EL CONDENSADOR DE LA COLUMNA DE PESADOS DOS
 Condensación isotérmica $T = 160\text{ }^{\circ}\text{C}$



BALANCE; Considerando que la corriente de recirculación es 1.5 veces el destilado, el flujo de entrada es $W_1 = 2.5 D = 1034.125\text{ Kg/Hr}$.

El tetracloroetano y el pentacloroetano pierden su calor latente y se condensan, el agua gana el calor cedido por estos y se calienta.

$$Q_p = Q_g$$

$$Q_p = W_1 A_1 + W_1 A_2$$

$$Q_p = 13.525\text{ Kg/Hr} \times 54.9\text{ Kcal/Kg} + 1020.6\text{ Kg/Hr} \times 44.2\text{ Kcal/Kg}$$

$$Q_p = 45853.04\text{ Kcal/Hr} = 45853040\text{ cal/Hr}$$

Agua necesaria para condensar el pentacloroetano y tetracloroetano.

$$Cp_{H_2O} = 18 \text{ cal/gmol}^\circ\text{C}$$

$$Q_G = n_3 Cp \Delta T; W_3 = Q_{GH_2O} / Cp \Delta T = (Q_{GH_2O} / Cp (T_4 - T_3))$$

$$W_3 = \frac{45853040 \text{ cal/Hr}}{18 \text{ cal/gmol}^\circ\text{C} (46.11 - 32.22)^\circ\text{C}} = 183397.5 \text{ gmol/Hr}$$

$$W_3 = 183397.5 \text{ gmol/Hr} \times \text{kgmol} / 1000 \text{ gmol} \times 18 \text{ kg} / 1 \text{ kgmol} = 3301.155 \text{ kg/Hr}$$

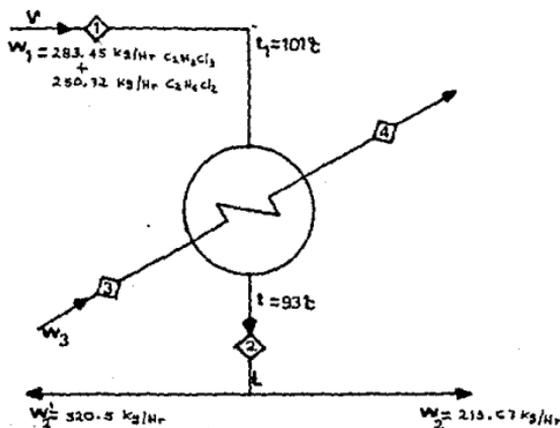
Se requieren 3301.15 Kg/Hr de agua

BALANCE DE ENERGIA EN EL CONDENSADOR DE LA COLUMNA DE LIGEROS UNO
(CONDENSACION NO ISOTERMICA)

Composici3n de W_2 :

1.- $C_2H_3Cl_3$	$= 113.38 \text{ Kg/Hr} \times \text{Kgmol}/133.5 \text{ Kg} = 0.8492 \text{ Kgmol/Hr}$	%molar 45.60
2.- $C_2H_4Cl_2$	$= 100.29 \text{ Kg/Hr} \times \text{Kgmol}/99\text{Kg} = 1.0130 \text{ Kg mol/Hr}$	54.39
Σ	$= 213.67 \text{ Kg/Hr}$	$\Sigma = 1.8622 \text{ Kgmol/Hr}$

Considerando que la corriente de recirculaci3n (W_2') es 1.5 veces el destilado (W_2), el flujo de entraa al condensador ser3 de 2.5 veces el destilado



Balance de energia: $Q_{pw_1} = Q_{GH_2O}$

$$Q_p = \Delta \tilde{H}_{w_1} = (\tilde{C}_{H_2} + \tilde{H}_1) w_1$$

En base a los \tilde{C}_{pm} ; $\Delta H = \sum_{i=1}^n \tilde{Y}_i \tilde{C}_{pm} \Delta T_i - \sum_{j=1}^n \tilde{Y}_j \tilde{C}_{pm} \Delta T_j + \sum_{i=1}^n \lambda_i Y_i \dots (A)$

Cambio de entalpia molar para 1 Kgmol

$$\tilde{C}_p C_2H_3Cl_3 \Big|_{25^\circ}^{101^\circ} = 20.5056 \text{ Kcal/Kgmol}^\circ C$$

$$\tilde{C}_p C_2H_4Cl_2 \Big|_{25^\circ}^{101^\circ} = 23.8441 \text{ Kcal/Kgmol}^\circ C$$

$$\tilde{C}_p C_2H_3Cl_3 \Big|_{25^\circ}^{93^\circ} = 20.3787 \text{ Kcal/Kgmol}^\circ C$$

$$\tilde{C}_p C_2H_4Cl_2 \Big|_{25^\circ}^{93^\circ} = 23.7897 \text{ Kcal/Kgmol}^\circ C$$

λ A 93°C Kcal/Kgmol

$$C_2H_3Cl_3 = 9211.5$$

$$C_2H_4Cl_2 = 7524$$

COLUMNA DE LIGEROS UNO

$$\sum_{i=1}^n \tilde{Y}_i \tilde{C}_{pm} \Delta T \quad T_2 = 93^\circ\text{C}$$

$$T_0 = 25^\circ\text{C}$$

$$\sum_{i=1}^n \tilde{Y}_i \tilde{C}_{pm} \Delta T = 0.4560(20.3787)(93.25) + 0.5439(23.7897)(93.25) = 1511.77 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kgmol}}$$

$$\sum_{i=1}^n \tilde{Y}_i \tilde{C}_{pm} \Delta T \quad T_1 = 101^\circ\text{C}$$

$$T_0 = 25^\circ\text{C}$$

$$\sum_{i=1}^n \tilde{Y}_i \tilde{C}_{pm} \Delta T = 0.4560(20.5056)(101-25) + 0.5439(23.8441)(101-25) = 1696.27 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kgmol}}$$

$$\sum_{i=1}^n \tilde{Z}_i \tilde{Y}_i \quad \lambda_i \text{ a } 93^\circ\text{C}$$

$$\sum_{i=1}^n \tilde{Z}_i \tilde{Y}_i = 9211.5 (0.4560) + 7524(0.5439) = 8292.75 \text{ Kcal/Kgmol}$$

Sustituyendo en la Ec... (b), tenemos:

$$\Delta \tilde{H} = 1511.77 - 1696.27 = -184.5 \text{ Kcal/Kgmol}$$

Cólor perdido por mezcla a condensar:

$$Q = \Delta \tilde{H} \dot{N}_1 = -184.5 \text{ Kcal/Kgmol} \times 2.5(1.8622 \text{ Kgmol/Hr}) = -39465.83738 \text{ Kcal/Hr}$$

$$= -39465837.38 \text{ Cal/Hr}$$

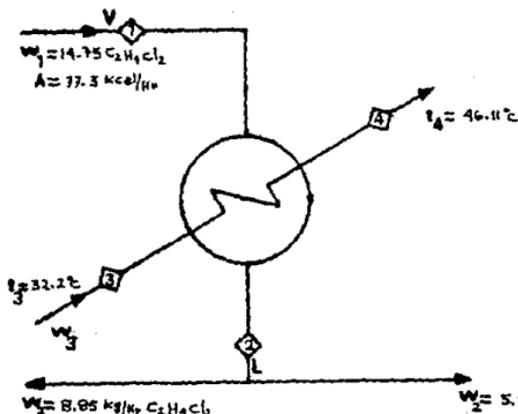
$$= -156610.5 \text{ BTU/hr}$$

Como el calor perdido es igual al calor ganado por el agua, el agua necesaria será:

$$Q_p = Q_{GH_2O}$$

$$Q_{GH_2O} = \dot{N}_3 C_p \Delta T \Rightarrow \dot{N}_3 = Q_p / C_p \Delta T = Q_p / C_p (T_4 - T_3)$$

BALANCE DE ENERGIA EN EL CONDENSADOR DE LA COLUMNA DE LIGEROS II
(1kg/cm² manometricos) (Condensación isotérmica, T=83.5 °C)

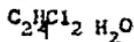


Balace:

Considerando que la corriente de recirculación es 1.5 veces el destilado (W_2) el flujo de entrada sera de $W_1 = 2.5 D = 14.75$ Kg/Hr

Como el dicloroetano pierde su calor latente y se condensa, el agua gana el calor cedido por el dicloro y se calienta;

$$Q_p = Q_m$$



$$Q_p = W_1 \Delta t$$

$$Q_p = 14.75 \text{ kg/Hr} \times 77.3 \text{ kcal/kg}$$

$$Q_p = 14.75 \text{ kg/Hr} \times 77.3 \text{ kcal/kg} \times 1000 \text{ cal/kcal} = 1140175 \text{ cal/Hr} = 4524.50 \text{ BTU/Hr}$$

Agua necesaria para condensar el dicloro:

$$C_{pH_2O} = 18 \text{ cal/gmol}^\circ\text{C}$$

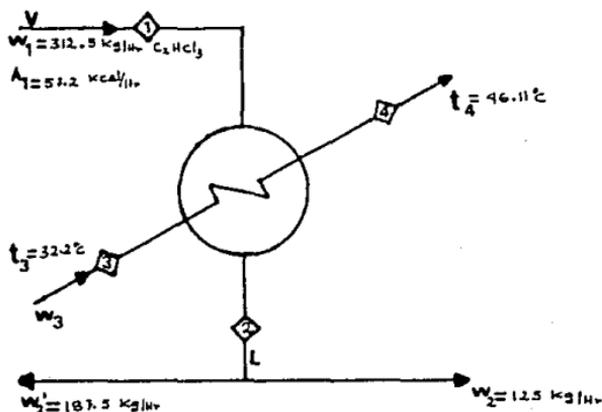
$$Q_g = W_3 C_{p\Delta T} \quad W_3 = Q / C_{p\Delta T} = Q / C_p (T_4 - T_3)$$

$$W_3 = \frac{1140175 \text{ cal/hr}}{18 \text{ cal/gmol}^\circ\text{C}(46.11 - 32.22^\circ\text{C})} = 4560.33 \text{ gmol/hr}$$

$$W_3 = 4560.33 \text{ mol/hr} * \text{kg. mol}/1000 \text{ gmol} * 18 \text{ kg}/1 \text{ kgmol} = 82 \text{ kg/hr DEH}_2\text{O}$$

Se requieren 82 Kg/hr de agua

BALANCE DE ENERGIA EN EL CONDENSADOR DE LA COLUMNA DE TRICLOROETILENO
 CONDENSACION ISOTERMICA, 86.7°C



Balace: considerando que la corriente de recirculación es 1.5 veces el destilado (w_2), el flujo de entrada sera de: $w_1 = 2.5D = 312.5$ kg/Hr Como el tricloroetileno pierde su calor latente y se condensa, el agua gana el calor cedido por el tricloroetileno y se calienta.

$$Q_p = Q_{H_2O} \\ (C_2HCl_3)$$

$$Q_p = W_1 \lambda_i$$

$$Q_p = 312.5 \text{ kg/hr} \times 57.2 \text{ kcal/kg} \times 1000 \text{ cal/kcal} = 17875000 \text{ cal/hr} = 70932.54 \text{ BTU/hr}$$

Agua necesaria para condensar el tricloroetileno.

$$\Delta H_{H_2O} = 18 \text{ cal/gmol}^\circ\text{C}$$

$$Q = W_3 C_p \Delta T$$

$$W_3 = \frac{17875000 \text{ cal/hr}}{18 \text{ cal/gmol}^\circ\text{C} (46.11 - 32.22)^\circ\text{C}} = 71494.28 \text{ gmol/hr}$$

$$W_3 = 71494.28 \text{ gmol/hr} \times \text{kgmol}/1000 \text{ gmol} \times 18 \text{ kg}/1 \text{ kgmol} = 1287 \text{ kg/hr de } H_2O$$

Se requiere 1287 Kg/hr de agua

Calculo de la temperatura de las corrientes 1 y 2 en el punto de mezclado (P=14.7 psig)

Corriente 1: $T=157^{\circ}\text{C}$

$$C_2HCl_5 = 3674.13 \text{ kg/hr} \times \text{kgmol}/202.5 \text{ kg} = 18.14 \text{ kgmol/hr}$$

$$C_2H_2C_1_4 = 162.60 \text{ kg/hr} \times \text{kgmol}/168 \text{ kg} = 0.9678 \text{ kgmol/hr}$$

$$C_2Cl_6 = 58.23 \text{ kg/hr} \times \text{kgmol}/237 \text{ kg} = 0.2457 \text{ kgmol/hr}$$

$$C_2H_3C_1_3 = 22.64 \text{ kg/hr} \times \text{kgmol}/133.5 \text{ kg} = 0.1696 \text{ kgmol/hr}$$

$$C_2H_4Cl_2 = 5.89 \text{ kg/hr} \times \text{kgmol}/99 \text{ kg} = 0.0595 \text{ kgmol/hr}$$

Corriente 2: $T=160^{\circ}\text{C}$

$$C_2H_2C_1_4 = 5.41 \text{ kg/hr} \times \text{kgmol}/168 \text{ kg} = 0.0322 \text{ kgmol/hr}$$

$$C_2HCl_5 = 408.24 \text{ kg/hr} \times \text{kgmol}/202.5 \text{ kg} = 2.0160 \text{ kgmol/hr}$$

$$Q = \sum_{i=1}^n \dot{m}_i \tilde{C}_{pm_i} (T_2 - 157^{\circ}\text{C}) = - \sum_{i=1}^n \dot{m}_i \tilde{C}_{pm_i} (T_2 - 160^{\circ}\text{C}) \dots (\text{ec})$$

T^* = Temp. supuesta

$T^* \rightarrow C_{pmi} \rightarrow \text{Sustituir en (ec)} \rightarrow \text{Despejar } T_2 \rightarrow T_2 = T^* \text{ OK}$

Suposición: (1)

$$T^* = 158^{\circ}\text{C}$$

$$\tilde{C}_{pm C_2HCl_5} = 49.42 \text{ kcal/kgmol}^{\circ}\text{C}$$

$$\tilde{C}_{pm C_2C_1_6} = 41.23$$

$$\tilde{C}_{pm C_2H_4C_1_2} = 35.16$$

$$\tilde{C}_{pm C_2H_3C_1_3} = 41.19$$

$$967.1061 (T_2 - 157^{\circ}\text{C}) = 101.3415 (T_2 - 160^{\circ}\text{C})$$

$$T_2 = 156.65^{\circ}\text{C}$$

$$T_1^* = T_2$$

Suposición; 2)

$$T^* = 157^\circ\text{C}$$

$$\tilde{C}_{pm}C_2HCl_3 = 49.32$$

$$\tilde{C}_{pm}C_2H_2Cl_4 = 53.03 \quad 965.1691 (T_2 - 157^\circ\text{C}) = 101.1366 (T_2 - 160^\circ\text{C})$$

$$\tilde{C}_{pm}C_2Cl_6 = 41.23$$

$$T_2 = 156.65^\circ\text{C}$$

$$\tilde{C}_{pm}C_2H_3Cl_3 = 41.05$$

$$T^* \approx T_2$$

$$\tilde{C}_{pm}C_2H_4Cl_2 = 35.12$$

La temperatura e: el punto de mezclado H, es la misma que la de la corriente B, esto debido a que el flujo de la corriente H es 10 veces mayor que el de la corriente 2s y la diferencia de temperaturas entre las dos corrientes es pequeña (3°)

CANBIADORES DE CALOR

REHEVADORES:

PROCEDIMIENTO DE CALCULO

- a) Se supone un valor tentativo de U_o con ayuda de la tabla no. 8... Ref. (12).
- B) Con el valor supuesto de U_o , se obtendrá un área estimada en pies² con la siguiente ecuación.

$$A = \frac{Q}{U_o \Delta t} \dots \text{Ec. (1)}$$

DONDE:

Q = Carga térmica en BTU/Hr, calculada en el balance de energía (anexo).

U_o = Coeficiente de transferencia de calor en BTU/Hr pie² °F

Δt = Diferencia de temperatura en °F.

ya que los dos fluidos son isotérmicos la diferencia de temperaturas será: $\Delta t = T_1 - t_2 = T_2 - t_1 \dots \text{Ec. (2)}$

- C) Especificar los datos necesarios de los tubos a utilizar con la ayuda de la tabla 10 Ref. (12)

DE = Diámetro exterior en pulgadas

DI = Diámetro interior en pulgadas
material; SS304

a'' = área por pie lineal en pies²

L = Longitud de tubo en pies

Pt = Pitch en pulgadas

- D) Calcular en número de tubos necesarios para el área de transferencia estimada.

$$N_t = \frac{A}{L a''} \dots \text{Ec. (3)}$$

E) Con el número de tubos y suponiendo un número plausible de pasos en los tubos, se selecciona el intercambiador que tenga el número de tubos mas aproximado a estos y por consiguiente el diámetro de coraza, utilizando la tabla 9 de la referencia (12)

Coefficiente total de transferencia corregido:

Area disponible de tubos: $A = (\text{Area de tubo})(\text{longitud de tubo})$
 (número de tubos)... Ec.(4)

$$U_b = \frac{Q}{A \Delta t} \dots \text{Ec. (5)}$$

Coefficiente de transferencia de calor de lado de los tubos

h_{i0} = Coeficiente de transferencia de calor interno referido al diámetro externo en BTU/Hr pie² °F

Para vapor: $h_{i0} = 1500$ BTU/Hr pie² °F ... de la referencia (12)

Cálculo del número de Reynolds para ΔP del lado de tubos.

$$NRe = \frac{DGt}{\mu} \dots \text{Ec. (6)}$$

DONDE:

Gt = Masa velocidad de tubos en lb/hr pie²

μ = Viscosidad en lb/hr pie

$$Gt = \frac{W}{at} \dots \text{Ec. (7)}$$

DONDE:

at = Area de flujo de tubos en pie²

$$at = \frac{Nt a't}{144n} \dots \text{Ec. (8)}$$

DONDE:

$a't$ = Area de flujo por tubo en pulg²/tubo.. tabla 10 Ref.(12)

n = Número de pasos en tubos

Nt = Número de tubos

Coefficiente de transferencia de calor de lado de coraza.

$$h_o = \text{Coeficiente de transferencia de calor externo en BTU/Hr pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$
$$h_o = JH \frac{k}{D_e} \left(\frac{C_A}{k} \right)^{1/3} \dots \text{Ec. (9)}$$

DONDE:

$$\left(\frac{C_A}{k} \right)^{1/3} = \text{Número de Prandtl}$$

k = Conductividad térmica en BTU/Hr. pie² °F/pie

D_e = Diametro equivalente en pie...de la fig. 28 Ref. (12)

JH = Factor de transferencia de calor, adimensional.

JH = $f(NRe)$ de la fig. 24 Ref. (), y tomando deflectores con un 25% de segmentación se obtiene JH .

NRe = Número de reynolds de coraza.

$$NRe = \frac{D_e G_s}{\mu} \dots \text{Ec. (10)}$$

DONDE:

D_e = Diametro equivalente en pie de la fig. 28 Ref. (12)

μ = Viscosidad en lb/Hr pie

G_s = Masa velocidad de coraza en lb/Hr pie²

G_s = W/as ...Ec. (11)

DONDE:

as = Area de flujo por coraza en pie²

W = Flujo por coraza en lb/Hr.

$$as = \frac{DC'B}{144Pt} \dots \text{Ec. (12)}$$

DONDE:

C' = Claro en pulg.

C' = $Pt - DE$...Ec.(13)

B = Espaciamiento de deflectores en pulg.

$$B = \frac{D_s}{5} \dots \text{Ec. (14)}$$

U_c = Coeficiente total limpio de transferencia de calor en BTU/Hr pie² °F

$$U_c = \frac{(h_{io})(h_o)}{h_{io} + h_o} \dots \text{Ec. (15)}$$

R_d = Factor de obstrucción disponible

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c U_d} \dots \text{Ec. (16)}$$

Comprobar que R_d disponible sea mayor que R_d supuesto.

A_1 = Area limpia requerida en pie²

$$A_1 = \frac{Q_c}{U_c \Delta t} \dots \text{Ec. (17)}$$

Comprobar que el área limpia sea menor que la disponible.

Caida de presión lado de tubos en lb/pulg²

$$\Delta P_t = \frac{f G_t^2 L_h}{(2)(5.22 \times 10^{10})(D_i) \text{Sp.Gr.} \phi t} \dots \text{Ec. (18)}$$

ONDE:

f = Factor de fricción de lado de tubos en pie²/pulg²

$f = f(NRe)$.. de la fig. 26 Ref. (12)

$\phi t = 1$ para fluido no viscoso

G_t^2 = Masa velocidad en tubos en lb/Hr pie²

L = Longitud de tubos en pies

n = Numero de pasos por tubos.

D_i = Diametro interior de tubos en pies.

ΔP permitida = 1 lb/pulg²

Caida de presión lado de coraza en (PSI), lb/pulg²

$$\Delta P_s = \frac{f G_s^2 D_s (N+1)}{5.22 \times 10^{10} \text{ De Sp.Gr.} \phi s} \dots \text{Ec. (19)}$$

DONDE:

f = Factor de fricción del lado de la coraza en $\text{pie}^2/\text{pulg}^2$

$f = f(\text{NRe}) \dots$ de la fig. 26 Ref. (12)

G_s = Masa velocidad de coraza en $\text{lb}/\text{Hr pie}^2$

D_s = Diametro de coraza en pies

$N+1 = 12 L/3 \dots \text{Ec. (20)}$

D_e = Diametro equivalente en pies

$\phi_s = 1$ Para fluido no viscoso

$Sp.Gr.$ = Gravedad específica media por entrar fluido líquido y salir en vapor.

$\rho_{\text{vap.}}$ = Densidad del vapor en lb/pie^3

$$\rho_{\text{vap.}} = \frac{PM}{359 \text{pie}^3/\text{lbmol} \times T/492 \times 14.7 \text{lb}/\text{pul}^2} \dots \text{Ec. (21)}$$

DONDE:

$T = ^\circ R$

$P = \text{lb}/\text{pulg}^2$

$PM = \text{lb}/\text{lbmol}$

ΔP permitido = $10 \text{ lb}/\text{pulg}^2$

CALENTADORES:

La secuencia de cálculo es la misma que en el caso de los rebreridores a excepción del cálculo de la Δt , ya que en este caso solo existe un fluido isotérmico.

$T_1 \longrightarrow T_2$ (fluido isotérmico)

$t_2 \longleftarrow t_1$ (fluido frio)

$\Delta T_1 = T_1 - t_2$ $\Delta T_2 = T_2 - t_1$

$$LMTD = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}} \dots \text{Ec. (22)}$$

CONDENSADORES.

Para encontrar el valor del coeficiente de transferencia ho, se requiere de un proceso iterativo, ya que las ecuaciones guardan dependencia entre ellas.

Para calcular el valor de la carga de condensación para tubos horizontales se usará la ecuación:

$$G'' = \frac{N}{L N_t} \dots \text{Ec. (23)}$$

DONDE:

w = Carga de condensación en lb/Hr.

L = Longitud de los tubos en pies

N_t = Número de tubos.

El procedimiento iterativo para calcular el coeficiente de condensación es:

a) Se supone ho (Rango de 150 a 300)

b) Se calcula Tw; $T_w = T_a + \frac{h_o}{h_i o + h_o} (T_v - T_a)$

DONDE:

T_v = Temperatura del vapor

T_w = Temperatura de pared

T_a = Temperatura media del agua

c) Se calcula T_f ; $T_f = \frac{T_v + T_w}{2}$

d) Se obtienen las propiedades del fluido a T_f ($\mu_f, k_f, \rho_f, SpGr.$)

e) Usando las propiedades se calcula ho, de la fig. 12.9 Ref. (12)

f) Si no checa ho supuesto, con ho calculado se supone otro ho.

ΔP permitida para vapor = 3 lb/pulg²

ΔP permitida para agua = 10 lb/pulg²

SECUENCIA DE CALCULO PARA INTERCAMBIADORES DE DOBLE TUBO.

-Los diámetros de las tuberías deben darse o suponerse utilizando la tabla 6.2 de la ref.(12).

-Calcular la LMTD suponiendo flujo a contracorriente.

-Calcular el coeficiente de película del lado del tubo interior.

Obtener:

-Área de flujo; $a_t = \pi D^2/4$ en pies²Ec. (24)

-Masa velocidad; $G_t = W/a_t$ en lb/Hr pie²Ec. (25)

-Número de Reynolds; $Re = DG_t/\mu$ Ec. (26)

-Velocidad en tubos; $V = G_t/3600R$ en pie/seg.Ec. (27)

-Coeficiente de película interior; de la fig.75 ref.(17) con V y \bar{t} obtener h_i interior en BTU/Hr pie² °F.

-Coeficiente interior referido al área exterior; $h_{io} = h_i D_i/D_E$ en BTU/Hr pie² °F.Ec. (28)

-Calcular el coeficiente de película del lado del ánulo.

Obtener:

-Área de flujo; $a = (D_2^2 - D_1^2)/4$ en pies²Ec. (29)

-Diámetro equivalente; $D_e = (D_2^2 - D_1^2)/D_1$ en pies.Ec. (30)

-Masa velocidad; $G_a = W/a$ en lb/Hr pie²Ec. (31)

-Número de Reynolds; $Re = D_e G_a/\mu$ Ec. (32)

-JH ; De la figura 24 ref.(17), de Re y L/D obtener JH.

Donde L es la longitud de la trayectoria en pies y

D es el diámetro interior de los tubos, en pies.

-Número de Prandtl; $(Pr)^{1/3} = (c\mu/k)^{1/3}$ Ec. (33)

-Coeficiente de película exterior; $h_o = (JH)k/D_e (c/k)^{1/3} (0.14)^{1/4}$ Ec.(34). Donde $(\mu/\mu_w)^{0.14} = 1$, para fluido no viscoso.

- Calcular el coeficiente total de transferencia limpio; U_c
 $U_c = (h_{i0})(h_o) / (h_{i0} + h_o)$ en BTU/Hr pie² °F.....Ec. (35)
- Calcular el coeficiente total de diseño U_d ;
 $1/U_d = (1/U_c) + R_d$ en BTU/Hr pie² °F.....Ec. (36)
 Donde R_d es el requerido por el problema.
- Calcular la superficie de transferencia requerida A ;
 $A = Q/U_d(LMTD)$ en pie².....Ec. (37)
- La superficie requerida deberá ser transformada a la longitud, si la longitud no corresponde a un número entero de horquillas resultará en un cambio en el factor de obstrucción. El factor de obstrucción recalculado deberá igualar o exceder el factor requerido haciendo uso del número de horquillas inmediatamente superior en número entero.
- Longitud requerida = $(A \text{ real}) / (\text{área}/\text{pie})$, Donde $\text{área}/\text{pie}$, es la superficie lineal del tubo en pie²/pie.
- Calcular el coeficiente actual de diseño ;
 $U_d = Q / (A \text{ real})(LMTD)$ en BTU/Hr pie² °F.....Ec. (38)
- Calcular el factor de obstrucción disponible R_d ;
 $R_d = (U_c - U_d) / (U_c)(U_d)$Ec. (39)

CAIDA DE PRESION.

Lado del énnulo;

-Obtener el diámetro equivalente; $Dé = (D_2 - D_1)$ en pies....Ec. (40)

-Calcular el número de Reynolds; $Ré = D_é G_s / \mu$ Ec. (41)

-Obtener el factor de fricción(f); $f = 0.0035 + 0.264 / Ré^{0.42}$Ec. (42)

-Caída de presión; $\Delta Pa = 4f G_s^2 L / 2g_c^2 D_é$ en pies.....Ec. (43)

Pérdidas de entrada y salida, una cabeza velocidad por horquilla.

