



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

ESTUDIO TECNICO-ECONOMICO PARA LA INSTALACION
DE UNA PLANTA DE POLIACETALES EN MEXICO

TESIS MANCOMUNADA

PARA OBTENER EL TITULO DE :

INGENIERO QUIMICO

P R E S E N T A N :

ALFREDO PEREZ AVILA
FERNANDO VAZQUEZ NORIEGA

FALLA DE ORIGEN



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

INDICE

	Página
INTRODUCCION	1
I GENERALIDADES DEL PRODUCTO Y LA MATERIA PRIMA	8
I.1 Historia de los poliacetales	8
I.2 Propiedades de las resinas acetal	10
I.3 Propiedades de las materias primas	13
II USOS DE LOS POLIACETALES	17
III RUTAS QUIMICAS EXISTENTES	21
III.1 Ruta a partir de metanol vía formaldehído	22
III.2 Ruta a partir de metanol vía trioxano	24
III.3 Ruta a partir de trioxano o formaldehído por irradiación	26
IV SELECCION DEL PROCESO	27
IV.1 Selección técnica	28
IV.2 Selección económica	33
V ESTUDIO DE MERCADO	36
V.1 Producto	36
V.2 Materias primas	66
V.3 Localización de la planta	70
VI ANALISIS ECONOMICO	72
VI.1 Análisis de la inversión	72
VI.2 Criterio de evaluación	89
VI.3 Análisis de sensibilidad	94

	Página
VII DESARROLLO DE LA INGENIERIA BASICA	97
VII.1 Bases de diseño	97
VII.2 Lista de equipo y diagrama de flujo del proceso	102
VII.3 Balances de materia y energía	104
VII.4 Descripción del proceso	107
VII.5 Filosofías básicas de operación	110
VII.6 Criterios generales de diseño	120
VII.7 Dimensionamiento del equipo	127
VIII IMPACTO ECOLOGICO DE LOS PLASTICOS	179
IX CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	187
APENDICE	190
BIBLIOGRAFIA	

INTRODUCCION

Los plásticos son compuestos orgánicos, que producidos sintéticamente, poseen características fisicoquímicas especiales. Durante su preparación pasan por un estado fluido o pastoso y, por lo tanto, pueden ser moldeados por presión. Por ser similares a las resinas naturales también se les denomina resinas artificiales. La principal diferencia entre un plástico y una resina es que ésta nunca se obtiene de forma sintética.

Además, los plásticos tienen propiedades que no poseen los materiales naturales por ejemplo su ligereza, su baja conductividad térmica y eléctrica, su resistencia a la degradación biológica y natural, su facilidad de transporte, instalación y reparación, su capacidad casi ilimitada para tomar cualquier tamaño o forma y, por lo general son resistentes a la acción de los ácidos y los álcalis.

Estos plásticos, se clasifican en dos tipos principalmente: termoesfables y termoplásticos.

Los termoesfables son polímeros tridimensionales e insolubles en todo tipo de disolventes. Solo se les puede tratar con calor una sola vez; o sea, durante su formación o endurecimiento, después del cual si se vuelve a aplicar calor pierden sus propiedades químicas.

Los termoplásticos, son polímeros lineales, solubles en muchos disolventes orgánicos, que se reblandecen por el calor y

se vuelven rígidos por enfriamiento. Este proceso de reblandecimiento por calor, moldeo y enfriamiento, puede repetirse las veces necesarias y en contadas ocasiones se ven afectadas sus propiedades.

Los poliacetales, mejor conocidos como acetales, forman parte del grupo de los plásticos de ingeniería (plásticos con características de dureza, rigidez, resistencia al calor y agentes químicos, que los hacen adecuados para funciones técnicas). Su nombre químico corresponde al polioxido de metilo.

La producción a nivel comercial de poliacetales se inició en 1961 en los Estados Unidos, mientras que al parecer, la fecha correspondiente para Japón y Europa Occidental fué en 1976 y 1980, respectivamente. En México se empezó a producir a partir de 1979. En la actualidad, Celanese y Du Pont dominan el mercado mundial de los poliacetales.

Los poliacetales se clasifica en dos tipos dependiendo de las materias primas que se utilizan para su obtención:

- Homopolímero: Obtenido directamente del formaldehído.
- Copolímero: Obtenido del formaldehído y del óxido de etileno.

A pesar de que tanto el homopolímero como el copolímero acetálicos poseen algunas diferencias en su estructura molecular, ambos tipos son comparables desde el punto de vista de sus propiedades principales para una gran variedad de aplicaciones, las cuales incluyen desde las más pequeñas ruedas

dentadas y otras piezas de precisión, pasando por elementos de sujeción y mando en la industria automotriz y de electrodomésticos, hasta accesorios y piezas de transmisión mecánica, para plomería y en el sector de construcción de maquinaria.

Los procedimientos de obtención, tanto del homopolímero como del copolímero, inician con la obtención del formaldehído, solo que el segundo forma trioxano, el cual se mezcla con el óxido de etileno y se polimeriza, mientras que en el primero se polimeriza directamente el formaldehído.

La demanda de plásticos se incrementa día con día, nuevas aplicaciones surgen alrededor de estos materiales, es por ello que se convierten en un nicho de mercado muy importante. Basta hacer la comparación del consumo nacional per cápita de plásticos ⁽¹⁾, que es de 12.7 kg. por habitante, con el de países desarrollados, como los E.U.A. (93 kg/hab.) o Alemania Federal (112 kg/hab.).

En lo que respecta a los poliacetales, en México existe una baja producción debido a su novedad en el país, por lo que sus aplicaciones no se han aprovechado al máximo, pero estas aumentarán por su gran variedad de usos.

⁽¹⁾ FUENTE: I. M. P. I. Anuario Estadístico 1969

El consumo aparente a nivel nacional mostró una tasa de crecimiento del 8 % anual. La producción nacional registró un crecimiento anual del 9 % , durante el período comprendido entre 1979 y 1989.

Las importaciones de este producto las realizan cuatro empresas, que son:

- Bayer de México.
- Química Hoechst.
- Celanese Mexicana.
- Du Pont.

Las ventajas que presenta el realizar un nuevo proyecto para producir poliacetales en nuestro país se enumeran a continuación:

- Cubrir las importaciones, las cuales son crecientes.
- Cercanía al mercado más grande de estos materiales, lo que abre perspectivas de exportación.

- México es el único país latinoamericano que produce poliacetales.

- La implementación de nuevas aplicaciones.
- Mano de obra barata.
- Se pronostican para los próximos años tasas de crecimiento en la demanda del 6 al 12 % anual ⁽¹⁾.

-En México el nivel de desarrollo de los plásticos se encuentra en el inicio de un pleno aprovechamiento.

FUENTE: Instituto Mexicano de Plásticos Industriales;
Anuario Estadístico, 1989.

En la actualidad, estos materiales se han convertido en excelentes sustitutos de diversos materiales en muchos campos. Presentan ventajas en costos, reducción de tiempo de montaje, tienen mayor duración en servicio por su alta resistencia al desgaste y al ataque ambiental, además, es menor el gasto de energía para producir un plástico que para producir otros materiales.

En lo que respecta a otros plásticos, los poliacetales pueden competir ventajosamente, en algunos campos, gracias a sus propiedades y relativo bajo costo. Haciendo una comparación de la relación entre el precio de otros plásticos con respecto al poliacetal, se puede observar en la siguiente tabla que el poliacetal es de los más económicos.

<u>MATERIAL</u>	<u>PRECIO DEL PLASTICO</u>
	<u>PRECIO DEL POLIACETAL</u>
Nylon	1.162
Nylon (30 % fibra vidrio)	1.646
Oxido de polifenileno	1.769
Oxido de polifenileno mod.	1.077
Policarbonato	1.230
ABS (alto impacto)	0.550
ABS/Nylon (aleación)	1.060
Poliamidas (modificado)	3.460

FUENTE: Chemical Marketing Reporter, Julio 1960.

La disponibilidad de poliacetales a gran escala, apoyaría los planes de inversión que tienen en nuestro país mercados como el automotriz, eléctrico y electrónico, de bienes de consumo, sanitario, herramental, etc.

1 GENERALIDADES DEL PRODUCTO Y LA MATERIA PRIMA

1.1 HISTORIA DE LOS POLIACETALES.

Los polímeros del formaldehído de alto peso molecular se conocen desde la década de los treinta; pero eran inestables y su aplicación comercial limitada. A principios de los años 50^o y después de varios años de investigación, E.I. Dupont de Nemours and Company descubrió que los polímeros sólidos del formaldehído a los que denominaron " resinas acetal "; se podían producir a partir del formaldehído de alta pureza y se hacían estables al reemplazar a sus grupos terminales hidroxilo por grupos éster. El polímero resultante presentó una excelente resistencia al impacto, a la compresión y al uso o desgaste lo que le permitió competir favorablemente en muchas de las funciones normalmente reservadas a los metales.

Casi al mismo tiempo Celanese Co. desarrolló un producto similar usando trioxano como materia prima e incorporando moléculas de óxido de etileno a la cadena principal del polímero, dando como resultado un copolímero de características semejantes a las del homopolímero.

Hasta 1961 Celanese y Dupont eran los únicos productores de resinas acetal. Las aplicaciones de estas resinas incluían construcción de válvulas, uniones, engranes y partes eléctricas normalmente fabricadas con metales y resinas como nylon y ABS (Acrilonitrilo-Butadieno-Estireno).

A principios de 1983 Dupont introdujo un poliacetal de alto impacto superduro (de la serie conocida con el nombre comercial " Delrin "), al mezclarlo con un elastómero.

A mediados de 1985 Celanese introdujo una nueva línea de acetales modificados de alto impacto, usados principalmente en aplicaciones de extrusión y moldeo por soplado, estos acetales son aleaciones del nombre comercial " Duraloy 1000 ".

Otros desarrollos recientes incluyen grados de recubrimiento con propiedades de flujo mejoradas y con características antiestáticas para aplicaciones de la industria de videocassettes.

1.2 PROPIEDADES DE LAS RESINAS ACETAL.

Las principales propiedades de las resinas acetal se enumeran a continuación.

- Excelente resistencia mecánica y rigidez.
- Excelente resistencia a la fatiga.
- Excelente estabilidad dimensional.
- Alta resistencia a impacto.
- Buena flexibilidad.
- Bajo coeficiente de fricción.
- Excelente resistencia a la humedad y a los solventes.
- Buenas características de aislamiento eléctrico.
- Rango normal de temperaturas de operación: 51° a 160°C.
- Buena apariencia.
- Lubricabilidad natural.

En las siguientes tablas se muestran las propiedades mecánicas, eléctricas y químicas, tanto del homopolímero como del copolímero.

PROPIEDADES MECANICAS	HOMOPOLIMERO	COPOLIMERO
- Resistencia a la tensión a 23°C. (Kg/cm ²).	702.56	617.93
- % de elongación a ruptura.	23-75	40-75
- Módulo de tensión a 23°C.(Kg/cm ²).	31610	28806
- Módulo de flexión a 23°C.(Kg/cm ²).	28857	26348
- Resistencia al corte a 23°C.(Kg/cm ²).	662	540
- Resistencia al impacto izod (J/m). a 23°C.	64-122	53-80
a -40°C.	53-95	43-64
- % de absorción en agua después de 24 hrs.	0.25	0.22
- A equilibrio (50 % de humedad relativa a 23°C.	0.22	0.16
- Dureza rockwell (m.)	94	80
- Coeficiente de fricción dinámica con acero	0.1-0.3	0.15
con aluminio	--	0.15
contra si mismo	--	0.35
- Temperatura de deflexión (°C.) a 18 Kg/cm ²	136	110
- Coeficiente de expansión térmica lineal $\times 10^{-5} / ^\circ\text{C}$.	75	84
- Conductividad térmica (W/m °K)	0.23	0.23
- Capacidad calorífica (J/Kg °K)	1465	1465
- Punto de fusión (°C.)	175	185
- Temperatura de flujo (°C.)	184	174
PROPIEDADES ELECTRICAS		
- Constante dieléctrica 10 ² - 10 ⁶ Hz.	3.7	3.7
- Factor de disipación		
10 ² Hz	--	1E-4
10 ³ Hz.	--	1E-4
10 ⁴ Hz.	--	1.5E-4
10 ⁶ Hz.	4.8E-3	6E-3
- Resistividad superficial (ohm)	1*10 ¹⁵	1.3*10 ¹⁶
- Resistividad volumétrica (ohm cm)	1*10 ¹⁵	1.0*10 ¹⁴

FUENTE: Kirk, Othmer; "Encyclopedia of Chemical Technology";

2^a Ed.; The Interscience Encyclopedia, Inc.; New York.

PROPIEDADES QUIMICAS.

- Resistencia química.

ácidos fuertes

bases fuertes

solventes orgánicos

nula

nula

resistente

nula

resistente

resistente

FUENTE: Kirk, Othmer; "Encyclopedia of Chemical Technology"; 2a ed.; The Interscience Encyclopedia, Inc. New York.

1.3 PROPIEDADES DE LAS MATERIAS PRIMAS

1.3.1. METANOL

El metanol, alcohol metílico o alcohol de madera, es un líquido incoloro, volátil e inflamable, soluble en H₂O, etanol y éter en todas proporciones.

PROPIEDADES GENERALES.

Fórmula condensada: CH₃OH

Temperatura de inflamación: 120°C.

Densidad relativa: 0.792 (20/40°C.)

Temperatura de ebullición (760 mm Hg):

Índice de refracción: 1.329 (20°C.)

USOS.

- Disolvente.
- Limpieza en seco.
- Anticongelante.

Como materia prima en procesos químicos como:

- Formaldehído.
- Dimetiltereftalato.
- Metacrilato de metilo.
- Metilaminas.
- Acido acético.
- Eter metil terbutílico.
- Proteínas unicelulares.
- Plastificantes.

- Pesticidas.
- Desnaturalización de etanol.
- Explosivos.

MÉTODOS DE FABRICACION.

El metanol se sintetiza por la reacción de H_2 con CO , estos dos componentes constituyen el gas de síntesis que se obtiene por la reformación del gas natural. Se requieren de 881 m^3 de gas natural por tonelada de producto.

El metanol, por ser considerado petroquímico básico, es producido por PEMEX en su planta de Sn. Martín Texmelucan, Puebla y otra parte se obtiene a partir de importaciones. Existe en construcción una planta de PEMEX para producir 825000 ton año en Cosoleacaque, Veracruz.

TOXICIDAD Y CONTAMINACION.

Es tóxico por ingestión, causa ceguera, su tolerancia máxima permisible en el aire es de 200 ppm. Tiene un límite de explosión en el aire de 6-36 % en vol.

MEDIDAS PREVENTIVAS.

Ventilación adecuada, el personal expuesto debe protegerse con gafas y mascarilla con adsorbente químico. Se recomienda auscultación médica cada 6 meses. Excluir de la exposición a los individuos con enfermedades de ojos, hígado, riñones y pulmones.

1.3.2 OXIDO DE ETILENO.

El óxido de etileno es un gas incoloro en condiciones atmosféricas, soluble en agua en todas proporciones, alcohol y éter.

PROPIEDADES GENERALES.

Fórmula condensada: C_2H_4O

Peso molecular: 44

Temperatura de ebullición (760 mm Hg): $10.7^{\circ}C$.

Temperatura de congelación: $-111.3^{\circ}C$.

Calor latente de vaporización: 138 cal/g.

Calor específico:

líquido: 0.486 cal/g $^{\circ}C$.

gas (1 atm. $34^{\circ}C$.): 0.282 cal/g $^{\circ}C$.

Límite permisible en el aire: 50 ppm.

FABRICACION.

Es producido por la oxidación directa del etileno, este petroquímico es producido por PEMEX en sus plantas de Cangrejera (100000 ton/año) y Pajaritos (280000 ton/año). Se tiene en construcción una planta con una capacidad de 135000 ton/año en el Complejo Petroquímico Morelos en Coatzacoalcos, Veracruz.

MANEJO Y ALMACENAJE.

El óxido de etileno es térmicamente inestable y puede formar mezclas explosivas en el aire a concentraciones arriba del 3 % en mol, su inestabilidad puede ser controlada por dilución con un gas inerte.

TRANSPORTACION.

Su transporte debe hacerse en auto-tanques y carro-tanques a presión, equipados con los dispositivos necesarios para manejo de materiales inflamables.

TOXICIDAD.

El óxido de etileno por su toxicidad, elevada reactividad, alta capacidad para inflamarse y su descomposición explosiva, presenta altos riesgos. Por lo que se deben tener precauciones en su manejo y uso.

Su contacto prolongado puede causar comezón e irritación de ojos. La inhalación en altas concentraciones puede causar náuseas, vómito y edema pulmonar. El contacto prolongado en los ojos causa comezón e irritación.

II USOS DE LOS POLIACETALES

Los poliacetales tienen sus principales usos en los mercados automotriz, de aparatos electrodomésticos, sector sanitario y plomería, componentes de maquinaria industrial, bienes de consumo final, herramientas, juguetería, transportadores, etc.

El sector bienes de consumo final pertenece a la fabricación de cuerpos de encendedores, siendo este mercado el más importante en volumen para los poliacetales en México.

El sector que le sigue en importancia es el de partes para cassettes de audio y video tales como cuerpos de los mismos, núcleos de embobinado, rodillos, resortes guía, entre otros.

A continuación se presentan algunos usos de los mercados en los que se utilizan los poliacetales.

AUTOMOTRIZ.

En las partes automotrices, los poliacetales tienen un mercado potencial muy grande debido a sus características de resistencia, rigidez, estabilidad dimensional y resistencia al desgaste, fatiga, impacto y al ataque de disolventes orgánicos incluyendo las mezclas gasolina/metanol que atacan fuertemente a otros materiales.

Se utilizan también en partes que requieren cierto acabado como manijas de partes que requieren cierto acabado como manijas de puertas y ventanillas, respaldos, limpiadores, broches de cinturones de seguridad, ceniceros, etc.

Debido a su resistencia a los disolventes orgánicos, se utiliza para la fabricación de bombas para la gasolina (8).

El empleo de los acetales en la rama automotriz continuará en aumento en términos de peso por unidad. La tasa de crecimiento estará influenciada por dos factores, el primero es simple cuestión económica y el segundo el número de aplicaciones disponibles que dependerá del condicionamiento de los fabricantes en mejorar sus productos (8).

MAQUINARIA INDUSTRIAL.

En esta industria las propiedades que se requieren son de lubricancia, estabilidad dimensional y rigidez por ello el uso de los poliacetales en este campo está desplazando a los metales en la fabricación de cojinetes, poleas, recipientes para fluidos, ductos para áreas industriales, transportadores, etc.

Con respecto a los transportadores, los poliacetales son capaces de soportar cargas superiores a los modelos de eslabones metálicos fabricados normalmente de acero o hierro.

Los poliacetales tienen un límite de deformación a la tracción de 1.379 Kg. y son capaces de estar en servicio continuo al 60 % de esta carga de rotura final, es decir 818 Kg. En contraste, una cadena tipo 800 de hierro tiene un límite de deformación a la tracción de 5.443 Kg., pero para estar en servicio continuo solo al 10 % de su carga de rotura final o sea 544 Kg (8).

Esto es sorprendente, ya que se suponía superior la resistencia del metal, además una cadena hecha de poliacetal no requiere ninguna lubricación, está libre de corrosión y puede limpiarse fácilmente con vapor para mayor higiene.

El poliacetal además muestra un alargamiento de hasta 70 % y su resiliencia ofrecen la flexibilidad necesaria para absorber los esfuerzos cuando se pone el sistema de transportación en movimiento. En caso de ser necesario sustituir algún eslabón de la cadena, este se realiza manualmente con facilidad y rapidez.

Otro factor importante para elegir un transportador de cadena con este material respecto al de metal, es su ligereza, siendo por tanto, la potencia y el consumo de energía menor y más económico (40).

PLOMERIA.

En este campo se utilizan en diversas aplicaciones y su uso está aumentando en cantidad. Sus aplicaciones comprenden: válvulas, regaderas, llaves mezcladoras, grifos, desagües para fregadero, así como piezas roscadas.

El crecimiento anual de las resinas acetal en este campo es de más del 10 %. Las ventajas que se ofrecen con respecto a otros materiales son su rigidez, resistencia a la humedad, resistencia a la abrasión, a la herrumbre y a las sustancias químicas que son muy comunes en el agua potable.

El rendimiento hidrostático del poliacetal en un ambiente típico de plomería fué muy bueno, con una resistencia a la rotura de 100,000 hrs. a 82°C. Y 700 psi (41)

En el aspecto económico, el PLASTIC BRIEF publicó un estudio sobre ingeniería hecho por el National Home Builders (constructores nacionales de casas), de Rockville, Maryland. Un grupo de plomeros instalaron una tuberíade polibutadieno con accesorios de poliacetal en una casa de 154 m² y tubería de cobre con accesorios del mismo material en una segunda casa de las mismas dimensiones. La instalación de la tubería de plástico tardó 4.34 hrs. La instalación de tubería de cobre tardó 8.58 hrs., si se incluyen el manejo y las diferencias de peso en el embarque al sitio donde se hará el trabajo, resulta ser menor el primero y más barato y requería de menos gente para su instalación.

ARTICULOS DE CONSUMO.

Se utilizan para fabricar objetos que requieren de dureza y estabilidad como son: cierres de ropa y bolsas, rollos de cintas para grabar y piezas de plumas (7).

HERRERIA.

Este mercado depende del crecimiento de la industria de la construcción. Ejemplos típicos de su aplicación son los mecanismos para cerraduras y perillas (7).

COMPONENTES ELECTRICOS Y ELECTRONICOS.

Aquí se utilizan principalmente para 3 aplicaciones: partes de teléfonos, teclados e interruptores (7).

III RUTAS QUÍMICAS EXISTENTES

Son tres las principales rutas utilizadas para producir las resinas acetal:

- Ruta a partir de metanol vía formaldehído.
- Ruta a partir de metanol vía trioxano.
- Ruta a partir de metanol vía formaldehído o trioxano por irradiación.

En el primer caso se obtiene el homopolímero acetálico y corresponde a la tecnología desarrollada por Dupont.

La ruta que utiliza trioxano para la polimerización se debe al proceso desarrollado por Celanese y produce el copolímero denominado polioximetileno. Los procesos que utilizan estas dos rutas son los que han alcanzado mayor desarrollo a escala comercial; el proceso que utiliza la tercera ruta fué desarrollado por el Instituto de Investigación de Energía Atómica de Japón y su aplicación a escala comercial ha sido limitada.

A continuación se hace una descripción de las rutas mencionadas para producir las resinas poliactal.

III.1 RUTA A PARTIR DE METANOL VIA FORMALDEHIDO

Esta ruta de procesamiento del homopolímero de resinas acetal se puede dividir en seis secciones bien definidas y que son:

- Preparación de formaldehído.
- Polimerización de formaldehído.
- Separación y purificación del polímero.
- Acetalización de los grupos terminales.
- Estabilización y purificado del polímero.
- Procesado y acabado del polímero.

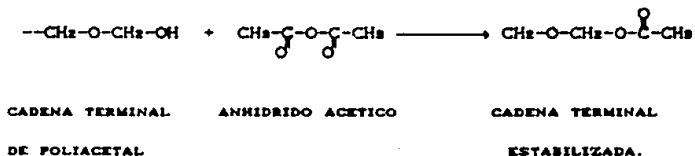
En un principio se creyó que el peso molecular de los polímeros de formaldehído no podía ser muy alto si en el sistema se encontraban materiales como agua o metanol, los cuales al actuar como agentes de transferencia, detenían el crecimiento de las moléculas del polímero, sin embargo después se encontró que tales materiales pueden tolerarse si se utilizan sales de estaño como catalizadores.

La mayor parte de la polimerización de formaldehído de alto peso molecular se realiza en sistemas agitados con polimerización en solución-suspensión anhidra. El control del peso molecular en este sistema se realiza mediante la adición de agentes de transferencia de la cadena como alcoholes, amidas, anhídridos y fosfatos entre otros. La reacción de polimerización

es la siguiente:



Después de la polimerización, el polímero se separa y filtra, una vez que esto sucede se procede a estabilizar la cadena del polímero mediante la reacción con ésteres o éteres principalmente. El anhídrido acético es uno de los compuestos que mejores resultados da cuando se utiliza. La reacción es la siguiente:



III.2 RUTA A PARTIR DE METANOL VIA TRIOXANO

Como se mencionó anteriormente la otra ruta de importancia comercial para producir resinas acetal, es la que parte de trioxano como materia prima y el producto final es un copolímero formado por el aldehído y el óxido de etileno.

La ruta completa puede dividirse en siete secciones generales, que son:

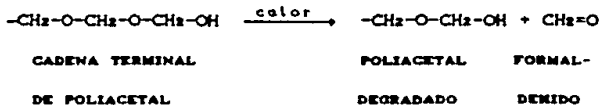
- Síntesis de formaldehído.
- Concentración del formaldehído.
- Síntesis de trioxano.
- Purificación del trioxano.
- Polimerización.
- Estabilización y terminación de cadena.
- Purificación del polímero.

La síntesis de formaldehído a partir de metanol se hace mediante la oxidación de metanol vía catalizador de Ag.

La síntesis de trioxano se realiza en fase líquida mediante un catalizador ácido; mientras que la polimerización se puede realizar en sistemas de solución-suspensión, gas-sólido y en fase fundida. Las velocidades de reacción son muy grandes para los sistemas gas-sólido y sistemas fundidos, sin embargo, el equipo requerido es más complejo y el control de la polimerización en una escala comercial es más difícil que en el

proceso solución-suspensión. En los procesos de polimerización en solución-suspensión se usa un sistema formado por hidrocarburos aromáticos, alifáticos o halogenados inertes, usualmente a una temperatura de 105°C. en presencia de un catalizador de trifluoruro de boro.

Los enlaces oxígeno-carbono de los polímeros del oximetileno tienden a degradarse sufriendo la siguiente reacción:



Esto puede evitarse estabilizando estos grupos finales vía acetalización o vía degradación térmica.

Cuando el formaldehído o trioxano se copolimerizan con un monómero como el óxido de etileno, la cadena resultante en el polímero contiene enlaces entrelazados carbono-carbono, lo que detiene la degradación de las moléculas del formaldehído.

III.3 RUTA A PARTIR DE TRIOXANO O FORMALDEHIDO POR IRRADIACION

La tercera ruta tecnológica para producir las resinas acetal, es la que consiste en polimerizar tanto el formaldehído como el trioxano mediante irradiación, su implementación a escala comercial ha sido limitada al Japón, país que ha desarrollado esta tecnología.

Las resinas acetal son formadas mediante la acción de la radiación α , β , γ , ultravioleta, rayos x, o flujo de neutrones, estos procesos son interesantes por varias razones:

Primero: La polimerización por irradiación elimina la necesidad de un catalizador y los requerimientos de purificación de la resina del propio catalizador (que afecta la estabilidad de la resina).

Segundo: Al realizar la polimerización en masa se evitan las operaciones de manejo y recuperación del solvente.

Tercero: Con la polimerización por irradiación se logran productos de alto peso molecular y un alto grado de orientación o cristalinidad de las moléculas del polímero.

Los polímeros preparados por irradiación pueden ser acetilados o tratados térmicamente para alcanzar la estabilidad requerida en aplicaciones comerciales.

IV SELECCION DEL PROCESO

La selección adecuada del proceso es una de las partes más importantes de un estudio técnico-económico, puesto que hay que tener mucho cuidado al efectuarla, ya que si se procede en forma errónea, se puede eliminar el proceso más óptimo.

Durante la selección se usarán las llamadas reglas heurísticas ó basadas en la experiencia, las cuales se consideran que son una buena guía.

La selección del proceso se divide en dos partes; selección técnica y selección económica.

IV.1 SELECCION TECNICA

La selección técnica se realizó evaluando el proceso desde diferentes puntos de vista, obteniendo una calificación para cada punto y finalmente una calificación global de cada uno.

A continuación se presentan las condiciones generales de las dos rutas químicas técnicamente factibles.

A: Proceso vía formaldehído (homopolimero).

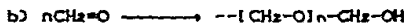


Cat. = Molibdeno/FeO₂

T = 315 °C

η = 50 %

θ_r = 45 min.



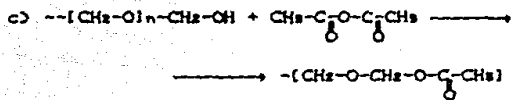
Cat. = n-tributilamina.

T = 40 °C

η = 80 %

θ_r = 45 min.

P = 1.5 atm.



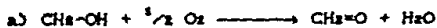
P. M. 20,000-40,000

Cat. = Acetato de sodio.

T = 40 °C

P = 1 atm.

B: Proceso vía trioxano (copolimero).



Cat. = Plata.

T = 600 °C

η = 67 %

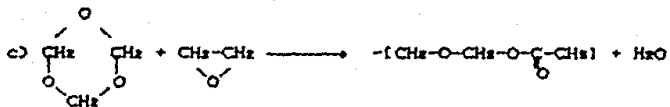


Cat. = H₂SO₄

T = 109 °C

η = 31 %

θ = 30 min.

