

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO  
FACULTAD DE QUIMICA

---

ESTUDIO TECNICO ECONOMICO EN LA  
RECUPERACION DE MONOMERO DE ME-  
TACRILATO DE METILO A PARTIR  
DE POLIMERO RESIDUAL



**TESIS**

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE  
**INGENIERO QUIMICO**

PRESENTAN

ANGEL GUZMAN TAPIA

DANIEL BERNAL MEDINA

JOEL NAVARRETE INFANTE

CIUDAD UNIVERSITARIA, 1974



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 esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

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

CLAS Tesis  
ABG 117-32  
FECHA 1974  
PROC 1974



JURADO  
ASIGNADO

PRESIDENTE JULIO TERAN ZAVALAETA  
VOCAL FERNANDO ITURBE HERMANN  
SECRETARIO ROBERTO ANDRADE CRUZ  
1er. SUPLENTE JOSE FCO. GUERRA RECASENS  
2do. SUPLENTE MARIO RAMIREZ OTERO

SITIO DONDE SE DESARROLLO EL TEMA: BIBLIOTECA DE LA  
FACULTAD DE QUIMICA.

NOMBRE DE LOS SUSTENTANTES:

ANGEL GUZMAN TAPIA  
DANIEL BERNAL MEDINA  
JOEL NAVARRETE INFANTE

ASESOR DEL TEMA:

QUIM. JULIO TERAN ZAVALAETA

A NUESTROS PADRES

CON SINCERO AGRADECIMIENTO AL  
PROFESOR JULIO TERAN ZAVALAETA

## C O N T E N I D O

- I.- INTRODUCCION
- II.- GENERALIDADES
- III.- QUIMICA DEL MONOMERO DE  
METACRILATO DE METILO
- IV.- DEGRADACION DEL POLIME-  
TACRILATO DE METILO
- V.- DETERMINACION DE LA CA-  
PACIDAD DE LA PLANTA
- VI.- CALCULO DEL EQUIPO
- VII.- ESTUDIO ECONOMICO
- VIII.- CONCLUSIONES
- IX.- BIBLIOGRAFIA

## I.- INTRODUCCION

El objeto de éste trabajo es ver la posibilidad de instalación de una planta regeneradora de monómero de metacrilato de metilo a partir de desperdicio de polímero.

La regeneración o recuperación del monómero se hará por pirólisis de desperdicio de acrílico.

Entre los factores más importantes para la creación de ésta planta están: El técnico y el económico, de los cuales éste último es el que determinará la construcción de la planta, por ésta razón se determinará la rentabilidad de ésta industria. Al mismo tiempo se estimará un precio al producto obtenido por éste proceso y se comparará con el precio actual del monómero producido por síntesis; el precio del monómero obtenido por desintegración térmica del polímero, deberá ser igual o menor al precio del monómero hecho por síntesis para que se pueda competir.

Se investigará el precio de la materia prima, así como su magnitud. Además se variará el precio del producto para la cual se obtenga una rentabilidad aceptable.

En México no se produce actualmente el monómero de metacrilato de metilo, de acuerdo con la información proporcionada por la Secretaría de Industria y Comercio. La producción de éste monómero se hará dentro de 1 a 1.5 años,



mientras tanto, se seguirá importando el monómero, lo cual se hace preferentemente de los Estados Unidos, República Federal Alemana é Inglaterra, y en éste orden es la magnitud de la importación.

[De datos del Anuario Estadístico del Comercio Exterior de la Secretaría de Industria y Comercio, la primera importación de éste material se realizó en el año de 1964. Anterior a éste año, se efectuaban importaciones de Resinas Poliacríticas y éstas han seguido hasta la fecha. El monto total de la primera importación en 1964 fué de 872 288 Kg. de monómero de metacrilato de metilo, y el costo de lo importado fué de 7 332 217 pesos. Para el año de 1972 se registró una importación de 4 895 806 Kg., con un valor de ----- 24 452 370 pesos. Se añaden a éstas importaciones algunas de resinas poliacríticas, que de poca importancia se siguen haciendo a pesar que en México se producen diferentes tipos de resinas.

La demanda de monómero de metacrilato de metilo no ha sido muy espectacular, sin embargo el incremento en la demanda de monómero sí ha sido importante desde 1964 a 1972.

El consumo de las resinas acrílicas en el mundo se ha incrementado lentamente en comparación con la demanda de otros plásticos, debido principalmente al costo elevado de los monómeros acrílicos, por lo que las resinas resultan con pre-

cios elevados. Por otra parte, en todas las industrias que procesan las resinas acrílicas, existe siempre material que se desperdicia, y considerando el alto costo de éste material se hace necesario aprovecharlo, y una forma de hacerlo es recuperar el monómero por descomposición térmica del polímero, lo cual se pretende en éste estudio.

## II.- GENERALIDADES

### IMPORTANCIA DE LOS MATERIALES PLASTICOS

La industria de los plásticos es todavía muy joven, sin embargo su desarrollo ha sido muy rápido. La velocidad de crecimiento de la industria del plástico en los últimos años, es más del doble de la velocidad de crecimiento de la industria del acero en sus principios.

Este crecimiento tan importante, es explicado por el enorme campo de aplicación de éstos materiales que han llegado a reemplazar a muchos materiales que comunmente se utilizaban para determinados fines, ya que han mejorado sus propiedades o cualidades.

Las industrias eléctricas y de la radio han sido las primeras industrias consumidoras de las resinas sintéticas.

Los materiales plásticos poseen relevantes propiedades, de las cuáles algunas son: gran resistencia, pueden teñirse antes o durante el moldeo, no sólo retienen el colorido, sino que presentan excelente acabado.

Por sus propiedades han reemplazado fácilmente a muchos materiales, tales como la madera, el cristal, las gomas y los metales en muchas de sus propias aplicaciones. Entre las industrias que han sido invadidas por los plásticos, se encuentran la metalúrgica, la de construcción de motores, en la aviación, la del mueble, la edificación, etc.

El desarrollo de la industria plástica desde sus inicios con la comercialización de celuloide, ha sido constante é in-interrumpida, y siendo aún una industria joven, presenta un - enorme campo de desarrollo.

### ¿ QUE ES UN PLASTICO ?

El nombre de plástico puede llevar a confusiones. La - palabra plástico, sugiere la idea de que éstos materiales en su estado normal pueden ser moldeados al gusto, sin embargo, muchos de los materiales plásticos a las condiciones ambientales son rígidos o cuando más son flexibles. El nombre de plástico se origina de que en su estado de fabricación y aún después de ella se les puede dar una forma determinada para-formar un artículo o producto.

Una definición aceptable de lo que es un plástico es la siguiente:

Un plástico es cualquiera de los materiales de un exten- so y variado grupo, que contiene como elemento esencial una substancia orgánica, de gran peso molecular y el cual sólido en su estado final, ha tenido o pudo haber tenido en alguna etapa de su manufactura diferentes formas por fluidificación, comunmente por la aplicación junta o separada de presión y - calor.

Cabe añadir a ésta definición que un plástico nace de - la combinación de muchas unidades elementales llamadas monó-

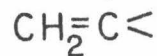
meros, pudiendo ser del mismo tipo o de dos, tres o cuatro diferentes. A la combinación de éstos monómeros para formar el material plástico se le llama polimerización, y por lo tanto, un plástico es un polímero.

Por otra parte, los materiales plásticos resultantes de la unión de los monómeros, pueden clasificarse en termoplásticos, o sea que con el efecto del calor pueden alcanzar un grado de fluidización elevado y ser moldeados nuevamente. En el otro extremo están los termofijos, que con la acción del calor no alcanzan a fundirse y no pueden ser moldeados posteriormente.

#### RESINAS ACRILICAS

Las resinas acrílicas son preparadas a partir de monómeros acrílicos, los cuales pertenecen a un tipo de monómeros llamados vinílicos. Las resinas acrílicas pertenecen a los materiales termoplásticos y su uso es muy amplio.

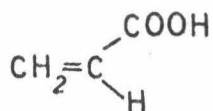
Este grupo vinílico que es característico a éstos monómeros es:



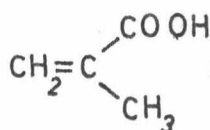
Este grupo al combinarse con otros radicales en diferentes formas, da lugar a diferentes tipos de plásticos.

Cuando el grupo ácido o carboxílico se une al radical vinilo junto con un hidrógeno o un radical metilo, los productos son los ácidos acrílicos y metacrílicos, y son mate--

ria prima para todos los plásticos acrílicos.



*Acido acrílico*



*Acido metacrílico*

La esterificación de los ácidos acrílico y metacrílico con varios alcoholes, dá lugar a un grupo grande de ésteres acrílicos y metacrílicos con diferentes propiedades dependiendo de la longitud de la cadena del alcohol usado. Los acrilatos más comunes son: el acrilato de metilo, el metacrilato de metilo, el acrilato de etilo, el metacrilato de etilo, el metacrilato de propilo y el metacrilato de butilo.

Estas resinas se preparan cuando la polimerización se efectúa a través del doble enlace carbón-carbón. Y la polimerización es catalizada con peróxidos. Se usan también para la polimerización: calor y luz. Sin embargo, no son utilizados para fines industriales. Catalizadores aniónicos también producen polímeros, pero la reacción tampoco es usada a nivel comercial.

Dependiendo del uso que se le dé al polímero, se usan varias formas de polimerización.

La polimerización en masa se usa para el vaciado de láminas, tubos o varillas.

La polimerización por suspensión cuando se quiera producir polvos moldeables. Las técnicas de solución y emulsión,

se usan para dar polímeros para recubrimientos é impregna --  
ciones.

Dependiendo del monómero seleccionado y el método de --  
polimerización, el producto puede tener diferentes formas. --  
Puede ser líquido, viscoso o aceitoso y en el otro extremo --  
están los materiales sólidos y rígidos, como lo son las láminas y barras de acrílico.

Debido a éste rango de propiedades, las resinas acríli-  
cas se adaptan a muchas aplicaciones; todas las resinas acrí-  
licas tienen un grado de resistencia a la luz solar, al ca--  
lor y a la intemperie poco común. En tales aspectos los --  
plásticos acrílicos son superiores a los plásticos de estire-  
no, poli (cloruro de vinilo), acetato de polivinilo y tam --  
bién a los acetatos de celulosa. Los plásticos acrílicos --  
por sus propiedades son muy útiles para usarlos en exterior--  
res.

Otra propiedad interesante de los plásticos acrílicos --  
es la claridad de la película y láminas que se producen de --  
metacrilato de metilo. Además de resistir excelentemente la  
intemperie, pueden admitir tintes y pigmentos, se pueden ob-  
tener en forma transparente, ya sea incoloro o colorido, aun  
que también se obtienen translúcidas y opacas.

La mayor desventaja de éstas resinas es la poca resis--  
tencia al rayado; así como la poca resistencia a solventes --  
orgánicos.

Todas las resinas acrílicas pueden ser inyectadas y también se pueden obtener productos por moldeo de los polvos de éstas resinas.

#### HISTORIA DE LAS RESINAS ACRILICAS

Las resinas acrílicas y metacrílicas fueron preparadas por la polimerización de los ésteres de los ácidos acrílicos y metacrílicos.

El primer problema para obtener las resinas acrílicas y metacrílicas fué la obtención de los ácidos acrílicos y metacrílicos, en seguida encontrar un proceso industrial para producir estos ácidos y posteriormente transformarlos en ésteres que son la materia prima en la obtención de estas resinas.