$-\Delta Pa$ retorno = No.Horquillas $(v^2 / 2g')$ en pies.....Ec. (44)

-Velocidad; $v = G_s / 3600e$ en pies/seg.....Ec.(45)

-Caída de presión total; $\Delta P_e = (\Delta Pa + \Delta Pa \text{ ret}) / 144$ en lb/pulg.².Ec.(46)

Lado del tubo;

-Para Re obtener f de la Ec.(42)

-Caída de presión en tubo; $\Delta P_t = 4f G_p^2 L / 2g_c^2 D$ en pies....Ec. (47)

-Cálculo de velocidad; $v = G_t / 3600e$ en pies/seg.....Ec. (48)

- P_t retorno = No.Horquillas $(v^2 / 2g')$ en pies.....Ec. (49)

-Caída de presión total; $\Delta P = (\Delta P_{ret} + \Delta P_t) / 144$ en lb/pulg.².Ec. (50)

Datos necesarios de los tubos:

$$DE = 0.75 \text{ pulg.} = 0.0625 \text{ pies}$$

$$DI = 0.62 \text{ pulg.} = 0.0516 \text{ pies}$$

Material: 55 304, 16 BWG

$$a'' = 0.1963 \text{ pies}^2$$

$$L = 16 \text{ pies}$$

Pt = Cuadrado de 1 pulg.

$$a' = 0.302 \text{ pulg}^2/\text{tubo.}$$

Por los tubos se obtiene:

$$Ud = 64 \text{ BTU/hr pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$A = 238.70 \text{ pies}^2$$

$$Nt = 76 \text{ tubos}$$

$$n = 2 \text{ pasos}$$

$$at = 0.0797 \text{ pies}^2$$

$$Gt = 21330 \text{ lb/hr pie}^2$$

$$No \text{ Re} = 28425$$

$$hio = 1500 \text{ BTU/hr pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$f = 0.00021 \text{ pie}^2/\text{pulg}^2$$

$$\Delta P = 0.0623 \text{ lb/pulg}^2$$

Por la coraza, para 76 tubos y $n=2$, el diámetro aproximado de la misma según la tabla 9 ref. (12), será de 12 pulg.

$$Ds = 12 \text{ pulg.} = 1 \text{ pies}$$

Para arreglo en cuadro de una pulgada.

$$Pt = 1 \text{ pulg. (pitch)}$$

$$C' = Pt - De = 0.25 \text{ pulg.}$$

$$B = 2.5 \text{ pulgadas}$$

Por la coraza se obtiene:

$$as = 0.0520 \text{ pies}^2$$

$$Gs = 332682 \text{ lb/hr pie}^2$$

$$De = 0.0791 \text{ pies}$$

$$No \text{ Re} = 31068$$

$$JH = 100$$

$$(Pr)^{1/4} = 1.76$$

$$ho = 93.45 \text{ BTU/hr pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$hio = 1500 \text{ BYU/hr pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$Ud = 64 \text{ BTU/hr pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$Uc = 87.97 \text{ BTU/hr pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$Rd = 0.0042$$

$$f = 0.0017 \text{ pie}^8/\text{pulg}^2$$

$$(N+1) = 76.8$$

$$\Delta p = 4.65 \text{ lb/pulg}^2$$

Datos necesarios de los tubos:

$$DE = 0.75 \text{ pulg} = 0.0625 \text{ pies}$$

$$DI = 0.62 \text{ pulg} = 0.0516 \text{ pies}$$

Material: S5304. 16 BWG

$$a'' = 0.1 \text{ pies}^2$$

$$L = 8 \text{ pies}$$

Pt = Cuadrado de 1 pulg.

$$a' = 0.302 \text{ pulg}^2/\text{tubo}$$

Por los tubos se obtiene:

$$Ud = 24.25 \text{ BTU/hr pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$A = 81.66 \text{ pulg}^2/\text{tubo}$$

$$Nt = 52 \text{ tubos}$$

$$n = 2 \text{ P}_{\text{ros}}$$

$$at = 0.0545 \text{ pies}^2$$

$$Gt = 3969 \text{ lb/hr pie}^2$$

$$\text{No Re} = 5289$$

$$hio = 1500 \text{ BTU/hr pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$f = 0.00032 \text{ pie}^2/\text{pulg}^2$$

$$\Delta P = 0.0016 \text{ lb/pulg}^2$$

Por la coraza, para 52 tubos y $n = 2$, el diametro aproximado de la misma según la tabla 9 ref. (12), será de 10 pulg.

$$Ds = 10 \text{ pulg.} = 0.833 \text{ pies}$$

Para arreglo en cuadro de una pulgada.

$$Pt = 1 \text{ pulg. (pitch)}$$

$$C' = Pt - De = 0.25 \text{ pulg.}$$

$$B = 2 \text{ pulg.}$$

Por la coraza se obtiene:

$$a_s = 0.0347 \text{ pies}^2$$

$$G_s = 62529 \text{ lb/hr pie}^2$$

$$D_e = 0.0791 \text{ pies}$$

$$No \text{ Re} = 5839$$

$$JH = 40$$

$$(Pr)^{1/4} = 1.76$$

$$h_o = 37.38 \text{ BTU/hr pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$h_{io} = 1500 \text{ BTU/hr pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_d = 24.25 \text{ BTU/hr pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_c = 36.47 \text{ BTU/hr pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R_d = 0.0138$$

$$f = 0.0023 \text{ pie}^2/\text{pulg}^2$$

$$(N+1) = 48$$

$$\Delta p = 0.1157 \text{ lb/pulg}^2$$

REHEVADOR DE LA COLUMNA DE LIGEROS DOS (EA-12)

Datos necesarios de los tubos:

$$DE = 0.75 \text{ pulg} = 0.0625 \text{ pies}$$

$$DI = 0.62 \text{ pulg} = 0.0516 \text{ pies}$$

Material: S5304 16 B&M

$$a'' = 0.1963 \text{ pies}^2$$

$$L = 16 \text{ pies}$$

Pt = Cuadrado de 1 pulg

$$a' = 0.302 \text{ pulg}^2/\text{tubo}$$

Por los tubos se obtiene:

$$Ud = 45 \text{ BTU/hr pies}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$A = 391 \text{ pies}^2$$

$$Nt = 166 \text{ tubos}$$

$$n = 2 \text{ pasos}$$

$$at = 0.1740 \text{ pies}^2$$

$$Gt = 19474 \text{ lb/hr pies}^2$$

$$No \text{ Re} = 25952$$

$$hio = 1500 \text{ BTU/hr pies}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$f = 0.00021 \text{ pies}^2/\text{pulg}^2$$

$$\Delta P = 0.039 \text{ lb/pulg}^2$$

Por la coraza, para 166 tubos y $n = 2$, el diametro aproximado de la misma según la tabla 9 ref. (12), será de 17.2 pulg.

$$Ds = 17.2 \text{ pulg.} = 1.4375 \text{ pies}$$

Para arreglo en cuadro de una pulgada.

$$Pt = 1 \text{ pulg. (pitch)}$$

$$C' = Pt - De = 0.25 \text{ pulg.}$$

$$B = 3.5 \text{ pulg.}$$

Por la coraza se obtiene:

$$a_s = 0.1048 \text{ pies}^2$$

$$G_s = 135298 \text{ lb/hr pies}^2$$

$$D_c = 0.0791 \text{ pies}$$

$$N_o \text{ Re} = 11056$$

$$J_H = 58$$

$$(Pr)^{1/4} = 1.69$$

$$h_o = 59.48 \text{ BTU/hr pies}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$h_{i_o} = 1500 \text{ BTU/hr pies}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_d = 45 \text{ BTU/hr pies}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_c = 5221 \text{ BTU/hr pies}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R_d = 0.0047$$

$$f = 0.0017 \text{ pies}^2 / \text{pulg}^2$$

$$(N+1) = 41.14$$

$$\Delta P = 0.7516 \text{ lb/pulg}^2$$

REHERVIDOR DE LA COLUMNA DE TRICLOROETILENO (EA-14)

-Propiedades de los fluidos

Lado de la coraza

Compuesto	Kg/Hr	lb/Hr	Kgmol/Hr	%mol
C_2Cl_4	5354.51	11804.55	71.117	88.73
$C_2H_2Cl_4$	10.83	23.87	0.1421	0.18
C_2HCl_5	816.48	1800.01	8.8890	11.09
Total	6181.82	13628.43	80.1428	100

Temperatura de entrada: $123^{\circ}C=253.4^{\circ}F$

Temperatura de salida: $123^{\circ}C=253.4^{\circ}F$

Las propiedades de la mezcla de compuestos serán evaluadas en base al percloroetileno ya que el resto de los compuestos representan una minoría a dichas propiedades.

Propiedades físicas a $123^{\circ}C=253.4^{\circ}F$

$C_p=0.24$ BTU/lb $^{\circ}F$

Sp Gr=1.46

$\mu=0.38$ c.p

$k=0.048$ BTU/hr pie 2 $^{\circ}F$ /pie

Rd.=0.001

-Lado de tubos

Vapor de agua $P=265$ lb/pulg 2

Gasto= 1472.76 kg/ r= 3246.85 lb/hr

Temperatura de entrada: $207.8^{\circ}C=406^{\circ}F$

Temperatura de salida: $207.8^{\circ}C=406^{\circ}F$

Propiedades físicas a $406^{\circ}F$

ρ D.L. Específico= 1.75 pie 3 /lb

$\rho = 1/1.75=0.5714$ lb/pie 3

Sp.Gr=0.0091

$\mu=0.016$ cp

Rd=0.001

Calculo de equipo, carga térmica calculada en balance de energía
 $Q=67114.8854.1 \text{ CAL/HR}=2663289.104 \text{ BTU/hr}$

Calculo de LMTD

$$T_1=406^{\circ}\text{F} \quad T_2=406^{\circ}\text{F}$$

$$\Delta t=152.6^{\circ}\text{F}$$

$$t_2=253.4^{\circ}\text{F} \quad t_1=253.4^{\circ}\text{F}$$

REHERVADOR DE LA COLUMNA DE TRICLOROETILENO (EA-14)

Datos necesarios de los tubos:

DE=0.75 pulg=0.0625 pies

DI= 0.62 pulg=0.0516 pies

Material: 55304-18 B.W.G

a"= 0.1963 pies²

L= 12 pies

Pt= Cuadrado de 1 pulg.

a'=0.302 pulg²/tubo

Por los tubos se obtiene:

Ud= 54 BTU/hr pies² °F

A= 322.72 pies²

Nt= 137 tubos

n=1 paso

at= 0.2873 pies²

Gt= 11301. lb/hr pies²

No Re=15060

hio= 1500 BTU/hr pies² °F

f= 0.00024 pies²/pulg²

ΔP= 0.0075 lb/pulg²

Por la coraza, para 137 tubos y n= 1 , el diametro aproximado de la misma según la tabla 9 ref. (12), será de 15.2 pulg.

Ds=15.25 pulg.=1.2706 pies

Para arreglo en cuadro de una pulgada.

Pt=1 pulg. (pitch)

C'=Pt-De= 0.25 pulg.

B= 3 pulg

Por la coraza se obtiene:

$$a_s = 0.0794 \text{ pies}^2$$

$$G_s = 171642 \text{ lb/hr pie}^2$$

$$D_e = 0.0791 \text{ pies}$$

$$N_o \text{ Re} = 14763$$

$$J_H = 68$$

$$(\text{Pr})^{1/4} = 1.66$$

$$h_o = 68.5 \text{ BTU/hr pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$h_{i_o} = 1500 \text{ BTU/hr pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_d = 54 \text{ BTU/hr pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_c = 65.50 \text{ BTU/hr pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R_d = 0.0032$$

$$f = 0.0019 \text{ pies}^2/\text{pulg}^2$$

$$(N+1) = 48$$

$$\Delta p = 1.13 \text{ lb/pulg}^2$$

REHERVIDOR DE COLUMNA DE PERCLOROETILENO (EA-16)

-Propiedades de los fluidos

-Lado de coraza

Compuesto	Kg/Hr	Lb/hr	kgmol/hr	%mol
$C_2H_2Cl_4$	10.83	23.87	0.0645	1.57
C_2HCl_3	816.48	1800.01	4.032	98.42
Total	827.31	1823.88	4.0965	99.99

Temperatura de entrada: $160^{\circ}C=320^{\circ}F$

Temperatura de salida: $160^{\circ}C=320^{\circ}F$

Las propiedades de la mezcla seran evaluadas en base al pentacloroetano ya que el tetracloroetano representa una minoria a dichas propiedades.

Propiedades físicas a $320^{\circ}F$

$C_p=0.28$ BTU/lb $^{\circ}F$

Sp.Gr=1.5

$\mu=0.34$ C.p

$k=0.041$ BTU/hr pie 2 $^{\circ}F$ /pie

Rd=0.001

-Lado de tubos

Vapor de agua; P=265 lb/pulg 2

Gasto=80.45 kg/hr=177.36 lb/hr

Temperatura de entrada; $207.8^{\circ}C=406^{\circ}F$

Temperatura de salida; $207.8^{\circ}C=406^{\circ}F$

-Propiedades físicas a $406^{\circ}F$

vol. específica=1.75 pie 3 /lb $^{\circ}$

$\rho=1/1.75=0.5714$ lb/pie 3

Sp.gr=0.0091

$\mu=0.016$ cp

Rd=0.001

-Calculo de equipo, carga térmica calculada en el balance de energía

$$Q=36662724 \text{ cal/hr}=145487 \text{ BTU/hr}$$

Calculo de LMTD

$$T_1=406^\circ\text{F}$$

$$T_2=406^\circ\text{F}$$

$$t_2=320^\circ\text{F}$$

$$t_1=320^\circ\text{F}$$

$$\Delta T=86^\circ\text{F}$$

REHERVIDOR DE LA COLUMNA DE PERCLOROETILENO (AE-16)

Datos necesarios de los tubos:

$$DB = 7.5 \text{ pulg} = 0.0625 \text{ pies}$$

$$DI = 0.62 \text{ pulg} = 0.0516 \text{ pies}$$

Material: S5304-16 B.W.G

$$a'' = 0.1963 \text{ pies}^2$$

$$L = 8 \text{ pies}$$

Pt = Cuadrado de 1 pulgada.

$$a' = 0.302 \text{ pulg}^2/\text{tubo}$$

Por los tubos se obtiene:

$$Ud = 20.71 \text{ BTU/hr pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$A = 81.66 \text{ pies}^2$$

$$Nt = 52 \text{ tubos}$$

$$n = 2 \text{ pasos}$$

$$at = 0.0545 \text{ pies}^2$$

$$Gt = 3254 \text{ lb/hr pie}^2$$

$$\text{No Re} = 4336$$

$$hio = 1500 \text{ BTU/hr pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$f = 0.00034 \text{ pie}^2/\text{pulg}^2$$

$$\Delta P = 0.0012 \text{ lb/pulg}^2$$

Por la coraza, para 52 tubos y $n = 2$, el diámetro aproximado de la misma según la tabla 9 ref. (12), será de 10 pulg.

$$Ds = 10 \text{ pulg.} = 0.833 \text{ pies}$$

Para arreglo en cuadro de una pulgada.

$$Pt = 1 \text{ pulg. (pitch)}$$

$$C' = Pt - De = 0.25 \text{ pulg.}$$

$$B = 2 \text{ pulg.}$$

Por la coraza se obtiene:

$$a_s = 0.0347 \text{ pies}^2$$

$$G_s = 52561 \text{ lb/hr pies}^2$$

$$D_e = 0.0791 \text{ pies}$$

$$N_o \text{ Re} = 5053$$

$$J_H = 38$$

$$(\text{Pr})^{1/4} = 1.75$$

$$h_o = 34.47 \text{ BTU/hr pies}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$h_{io} = 1500 \text{ BTU/hr pies}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_d = 20.71 \text{ BTU/hr pies}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_c = 33.69 \text{ BTU/hr pies}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R_d = 0.0186$$

$$f = 0.0024 \text{ pie}^2/\text{pulg}^2$$

$$(N+1) = 48$$

$$\Delta p = 0.0853 \text{ lb/ pulg}^2$$

VAPORIZADOR DE CLORO (EA-01)

-Propiedades de los fluidos.

Lado de la coraza

Compuesto	Kg/Hr	lb/hr	lbmol/hr
Cloro	5069.60	11176.44	157.42

Temperatura de entrada; $20^{\circ}\text{C}=68^{\circ}\text{F}$

Temperatura de salida: $20^{\circ}\text{C}=68^{\circ}\text{F}$

Presión de entrada: $8.5 \text{ ATM}=124.95 \text{ psig}$

Propiedades físicas a 68°F

$C_p=0.226 \text{ BTU/lb}^{\circ}\text{F}$

$S_g=1.47$

$\mu=0.35 \text{ c.p}$

$k=0.108 \text{ BTU/hr pie}^2 \text{ }^{\circ}\text{F/pie}$

$R_d=0.001$

-Lado de tubos

Vapor de agua $P=115 \text{ lb/pulg}^2$

Gasto= $529.58 \text{ kg/hr}=1167.52 \text{ lb/hr}$

Temperatura de entrada: $170^{\circ}\text{C}=338^{\circ}\text{F}$

Temperatura de salida: $170^{\circ}\text{C}=338^{\circ}\text{F}$

Propiedades físicas a 338°F

$R_d=0.001$

vol. específico= $3.88 \text{ pie}^3/\text{lb}$

$\rho=1/3.88=0.277 \text{ lb/pie}^3$

$\text{Sp.Gr}=0.0041$

$\mu=0.015 \text{ c.p}$

-Calculo de equipo. carga térmica calculada en el balance de energía

$Q=25914464 \text{ cal/hr}=1028232 \text{ BTU/hr}$

-Calculo de LMTD

$T_1=338^{\circ}\text{F}$

$T_2=338^{\circ}\text{F}$

$t_2=68^{\circ}\text{F}$

$t_1=68^{\circ}\text{F}$

$\Delta t=270^{\circ}\text{F}$

VAPORIZADOR DE CLORO (EA-01)

LA DECUENCIA DE CALCULO ES LA MISMA QUE LA DE LOS REHERVIDORES

Datos necesarios de los tubos:

$$DE = 0.75 \text{ pulg} = 0.0625 \text{ pies}$$

$$DI = 0.62 \text{ pulg} = 0.0516 \text{ pies}$$

Material: S5304 16 B&G

$$a'' = 0.1963 \text{ pies}^2$$

$$L = 18 \text{ pies}$$

Pt = Cuadrados de 1 pulgada.

$$u' = 0.302 \text{ pulg}^2/\text{tubo}$$

Por los tubos se obtiene:

$$Ud = 93.27 \text{ BTU/hr pies}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$A = 40.83 \text{ pies}^2$$

$$Nt = 26 \text{ tubos}$$

$$n = 2 \text{ pasos}$$

$$at = 0.0272 \text{ pies}^2$$

$$Gt = 42923 \text{ lb/hr pies}^2$$

$$\text{No Re} = 61014$$

$$hio = 1500 \text{ BTU/hr pies}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$f = 0.0041 \text{ pie}^2/\text{pulg}^2$$

$$\Delta P = 0.2268 \text{ lb/pulg}^2$$

Por la coraza, para 26 tubos y $n = 2$, el diametro aproximado de la misma según la tabla 9 ref. (12), será de 8 pulg.

$$Ds = 8 \text{ pulg.} = 0.66 \text{ pies}$$

Para arreglo en cuadro de una pulgada.

$$Pt = 1 \text{ pulg. (pitch)}$$

$$C' = Pt - De = 0.25 \text{ pulg.}$$

$$B = 2 \text{ pulg.}$$

Por la coraza se obtiene:

$$as = 0.0277 \text{ pies}^2$$

$$Gs = 403481 \text{ lb/hr pies}^2$$

$$De = 0.0791 \text{ pies}$$

$$No \text{ Re} = 37680$$

$$JH = 110$$

$$(Pr)^{1/4} = 1.21$$

$$ho = 181.73 \text{ BTU/hr pies}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$hio = 1500 \text{ BTU/hr pies}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$Ud = 93.27 \text{ BTU/hr pies}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$Uc = 162 \text{ BTU/hr pies}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$Rd = 0.0045$$

$$f = 0.0016 \text{ pie}^2/\text{pulg}^2$$

$$(K+1) = 48$$

$$\Delta P = 2.7 \text{ lb/pulg}^2$$

PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS

Lado de coraza

Compuesto	Kg/Hr	lb/Hr	Kgmol/Hr	%mol
$C_2H_4Cl_2$	211.92	467.20	2.14	4.98
$C_2H_3Cl_3$	272.34	600.40	2.04	4.75
$C_2H_2Cl_4$	325.32	717.20	1.94	4.52
C_2HCl_5	7351.7	16207.56	36.30	84.60
C_2Cl_6	116.72	257.32	0.49	1.14
Total	8278	18249.68	42.91	99.98

Presión de entrada: 8 atm=117.6 psig

Temperatura de entrada: $129^{\circ}C=264.2^{\circ}F$

Temperatura de salida: $38^{\circ}C=100.4^{\circ}F$

Las propiedades de la mezcla serán evaluadas en base al pentacloroetano ya que el resto de los compuestos representan una minoría a dichas propiedades

-Propiedades físicas a $182.3^{\circ}F$

$C_p=0.41$ BTU/lb $^{\circ}F$

$S_p, Gr=1.52$

$\mu=0.8$ c.p

$k=0.06$ BTU/hr pie 2 $^{\circ}F$ /pie

$R_d=0.001$

Lado de tubos

Agua de enfriamiento

Gasto=13092 Kg/Hr=28863 lb/Hr

Temperatura de entrada: $90^{\circ}F$

Temperatura de salida: $115^{\circ}F$

Propiedades físicas a $102.5^{\circ}F$

$C_p=1$ BTU/lb $^{\circ}F$

$S_p, Gr=1$

$\mu=0.72$ c.p.

$k=0.357$ BTU/hr pie 2 $^{\circ}F$ /pie

$R_d=0.001$

ENFRIADORES (EA-02)

Para un enfriador 1-2

Datos necesarios de los tubos:

$$DE=0.75 \text{ pulg}=0.0625 \text{ pies}$$

$$DI=0.62 \text{ pulg}=0.0516 \text{ pies}$$

Material: 55 304-16 B.G

$$a''=0.1963 \text{ pies}^2$$

$$L=8 \text{ pies}$$

Pt=cuadrada de 1 pulgada

$$a'=0.302 \text{ pulg}^2/\text{tubo}$$

Por los tubos se obtiene:

$$Ud=89.26 \text{ BTU/hr pies}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$A=163.32 \text{ pies}^2$$

$$Nt=52$$

$$n=2$$

$$at=0.0545 \text{ pies}^2$$

$$Gt=52 \text{ lb/hr pies}^2$$

$$\text{No Re}=15683$$

$$v=2.85 \text{ pie/seg}$$

$$hi=680 \text{ BTU/hr pies}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$hio=562.13 \text{ BTU/hr pies}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$f=0.00024$$

$$\Delta p=1.4 \text{ lb/pulg}^2$$

Por la coraza, para 52 tubos y $n=2$, el diametro aproximado de la misma según la tabla 9 ref (12), será de 10 pulg.

$$Ds=10 \text{ pulg.}=0.8333 \text{ pies}$$

Para arreglo en cuadro de una pulgada

$$Pt=1 \text{ pulg. (pitch)}$$

$$C'=Pt-De=0.25 \text{ pulg.}$$

$$B=2 \text{ pulg}$$

Por la coraza se obtienen:

$$a_s = 0.0347 \text{ pies}^2$$

$$G_s = 525927 \text{ lb/hr pies}^2$$

$$D_e = 0.0791 \text{ pies}$$

$$N_o \text{ Re} = 21488$$

$$J_H = 84$$

$$(Pr) = 2.36$$

$$h_o = 150.37 \text{ BTU/hr pies}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$h_{io} = 5662.13 \text{ BTU/hr pies}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_d = 89.26 \text{ BTU/hr pies}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_c = 118.63 \text{ BTU/hr pies}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R_d = 0.0018$$

$$f = 0.0018$$

$$(N+1) = 48$$

$$\Delta p = 6.35 \text{ lb/pulg}^2$$

CALENTADOR DE LA COLUMNA DE LIGEROS UNO (EA-04)

-Propiedades de los fluidos
lado de coraza

Compuestos	Kg/Hr	lb/Hr	Kgmol/Hr	%W
$C_2H_4Cl_2$	106.18	234.08	1.07	2.56
$C_2H_3Cl_3$	136.02	299.87	1.01	3.29
$C_2H_2Cl_4$	162.60	358.47	0.96	3.93
C_2HCl_5	3674.13	8100.00	18.14	88.81
C_2Cl_6	58.23	128.37	0.24	1.41
Total	4137.16	1920.79	21.42	100

Presión: 1.7 psig

Temperatura de entrada; $35^{\circ}C$

Temperatura de salida; $100^{\circ}C$

Las propiedades de la mezcla serán evaluadas en base al pentacloroetano ya que el resto de los compuestos representan una minoría a dichas propiedades

-Propiedades físicas a $67.5^{\circ}C=153.5^{\circ}F$

$C_p=0.23 \text{ BTU/lb}^{\circ}F$

$SpGr=1.62$

$\mu=1.2 \text{ c.p}$

$k=0.064 \text{ BTU/hr pie}^2 \text{ }^{\circ}F/\text{pie}$

$Rd=0.001$

Lado de tubos

Vapor de agua $\rho=19 \text{ lb/pulg}^2$

Gasto= $121.32 \text{ kg/hr}=267.46 \text{ lb/hr}$

Temperatura de entrada; $225^{\circ}F$

Temperatura de salida; $225^{\circ}F$

Propiedades físicas a 225°F

vol. específico = 21.26 pie³/lb

$\rho = 1/21.26 = 0.0470$ lb/pie³

Sp.Gr = 0.0007 =

$\mu = 0.013$ c.p

Rd = 0.001

-Cálculo de equipo

Carga térmica calculada en el balance de energía

Q = 64839000 cal/hr = 257297 BTU/hr

De la ec(22) LMTD = 51°F

CALENTADOR DE LA COLUMNA DE LIGEROS UAO (EA-004)

Datos necesarios de los tubos:

DE= 0.75 pulg=0.0625 pies

DI= 0.62 pulg= 0.0516 pies

Material: 55304 16 BwG

a"= 0.1963 pies²

L= 8 pies

Pt= Cuadrado de 1 pulg.

a'=0.302 pulg²/tubo

Por los tubos se obtiene:

Ud=61.78 BTU/hr pies² °F

A=81.66 pies²

Nt= 52

n= 2

at= 0.0545 pies²

Gt=529596 lb/hr pie²

No Re= 15683

hio=1500 BTU/hr pies² °F

f= 0.00029 pies²/pulg²

ΔP= 0.03 lb/pulg²

Por la coraza, para 52 tubos y n= 2 , el diametro aproximado de la misma según la tabla 9 ref. (12), será de 10 pulg.

Ds= 10 pulg.=0.833pies

Para arreglo en cuadro de una pulgada.

Pt=1 pulg. (pitch)

C'=Pt-De= 0.25 pulg.

B= 2 pulg.

Por la coraza se obtiene:

$$a_s = 0.0347 \text{ pies}^2$$

$$G_s = 262847 \text{ lb/hr pies}^2$$

$$D_c = 0.0791 \text{ pies}$$

$$N_o \text{ Re} = 7150$$

$$J_H = 46$$

$$(\text{Pr})^{1/4} = 2.23$$

$$h_o = 77.81 \text{ BTU/hr pies}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$h_{i_o} = 1500 \text{ BTU/hr pies}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_d = 61.78 \text{ BTU/hr pies}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_c = 74 \text{ BTU/hr pies}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R_d = 0.0026$$

$$f = 0.0023 \text{ pies}^2/\text{pulg}^2$$

$$(N+1) = 48$$

$$\Delta p = 0.95 \text{ lb/pulg}^2$$

CALENTADOR DE LA COLUMNA DE PESADOS UNO (EA-08)

Propiedades de los fluidos

Lado de coraza

Compuesto	Kg/Hr	lb/Hr	Kgmol/Hr	%W
$C_2H_4Cl_2$	3.89	13	0.06	0.16
$C_2H_3Cl_3$	22.64	49.91	0.17	0.61
C_2HCl_3	124.93	275.42	0.95	3.36
C_2Cl_4	2677.25	5902.27	16.13	72.09
$C_2H_2Cl_4$	8.4	18.52	0.05	0.22
C_2HCl_5	816.48	1800.02	4.03	22.00
C_2Cl_6	58.23	128.37	0.24	1.56
Total	3713.82	8187.51	21.63	100

Presion: 1 ATM

Temperatura de entrada: $15^{\circ}C=59^{\circ}F$

Temperatura de salida: $140^{\circ}C=284^{\circ}F$

Las propiedades de la mezcla serán evaluadas en base al percloroetileno ya que el resto de los compuestos representan una minoría a dichas propiedades.

-Propiedades físicas a $77.5^{\circ}C=171.5^{\circ}F$

$C_p=0.22$ BTU/lb $^{\circ}F$

$SpGr=1.5$

$\mu=0.53$ c.p.