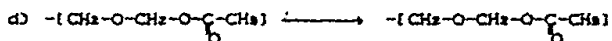


Cat. = Diésterato de trifluoruro de boro.

T = 109°C

η = 84 %

θ = 45 min



T = 160°C

P. M. = 40,000

P = 240 lb/in²

POLIMERIZACION.

PARAMETRO:	RUTAS:		ESCALA	CRITERIO
	A	B		
Presión	9	10	0-10	Presiones cercanas a la atm. son adecuadas.
Temperatura.	9	5	0-9	Temperatura cercana a la ambiente es mejor.
Tiempo.	9	9	0-9	A menor tiempo es mejor.
Eficiencia.	5	6	0-6	A mayor eficiencia es mejor.
Fase.	0	3	0-3	Líquida es mejor.
Catalizador:				
Fase.	3	3	0-3	Líquida es mejor.
Disponibilidad.	5	5	0-5	Nacional es mejor.
Regeneración.	<u>5</u>	<u>5</u>	0-5	Si se regenera es mejor.
SUBTOTAL:	45	45		

RUTA QUIMICA.

	RUTAS:		ESCALA	CRITERIO.
	A	B		
Nº de reacciones.	7	4	0-7	A menor número de reacciones es mejor.
Nº de cat.	7	4	0-7	A menor número de cat. es mejor.
Rendimiento total	6	7	0-7	A mayor rendimiento es mejor.
Nº de fases.	0	0	0-5	A menor número de fases es mejor.
Disp. de mat. prim.	<u>5</u>	<u>5</u>	0-5	Nacional es mejor.
SUBTOTAL:	25	20		

PROCESO.

	RUTAS		ESCALA	CRITERIO.
	A	B		
Tipo de equipo.	4	7	0- 7	A menor número de equipos rotatorios es mejor.
Nº de equipos.	5	7	0- 7	A menor número de equipos es mejor.
Consumo de energ.	<u>4</u>	<u>6</u>	0- 6	A menor consumo de energía es mejor
SUBTOTAL:	13	20		

PROPIEDADES DEL PRODUCTO.

	RUTAS		ESCALA	CRITERIO.
	A	B		
Mecánicas.	5	4	0- 5	Mejores propiedades mecánicas mayor escala.
Químicas.	2	5	0- 5	Mejores propiedades químicas, mayor escala.
Térmicas.	<u>3</u>	<u>5</u>	0- 5	Mejores propiedades térmicas, mayor escala
SUBTOTAL:	10	14		

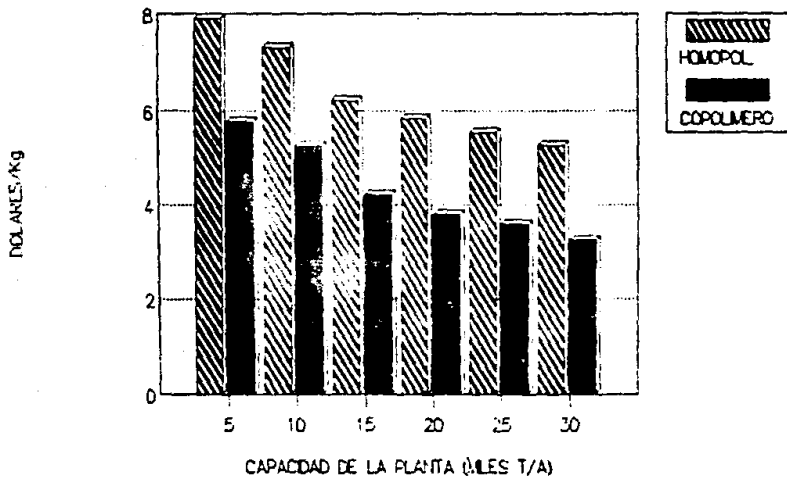
== ***
TOTAL: 93 100

IV.2 SELECCION ECONOMICA

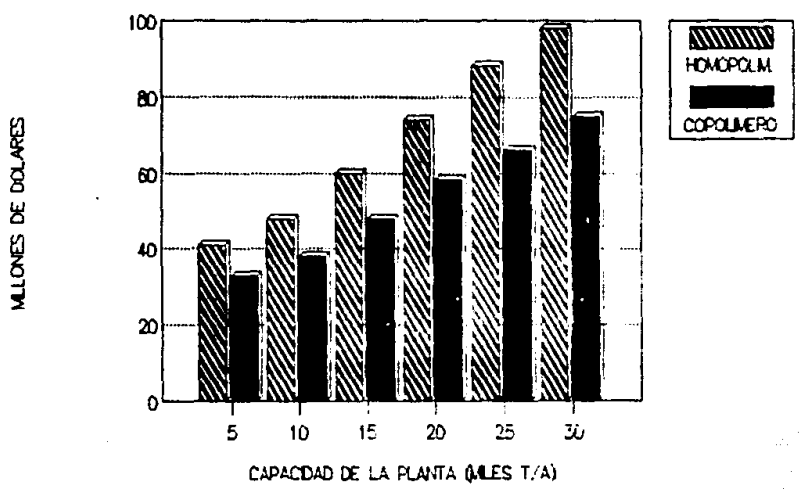
La selección económica se efectuó de acuerdo a un estudio realizado por la Comisión Petroquímica Mexicana en el año de 1988 (7) para los procesos vía trioxano y vía formaldehído, descartando el proceso por irradiación debido a que se encuentra en fase de experimentación. En dicho estudio se muestran gráficas de costos de inversión y producción a distintas capacidades.

Las gráficas 4.1 y 4.2 muestran lo anterior y se puede observar que tanto técnica como económicamente el proceso vía trioxano (copolímero) es el más viable.

COSTOS DE PRODUCCION EN LA OBTENCION DE HOMOPOLIMERO Y COPOLIMERO



COSTO DE INVERSION PARA UNA PLANTA DE HOMOPOLIMERO Y COPOLIMERO



V ESTUDIO DE MERCADO

V.1 PRODUCTO

V.1.1 MERCADO NACIONAL

V.1.1.1 CAPACIDAD INSTALADA

La capacidad instalada en México para las resinas acetálicas, se ha incrementado muy poco desde que se inició su producción en el país. Son sólo dos empresas las que se dedican a la fabricación del polímero virgen; Celanese Mexicana produce el copolímero, mientras que Du Pont cubre la producción del homopolímero.

Actualmente no existe proyecto alguno para construir una nueva planta de poliacetales, ni se prevén aumentos importantes en la capacidad instalada de las plantas ya existentes ⁽¹⁾.

CAPACIDAD INSTALADA

(TON./AÑO)

AÑO	CAPACIDAD INSTALADA	% VAR. CAP. INST.
1979	1000	----
1980	1000	----
1981	1000	----
1982	1000	----
1983	1200	20, 0
1984	1200	----
1985	1200	----
1986	1450	20, 83
1987P	1450	----

(1) Fuente : Instituto Mexicano de Plásticos Industriales
Comisión Petrolquímica Mexicana.

V.1.1.2 PRODUCCION

Durante el periodo 1979-1989 la producción nacional de poliacetales ha aumentado su volumen considerablemente; pasando de 600 ton. en el primer año, a las 1400 ton. al final del periodo. No obstante lo reducido de la cantidad, se registró un crecimiento regular promedio del diez por ciento anual (exceptuando el periodo 1981-1982 en el cual hubo un decremento en la producción).

PRODUCCION
(TON/ AÑO)

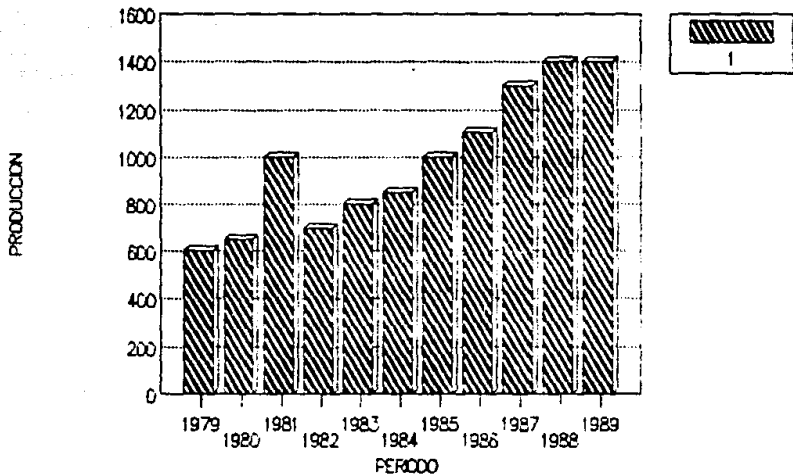
AÑO	PRODUCCION	% VAR. PROD.
1979	600	----
1980	650	8.3
1981	1000	53.8
1982	700	(30.0)
1983	800	14.0
1984	850	17.5
1985	1000	17.6
1986	1100	10.0
1987	1300	18.18
1988	1400	7.69
1989P	1400	----

P = preliminar.

FUENTE : I. M. P. I.
C. P. M.

PRODUCCION

TON/PERIODO



V.1.1.3 IMPORTACIONES

Existen en México cuatro empresas que importan acetales: Química Hoechst, Bayer de México, Celanese Plastics y Du Pont. Las importaciones, en general, han sido un poco irregulares, aunque la tendencia en los últimos años ha sido de crecimiento.

IMPORTACIONES

(TON/ AÑO)

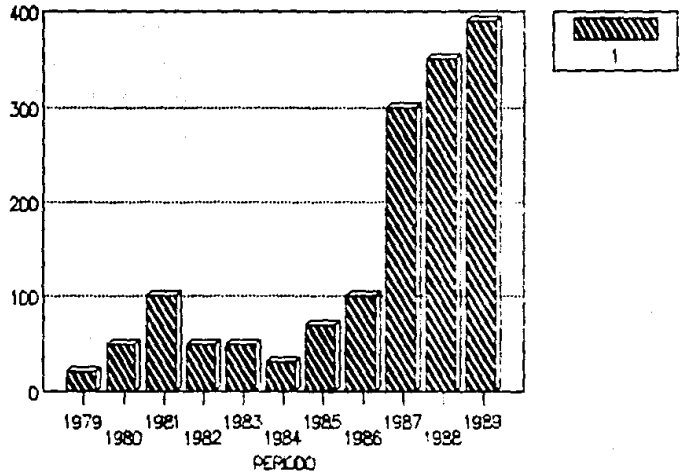
AÑO	IMPORTACIONES	% VAR. IMPORT.
1979	20	----
1980	50	150
1981	100	100
1982	50	(50)
1983	50	----
1984	80	(60)
1985	70	133
1986	100	43
1987	300	200
1988	350	16
1989	300	12

FUENTE : I. M. P. I.
C. P. M.

IMPORTACIONES

TON/PERIODO

IMPORTACIONES



V.1.1.4 EXPORTACIONES

Las exportaciones se iniciaron en el año de 1983 y han mostrado una tendencia ascendente. Estos volúmenes, que también son pequeños por el momento, se han orientado principalmente hacia el mercado sudamericano.

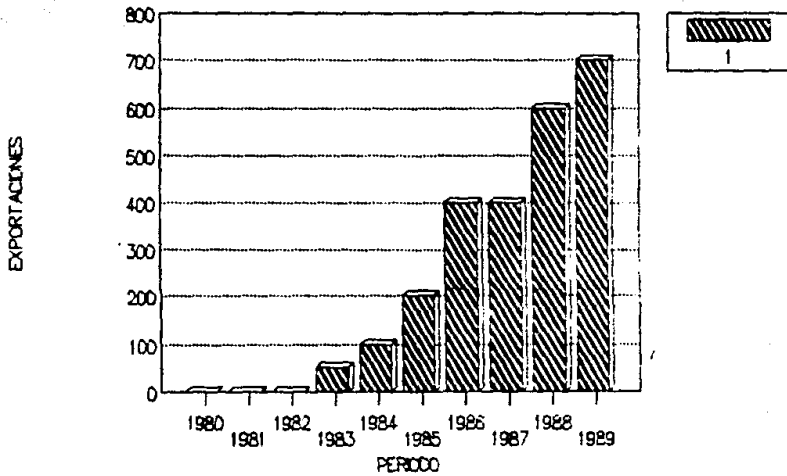
EXPORTACIONES

(TON. / AÑO)

AÑO	EXPORTACIONES	% VAR. EXP.
1980	----	----
1981	----	----
1982	----	----
1983	50	----
1984	100	100
1985	200	100
1986	400	100
1987	400	----
1988	600	50
1989*	700	17

EXPORTACIONES

TON/PERIODO



V.1.1.5 CONSUMO APARENTE

El consumo aparente durante el periodo 1979-1989 mostró una tasa de crecimiento promedio del doce por ciento anual, registrando serios altibajos entre 1981 y 1982, y un constante incremento a partir de 1984. Sin embargo, por la confianza que estos materiales han generado y las amplias perspectivas de aplicaciones que se vislumbran, se estima que ampliarán rápidamente su mercado. Además, el nivel de su desarrollo en el país se encuentra en el inicio de un pleno aprovechamiento de su potencial técnico.

CONSUMO APARENTE

(TON/ AÑO)

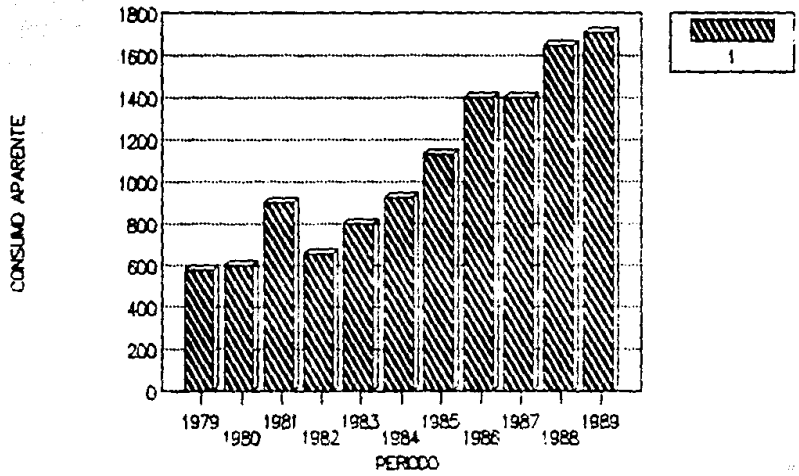
AÑO	CONSUMO APARENTE	% VAR. C. A.
1979	580	---
1980	600	4
1981	900	50
1982	650	(28)
1983	800	23
1984	920	15
1985	1130	23
1986	1400	24
1987	1400	---
1988	1600	14
1989	1710	4

C. A. = PRODUCCION + IMPORTACIONES - EXPORTACIONES

FUENTE: I. M. P. I.
C. F. M.

CONSUMO APARENTE

TON/PERIODO



V.1.1.6 PROYECCION DEL CONSUMO APARENTE

La proyección a futuro del consumo aparente, se realizó para los próximos 10 años mediante los modelos matemáticos que aparecen a continuación:

(1) Línea recta $y = m*x + b$

(2) Curva exponencial $y = b*exp(m*b)$

(3) Curva de log. natural $y = b + m*Ln(x)$

(4) Curva potencial $y = b*x^m$

linearizando las expresiones (2) y (4)

(2.1) $Ln(y) = Ln(b) + m*x$

(4.1) $Ln(y) = Ln(b) + m*Ln(x)$

La elección del mejor modelo se hará de acuerdo al coeficiente de correlación que resulte de los datos individuales en relación a la línea ajustada a estos puntos. El mejor coeficiente será el más cercano a la unidad.

En base a lo anterior y a los datos de consumo aparente se tienen los siguientes resultados.

Línea recta: $m = 119.81$
 $b = -8997.45$
 $r^2 = 0.9551$

Curva exponencial $m = 0.115$
 $b = 0.06228$
 $r^2 = 0.9564$

Curva log. natural $n = 10,019.$
 $b = -43,314.$
 $r^2 = 0.9534$

Curva potencial $n = 9.648$
 $b = -35.82$
 $r^2 = 0.9414$

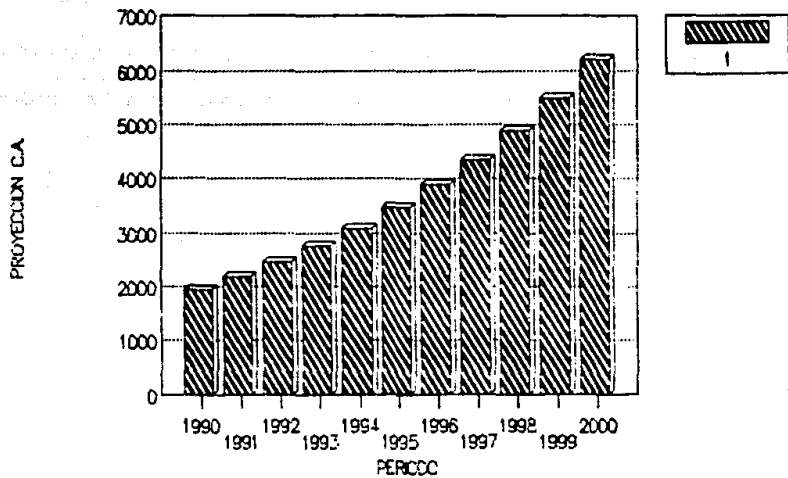
Se puede observar que el modelo que mejor coeficiente de correlación proporciona es el de la curva exponencial, siendo los datos de proyección los siguientes:

CONSUMO APARENTE PROYECTADO
 (TON/AÑO)

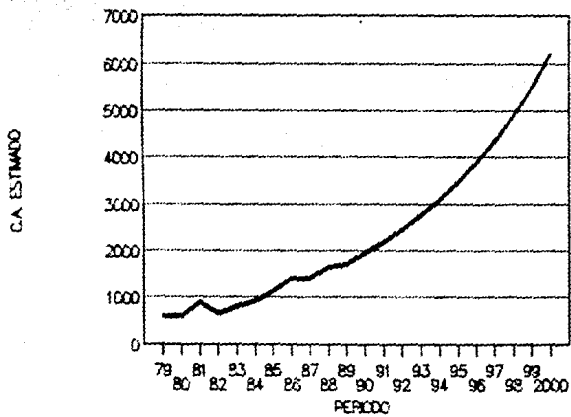
AÑO	C. A. PROYECTADO
1990	1947
1991	2184
1992	2450
1993	2749
1994	3084
1995	3459
1996	3881
1997	4354
1998	4885
1999	5480
2000	6184

PROYECCION C.A

TON/PERIODO



CONSUMO APARENTE ESTIMADO



V.1.1.7 PRINCIPALES INDUSTRIAS CONSUMIDORAS

Actualmente, en México, el principal mercado consumidor de poliacetales es el de artículos de consumo, en donde destacan los cuerpos de encendedores y de plumas, siendo los fabricantes más importantes Bic y Gillette. Le siguen en orden de importancia la fabricación de cuerpos de cintas de audio y video, en donde podemos mencionar a Sony y Ampex como industrias consumidoras mayoritarias. Otras industrias de importancia que utilizan los poliacetales son: las de electrodomésticos (Phillips, Osterizer, etc.); automotriz (Nissan, VW, Ford, Chrysler y Chevrolet).

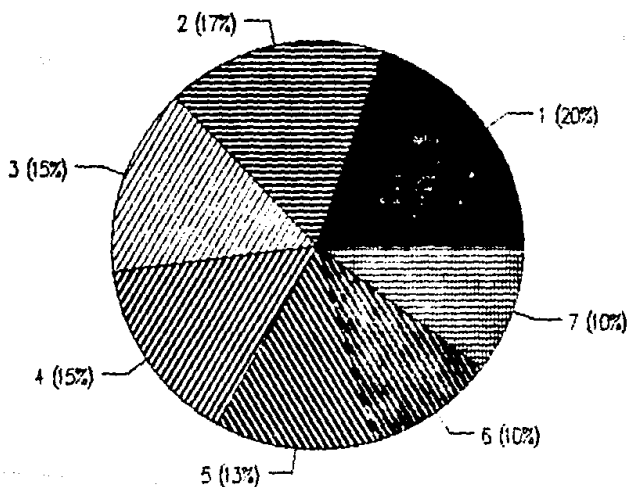
A continuación se presenta la distribución porcentual de la demanda de poliacetales en México:

MERCADO:	%
1.Productos de consumo	20
2.Cuerpos de cintas de audio y video	17
3.Electrodomésticos	15
4.Juguetes	15
5.Automotriz	13
6.Piomeria	10
7.Otros	10

FUENTE: I. M. P. I.

C. P. M.

PRINCIPALES INDUSTRIAS CONSUMIDORAS



V.1.1.8 DISTRIBUCION GEOGRAFICA DEL CONSUMO

La distribución en México del consumo de poliacetales está localizada principalmente en el centro del país. Cabe señalar que, desgraciadamente, nuestro país vive el grave problema del centralismo y es por ello que la mayoría de las fábricas en México se encuentran en el área metropolitana. Es preciso tomar medidas urgentes para lograr la descentralización debido a los grandes problemas que acarrea, como son: la sobrepoblación, la falta de servicios públicos, el desempleo, etc.

A continuación se presentan las principales industrias consumidoras de poliacetales en México y su localización:

TIPO DE INDUSTRIA	LOCALIZACIÓN	EMPRESAS
Encendedores	D.F.	Cricket.
		Bic.
Plumas	D.F.	Wearever.
		Klihan de México.
		Bic.
Eq. eléctrico	D.F.	Cutler-Hammer.
		Condumex.
		IEM.
Automotriz	D.F.	General Motors.
		Chrysler.
	Puebla.	V. W.
	Edo. México.	Ford.
	Morelos.	Nissan.

TIPO DE INDUSTRIA	LOCALIZACION	EMPRESA
Cierres	D. F.	Ideal.
	Edo. México.	Rax.
		Omega.
		Belve.
		Rieke.
Cintas de audio y video	D. F.	Best.
		Ampex.
	Edo. México	Auriga Plásticos.
		Scotch.
		Delta Magnetic.
Plomería	D. F.	Pronosonic.
		Quisa Materiales.
		Válvulas Precisión.
		Válvulas y Equipos.
		Saunder.

V.1.2 MERCADO INTERNACIONAL

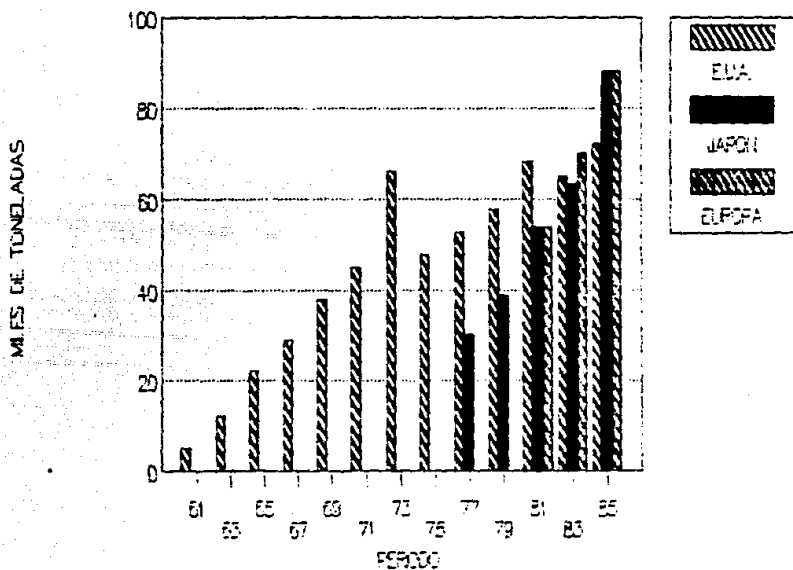
V.1.2.1 PRODUCCION Y CONSUMO MUNDIAL DE LOS POLIACETALES

La producción a nivel comercial de poliacetales se inició en 1961 en los Estados Unidos , mientras que al parecer, la fecha correspondiente para Japón y Europa Occidental fué en 1978 y 1980, respectivamente.

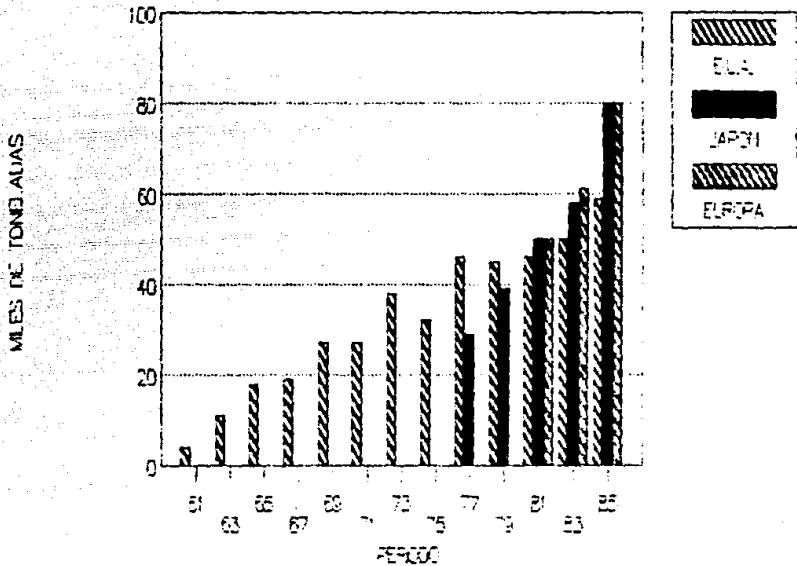
El consumo histórico mundial de la resina creció en promedio en un 23 por ciento anual durante los periodos comprendidos entre 1975 y 1985.

Las siguientes gráficas se muestran los datos de producción y consumo histórico para las principales regiones del mundo (7).

PRODUCCION MUNDIAL DE RESINAS ACETAL



CONSUMO MUNDIAL DE RESINAS ACETAL



V.1.2.2 DISTRIBUCION PORCENTUAL DE LA DEMANDA.

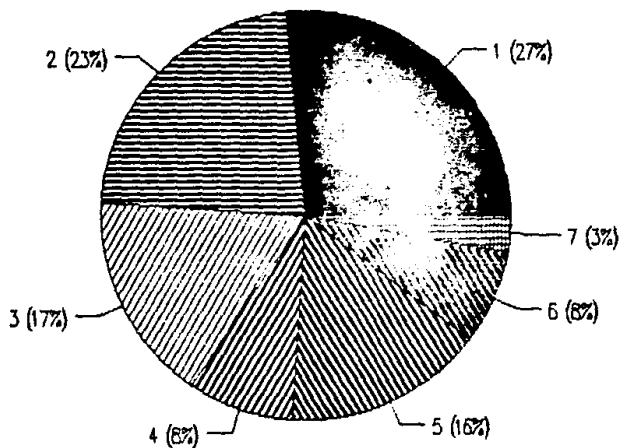
La distribución porcentual de la demanda en los mercados de Europa Occidental, Japón y Estados Unidos, en 1987, se muestra en la tabla siguiente:

MERCADO	E. U. A.	JAPON	EUROPA OCCIDENTE
1. Componentes y partes			
autometrices.	25.6	30.3	25.3
2. Artículos de consumo.	22.5	---	10.5
3. Maquinaria industrial.	15.6	13.9	17.1
4. Eléctrico/Electrónico.	8.3	41.7	14.4
5. Tubería y herrería.	15.8	3.7	9.2
6. Instrumentos.	7.5	---	19.7
7. Otros	2.7	10.4	2.7
 TOTAL.	 100	 100	 100

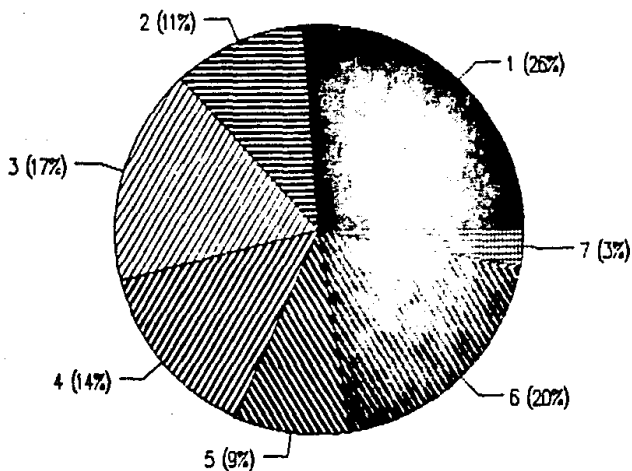
FUENTE: I. M. F. I.

C. F. M.

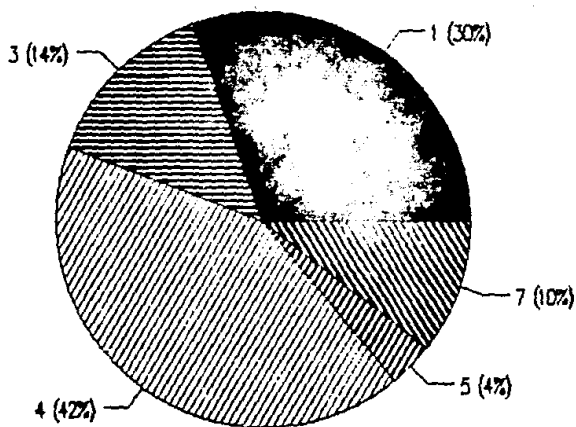
DISTRIBUCION DE LA DEMANDA DE POLIACETALES EN E.U.