En la historia de las resinas acrílicas, aparece primeramente Redtenbacher que en 1843 oxidó acroleína en un tanque agitado con una solución acuosa de óxido de plata y aisló un ácido que llamó ácido acrílico.

Beilstein obtuvo el ácido acrílico por la destilación de las sales del ácido hidracrílico y Frankland y Duppa deshidrataron el hidroxí-isobutirato de etilo con tricloruro de fósforo para formar el ácido etil metacrílico en el año de 1865, que por saponificación obtuvieron el ácido metacrílico.



Compuestos acrílicos también fueron sintetizados por diferentes investigadores que deshidrohalogenaron el ácido B halo - propiónico o el ácido B halo isobutírico. Para fines del siglo XIX, los ácidos y los ésteres de bajo peso molecular habían sido bien caracterizados y algunas de sus reacciones -- descubiertas.

Lo más importante para el futuro, fueron las observaciones de polimerización de estos compuestos y las descripciones preliminares de polimerización.

Linneman fué quien obtuvo primeramente el polímero del ácido acrílico, también encontró que cuando el ácido poliacrílico era tratado con agua se obtenía un material elástico.

En 1877 Fittig y Engel Horn obtuvieron un polímero blanco amorfo durante la polimerización del ácido metacrílico y que después convirtieron en un polvo soluble en agua por precipitación a partir de una solución alcohólica con éter.

Kahlbaum encontró en 1880 que el acrilato de metilo por exposición al calor o a los rayos del sol se convertía en un sólido incoloro y mostró además su insolubilidad en muchos solventes, álcalis y ácidos.

En 1883 Weger obtuvo los ésteres metilo, etilo y propilo del ácido acrílico. Mouren estudió otros derivados como la amida del ácido acrílico.

En sus estudios doctorales Röh m también estudió el poli- (acrilato de metilo) y quedó impresionado por la falta de color, claridad y elasticidad de las películas. Estos estudi- os los realizó hacia el año 1901, a pesar de estos estudios- poco se pudo hacer para industrializar las resinas acrílicas, por no contar con un método práctico para producir monóme- - ros. Röh m fué el primer investigador que obtuvo una patente para aplicar los polímeros acrílicos; el interés y trabajo - de sus colaboradores los condujo a ser los primeros en produ- cir comercialmente acrilatos y poliacrilatos en Alemania en 1927, y en Estados Unidos en 1931. En Bristol Pennsylvania, Röh m se asoció a Bauer, desarrollando un proceso para prepara- rar los ésteres acrílicos.

Röh m y Haas llevaron aquel procedimiento a buen térmi- - no.

La explotación comercial de las resinas acrílicas estu- vo sujeta al descubrimiento de una síntesis práctica de los monómeros de los cuales se fabricaron. Los monómeros para - el caso de los acrilatos se obtuvieron comercialmente a base de sustancias como el hidroxinitrilo que a su vez se obtuvo a partir del etilenclorhidrina o más económicamente del óxi- do de etileno, y para el caso de los metacrilatos de la cian- hidrina de la acetona.

Posteriormente, los estudios de las resinas acrílicas - se orientaron hacia el descubrimiento de procesos más eficien

tes y por tanto más económicos. Así por ejemplo la síntesis del metacrilato de etilo y del metacrilato de metilo a partir del ácido hidroxibutírico, fué abandonada para seguir -- síntesis más eficaces. Así también los procesos de obten -- ción de ácido metacrílico y metacrilamida que se obtuvieron del compuesto intermediario como lo es el sulfato de la me -- tacrilamida y que se usó a principios de los cincuentas, fue -- ron desplazados por procesos más económicos que emplean mate -- rias primas menos costosas como acetileno, monóxido de car -- bono o la propion-lactona, obtenida a partir de formol y ce -- teno (  $\text{CH}_2 = \text{C} = \text{O}$  ).

Los primeros acrílicos se obtuvieron por calentamiento y por medio de luz. El descubrimiento de los iniciadores co -- mo los peróxidos, se encontraron útiles para la polimeriza -- ción acrílica.

Las primeras aplicaciones como recubridores y adhesivos fué para las soluciones de polyacrilato (plexigum, acronal, -- acrylofno). Las láminas y polvos moldeables de polímero de metacrilato (plexiglas, croglas, perspex, lucite), tuvieron gran aceptación en aplicaciones de moldeo, como cristales y más recientemente en arquitectura, anuncios, aparadores y de -- coraciones de automóviles.

#### APLICACIONES DE LAS RESINAS ACRILICAS.

El campo de aplicación de las resinas acrílicas es muy

amplio y sus usos muy variados.

A continuación se mencionan las principales aplicaciones de las resinas acrílicas en diferentes campos.

I.- EN ARQUITECTURA, CONSTRUCCION Y ACCESORIOS

Adhesivos

Revestimientos para edificios

Iluminación decorativa

Pinturas y lacas

Anaqueles

II.- ACRILICO EN EL RAMO DE LA AVIACION

Ventanas

Paneles de instrumentación

Pantallas para viento

Conexiones

III.- ACRILICO EN LA INDUSTRIA ELECTRICA

Cuadrantes

Conexiones

IV.- ACRILICO EN EL VESTIDO Y ARTICULOS PERSONALES

Botones

Joyería

Boquillas para cigarrillos

Lentes para sol

Pisa corbatas

V.- ACRILICO EN FOTOGRAFIA

Filtros de luz para cuarto oscuro

Lentes reductores

VI.- EN DEPORTES, JUEGOS Y JUGUETES

Botes para vela

Equipos de aire para buceo

Lazos para nadadores

Piezas de ajedrez

Rompecabezas

VII.- ACRILICO EN LA CIENCIA

Lentes de contacto

Dentaduras

Bombas transparentes

Montajes de especies biológicas

Cubiertas de termómetros

VIII.- ACRILICO EN APARATOS DOMESTICOS

Libreros

Abridores de cartas

Agitadores

CONSIDERACIONES DE COSTOS

Las ventas de resinas acrílicas han sido pequeñas en --

comparación con las ventas de los demás plásticos, a pesar -  
de la amplia variedad de aplicaciones de estas resinas.

El alto precio de los monómeros acrílicos ha sido res--  
ponsable de lo reducido de estas ventas. En Estados Unidos  
de América, el monómero acrílico con precio más bajo es el -  
acrilonitrilo a \$ 5.22 el Kg. y el éster más barato es el me  
tacrilato de metilo a \$ 7.97 el Kg.

El costo del monómero de acrilato de etilo es de \$ 9.13  
por Kg., se encuentran precios de monómeros hasta de \$ 15.12  
el Kg. estos precios contrastan con los precios del monómero  
de estireno a \$ 3.30 el Kg. y el monómero cloruro de vinilo-  
a \$ 3.44 el Kg.

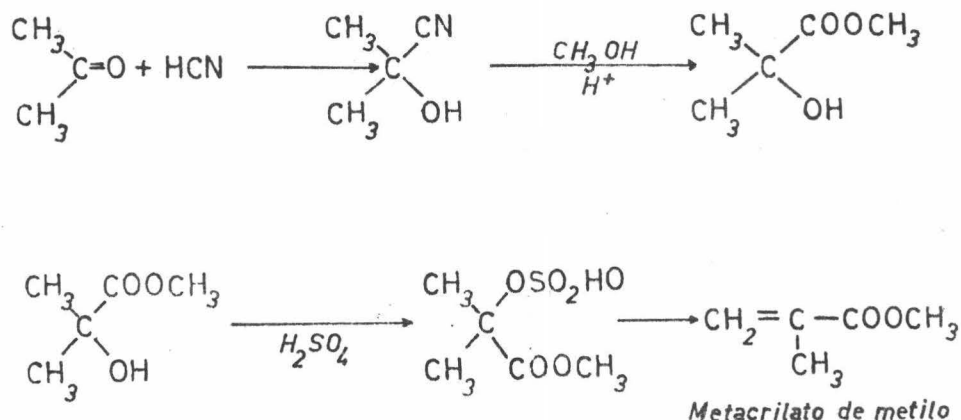
### III.- QUIMICA DEL MONOMERO

Métodos de obtención del monómero de metacrilato de metilo.

Para la obtención del monómero de metacrilato de metilo existen varios métodos de fabricación industrial, unos más aceptables que otros.

Un método para obtener el monómero del ácido metacrílico consiste en la eliminación del halógeno de los ésteres alfa isobutíricos para obtener ácido clorhídrico y el ácido o el éster metacrílico. Los ésteres alfa hidroxibutíricos se obtienen por hidrólisis y esterificación de la cianhidrina de la acetona.

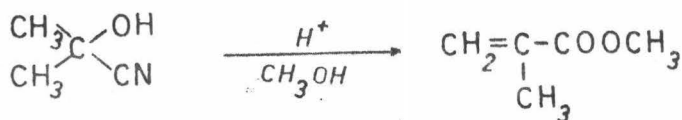
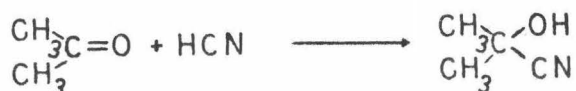
Un método más adecuado para obtener el monómero de metacrilato de metilo, es a partir de acetona, cianuro de sodio o potasio, ácido sulfúrico y alcohol metílico, mediante estas materias primas se obtiene el monómero, que luego se separa y se polimeriza convenientemente.



Una síntesis directa es a partir de la cianhidrina de la acetona: consiste en tratar este compuesto con ácido sulfúrico u óleum, y a continuación con alcohol metílico para obtener el monómero.

Este método consiste en cuatro pasos: Primero se mezcla la cianhidrina de la acetona con ácido sulfúrico a 80°C, después la mezcla formada se calienta a 125°C durante 20 minutos con lo cual se forma la metil acrílamida, después la amida se transforma en éster metacrílico mediante la adición de alcohol metílico y agua a una temperatura de 92°C. Por último el monómero se separa por destilación, previa separación de la capa inferior que se forma y que está compuesta de agua, alcohol y sulfato de amonio.

Su rendimiento es del 80%, si se usa agua en lugar de alcohol metílico se obtiene el ácido metacrílico. Este método es el que se emplea en la obtención del monómero, puesto que su rendimiento es muy razonable.