$k=0.06$ BTU/hrpie 2 $^{\circ}F$ /pie

$Rd=0.001$

-Lado de tubos

Vapor de agua; $p=115 \text{ lb/pulg}^2$

Gasto=202.14 kg/hr=445.63 lb/hr

Temperatura de entrada; $170^\circ\text{C}=338^\circ\text{F}$

Temperatura de salida; $170^\circ\text{C}=338^\circ\text{F}$

Propiedades físicas a 338°F

$R_d=0.001$

Vol. Específico=3.88 pie^3/lb

$\rho=1/3.88=0.2577 \text{ lb/pie}^3$

$\text{SpGr}=0.2577/62.5=0.0041$

$\mu=0.015 \text{ c.p}$

-Calculo de equipo

Carga térmica calculada en el balance de energía

$Q=98903000 \text{ cal/hr}=392472 \text{ BTU/hr}$

-De la Ec (22); $\text{LMTD}=137^\circ\text{F}$

Datos necesarios de los tubos:

$$DE = 0.75 \text{ pulg} = 0.0625 \text{ pies}$$

$$DI = 0.62 \text{ pulg} = 0.0516 \text{ pies}$$

Material: 55304-16B.G

$$a'' = 0.1963 \text{ pies}^2$$

$$L = 8 \text{ pies}$$

Pt = Cuadrado de 1 pulgada.

$$a' = 0.302 \text{ pulg}^2 / \text{tubo}$$

Por los tubos se obtiene:

$$Ud = 7026 \text{ BTU/hr pies}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$A = 40.83 \text{ pies}^2$$

$$Nt = 26 \text{ tubos}$$

$$n = 2 \text{ pasos}$$

$$at = 0.0272 \text{ pies}^2$$

$$Gt = 16383 \text{ lb/hr pies}^2$$

$$No \text{ Re} = 23288$$

$$hio = 1500 \text{ BTU/hr pies}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$f = 0.0022 \text{ pies}^2 / \text{pulg}^2$$

$$\Delta P = 0.43 \text{ lb/pulg}^2$$

Por la coraza, para 26 tubos y $n = 2$, el diametro aproximado de la misma según la tabla 9 ref. (1), será de 8 pulg.

$$Ds = 8 \text{ pulg.} = 0.66 \text{ pies}$$

Para arreglo en cuadro de una pulgada.

$$Pt = 1 \text{ pulg. (pitch)}$$

$$C' = Pt - De = 0.25 \text{ pulg.}$$

$$B = 2 \text{ pulg.}$$

Por la coraza se obtiene:

$$a_s = 0.0277 \text{ pies}^2$$

$$G_s = 295578 \text{ lb/hr pies}^2$$

$$D_e = 0.0791 \text{ pies}$$

$$N_o R_c = 18228$$

$$J_H = 76$$

$$(Pr)^{1/3} = 1.67$$

$$h_o = 96.27 \text{ BTU/hr pies}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$h_{io} = 1500 \text{ BTU/hr pies}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_d = 70.16 \text{ BTU/hr pies}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_c = 90.46 \text{ BTU/hr pies}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R_d = 0.0032$$

$$f = 0.0019 \text{ pies/pulg}^2$$

$$(N+1) = 48$$

$$\Delta p = 0.86 \text{ lb/pulg}^2$$

CONDENSADOR DE LA COLUMNA DE PESADOS UNO (LA-09)

- Propiedades de los fluidos

-Lado del envolvente.

COMPUESTO	kg/Hr	lb/Hr	lbmol/Hr	%
Percloroetileno	6693.12	14755.66	88.89	83.10
Pentacloroetileno	1020.60	2250.01	11.11	12.67
Tricloroetileno	312.50	688.93	5.24	3.87
Dicloroetano	14.73	32.47	0.15	0.18
Tetracloroetano	13.52	29.80	0.17	0.17
Total	8054.47	17756.87	105.56	

Temperatura de entrada: $127^{\circ}\text{C}=260.6^{\circ}\text{F}$

Temperatura de salida: $125^{\circ}\text{C}=257^{\circ}\text{F}$

Las propiedades físicas serán evaluadas en base al percloroetileno y al pentacloroetano que el resto de los compuesto representa una minoría a dichas propiedades

Propiedades físicas a 258.8°F

$C_p=0.228 \text{ BTU/lb}^{\circ}\text{F}$

$S_g= 92.69/58.55=1.58$

$\mu = 0.38 \text{ c. p.}$

$k = 0.048 \text{ BTU/hr pie}^2 \text{ }^{\circ}\text{F/pie}$

$R_d=0.002$

-Lado de tubos

Agua de enfriamiento

Gasto=28624 Kg/Hr=63104.47 lb/Hr

Temperatura de entrada: $32.2^{\circ}\text{C}=90^{\circ}\text{F}$

Temperatura de salida; $46.11^{\circ}\text{C}=115^{\circ}\text{F}$

Propiedades físicas a 102.5°F

- $C_p=1 \text{ BTU/lb}^{\circ}\text{F}$

$S_p=gr=1$

$\mu=0.72 \text{ c.p.}$

$k=0.357 \text{ BTU/hr pie}^2 \text{ }^{\circ}\text{F/pe}$

$R_d=0.001$

Calculo de equipo.

carga térmica calculada en el balance

en energía

$Q=397586000 \text{ Cal/Hr}=1577722 \text{ BTU/Hr}$

Calculo de LMTD

de la Ec. (22) $LMTD=156^{\circ}\text{F}$

Datos necesarios de los tubos:

$$D_e = 0.75 \text{ pulg} = 0.0625 \text{ pies}$$

$$D_i = 0.62 \text{ pulg} = 0.0516 \text{ pies}$$

Material: 55304 ; 16 B.G

$$a'' = 0.1963 \text{ pies}^2$$

$$L = 8 \text{ pies}$$

Pt = Triangulo de 15/16 pulg.

$$a' = 0.302 \text{ pulg}^2 / \text{tubo}$$

Por los tubos se obtiene:

$$U_d = 115 \text{ BTU/hr pies}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$A = 87.94 \text{ pies}^2$$

$$N_t = 56 \text{ tubos}$$

$$n = 2$$

$$a_t = 0.0587 \text{ pies}^2$$

$$G_t = 1075033 \text{ lb/hr pie}^2$$

$$V = 4.77 \text{ pies/seg}$$

$$h_{io} = 975.48 \text{ BTU/hr pies}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$f = 0.0002 \text{ pie}^2 / \text{pulg}^2$$

$$\Delta P = 2.5 \text{ lb/pulg}^2$$

Por la coraza, para 56 tubos y $n=2$, el diametro aproximado de la misma según la tabla 9 ref. (12), será de pulg.

$$D_s = 0 \text{ pulg.} = 0.83 \text{ pies}$$

Para arreglo en triángulo de 15/16 pulgada.

$$P_t = 15/16 \text{ (pitch)}$$

$$C' = P_t - D_e = 0.1875 \text{ pulg}$$

$$B = 10 \text{ pulg}$$

Por la coraza se obtiene:

$$a_s = 0.1388 \text{ pies}^2$$

$$G_s = 127931 \text{ lb/hr pies}^2$$

$$No \text{ Re} = 20 \ 1764$$

$$JH = 151.64 \text{ lb/hr pie lineal}$$

$$h_o = 185 \text{ BTU/hr pies}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$h_{i,c} = 975.46 \text{ BTU/hr pies}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_d = 115 \text{ BTU/hr pies}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_c = 155.5 \text{ BTU/hr pies}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R_d = 0.0022$$

$$f = 0.0012 \text{ pies}^2/\text{pulg}^2$$

$$(N+1) = 9.6$$

$$\Delta p = 3 \text{ lb/pulg}^2$$

CONDENSADOR DE LA COLUMNA DE PERCLOROETILENO (EA-15)

- Propiedades de los fluidos;

Lado del envolvente:

Compuesto:	Kg/Hr	lb/Hr	lbmol/Hr
Percloroetileno	6693.125	14755.66	35.89

Temperatura de entrada: $121.2^{\circ}\text{C}=250^{\circ}\text{F}$

Temperatura de salida: $121.2^{\circ}\text{C}=250^{\circ}\text{F}$

(por condensación isotermica)

Propiedades físicas a 240°F

$C_p=0.24 \text{ BTU}/(\text{lb})(^{\circ}\text{F})$

$S_g=0.6452$

$\mu=0.4 \text{ c.p.}$

$k=0.092 \text{ BTU}/(\text{h})(\text{pie}^2)(^{\circ}\text{F})/\text{pie}$

$R_d=1.001$

-Lado de tubos

Agua de enfriamiento

Gasto= $24093.32 \text{ Kg}/\text{Hr}=53116.13 \text{ lb}/\text{Hr}$

Temperatura de entrada: $32.2^{\circ}\text{C}=90^{\circ}\text{F}$

Temperatura de salida: $46.1^{\circ}\text{C}=115^{\circ}\text{F}$

Propiedades físicas a 102.5°F

$C_p=1 \text{ BTU}/\text{lb}^{\circ}\text{F}$

$S_g=1$

$\mu=0.72 \text{ c.p.}$

$k=0.357 \text{ BTU}/\text{hrpie}^2 \text{ }^{\circ}\text{F}/\text{pie}$

$R_d=0.001$

- Calculo de equipo: carga térmica calculada en el balance de energía:

$$Q=334656250 \text{ Cal/Hr}=1328001 \text{ BTU/Hr.}$$

-Calculo de lmtd

$$\text{De la Ec (22) } \Delta T_{\text{LMTD}} \approx 147^{\circ}\text{F}$$

CONDENSADOR DE LA COLUMNA DE PERCLOROETILENO (EA-15)

Datos necesarios de los tubos:

$$DE = 0.75 \text{ pulg.} = 0.0625 \text{ pies}$$

$$DI = 0.62 \text{ pulg.} = 0.0516 \text{ pies}$$

Material: 55304:16 BEG

$$a'' = 0.1963 \text{ pies}^2$$

$$L = 8 \text{ pies}$$

Pt = Triangular de 15/16 pulg.

$$a' = 0.302 \text{ pulg}^2/\text{tubo}$$

Por los tubos se obtiene:

$$U_d = 102.73 \text{ BTU/hr pies}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$A = 87.94 \text{ pies}$$

$$N_t = 56$$

$$n = 2$$

$$a_t = 0.0587 \text{ pies}^2$$

$$G_t = 904874 \text{ lb/hr pies}^2$$

$$V = 4 \text{ pies/seg}$$

$$h_i = 1020 \text{ BTU/hr pies}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$h_{io} = 843.2 \text{ BTU/hr pies}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$N_{Re} = 26019$$

$$f = 0.00021 \text{ pie}^2/\text{pulg}^2$$

$$\Delta P = 1.9 \text{ lb/pulg}^2$$

Por la coraza, para 56 tubos y $n = 2$, el diametro aproximado de la misma según la tabla 9 ref. (12), será de 10 pulg.

$$D_s = 10 \text{ pulg.} = 0.833 \text{ pies}$$

Para arreglo en Triangulo de 15/16 de pulgada

$$Pt = 15/16 \text{ (pitch)}$$

$$C' = Pt - De = 0.1675 \text{ pulg}$$

$$B = 10 \text{ pulg.}$$

Por la coraza se obtiene:

$$a_s = 0.1388 \text{ pies}^2$$

$$G_s = 106399 \text{ lb/hr pies}^2$$

$$G'' = 126 \text{ lb/hr pie lineal}$$

$$\text{No Re} = 170505$$

$$h_o = 190 \text{ BTU/hr pies}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$h_{io} = 843.2 \text{ BTU/hr pies}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_d = 102.73 \text{ BTU/hr pies}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_c = 155 \text{ BTU/hr pies}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R_d = 0.0032$$

$$f = 0.0012 \text{ pie}^2/\text{pulg}^2$$

$$(N+1) = 9.6$$

$$\Delta P = 2.21 \text{ lb/pulg}$$

CONDENSADOR DE DOBLE TUBO PARA COLUMNA DE LIGEROS I (EA-01)

-PROPIEDADES DE LOS FLUIDOS:

Lado del anulo:

Compuesto	Mg/Hr	lb/Hr	%mol/Hr	%molar	% W
Tricloroetano	283.45	625	4.68	45.61	53.06
Dicloroetano	250.72	552.73	5.58	54.38	46.94
Total	534.17	1177.73	10.26	99.99	

Temperatura de entrada: $101^{\circ}\text{C}=213.8^{\circ}\text{F}$

Temperatura de salida: $93^{\circ}\text{C}=199.4^{\circ}\text{F}$

Propiedades físicas a temperatura media $T=206.6^{\circ}\text{F}$

$C_p=0.31 \text{ BTU/lb}^{\circ}\text{F}$

$S_g=9.23$

$\mu=0.45 \text{ C.P}$

$k=0.061 \text{ BTU/hr } \rho_{ic}^{-2} \text{ }^{\circ}\text{F}/\rho_{ic}$

$R_d=0.001$

-Lado del tubo

Agua de enfriamiento

$G_{a \text{ sto}}=2841.31 \text{ Kg/Hr}=6264 \text{ lb/Hr}$

Temperatura de entrada: $32.2^{\circ}\text{C}=90^{\circ}\text{F}$

Temperatura de salida: $46.11^{\circ}\text{C}=115^{\circ}\text{F}$

Propiedades físicas a temperatura media; $t=102.5^{\circ}\text{F}$

$C_p=1 \text{ BTU/lb}^{\circ}\text{F}$

$S_g=1$

$\mu=0.72 \text{ C.P}$

$k=0.357 \text{ BTU/hr } \rho_{ic}^{-2} \text{ }^{\circ}\text{F}/\rho_{ic}$

$R_d=0.001$

Calculo de equipo; carga térmica calculada en el balance de energia

$Q=39465837.38 \text{ cal/Hr} = 156610.5 \text{ BTU/Hr}$

-Calcula de LMTD

de la Ec(22); $LMTD=104^{\circ}\text{F}$

INTERCAMBIADORES CONCENTRICOS (EA-04)

COLUMNA DE LIGEROS U.S.

Datos necesarios de los tubos:

Intercambiador, IPS	Arca de Flujo plg^2		Anulo plg.	
	Anulo	Tubo	de	de
2 X 1 1/4	1.19	1.50	0.915	0.40

Por el lado del tubo se obtiene:

$$D_1 = 1.38 \text{ pulg.} = 0.115 \text{ pies de tabla 11 ref (12)}$$

$$a_t = 0.0104 \text{ pies}^2$$

$$G_t = 602307 \text{ lb/hr pies}^2$$

$$R_{et} = 39753$$

$$V = 2.67 \text{ pies/seg}$$

$$h_i = 606.8 \text{ BTU/hr pies}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$h_{io} = 504.45 \text{ BTU/hr pies}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_c = 46.32 \text{ BTU/hr pies}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_d = 38.46 \text{ BTU/hr pies}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R_d = 0.0044$$

$$f = 0.0065$$

$$\Delta P = 1.1252 \text{ lb/pulg}^2$$

Por el lado del ánulo se obtiene:

De tabla 11 ref. (12)

$$D_2 = 2.067 \text{ pulg.} = 0.1722 \text{ pies}$$

$$D_i = 1.66 \text{ pulg.} = 0.1383 \text{ pies}$$

$$a = 0.0082 \text{ pies}^2$$

$$D_c = 0.0762 \text{ pies}$$

$$G_a = 142582 \text{ lb/hr pies}^2$$

Rca= 9977

JH= 36

$(Pr)^{1/3} = 1.77$

ho= 51 BTU/hr pies² °F

Ue= 46.32 BTU/hr pies² °F

Ud= 38.46 BTU/hr pies² °F

Ar= 35.52 pies²

Longitud requerida= 81.65 pies²

Longitud de Horquilla= 15 pies

No. de Horquillas= 3

Rd= 0.0044

Dé= 0.0339 pies²

Ré= 4438

f= 0.0112

V= 0.51 pies/seg

ΔP= 0.2678 lb/pulg²

CONDENSADOR DE LA COLUMNA DE PESADOS II (EA-6)

Tuvos concéntricos

-Propiedades de los fluidos:

-Lado del anulo

COMPUESTO	Kg/Hr	lb/Hr	lbmol/Hr	% MOL
Pentacloroetano	1020.60	2250	11.1111	98.43
Tetracloroetano	13.52	29.81	0.1774	1.57

W=2279.81 lb/hr

Temperatura de entrada; $160^{\circ}\text{C} = 320^{\circ}\text{F}$

Temperatura de salida: $100^{\circ}\text{C} = 212^{\circ}\text{F}$

Las propiedades físicas de la mezcla serán evaluadas en base al pentacloroetano ya que el tetracloroetano representa una minoría a dichas propiedades.

Propiedades físicas a 320°F

$C_p = 0.27 \text{ BTU/lb}^{\circ}\text{F}$

$S_g = 1.64$

$\mu = 0.35 \text{ C.P}$

$k = 0.040 \text{ BTU/h ft }^{\circ}\text{F/ft}$

$R_d = 0.001$

-Lado de tubos

Agua de enfriamiento

Gasto = $3301.15 \text{ kg/hr} = 7277.71 \text{ lb/hr}$

Temperatura de entrada: 90°F

Temperatura de salida: 115°F

Propiedades físicas 102.5°F

$C_p = 1 \text{ BTU/lb}^{\circ}\text{F}$

$S_g = 1$

$\mu = 0.72 \text{ C.P}$

$k = 0.357 \text{ BTU/hr ft }^{\circ}\text{F/ft}$

$R_d = 0.001$

R

-Cálculo de equipo:

Carga térmica calculada en el balance de energía

$Q = 45853040 \text{ cal/Hr} = 181956.50 \text{ BTU/hr}$

-Cálculo de LMTD

de la Ec(22); $LMTD = 217.26^{\circ}\text{F}$

INTERCAMBIADORES CONCENTRICOS (EA-06)
 COLUMNA DE PESADOS II

Datos necesarios de los tubos:

Intercambiador, IPS	Area de Flujo plg ²		Anulo plg.	
	Anulo	Tubo	de	de
2 X 1 1/4	1.19	1.50	0.915	0.40

Por el lado del tubo se obtiene:

$$D_1 = 1.38 \text{ pulg.} = 0.115 \text{ pies de tabla 11 ref (12)}$$

$$a_t = 0.0104 \text{ pies}^2$$

$$G_t = 699780 \text{ lb/hr pies}^2$$

$$R_{et} = 46186$$

$$v = 3.11 \text{ pies/seg}$$

$$h_i = 688.8 \text{ BTU/Hr pies}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$h_{io} = 572.61 \text{ BTU/Hr pies}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_e = 66.44 \text{ BTU/Hr pies}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_d = 48.13 \text{ BTU/Hr pies}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R_d = 0.0057$$

$$f = 0.0064$$

$$\Delta P = 0.6424 \text{ lb/pulg}^2$$

Por el lado del ánulo se obtiene:

De tabla 11 ref. (12)

$$D_2 = 2.067 \text{ pulg.} = 0.1722 \text{ pies}$$

$$D_i = 1.66 \text{ pulg.} = 0.1383 \text{ pies}$$

$$a = 0.00826 \text{ pies}^2$$

$$D_c = 0.0762 \text{ pies}$$

$$G_a = 276006 \text{ lb/Hr pies}^2$$

Rea= 24830

JH= 80

$(Pr)^{1/3} = 1.79$

ho= 75.17 BTU/Hr pies² °F

Uc= 66.44 BTU/Hr pies² °F

Ud= 48.13 BTU/Hr pies² °F

Ar= 14.28 pies²

Longitud requerida= 32.82 pies

Longitud de Horquilla= 20 pies

No. de Horquillas= 1

Rd= 0.0057

Dc= 0.0339 pies

Re= 11046

f= 0.0088

V= 0.75 pies/ség

$\Delta P = 0.0702$ lb/pulg²

CONDENSADOR DE DOBLE TUBO PARA LA COLUMNA DE LIGEROS II(EA-11)

-Lado del anulo:

COMPUESTO	Kg/Hr	H/Hr	lbmol/Hr
Dicloroetano	14.75	32.51	0.33

Temperatura de entrada; $83.5^{\circ}\text{C}=182.3^{\circ}\text{F}$

Temperatura de salida: $83.5^{\circ}\text{C}=182.3^{\circ}\text{F}$

Propiedades físicas a 182.3°F

$C_p=0.345 \text{ BTU/lb}^{\circ}\text{F}$

$S_g=1.2$

$\mu=0.43 \text{ c.p}$

$k=0.067 \text{ BTU/hr pie}^2 \text{ }^{\circ}\text{F/pie}$

$R_d=0.001$

-Lado de tubo

Agua de enfriamiento

Gasto= $82 \text{ Kg/Hr}=180.78 \text{ lb/Hr}$

Temperatura de entrada: $32.2^{\circ}\text{C}=90^{\circ}\text{F}$

Temperatura de salida: $46.11^{\circ}\text{C}=115^{\circ}\text{F}$

Propiedades físicas a 102.5°F

$C_p=1 \text{ BTU/lb}^{\circ}\text{F}$

$S_g=1$

$\mu=0.72 \text{ c.p}$

$k=0.357 \text{ BTU/hr pie}^2 \text{ }^{\circ}\text{F/pie}$

$R_d=0.001$

-Cálculo de equipo; carga térmica calculada en el balance de energía

$Q=1140175 \text{ cal/hr}=4524.50 \text{ BTU/Hr}$

-Calculo de LMTD

-De la ec.(22): $LMTD=79.14^{\circ}\text{F}$

INTERCAMBIADORES CONCENTRICOS (EA-11)
 COLUMNA DE LIGEROS II

Datos necesarios de los tubos:

Intercambiador, IPS	Area de Flujo plg^2		Anulo plg. de de	
	Anulo	Tubo	de	de
2 X 1 1/4	1.19	1.50	0.915	0.40

Por el lado del tubo se obtiene:

$$D_1 = 1.38 \text{ pulg.} = 0.115 \text{ pies de tabla 11 ref (12)}$$

$$a_t = 0.0104 \text{ pie}^2$$

$$G_t = 17382 \text{ lb/Hr pies}^2$$

$$R_{et} = 1147$$

$$V = 0.08 \text{ pies/seg.}$$

$$h_i = 18.5 \text{ BTU/Hr pies}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$h_{io} = 15.38$$

$$U_e = 2.77 \text{ BTU/Hr pies}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$U_d = 2.73 \text{ BTU/Hr pies}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$R_d = 0.0053$$

$$f = 0.0172$$

$$\Delta P = 0.0012 \text{ lb/pulg}^2$$

Por el lado del ánulo se obtiene:

De tabla 11 ref. (12)

$$D_2 = 2.067 \text{ pulg.} = 0.1722 \text{ pies}$$

$$D_1 = 1.66 \text{ pulg.} = 0.1383 \text{ pies}$$

$$a = 0.0082 \text{ pies}^2$$

$$D_e = 0.0762 \text{ pies}$$

$$G_a = 3936 \text{ lb/Hr pies}^2$$

Rca= 288

JH= 2.2

(Pr)^{1/4}= 1.75

ho= 3.38 BTU/Hr pies² °F

Ue= 2.77 BTU/Hr pies² °F

Ud= 2.73 BTU/Hr pies² °F

Ar= 20.80 pies

Longitud requerida= 48 pies

Longitud de Horquilla= 12 pies

No. de Horquillas= 2

Rd= 0.0053

Dc= 0.0339 pies

Rc= 128

f= 0.0379

V= 0.01 pies/seg

ΔP= 0.0003 lb/pulg²

DESOBRECALENTADOR-CONDENSADOR DEL HORNO (EA-07)

-PROPIEDADES DE LOS FLUIXOS:

-LADO DEL ENVOLVENTE:

COMPUESTO:	Hg/Hr	lb/Hr	lb/Hr
HCl	623.35	1374.24	37.65
C ₂ H ₄ Cl ₂	5.89	13	0.13
C ₂ H ₃ Cl ₃	22.64	49.91	0.37
C ₂ HCl ₃	124.93	275.42	2.09
C ₂ Cl ₄	2677.25	5902.27	35.55
C ₂ H ₂ Cl ₄	8.4	18.52	0.11
C ₂ HCl ₅	816.48	1800.02	8.89
C ₂ Cl ₆	58.23	128.37	0.54
Total	4337.17	9561.75	85.33

Presion de entrada: 117.6 psig

Temperatura de entrada: 451°C=844°F ;

Temperatura de salida: 100°C=212°F ;

Propiedades físicas a 528°F

de mezcla

C_p=0.2 BTU/lb°F

S_g=0.66

μ=0.233 C.P.

k= 0.0338 BTU/hr pie^{1/2} °F/pie

Rd=0.001

-Lado de tubos

Agua de enfriamiento

Gasto=27795.17 kg/hr=61277.23 lb/hr

Temperatura de entrada=90°F

Temperatura de salida=115°F

Propiedades físicas a 102.5°F

$C_p=1 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F}$

$S_g=1$

$\mu=0.72 \text{ C.P}$

$k=0.357 \text{ BTU/hr pie}^\frac{1}{2} \text{ }^\circ\text{F/pie}$

$R_d=0.001$

-CALCULO DE EQUIPO

-CALCULO DE LMTD;

$T_1=844^\circ\text{F}$ $T_2=212^\circ\text{F}$

$T_2=115^\circ\text{F}$ $T_1=90^\circ\text{F}$

$T_1=729$ $T_2=122$

DE la Ec(22): LMTD=339.55°F

-CORRECCION DE LMTD

$R=\frac{844-212}{115-90}=5.28$

$S=\frac{115-90}{844-90}=0.033$

Calculo de ΔT balanceado:

Desobrecalentado (ΔT)d

Condensacion (ΔT)c

Fluido Cal. fluido frio dif

844	Alta temp.	115	729
200	Baja temp.	102.7	97.3
644	Diferencias	12.3	631.7

Fluido

200	alta temp	102.7	97.3
100	baja temp	90	10
100	diferencias	12.7	87.3

$$(t)_{nd} = \text{Imtd} = 475^{\circ}\text{F}$$

$$(t) = \text{Imtd} = 193.40^{\circ}\text{F}$$

$$q = 753696$$
$$(t)_{d} = 475 \quad = 1586.73$$

$$q_c = 778247 \quad = 4024.54$$
$$(t)_c = 193.40$$

$$t_{\text{bolonceda}} = q \frac{= 1532043}{9/at \ 1586.73} = 173^{\circ}\text{F}$$

-Cálculo del coeficiente total de transferencia (U_d)
de acuerdo a la bibliografía el valor recomendado de $U_d = 100 \text{ BTU/hr}$

-Área estimada

$$A = \frac{q}{U_d \Delta t} = \frac{1532043 \text{ BTU/hr}}{(100 \text{ BTU/hr}) (273^{\circ}\text{F})} = 56.19 \text{ pie}^2$$

Se usaran tubos de $3/4''$ de OD, 12 pies de longitud - $15/16''$ pitch triangular.

-N° de tubos.

$$N_t = \frac{56.19 \text{ pie}^2}{(0.1963 \text{ pie}^2/\text{pie})(12 \text{ pie})} = 23.85$$

De acuerdo a la bibliografía se tomara una unidad de $8''$ de diámetro de coraza con 32 tubos, con 2 pasos en tubos.