DISTRIBUCION DE LA DEMANDA DE POLIACETALES EN EUROPA



DISTRIBUCION DE LA DEMANDA DE POLIACETALES EN JAPON



V.1.2.3 PRINCIPALES MERCADOS DE LAS RESINAS ACETAL

- Estados Unidos.

En Estados Unidos, Celanese y Du Pont dominan el mercado doméstico de las resinas acetal, siendo las importaciones menores a dos por ciento. Por otra parte, desde 1980 el mercado automotriz se convirtió en el principal consumidor de poliacetale, alcanzando cerca del 27 por ciento de la demanda total en 1987. En el futuro el crecimiento de este mercado será del cuatro por ciento anual, hasta 1995. Otro mercado que mantendrá un ritmo de crecimiento moderadamente alto es el sanitario con siete por ciento anual (7).

Finalmente, se espera que el crecimiento global aproximado para las resinas acetal sea del cinco por ciento anual hasta 1998 (7).

- Europa Occidental.

En Europa Occidental, los tres principales productores aumentaron su capacidad instalada de 90,000 toneladas en 1984 a 100,000 toneladas en 1987 (7).

El consumo de poliacetales ha tenido un incremento estable, principalmente en Alemania. En forma similar a Estados Unidos, el mercado automotriz es el que más consume poliacetales como producto final, seguido por las herramientas, equipo de oficina y maquinaria industrial. En general, se espera un crecimiento del cinco al seis por ciento en promedio anual hasta 1998 (7).

- Japón.

En 1985 Japón tuvo la mayor capacidad mundial para producir poliacetales y se espera que para 1989 Polyplastics Co. incremente su capacidad a 100,000 toneladas por año y no obstante, aún se requiere importar resinas (7).

El consumo japonés de poliacetales ha crecido rápidamente debido a la demanda de los mercados eléctrico/electrónico y automotriz principalmente. En los próximos ocho años se espera una tasa de crecimiento anual del ocho por ciento (7).

En la siguiente tabla se muestran las compañías productoras de resinas acetal en los mercados antes mencionados, hasta enero de 1986 (7).

COMPANIA	CAPACIDAD	REGION
	(MILES DE TON)	
Celanese.	64	E. U. A.
Polyplastics Co.	65	Japón.
Du Pont.	45	E. U. A.
	35	Europa.
Ticonapolimer.	41	Europa.
Ultraform GmbH	20	Europa.
Asahi	25	Japón.
Mitsubishi Gas Chemical Co.	20	Japón.

V.1.2.4 PRECIOS DE LOS POLIACETALES

En la siguiente tabla se muestra el desarrollo histórico de los precios de los poliacetales de uso general, de 1975 a 1989 en los Estados Unidos y Japón.

ANO	PRECIO EN E. U. A. (\$/ Kg.)	PRECIO EN JAPON (\$/ Kg.)
1975	4,988	-----
1976	5,400	-----
1977	6,010	-----
1978	6,304	-----
1979	6,650	-----
1980	8,508	-----
1981	9,464	-----
1982	9,464	-----
1983	9,973	-----
1984	9,973	9,719
1985	10,231	10,984
1986	10,487	15,346
1987	10,487	14,387
1988	11,818	15,027
1989	11,006	15,284

Para 1990 los precios en diferentes lugares del mundo son los siguientes:

PAIS	PRECIOS ⁽¹⁾ (\$/ Kg.)
E. U. A.	11,812
Japón.	15,378
Europa Occidental.	10,543
México.	10,000

FUENTE: Chemical Economics Handbook, 1990

(1) Tipo de cambio: \$ 2,000/dólar.

V.1.2.5 PROYECCION A FUTURO DE LA PRODUCCION Y EL CONSUMO
DE POLIACETALES EN E. U. A.

Se consideró conveniente realizar la proyección a futuro de la producción y consumo de poliacetales en Estados Unidos, tomando en cuenta dos factores; primero, la cercanía que existe entre México y los Estados Unidos y en segundo, que este país es uno de los principales consumidores de poliacetales en el mundo.

- Producción.

ARO	PRODUCCION (MILES DE TON.)
1970	30
1972	43
1974	52
1976	52
1978	55
1980	55
1982	57
1984	62
1985	68

El modelo matemático de mejor coeficiente de correlación es el de la línea recta, obteniéndose los siguientes datos:

$$b = -74.43$$

$$a = 1.643$$

$$r^2 = 0.943$$

Por lo tanto, la proyección en los próximos 10 años es:

ARO	PRODUCCION (MILES TON.)
1990	74
1992	77
1994	80
1996	84
1998	87
2000	90

- Consumo.

ARO	CONSUMO. (MILES TON.)
1970	23
1972	28
1974	33
1976	38
1978	42
1980	41
1982	41
1984	56
1985	56

Para estos datos, el modelo matemático que se utilizó es el de la curva potencial;

$$\ln(b) = -14.28$$

$$m = 4.123$$

$$r^2 = 0.9814$$

V.2 MATERIAS PRIMAS

V.2.1 METANOL

Como se puede observar en la siguiente tabla, el consumo aparente de metanol ha aumentado en un nueve por ciento anual en promedio en los últimos años, mientras que la producción se ha mantenido casi constante, por lo que se tiene que importar una parte.

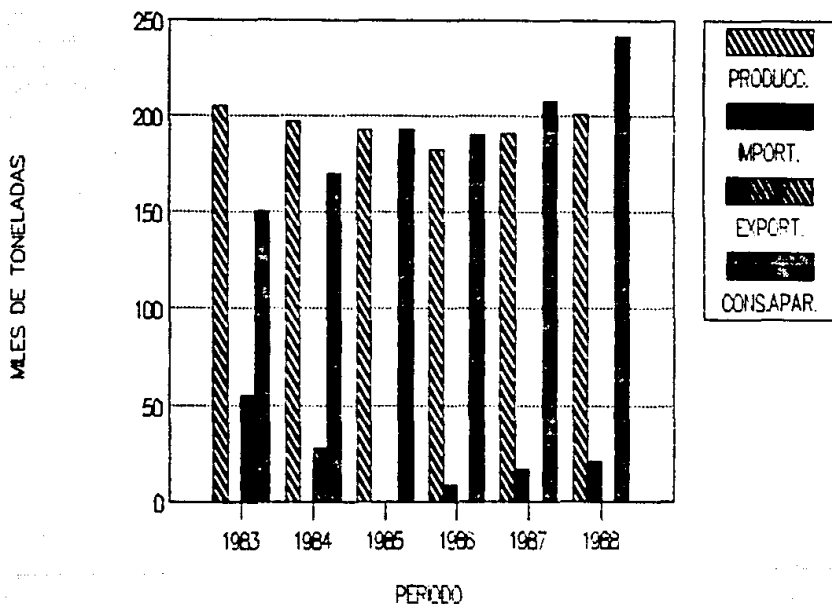
	1983	1984	1985	1986	1987	1988
PROD.	205,585	196,846	192,210	182,205	190,898	200,666
IMPORT.	-----	-----	-----	8,000	16,900	20,690
EXPORT.	55,012	27,497	-----	-----	-----	-----
C. A.	150,573	169,349	192,210	190,285	207,749	241,926
%VAR. C. A	(1.0)	12.5	13.5	(1.0)	9.2	16.4

El precio del metanol en México es de \$348/Kg y en el mercado internacional es de \$301/Kg.

FUENTE: PEMEX Memorias de labores.

SECOFI Estadísticas de importación.

MERCADO NACIONAL DEL METANOL



V.2.2 OXIDO DE ETILENO

La producción de óxido de etileno se inició en México en 1972, en una planta con capacidad nominal de 28,000 ton/año en el Complejo Petroquímico de Pajaritos. Los requerimientos de este producto, superaron rápidamente la oferta y como en otros petroquímicos básicos hubo necesidad de expandir la capacidad de producción, construyéndose una nueva planta con capacidad de 100,000 ton/año en el Complejo Petroquímico La Cangrejera, la cual se puso en servicio durante 1981.

Para entonces, las nuevas aplicaciones así como incrementos en los que ya se tienen desarrollos importantes, hicieron pensar en la necesidad de ampliar aún más rápido y con mayor capacidad la producción de óxido de etileno, para lo cual se construyó una nueva planta con capacidad para 200,000 ton/año en el Complejo Petroquímico Morelos y que se puso en servicio en junio de 1988.

	1982	1983	1984	1985	1986	1987
PROD.	79,012	112,026	97,429	71,021	119,296	99,365
IMPOR.	-----	-----	10,800	48,364	4,244	16,117
EXPOR.	-----	-----	-----	-----	-----	-----
C. A.	79,012	112,026	108,229	119,385	117,340	111,482
%VAR. C. A.	(0.7)	42.0	(3.4)	10.2	(1.6)	(5.2)

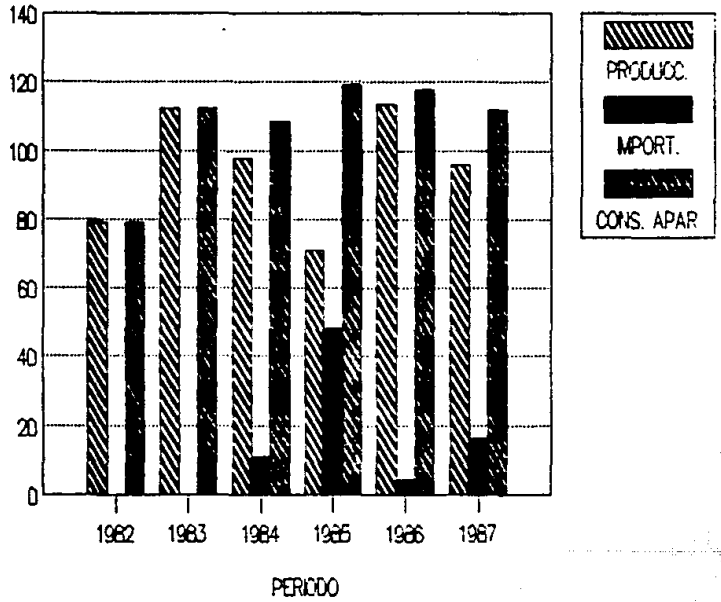
EL precio internacional del óxido de etileno es de \$3,197/Kg

FUENTE: FEMEX Memorias de labores.

S. P. P. Dirección general de estadística.

MERCADO NACIONAL DEL OXIDO DE ETILENO

MILES DE TONELADAS



V.3 LOCALIZACION DE LA PLANTA

Para la localización de la planta es necesario considerar los siguientes aspectos:

- Infraestructura apropiada.
- Disponibilidad de materias primas.
- Cercanía al mercado de consumo.
- Costos de los servicios, mano de obra y materia prima.
- Estímulos del gobierno federal a zonas de prioridad nacional.

El sitio que reúne los requisitos antes mencionados es Sn. Martín Texmelucan en el estado de Puebla. Este sitio cuenta con una infraestructura adecuada debido principalmente a que en este lugar se encuentra el Complejo Petroquímico Independencia de PEMEX - en el cual se produce el metanol, que es la principal materia prima que se requiere para el proceso. No obstante que en este lugar no se produce el óxido de etileno, que es la otra materia prima, éste se puede transportar en carros-tanque hacia la planta, aprovechando que en el estado de Puebla se consume el diez por ciento del óxido de etileno que se produce en el país.

Se puede pensar en Coatzacoalcos, Veracruz como buen sitio para instalar la planta, puesto que en este lugar se producen las dos materias primas, sin embargo, el gobierno busca descentralizar las actividades económicas en el país otorgando estímulos a las inversiones que se realicen en las zonas de

prioridad nacional, como lo es el estado de Puebla (decreto publicado por el Diario Oficial el 22 de enero de 1980).

Otros factores importantes para descartar Coatzacoalcos como sitio para ubicar la planta son:

- Altos índices de contaminación que presenta la zona, por lo que no es conveniente instalar más industrias en este lugar.
- Los altos costos de los servicios y de la mano de obra, debido a la alta actividad industrial que se presenta.
- Problemas generados por la sobrepoblación existente en este lugar, como son los altos costos de vivienda y de productos básicos.
- Sn. Martín Texmelucan se encuentra más cerca del mercado de consumo que Coatzacoalcos, Veracruz.

VI ANALISIS ECONOMICO

VI.1 ANALISIS DE LA INVERSION

VI.1.1 ESTIMACION DE LA INVERSION FIJA

VI.1.1.1 Costos directos

La evaluación económica se llevará a cabo a pesos constantes de noviembre de 1990.

Para el cálculo del costo de los equipos se utilizaron métodos gráficos⁽¹⁾, los cuales están en función de las capacidades y del tipo de equipo que se trate. Cabe señalar que dichos métodos son muy aproximados y que de ninguna manera representan el valor real del costo de los equipos, pero que nos dan una idea del capital fijo necesario para el proyecto.

Las gráficas empleadas proporcionan los costos de los equipos para 1980 y se actualizaron mediante índices de Marshall y Stevens para 1990.

En la siguiente tabla se muestran los costos de los equipos requeridos para el proceso de obtención de poliacetal a partir de metanol vía trioxano.

(1) Peters, Max Stone: "Plant Design and Economics for Chemical Engineers"; 2^a Ed. Mcgraw-hill, 1960.

COSTO DE LOS EQUIPOS

EQUIPOS	Nº DE UNIDADES	COSTO (MM \$)
Compresor.	1	408
Cambiador de calor.	12	814
Reactor.	3	172
Tanque.	8	371
Torres de absorción.	2	469
Torres de destilación.	2	265
Torres de extracción.	1	27
Separador L/V.	1	20
Bombas.	20	122
Filtros.	2	10
TOTAL	35	2,084

La inversión se realiza en dos periodos: En el primero (1991) se invierte en la compra del terreno, las mejoras a éste, la construcción y las instalaciones eléctricas. En el segundo periodo (1992) se invierte en la compra de equipo, el costo en la instalación de éste, el costo de la tubería de proceso, el costo total para la generación de servicios auxiliares y el pago de costos indirectos (ingeniería básica y de detalle, gastos de construcción, cuota de contratistas y contingencias).

Para el cálculo de la inversión total del proceso se utilizan porcentajes recomendados por la literatura⁽⁴⁾, estos porcentajes están en función de los costos de los equipos adquiridos.

La instalación de los equipos incluye costos de mano de obra, cimientos, soportes, gastos de construcción y otros factores directamente relacionados con el montaje del equipo adquirido. Estos costos pueden ser del 35 al 45 por ciento del costo de los equipos adquiridos (22). Considerando un 40 por ciento; 1,073.6 millones de pesos.

Los costos de instrumentación y control dependen de la complejidad del proceso y de la cantidad de regulación automática en el proceso. Para una regulación promedio se considera este costo como el 20 por ciento del costo del equipo adquirido (22); 536.8 millones de pesos.

Los costos de tubería de proceso, válvulas, accesorios, etcétera, dependen del tipo de proceso del que se trate. Para un proceso que maneja fluidos y sólidos el costo de tubería se considera igual al 31 por ciento del costo del equipo adquirido (22); 382 millones de pesos.

(4) Peters, Max Stone; Plant Design and Economics for Chemical Engineers; 2^a Ed., McGraw-Hill, 1960.

El costo de instalaciones eléctricas consiste principalmente en instalación y materiales para alumbrado, instrumentos de control y energía eléctrica para equipos rotatorios. En plantas químicas ordinarias el costo de instalaciones eléctricas varía del 10 al 15 por ciento del valor del costo de equipo comprado (sz); Considerando el 14 por ciento; 375.7 millones de pesos.

El costo de edificios no sólo depende del tipo de proceso del que se trate, sino que también depende de si es una nueva planta, una nueva unidad o una ampliación de una planta ya existente. Para plantas nuevas se considera el 47 por ciento del costo del equipo adquirido (sz); 1,201 millones de pesos.

Las mejoras al terreno incluyen implementación de carreteras y caminos, cercas, patios, estacionamientos, etcétera, y equivalen aproximadamente del 10 al 15 por ciento del costo del equipo adquirido (sz). Considerando el 13 por ciento; 349 millones de pesos.

El costo total para generación de servicios auxiliares en plantas químicas, generalmente varía del 30 al 80 por ciento del costo del equipo adquirido, con un promedio del 55 por ciento para plantas de proceso que manejan fluidos y sólidos (sz); 1,476 millones de pesos.

El costo del terreno puede variar dependiendo de la localización de la planta de proceso. En promedio para plantas químicas se maneja un 6 por ciento del costo del equipo comprado (sz); 161 millones de pesos.

En el rubro de transporte se estimaron 700 millones de pesos, lo cual incluye la compra de tractocamiones, montacargas y remolques.

TOTAL DE COSTOS DIRECTOS: 9.430 MILLONES DE PESOS.

VI.1.1.2 Costos indirectos

Dentro de este concepto se incluyen normalmente ingeniería básica y de detalle, gastos de construcción, cuota de contratistas y contingencias. Para este caso se consideran iguales al 30 por ciento de los costos directos; 2,835 millones de pesos.

VI.1.2 ESTIMACION DE COSTOS

VI.1.2.1 Costos de producción

Los costos de producción están dados por los siguientes puntos:

- Costo de materia prima.

Costo de metanol: \$348,000.00 M.N./Ton.

Costo de óx. de etileno: \$3,197,000.00 M.N./Ton.

Consumo de metanol por tonelada de poliacetal: 7.6 Ton.

Consumo de óx. de etileno por ton. de poliacetal: 0.014 Ton

- Costo de servicios auxiliares.

El costo de la energía eléctrica por KWH es de 320.00 pesos M.N., el del agua por m³ es de 1320.00 pesos M.N. y el costo del vapor es de \$6,600 por tonelada.

-Consumo de agua por tonelada de poliacetal (m): 1000 m³.

-Consumo de energía eléctrica por ton de poliacetal (m): 604 KWH.

-Consumo de vapor por tonelada de poliacetal (m): 18 toneladas.

COSTO DE MATERIAS PRIMAS
(MM)

AÑO	1993	1994	1995	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002
PRODUCCION (TON)	2477	2884	3372	3906	4492	5175	5843	6659	6948	7521
CONSUMO DE METANOL (TON)	18521.2	21918.4	25627.2	29685.6	34139.2	39026	44406.8	50608.4	53804.8	57155.6
COSTO DE METANOL (M.M.\$)	6445.378	7627.603	8918.265	10330.59	11869.44	13581.05	15433.57	17611.72	18376.07	19691.54
CONSUMO DE DI. ETILENO (TON)	34.118	40.376	47.208	54.684	62.888	71.89	81.802	93.226	97.275	105.294
COSTO DI. ETILENO (M.M.\$)	109.0752	129.0821	150.924	174.8247	201.0529	229.8323	261.521	298.0435	310.9786	336.6249
COSTO TOTAL (M.M.\$)	6554.453	7756.685	9069.19	10505.41	12081.49	13816.88	15715.09	17909.77	18687.05	20228.17

COSTO DE SERVICIOS AUXILIARES
(MM)

AÑO	1993	1994	1995	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002
CONSUMO DE E.E. (MMH)	1471.948	1741.934	2036.688	2359.224	2713.168	3101.54	3529.172	4022.056	4196.592	4542.684
CONSUMO DE AGUA (M ³)	2437	2884	3372	3906	4492	5135	5843	6659	6948	7521
CONSUMO DE VAPOR (MTON)	43.866	51.912	60.696	70.308	80.856	92.43	105.174	119.862	125.064	133.378
COSTO DE E.E. (MM)	471.0234	557.4195	651.7402	754.9517	868.2128	992.4926	1129.325	1287.052	1342.969	1453.656
COSTO DE AGUA (MM)	3216.84	3806.88	4451.04	5195.92	5929.44	6778.2	7712.76	8789.88	9171.36	9927.72
COSTO DE VAPOR (MM)	289.5156	342.8192	400.5936	464.0328	533.6436	610.038	694.1484	791.0892	825.4224	872.4346
COSTO TOTAL (MM)	3977.379	4706.919	5503.374	6374.904	7331.303	8386.731	9536.243	10866.02	11339.49	12274.27

- Costo de mantenimiento.

Para obtener el costo de mantenimiento debe considerarse tamaño y características de la planta, ya que dependiendo de estos factores se considera el costo desde un 5 hasta un 9 por ciento de la inversión total fija (12). Se considera un 8 por ciento; 756 millones de pesos.

- Costo de mano de obra directa y prestaciones.

La mano de obra lo constituyen obreros y personal calificado, tomando como base el salario mínimo de la zona en que se instalará la planta y como prestaciones el 40 por ciento de los sueldos y salarios ⁽¹³⁾.

Salario de obreros por día: \$10,080.00 M.N.

Salario de personal calificado por día: \$22,100.00 M.N.

(13) Comisión Nacional de Salarios Mínimos.

-Costo de supervisión.

En la planta será necesario tener 2 supervisores. Actualmente el sueldo y prestaciones de un supervisor es en promedio de 2 millones de pesos por mes.

-Laboratorio.

En este caso el control de calidad del producto es de gran importancia, ya que se debe verificar que el producto terminado cumpla totalmente con las especificaciones previamente definidas. Este costo se puede considerar como un 15 por ciento de la mano de obra directa (22).

-Regalías y patentes.

Considerando que la tecnología no fue desarrollada directamente por la persona que planea instalar la planta, se debe pagar por el derecho de utilizar dicha tecnología. El monto de dicho pago se considera como el 6% de las ventas totales (22).

VI.1.2.2 COSTOS INDIRECTOS DE PRODUCCION

Los costos indirectos de producción están dados por los siguientes puntos:

- Empaque y presentación.

El costo de este concepto se considera igual al uno por ciento del costo directo de operación (32).

COSTO DE MANO DE OBRA DIRECTA
(MM\$)

	1993	1994	1995	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002
PERSONAL CALIFICADO	19	19	20	20	21	21	22	22	23	23
TOTAL DE PERSONAS	5	5	5	5	5	5	5	5	5	5
COSTO DE MANO DE OBRA DIRECTA	110.2	110.2	113.9	113.9	117.6	117.6	121.2	121.2	124.8	124.8
PRESTACIONES (AÑO SALARIO)	44.08	44.08	45.56	45.56	47.04	47.04	48.48	48.48	49.92	49.92
TOTAL	154.28	154.28	159.46	159.46	164.64	164.64	169.68	169.68	174.72	174.72

COSTO DE SUPERVISIÓN
(MM\$)

	1993	1994	1995	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002
SUPERVISORES	2	2	2	2	2	2	2	2	2	2
COSTO DE SUPERVISIÓN	48	48	48	48	48	48	48	48	48	48

COSTO DE LABORATORIO
(MM\$)

	1993	1994	1995	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002
COSTO TOTAL DE LABORATORIO	23.14	23.14	23.92	23.92	24.70	24.70	25.45	25.45	26.21	26.21

COSTO DE REGALIAS Y PATENTES
(MM\$)

	1993	1994	1995	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002
COSTO TOTAL	1462.2	1730.4	2023.2	2343.6	2695.2	3081	3505.8	3995.4	4168.8	4512.6

COSTO DE EMPAQUE Y PRESENTACION
(MM\$)

	1993	1994	1995	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002
COSTO TOTAL	129.75	151.75	175.83	202.11	231.01	262.66	297.56	337.72	352.00	380.21

VI.1.2.3 GASTOS FIJOS DE PRODUCCION

Los gastos fijos de producción están constituidos por:

- Seguro de planta.

El seguro de planta es algo indispensable y para obtener un valor aproximado se considera un 1% de la inversión total (2); 122.85 millones de pesos.

- Impuestos locales.

El pago anual del impuesto predial es el 1.2 por ciento del valor del terreno incluyendo edificaciones; 17.064 millones de pesos.

- Depreciación.

Representa la disminución en valor de los bienes físicos con el tiempo. Esta disminución puede ser debido a deterioro físico, avances tecnológicos, cambios económicos u otros factores.

Es importante señalar que el terreno a pesar de ser un activo fijo no puede ser depreciado.

Conforme a la ley del I.S.R., se establecen los siguientes porcentajes de deducción anual:

Maquinaria y equipo	9%
Obra civil y estructura	5%
Transporte	20%

TABLA DE DEPRECIACION

	(M.M.\$)
Maquinaria y equipo.	338.18
Obra civil y estructura.	53.05
Transporte	140.00

TOTAL:	541.23

- Amortización.

Es un concepto muy similar al de depreciación solo que se aplica a activos intangibles.

Conforme a la ley de I.S.R., se establece un diez por ciento de deducción anual; 283.49 millones de pesos.

VI.1.2.4 GASTOS GENERALES

VI.1.2.4.1 Gastos de administración

Los gastos de administración están dados por los salarios del personal administrativo y el de los empleados.

	Nºde personas.	Sueldo anual.	Subtotal (M.M. \$)
Secretarias.	2	9.0	18.0
Personal calificado.	2	18.1	36.2
Laboratoristas.	2	9.0	18.0
Vigilantes.	3	5.4	16.2
Choferes.	2	5.4	10.8
		TOTAL:	99.2

VI.1.2.4.2 Gastos de ventas

Los gastos de venta están constituidos por el sueldo de los vendedores y los gastos de transportación de los mismos.

Se utilizarán 3 vendedores con un sueldo mensual de 2.8 millones de pesos cada uno, incluyendo gastos de transportación y prestaciones.

	Nºde personas.	Sueldo anual.	Total. (M.M. \$)
Vendedores.	3	33.6	100.8

VI.1.3 CAPITAL DE TRABAJO

El capital de trabajo es la inversión necesaria para poder iniciar las operaciones de la empresa de acuerdo a las políticas de clientes, inventarios establecidos y las necesidades de efectivo por las erogaciones a realizar.

Está compuesto por los siguientes elementos :

- Efectivo en caja 30 días de sueldo y salarios.
- Inventarios de:
 - materia prima 7 días de materia prima a costo de compra.
 - producto de proceso 1 día de producto terminado.
 - producto terminado 15 días de producto terminado.
- Cuentas por cobrar 30 días de venta.
- Cuentas por pagar 7 días de materia prima en inventario.

**CAPITAL DE TRABAJO
(MM)**

	1993	1994	1995	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002
EFFECTIVO CAJA	33.52	33.52	33.95	33.95	34.39	34.39	34.81	34.81	35.23	35.23
INVENTARIOS :										
MATERIAS :	113.084	133.8261	156.4707	181.2499	208.442	238.2791	271.1324	308.9972	322.4077	348.9965
PROD. EN PROCESO	67.69444	80.11111	93.66667	108.5	124.7778	142.6289	162.3056	184.9722	193	208.9167
PROD. TERMINADO	1107.616	1310.778	1532.574	1775.277	2041.614	2333.858	2655.643	3026.515	3157.866	3418.294
CARGOS POR CERRAR	2215.233	2621.356	3063.148	3550.554	4083.228	4667.715	5311.267	6053.031	6315.732	6836.589
CARGOS POR PAGAR	113.084	133.8261	156.4707	181.2499	208.442	238.2791	271.1324	308.9972	322.4077	348.9965
CAP. TRABAJO	324.067	4045.968	4725.344	5468.266	6254.066	7178.598	8164.043	9299.325	9701.625	10499.03

VI. 2 CRITERIO DE EVALUACION

VI. 2.1 ESTADO DE PERDIDAS Y GANANCIAS.

ESTADO DE PERDIDAS Y GANANCIAS
(M.R. \$)

	1993	1994	1995	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002
2 DE CAPACIDAD INSTALADA	30.46	26.15	42.15	48.81	56.15	64.19	71.04	81.24	86.85	94.01
VENTAS NETAS	24370	28840	33720	35045	44920	51750	58439	66590	84909	75210
MATERIAS PRIMAS	6551.450	7756.685	9369.19	10565.41	12091.49	12810.88	15715.09	17909.77	18687.05	20228.17
SERVICIOS AUXILIARES	3977.379	4706.919	5503.374	6374.904	7321.303	8380.731	9536.243	10668.02	11325.69	12274.87
MANO DE OBRA DIRECTA	154.28	154.39	159.46	159.46	164.64	164.64	169.68	169.68	174.72	174.72
SUPERVISION	48	48	48	48	48	48	48	48	48	48
LABORATORIO	23.14	23.14	23.92	23.92	24.70	24.70	25.45	25.45	26.21	26.21
REGALIAS + PATENTES	1462.2	1730.4	2023.1	2343.6	2695.2	3081	3505.8	3995.4	4168.8	4511.2
MANTENIMIENTO	756	756	756	756	756	756	756	756	756	756
COSTOS INDIRECTOS:										
ENERGIA	129.7545	151.7542	175.8314	202.1113	231.0133	262.6595	297.5626	337.7232	352.0047	380.2977
GASTOS FIJOS:										
SEGURO DE PLANTA	122.85	122.85	122.85	122.85	122.85	122.85	122.85	122.85	122.85	122.85
IMPUESTO PREDIAL	17.064	17.064	17.064	17.064	17.064	17.064	17.064	17.064	17.064	17.064
DEPRECIACION	541.23	541.23	541.23	541.23	541.23	401.27	401.23	401.27	401.22	401.27
AMORTIZACION	283.49	283.49	283.49	283.49	283.49	283.49	283.49	283.49	283.49	283.49
GASTOS GENERALES:										
GASTOS ADMINISTRATIVOS	99.2	99.2	99.2	99.2	99.2	99.2	99.2	99.2	99.2	99.2
GASTOS DE VENTA	100.8	100.8	100.8	100.8	100.8	100.8	100.8	100.8	100.8	100.8
UTILIDAD DE OPERACION	10459.16	12307.19	14755.39	17440.96	20382.02	23755.76	27310.54	31414.32	35811.69	35743.59
IMPUESTOS:										
ISR	3520.705	4307.515	5164.387	6104.325	7133.707	8314.516	9558.689	10995.01	11501.66	12510.26
REPARTO DE UTILIDADES	1005.916	1230.719	1475.539	1744.096	2038.292	2375.576	2731.054	3141.432	3286.189	3574.359
UTILIDAD NETA	5532.537	6768.952	8115.466	9592.526	11210.11	13065.67	15020.78	17277.88	18074.04	19658.98

VI.2.2 FLUJO DE EFECTIVO

Para este proyecto el flujo neto de efectivo se calculará de la siguiente manera:

$$FNE = (UN + D) - (\Delta AF + \Delta AD + \Delta CT)$$

donde FNE es el flujo neto de efectivo.