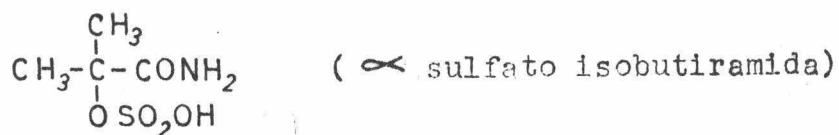




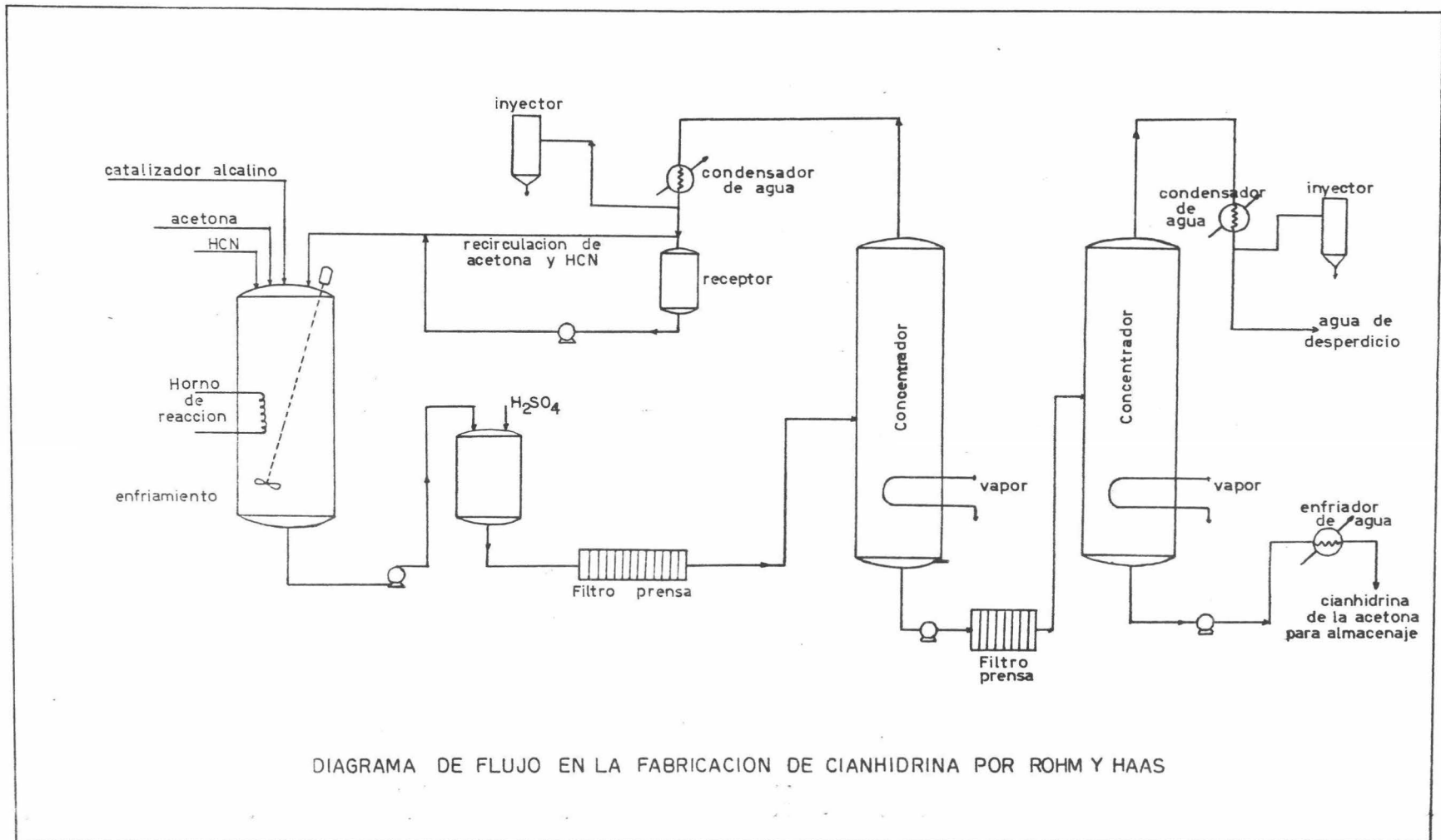
En la práctica se lleva la reacción de la cianhidrina - con el alcohol metílico en presencia de ácido sulfúrico en - sólo un paso para dar directamente el monómero.

Según Crawford, la temperatura de 120°C es suficiente - para dar un rendimiento arriba de 90%. El monómero se sepa- ra por medio de destilación a presión reducida.

En el proceso Röh m y Haas, para la fabricación del monó- mero de metacrilato de metilo, la cianhidrina de la acetona, obtenida a partir de acetona y ácido cianhídrico, se convier- te a sulfato de la amida metacrílica por la reacción con áci- do sulfúrico ( $\infty$  sulfato isobutiramida).



En el proceso de Röh m y Haas (fig.) la cianhidrina de - la acetona y ácido sulfúrico del 98% se cargan en un reactor resistente a los ácidos a una temperatura de 80°C. La con- versión a sulfato de la amida se lleva a cabo por deshidrata- ción a 100°C en un reactor calentado por vapor, una vez en- friado el sulfato se mezcla con un exceso de metanol y reac- cionan continuamente en un reactor provisto de chaqueta para calentamiento con vapor donde se efectúa la esterificación.

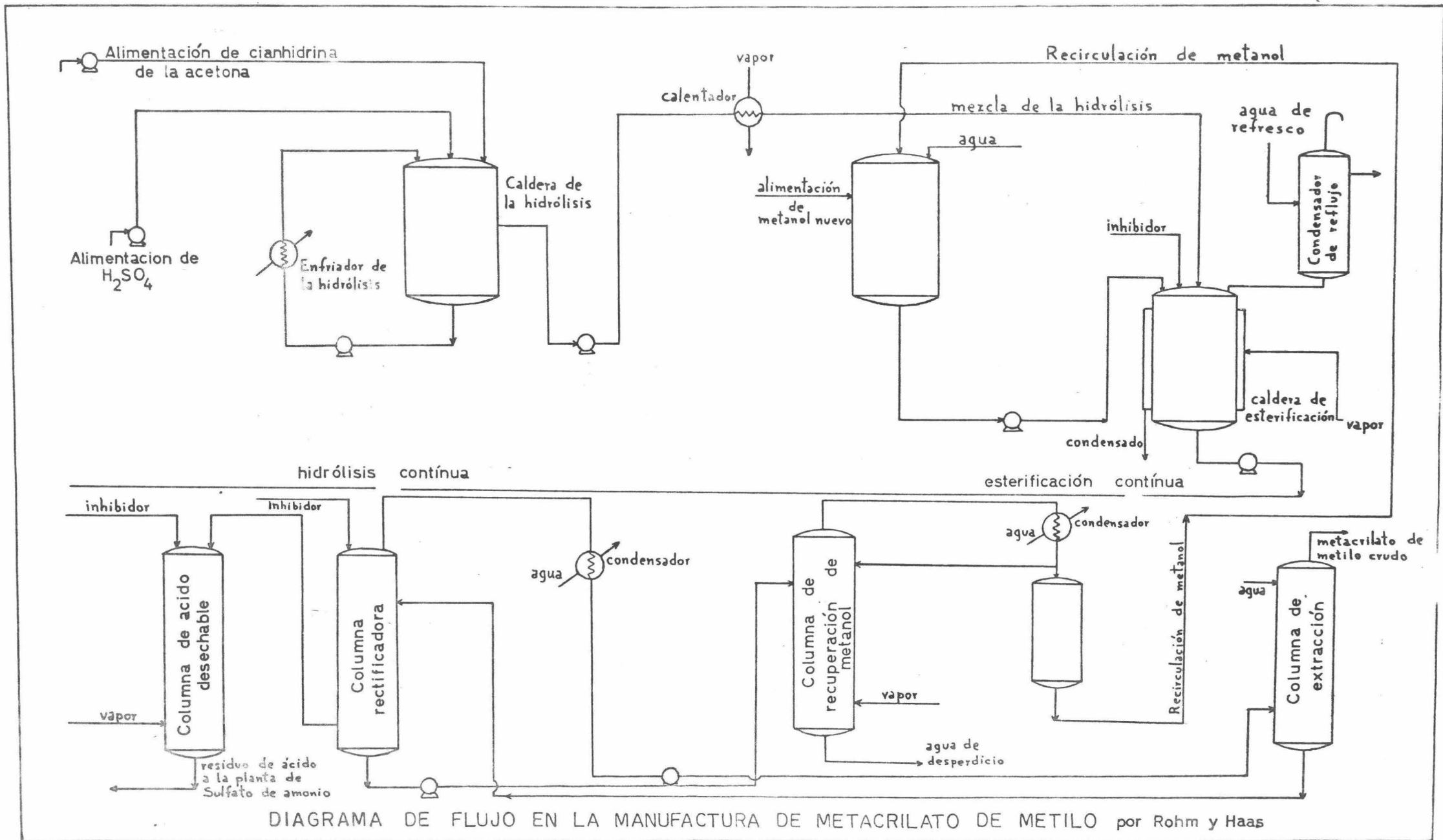


La mezcla de reacción se lleva a una columna de agotamiento donde se obtienen como producto de cabeza metacrilato, metanol y algo de agua y el licor de bisulfato de amonio permanece en el fondo. El producto de cabeza pasa a una columna de rectificación, donde se obtiene metacrilato y metanol y en el fondo metanol acuoso.

Al éster crudo se le hace una extracción a contracorriente con agua para remover el metanol, y el metacrilato fresco se condensa para separar el agua y dar un producto del 99.8% de pureza y una eficacia de proceso de un 85%. Se añaden inhibidores en los diferentes pasos, para prevenir polimerizaciones. La fracción acuosa del metanol se hace reaccionar con amoniaco para posteriormente convertir el sulfato de amonio en un buen fertilizante. El sulfato se puede decolorar con carbón activado antes de la evaporación y cristalización.

Para producir ácido metacrílico, el sulfato de la amida se mezcla con agua conteniendo inhibidor. El calor de la mezcla eleva la temperatura hasta su punto de ebullición. La mezcla de reacción se destila con vapor para hidrolizar la amida y separar el residuo inorgánico del producto que se puede separar de la solución en vacío.

La metacrilamida se puede obtener a partir del sulfato por calentamiento a 150°C, la mezcla de reacción una vez en friada se neutraliza con hidróxido de amonio, y el sólido -



obtenido se sublima en vacío.

La amida también se puede separar del sulfato de amonio por una técnica de fusión parcial ya que el monómero puro -- funde a 100°C y la sal es insoluble en el monómero fundido.

Otro método, es por extracción con un solvente orgánico tal como tolueno o xileno que se disuelven solo en la metacrilamida, a alta temperatura, pero no a temperatura ambiente, las últimas trazas de impureza se pueden remover por un lavado con agua o por recristalización con metil etil, cetona o acetato de etilo.

#### PROPIEDADES FISICAS DEL MONOMERO DE METACRILATO DE METILO

Peso molecular.-----100  
Punto de ebullición.-----100.6--101.1°C (a 76 cm. Hg)  
Punto de congelación. --- - 48.2°C  
Indice de refracción.-----1.412 (a 25°C)  
Peso específico.-----0.94 (a 25°C/25°C)  
Viscosidad, centipoises.----0.569 (a 25°C)  
Calor específico.-----0.49 (Cal/°C-g)

#### PRESIONES DE VAPOR EN mm. DE Hg.

T°C	Presión mm. Hg.
2	18
10	24
20	35

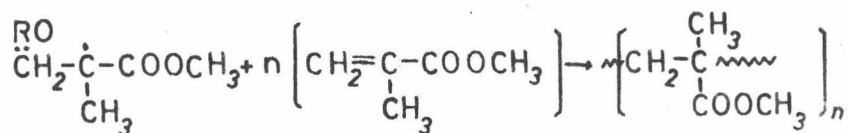
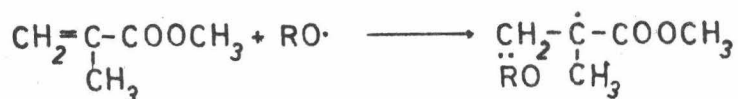
T <sup>o</sup> C	Presión mm. Hg.
30	53
40	81
50	124
60	189
70	279
80	397
90	547

Solubilidad en agua.-----1.5% en peso a 30<sup>o</sup>C  
Calor de polimerización.-----13 Kcal/mol  
Densidad.-----7.8 lb/gal  
Calor de vaporización.-----156 Btu/lb

#### POLIMERIZACION EN GENERAL

Un polímero es una molécula grande formada por la combinación química de varias moléculas, el término grande es algo extenso, y puede incluir materiales con un peso molecular de 500 a 500 000. Las moléculas pequeñas que se unen para la formación de grandes moléculas pueden ser todas del mismo o de dos, tres y cuatro diferentes especies moleculares, el proceso por el cual se forman se llama polimerización, y el principal material es el monómero. La armazón o esqueleto de los polímeros consiste muchas veces de cadenas largas de

átomos de carbón, aún cuando oxígeno, nitrógeno o sulfuros - pueden estar presentes en las cadenas, no necesariamente todos los grupos pueden estar presentes, pero en algunos polímeros podemos encontrar alquilos, arilos, halógenos, nitri -- tos, alcohol, éster, cetona y otros grupos. Las propiedades de los polímeros se modifican por la naturaleza de esos grupos; los polímeros de éste tipo son polímeros lineales, en ciertos polímeros es de creer que las cadenas largas son ata cadas por otras cadenas cortas del mismo tipo, formándose - división de polímeros.