-Coeficiente total de transferencia corregido.

$$\text{Área} = (0.1963 \text{ pie}^2/\text{pie})(12 \text{ pie})(32) = 75.38 \text{ pie}^2$$

$$U_d = \frac{1532043 \text{ BTU/hr}}{(75.38 \text{ pie}^2)(273^{\circ}\text{F})} = 74.45 \text{ BTU/hr pie}^2$$

-Coeficiente de película del lado de los tubos

Area de flujo:

$$A_t = \frac{N t a_t}{144 n} \quad a_t = 0.302 \text{ pulg}^2 / \text{Tubo}$$

$$A_t = \frac{32 \text{ tubos} (0.302 \text{ pulg}^2 / \text{tubo})}{144 (2)} = 0.0335 \text{ pie}^2$$

Masa velocidad:

$$G_t = \frac{W}{t} = \frac{61277.23 \text{ lb/hr}}{0.0335 \text{ pie}^2} = 1829171 \text{ lb/hr pie}^2$$

Velocidad en tubos:

$$V = \frac{G_t}{3600 p} = \frac{1829171 \text{ lb/hr pie}^2}{3600 (62.5 \text{ lb/pie}^3)} = 8.13 \text{ pie/seg}$$

De grafica: ν vs $\frac{G_t}{\mu}$ $\Rightarrow h_i = 1800 \text{ Btu/hr Pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$

Ref ()

Coeficiente interior: $h_{io} = h_i \left(\frac{D_i}{D_{ext}} \right) = 1800 \left(\frac{0.62 \text{ in}}{0.75 \text{ in}} \right) = 1488 \text{ BTU/hr pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$

Referido al area

Exterior del tubo

$$N^\circ \text{ de reynolds: } Ret = \frac{D G_t}{\mu} = \frac{(0.0517 \text{ pie}) (1829171 \text{ lb/hr pie}^2)}{0.72 \text{ c.p.} (2.42)} = 54274$$

Coeficiente de película del lado de la coraza ($h_o = h_{cond}$)

Espaciamiento de los deflectores: $B = DI$ (para cond)

$$B = 8''$$

Claro: $C = P \text{ pitch} = \text{ diametro de tubo} = 15/16'' - 3/4'' = 0.1875 \text{ pulg.}$

$$A_s = \frac{D_i X C X B}{144 X P} = \frac{(8 \text{ in}) (0.1875 \text{ pulg}) (8 \text{ pulg})}{144 (15/16 \text{ pulg})} = 0.0888 \text{ pie}^2$$

DESOBRECALENTAMIENTO

$$Masa \text{ velocidad: } G_s = \frac{W}{A_s} = \frac{9561.75 \text{ lb/hr}}{0.0888 \text{ pie}^2} = 107677 \text{ lb/hr pie}^2$$

De bibliografía para tubos de 3/4" con arreglo triangular de
15/16" $d_e=0.55$ pulg.

$$\mu \text{ a } \frac{844^{\circ}\text{F}+392=618^{\circ}\text{F}}{2} \quad \mu=0.0164$$

$$N^{\circ} \text{ de reynolds: } N^{\circ} \text{res} = \frac{D_e G_s}{\mu} = \frac{(0.0458 \text{ pie})(107677 \text{ lb/hr pie}^2)}{0.0164 \text{ c. p. X } 2.42} = 124259$$

De grafica: $JH=240$

A 618°F para mezcla de gases: $k=0.0215 \text{ BTU/hr pie}^2 \text{ }^{\circ}\text{F/pie}$
 $C_p=0.173 \text{ BTU/lb } ^{\circ}\text{F}$

Coeficiente: $h_o = J_h \frac{D_e}{D_o} \left(\frac{C_p \mu}{k} \right)^{1/3}$
 exterior

$$h_o = \frac{220(0.0215) / 0.173 \times 0.0164 \times 2.42^{1/3}}{(0.0458)^{1/4} \times 0.0215} = 70.59$$

Coeficiente total limpio U_d ; de sobrecalentamiento

$$\frac{U_d}{h_o + h_o} = \frac{1488 \times 70.59}{1488 + 70.59} = 67.39 \text{ BTU/hr pie}^2 \text{ } ^{\circ}\text{F}$$

Area limpia necesaria para el sobrecalentamiento

$$A_d = \frac{q_d}{U_d (\Delta t)_d} = \frac{753696 \text{ BTU/hr}}{67.39 \text{ BTU/hr pie}^2 \text{ } ^{\circ}\text{F} (475^{\circ}\text{F})} = 23.54 \text{ pie}^2$$

CONDENSACION

Suponiendo que la condensación ocurre en el 60% de la longitud del tubo

$$L_c = 12 \text{ pie} \times 0.6 = 7.2 \text{ pie}$$

C

Carga de condensación: $G'' = \frac{G}{LX} = \frac{95 \times 1.75 \text{ lb/hr}}{7.2 \text{ pie}(32)^{2/3}} = 131.75 \text{ lb/hr pie lineal}$
 para tubos horizontales

Calculo de $h_o = h_c$

primera suposición $h_o = 200$

Temperatura promedio de condensación

$$T_v = \frac{392^\circ\text{F} + 212^\circ\text{F}}{2} = 302^\circ\text{F}$$

$$t_w = \frac{t_a + h_o (T_v - t_a)}{h_o + h_i}$$

$$t_w = \frac{102.5 + 200(302 - 102.5)}{1488 + 200} = 126.13^\circ\text{F}$$

$$t_f = \frac{(T_v + T_w)}{2} = \frac{302 + 126.13}{2} = 214^\circ\text{F}$$

Propiedades de la mezcla a 214°F

$$\mu_f = 0.51 \text{ c.p.}$$

$$k_f = 0.053 \text{ BTU/hr pie}^2 \text{ }^\circ\text{F/pie}$$

$$\rho = 94.16 \text{ lb/pie}^3$$

$$S_p = 94.16 / 62.5 = 1.50$$

de gráfica; $h_o = 150$ $200 \neq 150$

Segunda suposición: $h_o = 150$

$$T_w = \frac{102.5 + 150}{1488 + 150} (302 - 102.5) = 120.77^\circ\text{F}$$

$$t_f = \frac{302 + 120.77}{2} = 211.38^\circ\text{F}$$

Propiedades:

$$\mu_f = 0.51 \text{ c.p.}$$

$$k_f = 0.053 \text{ BTU/hr pie}^2 \text{ }^\circ\text{F/pie}$$

$$S_p = 1.5$$

de gráfica: $h_o = 150$

COEFICIENTE TOTAL LIMPIO U_c CONDENSACION

$$U_c = \frac{h_{io} x h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{1488 \times 150}{1488 + 150} = 136.26 \text{ BTU/hr pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Area limpia necesaria para la condensación

$$A_c = \frac{q_c}{U_c (\Delta t)_c} = \frac{778347 \text{ BTU/hr}}{(136.26 \text{ BTU/hr pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F})(193.4 \text{ } ^\circ\text{F})} = 29.53 \text{ pie}^2$$

Area limpia total: A_c

$$A_c = A_d + A_c = 23.54 \text{ pie}^2 + 29.53 \text{ pie}^2 = 53.07$$

Coefficiente total limpio balanceado

$$U_c = \frac{\sum U_c A_c}{\sum A_c} = \frac{(67.39)(23.54) + 136.26(29.53)}{53.07} = 105.71 \text{ BTU.hr pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Factor de obstrucción

$$R_d = \frac{U_c - U_d}{U_c U_d} = \frac{105.71 - 74.45}{105.71 \times 74.45} = 0.004$$

CAIDA DE PRESION

Fluido frio: tubos, agua

$$Re_t = 54274 \quad f = 0.00017$$

$$\Delta P_t = f G_t^2 L_n$$

$$\frac{5.22 \times 10^{-8} \text{ Dis } \rho g r \phi t}{\text{Dis } \rho g r \phi t}$$

$$\Delta P_t = \frac{(0.00017)(1829.71)^2(12)(2)}{5.22 \times 10^{-8} (0.0517)(1)(1)} = 5.06 \text{ lb/pulg}^2$$

$$\Delta P_r = \frac{4nXV^2}{5 \rho g r 2gc}$$

$$\text{De gráfica: } V^2/2gc = 0.44 \text{ lb/pulg}^2$$

$$\Delta P_r = 4(2)(0.44 \text{ lb/pulg}^2) = 3.52 \text{ lb/pulg}^2$$

$$\Delta P_{tot} = \Delta P_t + \Delta P_r = 5.06 + 3.52 = 8.58 \text{ lb/pulg}^2$$

Fluido caliente: coraza

Desobrecalentamiento:

$$Re_s = 124259 \quad F = 0.0013$$

$$\phi_s = 1$$

$$L_1 = 12 \text{ pie} \times 0.4 = 4.8 \text{ pie}$$

$$N+1 = 12 \frac{L}{B} = 12 \frac{4.8 \text{ pie}}{8 \text{ in}} = 7.2$$

$$\text{Peso mol} = 247 \text{ lb/lbmol}$$

$$\text{Densidad: } \rho = \frac{112}{359(1077.9)(14.7)}$$

$$\frac{1}{(492)(132.3)} = 1.2816 \text{ lb/pie}^3$$

$$Sp.gr = \frac{1.2816 \text{ lb/pie}^3}{62.5} = 0.0205$$

$$L_2 = \frac{8 \text{ in}}{12 \text{ in/pie}} = 0.6666 \text{ pies}$$

$$\Delta p_s = \frac{f G_s^2 D_s (N+1)}{5.22 \times 10^6 D_e^5 Sp.gr^2} = \frac{(0.0013)(107677)^2 (0.6666)(7.2)}{5.22 \times 10^6 (0.0458)(0.0205)(1)} = 1.47500 \text{ lb/pie}^2$$

Condensación:

El uso del mismo número de reynolds será satisfactorio

$$Re_s = 124259 \quad F = 0.0013$$

$$\phi_s = 1$$

$$L_c = 12 \text{ pie} - 4.8 \text{ pie} = 7.2 \text{ pie}$$

$$N+1 = 12 \frac{L_c}{B} = 12 \frac{7.2}{8} = 10.8$$

$$B = 8 \text{ pulg.}$$

$$\rho = \frac{171.7}{359(762)(14.7)} = 2.7792 \text{ lb/pie}^3$$
$$\frac{1}{(492)(132.3)}$$

$$Sp.Gr = \frac{2.7792 \text{ lb/pie}^3}{62.5} = 0.0444$$

$$\Delta P_s = \frac{1 f G_s^2 D_s (N+1)}{(25.22 \times 10^{-10} \text{ DeS})^2} = \frac{(0.0013)(107677)^2 (0.6666)(10.8)}{25.22 \times 10^{-10} (0.04588)(0.0444)(1)} = 0.5111 \text{ lb/pulg}^2$$

$$\Delta P_s \text{ total} = \Delta P_{sd} + \Delta P_{sc} = 1.4760 + 0.5111 = 1.9871 \text{ lb/pulg}^2$$

Calculo de un serpentín como hervidor de fondos de la torre de pesados II (R-2)

Se usará serpentín en esta torre en lugar de rehervidor ya que el gasto manejado es pequeño, de acuerdo a lo establecido en el balance de materia. Se tomara como gasto de fondos el calculado en el diseño de la torre, y se utilizará el componente mas pesado (C_2Cl_6)

COMPUESTO;	Kg/hr	lb/hr
C_2Cl_6	76.5	168.65

Temperatura de ebullición: $156^\circ C = 366.8^\circ F$

Balance en energía: los fondos ebullicrán isotermicamente y tendrán cambio de fase

$$Q_v = \lambda$$

Constante: $\lambda C_2Cl_6 = 46.4 \text{ cal/gr}$

Sustituyendo: $Q_v = 76500 \text{ gr}(46.4 \text{ cal/gr}) = 3549600 \text{ cal/hr} = 14086 \text{ BTU/hr}$

Vapor de H_2O necesario para la vaporización

Utilizando vapor de agua a 265 lb/hr $T_s = 207.8^\circ C$ $H_v = 455708.55 \text{ cal/kg}$
 $= 406^\circ F$

$$Q = W_v H_v$$

$$W_v = \frac{3549600 \text{ cal/hr}}{455708.55 \text{ cal/kg}} = 7.79 \text{ kg/hr}$$

-Cálculo de equipo

Se utilizarán tubos de 1" IPS-CID40 de 1.5 de longitud

Cálculo del coeficiente de convección libre en la parte exterior de bancos de tubos:hc

$$h_c C): Q = hc A \Delta T \quad do = 1.32'' \text{ para tubos } 1'' \text{ IPS-CID } 40$$

$$\frac{\Delta t = 406^\circ F - 366.8^\circ F}{do \quad 1.32 \text{ pulg}} = 29.7$$

$$t_f = \frac{406 + 366.8}{2} = 384.4^\circ F$$

$$\text{de nomograma: } hc = 35 \text{ BTU/hr pie}^2 \text{ }^\circ F$$

Ref ()

-Coeficiente total limpio

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o}$$

$$\text{De referencia (1) } h_{io} = 1500 \text{ BTU/hr pie}^2 \text{ }^\circ F$$

$$U_c = \frac{(1500)(35)}{1500 + 35} = 34.20 \text{ BTU/hr pie}^2 \text{ }^\circ F$$

Coeficiente total de diseño Ud;

$$U_d = \frac{U_c X_1}{U_c + 1/R_d}$$

Rd para convección natural es 10 veces mayor que por convección forzada

$$R_d \text{ para vapor} = 0.01$$

$$R_d \text{ para } C_2 C_1 = 0.01 \quad R_d = 0.01 + 0.01 = 0.020$$

$$U_d = \frac{34.20 \times 1 / 0.020}{34.20 + 1 / 0.020} = 20.31 \text{ BTU/hr pie}^2 \text{ }^\circ\text{F}$$

Area necesaria: $A_t = 406 - 366.8^\circ\text{F} = 39.2^\circ\text{r}$

$$\frac{A=Q}{U_d A_t} = \frac{14086 \text{ BTU/hr}}{(20.31 \text{ BTU/hr pie}^2 \text{ }^\circ\text{F})(39.2^\circ\text{F})} = 17.7 \text{ pie}^2$$

Area/tubo = $0.344 \text{ pie}^2 / \text{pie lineal}$

Ftlineales = $\frac{17.7 \text{ pie}^2}{0.344 \text{ pies}^2 / \text{pieslineal}} = 51.4535 \text{ pies lineales}$
 de tuberia

Como serán arreglados en pisos y cada piso equivale a $328.5 \text{ in} = 27.375 \text{ ft}$ lineales, entonces, el numero de pisos necesarios en la torre serán:

$$N^\circ \text{ de pisos} = \frac{51.4535 \text{ pieslineales}}{27.375 \text{ pies lineales/piso}} = 1.88 \text{ pisos} \approx 2 \text{ pisos}$$

VALVULAS DE EXPANSION

ETILENO

$$P_1 = 20 \text{ ATM} = 294 \text{ psia}$$

$$P_2 = 9 \text{ ATM} = 133 \text{ ATM}$$

$$T_1 = 35^\circ\text{C} = 555^\circ\text{R}$$

$$T_2 = 1^\circ\text{C} = 493^\circ\text{R}$$

$$K = 1.18$$

$$T_2 = 555 \left(\frac{133}{294} \right)^{\frac{1.18-1}{1.18}}$$

$$T_2 = 493^\circ\text{R}$$

REACTOR AL FLASH

$$P_1 = 8 \text{ ATM} = 117.6 \text{ psia}$$

$$P_2 = 1 \text{ ATM} = 14.7$$

$$T_1 = 129^\circ\text{C} = 726^\circ\text{R}$$

$$T_2 = 35^\circ\text{C}$$

$$K = 1.15$$

$$T_2 = 726 \left(\frac{14.7}{117.6} \right)^{\frac{1.15-1}{1.15}}$$

$$T_2 = 726 (0.126)^{0.13} = 555^\circ\text{R}$$

$$T_2 = 35^\circ\text{C}$$

Reactor a la linea

Igual que el anterior

Del horno al enfriador

$$T_1 = 100^\circ\text{C} = 671^\circ\text{R}$$

$$P_1 = 8 \text{ ATM} = 117.6 \text{ psia}$$

$$P_2 = 1 \text{ ATM} = 14.7 \text{ psia}$$

$$T_2 = 15^\circ\text{C}$$

$$K = 1.15$$

$$T_2 = 671 \left(\frac{14.7}{117.6} \right)^{0.13}$$

$$T_2 = 517^\circ\text{R}$$

Diseño de las columnas de destilación.

Por ser una destilación multicomponentes el diseño se hará respecto a dos componentes claves de la mezcla, y que se definen formalmente como:

Componente clave ligero: El componente más ligero o más volátil especificado en el producto de la base.

Componente clave pesado: El componente más fijo o menos volátil especificado en el destilado.

Los cálculos se determinarán de la siguiente manera:

1) Punto de ebullición de la alimentación y fondos.

La temperatura de ebullición de una mezcla líquida se determina mediante la relación.

$$\sum_1^n X_n P_n^o = P$$

DONDE: P Es la presión total sobre el líquido, en mmHg.

X_n Es la fracción molar de el componente n en la mezcla líquida.

P^o Es la presión de vapor de el componente n en la mezcla líquida en mmHg.

2) Punto de condensación del destilado.

La temperatura de condensación de una mezcla de vapores se obtiene mediante la relación

$$\sum_1^n \frac{Y_n}{P_n} = \frac{1}{P}$$

Donde Y_n es la fracción molar de el componente n en la mezcla de vapores.

3) Número de pisos teóricos.

El número mínimo de pisos teóricos, es decir el número de pisos necesario para la separación a reflujo total, puede calcularse mediante la ecuación de Fenske:

$$N_m = \frac{\ln \left(\frac{X_{l,1}}{X_{l,2}} \right) \left(\frac{X_{h,2}}{X_{h,1}} \right)}{\ln(\alpha_c)_{\text{prom.}}}$$

Donde x es la fracción molar en el líquido. El subíndice cl se refiere al componente clave ligero; Cp, al clave pesado; D, al destilado y R, al producto de la base.

Nm, es el número mínimo de pisos.

$(\alpha_c)_{med} = (\alpha_{DC} \cdot \alpha_{RC})^{1/2}$ volatilidad entre los componentes claves.

α_{DC} , volatilidad entre el componente clave ligero y clave pesado en el destilado, a temperatura de condensación.

α_{RC} , volatilidad entre el componente clave ligero y clave pesado en el producto de fondos, a temperatura de ebullición.

4) Razon de reflujo mínima, se utilizara la ecuación de FENSDE-UNDERWOOD para una mezcla multicomponente.

$$R_m = \frac{1}{(\alpha_A)_{med} - 1} \left[\frac{X_{ncl}}{X_{ncl}} - (\alpha_A)_{med} \frac{X_{ncp}}{X_{ncp}} \right]$$

Donde, R_m es la razon minima de reflujo.

$(\alpha_A)_{med} = (\alpha_{DC} \cdot \alpha_{AC})^{1/2}$ volatilidad entre los componentes claves.

α_{AC} , volatilidad entre el componente clave ligero y clave pesado en el alimentación a temperatura de ebullición.

El subíndice n se refiere a la concentración del punto inaccesible superior; es decir, el punto de la zona de enriquecimiento en que se necesita un número infinito de pisos para efectuar un cambio de concentración, Colburn dio dos relaciones con las que se pueden calcular las concentraciones de los componentes claves en ese punto

$$X_{ncl} = \frac{Y_n}{(1+Y_n)(1+Z_{ncl} X_{ncl})} ; X_{ncp} = \frac{X_{ncl}}{Y_n}$$

Donde X_{ncl} , concentración en el punto inaccesible superior del componente clave ligero; X_{ncp} , concentración en el punto inaccesible superior del componente clave pesado;

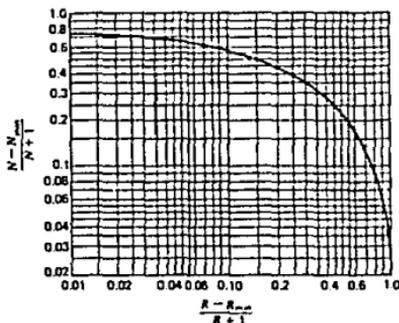
$\sum \alpha_{PC} X_{AP}$, se refiere a todos los componentes de la alimentación mas pesados que el componente clave pesado.

α_{PCP} , volatilidad relativa del componente clave pesado con respecto a los mas pesados a la temperatura de ebullición de la alimentación.

γ_A , es la relacion entre las concentraciones entre los componentes clave ligero y pesado en el piso de la alimentación.

La razón de reflujo de operación R es aproximadamente 1.5 veces R_m

5) El numero real de pisos puede estimarse de la gráfica de Gillilan.



6) Eficiencia.

Para la eficiencia se obtendra con la reaccion de O'CONNEL Fig. 8-11 LUDWIN Tomo(II) utilizando la volatilidad relativa y la viscosidad de líquido.

7) Cálculo de diametro.

El peso molecular promedio se calcula en la alimentación por:

$$M = \frac{\text{Flujo másico}}{\text{Numero de moles}}$$

Si la alimentación es un líquido a su temperatura de ebullición y los calores latentes molares de todos los componentes son identicos, el caudal molar de vapor es el mismo en toda la columna, se calcula por tanto el flujo volumétrico (V) en m/seg.

Para una columna de pisos, la velocidad superficial (v) del vapor a presión atmosférica varia desde unos 0.6 m/seg. a unos 2.4m/seg por tanto el diámetro de pisos necesario es.

$$D = \left(\frac{4 \cdot V}{\pi \cdot v} \right)^{1/2}$$

9) Altura de la columna.

La altura de la columna H, se compone de la altura que ocupa el líquido (h_L) que se obtienen por el volumen del líquido, un tiempo de retención (Tr) el cual fue de 15min. y el diámetro.

$$h_L = \frac{4V_L}{\pi D^2}$$

Más la altura de plato a plato, multiplicada por el número de etapas reales.

8) Tipo de plato.

Se utilizaran pisos de campanas de borboteo, puesto que tienen buena eficacia y un gran intervalo para la razon de flujo de ambas fases. La separación entre platos sera de 30 cm. (12 pulgadas)

10) Espesor.

El espesor del cuerpo del tanque puede estimarse por:

$$t = \frac{PR}{SE - 0.6 p} + c$$

El espesor de las tapas elipsoidales resultara de:

$$t = \frac{PD}{2SE - 0.2p} + c$$

En donde:

p=presión de diseño en psig

R=Radio interno en pulgadas

S=Esfuerzo permisible en psi (12600) acero 304

E=Eficiencia por soldadura (80%)

C=Espesor por corrosión en pulgadas (1/8)

t=Espesor en pulgadas

COLUMNA DE: Ligeros 1(CA-2) material acero 704

DATOS DE DISEÑO

Gastos y composiciones de las corrientes de alimentación, destilado y fondos.

COMPONENTES	ALIMENTACION			DESTILADO			FONDOS		
	Kg/Hr	Mol/Hr	X	Kg/Hr	Mol/Hr	X	Kg/Hr	Mol/Hr	X
$C_2H_4Cl_2$	106	1.081	0.05	101	1.030	0.529	5	0.051	0.0026
$C_2H_2Cl_3$	136	1.018	0.043	113	0.846	0.434	23	0.172	0.0089
$C_2H_2Cl_4$	163	0.971	0.045	12	0.071	0.037	151	0.899	0.046
C_2HCl_5	3676	18	0.84				3676	18	0.929
C_2Cl_6	58	0.244	0.01				58	0.244	0.0125
Total	4139	21.31	0.999	226	1.94	0.999	3913	19.36	0.999

Presión de operación 760 mm Hg.

Características de la columna de destilación.

COMPONENTES	ALIMENTACION		DESTILADO		FONDOS	
	Temp. de Eb. 145 °C		Temp. de Cond. 103 °C		Temp. de Eb. 157 °C	
	X	P° (mm Hg)	X	P° (mm Hg)	X	P° (mm Hg)
$C_2H_4Cl_2$	0.05	4300	0.529	1500	0.0026	4300
$C_2H_2Cl_3$	0.043	1820	0.434	540	0.0089	2200
$C_2H_2Cl_4$	0.045	700	0.037	210	0.046	1000
C_2HCl_5	0.84	500			0.929	730
C_2Cl_6	0.01	1230			0.0125	310
Total	0.999	760	0.999	1/754	0.999	763

Numero de pisos teoricos (Nm)

Componente clave ligero: $C_2H_3Cl_3$

Componente clave pesado: $C_2H_2Cl_4$

$$(\alpha_c)_{med.} = \left[\frac{540}{210} \times \frac{2200}{1000} \right]^{0.5} = 2.38$$

$$Nm = \ln \frac{\left[\frac{0.434}{0.037} \right] \left[\frac{0.0464}{0.0089} \right]}{\ln [2.38]} = 4.77$$

Número mínimo de pisos 4.77

Razón mínima de reflujo (Rm)

$\nabla A = 1.04$

$\Sigma \alpha_{pcp} X_{ap} = 1.206$

$X_{ncL} = 0.244$

$X_{ncp} = 0.235$

$(\alpha_A)_{med.} = 2.58$

$R_m = 0.9$

Reflujo mínimo 0.9

Reflujo de operación (R) 1.5

Número de etapas reales (N)

$$\frac{R-R_m}{R+1} = 0.24$$

De la gráfica de Gilliland.

$$\frac{N-N_m}{N+1} = 0.4$$

$$N = 9$$

$$(\alpha c)_{med.} = 2.38$$

$$\mu_L = 0.4 \text{ C.F.}$$

$$\rho_L = 1256 \text{ Kg/m}^3$$

$$(\alpha c)_{med.}(\mu_L) = 0.952$$

De la relación de O'Connell la eficiencia (η) es de: 56%

$$\frac{N}{\eta} = 16$$

Número de etapas reales 16

Diametro de la columna, D(m)

$$\bar{M} = 194$$

$$\text{Flujo molar (Kgmol/Seg)} = 0.006$$

$$\text{Flujo volumetrico, } V(\text{m}^3/\text{Seg}) = 0.21$$

Diametro de la columna 0.8m

Altura de la columna, H(m)

Volumen del líquido $V_l(m^3) = 0.83$

Altura del líquido, $h_l(m) = 1.65$

$H = (0.30) (16) + 1.65 = 6.45$

Altura de la columna = 6.5 m

Espesor(t)

Espesor de la columna = 3/16 Pulg. (0.45 Cm.)

Espesor de las tapas electicas = 3/16 Pulg. (0.45 Cm.)

COLUMNA DE: PESADOS 2 (CA-3) MATERIAL. ACERO 304

DATOS DE DISEÑO.

Gastos y composiciones de las corrientes de alimentación, destilado y fondos.

COMPONENTES	ALIMENTACION			DESTILADO			FONDOS		
	Kg/Hr	Mol/Hr	X	Kg/Hr	Mol/Hr	X	Kg/Hr	Mol/Hr	X
$C_2H_3Cl_3$	2	0.0149	0.015	2	0.0149	0.023			
C_2Cl_4	27	0.162	0.166	26	0.144	0.229	1	0.006	0.006
$C_2H_2Cl_4$	1	0.0059	0.006	0.5	0.0029	0.0046	0.5	0.0029	0.0088
C_2HCl_5	95	0.469	0.48	93	0.459	0.73	2	0.0098	0.029
PESADOS	75	0.32	0.33	2	0.0085	0.013	73	0.308	0.932
Total	200	0.97	0.99	123.5	0.628	0.99	76.5	0.327	0.99

Presión de operación 760 mm Hg.

Características de la columna de destilación.

COMPONENTES	ALIMENTACION		DESTILADO		FONDOS	
	Temp. de Eb. 155 °C		Temp. de Cond. 154 °C		Temp. de Eb. 183 °C	
	X	P°(mm Hg)	X	P°(mm Hg)	X	P° (mm Hg)
$C_2H_3Cl_3$	0.015	2300	0.023	2250		
C_2Cl_4	0.166	1900	0.229	1800	0.006	3450
$C_2H_2Cl_4$	0.006	1000	0.0046	980	0.0088	1900
C_2HCl_5	0.48	650	0.73	650	0.029	1480
PESADOS	0.33	280	0.013	270	0.932	730
Total	0.99	760	0.99	1/761	0.99	760

Número de pisos teóricos (Nm)

Componente clave ligero: C_2HCl_5

Componente clave pesado: pesados

$$(\alpha c)_{med.} = \left[\frac{6.50}{270} \times \frac{1480}{730} \right]^{0.5} = 2.74$$

$$N_m = \frac{\ln \left[\frac{0.73}{0.013} \right] \left[\frac{0.932}{0.029} \right]}{\ln [2.34]} = 7$$

Número mínimo de pisos 7

Razón mínima de reflujo (Rm)

$$VA = 1.45$$

$$X_{ncl} = 0.59$$

$$X_{ncp} = 0.41$$

$$(\alpha A)_{med.} = 2.41$$

$$R_m = 0.83$$

Reflujo mínimo 0.83

Reflujo de operación (R) 1.5

Número de etapas reales (N)

$$\frac{R-R_m}{R+1} = 0.3$$

De la gráfica de Gilliland.

$$\frac{N-N_m}{N+1} = 0.32$$

$$N = 10$$

$$(\alpha_c)_{med.} = 2.34$$

$$\mu_L = 0.34$$

$$\rho_L = 1450 \text{ Kg/m}^3$$

$$(\alpha_c)_{med.}(\mu_L) = 0.795$$

De la relación de O'Connell la eficiencia (η) es de: 54

$$\frac{N}{\eta} = 19$$

Número de etapas reales 19

Diametro de la columna, D(m)

$$\bar{W} = 206$$

$$\text{Flujo molar (Kgmol/Seg)} = 0.00027$$

$$\text{Flujo volumetrico, } V(\text{m}^3/\text{Seg}) = 0.0135$$

Diametro de la columna 0.70m

Altura de la columna, H(m)

Volumen del líquido $V_l(m^3) = 0.035$

Altura del líquido, $h_l(m) = 0.091$

$H = (0.30) (19) + 0.091 = 5.79$

Altura de la columna = 580m

Espesor(t)

Espesor de la columna = $\frac{3}{16}$ Pulg. (0.45 Cm.)

Espesor de las tapas electicas = $\frac{3}{16}$ Pulg. (0.45 Cm.)

COLUMNA DE: Pesados 1(CA-4) Material Acero 304

DATOS DE DISEÑO

Gastos y composiciones de las corrientes de alimentación, destilado y fondos.