UN es la utilidad neta.

D es la depreciación.

ΔAF es el incremento del activo fijo.

ΔAD es el incremento del activo diferido.

ΔCT es el incremento en el capital del trabajo.

FLUJO NETO DE EFECTIVO
(M\$)

	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997	1998	1999	2000	2001	2002
UTILIDAD NETA			0 5532.537	6768.952	8115.456	9592.526	11210.11	13065.67	15020.8	17277.98	18074.04	19658.98
DEPRECIACIÓN			0 541.23	541.23	541.23	541.23	541.23	401.23	401.23	401.23	401.23	401.23
ACTIVO FIJO	2146.7	6852.4	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
ACTIVO DIFERIDO	0	2833	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
CAPITAL DE TRABAJO	0	0	3421.067	4045.968	4725.344	5468.286	6284.006	7178.598	8164.043	9299.323	9701.823	10499.03
EFECTIVO NETO	-2146.7	-9687.4	2649.699	3264.214	3931.352	4665.47	5467.334	6265.3	7257.965	8379.782	8773.446	9561.179

VI. 2.3 VALOR PRESENTE NETO

El Valor Presente Neto traslada a valor actual todos los flujos de fondos incluyendo la inversión original, mediante una tasa de interés mínima constante (15 %). El proyecto será atractivo si el Valor Presente Neto es mayor cero.

El Valor Presente Neto está dado por la siguiente ecuación:

$$VPN = \sum_{j=0}^n \frac{FNE_j}{(1+i)^j}$$

Donde:

VPN = es el Valor Presente Neto.

n = Número de años.

FNE = Flujo Neto de Efectivo del año j.

i = Tasa de Recuperación Mínima Atractiva (15 %).

El Valor Presente Neto para este estudio es de: \$13,952,710,000.00 M.N. a pesos constantes de noviembre de 1990.

VI.2.4 TASA INTERNA DE RETORNO

La Tasa Interna de Retorno (TIR), es la tasa a la cual se igualan los flujos netos efectivos a la inversión realizada.

$$\sum_{j=0}^n \frac{FNE_j}{(1+TIR)^j} = 0$$

La Tasa Interna de Retorno calculada para el presente estudio es de 34.72 %

VI.3 ANALISIS DE SENSIBILIDAD

Por medio del análisis de sensibilidad se puede determinar como se afecta el proyecto al variar diferentes factores como son: el precio de venta del producto y de las materias primas. Estos factores se consideran que son los que más afectan al proyecto. Los factores elegidos serán referidos a dos indicadores económicos:

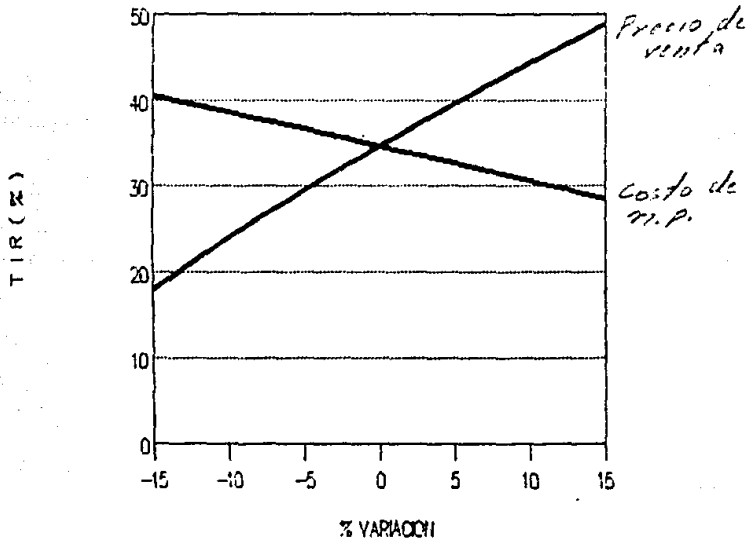
- Valor Presente Neto.
- Tasa Interna de Retorno.

Los resultados obtenidos son los siguientes:

Factor:	% de variación	VPN	TIR
		(m. m. \$)	(%)
Costo de m. p.:	-15	18,751	40.43
	-10	17,151	38.58
	-5	15,552	36.67
	+5	12,953	32.73
	+10	10,753	30.60
	+15	9,154	28.50
Precio de venta:	-15	1,827	18.01
	-10	5,800	24.00
	-5	9,910	29.50
	+5	17,994	39.57
	+10	22,036	44.23
	+15	26,078	48.74

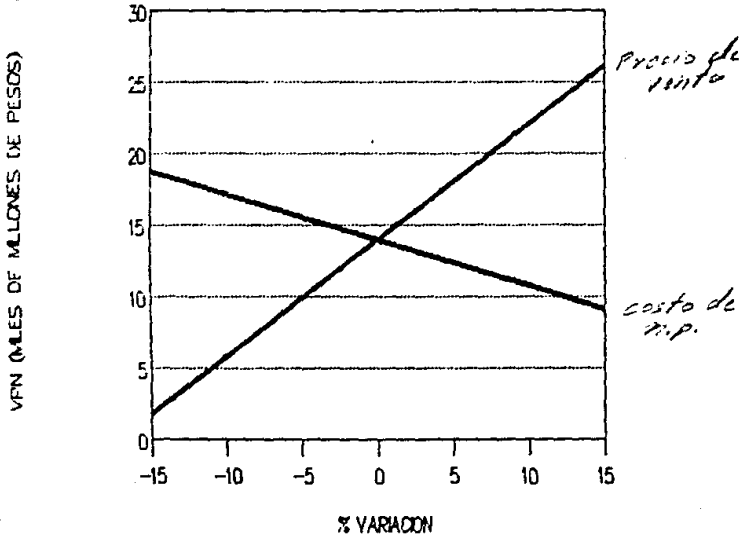
ANALISIS DE SENSIBILIDAD

TASA INTERNA DE RETORNO



ANALISIS DE SENSIBILIDAD

VALOR PRESENTE NETO



VII DESARROLLO DE LA INGENIERIA BASICA

VII.1 BASES DE DISEÑO.

Nombre de la planta: POLIACETALES DE MEXICO.

Localización: Sn. Martín Texmelucan, Puebla.

VII.1.1. GENERALIDADES.

VII.1.1.1 Funciones de la planta: Producción de copolímero de acetal con un peso molecular entre 30,000 y 40,000.

VII.1.2 CAPACIDAD, RENDIMIENTO Y FLEXIBILIDAD.

VII.1.2.1 Factor de servicio: 0.9

VII.1.2.2 Capacidad:

a) Diseño: 8,000 Ton./año.

b) Normal: 6,400 Ton./año.

c) Mínima: 3,000 Ton./año.

VII.1.2.3 Flexibilidad.

La planta no trabajará bajo las siguientes circunstancias:

a) Falta de electricidad: Ya que se suspende el suministro de aire al compresor. Además se paralizarían los sistemas de bombeo.

b) Falta de vapor: El vaporizador de metanol y los rehervidores suspenderían su servicio.

c) Falta de aire: El sistema de instrumentación quedaría suspendido.

d) Mala calidad de materias primas: No se operará si están fuera de especificación.

e) Falta de agua: Los enfriadores y los tanques de lavado dejarían de operar.

VII.1.3. ESPECIFICACIONES DE LAS ALIMENTACIONES AL PROCESO.

VII.1.3.1. Metanol:

El metanol grado comercial debe tener un s.g. de 0.7872.

El contenido mínimo de metanol deberá ser de 99.8 a 99.85% en peso

El producto no debe ser ácido al naranjado de metilo y deberá ser incoloro.

El contenido mínimo de acetona debe ser de aproximadamente de 0.003% en peso.

VII.1.3.2. Oxido de etileno:

No debe presentar olor alguno.

Las cantidades máximas de agua, ácido acético y acetaldehído son 300,10 y 100 ppm, respectivamente.

VII.1.3.3. Aire:

El aire utilizado provendrá de la atmósfera con la siguiente composición: N₂78%, O₂23%, además de un pequeño porcentaje de impurezas, tales como: SO₂, humos, CO₂, CO, N₂O, y otros.

VII.1.4. ESPECIFICACIONES DEL PRODUCTO.

El producto debe ser un sólido en forma de chip, con un peso molecular entre 30,000 y 40,000.

VII.1.5. CONDICIONES DE ALIMENTACION A LIMITE DE BATERIA.

	Kg/hr	Edo.físico	P. abs.	Temp.	Forma de recibo.
METANOL:	5,118.1	Líquido.	10.29	20°C	Tubería.
AIRE:	9,498.5	Gas.	10.29	20°C	Tubería.
OXIDO DE ETILENO:	11.	Gas.	10.29	20°C	Carro-tanque.

VII.1.6. CONDICIONES DEL PRODUCTO A LIMITE DE BATERIA.

	Kg/hr	Edo.físico	Forma de entrega.
COPOLIMERO DE ACETAL:	859.7	Sólido.	Costales de polietileno.

VII.1.7. ELIMINACION DE DESECHOS.

La eliminación de los desechos de la planta de poliactal se realizará de acuerdo a las normas establecidas por SEDUE.

VII.1.8. INSTALACIONES REQUERIDAS DE ALMACENAMIENTO.

Se requerirá de un tanque para almacenamiento del óxido de etileno a 85°F. Para el metanol se requiere un recipiente con venteo para mantenerlo a presión atmosférica.

El producto por estar en forma de chips requiere para su almacenamiento de sacos de polietileno.

VII.1.9. SERVICIOS AUXILIARES.

VII.1.9.1. Vapor: Para cubrir la demanda total de vapor, se contará con un generador de vapor (caldera) fuera del L.B.

Las características del vapor son: Vapor saturado, 387.9°C, 215 psia y 939 BTU/hr.

VII.1.9.2. Agua de enfriamiento: La fuente de suministro más importante de agua es la proporcionada por la red de abastecimiento de agua.

VII.1.9.3. Agua de proceso: El agua proveniente del sistema de abastecimiento se desmineralizará para utilizarse en el proceso.

VII.1.9.4. Aire de instrumentos: Será presurizado fuera del L.B. con compresores centrífugos.

VII.1.9.5. Combustible: Gas natural comercial proporcionado por PEMEX.

VII.1.9.6. Energía eléctrica: Proporcionada por la Comisión Federal de Electricidad con las siguientes características:

Voltaje: 2400 Volts.

Frecuencia: 60 Hz.

Nº de fases: 3.

VII.1.10. SISTEMAS DE SEGURIDAD.

VII.1.10.1. Sistemas contra incendios: De acuerdo con lo establecido por la NFPA (National Fire Protection Association)

VII.1.10.2. Protección de personal: Se contará con tomas de agua, regaderas y mantas contra incendio.

VII.1.11. CONDICIONES CLIMATOLÓGICAS.

Presión atmosférica media: 10.29 Psia.

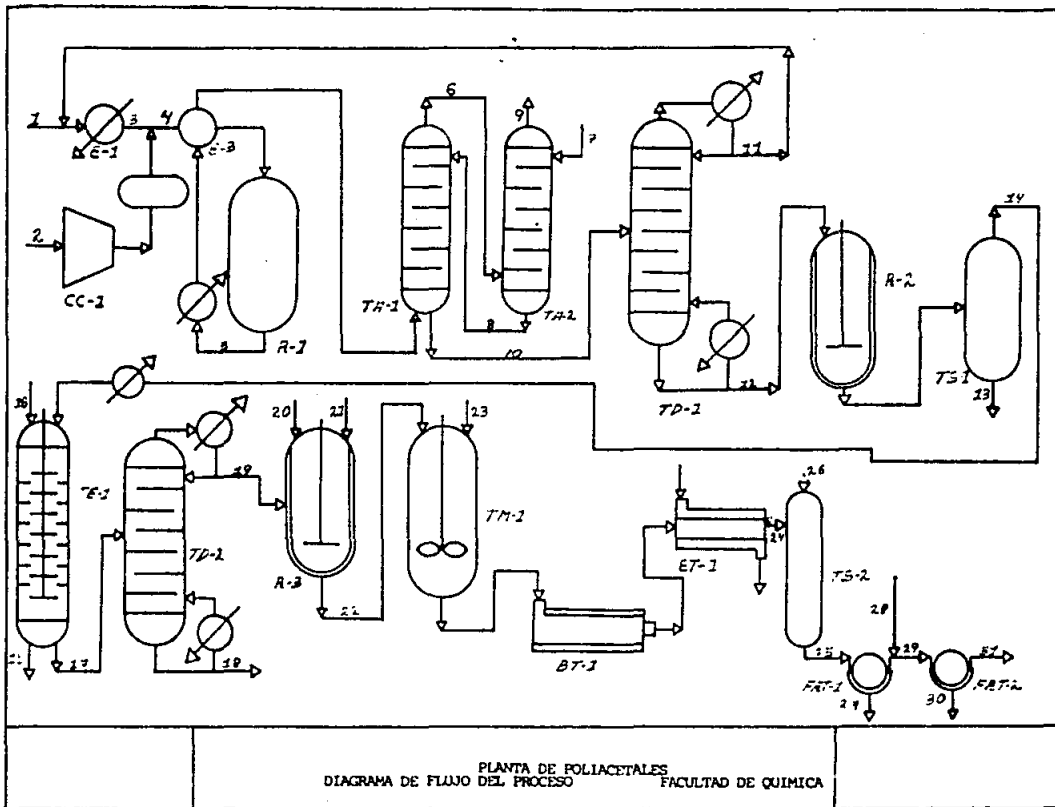
Temperatura media: 20°C.

Fenómenos meteorológicos anormales: ----

Altitud sobre el nivel del mar: 2278 m.

VII.2 LISTA DE EQUIPOS Y DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO.

Equipo.	T a g
- Compresor Centrifugo	CC-1
- Precalentador de metanol	E-1
- Vaporizador de metanol	E-2
- Precalentador de reactivos	E-3
- Enfriador " Quench "	E-4
- Reactor de formaldehído	R-1
- Torre de absorción	TA-1
- Torre de absorción	TA-2
- Torre de destilación multicomponentes	TD-1
- Reactor de trioxano	R-2
- Separador vapor-líquido	TS-1
- Torre de extracción	TE-1
- Torre de destilación	TD-2
- Reactor de polimerización	R-3
- Tanque de mezclado	TM-1
- Bomba de tornillo	BT-1
- Calentador de doble tubo	ET-1
- Filtro rotatorio	FRT-1
- Filtro rotatorio	FRT-2



VII.3 BALANCES DE MATERIA Y ENERGIA.

COMPUESTO	1	2	3	4	5	6	7	8	9
	Kg/hr	Kg/hr	kg/hr	Kg/hr	Kg/hr	Kg/hr	Kg/hr	kg/hr	Kg/hr
Nitrogeno	-	7265.3 (0.7644)	-	7265.3 (0.4605)	7265.3 (0.4655)	7265.3 (1.7297)	-	-	7265.3 (0.8755)
Oxigeno	-	2208.12 (0.2324)	-	2208.12 (0.1395)	18.525 (0.0010)	18.975 (0.0018)	-	-	18.975 (0.002)
Agua	0.6477 (1.3E-4)	24.6993 (0.0029)	5.5557 (9.8E-4)	30.246 (0.0019)	3421.8 (0.1526)	475.67 (0.0477)	1888.0 (1.0000)	1981.1 (0.5536)	491.52 (0.0484)
Formaldehido	-	-	-	-	335.74 (0.0223)	335.74 (0.0357)	-	-	335.74 (0.0428)
de Carbono	-	-	-	-	84.626 (0.0053)	84.626 (0.0054)	-	-	84.626 (0.0101)
Hidrogeno	-	-	-	-	14.164 (0.0009)	14.164 (0.0010)	-	-	14.164 (0.0016)
Metano	-	-	-	-	4773.2 (0.2766)	1292.7 (0.1298)	-	1188.3 (0.3351)	104.66 (0.0126)
Formaldehido	-	-	65.629 (0.0104)	65.629 (0.0041)	12.906 (0.0001)	18.224 (0.0018)	-	0.3546 (0.0001)	17.869 (0.0021)
Ac. formico	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Metanol	5117.4 (0.9998)	-	6205.6 (0.9885)	6205.6 (0.3733)	1286.6 (0.0815)	295.028 (0.0397)	-	394.32 (0.1111)	-
Triclorano	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Diclorobenceno	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Oxido de Etileno	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Poliacetil	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Acetico	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Ciclohexano	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Dióxido de carbono	-	-	-	-	37.611 (0.0023)	37.611 (0.0037)	-	-	37.611 (0.0045)
TOTAL	5188.08	9496.5	6277.7	15775.9	15775.9	9956.03	1888.9	3546.1	8298.4
PRESION lb/in2 abs	10.29	10.29	10	19	17.7	10.29	10.29	12	10.29
TEMPERATURA fahrenheit	77	77	150	161	1112	145	77	125	100

COMPLESTO	10 kg/hr	11 kg/hr	12 kg/hr	13 kg/hr	14 kg/hr	15 kg/hr	16 kg/hr	17 kg/hr	18 kg/hr	19 kg/hr
Nitrógeno	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Oxígeno	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Agua	3910.28 (0.4175)	4.908 (0.0042)	3905.38 (0.4799)	775.89 (0.5223)	3129.44 (0.4656)	3126.95 (0.5653)	-	2.543 (0.00027)	2.492 (0.00029)	0.5073 (5E-5)
Óxido de Carbono	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Hidrógeno	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Metano	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Formaldehído	4168.7 (0.4451)	65.629 (0.0566)	4103.1 (0.5000)	281.05 (0.1892)	2157.4 (0.3210)	2109.63 (0.3798)	-	56.803 (0.0060)	56.245 (0.0067)	0.5980 (0.0005)
Ac. fórmico	0.9365 (0.0001)	0.9365 (0.0006)	-	-	-	-	-	-	-	-
Metanol	1285.9 (0.1373)	1098.17 (0.9363)	197.77 (0.0241)	40.71 (0.0274)	157.669 (0.0233)	157.06 (0.0283)	-	-	-	-
Trioxano	-	-	-	-	1278.99 (0.1900)	146.57 (0.0265)	-	-	-	-
Diclorobenceno	-	-	-	-	-	-	8230.3 (1.0000)	1130.4 (0.1200)	116.84 (0.0139)	1013.5 (0.9950)
Oxido de Etileno	-	-	-	-	-	-	-	8229.9 (0.9751)	-	-
Poliacetal	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.4758 (0.0004)
Amoniaco	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Ciclohexano	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Dióxido de carbono	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	9365.9	1159.6	8206.3	1485.3	6721	5531.2	8230.3	9420	8405.5	1015
PRESSION lb/in2 abs	13	12.5	12	11.29	11.29	10.29	10.29	12	12	11.5
TEMPERATURA fahrenheit	145	147	210	130	130	120	130	257	240	221

COMPLEJOS	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31
	Kg/hr	Kg/hr	Kg/hr	Kg/hr	Kg/hr	Kg/hr	Kg/hr	Kg/hr	Kg/hr	Kg/hr	Kg/hr	Kg/hr
Nitrogeno	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Oxigeno	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Agua	-	-	0.5073 (0.0004)	5067.60 (0.4000)	45443.7 (0.8403)	45443.7 (0.8403)	-	45443.7 (0.8339)	859.71 (1.0000)	859.71 (0.5000)	859.71 (1.0000)	-
Monóxido de carbono	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Hidrógeno	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Metano	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Formaldehído	-	-	0.558 (0.0005)	-	0.558 (1E-5)	0.558 (1.03E-5)	-	0.558 (1.05E-5)	-	-	-	-
Ac. fórmico	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Metanol	-	-	-	7586.7 (0.5990)	7586.7 (0.1402)	7586.7 (0.1402)	-	7586.7 (0.1425)	-	-	-	-
Tetraoxano	-	-	163.64 (0.1577)	-	163.64 (0.0030)	163.64 (0.0030)	-	163.64 (0.0030)	-	-	-	-
Diclorobenceno	-	-	0.4058 (0.0003)	-	0.4058 (7.3E-6)	0.4058 (7.3E-6)	-	0.4058 (7.4E-6)	-	-	-	-
Oxido de Etileno	11.66 (1.0000)	-	1.89 (0.00180)	-	1.88 (3.5E-5)	-	1.88 (1.0900)	-	-	-	-	-
Poliacetal	-	-	859.71 (0.8288)	-	859.71 (0.0158)	859.71 (0.0158)	-	-	-	859.71 (0.5000)	-	859.71 (1.0000)
Amoniaco	-	-	-	12.669 (0.0010)	12.669 (2.3E-4)	12.669 (0.0002)	-	12.669 (0.0902)	-	-	-	-
Ciclohexano	-	10.56 (1.0000)	10.56 (0.01010)	-	10.56 (1.9E-4)	10.56 (0.0001)	-	10.56 (0.0001)	-	-	-	-
Dióxido de carbono	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL	11.66	10.56	1037.261	12668.97	51101.82	54099.94	1.88	53240.23	699.71	1719.42	859.71	859.71
PFESION lb/in ² abs	10.29	10.29	10	10.29	250	10.29	10.29	9	10.29	10.29	9	10.29
TEMPERATURA fahrenheit	68	68	221	20	320	77	77	70	68	68	70	68

VII.4 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO.

El proceso de obtención de poliacetales a partir de metanol, vía trioxano, puede dividirse en 7 secciones principales:

- Obtención del formaldehído.
- Concentración del formaldehído.
- Obtención del trioxano.
- Purificación del trioxano.
- Polimerización del trioxano.
- Estabilización y terminación del polímero.
- Lavado del polímero.

La obtención del formaldehído comienza con la alimentación de 9498 kg/hr de aire atmosférico, a 25°C y 10.29 Psia, a un compresor de doble etapa en donde se comprime hasta 21.2 Psia antes de ser mezclado con 6277 Kg/hr de metanol, el cual ha sido previamente vaporizado hasta 68.5°C. Posteriormente, esta mezcla es calentada hasta 150°C mediante el intercambio de calor con la corriente de salida del reactor de formaldehído. En este equipo reacciona el metanol con el aire a 300°C, con un catalizador plata, siendo la conversión de 0.87. Los gases de salida son enfriados lo más rápidamente posible hasta 167°C para evitar la descomposición del formaldehído.

Con el fin de recuperar el formaldehído obtenido y el metanol que no reaccionó, la mezcla de reacción es alimentada a un sistema de absorción, en donde se obtienen 9305 Kg/hr de solución metanol-formaldehído-agua, de la cual el 44.51% en peso

es formaldehído, 41.75% agua y el resto metanol. Esta solución es obtenida en la primera torre de absorción a 62.7°C y en la segunda se ventean los incondensables a 38°C.

La solución formaldehído-metanol-agua es calentada hasta 94.2°C antes de ser alimentada a una torre de destilación, en donde se obtienen por el domo, a 64°C, 1159 Kg/hr de solución con 93% de metanol, la cual se puede recircula al vaporizador de metanol. Por los fondos salen 8206 Kg/hr de formaldehído al 50% en peso y 2.4% de metanol.

Los fondos de la torre de destilación son alimentados al reactor de trimerización, en el que se obtiene el trioxano a 109° y presión atmosférica. Durante la reacción se alcanza una conversión del 40%, con respecto al formaldehído alimentado, después de 30 minutos de reacción y utilizando como medio reaccionante un aceite (monobutílen eter de etilen glicol) y como catalizador ácido sulfúrico.

Del reactor de trimerización salen 7621 Kg/hr de vapores, de los cuales el 16% es trioxano. Estos vapores son condensados antes de ser alimentados a una torre de extracción , en donde se separa el trioxano utilizando 8230 Kg/hr de diclorobenceno como solvente. Durante la extracción se obtienen 9420 Kg/hr de solución, la cual contiene 12% de trioxano, 87.37% de solvente y trazas de agua y formaldehído.

Con el fin de separar el solvente y el trioxano, el extracto es calentado hasta 50°C y alimentado a una torre de destilación, en donde se obtiene por el domo 1015 Kg/hr de trioxano al 99.9%

y por el fondo 8405 Kg/hr conteniendo 97.9% de solvente y 1.4% de trioxano.

El trioxano líquido anhidro se polimeriza junto con 11.66% de óxido de etileno en un reactor enchaquetado y agitado a 105°C y presión atmosférica. El reactor utiliza como catalizador dietiliterato de trifluoruro de boro y como medio reaccionante 10.56 Kg/hr de ciclohexano. Después de 45 minutos de reacción se han polimerizado el 83.8% del trioxano y del óxido de etileno alimentados.

El polímero es disuelto con 12,669 Kg/hr de una solución que contiene 59.9% de metanol, 0.1% de amoníaco y 40% de agua, para poderlo bombear con una bomba de tornillo a un cambiador de calor de doble tubo, en donde sufre una degradación térmica y se estabiliza el polímero. La estabilización se lleva a cabo a 240 psig y 160°C. Al salir del cambiador de calor, el polímero es enfriado subitamente mediante la adición de agua hasta alcanzar una temperatura de 38°C y lograr la precipitación del polímero.

Después de lavado y filtrado el polímero se extruye en un extrusor convencional, en donde se agregan los aditivos necesarios y se obtienen 825.7 Kg/hr.

VII.5 FILOSOFIAS BASICAS DE OPERACION

VII.5.1 VARIABLES DE OPERACION Y CONTROL DEL PROCESO.

La función principal de la planta de poliacetales es la preparación de 825.7 Kg/hr de poliacetales mediante la polimerización de trioxano y óxido de etileno. El trioxano también es preparado en la misma planta mediante la trimerización del formaldehído, que a su vez, es obtenido por la oxidación del metanol.

Desde el punto de vista de operación y control, la planta se puede dividir en seis secciones:

- 1) Obtención de formaldehído.
- 2) Purificación de formaldehído.
- 3) Obtención de trioxano.
- 4) Purificación de trioxano.
- 5) Polimerización de trioxano.
- 6) Estabilización del polímero.

VII.5.1.1 Sección de obtención de formaldehído.

La sección de obtención de formaldehído tiene por objeto la preparación del aire y del metanol, así como la reacción entre ambos para dar el formaldehído.

Los equipos principales de esta sección son: Compresor, vaporizador, reactor y enfriadores.

a) Compresor de aire CC-1.

Las variables que más afectan al compresor de aire CC-1 son:

Presión y flujo.

-Presión.

El compresor de aire es el que mantiene la presión en el sistema de oxidación del metanol. Como el aire que se desea comprimir es aire atmosférico, la presión a la succión no puede variar, por lo que mientras el compresor funcione correctamente no es necesario controlar la presión de descarga.

-Flujo.

Podrán existir variaciones de flujo en el compresor de aire, según sea la cantidad de aire requerida para la reacción, las cuales podrán ser manejadas dentro de los límites de capacidad del compresor.

b) Vaporizador de metanol E-2.

Las variables de operación del vaporizador de metanol E-2 son: Temperatura, presión y flujo.

- Temperatura.

El vaporizador de metanol está diseñado para dar la temperatura necesaria, así como para completar la vaporización requerida del metanol.

- Presión.

La caída de presión a través del vaporizador de metanol será una función del flujo, condiciones de operación y del ensuciamiento.

Para el diseño se consideró una caída de presión máxima de 10 lb/in², pero este valor podrá aumentar hasta el máximo permisible por la presión de descarga de la bomba de alimentación, dependiendo del avance del mecanismo de incrustación en los equipos involucrados (reactor, calentadores y enfriadores). Sin embargo, no sería muy económico operar fuera del límite antes mencionado.

- Flujo.

Para evitar problemas de sobrecalentamiento de los vapores del metanol, en el caso de disminuir la producción de la planta, es necesario disminuir la cantidad de vapor de calentamiento utilizado por el vaporizador.

c) Reactor de formaldehído R-1.