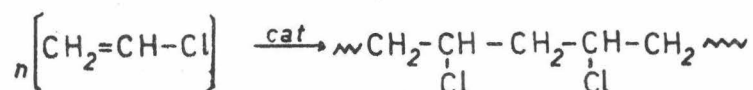
#### TIPOS DE POLIMERIZACION

Los polímeros se originan en dos formas: Polimerización por condensación y polimerización vinílica. En la polimerización por condensación además del polímero se forman otras

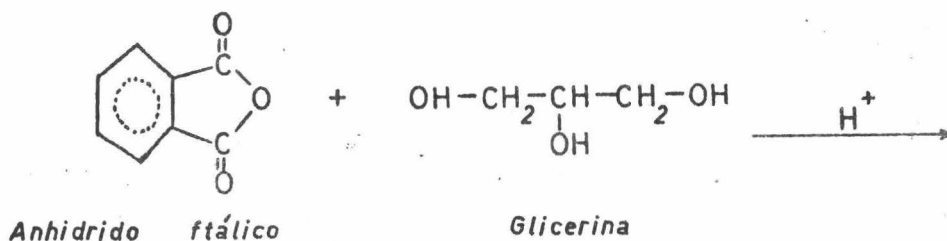
moléculas como: agua, amoniaco, ácido clorhídrico, alcohol, - el polímero por lo tanto tiene un análisis diferente al monómero.

En la polimerización por adición las moléculas monoméricas reaccionan para formar el polímero sin la formación de otros productos, y el análisis último del polímero es el mismo que el del monómero. Se llama también polimerización vinílica porque muchos de los materiales que intervienen en la polimerización se pueden considerar como derivados del alcohol-vinílico  $H_2C = CHOH$ . Cuando dos o más tipos de compuestos vinilo se combinan en el polímero, el compuesto es un copolímero; el término interpolímero se usa también para definir a estos materiales.

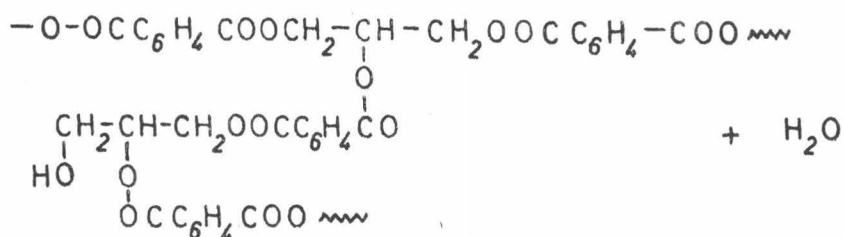
Polímeros lineales.- Un ejemplo de polímero lineal resulta cuando se polimeriza cloruro de vinilo. La cadena principal del polímero no presenta ramificaciones.



En otros casos la polimerización puede dar lugar a moléculas con estructuras reticuladas, como sucede en el caso de la polimerización del anhídrido ftálico y glicerina.

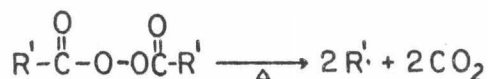




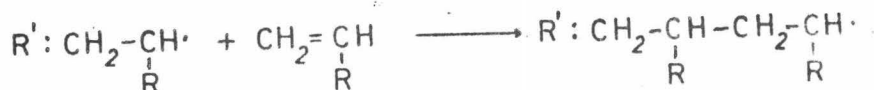


### MECANISMO DE POLIMERIZACION

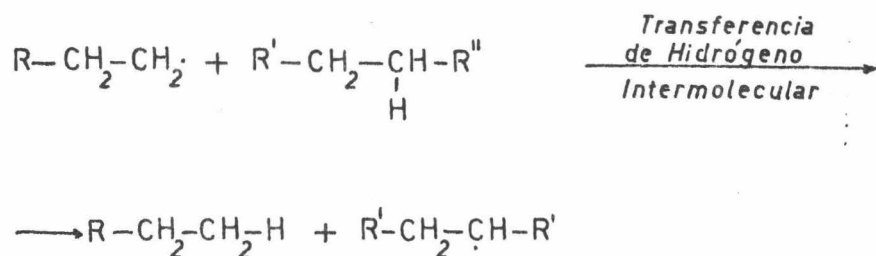
Por radicales libres.- En éste método se hace uso de -  
 sustancias que se descomponen fácilmente formando radicales  
 libres. Un ejemplo de esto es el peróxido de benzoílo.  
 Substancias como éstas son las iniciadoras de la polimeriza-  
 ción.



El radical libre formado puede atacar un enlace múlti-  
 ple produciendo un nuevo radical libre, el cual a su vez pue  
 de atacar a una nueva molécula para así formar un tercer ra-  
 dical, y así continuar hasta que se forme un radical muy --  
 grande.



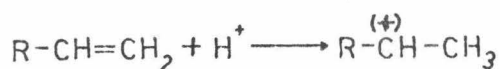
En la formación de los radicales libres, éstos pueden ser primarios, secundarios o terciarios. La polimerización se llevará a cabo con los radicales más estables o sean los terciarios o secundarios. Dos radicales libres pueden unirse y formar una molécula estable, con lo cual se termina la polimerización. En algunos casos un radical libre puede --- abstraer un hidrógeno de la molécula del polímero formado, en este caso se formará un polímero con cadena ramificada.

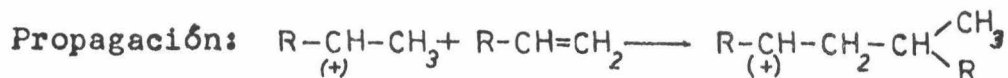


Otro mecanismo por el cual se lleva a cabo la polimerización es por medio de iones, cuando una molécula que presenta un enlace múltiple es atacada por un ácido, se efectúa la formación de un ión carbonio, que puede atacar a otra molécula con enlace múltiple formando así, una molécula de mayor tamaño que presenta también un ión carbonio.

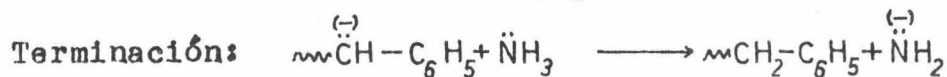
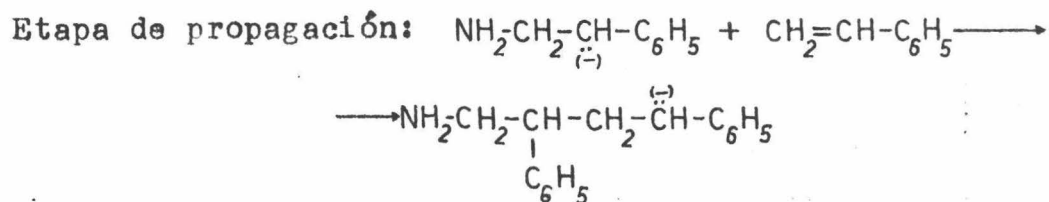
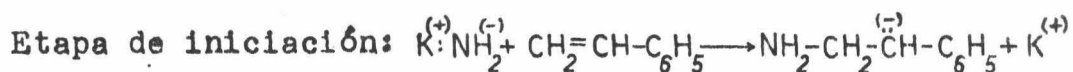
El ataque sucesivo del ión carbonio a moléculas con enlace múltiple dará origen a un polímero y el mecanismo por el cual se formó es por adición catiónica.

Iniciación:





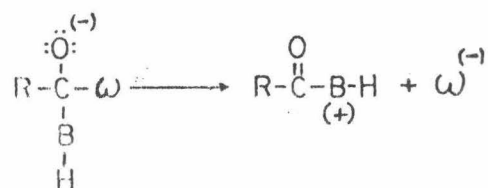
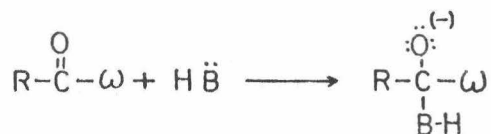
En el caso de que una base fuerte reaccione con una molécula con enlace múltiple dará origen a la polimerización aniónica. Estas bases fuertes pueden ser metales alcalinos, amidas de metales alcalinos, etc.

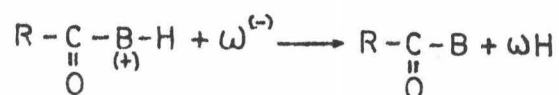


#### MECANISMO DE POLIMERIZACION POR CONDENSACION IONICA

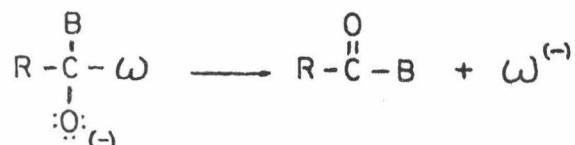
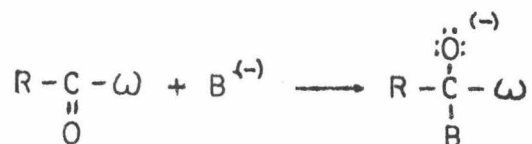
El grupo funcional de un polímero de condensación es un éster, una amida o un uretano. El mecanismo se puede representar mediante las siguientes fórmulas de reacción:

En medio ácido:



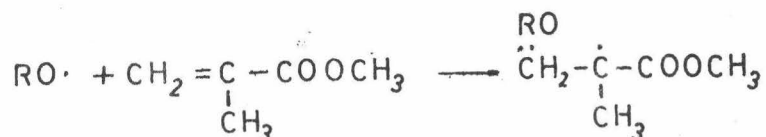
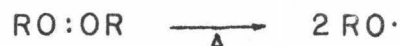


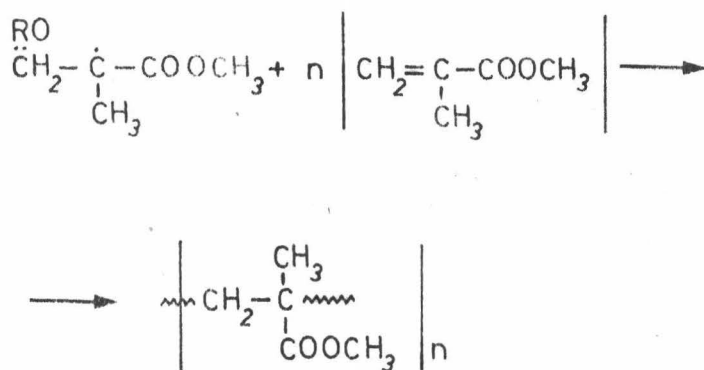
En una solución básica:



#### QUIMICA DE LA POLIMERIZACION DEL METACRILATO DE METILO

El tipo de polimerización del monómero de metacrilato - de metilo es la polimerización vinílica o polimerización por adición. La reacción es acelerada por la presencia de un catalizador, éstos por lo general son peróxidos como el peróxido de benzofilo. Las moléculas del monómero de metacrilato - de metilo se unen unas con otras para formar el polímero sin la pérdida de ninguna molécula.