COMPONENTES	ALIMENTACION			DESTILADO			FONDOS		
	Kg/Hr	Mol/Hr	X	Kg/Hr	Mol/Hr	X	Kg/Hr	Mol/Hr	X
$C_2H_4Cl_2$	7	0.07	0.0031	7	0.070	0.0038			
C_2HCl_3	135	1.026	0.0403	135	1.026	0.056			
$C_2H_3Cl_3$	23	0.172	0.0077	20	0.149	0.0082	3	0.0224	0.0054
C_2Cl_4	2750	16.566	0.747	2708	16.307	0.905	42	0.259	0.063
$C_2H_2Cl_4$	8	0.047	0.0021	2	0.011	0.0006	6	0.0357	0.0087
C_2HCl_5	817	4.034	0.182	100	0.493	0.027	717	3.54	0.863
C_2Cl_6	58	0.244	0.011				58	0.244	0.0594
Total	3798	22.159	0.999	2972	18	1	826	4.101	0.999

Presión de operación 760 mm Hg.

Características de la columna de destilación.

COMPONENTES	ALIMENTACION		DESTILADO		FONDOS	
	Temp. de Eb. 123 °C		Temp. de Cond. 121.5 °C		Temp. de Eb. 158 °C	
	X	P° (mm Hg)	X	P° (mm Hg)	X	P° (mm Hg)
$C_2H_3Cl_2$	0.0031	2400	0.0038	2200		
C_2HCl_2	0.0403	2200	0.056	2100		
$C_2H_3Cl_3$	0.0077	1600	0.0082	670	0.0054	2300
C_2Cl_4	0.747	800	0.905	760	0.063	1850
$C_2H_2Cl_4$	0.0021	490	0.0006	350	0.0087	980
C_2HCl_5	0.182	80	0.027	280	0.863	710
C_2Cl_6	0.011	70			0.0594	300
Total	0.999	770	0.999	1/758	0.999	768

Numero de pisos teoricos (Nm)

Componente clave ligero: C_2Cl_4

Componente clave pesado: C_2HCl_5

$$(\alpha_c)_{med.} = \left[\frac{760}{280} \times \frac{1850}{710} \right]^{0.5} = 2.65$$

$$N_m = \frac{\ln \left[\frac{0.905}{0.027} \right] \left[\frac{0.863}{0.063} \right]}{\ln [2.65]} = 6.28$$

Número mínimo de pisos 6.28

Razón mínima de reflujo (Rm)

$$V_A = 4.324$$

$$\Sigma \alpha_{pcp} X_{sp} = 0.0408$$

$$X_{ncl} = 0.78$$

$$X_{ncp} = 0.182$$

$$(\alpha_A)_{med.} = 2.70$$

$$R_m = 0.65$$

Reflujo mínimo 0.65

Reflujo de operación (R)₁

Número de etapas reales (N)

$$\frac{R-R_m}{R+1} = 0.175$$

$$R+1$$

De la gráfica de Gilliland.

$$\frac{N-N_m}{N+1} = 0.4$$

$$N+1$$

$$N = 11$$

$$(\alpha_c)_{med.} = 2.65$$

$$\mu_L = 0.39 \text{ c.p.}$$

$$\rho_L = 1423 \text{ Kg/m}^3$$

$$(\alpha_c)_{med.}(\mu_L) = 1.033$$

De la relación de O'Connell la eficiencia (η) es de: 47%

$$\frac{N}{\eta} = 24$$

Número de etapas reales 24

Diametro de la columna, D(m)

$$\bar{W} = 171$$

$$\text{Flujo molar (Kgmol/Seg)} = 0.00616$$

$$\text{Flujo volumetrico, } V(\text{m}^3/\text{Seg}) = 0.22$$

$$\text{Diametro de la columna } 0.80 \text{ m}$$

Altura de la columna, H(m)

Volumen del líquido $V_l(m^3) = 0.67$

Altura del líquido, $h_l(m) = 1.33$

$H = (0.30) (24) + 1.33 = 8.53$

Altura de la columna = 8.6 m

Espesor(t)

Espesor de la columna = 3/16 Pulg. (0.45 Cm.)

Espesor de las tapas electicas = 3/16 Pulg. (0.45 Cm.)

COLUMNA DE: LIGEROS 2 (CA-5) MATERIAL ACERO 304

DATOS DE DISEÑO

Gastos y composiciones de las corrientes de alimentación, destilado y fondos.

COMPONENTES	ALIMENTACION			DESTILADO			FONDOS		
	Kg/Hr	Mol/Hr	X	Kg/Hr	Mol/Hr	X	Kg/Hr	Mol/Hr	X
$C_2H_4Cl_2$	7	0.070	0.0038	7	0.070	0.38			
C_2HCl_3	135	1.026	0.056	3	0.060	0.37	127	0.965	0.053
C_2HCl_3	20	0.149	0.008	6	0.044	0.24	14	0.104	0.0058
C_2Cl_4	2708	16.307	0.905	1	0.006	0.05	2707	16.307	0.912
C_2HCl_5	2	0.011	0.0004				2	0.011	0.00061
C_2HCl_5	100	0.493	0.027				100	0.493	0.027
Total	2972	18	0.999	22	0.18	0.999	2950	17.88	0.998

Presión de operación 760 mm Hg.

Características de la columna de destilación.

COMPONENTES	ALIMENTACION		DESTILADO		FONDOS	
	Temp. de Eb. 119 °C		Temp. de Cond. 95 °C		Temp. de Eb. 120 °C	
	X	P° (mm Hg)	X	P° (mm Hg)	X	P° (mm Hg)
$C_2H_4Cl_2$	0.0038	2050	0.38	1100		
C_2HCl_3	0.056	1850	0.33	1000	0.053	1900
C_2HCl_3	0.008	850	0.24	435	0.0058	880
C_2Cl_4	0.905	710	0.05	350	0.912	720
$C_2H_2Cl_4$	0.0061	340			0.00061	360
C_2HCl_5	0.027	210			0.027	220
Total	0.999	765	0.999	1/762	0.998	768

Numero de pisos teoricos (Nm)

Componente clave ligero: C_2HCl_3

Componente clave pesado: C_2Cl_4

$$(\alpha_c)_{med.} = \left[\frac{1000}{350^2} \times \frac{1000}{720} \right]^{0.5} = 2.74$$

$$N_m = \frac{\ln \left[\frac{0.33}{0.05} \right] \left[\frac{0.912}{0.053} \right]}{\ln [2.74]} = 4.69$$

Número mínimo de pisos 4.69

Razón mínima de reflujo (Rm)

$$Y_A = 0.061$$

$$\sum \alpha_{pc} X_{Ap} = 0.093$$

$$X_{nCL} = 0.053$$

$$X_{ncp} = 0.85$$

$$(\alpha_A)_{med.} = 2.75$$

$$R_m = 2.8$$

Reflujo mínimo 2.8

Reflujo de operación (R) 4

Número de etapas reales (N)

$$\frac{R-R_m}{R+1} = 0.24$$

De la gráfica de Gilliland.

$$\frac{N-N_m}{N+1} = 0.4$$

$$N = 8.48$$

$$(\alpha_c)_{med.} = 2.74$$

$$\mu_L = 0.38 \text{ cp}$$

$$\rho_L = 1302 \text{ Kg/m}^3$$

$$(\alpha_c)_{med.} (\mu_L) = 1.041$$

De la relación de O'Connell la eficiencia (η) es de: 47%

$$\frac{N}{\eta} = 18$$

Número de etapas reales 18

Diametro de la columna, D(m)

$$\bar{M} = 165$$

$$\text{Flujo molar (Kgmol/Seg)} = 0.0047$$

$$\text{Flujo volumetrico, V(m}^3\text{/Seg)} = 0.16$$

Diametro de la columna 0.80 m

Altura de la columna ,H(m)

Volumen del líquido $V_l(m^3) = 0.57$

Altura del líquido, $h_l(m) = 1.48$

$H = (0.30) (18) + 1.48 = 6.88$

Altura de la columna = 6.90 m

Espesor(t)

Espesor de la columna = 3/16 Pulg. (0.45 Cm.)

Espesor de las tapas electicas = 3/16 Pulg. (0.45 Cm.)

COLUMNA DE: TRICLOROETILENO (CA-6) MATERIAL ACERO 304

DATOS DE DISEÑO

Gastos y composiciones de las corrientes de alimentación, destilado y fondos.

COMPONENTES	ALIMENTACION			DESTILADO			FONDOS		
	Kg/Hr	Mol/Hr	X	Kg/Hr	Mol/Hr	X	Kg/Hr	Mol/Hr	X
C_2HCl_3	127	0.965	0.053	125	0.95	0.957	2	0.015	0.0005
$C_2H_3Cl_3$	14	0.104	0.0056	4	0.03	0.03	10	0.07	0.004
C_2Cl_4	2707	16.307	0.912	2	0.012	0.012	2705	16.29	0.965
$C_2H_2Cl_4$	2	0.011	0.0061				2	0.011	0.0061
C_2HCl_5	100	0.493	0.027				100	0.493	0.029
Total	2950	17.88	0.998	131	0.992	0.999	2819	16.879	0.999

Presión de operación 760 mm Hg.

Características de la columna de destilación.

COMPONENTES	ALIMENTACION		DESTILADO		FONDOS	
	Temp. de Eb. 120 °C		Temp. de Cond. 88 °C		Temp. de Eb. 123 °C	
	X	P° (mm Hg)	X	P° (mm Hg)	X	P° (mm Hg)
C_2HCl_3	0.053	1900	0.957	820	0.00083	2100
$C_2H_3Cl_3$	0.0056	880	0.03	330	0.0041	960
C_2Cl_4	0.912	720	0.012	270	0.965	780
$C_2H_2Cl_4$	0.00061	350			0.00065	390
C_2HCl_5	0.027	220			0.029	260
Total	0.999	768	0.999	1/767	0.999	766

Numero de pisos teoricos (Nm)

Componente clave ligero: C_2HCl_3

Componente clave pesado; $C_2H_3Cl_3$

$$(\alpha_c)_{med.} = \left[\frac{820}{330} \times \frac{2100}{960} \right]^{0.5} = 2.33$$

$$N_m = \frac{\ln \left[\frac{0.95}{0.03} \right] \left[\frac{0.0041}{0.00088} \right]}{\ln [2.33]} = 6$$

Número mínimo de pisos 6

Razón mínima de reflujo (Rm)

$$VA = 8.98$$

$$\Sigma \alpha_{pcp} \lambda_{ap} = 1.346$$

$$X_{nCL} = 0.38$$

$$X_{ncp} = 0.05$$

$$(\alpha_A)_{med.} = 2.3$$

$$R_m = 0.94$$

Reflujo mínimo 0.94

Reflujo de operación (R) 1.41

Número de etapas reales (N)

$$\frac{R-R_m}{R+1} = 0.195$$

De la gráfica de Gilliland.

$$\frac{N-N_m}{N+1} = 0.4$$

$$N = 1066$$

$$(\alpha_c)_{med.} = 2.33$$

$$M_L = 0.4 \text{ c.p}$$

$$P_L = 1359 \text{ Kg/m}^3$$

$$(\alpha_c)_{med.}(M_L) = 0.93$$

De la relación de O'Connell la eficiencia (η) es de: 49%

$$\frac{N}{\eta} = 22$$

Número de etapas reales

Diametro de la columna, D(m)

$$\bar{M} = 163.8$$

$$\text{Flujo molar (Kgmol/Seg)} = 0.0050$$

$$\text{Flujo volumetrico, V(m}^3\text{/Seg)} = 0.163$$

Diametro de la columna, 0.80m

Altura de la columna, H(m)

Volumen del líquido $V_l(m^3) = 0.55$

Altura del líquido, $h_l(m) = 1.43$

$H = (0.30) (22) + 1.43 = 8$

Altura de la columna = 8 m

Espesor(t)

Espesor de la columna = $3/16$ Pulg. (0.45 Cm.)

Espesor de las tapas electicas = $3/16$ Pulg. (0.45 Cm.)

COLUMNA DE: PERCLOROETILENO (CA-7) MATERIAL ACERO 304

DATOS DE DISEÑO

Gastos y composiciones de las corrientes de alimentación, destilado y fondos.

COMPONENTES	ALIMENTACION			DESTILADO			FONDOS		
	Kg/Hr	Mol/Hr	X	Kg/Hr	Mol/Hr	X	Kg/Hr	Mol/Hr	X
C_2HCl_3	2	0.015	0.0008	2	0.0152	0.0009			
$C_2H_3Cl_3$	10	0.07	0.0041	8	0.060	0.0037	2	0.0149	0.022
C_2Cl_4	2705	16.29	0.965	2673	16.132	0.963	27	0.162	0.248
$C_2H_2Cl_4$	2	0.011	0.0006	1	0.0050	0.0003	1	0.0059	0.009
C_2HCl_5	100	0.403	0.029	5	0.0247	0.0015	95	0.160	0.72
Total	2819	16.88	0.999	2694	16.23	0.999	125	0.651	0.999

Presión de operación 760 mm Hg.

Características de la columna de destilación.

COMPONENTES	ALIMENTACION		DESTILADO		FONDOS	
	Temp. de Eb. 123 °C		Temp. de Cond. 121 °C		Temp. de Eb. 143 °C	
	X	P°(mm Hg)	X	P°(mm Hg)	X	P°(mm Hg)
C_2HCl_3	0.00083	2100	0.00093	2000		
$C_2H_3Cl_3$	0.0041	960	0.0037	920	0.022	1750
C_2Cl_4	0.965	780	0.993	760	0.248	1450
$C_2H_2Cl_4$	0.00065	390	0.00036	370	0.009	740
C_2HCl_5	0.029	260	0.0015	250	0.72	510
Total	0.999	766	0.999	1/759	0.999	770

Numero de pisos teóricos (Nm)

Componente clave ligero: C_2Cl_4

Componente clave pesado: $CHCl_3$

$$(\alpha_c)_{med.} = \left[\frac{760}{1100} \times \frac{1450}{510} \right]^{0.5} = 2.93$$

$$N_m = \frac{\ln \left[\frac{0.993}{0.0052} \right] \left[\frac{0.72}{0.248} \right]}{\ln [2.93]} = 7$$

Número mínimo de pisos 7

Razón mínima de reflujo (Rm)

$$VA = 33.27$$

$$X_{nCL} = 0.96$$

$$X_{ncp} = 0.028$$

$$(\alpha_A)_{med.} = 2.4$$

$$R_m = 0.74$$

Reflujo mínimo 0.74

Reflujo de operación (R) 1.12

Número de etapas reales (N)

$$\frac{R-R_m}{R+1} = 0.18$$

De la gráfica de Gilliland.

$$\frac{N-N_m}{N+1} = 0.4$$

$$N = 12$$

$$(\alpha_c)_{med.} = 2.93$$

$$M_L = 0.38 \text{ c.p}$$

$$\rho = 1428 \text{ Kg/m}^3$$

$$(\alpha_c)_{med.} (M_L) = 1.11$$

De la relación de O'Connell la eficiencia (η) es de: 46%

$$\frac{N}{\eta} = 26$$

Número de etapas reales 26

Diametro de la columna, D(m)

$$\bar{M} = 165$$

$$\text{Flujo molar (Kgmol/Seg)} = 0.0048$$

$$\text{Flujo volumetrico, } V(\text{m}^3/\text{Seg}) = 0.16$$

$$\text{Diametro de la columna } 0.80 \text{ m}$$

Altura de la columna, H(m)

Volumen del líquido $V_l(m^3) = 0.50$

Altura del líquido, $h_l(m) = 1.30$

$H = (0.30) (26) + 1.30 = 9.10$

Altura de la columna = 9.10m

Espesor(t)

Espesor de la columna = $\frac{3}{16}$ Pulg. (0.45 Cm.)

Espesor de las tapas electicas = $\frac{3}{16}$ Pulg. (0.45 Cm.)

•Diseño de recipientes

-Tiempo de residencia (Tr)

El tiempo residencia de un recipiente es aquel en el cual bajo condiciones normales de operación se vacía el material contenido en el equipo. Este debe ser el mínimo requerido para proporcionar flexibilidad de operación razonable y suficiente para detectar y corregir una falla menor, sin tener que parar el proceso de producción. El tiempo necesario entre la detección y corrección del problema, depende tanto de la experiencia del personal de operación, como del grado de sofisticación de la instrumentación de la planta.

PERSONAL	FACTOR
Experimentado	1.0
Bien entrenado	1.2
Sin experiencia	1.5
Instrumentación	Factor
Bien instrumentado	1.0
Instrumentación normal	1.2
Mala instrumentación	1.5

Para el siguiente trabajo se tomarán los factores de 1.2 en ambos casos. El material utilizado será acero 304 con un recubrimiento a base de resina para evitar al máximo la corrosión, el esfuerzo máximo permisible en el ambiente de temperatura es de 12600 psi, además se le dará un espesor por corrosión de 1/8 de pulgada y una eficiencia por soldadura de 80%.

Recipientes de reflujo para la columna de Ligeros 1 (TA-4)

Tanque cilindrico horizontal.

-Gasto y composición de la corriente de alimentación

COMPONENTES	Kg/Hr	Kgmol/Hr	X	ρ (g/ml)
$C_2H_4Cl_2$	101	1.030	0.529	1.19
$C_2H_3Cl_3$	113	0.846	0.434	1.32
$C_2H_2Cl_4$	12	0.071	0.037	1.45
TOTAL	226	1.94	0.999	

Las condiciones normales de presión y temperatura son:

P= 1 Atm

T= 103°C

Las condiciones de diseños son:

P= 2 Atm.

T= 113 °C

El flujo de diseño es= 650 Kg/Hr

Densidad de la mezcla: $\rho_M = 1.2 \text{ g/ml}$

Tiempo de residencia: $T_r = 7.2 \text{ min}$

Volumen total: $V_t = 0.062 \text{ m}^3$

-Considerando que el nivel máximo alcanzado por el líquido está a una altura del 85% del diámetro, que corresponde al 90% del volumen total por lo que:

$$\frac{V_{\text{L}}}{V_{\text{T}}} = 0.068 \text{ m}^3$$

-La relación longitud/ diámetro sera de 4:1

Para un tanque cilindrico el diámetro (D) es:

$$D = (0.318V)^{1/3}$$

$$D = 0.3 \text{ m}$$

L: longitud (L) del tanque es: $L = 4D$

$$L = 1.20 \text{ m}$$

El espesor (t) del tanque es:

$$t = \frac{PR}{SE - 0.6P} + C$$

$$t = \frac{(29.4)(6)}{(12600)(0.8) - 0.6(29.4)} + 0.125 = 0.14 \text{ Pulg.}$$

Redondeando al espesor comercial mas proximo

$$t = 3/16 \text{ Pulg. (0.46 Cm.)}$$

Usando tapas toriesfericas

$$t = \frac{(0.835)(29.4)(6)}{(12600)(0.8) - 0.1(29.4)} + 0.125 = 0.14 \text{ Pulg.}$$

El espesor de las tapas sera de 3/16 Pulg. (0.46 Cm.)

Recipientes de reflujo para la columna de: Pesados 2 (TA-5)

Tanque cilindrico horizontal.

-Gasto y composición de la corriente de alimentación

COMPONENTES	Kg/Hr	Kgmol/Hr	X	ρ (g/ml)
$C_2H_3Cl_3$	2	0.014	0.023	1.22
C_2Cl_4	26	0.157	0.229	1.4
$C_2H_2Cl_4$	0.5	0.002	0.004	1.4
C_2HCl_5	93	0.046	0.73	1.5
TOTAL	121	0.632	0.999	

Las condiciones normales de presión y temperatura son:

P= 1 Atm

T=154 °C

Las condiciones de diseños son:

P= 2 Atm.

T= 164 °C

El flujo de diseño es= 348 Kg/Hr

Densidad de la mezcla: $\rho_M = 1.45 \text{ g/ml}$

Tiempo de residencia: $T_r = 7.2 \text{ min}$

Volumen total: $V_t = 0.03 \text{ m}^3$

-Considerando que el nivel máximo alcanzado por el líquido está a una altura del 85% del diámetro, que corresponde al 90% del volumen total por lo que:

$$\frac{V_2}{V_0} = 0.033 \text{ m}^3$$

-La relación longitud/ diámetro sera de 4:1

Para un tanque cilindrico el diámetro (D) es:

$$D = (0.318V)^{1/3}$$

$$D = 0.22 \text{ m}$$

La longitud (L) del tanque es: $L = 4D$

$$L = 0.90 \text{ m}$$

El espesor (t) del tanque es:

$$t = \frac{PR}{SE - 0.6P} + C$$

$$t = \frac{(29.4)(4.4)}{(12600)(0.8) - 0.6(29.4)} + 0.125 = 0.13 \text{ Pulg.}$$

Redondeando al espesor comercial mas proximo

$$t = 3/16 \text{ Pulg. (0.46 Cm.)}$$

Usando tapas toriesfericas

$$t = \frac{(0.885)(29.4)(4.4)}{(12600)(0.8) - 0.1(29.4)} + 0.125 = 0.13 \text{ Pulg.}$$

El espesor de las tapas sera de 3/16 Pulg. (0.46 Cm.)

Recipientes de reflujo para la columna de: Pesados 1(TA-6)

Tanque cilindrico horizontal.

-Gasto y composición de la corriente de alimentación

COMPONENTES	Kg/Hr	Kgmol/Hr	X	ρ (g/ml)
C_2H_6	7	0.070	0.003	1.15
C_2H_4	135	1.026	0.056	1.3
C_2H_6	20	0.149	0.008	1.31
C_2H_4	2708	16.307	0.005	1.43
C_2H_6	2	0.011	0.0006	1.43
C_2H_4	100	0.493	0.027	1.52
TOTAL	2972	18	0.999	

Las condiciones normales de presión y temperatura son:

P= 1 Atm

T= $^{\circ}C$

Las condiciones de diseños son:

P= 2 Atm.

T= 132 $^{\circ}C$

El flujo de diseño es=85.45 Kg/Hr

Densidad de la mezcla: $\rho = 1.42 g/m^3$

Tiempo de residencia: $T_r = 7.2$ min

Volumen total: $V_t = 0.72 m^3$

-Considerando que el nivel máximo alcanzado por el líquido está a una altura del 85% del diámetro, que corresponde al 90% del volumen total por lo que:

$$\frac{V_t}{0.9} = 0.80 \text{ m}^3$$

-La relación longitud/ diámetro sera de 4:1

Para un tanque cilindrico el diámetro (D) es:

$$D = (0.318V)^{1/3}$$

$$D = 0.63 \text{ m}$$

La longitud (L) del tanque es: $L = 4D$

$$L = 2.50 \text{ m}$$

El espesor (t) del tanque es:

$$t = \frac{PR}{SE - 0.6P} + C$$

$$t = \frac{(29.4)(12.4)}{(12600)(0.8) - 0.6(29.4)} + 0.125 = 0.16 \text{ Pulg.}$$

Redondeando al espesor comercial mas proximo

$$t = 3/16 \text{ Pulg. (0.46 Cm.)}$$

Usando tapas toriesfericas

$$t = \frac{(0.835)(29.4)(12.4)}{(12600)(0.8) - 0.1(29.4)} + 0.125 = 0.12 \text{ Pulg.}$$

El espesor de las tapas sera de 3/16 Pulg. (0.46 Cm.)

Recipientes de reflujo para la columna de: Ligeros 2 (TA-7)

Tanque cilindrico horizontal.

-Gasto y composición de la corriente de alimentación

COMPONENTES	Kg/Hr	Kgmo1/Hr	X	ρ (g/ml)
$C_2H_4Cl_2$	7	0.071	0.38	1.17
C_2HCl_3	8	0.060	0.33	1.38
$C_2H_3Cl_3$	6	0.044	0.24	1.36
C_2Cl_4	1	0.006	0.05	1.52
TOTAL	22	0.181	0.99	

Las condiciones normales de presión y temperatura son:

$$P = 1 \text{ Atm}$$

$$T = 95 \text{ }^\circ\text{C}$$

Las condiciones de diseños son:

$$P = 2 \text{ Atm.}$$

$$T = 105 \text{ }^\circ\text{C}$$

El flujo de diseño es= 64 Kg/Hr

Densidad de la mezcla: $\rho_M = 1.3 \text{ g/m}^3$

Tiempo de residencia: $T_r = 7,2$

Volumen total: $V_t = 0.006 \text{ m}^3$

-Considerando que el nivel máximo alcanzado por el líquido está a una altura del 85% del diámetro, que corresponde al 90% del volumen total por lo que:

$$\frac{V_L}{V_T} = 0.007 \text{ m}^3$$

-La relación longitud/diámetro será de 4:1

Para un tanque cilíndrico el diámetro (D) es:

$$D = (0.318V)^{1/3}$$

$$D = 0.15 \text{ m}$$

La longitud (L) del tanque es: $L = 4D$

$$L = 0.6 \text{ m}$$

El espesor (t) del tanque es:

$$t = \frac{PR}{SE - C.6P} + C$$

$$t = \frac{(29.4)(3)}{(12600)(0.8) - 0.6(29.4)} + 0.125 = 0.14 \text{ Pulg.}$$

Redondeando al espesor comercial más próximo

$$t = 3/16 \text{ Pulg. (0.46 Cm.)}$$

Usando tapas torisféricas

$$t = \frac{(0.885)(29.4)(3)}{(12600)(0.8) - 0.1(29.4)} + 0.125 = 0.13 \text{ Pulg.}$$

El espesor de las tapas será de 3/16 Pulg. (0.46 Cm.)

Recipientes de reflujo para la columna de: Tricloroetileno (TA-8)

Tanque cilindrico horizontal.

-Gasto y composición de la corriente de alimentación

COMPONENTES	Kg/Hr	Kgmol/Hr	X	ρ (g/ml)
C_2HCl_3	125	0.95	0.95	1.30
$C_2H_3Cl_3$	4	0.029	0.03	1.34
C_2Cl_4	2	0.012	0.012	1.5
TOTAL	131	0.99	0.999	

Las condiciones normales de presión y temperatura son:

$P = 1 \text{ Atm}$

$T = 88 \text{ }^\circ\text{C}$

Las condiciones de diseños son:

$P = 2 \text{ Atm.}$

$T = 98 \text{ }^\circ\text{C}$

El flujo de diseño es = 378 Kh/Hr

Densidad de la mezcla: $\rho_M = 1.3 \text{ g/m}^3$

Tiempo de residencia: $T_r = 7.2 \text{ min}$

Volumen total: $V_t = 0.034 \text{ m}^3$

-Considerando que el nivel máximo alcanzado por el líquido está a una altura del 85% del diámetro, que corresponde al 90% del volumen total por lo que:

$$\frac{V_{\text{liq}}}{V_{\text{tanque}}} = 0.038 \text{ m}^3$$

-La relación longitud/diámetro será de 4:1

Para un tanque cilíndrico el diámetro (D) es:

$$D = (0.318V)^{1/2}$$

$$D = 0.25 \text{ m}$$

L: longitud (L) del tanque es: $L = 4D$

$$L = 0.69 \text{ m}$$

El espesor (t) del tanque es:

$$t = \frac{PR}{SE - 0.6P} + C$$

$$t = \frac{(29.4)(5)}{(12600)(0.8) - 0.6(29.4)} + 0.125 = 0.14 \text{ Pulg.}$$

Redondeando al espesor comercial más próximo

$$t = 3/16 \text{ Pulg. (0.46 Cm.)}$$

Usando tapas torisféricas

$$t = \frac{(0.885)(29.4)(5)}{(12600)(0.8) - 0.1(29.4)} + 0.125 = 0.13 \text{ Pulg.}$$

El espesor de las tapas será de 3/16 Pulg. (0.46 Cm.)

Recipientes de reflujo para la columna de: PERCLOROETILENO (TA-9)

Tanque cilindrico horizontal.

-Gasto y composición de la corriente de alimentación

COMPONENTES	Kg/Hr	Kgmol/Hr	X	ρ (g/ml)
$C_2H_2Cl_3$	2	0.016	0.0009	1.30
$C_2H_3Cl_3$	8	0.059	0.0037	1.31
$C_2 : Cl_4$	2678	16.132	0.993	1.42
$C_2H_2Cl_4$	1	0.005	0.0003	1.43
C_2HCl_5	5	0.024	0.0015	1.52
TOTAL	2694	16.236		

Las condiciones normales de presión y temperatura son:

P= 1 Atm

T= 121 °C

Las condiciones de diseños son:

P= 2 Atm.