Variables que afectan al reactor de formaldehído R-1: Temperatura y presión.

- Temperatura.

Es importante controlar la temperatura para evitar la disminución en la conversión del metanol por la formación de otros subproductos.

La temperatura en el reactor de formaldehído es controlada con la temperatura de salida del calentador E-3.

Debido a la naturaleza exotérmica de la reacción, la temperatura de salida del reactor de formaldehído R-1 quedará establecida por la temperatura de entrada al mismo. Se recomienda que la temperatura de salida no exceda a los 200°C

para evitar la descomposición del formaldehído.

-Presión.

La variable presión es controlada mediante la presión de descarga del compresor de aire CC-1.

d) Enfriador E-4.

Variables que afecta al enfriador: Temperatura y presión.

- Temperatura.

El enfriador E-4 está diseñado para eliminar calor rápidamente de los gases de reacción y evitar la descomposición del formaldehído. La temperatura a la que se enfrían los gases es controlada con la temperatura de descarga del reactor de formaldehído R-1.

- Presión.

Lo mismo que para el vaporizador de metanol E-2.

VII.5.1.2 Sección de purificación de formaldehído.

La finalidad de esta sección es efectuar la separación del metanol y del formaldehído de la mezcla de reacción.

Los equipos principales de esta sección son: Torres de absorción TA-1 y TA-2 y torre de destilación TD-1.

a) Torres de absorción TA1 y TA-2.

Las variables que afectan a las torres de absorción son: Temperatura, presión y flujo.

- Temperatura.

La temperatura en las torres de absorción debe mantenerse

constante para evitar variaciones en las fracciones de formaldehído y metanol absorbidos.

La temperatura se controla con la temperatura en los flujos de alimentación a la primera torre de absorción TA-1 y en la segunda torre TA-2 con la temperatura del agua eliminada.

- Presión.

La presión en las torres de absorción TA-1 y TA-2 se mantiene constante mediante el desfogue de los incondensables.

- Flujo.

El flujo de agua alimentada a la segunda torre se controla mediante el flujo de descarga del reactor de formaldehído R-1.

b) Torre de destilación TD-1.

Las condiciones de la torre TD-1 se verán influenciadas por el tipo de carga manejada en la sección de reacción. Dependiendo de ésta, habrá mayor o menor cantidad de ligeros que afectaran a la torre.

Las variables de operación de la torre de destilación son las siguientes: Presión, temperatura y flujo.

- Presión.

El cambio de composición afecta la presión y la temperatura de la torre y ésto depende de las características de alimentación y de la forma en que se efectúa la obtención del formaldehído.

En forma cualitativa se tendrá que, si la composición de la carga a las torres aumenta en componentes de menor peso

molecular, la presión de la torre tendrá que aumentar para mantener la misma temperatura en el domo.

- Temperatura y flujo.

La temperatura se elevará en las torres manteniendo la misma presión si la alimentación llegara con menor cantidad de ligeros.

Para evitar oscilaciones altas en la operación de la torre, se tiene controlado el reflujo a éstas mediante un control de flujo en cascada con un control de temperatura de la torre.

Para lograr el balance térmico en la torre se controla el flujo de vapor al rehervidor de tubos y coraza.

VII.5.1.3 Sección de obtención de trioxano.

En esta sección se lleva a cabo la trimerización del formaldehído, siendo el equipo principal el reactor de trimerización.

a) Reactor de trimerización R-2

Las variables de operación son :Temperatura y presión.

- Temperatura.

Es importante controlar la temperatura para evitar la disminución en la conversión del trioxano.

La temperatura en el reactor de trimerización R-2 es controlada con el flujo de vapor alimentado a la coraza del reactor.

- Presión.

La variable presión se controla mediante el desfogue de los

vapores de reacción del reactor de trimerización.

VII.5.1.4 Sección de purificación del trioxano.

Las variables de operación y control son las mismas que se señalaron en la sección VII.5.1.2.

VII.5.1.5 Sección de polimerización del trioxano.

En esta sección es donde se lleva a cabo la polimerización del trioxano y del óxido de etileno, siendo el equipo principal el reactor de polimerización R-3.

a) Reactor de polimerización R-3.

Las variables de operación del reactor de polimerización R-3 son la presión y la temperatura.

- Temperatura y presión.

Es importante controlar la temperatura y la presión en el reactor de polimerización, no solo para alcanzar una buena conversión, sino también para que el polímero obtenido tenga las propiedades deseadas.

La temperatura del reactor de polimerización es controlada con el flujo del vapor alimentado a la coraza del reactor.

VII.5.1.6 Sección de estabilización del polímero.

En esta parte del proceso es donde se estabiliza el polímero para evitar la degradación del mismo.

El equipo principal de esta sección es el cambiador de calor de doble tubo ET-1.

a) Cambiador de calor de doble tubo ET-1.

Las variables de operación del cambiador de calor de doble tubo son: Temperatura y flujo.

- Temperatura y flujo.

El cambiador de calor de doble tubo está diseñado para proporcionar la temperatura requerida y lograr la estabilización del polímero

La temperatura en el cambiador de calor es controlada con un control de flujo en cascada con un control de temperatura en el cambiador de calor.

VII.5.2 OPERACIONES ANORMALES.

VII.5.2.1 Sección de reacción.

Las operaciones anormales en cualquiera de las secciones de reacción pueden ser debido a falla del siguiente equipo:

a) Falla de uno de los reactores.

Los reactores R-1, R-2 o R-3 pueden fallar por motivos del catalizador, ya sea por que se envenene por no operarlo a las condiciones apropiadas, o por la deposición de coque u otras materias contaminantes. Al suceder lo anterior, el catalizador debe eliminarse o regenerarse y para ésto debe hacerse un paro ordenado de la sección de reacción.

b) Falla del equipo de intercambio de calor.

En virtud de tenerse varios intercambiadores de calor para calentar las alimentaciones a los reactores y lograr la temperatura óptima en cada uno de ellos, en caso de falla de estos equipos no será posible operar la sección de reacción.

c) Falla del equipo rotativo.

En caso de falla de algún equipo rotativo de la sección de reacción, no habrá problemas, puesto que en general, todas las bombas tienen relevo.

VII.5.2.2 Sección de purificación.

Las operaciones anormales en la sección de purificación, son por fallas de los equipos siguientes:

a) Fallas de las torres de absorción o de destilación.

Cuando alguna de las torres, ya sean de absorción o de destilación, salgan de operación por algún motivo, la planta no podrá seguir operando, puesto que no se tienen torres de relevo para obtener los productos con las especificaciones requeridas.

b) Falla del equipo de intercambio de calor.

En caso de fallar cualquiera de los rehervidores de las torres de destilación, la planta no podrá seguir operando, puesto que son las únicas fuentes de calentamiento disponibles para el balance térmico de las torres.

c) Falla del equipo rotativo.

En caso de falla de algún equipo rotatorio de la sección de purificación, la planta podrá seguir operando normalmente, puesto que tanto las bombas, como los filtros, tienen equipo de relevo.

VII.6 CRITERIOS GENERALES DE DISEÑO

Los criterios empleados para el diseño de los equipos de la planta de poliacetales, se tomaron adoptando las recomendaciones dadas por la literatura empleada, las cuales están basadas - en algunos casos - en la experiencia.

VII.6.1 Compresor centrífugo CC-1

El compresor se diseñó empleando el método "n", que se utiliza cuando el gas que se comprime se aproxima a un gas ideal, tal como lo es el aire.

VII.6.2 Precalentador E-1 y vaporizador E-2

Los cambiadores de calor de tubos y coraza se diseñaron con el método evolutivo, en el que se suponen las masas velocidad de los fluidos y se comprueban mediante el número de pasos que resulte en cada lado del equipo.

En estos equipos se utilizó un coeficiente individual de transferencia de calor, para el vapor de calentamiento, igual a $1500 \text{ BTU/hr}^\circ\text{F ft}^2$.

Para el precalentador se seleccionó el metanol para pasarlo por el lado de los tubos, con el fin de evitar el flujo a dos fases del lado del vapor. La U_D recomendada por Kern en estos casos es de $200 \text{ BTU/hr}^\circ\text{F ft}^2$.

En el vaporizador el metanol se introduce por el lado de la coraza, ya que no es recomendable la vaporización por el lado de los tubos.

La caída de presión máxima permitida en ambos equipos es de 5 a 10 lb/in² y se utilizaron tubos de una pulgada de diámetro de 16 BWG en arreglo Pitch triangular.

VII.6.3 Reactor de formaldehído R-1

Para el diseño del reactor de formaldehído se utilizaron los datos de cinética reportados en la literatura. Para determinar la longitud del reactor, se establecieron dos ecuaciones diferenciales, la primera, relaciona el cambio en la temperatura con respecto a la conversión, y la segunda, la conversión con respecto a la longitud. Estas ecuaciones se resolvieron utilizando un método numérico (Runge Kutta de 4° orden).

VII.6.4 Torres de absorción TA-1 y TA-2

El cálculo del número de platos para la torre de absorción TA-1 se realizó mediante ecuaciones simplificadas, y para la torre TA-2 mediante métodos gráficos (con la finalidad de aplicar formas distintas en cada caso).

Para ambos casos se seleccionaron platos perforados con orificios en arreglo triángulo equilátero. El diámetro y el dimensionamiento de los platos se realizó con la metodología de Treybal, trabajando con un 80 por ciento de la velocidad de

inundación y una longitud del derramadero de 0.7 veces el diámetro.

La eficiencia de los platos se calculó en base a la correlación de O'Connor.

VII.6.5 Torre de destilación de multicomponentes TD-1

Por tratarse de un sistema de multicomponentes, el número de etapas se determinó mediante ecuaciones simplificadas siguiendo la metodología descrita por Mc Ketta. Esta metodología consiste en seleccionar un componente clave ligero (metanol) y un componente clave pesado (formaldehído) y mediante ecuaciones - en función de las constantes de equilibrio - se determina el reflujo mínimo. Se consideró el reflujo de operación igual a 1.25 veces el reflujo mínimo.

Con el reflujo de operación y el mínimo, y mediante la correlación de Gilliland se determina el número de platos.

El dimensionamiento de los platos y el diámetro de la torre se efectuaron con los mismos criterios empleados para las torres de absorción.

VII.6.6 Reactor de trioxano R-2

Este equipo se diseñó con los datos proporcionados por la patente norteamericana 3,637,751 de enero 25 de 1972 considerando una presión de diseño igual a la atmosférica y una temperatura de 100°C.

El espesor se calculó con la ecuación de Barlow, considerando un esfuerzo máximo permisible de 19,000 psi.

VII.6.7 Separador vapor-líquido TS-1

El criterio principal para dimensionar un separador vapor-líquido es la velocidad en la fase vapor, y se considera como en porcentaje de la velocidad máxima permitida, en este caso fué del 68.76 por ciento de la máxima, que se considera un valor adecuado. La temperatura de diseño se recomienda de 15° C. arriba de la temperatura de operación si ésta cae entre -20° y 340°C. La presión de diseño es igual a la presión atmosférica (10.29 psia).

Se eligió un tanque vertical con un tiempo de residencia de cuatro minutos y una relación de la longitud con respecto al diámetro de 4.7

VII.6.8 Extractor líquido-líquido TE-1

La torre de extracción se diseñó por métodos gráficos, utilizando como solvente el diclorobenceno, ya que éste requiere de un número menor de etapas de separación en la torre de destilación, esto de acuerdo al estudio realizado por Goyal y demás colaboradores ⁽⁴⁾, en donde también reportan el equilibrio para el sistema trioxano-sol. formaldehído-diclorobenceno.

(4) Selective solvent extraction of trioxane from formaldehyde solution. H. S. Goyal & K. Sharon, J. Chem. Eng. Data, 1961, 26, 67-70

VII.6.9 Torre de destilación TD-2

Goyal y Sharon ⁽¹⁾ reportaron las dimensiones de la torre para separar el trioxano, con el fin de obtenerlo con una pureza del 99.9 por ciento en peso en los fondos, requiriendo para ello 12 etapas teóricas.

VII.6.10 Reactor de polimerización R-3

La patente Norteamericana 3254053 de mayo 31 de 1966, recomienda la utilización de un cilindro encaquetado con agitación que opere a una temperatura de 105°C., a presión atmosférica y con un tiempo de residencia de 45 minutos. Además presenta una tabla en la que se pueden observar las distintas conversiones de acuerdo a las cantidades de catalizador y reactivos utilizados. Se eligió la de mayor conversión (83.86 por ciento).

Cabe señalar que para diseñar este tipo de reactores, es necesario realizar estudios experimentales para cada caso en particular de polimerización, ya que no se puede generalizar un modelo matemático.

De acuerdo a lo anterior, se extrapolaron las dimensiones dadas por la patente para las cantidades manejadas, considerándolas adecuadas para fines de un estudio técnico-económico.

(1) Selective solvent extraction of trioxane from formaldehyde solution. J. Chem. Eng. Data, 1961, 2d, 67-70

VII.6.11 Calentador de doble tubo ET-1

Para este equipo se consideró necesario la utilización de un aceite de calentamiento, debido a que se requiere calentar un fluido que presenta una elevada viscosidad.

La Ud recomendada para el calentamiento de un fluido viscoso mediante un aceite de este tipo es de 50 BTU/hr ft².

Se eligió flujo a contracorriente debido a que proporciona una LMTD mayor, requiriendo por lo tanto una menor área de intercambio de calor.

Se seleccionó una longitud de ensamble por horquilla de 20 ft., ya que un valor mayor originaría problemas en las uniones provocando fugas. Los tubos requeridos fueron de 16 IPS Céd. 40.

VII.6.12 Bomba de tornillo BT-1

Para manejo de fluidos con una alta viscosidad o con partículas sólidas, tales como los plásticos fundidos en proceso, se emplean este tipo de bombas las cuales trabajan a una eficiencia no mayor del 20 %, sin importar la carga que manejen.

VII.6.13 Filtros rotatorios FR-1 y FR-2

Se seleccionaron filtros horizontales, los cuales son apropiados para lo siguiente:

-Partículas extremadamente gruesas con libre tendencia a asentarse y que requieren lavado a contracorriente.

-Velocidades de filtración de hasta 15000 lt/hr m²

-Manejo de más de 20 por ciento de sólidos en base seca
Con la velocidad de filtración máxima y el flujo manejado se
obtuvo el área de filtración requerida la cual se ajustó a las
medidas estándares recomendadas por Stockdale.

VII.7 DIMENSIONAMIENTO DEL EQUIPO

Se elaboró el dimensionamiento de los principales equipos del proceso seleccionado.

Las secuencias de cálculo son explicadas brevemente para los equipos principales basados en los métodos más usuales y comunes de la ingeniería química- ya que el objetivo de este trabajo es el de un estudio técnico-económico no la realización definitiva de la ingeniería básica -por tanto se dimensionan mediante métodos cortos, los cuales, cuando se desarrolle una ingeniería de detalle deberán ser confirmados por un algoritmo más detallado.

VII.7.1 COMPRESOR 'CC-1

Condiciones: - Flujo de entrada: 349.07 lb/min. (aire).

$$- P_1 = 10.29 \text{ psia.}$$

$$- P_2 = 21.2 \text{ psia.}$$

$$- P_c = 547 \text{ psia.}$$

$$- T_1 = 536.07 \text{ } ^\circ\text{R.}$$

$$- T_c = 239 \text{ } ^\circ\text{R.}$$

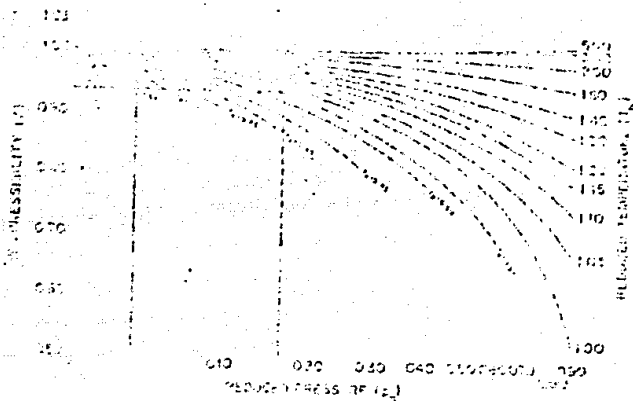
$$1. - PR_1 = \frac{P_1}{P_c} = \frac{10.29}{547} = 0.0188.$$

$$TR_1 = \frac{T_1}{T_c} = \frac{536.07}{239} = 2.245.$$

Por lo tanto: $Z_1 = 1$. (DE LA FIGURA 7.1)

$$R = \frac{1564}{M} = \frac{1564}{28.97} = 53.29.$$

FIGURA 7.1



FACTOR DE COMPRESIBILIDAD

$$V_1 = \frac{Z_1 R T_1}{144 P_1} = \frac{53.20 \cdot 536.67}{144 \cdot 10.20} = 19.3 \text{ ft}^3/\text{lb.}$$

$$Q_1 = M_1 V_1 = 349.07 \cdot 19.3 = 6737.042 \text{ ft}^3/\text{min.}$$

2.- Para $Q_1 = 6737.042 \text{ ft}^3/\text{min.}$ el compresor recomendado es un compresor marca Elliot Tipo 294, cuyas características son las siguientes:

Cabeza politrópica nominal por etapa = 10,000. (TABLA 1

APENDICE)

Eficiencia nominal politrópica = 0.76

Número máximo de etapas = 10

Velocidad a una cabeza nominal politrópica por etapa :

11,500 rpm.

3.- Compresibilidad promedio.

Relación de presión.

$$Y = \frac{P_2}{P_1} = \frac{21.2}{10.20} = 2.06$$

$$k = 1.4$$

$$\eta_p = 0.76$$

DE LA FIG 1 APENDICE 1 : X = 0.19

$$\eta_{ad} = 0.735$$

$$T_2 \text{ aprox.} = \frac{k}{\eta_{ad}} \cdot T_1 + T_1 = \frac{0.19}{0.735} \cdot 536.67 + 536.67 \\ = 675.4 \text{ } ^\circ\text{R.}$$

$$TR_2 = \frac{T_2}{T_1} = \frac{675.4}{330} = 2.026$$

$$PR_2 = \frac{P_2}{P_1} = \frac{21.2}{5.47} = 0.0387$$

Por tanto : Z_2 = 1 Y ZAV = 1

4.- Cabeza politrópica.

$$\frac{\eta-1}{\eta} = \frac{k-1}{k (\eta_p)} = \frac{1.4-1}{1.4 (0.76)} = 0.376$$

$$M_p = \frac{ZAV R T_1}{\eta - 1} \left(\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{\eta - 1}{\eta}} \right) - 1 = 14833 \text{ ft.}$$

5. - Máxima cabeza por etapa = 12000

$$\text{Número de etapas} = \frac{14833}{12000} = 1.24 = 2.$$

6. - Velocidad requerida.

$$\text{VELOCIDAD} = \text{VELOCIDAD NOM} \cdot \left[\frac{M_p}{12000 \cdot \text{No. ETAPAS}} \right]^{1/2}$$

$$= 11500 \cdot \left[\frac{14833}{12000 \cdot 2} \right]^{1/2} = 9041 \text{ rpm.}$$

7. - Hp requeridos.

$$M_{pT} = M_p \text{ gas} + \text{PERDIDAS}$$

$$M_p \text{ gas} = \frac{M_1 \cdot M_p}{\eta_p \cdot 33000} = \frac{34.07 \cdot 14833}{0.75 \cdot 33000} = 235.066$$

$$\text{Pérdidas} = 36 \quad (\text{FIGURA 2 APENDICE})$$

$$M_{pT} = 271.066$$

8. - Temperatura de descarga.

$$T_2 = \frac{M_p}{ZR (K/(K-1)) \eta_p} + T_1 = 181.31 \text{ } ^\circ\text{F.}$$

9. - Flujo de descarga.

$$Q_2 = Q_1 \cdot \frac{P_1}{P_2} \cdot \frac{T_2}{T_1} \cdot \frac{Z_1}{Z_2} = 7792.97 \text{ ft}^3/\text{min.}$$

10. - Cálculo del enfriador del compresor.

$$\text{TEMPERATURA INTERMEDIA: } T_I = T_1 \cdot \left[\frac{P_2}{P_1} \right]^{\frac{(\eta - 1)}{\eta}}$$

$$T_I = 704.21 \text{ } ^\circ\text{R} = 244.21 \text{ } ^\circ\text{F} \quad \text{Temperatura a la que se calienta el aire, por lo que se tiene que enfriar hasta } T_1 = 76.67 \text{ } ^\circ\text{F.}$$

Balance de calor.

$$Q = M \cdot c_p \cdot (T_2 - T_1) \text{ (aire)} = M \cdot c_p \cdot (t_2 - t_1) \text{ (agua de enfriamiento).}$$

$$C_p \text{ aire} = 0.25 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 244.1^\circ\text{F}$$

$$Q = 840.07 \times 0.25 \times (244.1 - 76.67) = 14001.19 \text{ BTU/hr.}$$

$$t_1 = 50^\circ\text{F}$$

$$t_2 = 77^\circ\text{F}$$

$$C_p = 1 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F}$$

$$\text{Cantidad de agua requerida: } m = \frac{14001.19}{(77 - 50)} = 518.56 \text{ lb/hr.}$$

$$\text{LMTD} = 76.67^\circ\text{F.}$$

$$U_d \text{ recomendada} = 25 \quad (1)$$

$$A = \frac{Q}{\text{LMTD} \times U_d} = \frac{14001.19}{76.67 \times 25} = 7.32 \text{ ft}^2$$

(1) Kern, Donald : Procesos de transferencia de calor

VII.7.2 PRECALENTADOR DE METANOL E-1

Características del vapor de calentamiento:

$$T = 387.0^{\circ}F$$

$$P = 215 \text{ psia.}$$

$$\lambda_{\text{vap}} = 839.1 \text{ BTU/lb}$$

Condiciones de la corriente de metanol.

$$M = 18856.887 \text{ lb/hr.}$$

$$C_p = 0.65 \text{ BTU/lb}^{\circ}F \text{ a temperatura media} = 116.8^{\circ}F$$

$$T_2 = 150^{\circ}F$$

$$T_1 = 89.38^{\circ}F$$

1.- Balance de calor.

$$Q = M C_p (T_2 - T_1) = m_v \lambda_{\text{vap}}$$

METANOL

H₂O

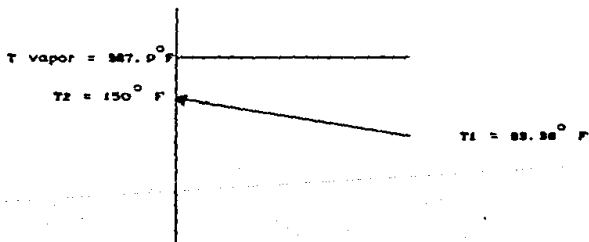
2.- Cantidad de calor necesario para calentar.

$$Q = 18856.887 \cdot 0.65 \cdot (150 - 89.38) = 740086.34 \text{ BTU/hr}$$

3.- Cantidad de vapor requerido.

$$m_v = \frac{740086.34}{839.1} = 715.154 \text{ lb/hr}$$

4.- Perfil de temperaturas y cálculo de la LMTD.



$$\begin{aligned} \text{LMTD} &= \frac{(T_2 - T_1) - (T_2 - T_1)}{\ln (T_2 - T_1) / (T_2 - T_1)} \\ &= \frac{(387.0 - 150) - (387.0 - 83.38)}{\ln (387.0 - 150) / (387.0 - 83.38)} = 200.02 \text{ } ^\circ\text{F} \end{aligned}$$

5. - Area requerida.

Tomando una U_D recomendada = 200 BTU/lb hr ft², el área total requerida es 1102:

$$A = \frac{Q}{U_D \cdot \text{LMTD}} = \frac{240000 \text{ Btu/hr}}{200 \cdot 200.02} = 11.11 \text{ ft}^2$$

En donde:

Q = Calor requerido en BTU/lb

U_D = Coeficiente total de diseño de transferencia de calor en BTU/lb hr ft²

LMTD = Temperatura media logarítmica en $^\circ\text{F}$

6. - Número de tubos.

$$N_t = \frac{A}{\pi \cdot (d_o/12) \cdot L} = \frac{11.11}{\pi \cdot (1/12) \cdot 4} = 11 \text{ tubos.}$$

En donde:

A = Area total de transferencia de calor en ft²

d_o = Diámetro externo de tubos en pulg.

L = Longitud de los tubos en ft.

7. - Número de pasos por los tubos.

fluido por tubos: metanol

Area de flujo por tubo: $a_{ft} = \frac{w_t}{\rho_t}$

En donde :

w_t = Flujo volumétrico en lb/hr

α = Masa velocidad en lb/hr °F

$$\alpha t = \frac{13858.887}{825000} = 0.0426 \text{ ft}^2$$

Número de tubos por paso: $N_{tp} = \frac{\alpha t}{\alpha t / \text{paso}} = 144$

En donde:

$\alpha t / \text{paso}$ = Área de flujo por tubo y por paso (FIGURA 8 APEND.)
en pulgadas.

$$N_{tp} = \frac{0.0426}{0.594} = 144 = 11 \text{ tubos.}$$

Por lo tanto: $\frac{N_t}{N_{tp}} = \frac{11}{11} = 1 \text{ paso por los tubos}$

B. - Número de pasos por la envolvente.

Fluido por la envolvente: Vapor de agua.

$$\alpha s = \frac{V_s}{D_s}$$

En donde:

V_s = Flujo volumétrico en lb/hr.

αs = Masa velocidad en lb/hr °F.

Con el número de pasos por los tubos, el NT, el d_o y el arreglo de los tubos de la tabla 2 APENDICE , obtenemos el diámetro de la coraza:

Diámetro de la coraza: $D_c = 8 \text{ pulg.}$

Espaciamiento entre mamparas: $B = \frac{\alpha s \cdot \text{Pitch} \cdot 144}{D_c \cdot C} = 1.287 \text{ ft}$

Donde :

C = Claro = Pitch - diámetro externo del tubo = 0.25 pulg

pitch = Diámetro externo + 0.25 pulg = 1.25 pulg.

El cambiador queda definido:

Cambiador de calor tipo (1 - 1).

Tubos de 1 pulg. de diámetro se sva., arreglo pitch triangular.

Longitud de los tubos: 4 ft

Area total de transferencia de calor: 11.11 ft²

Diámetro de la coraza: $D_s = 8$ pulgadas.

Espaciamiento entre mamparas: $S = 1.287$ ft.

Caída de presión por los tubos y la coraza: $<$ de 1 psi.

VII.7.3 VAPORIZADOR E-2

Datos del fluido lado coraza (metanol) a 150°F .

Calor latente de vaporización del metanol: $\lambda_{vm} = 450 \text{ BTU/lb}$

Temperatura de vaporización del metanol a condiciones de operación: $T_{vm} = 150^{\circ}\text{F}$.

Viscosidad $\mu = 0.8 \text{ cp}$

Densidad del vapor $\rho_v = 1.987 \text{ kg/m}^3$

Densidad del líquido $\rho_l = 785 \text{ kg/m}^3$

Capacidad calorífica $c_p = 0.45 \text{ BTU/lb }^{\circ}\text{F}$

Conductividad térmica $k = 0.084$

Masa de metanol $M_m = 13958.887 \text{ lb/hr}$.

Datos del fluido lado tubos (vapor de agua saturado).

Calor latente de vaporización $\lambda_v = 830.1 \text{ BTU/lb}$

Temperatura de saturación = 307.9°F .

1. - Balance de calor.

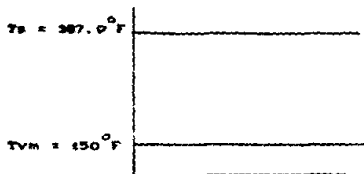
$$Q = M_m \cdot \lambda_{vm} = M_v \cdot \lambda_v$$

$$Q = 13958.887 \cdot 450 = 6281499.15 \text{ BTU/lb.}$$

2. - Cantidad de vapor requerido.

$$M_v = \frac{Q}{\lambda_v} = \frac{6281499.15}{830.1} = 7432.307 \text{ lb/hr.}$$

3. - Perfil de temperaturas y cálculo del LMTD.



$$\Delta T_{LM} = T_e - T_{vm} = 227.9 - 190 = 37.9^\circ F$$

4.- Coeficiente de transferencia de calor por los tubos.

Valor recomendado $h_o = 1500$ (US).

5.- Coeficiente de transferencia de calor por la coraza.