El polímero tiene el mismo porcentaje de composición como el monómero, pero un peso molecular elevado. El peso molecular del metacrilato de metilo es de 100.1. El polímero de metacrilato de metilo en la forma de vaciado o de lámina, puede tener un peso molecular de medio millón, de cualquier modo las proporciones de C, H y O en ambos casos son idénticas.

Hay varias condiciones de polimerización que hacen que el producto final tenga diferentes propiedades: Puede ser de bajo o alto peso molecular. La naturaleza física del polímero depende del monómero y de la combinación de monómeros usados.

Los monómeros acrílicos y metacrílicos se pueden polimerizar espontáneamente a temperaturas normales, por ésto, es necesario utilizar un inhibidor, de los cuáles el más usado es la hidroquinona ó el éter metílico de la hidroquinona, en cantidades de 0.001% a 0.10%. Esto es dependiendo de la -

actividad del monómero. Para empezar la polimerización es necesario remover el inhibidor, ésto se puede lograr mediante un lavado con un álcali o por medio de una destilación a presión reducida. En muchos casos el inhibidor se puede eliminar por el uso de altas temperaturas o con más catalizador en el proceso de polimerización.

El efecto del oxígeno molecular ha sido estudiado en la polimerización y su acción es conocida como de inhibidor. En algunos casos es posible anular este efecto por el uso de más energía y más catalizador, pero en muchas polimerizaciones es necesario quitar el oxígeno para que el monómero se pueda polimerizar.

Los calores de polimerización de los monómeros acrílicos son variables, por ejemplo el calor de polimerización del acrilato de metilo es de 20, 200 calorías por mol. y el del metacrilato de metilo es de 12, 900 cal. por mol. Este calor de aproximadamente 13 kilo calorías por mol representa una energía de 55, 000 calorías por cada libra de monómero de metacrilato de metilo polimerizado.

El peso específico del monómero de metacrilato de metilo es de 0.94; el polimetacrilato de metilo laminado tiene un peso específico de 1.19, que resulta una diferencia considerable la cual se debe a la reducción del volumen durante la polimerización y que es del 21%.

Los materiales para la manufactura de láminas son mu-

chos. En todos los casos el monómero de metacrilato de metilo es el mayor ingrediente, el catalizador se agrega en proporciones de 0.01 a 1.0%, el catalizador usado puede ser peróxido de benzofilo. El plastificante para el laminado puede agregarse de 3 a 4% y es el ftalato de dibutilo. El metacrilato de metilo, al ser recibido para su moldeo posterior se inhibe para estabilizarlo para su envío y almacenaje. El inhibidor es la hidroquinona en una proporción de 1 000 partes por millón, para obtener un moldeo más claro y un proceso fácilmente reproducible, es necesario remover el inhibidor.

La viscosidad del monómero es muy baja, alrededor de 0.57 centipoises a 25°C, usarlo a esta viscosidad en el moldeo, presentaría dificultades en la celda. Para superar este problema, el monómero de metacrilato de metilo con o sin catalizador, se calienta hasta obtener un jarabe prepolimérico. Esto sirve también para remover el oxígeno disuelto en el monómero y que causaría burbujas en el moldeo y una contracción en la mezcla. De esta manera la pérdida en la celda es mínima.

Un proceso típico de jarabe prepolimérico, sería adicionar cerca de 0.5% de peróxido de parabenzofilo al monómero en un reactor con agitación. Este se calienta hasta 90°C y la polimerización se permite avanzar hasta que la viscosidad del polímero llegue a un valor cercano a un poi-

se, el jarabe se enfria tan rápido como sea posible a la temperatura ambiente y se refrigera hasta que sea usado.

#### POLIMERIZACION DEL MONOMERO DE METACRILATO DE METILO

Existen varias formas para la polimerización del monómero. Polimerización directa o en seco: en la cual el monómero se polimeriza en el molde en que se vaya a usar, en ausencia de otras sustancias, en este caso el polímero incrementa su viscosidad hasta adquirir consistencia elástica o dura. - Este método es importante para la producción de láminas, tubos y artículos a base de metacrílico como las dentaduras y huesos artificiales. El principal problema es la formación de burbujas que se debe al sobre calentamiento por el calor de reacción que es bastante alto. Esto se puede remediar mediante sistemas de calentamiento regulado, o por la adición de pequeñas cantidades de inhibidores.

Cuando la polimerización es en solución, el peso de los polímeros obtenidos es menor que el obtenido por otros métodos a una misma temperatura y en igualdad de concentración de catalizadores. El peso molecular no es el mismo, ésto depende del solvente empleado, lo bueno de este método es que mediante el control de la temperatura y la concentración del catalizador se puede obtener un producto más uniforme, y la velocidad de reacción es menor que en los otros casos.



Polimerización en emulsión.- Esta es una forma sencilla de llevar a cabo la polimerización, nos proporciona dispersiones acuosas de polímero en una forma tal que los hace útil para muchas aplicaciones.

El monómero se dispersa en agua en presencia de un agente emulsionante como jabón y oleato de amonio, ácido naften-sulfónico y calentado en presencia de un catalizador. De esta forma se obtienen emulsiones de polímero, útiles en la protección sobre cueros, telas, maderas etc.

Cuando la polimerización es en suspensión, el monómero se dispersa mediante agitación mecánica enérgica. Las partículas de gran viscosidad de monómero son polimerizadas mediante el calor y el catalizador mientras se tiene agitación.

Este método tiene la ventaja de generar un producto uniforme gracias al medio que se emplea en la suspensión. La agitación que se acostumbra dar a éste método es de 75 a 85 revoluciones/minuto. Se acostumbra agregar al polímero formado un 0.1% a 2.5% de lauril mercaptano como estabilizador, pues de otra manera al fundir el polímero ocurrirían roturas en las cadenas del polímero por formación de arborescencias y esto trae por consecuencia marcas y burbujas en el producto final.

De acuerdo a las condiciones de operación y al método escogido para llevar a cabo la polimerización se tiene una serie de productos de polimetil metacrilato con propiedades

especiales para un uso determinado.

En la polimerización directa o en seco el calor de polimerización es de 13 a 13.5 Kcal/mol. En este tipo de reacción se le agrega al monómero difenil-amina como inhibidor, y cuando se desee empezar la polimerización se agrega peróxido de benzóilo, con lo cual la reacción se lleva a cabo -- con gran rapidez al destruirse la acción del inhibidor. La velocidad de polimerización a 20°C con 0.0004 moles de catalizador/mol de monómero se encuentra que es 0.04% de polímero/hora.

#### IV.- DEGRADACION DEL POLIMETACRILATO DE METILO

##### Generalidades.

El estudio de la degradación de polímeros de vinilo, está en estado activo, debido al gran desarrollo de las industrias de plásticos sintéticos.

La degradación de los polímeros está relacionada con el rompimiento de macromoléculas, cuyo resultado es la producción de monómeros. Estos rompimientos se pueden causar por varios medios, tales como calor, luz, ondas ultrasónicas, rayos X y varias sustancias tales como oxígeno, peróxido de benzoflo y muchas otras. El rompimiento puede ser comparativamente lento, afectando solamente grupos fraccionarios, o puede ser de una naturaleza más rápida, causando una reducción en el tamaño de las macromoléculas.

Los mecanismos que están de acuerdo con esa reducción en el tamaño de la molécula, se pueden elaborar teóricamente por medio de una serie de posibilidades. Una selección de posibles mecanismos, puede sin embargo, hacerse en base de datos experimentales. Un tipo de mecanismo de interés particular, es aquel en el cual la degradación consiste en un proceso de polimerización reversible. Este proceso se puede llamar despolimerización.

Diversos investigadores han mostrado detalladamente que desde que empieza la reacción se va desprendiendo monómero, debido a que hay rompimientos en el extremo inactivo de la cadena, demostrando que mientras disminuye el peso molecular, se va produciendo monómero, ocurriendo esto en los procesos de degradación de polímeros de adición.

En los procesos de degradación de polímeros de condensación, hay un rompimiento al azar de cadenas. En éstos polímeros, las cadenas son de una misma longitud. Todos los encañamientos entre las unidades monómeras en las moléculas de la cadena, son de igual resistencia e igual accesibilidad, no importando la longitud de las cadenas.

En los procesos de degradación de polímeros de adición, desde que empieza la reacción se va desprendiendo monómero.

En los procesos de degradación de polímeros de condensación, las cadenas disminuyen poco a poco, y hasta el final empieza la producción del monómero.

La degradación consiste en un número de reacciones, tal como sucede en los procesos de polimerización. La primera reacción que tiene lugar, es la reacción de iniciación. La degradación del polímero, se inicia en el extremo de la cadena llegando a ser activada; o por rompimiento de una unidad monómera o un pequeño fragmento. Tan pronto como esto sucede, un número de pequeños fragmentos o unidades monómeras, se desprenden de los extremos activados de la cadena o radi-

cales en rápida sucesión. Esta se llama reacción de propagación. Esta reacción de propagación, se detiene por la -- llamada reacción de terminación, la cual puede consistir en la reacción de dos radicales, o puede haber transferencia -- de cadenas.

#### DEGRADACION TERMICA DEL POLIMETACRILATO DE METILO

El polimetacrilato de metilo se puede considerar como -- el ejemplo clásico de un polímero, el cual se degrada por un proceso inverso a la polimerización.

Grassie y Melville construyeron un destilador molecu-- lar, con el propósito de medir la velocidad de formación de monómero durante el proceso de degradación.

Estos investigadores demostraron que la velocidad de de gradación depende del tamaño de la partícula del polímero. -- Esto se debe a que éstos polímeros son malos conductores de calor, y las partículas más cercanas a la fuente de calor -- del destilador, permanecían más calientes que el resto.

En los casos donde grandes cantidades de polímero se -- degradaron ésta dificultad fué vencida cubriendo totalmente la muestra de polímero con polvo de cobre, aumentando así la conductividad de calor. La calibración del aparato se efec-- túa pasando el monómero a través de una válvula de aguja a -- una velocidad de flujo conocida, y obteniendo la expresión --

$(V^2 - V_0^2)/V_0^2$  como una función de la velocidad de flujo. La presión es medida por medio de un pirani aforado, y es proporcional a  $(V^2 - V_0^2)/V_0^2$  arriba de 0.1 mm. de Hg.

La presión es inversamente proporcional a la velocidad de formación de monómero.  $V$  es el voltaje medido para una presión del monómero, y  $V_0$  es el voltaje para presión cero, esto es, para el vacío que se puede alcanzar en el aparato.

La figura (1) muestra que ésta expresión es proporcional a la velocidad de flujo arriba de 0.04 ml. por hora.

Una curva típica experimental obtenida en éste aparato, se muestra en la figura (2). El voltaje se muestra como una función del tiempo. Como la temperatura del calentador se va elevando, aparece un máximo en la curva alrededor de 30°C, debido al solvente residual. Alrededor de 240°C, aparece otro máximo. Este segundo máximo se debe al solvente adjunto a las partículas del polímero. Este solvente puede escapar solamente por ablandamiento del polímero.