T= 131 °C

El flujo de diseño es=7725 Kg/Hr

Densidad de la mezcla: $\rho_M = 1.4g/m^3$

Tiempo de residencia: $Tr = 7.2$ min

Volumen total: $Vt = 0.65 m^3$

-Considerando que el nivel máximo alcanzado por el líquido está a una altura del 85% del diámetro, que corresponde al 90% del volumen total por lo que:

$$\frac{V_{\text{L}}}{V_{\text{C}}} = 0.72 \text{ m}^3$$

-La relación longitud/ diámetro sera de 4:1

Para un tanque cilindrico el diámetro (D) es:

$$D = (0.318V)^{1/3}$$

$$D = 0.61 \text{ m}$$

La longitud (L) del tanque es: $L = 4D$

$$L = 2.50 \text{ m}$$

El espesor (t) del tanque es:

$$t = \frac{PR}{SE - 0.6P} + C$$

$$t = \frac{(29.4)(12)}{(12600)(0.8) - 0.6(29.4)} + 0.125 = 0.16 \text{ Pulg.}$$

Redondeando al espesor comercial mas proximo

$$t = 5/16 \text{ Pulg. (0.78 Cm.)}$$

Usando tapas toriesfericas

$$t = \frac{(0.885)(29.4)(12)}{(12600)(0.8) - 0.1(29.4)} + 0.125 = 0.16 \text{ Pulg.}$$

El espesor de las tapas sera de 5/16 Pulg. (0.78 Cm.)

-Características del separador flash (TA-2)

El recipiente sera un tanque flash cilindrico vertical con tapas elípticas, la mezcla líquida-vapor entra tangencialmente al tanque para tener una mayor eficiencia en la separación

-Gasto y composición de la corriente de alimentación

COMPONENTES	Kg/Hr	Kgmol/Hr	x	$\rho(\text{g/ml})$
C_2H_4	21	0.75	0.0122	0.00126
$C_2H_4Cl_2$	1421	38.93	0.638	0.00152
$C_2H_3Cl_2$	106	1.081	0.0177	1.10
HCl	136	1.081	0.0166	1.30
$C_2H_2Cl_4$	163	0.971	0.0159	1.50
C_2HCl_5	3676	18	0.295	1.60
C_2Cl_6	58	0.244	0.004	1.61
TOTAL	5581	60.994	0.999	

Las condiciones normales de presión y temperatura son:

$P=1 \text{ Atm}$

$T=25 \text{ }^\circ\text{C}$

Las condiciones de diseño son:

$P=1 \text{ Atm}$

$T=41 \text{ }^\circ\text{C}$

El flujo de diseño para el líquido retenido es de $4139 \times 1.15 = 4760$ Kg/Hr se ha considerado un 15% adicional

El criterio principal para el dimensionamiento de un separador líquido vapor, es la velocidad de fase vapor.

Para el cálculo de la velocidad de vapor permitida, se utiliza la ecuación de souders-brown:

$$V = K \left(\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V} \right)^{1/4}$$

con:

ρ_L = Densidad de la fase líquida (g/ml)

ρ_V = Densidad de la fase vapor (g/ml)

K = Factor de correlación

V_t = velocidad máxima permitida (cm/seg)

Para una malla en posición horizontal estandar con un fluido limpio de la bibliografía $K = 10.7$

La densidad de la mezcla esta dada por: $\rho = \sum_{i=1}^n X_i \rho_i$

Con: X_i = fracción molar del componente

ρ_i = Densidad del componente i (g/ml)

$$V_t = 10.7 \left(\frac{0.55 - 0.00098}{0.00098} \right)^{1/4} = 253 \text{ cm/seg}$$

Tomando el 50% para el diseño de la velocidad permitida

$$V_d = 0.50 (252) = 126 \text{ cm/seg.}$$

El volumen de vapor generado es $1442 \times 1.15 = 1660$ Kg/Hr

$$1660 \frac{\text{kg}}{\text{Hr}} \times \frac{1 \text{ Hr}}{3600 \text{ seg}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{0.786 \text{ kg}} = 0.47 \text{ m}^3/\text{seg} = 470000 \text{ cm}^3/\text{seg}$$

El area transversal del tanque resulta ser:

$$A = \frac{470000}{126} = 3731 \text{ cm}^2$$

El diametro del recipiente:

$$D = \left(\frac{4(3731)}{\pi} \right)^{1/2} = 69 \text{ cm} \approx 70 \text{ cm}$$

Por variaciones del flujo el diametro es de 0.8 m.

El volumen del líquido generado con un tiempo de retención de 15 min. es:

$$V_L = 4760 \frac{\text{kg}}{\text{Hr}} \times \frac{1 \text{ Hr}}{60 \text{ min}} \times \frac{\text{m}^3}{550 \text{ kg}} \times 15 \text{ min} = 2.2 \text{ m}^3$$

La altura (H) del tanque necesaria para almacenar la cantidad de líquido generada es:

$$H = \frac{4V_L}{\pi D^2} = \frac{4(2.2 \text{ m}^3)}{\pi (0.8 \text{ m})^2} = 4 \text{ m}$$

Ademas tendra 2m de altura por encima de la boquilla de entrada del tanque.

altura total 6 m.

El espesor del tanque se calcula por:

$$t = \frac{PR}{SE - 0.6P} + c = \frac{29.4 \times 19.85}{15600(0.8) - 0.6(29.4)} + 0.125 = 0.18 \text{ pulg. (0.45cm)}$$

T=3/16 pulg. (0.45cm)

El espesor del tanque sera 3/16"

Usando tapas elipsoidales el espesor resultara

$$t = \frac{(29.4)(29.7)}{2(15600)(0.8) - 0.2(29.4)} + 0.125 = 0.182 \text{ pulg.}$$

el espesor de las tapas sera de 3/16"

-Características del separados (TA-3)

El recipiente sera un tanque tipo flash cilindrico vertical con tapas elipsoidicas, la mezcla líquido-vapor entra tangencialmente al tanque para tener una mayor eficiencia de la separación.

-Gasto y composición de la corriente de alimentación.

COMPONENTES	Kg/Hr	Kgmol/Hr		(g/ml)
HCl	623	17.12	0.435	0.0015
C ₂ H ₄ Cl ₂	7	0.070	0.0017	1.24
C ₂ HCl ₃	135	1.026	0.026	1.44
C ₂ H ₃ Cl ₃	23	0.172	0.0043	4.42
C ₂ Cl ₄	2750	16.566	0.421	1.60
C ₂ H ₂ Cl ₄	8	0.047	0.0011	1.58
C ₂ HCl ₅	817	4.034	0.102	1.68
C ₂ Cl ₆	58	0.244	0.0062	1.76
	4421	39.28	0.998	

Las condiciones normales de presión y temperatura son:

P=1 atm

T=15

Las condiciones de diseño son:

P=2 atm ρ = 0.903 g/ml

T=18 C ρ_g = 0.00065 g/ml

El flujo de diseño para el líquido retenido es de 3798 1.15=4368 Kg/Hr se ha considerado un 15% adicional.

El criterio principal para el dimensionamiento de un separador líquido-vapor, es la velocidad de fase vapor, debido a que el flujo de la fase gas es pequeña comparada con la líquida para el calculo del diametro se tomara este flujo.

Calculo de diametro.

El peso molecular promedio es:

$$\bar{M} = 171.38$$

$$\frac{M_{OL}}{3600} = 0.00616$$

$$\text{FLUJO VOLUMETICO} = 0.15 \text{ m}^3/\text{seg}$$

con un velocidad de 0.4m/seg.

El Diametro es:

$$D = \left(\frac{4 \times 0.15}{0.4\pi} \right)^{1/2} = 0.70 \text{ m}$$

Diametro=0.80 m

-Calculo de la altura del tanque

El volumen del liquido retenido con un tiempo de retencion de 15 min es:

$$V_L = 4568 \frac{\text{kg}}{\text{hr}} \times \frac{15 \text{ hr}}{60 \text{ min}} \times \frac{1 \text{ m}^3}{908 \text{ kg}} \times 15 \text{ min} = 1.21 \text{ m}^3$$

La altura del tanque necesaria pra almacenar la cantidad del liquido generada es:

$$H = \frac{4 V_L}{D}$$

$$H = \frac{4(1.21 \text{ m})}{(0.80)} = 2.5 \text{ m}$$

Ademas tendra 2m de altura por encima de la boquilla de entrada del tanque.

altura total= 4.5m

El espesor del tanque es:

$$t = \frac{(29.4)(16)}{(12600)(0.8) - (0.6)(29.4)} + 0.125 = 0.171 \text{ pulg.}$$

El espesor del tanque sera de 3/16 pulg. (0.45 cm)
usando tapas elipsoidales el espesor resulta

$$t = \frac{(29.4)(16)}{2(12600)(0.8) - 0.2(29.4)} + 0.125 = 0.171 \text{ pulg.}$$

El espesor de las tapas sera de; 3/16 pulg (0.45 cm)

ABSORBEDOR (CA-1)

-Datos de diseño

Gastos y composiciones de las corrientes de alimentación y descarga.

Alimentación de gas.

COMPUESTOS	Kg/Hr	Kgmol/Hr	x
Cloro	5122	74.14	0.998
Oxigeno	20	0.62	0.0086
Impurezas	5	0.20	0.0027
Total	5147	72.96	0.999

Descarga del gas.

COMPUESTO	Kg/Hr	Kgmol Hr	x
Cloro	50	0.7	0.45
Oxigeno	20	0.625	0.40
Impurezas	5	0.20	0.14
Total	75	1.52	0.999

Alimentación de hidrocarburos clorados líquidos.

La cantidad necesaria de hidrocarburos para la absorción del cloro es: 8278 Kg/Hr.

COMPUESTO	Kg/Hr	Kgmol/Hr	x
Cloro	5072	71.43	0.626
Hidrocarburos clorados	8278	42.67	0.373
Total	13.350	114.1	1.00

Presión y temperatura de diseño.
Las condiciones de operación son:

$$P=9\text{atm.} \quad T=20^{\circ}\text{C}$$

Las condiciones de diseño son:

$$P=9\text{atm.} \quad T=30^{\circ}\text{C}$$

Se usara una torre empacada con el empaque de 16mm de diametro.

-Fracción de cloro en la corriente líquida $X=0.626$

-Calculo del equipo

Se utilizara el metodo KREMSER-BROWN-SHERWOOD.

Considerando una $K P/Pt=1.5$

$$(L/V)_{\min}=KX$$

$$(L/V)_{\min}=1.5(0.626)=0.939$$

$$(L/V)_{\text{op}}=2(L/V)_{\min}$$

$$(L/V)_{\text{op}}=2(0.939)=1.87$$

El factor de absorción esta dado por: $A_0=(L/V)_{\text{op}}(1/K)$

$$A_0=(1.87)(1/1.5)=1.25$$

El numero de etapas teoricas sera:

$$(N+1)\log A_0 = \log \left(\frac{A-X}{1-X} \right)$$

$$(N+1) \log 1.25 = \log \frac{1.25-0.626}{1-0.626}$$

$$(N+1) (0.096) = (0.222)$$

$$(N+1) = 2.30$$

Para obtener el número de etapas reales se calculara la eficiencia de O'CONNEL

Para los hidrocarburos clorados $SGR=1.52$

$$\mu^* = 0.8 \text{ C.P.}$$

$$\bar{M} = 194$$

$$\frac{SGR(62.3)}{(K)(\bar{M})(\mu)} = \frac{(1.52)(62.3)}{(1.5)(194)(0.8)} = 0.4$$

$$\eta = 32\%$$

El número de etapas reales sera:

$$N = \frac{2.30 \cdot 7.2}{0.32} \approx 8 \text{ etapas}$$

Calculo del diametro.

$$L = 42.67 \frac{\text{Kgmol}}{\text{Hr}} \times \frac{1 \text{Hr}}{3600 \text{seg}} = 0.012 \text{ Kgmol/seg}$$

$$V = 7296 \frac{\text{Kgmol}}{\text{Hr}} \times \frac{1 \text{Hr}}{3600 \text{seg}} = 0.0202 \text{ Kgmol /seg}$$

$$MG = 71$$

$$ML = 194$$

$$P_G = 3.209 \text{ Kg/m}^3$$

$$P_L = 1250 \text{ Kg/m}^3$$

$$\left(\frac{LM_L}{VM_L} \right) \left(\frac{P_G}{P_L - P_G} \right)^{1/2} = \left(\frac{0.012}{0.0202} \right) \left(\frac{194}{71} \right) \left(\frac{3.209}{1250 - 3.209} \right)^{1/2} = 0.082$$

De la grafica de inundación

$$\frac{G^2 C_f A^{0.1}}{G(L-G)} = 0.21$$

Utilizando un empaque de diametro de 16mm Cf=100

$$A = 0.0008 \text{ Kg/mseg}$$

$$\frac{G_{ind} (100) (0.0008)^{0.1}}{(3.209)(1250 - 3.209)} = 0.21$$

$$G_{in.} = 4.14 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^2 \text{SEG.}}$$

Utilizando el 60% de inundación

$$G_{op.} = 0.60 G_{in.}$$

$$G_{op.} = (4.14)(0.60) = 2.48 \text{ Kg/m}^2 \text{Seg.}$$

$$D = \left(\frac{4V M_G}{\pi G_{op.}} \right)^{1/2} = \left(\frac{4 \times 0.0202 \times 71}{\pi \times 2.48} \right)^{1/2} = 0.85 \text{ m}$$

D=0.85 m.

Altura de empaque. De la literatura para una torre empacada la altura equivalente a un plato teorico (HETP) esta dada por:

$$H=N \times (\text{HETP})$$

Para diametros de 0.5 a 1 m

$$(\text{HETP})=D^{0.3}$$

Por lo que; $(\text{HETP})=(0.85)^{0.3}=0.95 \text{ m}$

La altura sera

$$H=8 \times 0.95=7.6 \approx 8 \text{ m}$$

-Calculo de espesor

$$S = 15600 \text{ psi}$$

A. I. N. 304

$$P=132.2 \text{ psig}$$

$$R=17 \text{ pulgadas (6.8 cm)}$$

Utilizando

$$t = \frac{PR}{SE-0.6P} + c$$

El espesor del tanque sera de $5/16$ (0.78cm)
usando tapas elipsoidales el espesor resultara

$$t = \frac{PD}{2SE-0.2P} + c$$

El espesor de las tapas sera de $5/16$

-Tanque de almacenamiento (TA-1)
 -Compuesto: Cl_2 liquido
 -Gasto de diseño = $5072 \times 1.15 = 5833 \text{ kg/Hr}$
 -Temperatura y presión normales
 $P = 8 \text{ atm.}$
 $T = 20^\circ \text{C}$

-Temperatura y presión de diseño
 $P = 10 \text{ atm.}$
 $T = 25^\circ \text{C}$

*Tiempo de residencia $T_r = 25 \text{ min.} \times 1.2 \times 1.2 = 36 \text{ min.}$

-De la bibliografía la densidad (ρ) del cloro es 1500 kg/m^3

-Volumen total = $5833 \frac{\text{kg} \times \text{m}^3}{\text{Hr} \times 1500 \text{kg}} \times \frac{1 \text{Hr}}{60 \text{min}} \times 36 \text{ min.} = 2.34 \text{m}^3$

-Considerando que el nivel máximo alcanzado por el liquido esta a una altura del 85% del diametro, que corresponde aproximadamente al 90% del volumen total por lo que:

$$V_t = \frac{2.34 \text{m}^3}{0.9} = 2.60 \text{m}^3$$

La relación longitud/diametro sera de 4:1

-Para un tanque cilindrico el diametro (D) es el siguiente:

$$D = (0.318V)^{1/3}$$

$$D = (0.318 \times 2.60)^{1/3} = 0.938 \cong 1 \text{m}$$

La longitud del tanque es:

$$L = 4D = 4(1\text{m}) = 4\text{m}$$

El espesor del tanque se calcula con la siguiente relación

$$t = \frac{PR}{SE - 0.6P} + c$$

E = Eficiencia por soldadura de junta (%)

P = presión de diseño (psig)

R = radio interno (pul)

S = esfuerzo admisible (lb/pul^2)

C = Tolerancia por corrosión (pul)

t = espesor (pul)

Material níquel resistente tipo D-4

De la bibliografía: S = 23300 psi
Ni-D-4

La eficiencia de la junta = 80%

Tolerancia por corrosión = 1/8 pulg.

$$t = \frac{147 \cdot 20}{23300(0.8) - 0.6(147)} + 0.125 = 0.28 \text{ pulg. (0.65 cm)}$$

Redondeando al espesor comercial más próximo

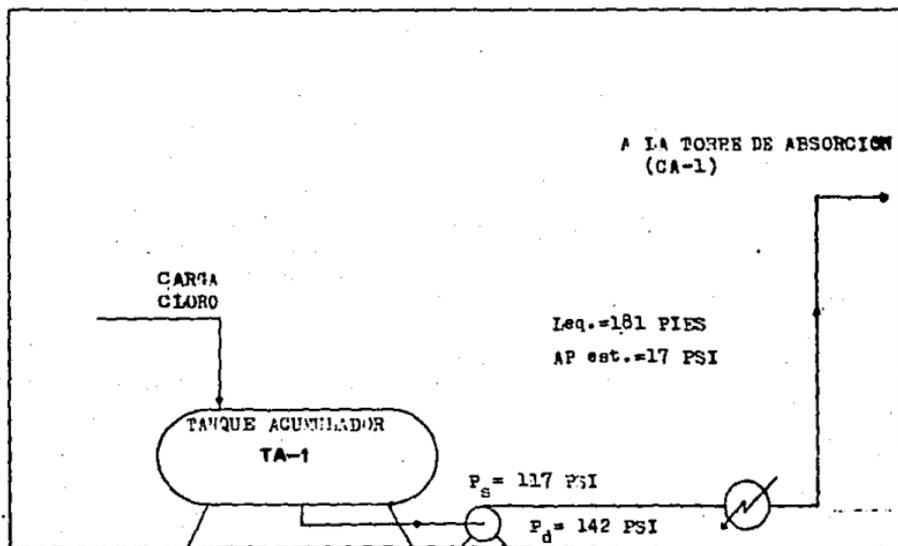
$$t = 0.31 \text{ pulg. (0.78 cm.)}$$

Usando tapas torisféricas el espesor resultará:

$$t = \frac{0.885 \cdot pr}{SE - 0.1P} + C$$

El espesor de las tapas será de 0.31

DIAGRAMA ILUSTRATIVO PARA EL CALCULO DE LA POTENCIA DE LA BOMBA (B-1).



BOMBA (B-1)

-CARACTERISTICAS DEL FLUIDO.

Fluido: Cloro

Flujo (Kg/Hr) = 5072

Flujo (lb/Hr) = 11172

Flujo de diseño (lb/Hr) = 13407

Temperatura (°C) = 20

Temperatura (°F) = 60

Gravedad específica (S.Gr.) = 1.5

Viscosidad, μ (c.p.) = 0.35

Caida de presión adicional.

Caida de presión en el intercambiador de calor, psi= 3

Caida de presión en la columna, psi= 6

Caida de presión total=17

Altura en pies= 27

Altura hidrostática (pies)= 10

Cabeza hidrostática= 37 pies

Cálculo de la potencia

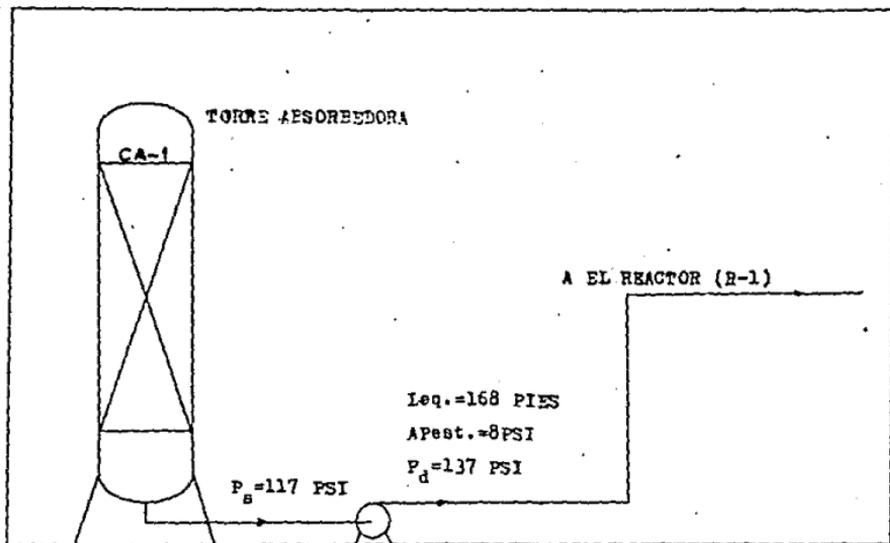
Eficiencia, η =70%

$$\text{BHP} = \frac{QH\rho}{247000\eta}$$

BHP= 0.37 Hp

Potencia del motor $1/2$ HP.

DIAGRAMA - ILLUSTRATIVO PARA EL CALCULO DE LA POTENCIA
DE LA BOMBA (B-2)



BOMBA (B-2)

-CARACTERISTICAS DEL FLUIDO.

Fluido: Hidrocarburos clorados

Flujo (Kg/Hr) = 13350

Flujo (lb/Hr) = 29405

Flujo de diseño (lb/Hr) = 35286

Temperatura (°C) = 20

Temperatura (°F) = 68

Gravedad específica (S.Gr.) = 1.37

Viscosidad, μ (c.p.) = 0.42

-CALCULO DEL EQUIPO

Velocidad recomendada, V (pies/seg.)= 6

Gasto, Q (G.P.M.)= 45

Diametro recomendado, D (Pulg.): $D = \left(\frac{0.408Q}{V} \right)^{\frac{1}{2}}$

D= 1.75 Pulg.

D= 2 Pulg.

Cálculo de la longitud equivalente aproximada, L (pies)

ACCESORIOS	CANTIDAD	LONGITUD EQ. UNIT. (pies)	LONGITUD EQ. TOTAL (pies)
Tubería recta	17	1	17
Codos de 90	2	32	64
Válvula check	1	80	80
Válvula de com.	1	7	7

TOTAL 168

Caida de presión, P (psi)

Número de Reynolds, $Re = \frac{50.6Q\rho}{D\mu}$

Re= 22,386

De la bibliografía

$\epsilon/D = 0.0009$

$f = 0.0028$

$\Delta P = 0.000216 \left(\frac{f Q^2 L}{D^5} \right)$

$\Delta P = 0.5$ psi

Caida de presión adicional.

Caida de presión en reactor , psi= 8

Caida de presión total= 8.5 psi

Altura en pies= 14.3

Altura hidrostática (pies)=10

Cabeza hidrostática= 25 pies

Cálculo de la potencia

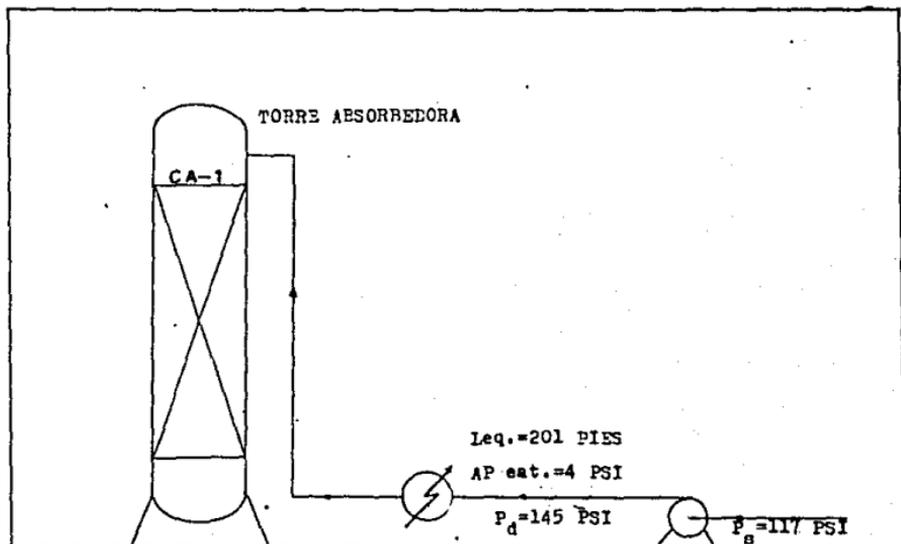
Eficiencia, η =70%

$$\text{BHP} = \frac{QH\rho}{247000\eta}$$

BHP= 0.56 Hp

Potencia del motor 1 HP.

DIAGRAMA ILUSTRATIVO PARA EL CALCULO DE LA POTENCIA DE LA BOMBA (B-3).



BOMBA (B-3)

-CARACTERISTICAS DEL FLUIDO.

Fluido: Hidrocarburos clorados

Flujo (kg/Hr) = 8278

Flujo (lb/Hr) = 18234

Flujo de diseño (lb/Hr) = 21881

Temperatura (°C) = 20

Temperatura (°F) = 68

Gravedad específica (S.Gr.) = 1.25

Viscosidad, μ (c.p.) = 0.35

-CALCULO DEL EQUIPO

Velocidad recomendada, V (pies/seg.)= 5

Gasto, Q (G.P.M.)= 36.76

Diametro recomendado, D (Pulg.): $D = \left(\frac{0.408Q}{V} \right)^{1/2}$

D= 1.73 Pulg.

D= 2 Pulg.

Cálculo de la longitud equivalente aproximada, L (pies)

ACCESORIOS	CANTIDAD	LONGITUD EQ. UNIT. (pies)	LONGITUD EQ. TOTAL (pies)
Tubería recta	50	1	50
Codos de 90	2	32	64
Válvula check	1	80	80
Válvula de com.	1	7	7

TOTAL 201

Caida de presión, P (psi)

Número de Reynolds, $Re = \frac{50.6Q\rho}{D\mu}$

Re= 200211

De la bibliografía

$\epsilon/D = 0.0009$

$f = 0.028$

$\Delta P = 0.000216 \left(\frac{f Q^2 L}{D^5} \right)$

$\Delta P = 3.5$

Caida de presión total= 3.5

Altura en pies= 7

Altura hidrostática (pies)= 34

Cabeza hidrostática= .41 pies

Cálculo de la potencia

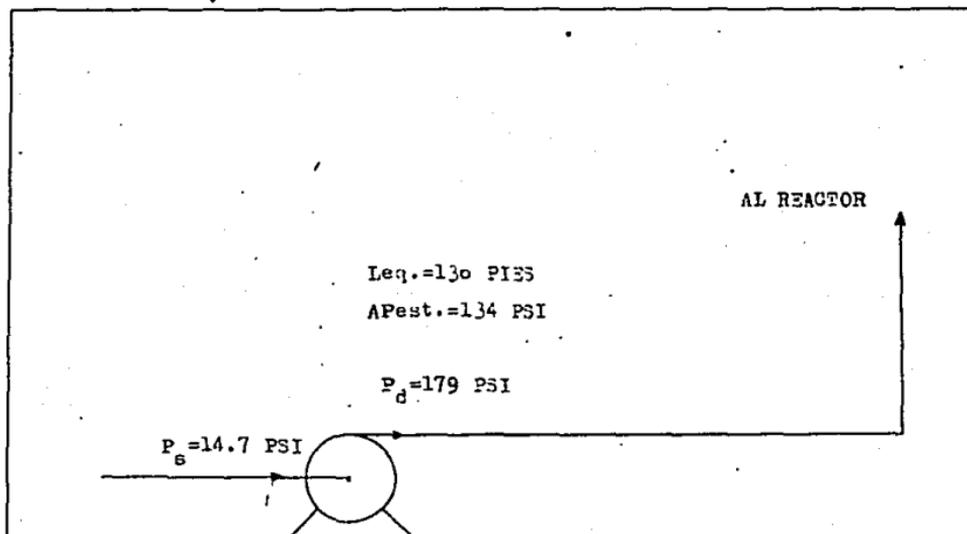
Eficiencia, η =70%

$$\text{BHP} = \frac{QH\rho}{247000\eta}$$

BHP= 0.68

Potencia del motor 1HP.

DIAGRAMA ILUSTRATIVO PARA EL CALCULO DE LA POTENCIA DE LA BOMBA (B-4)



BOMBA (B-4)

-CARACTERISTICAS DEL FLUIDO.

Fluido: Hidrocarburos clorados

Flujo (Kg/Hr) = 1074

Flujo (lb/Hr) = 2366

Flujo de diseño (lb/Hr) = 2840

Temperatura (°C) = 20

Temperatura (°F) = 68

Gravedad específica (S.Gr.) = 1.31

Viscosidad, μ (c.p.) = 0.41

-CALCULO DEL EQUIPO

Velocidad recomendada, V (pies/seg.)= 6

Gasto, Q (G.P.M.)= 5

$$\text{Diametro recomendado, D (Pulg.): } D = \left(\frac{0.4089}{V} \right)^{1/2}$$

D= 0.71 Pulg.