El coeficiente del lado de la coraza se calcula con la ecuación de Taborek.

$$h_{sf} = 2.5 h_l \left(\frac{1}{x_{11}} \right)^{0.5}$$

$$h_l = \left(\frac{1 - 0.4 x_o}{0.4 x_o} \right)^{0.9} \rho$$

$$\rho = \left(\frac{Dv}{Pl} \right)^{0.5} \left(\frac{\mu_l}{\mu_v} \right)^{0.1}$$

$$x_o = \frac{\text{masa vapor entrada}}{\text{masa liq. salida}} = 1$$

Donde :

h_{sf} = Coeficiente individual transferencia de calor por la coraza cuando hay 2 fases presentes ($BTU/hr ft^2 ^\circ F$).

h_l = coeficiente individual de transferencia de calor por la coraza como si no hubiera vaporización (ecuación de Sieder y Tate) en $BTU/hr ft^2 ^\circ F$.

a) Cálculo del Reynolds.

$$Re = \frac{d_o G_s}{\mu} = \frac{(0.72/12) \cdot 100000}{2.42 \cdot 0.3} = 8264.402$$

b) Cálculo del Prantl.

$$Pr = \frac{C_p \mu}{k} = \frac{0.64 \cdot 0.3 \cdot 2.42}{0.084} = 5.581$$

c) Ecuación de Sieder-Tate.

$$\frac{h_o}{\rho_s} = 0.36 \cdot Re^{0.55} \cdot Pr^{0.22} \cdot (k_f) = 126.449$$

Temperatura de la pared.

$$t_w = T_m - \frac{1/h_o}{1/h_o + 1/h_i} (T_m - t_m)$$

$$= 387.9 - \frac{1/1500}{1/1500 + 1/126.5} (387.9 - 150) = 360^\circ \text{F}$$

Corrigiendo por viscosidad.

Viscosidad a la temperatura de la pared = 0.11 cp.

$$\phi_w = \left(\frac{0.3}{0.11} \right)^{0.14} = 1.15$$

$$h_o = 126.449 \cdot 1.15 = 145.518$$

$$\psi = \left(\frac{1.387}{785} \right)^{0.5} \cdot \left(\frac{0.3}{0.02} \right)^{0.1} = 0.0551$$

$$x_{tt} = \left(\frac{1 - 0.40}{0.40} \right) \cdot 0.0551 = 1.1789$$

$$h_{if} = 5.5 \cdot 145.518 \cdot \left(\frac{1}{1.1789} \right)^{0.5} = 470.077$$

6. - Cálculo del coeficiente total de diseño de transferencia de calor.

$$UD = \left[\frac{1}{470} + \frac{1}{1500} \right]^{-1} = 357.912 \text{ BTU/hr ft}^2 \text{ }^\circ \text{F}$$

7. - Area total requerida de transferencia de calor.

$$A = \frac{0236499.15}{357.91 \cdot 237.9} = 73.42 \text{ }^\circ \text{F}$$

Por lo que el vaporizador queda definido de la siguiente

manera:

Cambiador de calor de tubo y coraza tipo (1 - 1).

Número de tubos $N_1 = 20$

Longitud de los tubos = 10 ft de 1 pulg. de BVC

Diámetro de la coraza = 10 pulgadas.

Espaciamiento entre mamparas = 2 ft.

Caída de presión por los tubos y la coraza = 5 psi.

VII.7.4 TORRE DE ABSORCIÓN TA-1

Balance de materia para el formaldehído.

$$y_1 = 0.1079$$

$$G_1 = 399.0189 \text{ Kgmol/hr.}$$

$$x_0 = 0.24602$$

$$L_0 = 161.003 \text{ Kgmol/hr.}$$

$$y_{Np+1} = 0.2245$$

$$G_{Np+1} = 334.42 \text{ Kgmol/hr.}$$

$$x_{Np} = 0.35095$$

$$L_{Np} = 396.40 \text{ Kgmol/hr.}$$

1.- De la gráfica de equilibrio (FIGURA 7.2) a 145°F se tiene :

$$x_0 = 0.24602; y^* = 0.107$$

$$m = \frac{y^*}{x} = \frac{0.107}{0.24602} = 0.4349$$

2.- Para los fondos de la torre el factor de absorción se

$$\text{calcula : } ANP = \frac{L_{Np}}{m \cdot G_{Np+1}} = \frac{396.4036}{0.4349 \cdot 334.4208} = 1.4367$$

Para el domo el factor de absorción es:

$$A_1 = \frac{L_0}{m \cdot G_1} = \frac{161.0038}{0.4349 \cdot 399.0188} = 0.92779$$

$$\text{El factor de absorción promedio: } A = (1.4367 \cdot 0.92779)^{1/2}$$

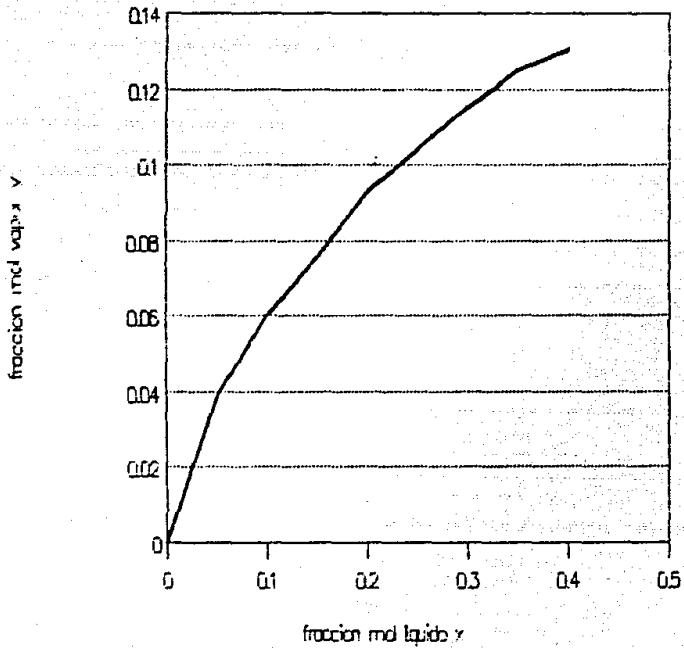
por lo tanto:

$$\frac{y_1 - mX_0}{y_{Np+1} - mX_0} = \frac{0.10799 - 0.4349 \cdot 0.24602}{0.2245 - 0.4349 \cdot 0.24602} = 0.00847$$

3.- Número de platos.

$$NP = \frac{\text{LOG} \left(\frac{y_{Np+1} - mX_0}{y_1 - mX_0} \right) \left(1 - \frac{1}{A} \right) + \left(\frac{1}{A} \right)}{\text{LOG } A} = 19.61$$

FIGURA 7.2



La eficiencia de los platos se obtiene de la gráfica de O'Connell (FIGURA 4 APEÑDICE) y es igual a 0.70

El número real de platos es por lo tanto = $\frac{19.61}{0.70} = 28.0$
o sea 28 platos.

4. - Diámetro de la torre y dimensionamiento de los platos.

Peso molecular promedio del gas = 24.866 Kg/Kgmol.

Densidad del gas = 0.002 Kg/m³

Flujo volumétrico del gas.

$$Q = 309.018 \frac{\text{Kgmol}}{\text{hr}} \cdot \frac{24.866 \text{ Kg}}{\text{Kgmol}} \cdot \frac{1 \text{ m}^3}{0.002 \text{ Kg}} \cdot \frac{1 \text{ hr}}{3600 \text{ seg}}$$

$$= 4.8568 \text{ m}^3/\text{seg.}$$

Peso molecular promedio del líquido = 22.025 Kg/Kgmol

Densidad del líquido = 1105 Kg/m³

Flujo volumétrico del líquido.

$$q = 104.002 \frac{\text{Kgmol}}{\text{hr}} \cdot \frac{22.025 \text{ Kg}}{\text{Kgmol}} \cdot \frac{1 \text{ m}^3}{1105 \text{ Kg}} \cdot \frac{1 \text{ hr}}{3600 \text{ seg}}$$

$$= 0.00080 \text{ m}^3/\text{seg.}$$

Las perforaciones de los platos se tomaron de 4.5 mm. de diámetro sobre un distribuidor en forma de triángulo equilátero, con distancias de 12 mm. entre los centros de los orificios y hechos sobre una hoja metálica de 2mm. de espesor (47), por lo tanto:

$$\frac{A_o}{A_a} = \frac{\text{AREA DEL ORIFICIO}}{\text{AREA ACTIVA}} = 0.907 \left(\frac{d_o}{p} \right)^2$$

$$= 0.907 \left(\frac{4.5 \text{ mm.}}{12 \text{ mm.}} \right)^2 = 0.1275$$

Utilizando 18 pulg. de espaciamento entre platos (47):

$$\frac{L}{a} \left(\frac{\rho g}{\rho l} \right)^{0.5} = \frac{q \rho l}{a \rho g} \left(\frac{g}{l} \right)^{0.5} = \frac{q}{a} \left(\frac{\rho l}{\rho g} \right)^{0.5}$$

$$= \frac{0.00084}{4.8583} \left(\frac{1105}{0.902} \right)^{0.5} = 0.411 \cdot 10^{-3}$$

Por lo que la constante de inundación es:

$$CF = \left[a \log \frac{1}{0.411 \cdot 10^{-3} + \beta} \right] \left(\frac{\sigma}{0.02} \right)^{0.2}$$

siendo:

$$a = 0.1$$

$$\beta = 0.1$$

$$\sigma = 0.04 \text{ N/m (viscosidad)}$$

$$CF = \left[0.1 \log \frac{1}{0.411 \cdot 10^{-3} + 0.1} \right] \left(\frac{0.04}{0.02} \right)^{0.2} = 0.3667$$

Y la velocidad de inundación es:

$$CF = \sqrt{V} \left(\frac{\rho l - \rho g}{\rho g} \right)^{0.5} = 0.3667 \left(\frac{1105 - 0.902}{0.902} \right)^{0.5} = 12.819 \text{ m/s}$$

Tomando un 80 % de la velocidad de inundación (47):

$$V = 0.8 (12.819) = 10.255 \text{ m/s}$$

Con base en el área neta de la sección transversal de la torre para el flujo de gas

$$AN = \frac{Q}{V} = \frac{4.8583 \text{ m}^3/\text{seg}}{10.255 \text{ m/s}} = 0.47374 \text{ m}^2$$

Se escoge una longitud de derramadero (τ) = 0.77, siendo τ el

diámetro de la torre, el área del vertedero utilizada es del 8.8 % y la sección transversal de la torre es:

$$A_t = \frac{0.47374}{1-0.088} = 0.51945 \text{ m}^2$$

Por lo tanto, el diámetro de la torre es:

$$r = \left(\frac{4 \cdot A_t}{\pi} \right)^{0.5} = \left(\frac{4 \cdot 0.51945}{\pi} \right)^{0.5} = 0.8132 \text{ m}$$

Redondeando a 0.9 m

$$A_t \text{ corregida} = \frac{\pi \cdot d^2}{4} = \frac{\pi (0.90)^2}{4} = 0.6361 \text{ m}^2$$

$$V = 0.7 (0.9) = 0.63 \text{ m}$$

Área de la sección transversal del vertedero.

$$A_d = 0.088 (0.6361) = 0.05597 \text{ m}^2$$

Área activa.

$$A_a = A_t - 2A_d = 0.6361 - 2(0.05597) = 0.52416 \text{ m}^2$$

$$\frac{q}{T} = \frac{0.00089}{0.9} = 0.00098 \text{ m}^3/\text{m seg}$$

Este valor es menor que $0.015 \text{ m}^3/\text{m seg}$ que es lo máximo recomendado para este tipo de platos, por lo que se aceptan las dimensiones.

5.- Cresta (h_s) y altura del derramadero (h_w).

El cálculo de la cresta del derramadero se realiza en forma iterativa.

Suponer $h_s = 0.0085 \text{ m}$

$$\frac{h_s}{T} = \frac{0.0085}{0.9} = 0.00944$$

$$\frac{T}{V} = \frac{0.9}{0.63} = 1.42857$$

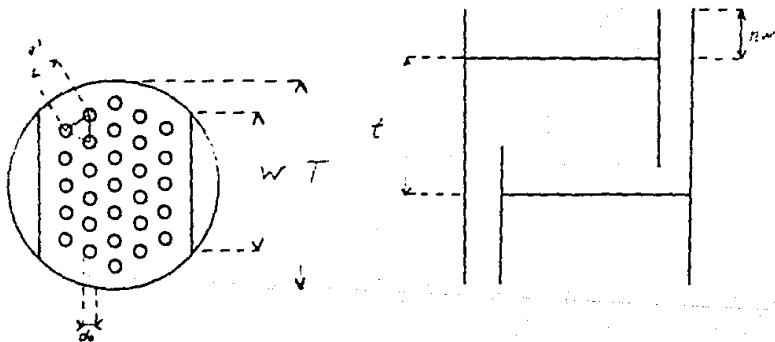
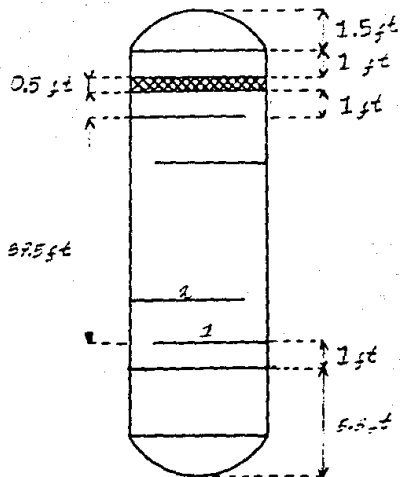
$$\left(\frac{V_{of}}{V}\right)^2 = \left(\frac{T}{V}\right)^2 - \left[(T/V)^2 - 1 \right]^{0.5} + \frac{2h_1}{T} - \frac{T}{V} \Big)^2 = 0.0435$$

$$h_1 = 0.666 \left(\frac{q}{V}\right)^{2/3} \left(\frac{V}{V_{of}}\right)^{2/3} = 0.00853 \text{ m} \dots \text{ok}$$

Con h_1 se fija la altura del derramadero: $h_v = 0.015 \text{ m}$

6.- Altura total de la torre

$Z=48 \text{ ft}$



TORRE TA-1

VII. 7.5 TORRE DE ABSORCION TA-2

Balance de materia para el formaldehído.

$$y_1 = 0.01077$$

$$Y_1 = 0.01088$$

$$O_1 = 942.046 \text{ Kgmol/hr}$$

$$X_0 = 0$$

$$X_0 = 0$$

$$L_0 = 106.048 \text{ Kgmol/hr}$$

$$y_{NP+1} = 0.10790$$

$$Y_{NP+1} = 0.121062$$

$$O_{NP+1} = 900.0180 \text{ Kgmol/hr}$$

$$x_{NP} = 0.24002$$

$$X_{NP} = 0.3202$$

$$L_{NP} = 101.0098 \text{ Kgmol/hr}$$

- 1.- Los datos de equilibrio para el formaldehído a 100°F se dan a continuación (Reportados por Piret en la Ind. & Eng. Chem., vol 41, # 6, June 1949, 1277-1280)

X	y^*
0.050	0.015
0.100	0.0335
0.150	0.0500
0.200	0.0625
0.250	0.0700
0.300	0.0750

Sobre la gráfica 7.3 además de trazar la curva de equilibrio se grafica la línea de operación mediante las fracciones en domo y en el fondo del componente a absorber, sobre éstas se traza el número de etapas teóricas necesarias para la absorción.

De la gráfica 7.3, el número de etapas teóricas es de 6.

De la gráfica de O'Connell la eficiencia es de 0.75, por lo tanto el número de etapas reales es de 8.

2.- Diámetro y dimensionamiento de los platos.

Para el cálculo del diámetro y de las dimensiones de los platos, se siguieron los mismos pasos que en la primera torre, obteniéndose los siguientes resultados:

$$r = 0.7 \text{ m.}$$

$$t = 18 \text{ in.}$$

$$h_t = 0.007 \text{ m.}$$

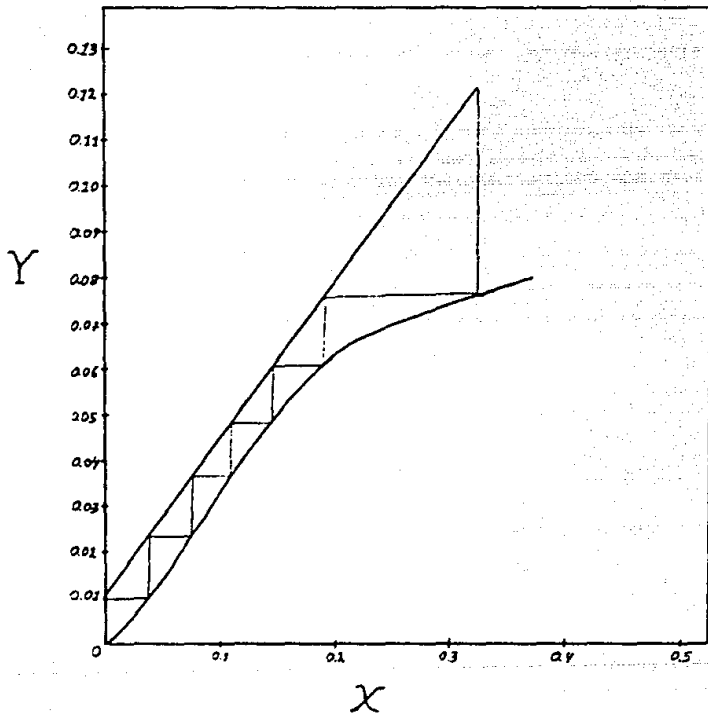
$$h_v = 0.015 \text{ m.}$$

$$v = 0.49 \text{ m.}$$

3.- Altura de la torre.

$$z = 24 \text{ ft}$$

FIGURA 7.3



VII. 7. 6 TORRE DE DESTILACION MULTICOMPONENTES TD-1

La secuencia de cálculo es la siguiente:

1.- Balances de materia.

COMPONENTES	ALIMENTACION	DESTILADO	FONDOS
Agua	0.548	0.0079	0.4028
Formaldehído	0.9505	0.00344	0.9800
Metanol	0.1018	0.08000	0.0171
Acido fórmico	5.18E-5	5.9E-4	—

Alimentación (A) = 300.408 Kg/mol/hr

Destilado (D) = 30.486 Kg/mol/hr

Fondos (F) = 259.917 Kg/hr

2.- El número mínimo de etapas de equilibrio a reflujo total se determina con la ecuación de Frenske :

$$N_m = \frac{\log [(X_{LK}/X_{HK})_D (X_{HK}/X_{LK})_B]}{\log (\alpha_{LK/HK})_{prom.}}$$

Siendo los subíndices LK y HK para los componentes claves ligero y pesado, respectivamente, ya sea en los fondos B o en el destilado D.

Nm : Número mínimo de etapas teóricas a reflujo total incluyendo un rehervidor total.

La volatilidad relativa promedio se determina:

$$\log \alpha_{LK/NK} = \frac{K_{LK}}{K_{NK}}$$

La relación de un líquido con su vapor es:

$$K_i = \frac{y_i^*}{x_i}$$

En donde:

y_i^* = fracción mol de vapor en equilibrio con su líquido.

x_i = fracción mol de líquido.

K_i = constante de equilibrio, función de la temperatura, la presión y las fracciones de líquido y vapor.

La alimentación entra en su punto de burbuja ⁽¹⁾ ($T = 201^\circ F$ a $P = 14.7$ psia), por lo tanto las constantes de equilibrio y las composiciones del vapor en equilibrio con su líquido son las siguientes:

Componente	x_{Ai}	K_i	$y_i^* = K_i x_i$
Agua	0.5480	1.1090	0.6060
Formaldehído (NK)	0.3505	0.0510	0.2282
Metanol (LK)	0.1017	1.0518	0.1074
Acido fórmico	$\frac{5.13E-5}{1.0000}$	5.0080	$\frac{2.6E-4}{1.0000}$

$$\log \alpha_{LK/NK} = \log \frac{K_{LK}}{K_{NK}} = \frac{1.0518}{0.0510} = \log 2.08$$

$$N_m = \frac{\log [(0.984/0.00244) (0.38/0.0173)]}{\log 2.08} = 6.29 \text{ etapas}$$

a refiujo total requeridas

⁽¹⁾ Pirat, Edgar; Distillation principles of formaldehyde

3.- El número de etapas a reflujo total de la sección de rectificación (incluyendo la etapa de alimentación), se calcula con la siguiente ecuación:

$$N_{MR} = \frac{\log [(X_D/X_A)_{LK} / (X_D/X_A)_{HK}]}{\log \alpha_{LK/HK}}$$

$$N_{MR} = \frac{\log [(0.084/0.10137) / (0.00344/0.3505)]}{\log 2.58} = 4.29$$

4.- Por lo tanto el número de etapas de la sección de agotamiento incluyendo el rehervidor es:

$$N_{MA} = 0.29 - 4.29 = 2 \text{ etapas a reflujo total.}$$

5.- La relación mínima de reflujo es calculada por el método de Underwood:

a)

$$1-q = \sum_{i=1}^n \frac{(a_i x_i)A}{a_i - \theta} = \frac{a_1 x_1 A}{a_1 - \theta} + \dots + \frac{a_n x_n A}{a_n - \theta}$$

Donde:

a_i es la volatilidad relativa de i respecto al clave ligero.

$$a_i = K_i/K_LK$$

θ es un parámetro que se evalúa por ensayo y error.

$q = 1$ ya que el líquido se alimenta en su punto de burbuja.

	x_F	K_i	a_i
Agua	0.5480	1.103	0.667
Formaldehído	0.3505	0.051	0.394
Metanol	0.10137	1.0518	1.000
Acido fórmico	5.19E-5	5.0080	5.0681

Sustituyendo:

$$1-q = 0 = \frac{(0.007)(0.540)}{(0.007 - \theta)} + \frac{(0.304)(0.3505)}{(0.304 - \theta)} + \frac{(0.10137)}{(1 - \theta)}$$

$$= \frac{(3.0081)(0.540)}{(3.0081 - \theta)}$$

Utilizando el método Newton-Raphson, $\theta = 0.03095$

b) Por lo tanto la Relación mínima de reflujo será:

$$R_m + 1 = \left(\frac{L}{D} \right)_{\min} + 1 = \sum_{i=1}^n \frac{\alpha A_i \cdot M_{iD}}{\alpha A_i - \theta}$$

$$= \frac{(0.0070)(0.007)}{(0.007 - 0.03095)} + \frac{(0.00344)(0.304)}{(0.304 - 0.03095)}$$

$$+ \frac{(0.080)(1)}{(1 - 0.03095)} + \frac{(3.08-4)(3.0081)}{(3.0081 - 0.03095)}$$

$$R_m + 1 = 15.9000 \rightarrow R_m = 14.9000$$

6.- Para el reflujo de operación Mc Ketta recomienda un valor de 1.25 veces el reflujo mínimo.

$$R_{op} = R_m \cdot 1.25 = 14.9000 \cdot 1.25 = 18.625$$

Ahora, calculando la relación de reflujo :

$$\frac{R_{op} - R_m}{R_{op} - 1} = \frac{18.625 - 14.9000}{18.625 - 1} = 0.180 \text{ que corresponde al}$$

valor de las abscisas en la correlación de Gilliland (FIGURA 5 APENDICE), así obtenemos el valor de las ordenadas, que corresponde a la relación de etapas:

$$\frac{N - N_m}{N + 1} = 0.48$$

7.- Etapas teóricas.

De la relación anterior se tiene:

$$N = 13.01 \text{ ETAPAS TEÓRICAS.}$$

8.- Localización del plato de alimentación. Método de Kirkbride

$$\log \frac{m}{p} = 0.206 \log \left[\frac{(XHK)A}{(XLK)A} \frac{F}{D} \left(\frac{(XLK)F}{(XHK)D} \right)^2 \right]$$

Donde:

m = Número de etapas teóricas arriba del plato de alimentación.

p = Número de etapas teóricas abajo del plato de alimentación.

$$\log \frac{m}{p} = 0.206 \log \left[\frac{0.3505}{0.10137} \frac{359.01}{36.48} \left(\frac{0.0171}{0.38} \right)^2 \right] = -0.239$$

$$\frac{m}{p} = 0.57602$$

$$m + p = 13.01$$

$$p = 8.25$$

$$m = 4.76$$

Por lo que se puede alimentar en los platos 4° y 5°

9.- Etapas reales.

De la gráfica de O'Connell, la eficiencia $\eta = 0.7$, por lo que

$$\text{las etapas reales son: } NR = \frac{13.01}{0.7} = 18.58 \rightarrow 19.$$

10. - Diámetro y dimensionamiento de los platos.

Diámetro de la torre = 1.00 m.

Diámetro del orificio = 0.0045 m.

Distancia entre orificios = 0.012 m.

Velocidad de inundación = 2.455 m/seg.

Longitud del derramadero = 1.33 m.

Altura del derramadero = 0.010 m.

Sección transversal del vertedero = 0.25 m²

11. - Cálculo del fondo de la torre.

$$L = 23346.486 \text{ Kg/hr.}$$

$$\text{Densidad de la solución} = 1152 \text{ Kg/m}^3$$

El tiempo de residencia es de 2 minutos.

El flujo volumétrico es :

$$Q = \frac{23346.486 \text{ Kg/hr}}{1152} = 20.26 \text{ m}^3$$

El volumen del fondo es por lo tanto:

$$V = 20.26 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}} \cdot \frac{1 \text{ hr}}{60 \text{ min}} \cdot 2 \text{ min} = 0.675 \text{ m}^3$$

$V = \pi r^2 h/2$, despejando la altura $h = 1.49 \text{ m}$. que corresponde a la altura del fondo de la torre.

12. - Altura de la torre.

z = 97 ft

VII. 7.7 REACTOR DE TRIOXANO R-2

Balance de materia.

Alimentación:

8206.303 Kg/hr de monobutil éter de propilén glicol.

3905.38 Kg/hr de agua.

4103.151 Kg/hr de formaldehído.

107.772 Kg/hr de metanol.

Salida:

8206.303 Kg/hr de monobutil éter de propilén glicol.

3905.38 Kg/hr de agua.

2438.49 Kg/hr de formaldehído.

107.77 Kg/hr de metanol.

1044.05 Kg/hr de trioxano.

Condiciones de operación.

$t = 100^{\circ} \text{F}$

$P = 10.20 \text{ psia.}$

$\theta_r = 90 \text{ min.}$

Datos.

$\rho \text{ mezcla} = 1171.4 \text{ Kg/m}^3$

Material del reactor : Acero al bajo carbono alta aleación (austenítico).

Esfuerzo máximo permisible = 10100 lb/in^2

Esfuerzo por soldadura = 80%

Espesor por corrosión = $1/16 \text{ in}$

Volumen total del líquido.

$$V_T = 10412.202 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}} \cdot \frac{1 \text{ m}^3}{1171.4 \text{ Kg}} \cdot \frac{1 \text{ hr}}{60 \text{ min}} \cdot 90 \text{ min} = 7.005 \text{ m}^3$$

Nivel máximo del líquido, que corresponde al 90 % del total.

$$N_{ml} = \frac{7.005}{0.9} = 7.783 \text{ m}^3$$

Diámetro.

$$\text{Espesor} = F = \frac{PD}{C \cdot S \cdot E}$$

Donde:

P_D = Presión de diseño en $\text{lb/in}^2 = 10.20$

C = Corrosión permisible en in = 0.0025

S = Esfuerzo máximo permisible $\text{lb/in}^2 = 10100$

E = Esfuerzo por soldadura = 0.80

$$F = 0.010 \text{ in}^{-1}$$

De la figura 6 apéndice, el diámetro $D = 6 \text{ ft (1.8288 m)}$

Area total.

$$A_T = \frac{\pi \cdot D^2}{4} = 2.0207 \text{ m}^2$$

$$V_T = 2.0207 \cdot L$$

Nivel mínimo recomendado del líquido (h_1) = 152 mm.

Nivel máximo de operación (h_2) = 0.85 \cdot $D = 1.554 \text{ m}$

$$\frac{h_2}{D} = \frac{152}{1828} = 0.08313$$

$$\text{De la FIGURA 7} \quad : \quad \frac{A_1}{A_T} = 0.0307$$

$$A_1 = 0.0307 \cdot A_T = 0.0307 \cdot 2.0207 = 0.1043 \text{ m}^2$$

$$\text{por lo tanto : } V_1 = 0.1043 \cdot L$$

Cabezas.