Velocidades propias de degradación se obtienen después de éste máximo, cuando la curva va sobre una línea recta --- (A).

La velocidad inicial de degradación se obtuvo extrapolando la línea recta de regreso (línea punteada) a un tiempo cuando el primer plato alcanza la temperatura deseada. La velocidad es dada por el valor correspondiente a - - - - -  $(V^2 - V_0^2)/V_0^2$ .

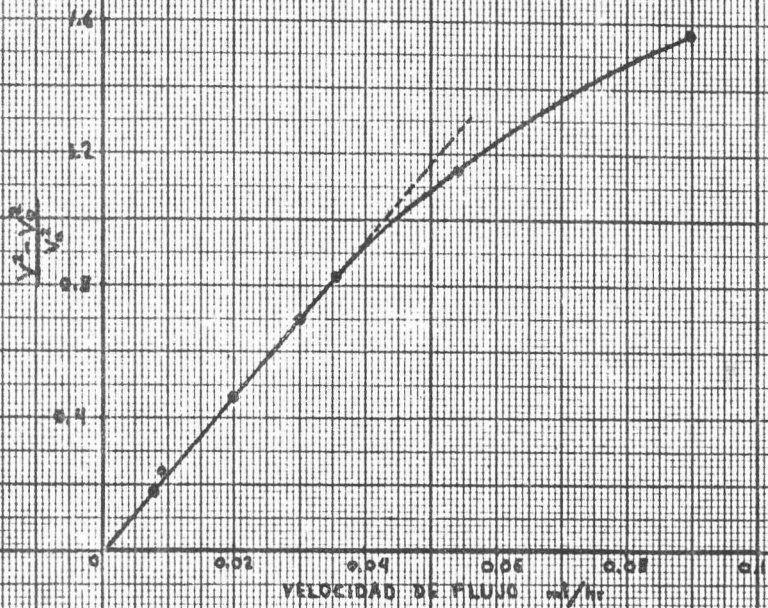


FIG. 1 CURVA DE CALIBRACION PARA EL DESTILADOR MOLECULAR.  $V_0$  VOLTAJE PARA DEFINIR LA PRESION DEL MONOMERO  $V_0$  VOLTAJE PARA PRESION CERO.

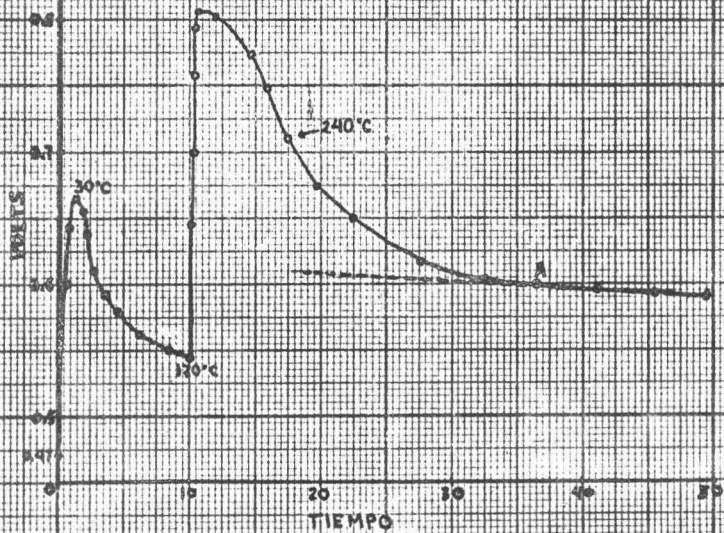


FIG. 2 VOLTAGE COME UNA FUNCION DEL TIEMPO (MINUTOS) DE CALENTAMIENTO EN EL DESTILADOR MOLECULAR. ( $V_0 = 0.47$ , 0.1525g. DE POLIMERO).

Los experimentos de la degradación de polímeros de metacrilato de metilo preparados en presencia de peróxido de benzoflona como catalizador a diferentes pesos moleculares en un rango de 36 000 a 725 000, dieron como resultado que arriba de un peso molecular de 180 000, el peso molecular del polímero residual permanece constante hasta que se forma un 70% del monómero a partir del polímero de más bajo peso molecular, y cerca de 25% de producción de monómero para un polímero de peso molecular 179 000.

Para un peso molecular mayor, los pesos moleculares de las muestras, disminuyeron lentamente con la extensión de la degradación. Esto se representa en la figura (3), donde el peso molecular del residuo expresado como un porcentaje del peso molecular original, se muestra como una función del porcentaje de monómero producido.

Se demostró que cuando el número promedio de la longitud de la cadena es mayor que la longitud de la cadena original, el peso molecular residual, sin monómero, permanece constante durante la reacción. A medida que los pesos moleculares iniciales de los polímeros aumentan, el número promedio de la longitud de las cadenas se vuelve eventualmente más pequeño que la longitud de la cadena original, y el peso molecular del polímero residual disminuye durante la reacción.

Si la reacción de iniciación fuera un proceso al azar,-



entonces cuando el número promedio de la longitud de la cadena es mayor que la longitud de la cadena original, el peso molecular residual no cambiaría durante la degradación; pero tan pronto como el número promedio cinético de la longitud de la cadena sea menor que la longitud de la cadena inicial, tendrá lugar una rápida disminución del peso molecular.

Otros experimentos fueron llevados a cabo para explicar el mecanismo de reacción más ampliamente. Mediciones de presión osmótica sobre un polímero de alto peso molecular ----- (Mn 725 000) después de la degradación a 54% de conversión, demostraron que el número de moléculas de polímero residual fué el mismo que el número del polímero original. Este resultado puede ser admisible solamente con un proceso de iniciación que tenga lugar en los extremos de la cadena.

Las velocidades iniciales de degradación, ésto es, las velocidades iniciales de formación de monómero, fueron determinadas como una función del número promedio de pesos moleculares.

Como se ha demostrado anteriormente, la velocidad de formación de monómero, depende de la longitud de la cadena para iniciación al azar y para iniciación en el extremo de la cadena.

Resultados experimentales muestran que las velocidades iniciales son independientes del peso molecular, hasta valores mínimos de 200 000.

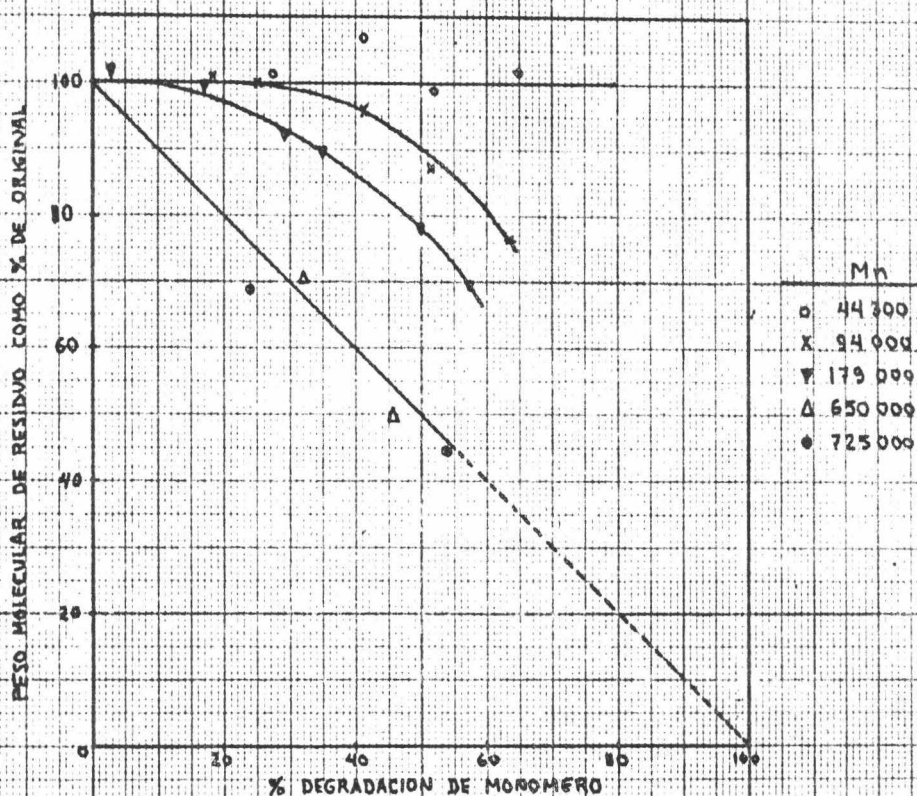


FIG. 3. PESO MOLECULAR DE RESIDUO COMO UNA FUNCION DEL PORCIENTO DE CONVERSION PARA DIFERENTES MUESTRAS DE POLI METACRILATO DE METILO.

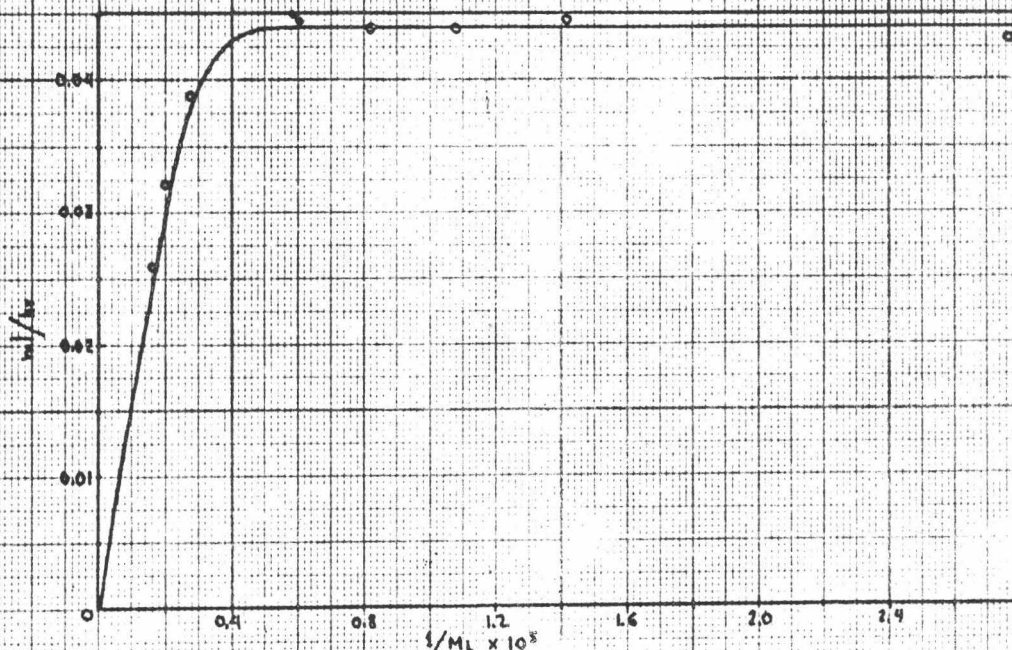


FIG. 4. VELOCIDADES INICIALES DE FORMACION DE MONOMERO, COMO UNA FUNCION DEL RECIPROCO DEL NUMERO DE PESO MOLECULAR PROMEDIO. (0.76, 220°C).

En la figura (4), se muestran las velocidades iniciales de producción de monómero, graficadas contra el recíproco -- del número promedio inicial de pesos moleculares.

Las degradaciones se llevaron a cabo con muestras de -- 0.2 g. de polimetacrilato de metilo a una temperatura de -- 220°C.