D=3/4 Pulg.

Cálculo de la longitud equivalente aproximada, L (pies)

ACCESORIOS	CANTIDAD	LONGITUD EQ. UNIT. (pies)	LONGITUD EQ. TOTAL (pies)
Tubería recta	17	1	17
Codos de 90	1	32	32
Válvula check	1	80	80
Válvula de com.	1	7	7

TOTAL 136

Caida de presión, P (psi)

$$\text{Número de Reynolds, Re} = \frac{50.6Q\rho}{D\mu}$$

Re= 61123

De la bibliografía

$\epsilon/D = 0.002$

$f = 0.036$

$$\Delta P = 0.000216 \left(\frac{f Q^2 L}{D^5} \right)$$

$\Delta P = 6 \text{ psi}$

Caida de presión adicional.

Caida de presión en el reactor= 10 psi

Aumento de presión= 117.6 psi

Caida de presión total=134 psi

Altura en pies= 236

Altura hidrostática (pies)= 10

Cabeza hidrostática= 246 pies

Cálculo de la potencia

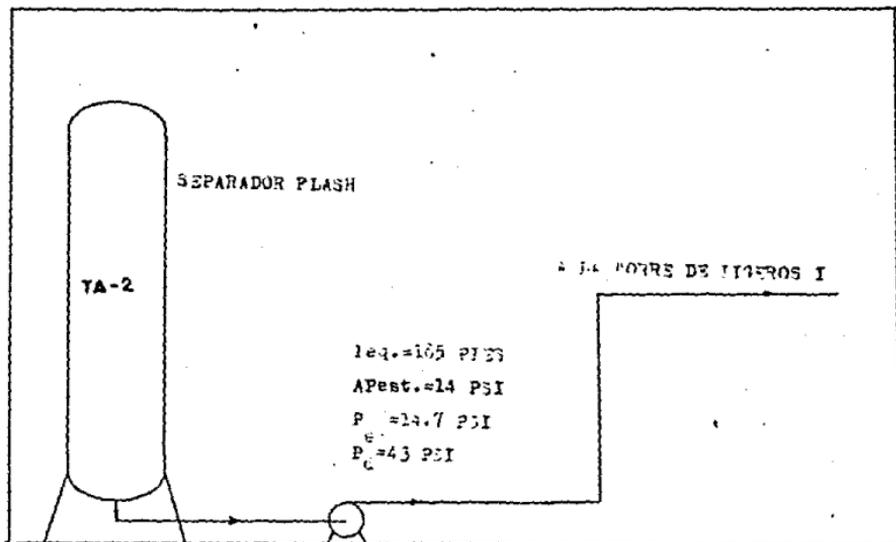
Eficiencia, η =70%

$$\text{BHP} = \frac{QH\rho}{247000\eta}$$

BHP= 0.59 Hp

Potencia del motor 1 HP.

DIAGRAMA ILUSTRATIVO PARA EL CALCULO DE LA POTENCIA DE LA BOMBA (B-5)



BOMBA (B- 5)

-CARACTERISTICAS DEL FLUIDO.

Fluido: Hidrocarburos ciorados

Flujo(Kg/Hr)=4139

Flujo(lb/Hr)= 9117

Flujo de diseño(lb/Hr)= 10941

Temperatura($^{\circ}$ C)=70

Temperatura($^{\circ}$ F)= 158

Gravedad específica(S.Gr.)= 1.25

Viscosidad, μ (c.p.)= 0.5

-CALCULO DEL EQUIPO

Velocidad recomendada, V (pies/seg.)= 6

Gasto, Q (G. P.M.)= 18.37

Diametro recomendado, D (Pulg.): $D = \left(\frac{0.408Q}{V} \right)^{1/2}$

D=1.117 Pulg.

D=1 1/4 Pulg.

Cálculo de la longitud equivalente aproximada, L (pies)

ACCESORIOS	CANTIDAD	LONGITUD EQ. UNIT. (pies)	LONGITUD EQ. TOTAL (pies)
Tubería recta	34	1	34
Codos de 90	2	32	64
Válvula check	1	80	80
Válvula de com.	1	7	7

TOTAL 185

Caida de presión, P (psi)

Número de Reynolds, $Re = \frac{50.6Q\rho}{D\mu}$

Re= 104,915

De la bibliografía

$\epsilon/D = 0.0015$

f= 0.034

$\Delta P = 0.000216 \left(\frac{f Q^2 L}{D^5} \right)$

$\Delta P = 7.13$

Caida de presión adicional.

Caida de presión en la columna, psi= 6

Caida de presión total= 13.13

Altura en pies= 24.3

Altura hidrostática (pies)= 17

Cabeza hidrostática= 41.5

Cálculo de la potencia

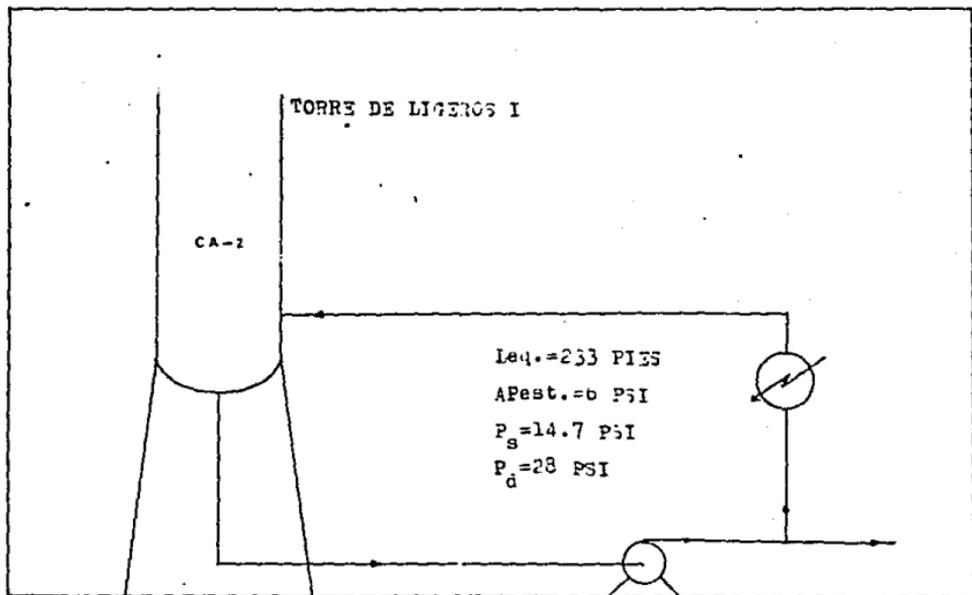
Eficiencia, η = 70%

$$\text{BHP} = \frac{QH\rho}{247000\eta}$$

BHP= 0.35

Potencia del motor/2HP.

DIAGRAMA ILUSTRATIVO PARA EL CALCULO DE LA POTENCIA DE LA BOMBA (B-6)



BOMBA (B- 6)

-CARACTERISTICAS DEL FLUIDO.

Fluido: Hidrocarburos clorados

Flujo(Kg/Hr)=11739

Flujo(lb/Hr)= 25857

Flujo de diseño(lb/Hr)= 31028

Temperatura($^{\circ}$ C)=150

Temperatura($^{\circ}$ F)= 302

Gravedad específica(S.Gr.)= 1.5

Viscosidad, μ (c.p.)=0.35

-CALCULO DEL EQUIPO

Velocidad recomendada, V (pies/seg.)= 6

Gasto, Q (G.P.M.)= 44

Diametro recomendado, D (Pulg.): $D = \left(\frac{0.408Q}{V} \right)^{1/2}$

D=2.99 Pulg.

D= 3 Pulg.

Cálculo de la longitud equivalente aproximada, L (pies)

ACCESORIOS	CANTIDAD	LONGITUD EQ. UNIT. (pies)	LONGITUD EQ. TOTAL (pies)
Tubería recta	37	1	37
Codos de 90	1	32	32
Válvula check	1	80	80
Válvula de com.	2	7	14
T	1	60	60

TOTAL 233

Caida de presión, P (psi)

Número de Reynolds, $Re = \frac{50.6Q\rho}{D\mu}$

Re= 194,794

De la bibliografía

$\epsilon/D = 0.006$

$f = 0.022$

$\Delta P = 0.000216 \left(\frac{f Q^2 L}{D^5} \right)$

$\Delta P = 1$

Caida de presión adicional.

Caida de presión en el intercambiador de calor, psi= 5

Caida de presión total= 6 psi

Altura en pies= 10

Altura hidrostática (pies)= 10

Cabeza hidrostática= 20 pies

Cálculo de la potencia

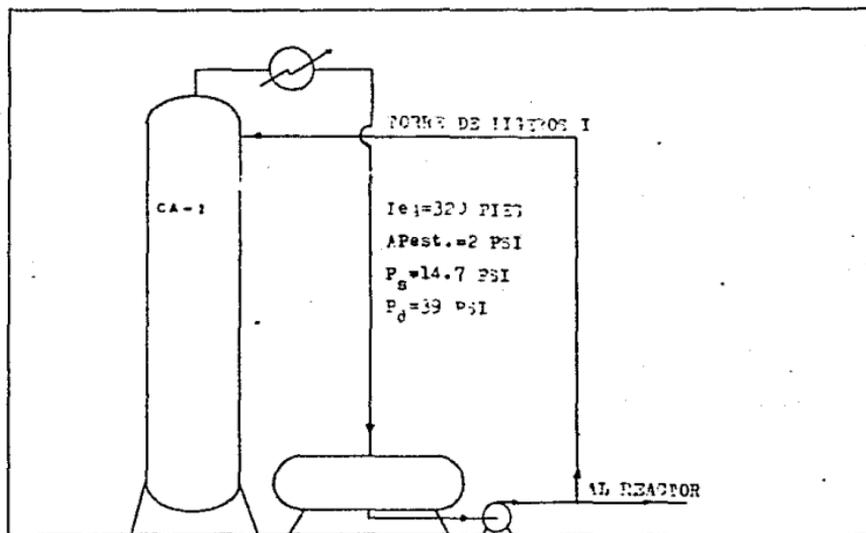
Eficiencia, η =70%

$$\text{BHP} = \frac{QH\rho}{247000\eta}$$

BHP= 0.478 Hp

Potencia del motor 1/2HP.

DIAGRAMA ILUSTRATIVO PARA EL CALCULO DE LA POTENCIA DE LA BOMBA (B-7)



BOMBA (B- 7)

-CARACTERISTICAS DEL FLUIDO.

Fluido: Hidrocarburos clorados

Flujo(Kg/Hr)= 565

Flujo(lb/Hr)= 1245

Flujo de diseño(lb/Hr)=1494

Temperatura($^{\circ}$ C)= 103

Temperatura($^{\circ}$ F)= 217

Gravedad específica(S.Gr.)= 1.25

Viscosidad, μ (c.p.)= .0.45

-CALCULO DEL EQUIPO

Velocidad recomendada, V (pies/seg.)= 5

Gasto, Q (G.P.M.)=2.51

$$\text{Diametro recomendado, D (Pulg.): } D = \left(\frac{0.408Q}{V} \right)^{1/2}$$

D= 0,51 Pulg.

D= 0.5 Pulg.

Cálculo de la longitud equivalente aproximada, L (pies)

ACCESORIOS	CANTIDAD	LONGITUD EQ. UNIT. (pies)	LONGITUD EQ. TOTAL (pies)
Tubería recta	70	1	70
Codos de 90	3	32	96
Válvula check	1	80	80
Válvula de com.	2	7	14
T	1	6	60

TOTAL 320

Caida de presión, P (psi)

$$\text{Número de Reynolds, Re} = \frac{50.6Q\rho}{D\mu}$$

Re= 35334

De la bibliografía

$$\epsilon/D = 0.002$$

$$f = 0.002$$

$$\Delta P = 0.000216 \left(\frac{f Q^2 L}{D^5} \right)$$

$\Delta P = 1$ Psi

Caida de presión total= 1 psi

Altura en pies= 2

Altura hidrostática (pies)= 34

Cabeza hidrostática= 36 .pies

Cálculo de la potencia

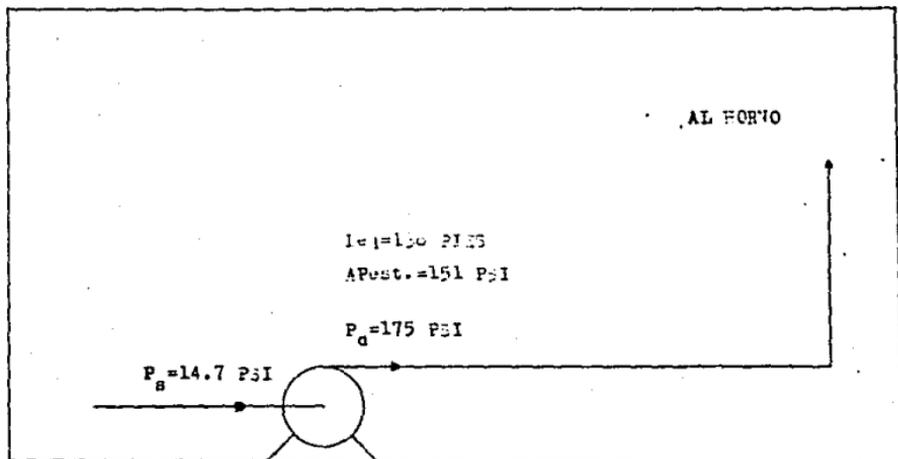
Eficiencia, η =70%

$$\text{BHP} = \frac{QH\rho}{247000\eta}$$

BHP= 0.05

Potencia del motor 1/2HP.

DIAGRAMA ILUSTRATIVO PARA EL CALCULO DE LA POTENCIA DE LA BOMBA (B-8)



BOMBA(B-8)

-CARACTERISTICAS DEL FLUIDO.

Fluido: Hidrocarburos clorados

Flujo(Kg/Hr)= 4115

Flujo(lb/Hr)= 9064

Flujo de diseño(lb/Hr)= 10877

Temperatura($^{\circ}$ C)= 25

Temperatura($^{\circ}$ F)= 77

Gravedad específica(S.Gr.)= 1.5

Viscosidad, μ (c.p.)= 0.32

-CALCULO DEL EQUIPO

Velocidad recomendada, V (pies/seg.)= 4

Gasto, Q (G.P.M.)= 15.23

Diametro recomendado, D (Pulg.): $D = \left(\frac{0.408Q}{V} \right)^{1/2}$

D=1.24 Pulg.

D= 1¹/₄ Pulg.

Cálculo de la longitud equivalente aproximada, L (pies)

ACCESORIOS	CANTIDAD	LONGITUD EQ. UNIT. (pies)	LONGITUD EQ. TOTAL (pies)
Tubería recta	17	1	17
Codos de 90	1	32	32
Válvula check	1	80	80
Válvula de com.	1	7	7

TOTAL 136

Caida de presión, P (psi)

Número de Reynolds, $Re = \frac{50.6Q\rho}{D\mu}$

Re= 163079

De la bibliografía

$\epsilon/D = 0.002$

$f = 0.03$

$\Delta P = 0.000216 \left(\frac{f Q^2 L}{D^5} \right)$

$\Delta P = 4$ psi

Caida de presión adicional.

Caida de presión en el horno=14.7 psi

Aumento de presión= 132.3 psi

Caida de presión total=151 psi

Altura en pies= 233

Altura hidrostática (pies)= 7

Cabeza hidrostática= 240

Cálculo de la potencia

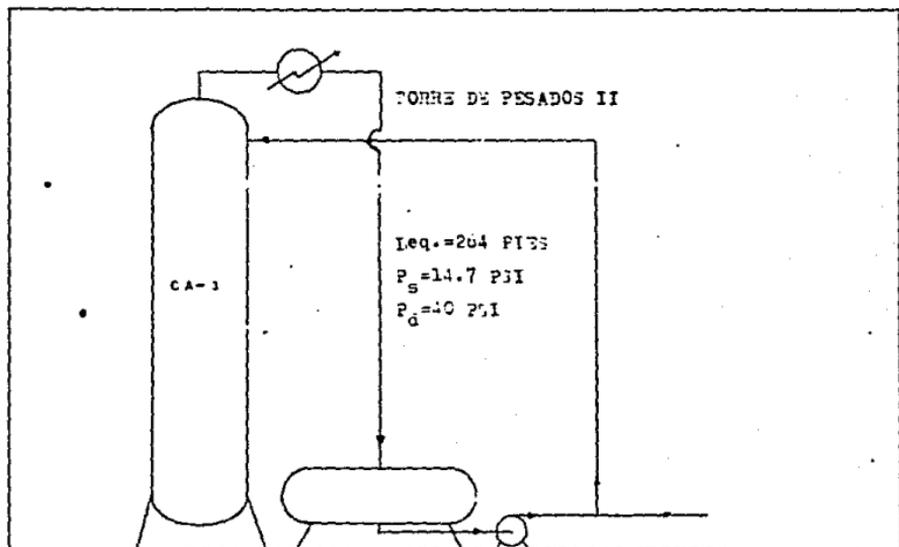
Eficiencia, $\eta = 70\%$

$$\text{BHP} = \frac{QH\rho}{247000\eta}$$

BHP= 2.4 Hp

Potencia del motor 3 HP.

DIAGRAMA ILUSTRATIVO PARA EL CALCULO DE LA POTENCIA DE LA
BOMBA (B-9)



BOMBA (B-9)

-CARACTERISTICAS DEL FLUIDO.

Fluido: Hidrocarburos clorados

Flujo (Kg/Hr) = 303

Flujo (lb/Hr) = 668

Flujo de diseño (lb/Hr) = 802

Temperatura (°C) = 100

Temperatura (°F) = 212

Gravedad específica (S.Gr.) = 1.5

Viscosidad, μ (c.p.) = 0.34

-CALCULO DEL EQUIPO

Velocidad recomendada, V (pies/seg.) = 6

Gasto, Q (G.P.M.) = 1.5

Diametro recomendado, D (Pulg.): $D = \left(\frac{0.408Q}{V} \right)^{1/2}$

D = 0.39 Pulg.

D = 3/8 Pulg.

Cálculo de la longitud equivalente aproximada, L (pies)

ACCESORIOS	CANTIDAD	LONGITUD EQ. UNIT. (pies)	LONGITUD EQ. TOTAL (pies)
Tubería recta	64	1	57
Codos de 90	2	32	64
Válvula check	1	80	80
Válvula de com.	2	7	14
T	1	60	60

TOTAL 264

Caida de presión, P (psi)

Número de Reynolds, $Re = \frac{50.6Q\rho}{D\mu}$

Re = 42338

De la bibliografía

$\epsilon/D = 0.002$

$f = 0.025$

$\Delta P = 0.000216 \left(\frac{f Q^2 L}{D^5} \right)$

$\Delta P = 7$ psi

Caida de presión total= 7 psi

Altura en pies= 11

Altura hidrostática (pies)= 27

Cabeza hidrostática= 38 pies

Cálculo de la potencia

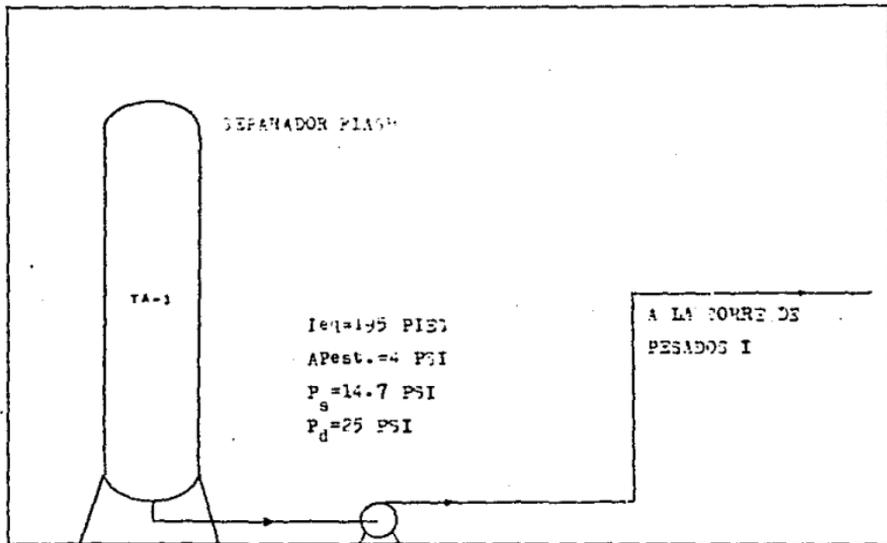
Eficiencia, η =70%

$$\text{BHP} = \frac{QH\rho}{247000\eta}$$

BHP= 0.04 Hp

Potencia del motor 1/4HP.

DIAGRAMA ILUSTRATIVO PARA EL CALCULO DE LA POTENCIA DE LA BOMBA (B-10)



BOMBA (B-10)

-CARACTERISTICAS DEL FLUIDO.

Fluido: Hidrocarburos clorados

Flujo(Kg/Hr)= 3798

Flujo(lb/Hr)=8385

Flujo de diseño(lb/Hr)= 9642

Temperatura(°C)= 35

Temperatura(°F)= 95

Gravedad específica(S.Gr.)= 1.4

Viscosidad, μ (c.p.)= 0.3

-CALCULO DEL EQUIPO

Velocidad recomendada, V (pies/seg.)= 4

Gasto, Q (G.P.M.)= 12

Diametro recomendado, D (Pulg.): $D = \left(\frac{0.408Q}{V} \right)^{1/2}$

D=1.1 Pulg.

D=1 1/4 Pulg.

Cálculo de la longitud equivalente aproximada, L (pies)

ACCESORIOS	CANTIDAD	LONGITUD EQ. UNIT. (pies)	LONGITUD EQ. TOTAL (pies)
Tubería recta	44	1	44
Codos de 90	2	32	64
Válvula check	1	80	80
Válvula de com.	1	7	7

TOTAL 195

Caida de presión, P (psi)

Número de Reynolds, $Re = \frac{50.6Q\rho}{D\mu}$

Re= 127923

De la bibliografía

$\epsilon/D = 0.0013$

$f = 0.028$

$\Delta P = 0.000216 \left(\frac{f Q^2 L}{D^5} \right)$

$\Delta P = 3$ psi

Caida de presión total= 3 psi

Altura en pies= 5

Altura hidrostática (pies)= 10

Cabeza hidrostática= 15

Cálculo de la potencia

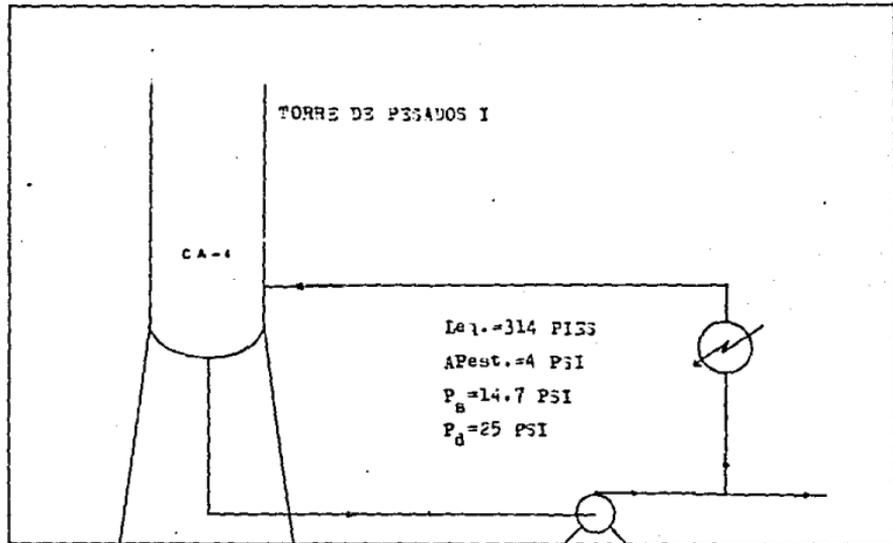
Eficiencia, η =70%

$$\text{BHP} = \frac{QH\rho}{247000\eta}$$

BHP= 0.09

Potencia del motor $1/4$ HP.

DIAGRAMA ILUSTRATIVO PARA EL CALCULO DE LA POTENCIA DE LA
BOMBA (B-11)



BOMBA (B-11)

-CARACTERISTICAS DEL FLUIDO.

Fluido: Hidrocarburos clorados

Flujo(Kg/Hr)= 2478

Flujo(lb/Hr)= 5458

Flujo de diseño(lb/Hr)= 6550

Temperatura($^{\circ}$ C)= 150

Temperatura($^{\circ}$ F)= 302

Gravedad específica(S.Gr.)= 1.5

Viscosidad, μ (c.p.)= 0.35

-CALCULO DEL EQUIPO

Velocidad recomendada, V (pies/seg.) = 4

Gasto, Q (G.P.M.) = 9.17

Diametro recomendado, D (Pulg.): $D = \left(\frac{0.408Q}{V} \right)^{1/2}$

D = 0.96 Pulg.

D = 1 1/4 Pulg.

Cálculo de la longitud equivalente aproximada, L (pies)

ACCESORIOS	CANTIDAD	LONGITUD EQ. UNIT. (pies)	LONGITUD EQ. TOTAL (pies)
Tubería recta	64	1	64
Codos de 90	3	32	96
Válvula check	1	80	80
Válvula de com.	2	7	14
T	1	60	60

TOTAL 314

Caida de presión, P (psi)

Número de Reynolds, $Re = \frac{50.6Q\rho}{D\mu}$

Re = 90302

De la bibliografía

$\epsilon/D = 0.002$

$f = 0.032$

$\Delta P = 0.000216 \left(\frac{f Q^2 L}{D^5} \right)$

$\Delta P = 3.5$ psi

Caida de presión adicional.

Caida de presión en el intercambiador de calor, $\text{psi} = 0.11$

Caida de presión total = 3.61 psi

Altura en pies = 5.6

Altura hidrostática (pies) = 10

Cabeza hidrostática = 16 pies

Cálculo de la potencia

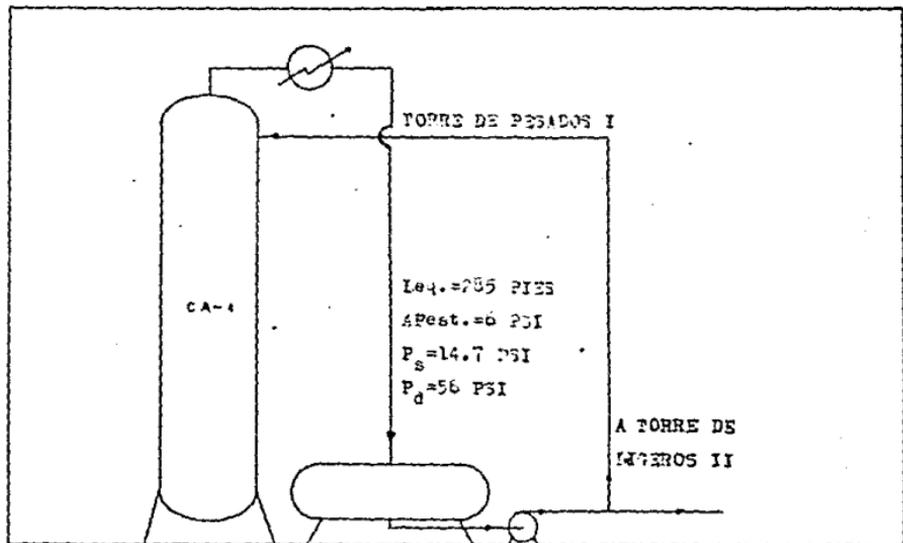
Eficiencia, $\eta = 70\%$

$$\text{BHP} = \frac{QH\rho}{247000\eta}$$

BHP = 0.08 Hp

Potencia del motor $1/4$ HP.

DIAGRAMA ILUSTRATIVO PARA EL CALCULO DE LA POTENCIA DE LA
BOMBA (B-12)



BOMBA (B-12)

-CARACTERISTICAS DEL FLUIDO.

Fluido: Hidrocarburos clorados

Flujo (Kg/Hr) = 7430

Flujo (lb/Hr) = 16366

Flujo de diseño (lb/Hr) = 18820

Temperatura (°C) = 110

Temperatura (°F) = 250

Gravedad específica (S.Gr.) = 1.56

Viscosidad, μ (c.p.) = 0.38

-CALCULO DEL EQUIPO

Velocidad recomendada, V (pies/seg.) = 6

Gasto, Q (G.P.M.) = 26.1

Diametro recomendado, D (Pulg.): $D = \left(\frac{0.408Q}{V} \right)^{1/2}$

D = 1.33 Pulg.