Cabezas torisféricas.

$$b = r - \sqrt{(RC)^2 - (AB)^2}$$

$$AB = D/2 - (Cr)$$

$$BC = r - (Cr)$$

Suponer una $r = 72$ pulg.

$$t = \frac{0.855 \cdot P \cdot D^2}{2 \cdot E - 0.1 \cdot P \cdot D} = \frac{0.855 \cdot 10.20 \cdot 72^2}{10100 \cdot 0.8 - 0.1 \cdot 10.20} = 0.0420 \text{ pulg.}$$

Espesor comercial $t = 3/16$ pulg $= 0.1875$ pulg.

$$i \cdot r = 4 \cdot \frac{3}{8} = 4.375 \text{ pulg} > 4.32 \text{ pulg} = 0.006 \text{ por lo tanto usar:}$$

$$V = 1/4 \left(B + \sqrt{\frac{r}{1 \cdot C \cdot r}} \right) = 1.7041$$

$$t = \frac{V \cdot D \cdot P \cdot W}{2 \cdot E - 0.2 \cdot P \cdot D} = \frac{10.20 \cdot 72 \cdot 1.7041}{2 \cdot 10100 \cdot 0.8 - 0.2 \cdot 10.20} = 0.0427 \text{ pulg}$$

0.0427 pulg es aproximadamente igual a 0.0420 pulg por lo que el valor de t es adecuado.

$$AB = (D/2) - t \cdot i \cdot r = (72/2) - (4.375) = 31.625 \text{ pulg}$$

$$BC = r - t \cdot i \cdot r = 72 - 4.375 = 67.625 \text{ pulg}$$

$$b = r - \sqrt{(67.625)^2 - (31.625)^2} = 12.225 \text{ pulg}$$

$$K = \frac{2 \cdot b}{D} = 0.3395$$

$$\frac{h_1}{D_1} = 0.08315$$

De la figura 8 apéndice.

$$h_2 = 0.01000$$

Volúmen parcial de una cabeza.

$$V_{c1} = \frac{\pi \cdot K \cdot D^3}{6} \cdot h_2 = \frac{\pi \cdot 0.3395 \cdot 72^3}{6} \cdot 0.01000 = 1506.42 \text{ pulg}^3$$

$$V_{c1} = 1506.42 \text{ pulg}^3 \left(\frac{1 \text{ m}^3}{0.1E6 \text{ pulg}^3} \right) = 0.02142 \text{ m}^3$$

Capacidad a nivel máxima.

$$h_3 = D - (h_1 + h_2) = 274 \text{ mm}$$

$$\frac{h_3}{D} = \frac{274}{1828} = 0.1499$$

$$\text{De la FIGURA 7 : } \frac{A_2}{A_T} = 0.0940$$

$$A_2 = 0.094 \cdot A_T = 0.094 \cdot 2.6207 = 0.2460 \text{ m}^2$$

$$V_2 = 0.2460 \cdot L$$

Cabezas :

Capacidad entre los niveles máximo y mínimo.

Cilindro.

$$\begin{aligned} V_2 &= V_T - (V_1 + V_3) = 2.6207 \cdot L - (0.1049 \cdot L + 0.2460 \cdot L) \\ &= 2.2755 \cdot L \end{aligned}$$

Volumen de las cabezas.

$$\frac{h_1 + h_2}{D} = 0.89$$

$$R = 72 \text{ mm}$$

$$\text{Vol de cabezas } VC_1 + VC_2 = \frac{\pi \cdot 0.3205^3 (72) \cdot 0.8925}{3}$$

$$= 0.2318 \text{ m}^3$$

$$VC_2 = 1.0214 - VC_1 = 1.0214 - 0.02142 = 1.00018 \text{ m}^3$$

Longitud.

$$V_T = V_2 - VC_2 = 7.005 = 2.2755 \cdot L - 1.00018$$

$$L = 2.989 \text{ m}$$

Redondeando a longitudes comerciales, $L = 9 \text{ ft (2.743 m.)}$

Comprobando la relación $L/D = 9 \text{ ft}/6 \text{ ft} = 1.5$

Resultados.

Volumen total del reactor : 291.48 ft³ (8.25 m³)

Diámetro : 6 ft (1.828 m.)

Longitud : 9 ft (2.743 m.)

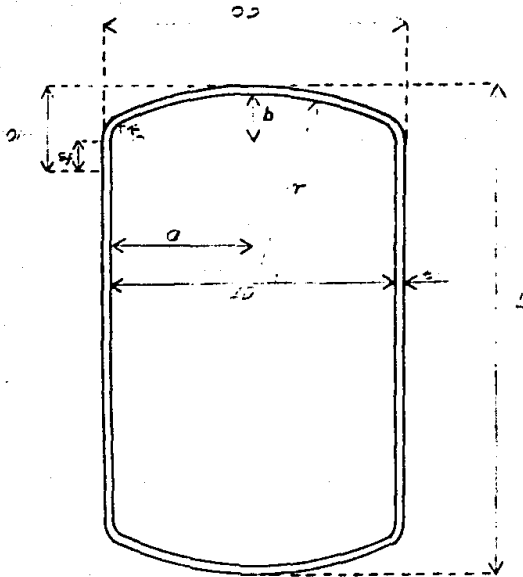
Relación longitud/diámetro : 1.5

Tiempo de residencia : 30 min

Cabezas : torisféricas.

Espesor de la pared : $\frac{3}{16}$ pulg.

Espesor de las cabezas : $\frac{3}{16}$ pulg.



REACTOR PIPING R-2

VII. 7.8 SEPARADOR VAPOR-LIQUIDO TS-1

Balance de materia.

Composición del vapor :

Agua = 3129.449 Kg/hr.

Formaldehído = 2157.442 Kg/hr.

Metanol = 157.000 Kg/hr.

Trioxano = 1276.99 Kg/hr.

Composición del líquido :

Agua = 773.881 Kg/hr.

Formaldehído = 281.095 Kg/hr.

Trioxano = 387.004 Kg/hr.

Monobutil éter de propilén glicol = 8206.303 Kg/hr.

Condiciones :

De operación: $T = 109^{\circ}F$, $P = 10.29$ psia.

De diseño: $T = 124^{\circ}F$, $P = 10.29$ psia.

Datos:

Densidad del líquido $\rho_l = 74.403$ lb/ft³ (1.1928 g/cm³).

Densidad del vapor $\rho_v = 0.0485$ lb/ft³ (7.78E-4 g/cm³).

Flujo total de vapor = 5088.012 ft³/min.

Flujo total de líquido = 4.7885 ft³/min.

1.- Cálculo de la velocidad de la fase vapor.

Ecuación de Souders-Brown.

$$v_t = K \left(\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v} \right)^{0.5}$$

Donde:

v_t = velocidad máxima permitida en cm/seg

ρ_l = densidad del líquido en g/cm^3

ρ_v = densidad del vapor en g/cm^3

k = factor de corrección, para este caso se recomienda un

valor de 12.2

$$v_t = 12.2 \left(\frac{1.1928 - 7.78E-4}{7.78E-4} \right)^{0.5} = 477.54 \text{ cm/seg.}$$

Tomando el 75 % como velocidad de diseño.

$$v_t = 0.75 \cdot 477.54 = 358.155 \text{ cm/seg.} = 11.747 \text{ ft/seg.}$$

2.-Área seccional.

$$A = \frac{5088.012^3 \text{ ft}^3/\text{min}}{11.747 \text{ ft/seg} \cdot 60 \text{ seg}} = 7.218 \text{ ft}^2$$

Diámetro.

$$D = \left(\frac{7.218 \cdot 4}{\pi} \right)^{0.5} = 3.03 \text{ ft} = 36.38 \text{ pulg.}$$

Se consideran 2 pulg. por cada lado de la pared, que corresponde al anillo de soporte de la malla, por lo que el diámetro más estrecho, que corresponderá a la velocidad máxima del vapor alcanzada dentro del recipiente será:

$$D = 36.38 \text{ pulg} - 4 \text{ pulg} = 32.38 \text{ pulg.}$$

Chequeando :

$$A = \frac{\pi (32.38)^2}{4 (1.44)} = 5.71 \text{ ft.}$$

$V_1 = \frac{5088.012}{9.71 (40)} = 14.85 \text{ ft/seg.}$ que corresponde al 64.82 % de la velocidad permitida (23.06 ft/seg), por tanto es un valor muy alto, se procede a tomar un diámetro mayor.

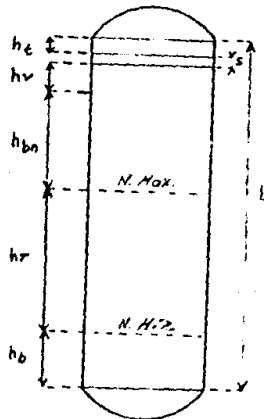
$$D = 3.5 \text{ ft}$$

$V_1 = \frac{5088.012}{7.875 (40)} = 16.708 \text{ ft/seg.}$ que corresponde al 68.76 % de la velocidad permitida o sea un valor conveniente.

El diámetro es por lo tanto 3.5 ft

3.- Longitud.

La configuración típica de un separador vapor-líquido es la siguiente:



Valores recomendados (1):

Tiempo de residencia $\theta_r = 4$ minutos.

$h_t = 30.5$ cm.

$s = 12.7$ cm.

$h_b = 13.2$ cm.

Diámetro de la boquilla $\phi = 13.22$ cm.

$h_v = 0.2^{\circ}D + h_b + \phi$; h_v debe tener un valor mínimo de 122 cm

$$h_r = \frac{D \cdot \theta_r}{A}$$

$$h_{bn} = 0.2^{\circ}D + 13.22 + \frac{D}{2}$$

Por lo tanto la longitud del tanque será:

$$L = h_t + s + h_v + h_{bn} + h_r + h_b = 15.88 \text{ ft} = 4.83 \text{ m}$$

Comprobación:

$$\text{La relación } \frac{L}{D} = 4.57$$

Ahora se checa $h_r = L - (L - h_r) = 57.95$ cm. (1.88 ft)

$$\text{Por lo tanto el } \theta_r = \frac{h_r \cdot A}{D} = \frac{1.88 \cdot 7.875}{3.5} = 4.23 \text{ min. por}$$

lo que el resultado es satisfactorio.

VII.7.9 TORRE DE EXTRACCION TE-1

Balance de materia.

SOLUCION = 6721 Kg/hr.

$X_T = 0.19$ (fracción de trioxano en la solución)

$X_S = 0$ (fracción de solvente en la solución)

SOLVENTE = 8230.339 Kg/hr

$X_T = 0$

$X_S = 1$

REFINADO = 5531.267 Kg/hr

$X_T = 0.0205$

$X_S = 0$

EXTRACTO = 9420.007 Kg/hr

$X_T = 0.120$

$X_S = 0.8737$

Para calcular el número de etapas ideales requeridas para realizar la extracción, se trazan los datos de equilibrio⁽¹⁾ en un diagrama triangular (FIGURA 7.4).

⁽¹⁾ Selective solvent extraction of trioxane from formaldehyde solution. J. Chem. Eng. Data 1981,26,70-74

Datos de equilibrio, sistema Trioxano-Formaldehido-Diclorob.

CAPA ACUOSA.

DICLOROBENCENO	TRIOXANO	SOL. FORMALDEHIDO
(M PESO)	(M PESO)	(M PESO)
0. 10	2. 97	96. 99
0. 15	6. 25	98. 59
0. 20	10. 73	99. 07
0. 25	18. 20	81. 95
0. 38	22. 96	77. 41
0. 50	26. 02	73. 48
0. 58	31. 71	67. 06
0. 70	41. 89	57. 41

CAPA ORGANICA.

DICLOROBENCENO	TRIOXANO	SOL. FORMALDEHIDO
(M PESO)	(M PESO)	(M PESO)
97. 84	2. 06	0. 10
95. 25	4. 59	0. 16
90. 95	8. 84	0. 21
78. 09	20. 90	0. 41
67. 07	32. 23	0. 70
60. 66	38. 53	0. 81
44. 05	54. 66	1. 29
26. 24	71. 97	1. 79

FIGURA 9.4

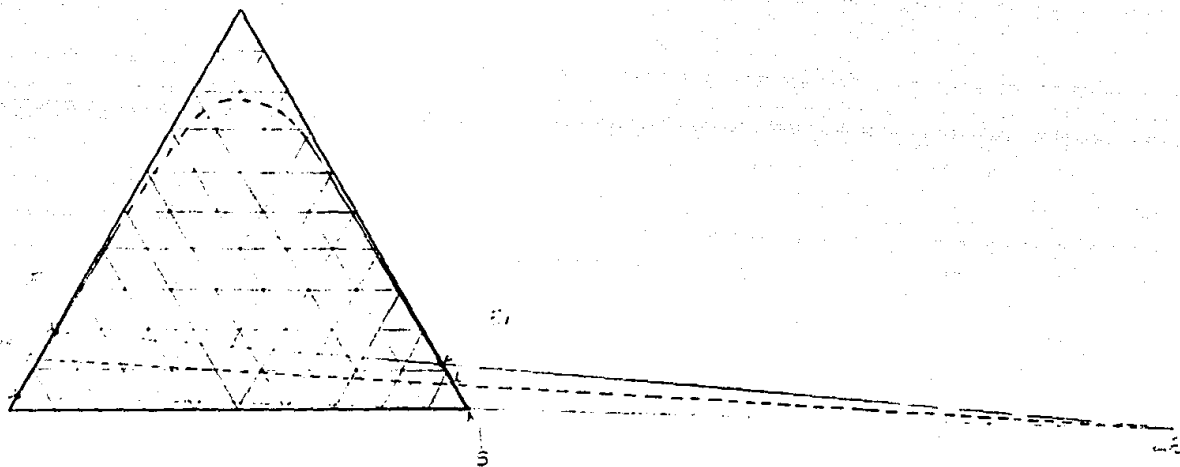


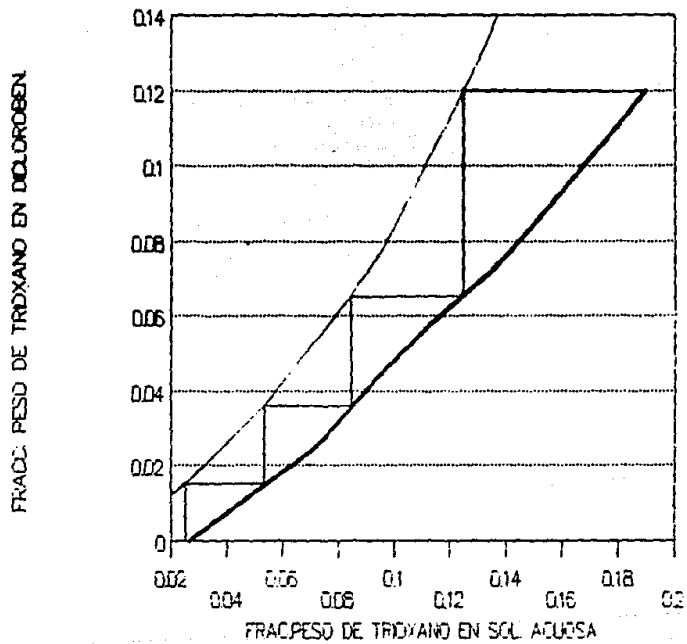
DIAGRAMA TRIANGULAR

En el diagrama antes mencionado se localizan las fracciones de cada corriente de entrada y salida (F, S, x_{NF} y x) El punto Δx se encuentra en la intersección de la línea que une los puntos F y x con la línea que une los puntos x_{NF} y S. Las líneas al azar como Δx y L se trazan para dar y_{s+1} en x y x_s en L, de donde se obtienen los siguientes datos:

y_{s+1}	x_s
0.00	0.0205
0.025	0.0730
0.045	0.095
0.057	0.112
0.071	0.125
0.076	0.140
0.100	0.168
0.120	0.19

Estos se grafican sobre la figura 7.3 como la curva de operación, junto con los datos de la línea de unión graficados como la curva de equilibrio. Como se puede observar se requieren 4 etapas teóricas.

FIGURA 75



VII.7.10 REACTOR DE POLIMERIZACION R-3

Este equipo se dimensionó en base a la patente norteamericana 1233443 de junio de 1966, ya que este tipo de equipos se deben diseñar en base a resultados obtenidos por la experimentación, puesto que es muy difícil el generalizar un modelo matemático tratándose de una reacción de polimerización. Por lo que, para un estudio técnico-económico se consideró adecuado.

Tipo de reactor : Reactor cilíndrico vertical encaquetado con agitación.

Volúmen total = 0.608 m³

Diámetro = 0.914 m. (3 ft)

Longitud = 1.828 m. (6 ft)

Tiempo de residencia : θ_r = 45 min.

Tipo de cabezas : Torisféricas.

Espesor de la pared = 3/16 pulg.

Espesor de las cabezas = 3/16 pulg.

Nivel máximo = 2.99 ft

Nivel normal de operación = 1.58 ft

Potencia del agitador = 5 Hp.

Revoluciones por minuto = 120.

VII.7.11 BOMBA DE TORNILLO BT-1

Balance de materia.

Flujo = 3025d.44 lb/hr.

Viscosidad $\mu = 250$ Pa-seg. = lbf/seg. ft

$\rho = 60$ lb/ft³

Presión de descarga PD = 250 psig.

$$\begin{aligned} \text{Flujo volumétrico manejado: } Q &= 1728 \cdot \frac{3025d.44}{3600 \cdot 60} \\ &= 242.05 \text{ pulg}^3/\text{seg.} \end{aligned}$$

Diámetro del tornillo.

$$D = \left[\frac{\sqrt{PD}}{\mu} \cdot \frac{Q}{14.8G} \right]^{1/3} \cdot N^{-0.5}$$

Considerando $N = 1$ rps. = 60 rpm.

$$D = \left[\frac{\sqrt{250}}{14} \cdot \frac{242.05}{14.8G} \right]^{1/3} \cdot 1^{-0.5} = 4.008 \text{ pulg.}$$

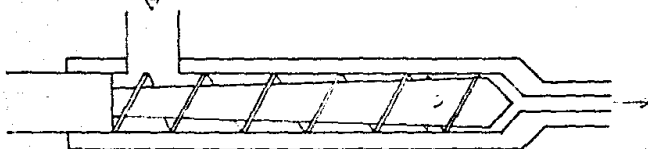
$\frac{L}{D} = 10$ Por lo que la longitud del tornillo es $L = 40.08$ in

$$H = \left[\frac{24 \cdot \mu \cdot Q \cdot L}{\pi \cdot D \cdot PD} \right]^{1/3} = 10.11 \text{ pulg}$$

Potencia requerida.

$$P = \frac{Q \cdot PD}{\eta}, \text{ la } \eta \text{ de estas bombas es del } 20\%$$

Por lo que : $P = 46$ Hp



BOMBA DE TORNILLO BT-1

VII.7.12 CALENTADOR DE DOBLE TUBO ET-1

Balance de materia.

Fluido f.r.c.

Poliacetal.

Flujo = 30256.64 lb/hr

Temperatura de entrada $t_1 = 35^{\circ}\text{F}$

Temperatura requerida de salida $t_2 = 320^{\circ}\text{F}$

Capacidad calorífica $c_p = 0.95 \text{ BTU/lb }^{\circ}\text{F}$ a $T_m = 355^{\circ}\text{F}$

Fluido caliente.

Aceite termico.

Temperatura de entrada $u_1 = 250^{\circ}\text{F}$.

Temperatura de salida $u_2 = 193^{\circ}\text{F}$.

Capacidad calorífica $c_p = 0.53 \text{ BTU/lb }^{\circ}\text{F}$ a $T_m = 221.5$

Como la diferencia de temperaturas entre t_1 y t_2 es muy alta provoca un pinch, se consideran por tanto el poner dos cuerpos en serie.

Calor necesario:

$$Q = 30256.64 \cdot 0.95 \cdot (180 - 35) = 4107852 \text{ BTU/hr.}$$

Cantidad de aceite requerida:

$$M_a = \frac{4107852}{0.53 \cdot (250 - 193)} = 13702.7 \text{ BTU/hr.}$$

Perfil de temperaturas y calculo del LMTD.

$$u_1 = 250^{\circ}\text{F}$$

$$u_2 = 193^{\circ}\text{F}$$

$$t_2 = 180^{\circ}\text{F}$$

$$t_1 = 35^{\circ}\text{F}$$

Flujo a contracorriente.

$$LMTD = \frac{(T_1 - T_2) - (T_3 - T_4)}{\ln \left(\frac{T_1 - T_2}{T_3 - T_4} \right)} = 108.09^\circ F$$

Coefficiente total de diseño de transferencia de calor.

Valor recomendado por Welty⁽¹⁾: $U_D = 50 \text{ Btu/lb } ^\circ F \text{ ft}^2$

Area de transferencia (primer cuerpo).

$$A = \frac{4167852}{108.09 \cdot 50} = 765.44 \text{ ft}^2$$

Para el otro cuerpo en serie :

$$T_1 = 200^\circ F$$

$$T_2 = 320^\circ F$$

Calor necesario para el intercambio.

$$Q = 30256.64 \cdot 0.05 \cdot (320 - 200) = 3449256.64 \text{ Btu/hr}$$

Cantidad de aceite requerida.

$$M_o = \frac{3449256.64}{0.58 \cdot (250 - 198)} = 114176 \text{ lb/hr}$$

Perfil de temperaturas y cálculo de la LMTD.

$$T_2 = 320^\circ F$$

$$T_1 = 250^\circ F$$

$$T_1 = 200^\circ F$$

$$T_2 = 108^\circ F$$

flujo a contracorriente.

$$LMTD = 27.24^\circ F$$

Area requerida.

$$A = \frac{3449256}{0.50 \cdot 50} = 2521 \text{ ft}^2$$

Como el área es muy grande, se colocarán tres cuerpos en paralelo.

$$\text{por lo tanto el área de cada uno es: } A = 840.46 \text{ ft}^2$$

Longitud de los tubos.

(1) Welty, "Transferencia de calor aplicada a la Ingeniería".

Se seleccionaron tubos de 16 IPS cédula 40, por lo que de acuerdo a la tabla II del kern, la superficie externa por pie de longitud del tubo es: 4.189 ft².

Para el primer cuerpo.

$$L = \frac{765.44}{4.189} = 182 \text{ ft}$$

La longitud adecuada de ensamble adecuada recomendada por Kern para evitar fugas en las horquillas es de 20 ft., por lo tanto se colocarán 3 horquillas en serie.

Para el segundo cuerpo.

$$L = \frac{840.48}{4.189} = 200.6 \text{ ft}$$

Se requerirán 5 horquillas en serie.

VII.7.11 FILTROS ROTATORIOS DE TAMBOR FRT-1 Y FRT-2

Balance de materia.

Alimentación: 54099.94 kg/hr

Velocidad de filtración: 15000 l/hr m²

$$Q = 54099.94 \frac{\text{Kg}}{\text{hr}} = 63887.48 \text{ l/hr}$$

$$\text{Area de filtración} : \frac{63887.48}{15000} = 4.259 \text{ m}^2$$

Por lo que se utiliza un area estandar a = 5m²

VIII IMPACTO ECOLOGICO DE LOS PLASTICOS

El principal problema de los desperdicios lo constituye su acumulación en tiraderos al aire libre. La acumulación de la basura depende del tiempo que tardan los materiales en degradarse y también del tiempo que se tarda en reciclarlos para ser aprovechados. Se puede afirmar que ningún material ya sea natural o sintético es indestructible al contacto con el medio ambiente. Por tanto los plásticos sufren una degradación natural que consiste en descomponerlos en materiales de menor peso molecular.

Los tiempos de vida de los plásticos pueden fluctuar desde medio año hasta diez, el de las latas de aluminio es de cerca de 100 años, el del papel y la madera pueden variar desde algunos meses hasta setenta años. Sin embargo, los tiempos de vida para los plásticos se han reducido considerablemente al incorporar a los plásticos sustancias denominadas aditivos que fragmentan las macromoléculas cuando reaccionan con la luz ultravioleta del sol. Esto permite la biodegradación natural. A este proceso se le denomina fotodegradación y debido a este fenómeno los tiempos de vida de los desechos plásticos fluctúan de tres meses a un año. La cantidad de aditivo que se agrega a un plástico puede ser regulable dependiendo de lo que se pretenda. La alternativa de hacer a los plásticos fotodegradables es económicamente posible, ya que se incrementan

muy poco los gastos de producción.

Existen plásticos (como los poliacetales), que pueden ser exonerados de agregárseles aditivos, estos son los termoplásticos que tienen un alto poder energético y que debido a sus propiedades se pueden fundir y volver a utilizar, esto representa una alternativa para ahorrar energía. Debido al alto poder energético que tienen los termoplásticos, se pueden aprovechar también (una vez que se han utilizado) para quemarlos y con ello obtener energía para mover turbinas y generar electricidad, esto representa una alternativa para ahorrar energía. Sin embargo, el quemar termoplásticos puede generar gases tóxicos que deben ser tratados adecuadamente en lugar de dejarlos salir directamente a la atmósfera.

Se ha mencionado que los plásticos se pueden reutilizar e incinerar, pero estos no son los únicos ciclos que sufren los plásticos, a continuación se mencionan los distintos ciclos de un plástico.

EL CICLO DE LOS PLASTICOS

Para cerrar el ciclo de los plásticos, cabe considerar las posibilidades siguientes:

- Reutilización.
- Reprocesado.

- Reciclado:
 - primario.
 - secundario.
 - químico.
 - de energía.

REUTILIZACION

La reutilización es el proceso de recuperación de artículos ya utilizados para volverlos a utilizar nuevamente.

REPROCESADO

El reprocesado consiste en una serie de operaciones en las que los materiales de desecho, son removidos y vueltos a utilizar, mezclados en parte con material virgen.

RECICLADO

El reciclado es el proceso en el que los materiales de desecho se recuperan y tratan de tal manera que se consigue algún producto o beneficio adicional.

RECICLADO PRIMARIO

Es el proceso en el que el material reciclado se usa para la misma aplicación que tuvo originalmente.

RECICLADO SECUNDARIO

Es el proceso en el que el material reciclado se usa para obtener un objeto diferente al de uso original.

RECICLADO QUIMICO

Es el tratamiento que se da a los plásticos y otras basuras recuperadas para obtener productos útiles, que son diferentes del material de partida.

RECICLADO DE ENERGIA

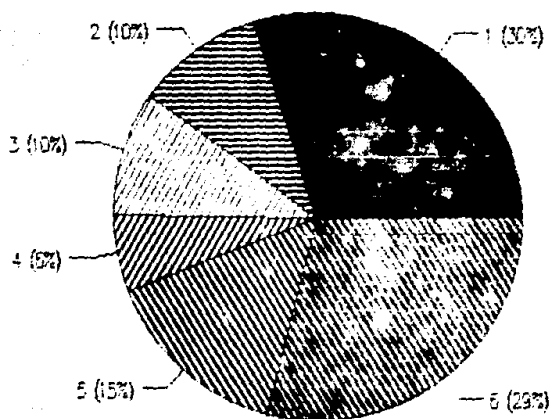
El reciclado de energía se refiere a la incineración; en la que se trata de utilizar el calor latente contenido en un material para producir calor.

Pocos materiales ofrecen tal gama de procedimientos para eliminar desperdicios. Ahora bien, los plásticos no son los mayores constituyentes de la basura, ya que participan aproximadamente con el seis por ciento en peso del total de la misma. A continuación se presenta la composición promedio en peso de la basura recolectada a diario en las principales ciudades de México.

ELEMENTO.	% EN PESO.
1. Papel.	30.
2. Vidrio.	10.
3. Metal.	10.
4. Plásticos.	6.
5. Orgánicos.	15.
6. Otros.	29.

FUENTE: Sangel, Nafate; " Los plásticos "

COMPOSICION DE LA BASURA EN LA CD. DE MEXICO



Puede observarse que los plásticos no son los mayores contribuyentes a la acumulación de basura, ya que ocupan una fracción mínima.

Ahora bien, los plásticos no contaminan el aire en su proceso de elaboración, y es de los que menos contaminan el agua. Menos todavía alteran el nivel aceptable de ruido del medio ambiente.

La SEDUE en su norma ecológica NTE-CCA-005/88 establece los límites máximos permisibles y el procedimiento para la determinación de contaminantes en las descargas de aguas residuales en cuerpos de agua, provenientes de la Industria de Productos Plásticos y Polímeros Sintéticos.

Es posible no rebasar los límites fijados si se emplean diferentes sistemas de tratamiento, que den resultados similares a los que se obtienen con la aplicación de los procesos de pretratamiento, coagulación y tratamiento biológico.

Los límites máximos permisibles para la industria de productos plásticos y de polímeros sintéticos, son los que se establecen en la siguiente tabla:

PARAMETROS	LIMITES MAXIMOS PERMISIBLES	
	PROMEDIO diario	Instantaneo
pH	6-9	6-9
Grasas y aceites (mg/l)	20	24
Demanda química de oxígeno (mg/l)	300	360
Demanda bioquímica de oxígeno (mg/l)	100	120
Fluoruros (mg/l)	20	24
Sólidos sedimentables (mg/l)	1	1.2

Además de los parámetros anteriores será necesario efectuar pruebas en las condiciones particulares para descarga de:

Temperatura, sólidos disueltos, compuestos fenólicos, resinas acrílicas, derivados celulósicos, poliamidas, fenoles, compuestos nitrogenados, silicones, metales pesados, fosfatos.

Las medidas necesarias para reducir el peligro que resulta para nuestro planeta el desarrollo tecnológico con respecto al deterioro del medio ambiente son justificadas y necesarias, pero es contraproducente querer forzar un ambiente más limpio impidiendo los avances técnicos.

La solución del problema puede conseguirse de dos maneras:

a) Empleando intensamente los procedimientos ya desarrollados para eliminar los desperdicios.

b) Intensificar la educación cívica ciudadana, en una sociedad que hace mal uso de las ventajas de la modernización.

La incidencia ecológica del uso de los plásticos, que solo implica el afeamiento del paisaje y ello no por su propia naturaleza, sino por el comportamiento ciudadano, no es grande y de ninguna manera puede alterar el equilibrio ecológico de nuestro entorno.

X CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

-Debido al gran desarrollo existente en el campo de los plásticos en el mundo, es importante apoyar proyectos en los que se puedan producir diferentes tipos de estos materiales, y al mismo tiempo, fomentar el uso de materiales de bajo costo y alta flexibilidad. Los poliacetales pueden sustituir a diferentes metales y a otros plásticos ventajosamente en diferentes aplicaciones, tanto por su precio, como por sus propiedades, lo que los convierte en un nicho de mercado importante en nuestro país.

-Actualmente, en México son dos empresas las que producen poliacetales (Celanese y Dupont), siendo su capacidad instalada muy baja (1450 ton/año en total), mientras que el consumo de poliacetales ha mostrado un crecimiento considerable en los últimos años, debido a su gran variedad de usos. Se estima que para el año 2002 se requerirán producir en nuestro país aproximadamente 8000 ton/año.

-En cuanto a las materias primas, en México existe disponibilidad del metanol y del óxido de etileno - gracias a las nuevas plantas instaladas recientemente por PEMEX. 825000 ton/año de metanol y 200000 ton/año de óxido de etileno -lo que cubre satisfactoriamente el mercado nacional.

-De acuerdo a los resultados obtenidos en el estudio de mercado, se recomienda instalar una planta en Sn. Martín Texmelucan en el estado de Puebla con una capacidad de 8000 ton/año.

-Existen comercialmente dos procesos para la obtención del poliacetal, a partir de formaldehído en el que se obtiene el homopolímero y a partir del trioxano y óxido de etileno endonde se obtiene el copolímero. El proceso vía trioxano es el más viable tanto técnica como económicamente.

-En nuestro país existe la tecnología adecuada para instalar una planta de este tipo, siendo la empresa que otorga la licencia Celanese Co.

-El capital estimado para la inversión de la planta productora de poliacetales es de \$15,821,800,000.00 M.N.

-El proceso elegido para el presente trabajo (producción de copolímero de acetal) es factible desde el punto de vista económico, ya que los índices de rentabilidad utilizados en su evaluación son favorables: Tasa Interna de Retorno de 34.72 % y Valor Presente Neto de \$ 13,952,710,000.00 con una tasa mínima de descuento de 15 % .

-Por lo que respecta al análisis de sensibilidad, se seleccionaron dos variables que a lo largo del estudio se observó que eran las más importantes, llegando a la conclusión de que la variable que más afecta es el precio de venta.

A P E N D I C E

ESPECIFICACIONES DE COMPRESOR TIPO ELLIOT

Modelo	Nominal Inlet Flow Range ^a (ft ³ /min)	Nominal Polytropic Head per Stage ^b (ft)	Nominal Polytropic Efficiency ^c (%)	No. of Stages ^d	Max. Inlet Flow Range ^e (ft ³ /min)
100	100-200	10,000	76	10	1,000-2,000
100A	100-200	10,000	77	10	1,000-2,000
100B	100-200	10,000	77	10	1,000-2,000
100C	100-200	10,000	77	10	1,000-2,000
100D	100-200	10,000	77	10	1,000-2,000
100E	100-200	10,000	77	10	1,000-2,000
100F	100-200	10,000	77	10	1,000-2,000
100G	100-200	10,000	77	10	1,000-2,000
100H	100-200	10,000	77	10	1,000-2,000
100I	100-200	10,000	77	10	1,000-2,000
100J	100-200	10,000	77	10	1,000-2,000
100K	100-200	10,000	77	10	1,000-2,000
100L	100-200	10,000	77	10	1,000-2,000
100M	100-200	10,000	77	10	1,000-2,000
100N	100-200	10,000	77	10	1,000-2,000
100O	100-200	10,000	77	10	1,000-2,000
100P	100-200	10,000	77	10	1,000-2,000
100Q	100-200	10,000	77	10	1,000-2,000
100R	100-200	10,000	77	10	1,000-2,000
100S	100-200	10,000	77	10	1,000-2,000
100T	100-200	10,000	77	10	1,000-2,000
100U	100-200	10,000	77	10	1,000-2,000
100V	100-200	10,000	77	10	1,000-2,000
100W	100-200	10,000	77	10	1,000-2,000
100X	100-200	10,000	77	10	1,000-2,000
100Y	100-200	10,000	77	10	1,000-2,000
100Z	100-200	10,000	77	10	1,000-2,000

TABLA 1

EFICIENCIAS ADIABATICA Y POLITROPICA

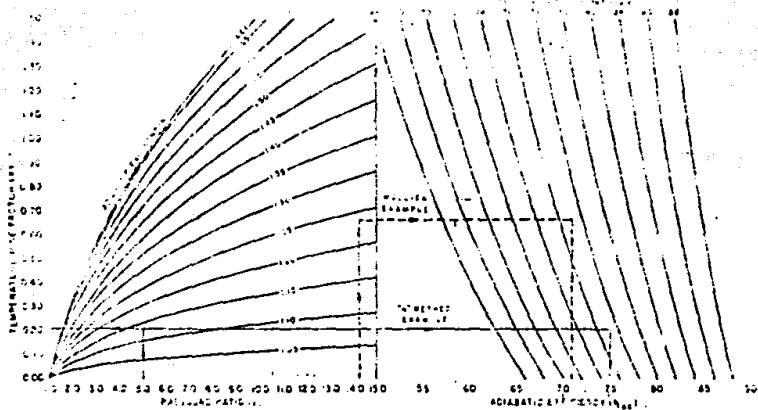


FIGURA 1

PERDIDAS EN UN COMPRESOR

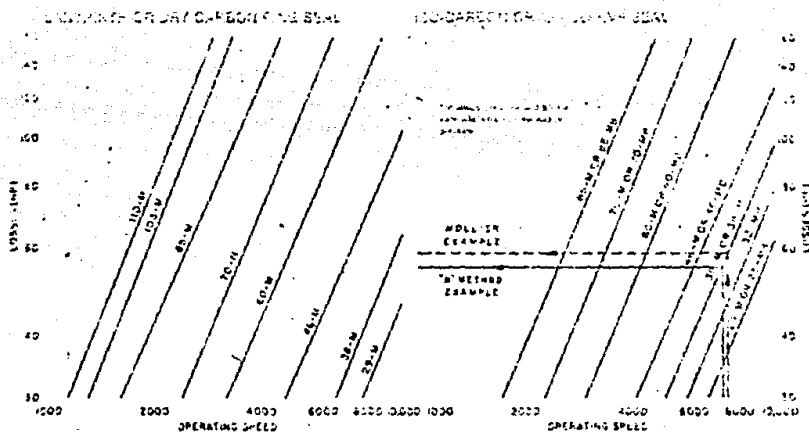


FIGURA 2

DATOS DE TUBOS PARA CAMBIADORES DE CALOR

Tubo D.E. pte	RWG	Espesor de la pared.	Dl. pig	Area de flujo por tubo, pig ²	Superficie por pie ln. pies ²		Peso por pie lineal, lb. de acero
					Exterior	Interior	
1/2	12	0.109	0.282	0.0625	0.1397	0.0715	0.103
	11	0.083	0.331	0.0876	0.0871	0.0871	0.103
	15	0.065	0.370	0.1076	0.0909	0.0909	0.123
	20	0.045	0.402	0.127	0.1022	0.1022	0.140
3/4	10	0.131	0.192	0.192	0.1963	0.1263	0.265
	11	0.120	0.210	0.201	0.1325	0.1325	0.284
	12	0.109	0.225	0.223	0.1373	0.1373	0.312
	13	0.095	0.250	0.212	0.1456	0.1456	0.327
	14	0.083	0.281	0.208	0.1529	0.1529	0.347
	15	0.072	0.306	0.209	0.1587	0.1587	0.371
	16	0.065	0.329	0.202	0.1623	0.1623	0.320
	17	0.058	0.351	0.211	0.1690	0.1690	0.369
1	8	0.165	0.670	0.355	0.2618	0.1751	1.01
	9	0.148	0.701	0.389	0.1813	0.1813	1.17
	10	0.131	0.732	0.421	0.1916	0.1916	1.30
	11	0.120	0.760	0.455	0.1949	0.1949	1.23
	12	0.109	0.782	0.479	0.2018	0.2018	1.11
	13	0.095	0.810	0.515	0.2121	0.2121	1.00
	14	0.083	0.831	0.546	0.2183	0.2183	0.890
	15	0.072	0.856	0.576	0.2211	0.2211	0.781
1 1/2	8	0.165	0.920	0.665	0.3271	0.2109	2.09
	9	0.148	0.951	0.711	0.2498	0.2498	1.91
	10	0.131	0.982	0.757	0.2572	0.2572	1.75
	11	0.120	1.01	0.800	0.2644	0.2644	1.58
2	12	0.109	1.03	0.836	0.2701	0.2701	1.45
	13	0.095	1.06	0.883	0.2775	0.2775	1.29
	14	0.083	1.08	0.923	0.2839	0.2839	1.13
	15	0.072	1.11	0.969	0.2895	0.2895	0.99
	16	0.065	1.12	0.985	0.2932	0.2932	0.90
	17	0.058	1.13	1.01	0.2969	0.2969	0.808
	18	0.049	1.15	1.04	0.3015	0.3015	0.688
	2 1/2	8	0.165	1.17	1.075	0.3225	0.3063
9		0.148	1.20	1.14	0.3152	0.3152	2.31
10		0.131	1.23	1.19	0.3225	0.3225	2.14
11		0.120	1.26	1.25	0.3299	0.3299	1.98
12		0.109	1.28	1.29	0.3350	0.3350	1.77
13		0.095	1.31	1.35	0.3430	0.3430	1.58
14		0.083	1.33	1.40	0.3492	0.3492	1.37
15		0.072	1.36	1.44	0.3555	0.3555	1.20
16		0.065	1.37	1.47	0.3587	0.3587	1.09
17		0.058	1.38	1.50	0.3623	0.3623	0.978
18		0.049	1.40	1.54	0.3670	0.3670	0.831

FIGURA 3

CORRELACION DE GUILLILAND

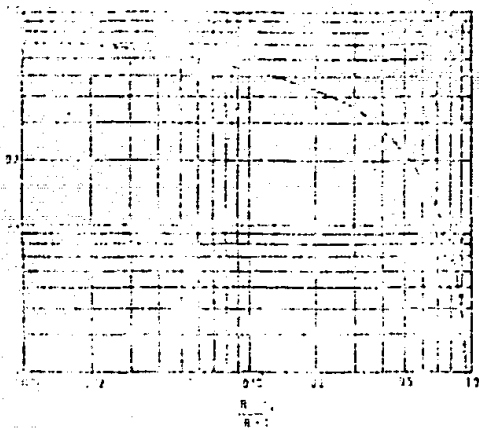


Figura # 5

FIGURA 6

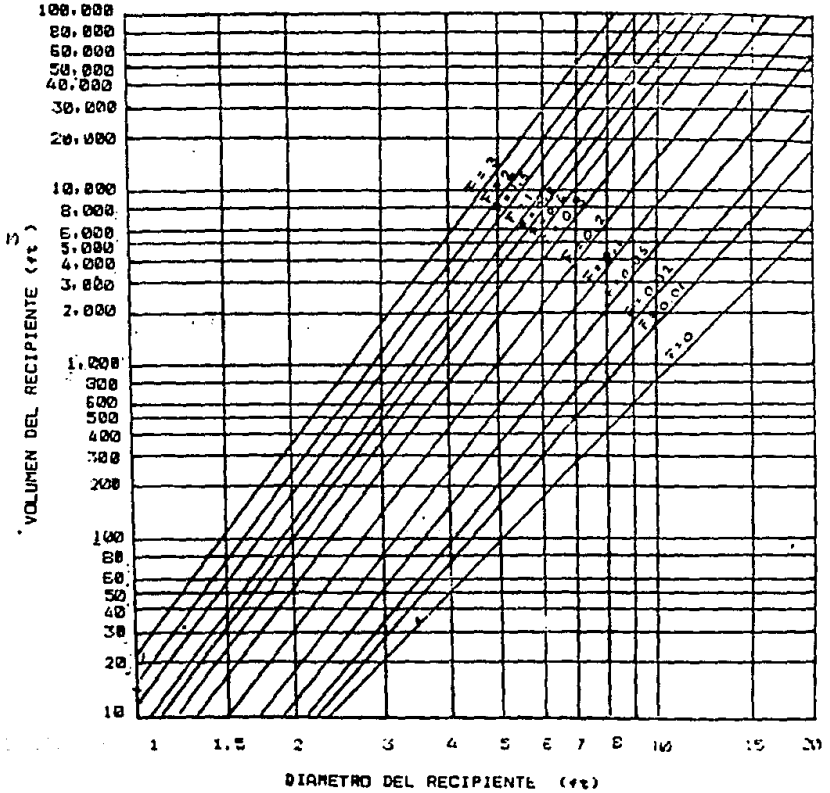


FIGURA 8

COEFICIENTES PARA VOLÚMENES PARCIALES DE ELIPSOIDES O ESFERAS. (2e)

z	0	1	2	3	4	5	6	7	8
0.00	0.00000	0.00007	0.00014	0.00021	0.00027	0.00034	0.00041	0.00048	0.00055
0.01	0.00290	0.00580	0.00870	0.01160	0.01450	0.01740	0.02030	0.02320	0.02610
0.02	0.001194	0.00136	0.00153	0.00170	0.00187	0.00204	0.00221	0.00238	0.00255
0.03	0.00246	0.00283	0.00320	0.00357	0.00394	0.00431	0.00468	0.00505	0.00542
0.04	0.004672	0.004965	0.005258	0.005551	0.005844	0.006137	0.006430	0.006723	0.007016
0.05	0.00770	0.007838	0.007976	0.008114	0.008252	0.008390	0.008528	0.008666	0.008804
0.06	0.010368	0.010767	0.011166	0.011565	0.011964	0.012363	0.012762	0.013161	0.013560
0.07	0.014014	0.014413	0.014812	0.015211	0.015610	0.016009	0.016408	0.016807	0.017206
0.08	0.018172	0.018571	0.018970	0.019369	0.019768	0.020167	0.020566	0.020965	0.021364
0.09	0.022842	0.023241	0.023640	0.024039	0.024438	0.024837	0.025236	0.025635	0.026034
0.10	0.028069	0.028468	0.028867	0.029266	0.029665	0.030064	0.030463	0.030862	0.031261
0.11	0.03316	0.033559	0.033958	0.034357	0.034756	0.035155	0.035554	0.035953	0.036352
0.12	0.03794	0.038339	0.038738	0.039137	0.039536	0.039935	0.040334	0.040733	0.041132
0.13	0.04306	0.043455	0.043854	0.044253	0.044652	0.045051	0.045450	0.045849	0.046248
0.14	0.045312	0.045707	0.046102	0.046497	0.046892	0.047287	0.047682	0.048077	0.048472
0.15	0.046750	0.047145	0.047540	0.047935	0.048330	0.048725	0.049120	0.049515	0.049910
0.16	0.048288	0.048683	0.049078	0.049473	0.049868	0.050263	0.050658	0.051053	0.051448
0.17	0.049926	0.050321	0.050716	0.051111	0.051506	0.051901	0.052296	0.052691	0.053086
0.18	0.051664	0.052059	0.052454	0.052849	0.053244	0.053639	0.054034	0.054429	0.054824
0.19	0.053502	0.053897	0.054292	0.054687	0.055082	0.055477	0.055872	0.056267	0.056662
0.20	0.055440	0.055835	0.056230	0.056625	0.057020	0.057415	0.057810	0.058205	0.058600
0.21	0.057478	0.057873	0.058268	0.058663	0.059058	0.059453	0.059848	0.060243	0.060638
0.22	0.059616	0.060011	0.060406	0.060801	0.061196	0.061591	0.061986	0.062381	0.062776
0.23	0.061854	0.062249	0.062644	0.063039	0.063434	0.063829	0.064224	0.064619	0.065014
0.24	0.064192	0.064587	0.064982	0.065377	0.065772	0.066167	0.066562	0.066957	0.067352
0.25	0.066650	0.067045	0.067440	0.067835	0.068230	0.068625	0.069020	0.069415	0.069810
0.26	0.069218	0.069613	0.070008	0.070403	0.070798	0.071193	0.071588	0.071983	0.072378
0.27	0.071906	0.072301	0.072696	0.073091	0.073486	0.073881	0.074276	0.074671	0.075066
0.28	0.074664	0.075059	0.075454	0.075849	0.076244	0.076639	0.077034	0.077429	0.077824
0.29	0.077822	0.078217	0.078612	0.079007	0.079402	0.079797	0.080192	0.080587	0.080982
0.30	0.081000	0.081395	0.081790	0.082185	0.082580	0.082975	0.083370	0.083765	0.084160
0.31	0.084558	0.084953	0.085348	0.085743	0.086138	0.086533	0.086928	0.087323	0.087718
0.32	0.088176	0.088571	0.088966	0.089361	0.089756	0.090151	0.090546	0.090941	0.091336
0.33	0.091944	0.092339	0.092734	0.093129	0.093524	0.093919	0.094314	0.094709	0.095104
0.34	0.095702	0.096097	0.096492	0.096887	0.097282	0.097677	0.098072	0.098467	0.098862
0.35	0.099470	0.099865	0.100260	0.100655	0.101050	0.101445	0.101840	0.102235	0.102630
0.36	0.103438	0.103833	0.104228	0.104623	0.105018	0.105413	0.105808	0.106203	0.106598
0.37	0.107606	0.108001	0.108396	0.108791	0.109186	0.109581	0.109976	0.110371	0.110766
0.38	0.111954	0.112349	0.112744	0.113139	0.113534	0.113929	0.114324	0.114719	0.115114
0.39	0.116542	0.116937	0.117332	0.117727	0.118122	0.118517	0.118912	0.119307	0.119702
0.40	0.120400	0.120795	0.121190	0.121585	0.121980	0.122375	0.122770	0.123165	0.123560
0.41	0.124578	0.124973	0.125368	0.125763	0.126158	0.126553	0.126948	0.127343	0.127738
0.42	0.128936	0.129331	0.129726	0.130121	0.130516	0.130911	0.131306	0.131701	0.132096
0.43	0.133334	0.133729	0.134124	0.134519	0.134914	0.135309	0.135704	0.136099	0.136494
0.44	0.138092	0.138487	0.138882	0.139277	0.139672	0.140067	0.140462	0.140857	0.141252
0.45	0.143170	0.143565	0.143960	0.144355	0.144750	0.145145	0.145540	0.145935	0.146330
0.46	0.148568	0.148963	0.149358	0.149753	0.150148	0.150543	0.150938	0.151333	0.151728
0.47	0.154386	0.154781	0.155176	0.155571	0.155966	0.156361	0.156756	0.157151	0.157546
0.48	0.160504	0.160899	0.161294	0.161689	0.162084	0.162479	0.162874	0.163269	0.163664
0.49	0.167042	0.167437	0.167832	0.168227	0.168622	0.169017	0.169412	0.169807	0.170202
0.50	0.173900	0.174295	0.174690	0.175085	0.175480	0.175875	0.176270	0.176665	0.177060
0.51	0.181218	0.181613	0.182008	0.182403	0.182798	0.183193	0.183588	0.183983	0.184378
0.52	0.188016	0.188411	0.188806	0.189201	0.189596	0.189991	0.190386	0.190781	0.191176
0.53	0.194334	0.194729	0.195124	0.195519	0.195914	0.196309	0.196704	0.197099	0.197494
0.54	0.199952	0.200347	0.200742	0.201137	0.201532	0.201927	0.202322	0.202717	0.203112
0.55	0.206370	0.206765	0.207160	0.207555	0.207950	0.208345	0.208740	0.209135	0.209530
0.56	0.212208	0.212603	0.213008	0.213403	0.213808	0.214203	0.214608	0.215003	0.215408
0.57	0.218546	0.218941	0.219346	0.219741	0.220146	0.220541	0.220946	0.221341	0.221746
0.58	0.224504	0.224899	0.225294	0.225699	0.226094	0.226499	0.226894	0.227299	0.227704
0.59	0.230692	0.231087	0.231492	0.231897	0.232302	0.232707	0.233112	0.233517	0.233922
0.60	0.239340	0.239735	0.240140	0.240545	0.240950	0.241355	0.241760	0.242165	0.242570
0.61	0.245938	0.246333	0.246738	0.247143	0.247548	0.247953	0.248358	0.248763	0.249168
0.62	0.251806	0.252201	0.252606	0.253011	0.253416	0.253821	0.254226	0.254631	0.255036
0.63	0.258004	0.258409	0.258814	0.259219	0.259624	0.260029	0.260434	0.260839	0.261244
0.64	0.264502	0.264907	0.265312	0.265717	0.266122	0.266527	0.266932	0.267337	0.267742
0.65	0.270400	0.270805	0.271210	0.271615	0.272020	0.272425	0.272830	0.273235	0.273640
0.66	0.276708	0.277113	0.277518	0.277923	0.278328	0.278733	0.279138	0.279543	0.279948
0.67	0.282006	0.282411	0.282816	0.283221	0.283626	0.284031	0.284436	0.284841	0.285246
0.68	0.287704	0.288109	0.288514	0.288919	0.289324	0.289729	0.290134	0.290539	0.290944
0.69	0.293802	0.294207	0.294612	0.295017	0.295422	0.295827	0.296232	0.296637	0.297042
0.70	0.299500	0.300005	0.300510	0.301015	0.301520	0.302025	0.302530	0.303035	0.303540
0.71	0.306708	0.307213	0.307718	0.308223	0.308728	0.309233	0.309738	0.310243	0.310748
0.72	0.313306	0.313811	0.314316	0.314821	0.315326	0.315831	0.316336	0.316841	0.317346
0.73	0.320404	0.320909	0.321414	0.321919	0.322424	0.322929	0.323434	0.323939	0.324444
0.74	0.326502	0.327007	0.327512	0.328017	0.328522	0.329027	0.329532	0.330037	0.330542
0.75	0.333100	0.333605	0.334110	0.334615	0.335120	0.335625	0.336130	0.336635	0.337140
0.76	0.340208	0.340713	0.341218	0.341723	0.342228	0.342733	0.343238	0.343743	0.344248
0.77	0.345306	0.345811	0.346316	0.346821	0.347326	0.347831	0.348336	0.348841	0.349346
0.78	0.351404	0.351909	0.352414	0.352919	0.353424	0.353929	0.354434	0.354939	0.355444
0.79	0.356502	0.357007	0.357512	0.358017	0.358522	0.359027	0.359532	0.360037	0.360542
0.80	0.363100	0.363605	0.364110	0.364615	0.365120	0.365625	0.366130	0.366635	0.367140
0.81	0.370208	0.370713	0.371218	0.371723	0.372228	0.372733	0.373238	0.373743	0.374248
0.82	0.375306	0.375811	0.376316	0.376821	0.377326	0.377831	0.378336	0.378841	0.379346
0.83	0.381404	0.381909	0.382414	0.382919	0.383424	0.383929	0.384434	0.384939	0.385444
0.84	0.386502	0.387007	0.387512	0.388017	0.388522	0.389027	0.389532	0.390037	0.390542
0.85	0.393100	0.393605	0.394110	0.394615</					

BIBLIOGRAFIA

- (1) Alvarez, Constantino; "Diseño de Equipo: Tanques y Recipientes"; Fac. de Química, UNAM, (1987).
- (2) Análisis por Resinas; "Acetales (POND"; IMPI.
- (3) Anguita, Ramón; "La Incidencia Ecológica de los Plásticos"; *Hule Mexicano y Plásticos*, 18-24.
- (4) "Anuario Estadístico de la Industria Química"; ANIQ; (1980).
- (5) Barnés, Fco.; "Ingeniería de Procesos"; Universidad Nacional Autónoma de México, (1977).
- (6) Chemical marketing reporter; "Chemical Prices", (July 9, 1980).
- (7) Comisión Petroquímica Mexicana; "Plásticos de Ingeniería"; (1988).
- (8) Da. Re M.; "Los Plásticos de Ingeniería en los Vehículos de Motor"; *Hule Mexicano y Plásticos*, 24-25.
- (9) Dollinger, Lewis; "How to Specify Filters"; *Hydrocarbon Processing*, 88-92, (October 1989).
- (10) Dröscher M. and Wegner G.; "Kinetics of a Simultaneous Polymerization and Copolymerization of Trioxane"; *Ind. Eng. Chem. Prod. Res. Dev.*, 18, No. 4, 259-263, (1979).
- (11) Foust, Alan; "Principios de las operaciones unitarias"; Ed. CECSA; México, (1980).
- (12) "Flow of Fluid"; Crane Co.

113) Goyal, H. & Sharon, K.; " Selective Solvent Extraction of Trioxane from Formaldehyde Solution"; *J. Chem. Eng. Data*, 28, 67-70, (1981).

114) "Guía de la Industria Química en México"; ANIQ; (1986).

115) Haberer, C.; "El Envejecimiento de los Plásticos en el Automóvil"; *Hule Mexicano y Plásticos*, 17-28.

116) Hader, Rodney; "Formaldehyde from Metanol"; *Industrial and Engineering Chemistry*, 44, No. 7, 1508-1518, (July 1982).

117) Himmelblau, David; "Principios y Cálculos Básicos de la Ingeniería Química"; CECSA.

118) Kenneth, J.; "Bombas: Selección. Uso y Mantenimiento"; McGraw-Hill. (1989).

119) Kern, Donald; "Procesos de Transferencia de Calor".

120) Kirk, Othmer; "Encyclopedia of Chemical Technology"; 2^a Ed.; The Interscience Encyclopedia, Inc. New York.

121) Ludwig, Robert; "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants"; 2^a Ed.

122) Mahieux, Jean; "Make Trioxane Continuously"; *Hydrocarbon Processing*; , 163-164 (May 1989).

123) Mc Ketta, John ;" Encyclopedia of Chemical Processing and Design"; Marcel Dekker, inc., (1977).

124) Milby, Robert; "Plastics Technology"; McGraw-Hill Co.; 1^a Ed; México, (1973).

(125) Moore, J.C.; "Electric Motor Drivers for Centrifugal Compressors"; *Hydrocarbon Processing*, 133-139, (May 1975).

(126) Oldshue, J.Y.; "How to Specify Mixers"; *Hydrocarbon Processing*, 73-80, (October 1989).

(127) Patente 3,027,352; E.U.A., Mar 27, (1962).

(128) Patente 3,174,948; E.U.A., Mar 23, (1965).

(129) Patente 3,234,053; E.U.A., May 31, (1966).

(130) Patente 3,637,751; E.U.A., Jan 25, (1972).

(131) "Panorama Nacional del Sector Plasticos"; IMPI.

(132) Peters, Max Stone; "Plant Design and Economics for Chemical Engineers"; 3^a Ed. McGraw-Hill, (1980).

(133) Perry, John H.; "Manual del ingeniero químico", Mc Graw Hill.

(134) Piret, Edgar ; "Distillation Principles of Formaldehyde Solutions (Liquid-vapor Equilibrium and Effect of Partial Condensation)", *Ind. & Eng. Chem.*, 40, # 4, 661-672, (April 1948).

(135) Piret, Edgar ; "Distillation principles of formaldehyde solutions (State of formaldehyde in the vapor phase)", *Ind. & Eng. Chem.*, 41, # 6, 1277-1286, (June 1949).

(136) "Polyacetal Resins"; *Plastics and Resins*; por The Chemical Economics Handbook-SRI International, (December 1989).

(137) Pangel, Nafalle; "Los Plásticos", Sep-UNAM.

139) Rase, H. & Barrow N.; "Project Engineering of Process Plants"; John Wiley and Sons; New York, (1970).

140) Rodríguez, Juan Fco.; "Selección y Diseño Preliminar del Proceso para Producir Formaldehído a partir de Metanol". UNAM, Tesis, (1984).

141) Sagu, Mohan; "Solubility of Trioxane in Some Common Solvents "; *J. Chem. Eng. Data*, 38, No.1, 81-83, (1993).

142) Sample, Paul E.; "Aplicación de los poliacetales en plomería", Directorio Latinoamericano de los Plásticos Industriales, 197-202, (1988).

143) Smith, S.; "Ingeniería de la Cinética Química"; 2ª Edición; Ed. CECSA, México D.F., (1976).

144) Solomons, Ezra; "Fundamentos de Administración Financiera"; Ed. Diana Técnico, (1984).

145) Spencer, F.J.; "Engineered Plastics Today"; *Hydrocarbon Processing*, 123-130, (July 1989).

146) Streeter, Victor; "Mecánica de fluidos"; 8ª ed., Mc Graw Hill.

147) Tillotson, V.; "Cadenas de copolímeros de acetal que sustituyen a las de metal"; *Hule Mexicano y Plásticos*, 13-18.

148) Treybal, Robert; "Operaciones de Transferencia de masa"; 2ª Ed.; McGraw-Hill, (1988).

149) Van Winkle; "Distillation"; Mc Graw Hill, (1967).

(40) Walker, J. & Chadwick A.; "Trioxane as a Source of Formaldehyde"; *Industrial and Engineering Chemistry*, 39.No.8, 974-977, (August 1947).

(50) Welty, James; "Transferencia de calor aplicada a la ingeniería"; Limusa, (1978).