Como podemos ver, éstos resultados experimentales con -- cuerdan favorablemente con una reacción de iniciación en el -- extremo de la cadena.

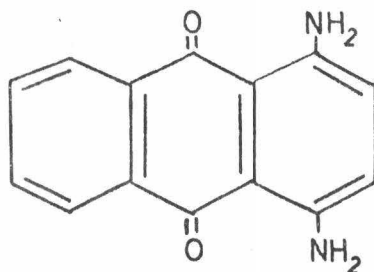
La tabla (1), nos dá algunas de las velocidades iniciales de formación de monómero a 220°C para muestras de dife-- rentes pesos moleculares. Todas las muestras fueron polime-- rizadas en presencia de peróxido de benzofilo. La cantidad -- inicial de polímero para cada experimento fué de 0.2 g.

TABLA (1)

Mn	% descompuesto/hr.
190 000	0.0455
356 000	0.0390
500 000	0.0320
725 000	0.0265

Inhibidores en los procesos de degradación.- El tamaño molecular del inhibidor, debe ser bastante grande, con el -- fin de evitar que se evapore durante la degradación, y debe

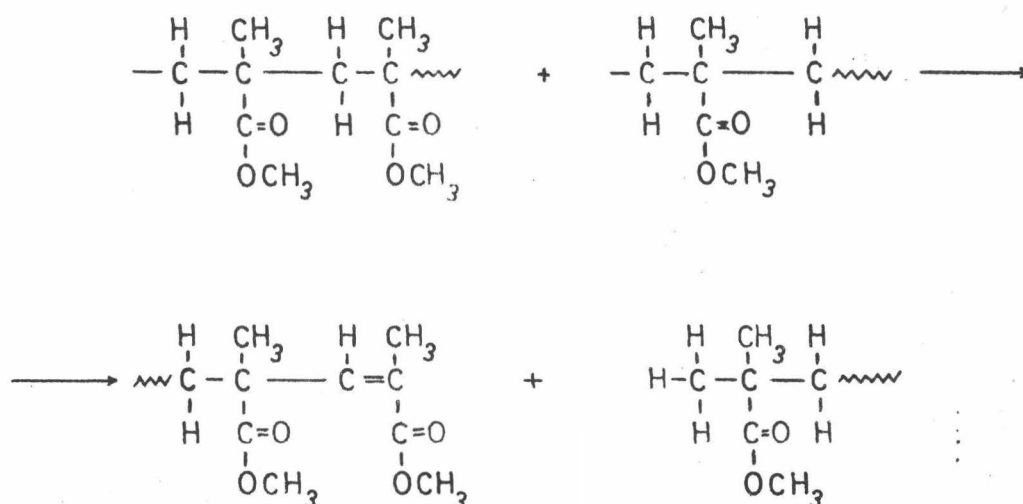
ser estable en los rangos de temperatura requeridos para la degradación. Un inhibidor muy efectivo en la reacción de degradación es el 1,4 diamino antraquinona.



Es interesante hacer notar que para una relación molar de una molécula de inhibidor a una molécula de polímero, la velocidad disminuye alrededor de 1/10 del valor de la velocidad para el polímero puro. Esto sugiere que solamente los extremos de la cadena del polímero están siendo efectivamente activados durante el proceso de degradación. Tan pronto como el extremo de la cadena es activado, el nuevo radical formado interactúa con una molécula de inhibidor, terminando así la reacción de propagación. El polímero "muerto", gana un nuevo extremo de la cadena en el proceso, consistiendo de un largo radical. Una energía de activación mayor, se necesita para activar éstos extremos de la cadena, y la reacción procede a una velocidad mucho más lenta, aún por activación de los extremos de la cadena original permanente, la cual -- también necesita una energía de activación mayor, o por activación de nuevos extremos de cadenas.

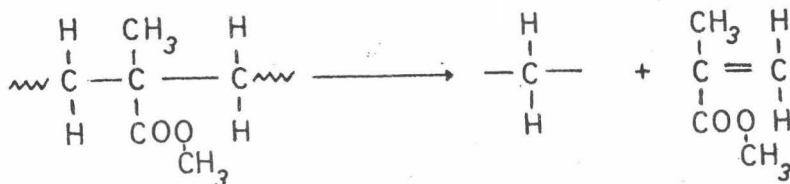
La reacción de terminación del proceso de polimeriza --

ción, consiste en una desproporcionación, entonces un polímero, el cuál ha sido formado en ausencia de catalizador, tendrá una o doble ligadura en el extremo de la cadena.



La reacción se inicia en uno de los extremos de la cadena. A altas temperaturas la reacción continúa hasta una conversión de 100%, la energía total de activación para la producción de monómero aumenta de 31-42 K cal/mol entre el principio y el final de la reacción.

La reacción de propagación consistirá simplemente en la rápida producción de monómero a partir de nuevos radicales -- producidos.



La energía de activación para la propagación es de ---  
18.5 k cal.

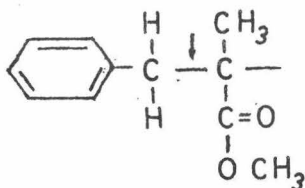
El calor experimental de polimerización se encontró ser  
de 13 k cal.

La reacción de terminación será muy similar a la termi-  
nación del proceso de polimerización. Ambas por mutua termi-  
nación o por desproporción.

Análisis cinético.- El análisis cinético de la degrada-  
ción de polimetacrilato de metilo demostró que los extremos-  
de la cadena contienen fragmentos de catalizador que requie-  
ren una energía de activación más alta que los extremos de la  
cadena que contienen dobles ligaduras. El catalizador usado  
fue peróxido de benzofl. Los radicales de iniciación espera-  
dos para el proceso de polimerización son  $\text{Ph-COO}^\cdot$  y  $\text{Ph}^\cdot$ . Es  
más probable que los fragmentos de catalizador incorporados-  
en el polímero sean grupos fenilos, producidos por la ruptura  
inicial del peróxido de benzofl y descomposición subsecuente  
de radicales:

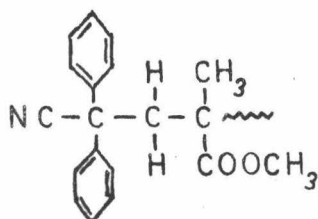


Los extremos de la cadena que contienen fragmentos de ca-  
lizador son de la siguiente clase:

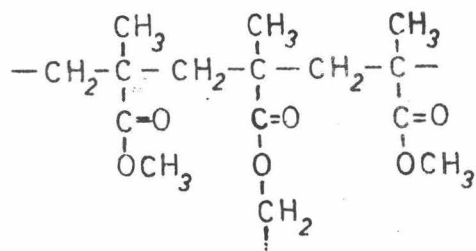


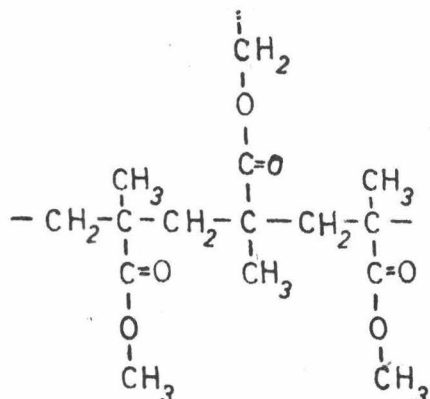
La ligadura más fácil de romperse, es la indicada por la flecha.

Los experimentos cinéticos, demuestran que si la polimerización es catalizada por radicales difenil-ciano-metilos, éstos grupos son incorporados en la cadena del polímero en cualquier extremo. Para iniciar la degradación de tales cadenas, se necesita una energía de activación mayor.



Grassie y Melville investigaron el mecanismo de reacción de la degradación de un número de copolímeros. Los polímeros del metacrilato de metilo con una pequeña cantidad de dimetil-acrilato de glicol como agente reticulante, fueron preparados en presencia de peróxido de benzoílo como catalizador. Este copolímero tiene la siguiente estructura:





Las velocidades iniciales de degradación, fueron levemente más pequeñas que las de un polímero normal a 220°C. Sin embargo, éstas velocidades fueron independientes de las cantidades de dimetacrilato y también independientes de la cantidad de catalizador usado.

La velocidad disminuye con la extensión de la degradación, como en el caso de polimetacrilato de metilo puro. Si la mezcla de reacción es enfriada a temperatura ambiente, y luego recalentada, se observa un período de inducción a 250°C. Esto toma alrededor de 15 minutos a partir del tiempo que la mezcla de reacción alcanza los 250°C para conseguir la máxima velocidad de formación de monómero. Esto se debe al lento escape de monómero de la red, pero esto puede también ser relacionado con la inmovilidad é infusibilidad del polímero.

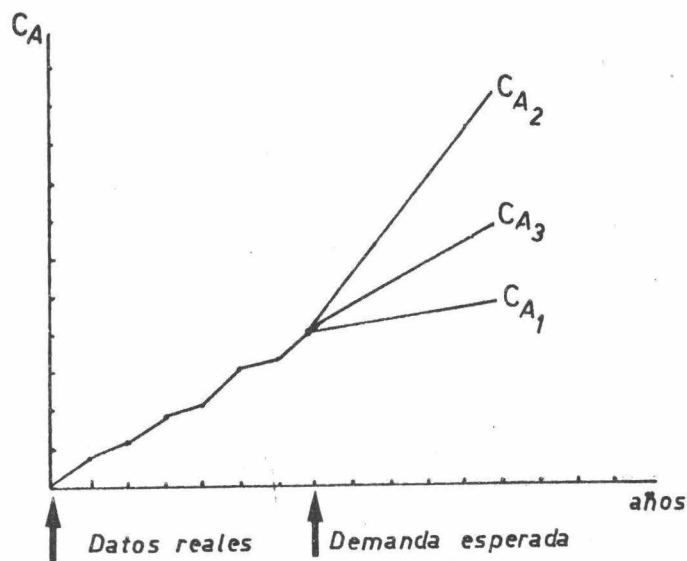


## V.- CAPACIDAD DE LA PLANTA

Uno de los motivos principales en la creación de una industria, es la existencia de una necesidad, ésta industria debe ser de tal magnitud que sea capaz de satisfacer tal necesidad, la capacidad de la industria no debe exceder ni ser muy pequeña en comparación con el tamaño de la necesidad. Este es el problema de la determinación de la capacidad de la planta y que es de vital importancia; ya que ésta determinación nos dará idea del tamaño del equipo y la cantidad que deba producirse, lo cual determinará la inversión que deba hacerse.

Existe una estrecha relación entre el consumo aparente de un producto y la capacidad de producción de una industria. Por lo que debe determinarse el consumo aparente, lo cual se realiza por el análisis de mercado. Con datos estadísticos del consumo aparente se pueden obtener datos de consumo aparente para años posteriores. En la determinación de este consumo aparente pueden surgir dos problemas: Problema de sobre inversión y problema de falta de capacidad. El problema de sobre inversión resulta cuando se toma un consumo aparente muy optimista con relación al consumo real, en éste caso, la producción excede mucho al consumo real. En el otro extremo es-

tá el problema de falta de capacidad que se origina cuando el consumo aparente se determina muy pequeño, en este caso el -- consumo real es mayor que la capacidad de la planta lo que im pide que el precio del producto se pueda bajar. La tarea es determinar un consumo aparente óptimo con lo que se determina rá una capacidad óptima de producción.



$C_{A2}$  Consumo aparente optimista: Puede originar problema de sobre inversión.