D = 1 1/2 Pulg.

Cálculo de la longitud equivalente aproximada, L (pies)

ACCESORIOS	CANTIDAD	LONGITUD EQ. UNIT. (pies)	LONGITUD EQ. TOTAL (pies)
Tubería recta	67	1	67
Codos de 90	2	32	64
Válvula check	2	7	14
Válvula de con.	1	80	80
T	1	60	60

TOTAL 285

Caja de presión, P (psi)

Número de Reynolds, $Re = \frac{50.6Q\rho}{D\mu}$

$Re = 212627$

De la bibliografía

$\epsilon/D = 0.0012$

$f = 0.028$

$\Delta F = 0.000316 \left(\frac{f Q^2 L}{D^5} \right)$

$\Delta F = 10.68$

Caida de presión adicional.

Caida de presión en la columna, psi= 0

Caida de presión total= 16.66

Altura en pies= 24.84

Altura hidrostática (pies)=37

Cabeza hidrostática= 62 pies

Cálculo de la potencia

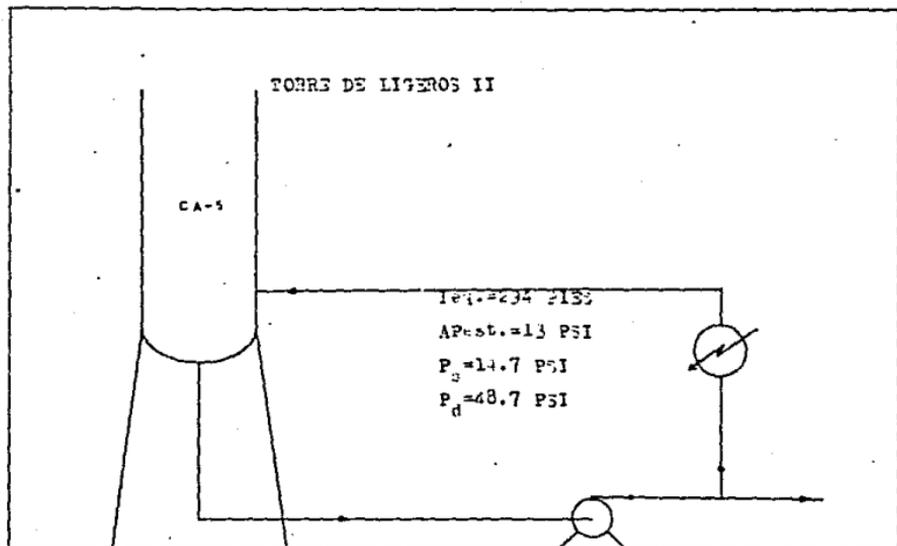
Eficiencia, η =70%

$$\text{BHP} = \frac{QH \rho}{247000 \eta}$$

BHP= 0.92 Hp

Potencia del motor 1 HP.

DIAGRAMA ILUSTRATIVO PARA EL CALCULO DE LA POTENCIA DE LA BOMBA (B-13)



BOMBA (B-13)

-CARACTERISTICAS DEL FLUIDO.

Fluido: Hidrocarburos clorados

Flujo(Kg/Hr)= 8850

Flujo(lb/Hr)= 19493

Flujo de diseño(lb/Hr)= 23300

Temperatura($^{\circ}$ C)= 120

Temperatura($^{\circ}$ F)= 248

Gravedad específica(S.Gr.)= 1/46

Viscosidad, μ (c.p.)= 0.4

-CALCULO DEL EQUIPO

Velocidad recomendada, V (pies/seg.)=6

Gasto, Q (G.P.M.)= 4

Diametro recomendado, D (Pulg.): $D = \left(\frac{0.408Q}{V} \right)^{1/2}$

D= 1.94 Pulg.

D= 2 Pulg.

Cálculo de la longitud equivalente aproximada, L (pies)

ACCESORIOS	CANTIDAD	LONGITUD EQ. UNIT. (pies)	LONGITUD EQ. TOTAL (pies)
Tubería recta	44	1	30
Codos de 90	3	32	96
Válvula check	1	80	80
Válvula de com.	2	7	14
T	1	60	60
			TOTAL 294

Caida de presión, P (psi)

Número de Reynolds, $Re = \frac{50.6Q\rho}{D\mu}$

Re= 205946

De la bibliografía

$\epsilon/D = 0.0009$

$f = 0.028$

$\Delta P = 0.000216 \left(\frac{f Q^2 L}{D^5} \right)$

$\Delta P = 6$ psi

Caida de presión adicional.

Caida de presión en el intercambiador de calor, psi= 1

Caida de presión en la columna, psi= 6

Caida de presión total= 13 psi

Altura en pies=21

Altura hidrostática (pies)= 30

Cabeza hidrostática= 51 pies

Cálculo de la potencia

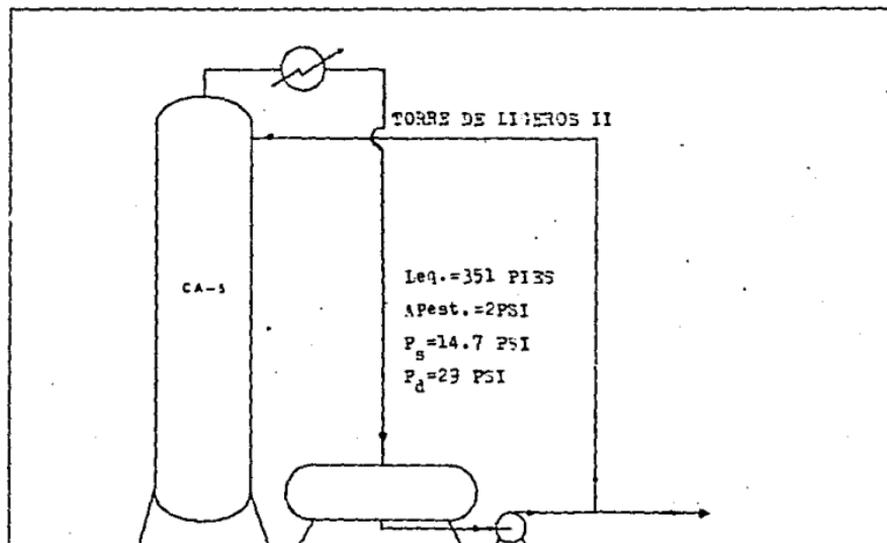
Eficiencia, η =70%

$$\text{BHP} = \frac{QH\rho}{247000\eta}$$

BHP= 0.99 Hp

Potencia del motor 1 HP.

DIAGRAMA ILUSTRATIVO PARA EL CALCULO DE LA POTENCIA DE LA
BOMBA (B-14)



BOMBA (B-14)

-CARACTERISTICAS DEL FLUIDO.

Fluido: Hidrocarburos clorados

Flujo(Kg/Hr)= 35

Flujo(lb/Hr)= 122

Flujo de diseño(lb/Hr)= 146

Temperatura($^{\circ}$ C)= 85

Temperatura($^{\circ}$ F)= 185

Gravedad específica(S.Gr.)= 1.2

Viscosidad, μ (c.p.)= 0.43

-CALCULO DEL EQUIPO

Velocidad recomendada, V (pies/seg.) = 4

Gasto, Q (G.P.M.) = 0.3

Diametro recomendado, D (Pulg.): $D = \left(\frac{0.408Q}{V} \right)^{\frac{1}{2}}$

D = 0.17 Pulg.

D = 1/4 Pulg.

Cálculo de la longitud equivalente aproximada, L (pies)

ACCESORIOS	CANTIDAD	LONGITUD EQ. UNIT. (pies)	LONGITUD EQ. TOTAL (pies)
Tubería recta	101	1	101
Codos de 90	3	32	96
Válvula check	2	7	14
Válvula de com.	1	80	80
T			

TOTAL 351

Caida de presión, P (psi)

Número de Reynolds, $Re = \frac{50.6Q\rho}{D\mu}$

Re = 7250

De la bibliografía

$\epsilon/D = 0.002$

$f = 0.009$

$\Delta P = 0.000216 \left(\frac{f Q^2 L}{D^5} \right)$

$\Delta P = 1 \text{ psi}$

Caida de presión total= 1 psi

Altura en pies= 2

Altura hidrostática (pies)=27

Cabeza hidrostática=22 pies

Cálculo de la potencia

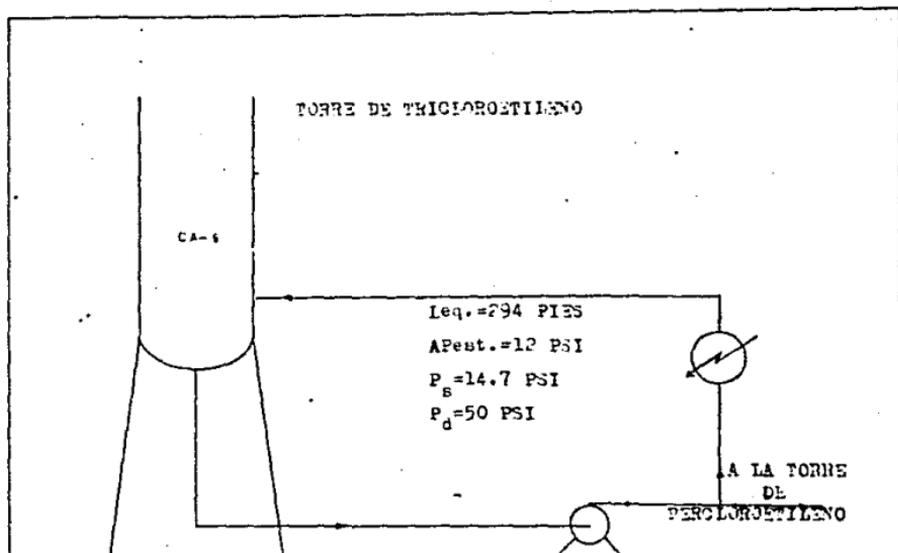
Eficiencia, η =70%

$$\text{BHP} = \frac{QH\rho}{247000\eta}$$

BHP= 0.004 Hp

Potencia del motor 1/4HP.

DIAGRAMA ILLUSTRATIVO PARA EL CALCULO DE LA POTENCIA DE LA BOMBA (P-15)



BOMBA (B- 15)

-CARACTERISTICAS DEL FLUIDO.

Fluido: Hidrocarburos clorados

Flujo (Kg/Hr) = 8457

Flujo (lb/Hr) = 18628

Flujo de diseño (lb/Hr) = 22354

Temperatura (°C) = 120

Temperatura (°F) = 248

Gravedad específica (S.Gr.) = 1.46

Viscosidad, μ (c.p.) = 0.35

-CALCULO DEL EQUIPO

Velocidad recomendada, V (pies/seg.) = 4

Gasto, Q (G.P.M.) = 32.15

Diametro recomendado, D (Pulg.): $D = \left(\frac{0.408Q}{V} \right)^{1/2}$

D = 1.61 Pulg.

D = 2 Pulg.

Cálculo de la longitud equivalente aproximada, L (pies)

ACCESORIOS	CANTIDAD	LONGITUD EQ. UNIT. (pies)	LONGITUD EQ. TOTAL (pies)
Tubería recta	44	1	30
Codos de 90	3	32	96
Válvula check	1	80	80
Válvula de com.	2	7	14
T	1	60	60
			TOTAL 294

Caida de presión, P (psi)

Número de Reynolds, $Re = \frac{50.6Q\rho}{D\mu}$

Re = 188369

De la bibliografía

$\epsilon/D = 0.0009$

$f = 0.028$

$\Delta P = 0.000216 \left(\frac{f Q^2 L}{D^5} \right)$

$\Delta P = 4.5$ psi

Caida de presión adicional.

Caida de presión en el intercambiador de calor, $\text{psi} = 1.51$

Caida de presión en la columna, $\text{psi} = 0$

Caida de presión total = 12 psi

Altura en pies = 19

Altura hidrostática (pies) = 34

Cabeza hidrostática = 53 pies

Cálculo de la potencia

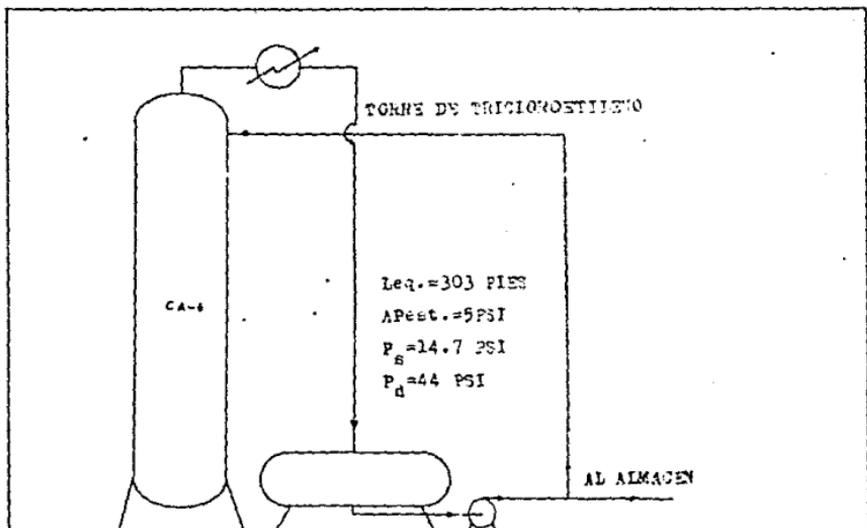
Eficiencia, $\eta = 70\%$

$$\text{BHP} = \frac{QH\rho}{247000\eta}$$

BHP = 0.896 Hp

Potencia del motor 1 HP.

DIAGRAMA ILUSTRATIVO PARA EL CALCULO DE LA POTENCIA DE LA
BOMBA (B-16)



BOMBA (B-16)

-CARACTERISTICAS DEL FLUIDO.

Fluido: Hidrocarburos clorados

Flujo (Kg/Hr) = 328

Flujo (lb/Hr) = 724

Flujo de diseño (lb/Hr) = 896

Temperatura (°C) = 80

Temperatura (°F) = 176

Gravedad específica (S.Gr.) = 1.4

Viscosidad, μ (c.p.) = 0.36

-CALCULO DEL EQUIPO

Velocidad recomendada, V (pies/seg.)= 6

Gasto, Q (G.P.M.)= 1.3

Diametro recomendado, D (Pulg.): $D = \left(\frac{0.408Q}{V} \right)^{\frac{1}{2}}$

D= 0.29 Pulg.

D= 3/8 Pulg.

Cálculo de la longitud equivalente aproximada, L (pies)

ACCESORIOS	CANTIDAD	LONGITUD EQ. UNIT. (pies)	LONGITUD EQ. TOTAL (pies)
Tubería recta	117	1	117
Codos de 90	1	32	32
Válvula check	1	80	80
Válvula de com.	2	7	14
T	1	60	60
		TOTAL	303

Caida de presión, P (psi)

Número de Reynolds, $Re = \frac{50.6Q\rho}{D\mu}$

Re= 32327

De la bibliografía

$\epsilon/D = 0.002$

f= 0.015

$\Delta P = 0.000216 \left(\frac{f Q^2 L}{D^5} \right)$

$\Delta P = 5 \text{ ps}$

Caida de presión total= 5 psi

Altura en pies= 9

Altura hidrostática (pies)= 34

Cabeza hidrostática= 43 pies

Cálculo de la potencia

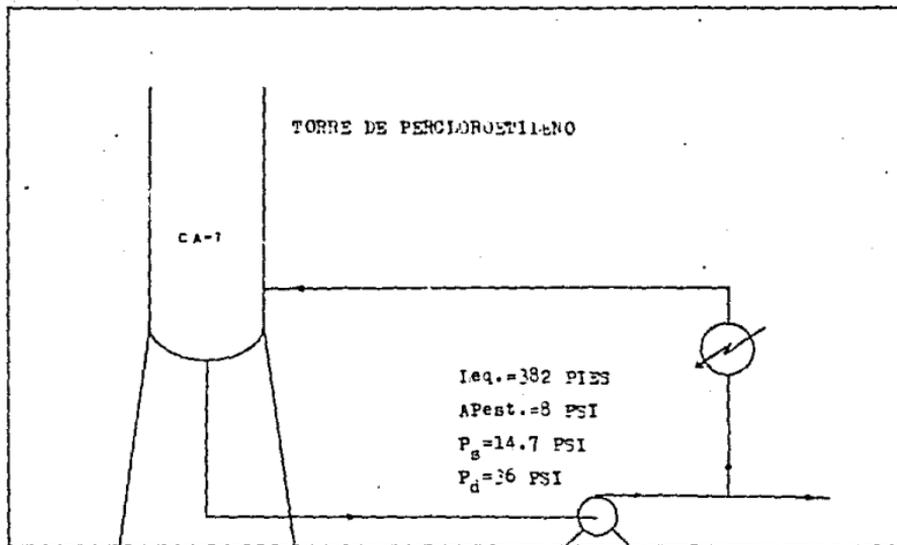
Eficiencia, $\eta = 70\%$

$$\text{BHP} = \frac{QH\rho}{247000\eta}$$

BHP= 0.036

Potencia del motor 1/4HP.

DIAGRAMA ILUSTRATIVO PARA EL CALCULO DE LA POTENCIA DE LA BOMBA (E-17)



BOMBA (B-17)

-CARACTERISTICAS DEL FLUIDO.

Fluido: Hidrocarburos clorados

Flujo (Kg/Hr) = 600

Flujo (lb/Hr) = 1322

Flujo de diseño (lb/Hr) = 1587

Temperatura (°C) = 140

Temperatura (°F) = 284

Gravedad específica (S.Gr.) = 1.5

Viscosidad, μ (c.p.) = 0.34

-CALCULO DEL EQUIPO

Velocidad recomendada, V (pies/seg.)=4

Gasto, Q (G.P.M.)= 2.5

Diametro recomendado, D (Pulg.): $D = \left(\frac{0.408Q}{V} \right)^{1/2}$

D= 0.5 Pulg.

D= 1/2 Pulg.

Cálculo de la longitud equivalente aproximada, L (pies)

ACCESORIOS	CANTIDAD	LONGITUD EQ. UNIT. (pies)	LONGITUD EQ. TOTAL (pies)
Tubería recta	100	1	100
Codos de 90	4	32	128
Válvula check	1	80	80
Válvula de com.	2	7	14
T	1	60	60
		TOTAL	382

Caida de presión, P (psi)

Número de Reynolds, $Re = \frac{50.6Q\rho}{D\mu}$

Re= 55899

De la bibliografía

$\epsilon/D = 0.002$

$f = 0.0011$

$\Delta P = 0.000216 \left(\frac{f Q^2 L}{D^5} \right)$

$\Delta P = 1$

Caida de presión adicional.

Caida de presión en el intercambiador de calor, $\text{psi}=0.5$

Caida de presión en la columna, $\text{psi}= 6$

Caida de presión total= 7.5

Altura en pies= 11.55

Altura hidrostática (pies)= 20

Cabeza hidrostática= 32 pies

Cálculo de la potencia

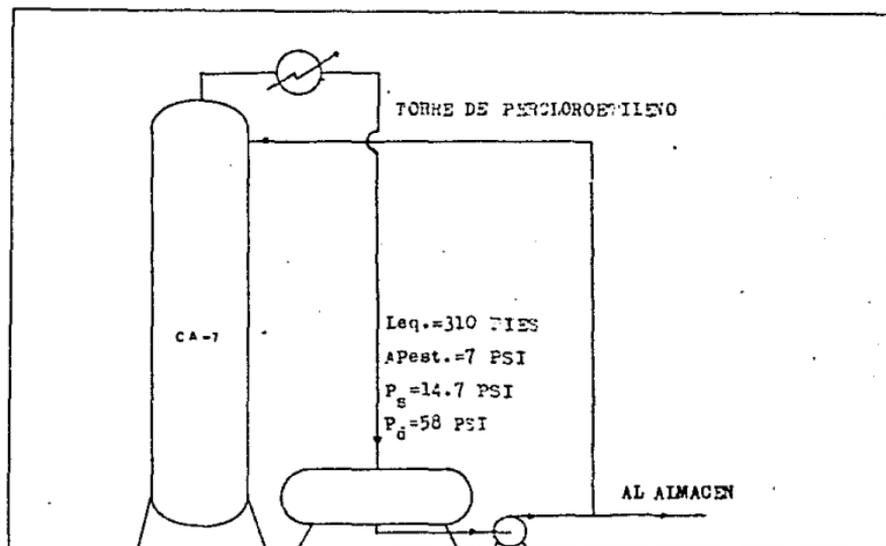
Eficiencia, $\eta =70\%$

$$\text{BHP} = \frac{QH\rho}{247000\eta}$$

BHP= 0.05

Potencia del motor 1/4HP.

DIAGRAMA ILLUSTRATIVO PARA EL CALCULO DE LA POTENCIA DE LA
BOMBA (B-18)



BOMBA (B-18)

-CARACTERISTICAS DEL FLUIDO.

Fluido: Hidrocarburos clorados

Flujo (kg/Hr) = 6735

Flujo (lb/Hr) = 14835

Flujo de diseño (lb/Hr) = 17802

Temperatura (°C) = 121

Temperatura (°F) = 220

Gravedad específica (S.Gr.) = 0.65

Viscosidad, μ (c.p.) = 0.4

-CALCULO DEL EQUIPO

Velocidad recomendada, V (pies/seg.)= 6

Gasto, Q (G.P.M.)= 58

$$\text{Diametro recomendado, D (Pulg.): } D = \left(\frac{0.408Q}{V} \right)^{1/2}$$

D= 10 Pulg.

D= 2 Pulg.

Cálculo de la longitud equivalente aproximada, L (pies)

ACCESORIOS	CANTIDAD	LONGITUD EQ. UNIT. (pies)	LONGITUD EQ. TOTAL (pies)
Tubería recta	124	1	124
Codos de 90	1	32	32
Válvula check	1	80	80
Válvula de com.	2	7	14
T	1	60	60

TOTAL 310

Caida de presión, P (psi)

$$\text{Número de Reynolds, Re} = \frac{50.6Q\rho}{D\mu}$$

Re= 143758

De la bibliografía

$\epsilon/D = 0.001$

$f = 0.028$

$$\Delta P = 0.000216 \left(\frac{f Q^2 L}{D^5} \right)$$

$\Delta P = 7 \text{ psi}$

Caida de presión total= 7 psi

Altura en pies= 24.9

Altura hidrostática (pies)= 40

Cabeza hidrostática= 95 pies

Cálculo de la potencia

Eficiencia, $\eta = 70\%$

$$\text{BHP} = \frac{QH\rho}{247000\eta}$$

BHP= 0.89 Hp

Potencia del motor 1 HP.

BIBLIOGRAFIA

- 1.- ANTONIO NULET, ARMANDO B. CORRIPIO AND LAERENCE B. EVANS.
ESTIMATE COSTS OF DISTILLATION AND ABSORPTION TOWERS VIA
CORRELATIONS, CHEMICAL ENGINEERING, DECEMBER 28, 1981. PP. 77-82
- 2.- ANUARIO DE LA INDUSTRIA QUIMICA MEXICANA (ANIQ), 1987.
- 3.- ANUARIO ESTADISTICO DE COMERCIO EXTERIOR 1987.
REPORTES DE LA DIRECCION GENERAL DE ADUANAS DE LA SECOFIN.
- 4.- ANUARIO ESTADISTICO DE COMERCIO EXTERIOR 1987.
SECRETARIA DE PROGRAMACION Y PRESUPUESTO.
- 5.- ASOCIACION NACIONAL DE LA INDUSTRIA QUIMICA (ANIQ), DIREC-
-TORIO 1987.
- 6.- LUDWIG, E, "APPLIED PROCESS DESIGN FOR CHEMICAL AND PETRO-
-CHEMICAL PLANTS" VOL. I, II, Y III 2ND, ED. GULF PUBLISHING
CO. 1965, HOUSTON, E.U.A.
- 7.- CARMEN R. SPITZGO, CATALYTIC, INC.
GUIDELINES FOR OVERALL
CHEMICAL-PLANT LAYOUT
CHEMICAL ENGINEERING, SEPTEMBER 87, 1976 PP. 103-107.
- 8.- CLARK AND DAVIDSON: MANUAL FOR PROCESS ENGINEERING
CALCULATIONS MC. GRAW HILL. 1979.
- 9.- CHEMICAL MARKETING REPORTER.
- 10.- CRANE CO. FLOW OF FLUIDS THROUGH VALVES, FITTINGS, AND PIPE.

- 11.- D.L. PREDDY, DOW CHEMICAL CO.
GUIDELINES FOR SAFETY AND LOSS PREVENTION
CHEMICAL ENGINEERING APRIL 21, 1969. PP,94-106.
- 12.- DONALD Q. KERN, PROCESOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR,
I, ED. EN ESPAÑOL (1974), CESSA, MEXICO.
- 13.- DISEÑO DE EQUIPO.
CUADERNOS DE POSGRADO 22, DEPARTAMENTO DE APOYO A PROGRAMAS
-MAS TECNOLOGICOS. DIVISION DE ESTUDIOS DE POSTGRADO,
FACULTAD DE QUIMICA, UNAM. 1986.
- 14.- DISEÑO DE EQUIPO.
CUADERNOS DE POSTGRADO 25, DEPARTAMENTO DE APOYO A PROGRAMAS
TECNOLOGICOS. DIVISION DE ESTUDIOS DE POSTGRADO, FACULTAD DE
QUIMICA, UNAM. 1987.
- 15.- E.W. MC GOVERN.
E.I. DUPONT DE NEMOURS AND COMPANY, INC.
WILMINGTON, CHLOROHYDROCARBON SOLVENTS
INDUSTRIAL AND ENGINEERING CHEMISTRY
VOL. 35. No 12, DECEMBER 1943. PP, 1230-1239.
- 16.- FREDERICK A. LOWENHELM, MARGUERITE K. MORAN
INDUSTRIAL CHEMICAL, N.Y JOHN WILEY AND SONS 1974.
- 17.- FREDERICK F. HOUSE, BADGER CO.
AND ENGINEER'S GUIDE TO PROCESS-PLANT LAYOUT.
CHEMICAL ENGINEERING, JULY 26, 1969. PP.120-128.
- 18.- FRANK C. VILERANDT AND CHARLES E. DRYDEN.
CHEMICAL ENGINEERING PLANT DESIGN.
4th. ED. MC. GRAY- HILL 1959.

- 19.- GEORGE A. TAYLOR. INGENIERIA ECONOMICA.
ED. LIMUSA MEXICO 1985.
- 20.- JAMES L. RIGGS. INGENIERIA ECONOMICA.
REPRESENTACIONES Y SERVICIOS DE INGENIERIA S. A. MEXICO 1983
- 21.- J. F. KNOOP AND G. R. NEIDIRK, EPC INDUSTRIES, PITTSBURGH.
HIDROCARBON PROCESSING, NOVEMBER 1972. PP. 109-110.
- 22.- KIRK-OTHMER.
ENCYCLOPEDIA OF CHEMICAL TECHNOLOGY.
N.Y. WILEY-INTERSCIENCE, 3th. ED. 1982.
- 23.- MARSHAL SITTING. HAZARDOUS AND TOXIC EFFECTS OF INDUSTRIAL
CHEMICALS.
NOYES DATA CORP. N.Y. 1984.
- 24.- MATTEW VAN WINKLE. DISTILLATION.
MC. GRAW-HILL INC. 1967.
- 25.- MARIL D. ROSENZWEIG, CHEMICAL ENGINEERING OCT. 18, 1971.
PP. 105-107.
- 26.- MEMORIAS DE PEREX, 1987.
- 27.- PERRY AND CHILTON. CHEMICAL ENGINEERING 5th. ED.
MC. GRAW-HILL 1973, N.Y.
- 28.- RICHARD S. HALL AND ASSOCIATES. CURRENT COST OF PROCESS
EQUIPMENT.
CHEMICAL ENGINEERING APRIL 5, 1982.
- 29.- SAWISTWSKY H. Y SMITH W. METODOS DE CALCULO EN LOS
PROCESOS DE TRANSFERENCIA DE MATERIA.
EDITORIAL ALHAMBRA MEXICO 1966.

30.- SHIKJI, TSUDA, TAJOSI CHEMICAL CO.

TRI-AND PERCHLOROETHYLENE MADE VIA SIEMPLE NEW ROUTE.
CHEMICAL ENGINEERING. MAY, 41, 1970. PP. 74-75.

31.- SULEIMAN DIAB AND R. N. MADDOX. OKLAHOMA STATE UNIVERSITY.
ABSORPTION.

CHEMICAL ENGINEERING DEPT. 27, 1982. PP. 38-56.