$C_{A1}$  Consumo aparente bajo: Problema de falta de capacidad.

$C_{A3}$  Consumo aparente requerido.

El consumo aparente se define como el valor de la producción de un producto en un país y en un tiempo específico,

más el valor de importación de ese producto, menos la exportación.

$$C_A = P + I - E$$

Cuando el producto es solo de importación, el consumo aparente se define como:

$$C_A = I$$

En la determinación de la capacidad de la planta que se pretende construir, o sea una planta que obtenga monómero de metacrilato de metilo a partir de polímero residual se encuentran dos factores principales: Volúmen de desperdicio que se pueda obtener y el volúmen de ventas de monómero que se puedan tener.

La cantidad de desperdicio que puede conseguirse está en función del acrílico que se produce en México y de la facilidad de obtenerlo, a su vez la cantidad de acrílico producido está en función del monómero importado.

El volúmen de ventas del monómero depende de la demanda que tenga éste material.

La venta de la producción del monómero generado por ésta planta se puede considerar que está asegurada, ya que la producción del monómero será un porcentaje muy pequeño de la demanda del mismo.

Por estas razones, la capacidad de la planta estará determinada esencialmente por el desperdicio de acrílico que se consiga. Esto depende de la cantidad de acrílico producido y a la vez la producción del acrílico, depende de la cantidad de monómero empleado en tal producción, como se mencionó anteriormente.

Es realmente difícil determinar la cantidad de los desperdicios de acrílico disponibles, sin embargo en nuestro caso se harán las siguientes consideraciones:

10.- La cantidad de monómero de metacrilato de metilo que se emplea en la producción de acrílico es del 60% aproximadamente de acuerdo con los datos obtenidos de las industrias productoras de acrílico. El desperdicio de estas industrias varía entre 1 - 2%, con este desperdicio no se podrá contar ya que dichas industrias lo emplean.

El desperdicio se podrá obtener de las industrias procesadoras del acrílico, como son los fabricantes de artículos de acrílico, productos de acrílico para anuncios luminosos, láminas para iluminación etc., el desperdicio de estas industrias se estima que es del 10% del acrílico producido, algunas industrias pequeñas hacen uso de algo de este desperdicio, por otro lado no todo el desperdicio disponible hasta este punto puede conseguirse ya que en algunos casos será imposible o será poco costeable llevar tal desperdicio a la planta. Dependiendo de esto, se estima que un 5% de la pro-

ducción de acrílico será el desperdicio que se puede obtener.

En el presente estudio se aplicarán las técnicas de pronóstico, para determinar la demanda de monómero de metacrilato de metilo para un determinado año, en este caso se determinará el consumo o demanda de monómero para los siguientes años, es decir hasta el año de 1977, y el dato de demanda del monómero de dicho año se tomará de base para determinar la capacidad de la planta.

Como se ha mencionado con anterioridad, el monómero de metacrilato de metilo es un material de importación y esto se viene realizando desde 1964, actualmente existe un proyecto para la elaboración del monómero en México, la industria empezaría a producir dentro de un año a año y medio o sea a fines de 1974. Actualmente el precio del kilogramo del monómero de metacrilato de metilo es de \$ 5.10 (precio oficial), y el precio en el mercado mexicano es de \$ 7.40 el kilogramo, se cree que cuando se produzca en México el precio del monómero se elevará en un 15 o 20%, es decir el kilogramo de monómero tendrá un precio máximo de \$ 8.90. Este aumento puede influir en forma negativa en la demanda de este material, sin embargo se cree que el consumo de tal producto irá en ascenso.

A continuación se dan una serie de datos estadísticos de la importación de monómero de metacrilato de metilo desde

el año de 1964 importaciones hechas a los diferentes países. Estos datos nos servirán para obtener la demanda del monómero en un determinado año, aplicando las técnicas de pronóstico. Estos datos fueron proporcionados por la Secretaría de Industria y Comercio.

PRODUCTO	FRAC. ARANCELARIA.	P.O.	C.E.	C. AD.
METACRILATO DE METILO.	2914C034	\$ 5.10	\$ 0.50 kg.	10%

IMPORTACION PARA EL AÑO DE 1964

PAIS	KG. LEGAL	VALOR (PESOS)
Estados Unidos de A.	579 501	5 342 397
Francia	79 800	558 600
Italia	60 000	342 500
Japón	4	28
Inglaterra	104 500	622 995
Rep. Fed. Alemana	<u>48 483</u>	<u>483 697</u>
T O T A L	872 288	7 332 217

IMPORTACION PARA EL AÑO DE 1965

Estados Unidos de A.	539 118	3 550 227
Rep. Fed. Alemana	10 760	126 905

PAIS	KG. LEGAL	VALOR (PESOS)
Inglaterra	334 990	1 662 071
Italia	<u>29 800</u>	<u>160 175</u>
T O T A L	914 668	5 499 378

IMPORTACION PARA EL AÑO DE 1966

Estados Unidos de A.	711 883	4 045 571
Rep.Fed.Alemana	64 880	477 012
Inglaterra	530 710	2 565 598
Italia	20 000	105 000
Suiza	3	58
Japón	<u>70 002</u>	<u>357 692</u>
T O T A L	1 379 478	7 550 931

IMPORTACION PARA EL AÑO DE 1967

Estados Unidos de A.	1 009 251	5 544 980
Rep.Fed.Alemana	4 140	39 070
Inglaterra	729 790	3 824 170
Italia	<u>55 000</u>	<u>270 000</u>
T O T A L	1 798 181	9 678 220

IMPORTACION PARA EL AÑO DE 1968

PAIS	KG. LEGAL	VALOR (PESOS)
Estados Unidos de A.	1 311 145	7 078 345
Rep.Fed.Alemana	24 480	153 000
Inglaterra	624 043	3 439 876
Italia	<u>75 000</u>	<u>343 188</u>
T O T A L	2 034 698	11 014 409

IMPORTACION PARA EL AÑO DE 1969

Estados Unidos de A.	1 734 574	9 094 702
Rep.Fed.Alemana	30 791	212 034
Inglaterra	886 350	4 947 673
Italia	50 000	308 125
Japón	<u>11 185</u>	<u>110 692</u>
T O T A L	2 712 900	14 673 226

IMPORTACION PARA EL AÑO DE 1970

Estados Unidos de A.	1 709 316	8 968 870
Rep.Fed.Alemana	900	4 939
Italia	25 000	136 875
Japón	78 490	444 275
Inglaterra	<u>1 326 360</u>	<u>7 513 912</u>
T O T A L	3 140 066	17 068 871



IMPORTACION PARA EL AÑO DE 1971

PAIS	KG. LEGAL	VALOR (PESOS)
Estados Unidos de A.	2 284 749	11 625 513
Rep.Fed.Alemana	109 950	601 106
Italia	40 000	261 491
Japón	153 688	778 628
Inglaterra	<u>1 206 280</u>	<u>6 819 058</u>
T O T A L	3 794 667	20 085 796

IMPORTACION PARA EL AÑO DE 1972

Estados Unidos de A.	4 044 073	20 102 732
Rep.Fed.Alemana	19 760	108 575
Japón	40 000	209 500
Inglaterra	<u>791 973</u>	<u>4 031 563</u>
T O T A L	4 895 806	24 452 370

Además de la importación de monómero de metacrilato de metilo se han efectuado importaciones de resinas poliacrili-  
cas (láminas), sin embargo su importación ha disminuido mar-  
cadamente por lo que se prevee que para los años venideros su  
importación sea mínima. Datos de la importación de resinas -  
poliacriliicas son las siguientes:

AÑO	KG. LEGAL	VALOR (PESOS)
1960	170 004	3 712 846
1961	78 509	1 616 711
1962	26 777	506 602
1963	3 812	76 244
1964	5 360	100 902
1965	1 402	44 604
1966	5 837	285 725
1967	4 999	217 904
1968	5 625	22 271
1969	166	7 334
1970	1 977	84 296
1971	1 368	96 519

Las técnicas de pronóstico que se aplicarán para determinar la demanda de monómero y la capacidad de la planta --  
son:

Modelo de regresión lineal.

Modelo de regresión logarítmico.

Modelo de regresión múltiple.

MODELO DE REGRESION LINEAL

AÑOS	$X_i$	$Y_i$	$X_i Y_i$	$X_i^2$	$(X_i - \bar{X})^2$
1964	1	872 288	872 288	1	16
1965	2	914 668	1 829 336	4	9
1966	3	1 379 478	4 138 434	9	4
1967	4	1 798 181	7 192 724	16	1
1968	5	2 034 698	10 173 490	25	0
1969	6	2 712 900	16 277 400	36	1
1970	7	3 140 066	21 980 462	49	4
1971	8	3 794 667	30 357 336	64	9
1972	<u>9</u>	<u>4 895 806</u>	<u>44 062 254</u>	<u>81</u>	<u>16</u>
	45	21 542 752	136 883 724	285	60

$(Y_i - \bar{Y})^2$
2 314 460 182 225
2 187 355 218 841
1 028 522 533 921
354 570 229 764
128 841 513 025
192 758 612 100
733 367 206 329
1 962 879 456 784
<u>6 260 839 695 889</u>
15 163 594 648 868

La ecuación que relaciona los datos es:

$$\hat{Y}_1 = \hat{\alpha} + \hat{\beta} x_1$$

$\hat{\alpha}$  y  $\hat{\beta}$  Son constantes que se determinaran.

$$\bar{X}_1 = \frac{\sum X_1}{n} = \frac{45}{9} = 5$$

$$\bar{Y}_1 = \frac{\sum Y_1}{n} = \frac{25,542,752}{9} = 2,393,639$$

$$\hat{\beta} = \frac{\sum X_1 Y_1 - (\sum X_1)(\sum Y_1)/n}{\sum X_1^2 - (\sum X_1)^2/n} = \frac{136\ 883\ 724 - 107\ 713\ 760}{285 - 225} =$$

= 486 166.

$$\hat{\alpha} = \bar{Y}_1 - \hat{\beta} \bar{X}_1 = 2\ 393\ 639 - 486\ 166 \times 5 = -37\ 191$$

Con estos datos obtenidos la ecuación de la regresión lineal es:

$$\hat{Y}_1 = -37\ 191 + 486\ 166(X_1)$$

Con esta ecuación se puede determinar la demanda de monómero de metacrilato de metilo para los años venideros.

El coeficiente de correlación para la regresión lineal que nos dice que tan efectiva es la regresión es el siguiente:

$$\hat{\rho} = 486\ 166 \sqrt{\frac{60}{15\ 163\ 594\ 648\ 869}} = 0.92$$

Aplicando la ecuación de regresión lineal se tiene las siguientes demandas esperadas para los siguientes años hasta 1977, tomando el valor de 1 para  $X_i$  del año de 1964.

$$1973 \dots \hat{Y} = -37\ 191 + 486\ 166 (10) = 4\ 824\ 469$$

$$1974 \dots \hat{Y} = -37\ 191 + 486\ 166 (11) = 5\ 310\ 635$$

$$1975 \dots \hat{Y} = -37\ 191 + 486\ 166 (12) = 5\ 796\ 101$$

$$1976 \dots \hat{Y} = -37\ 191 + 486\ 166 (13) = 6\ 288\ 967$$

$$1977 \dots \hat{Y} = -37\ 191 + 486\ 166 (14) = 6\ 769\ 133$$

La tasa de crecimiento anual es la siguiente:

$$T_c = \left( \frac{X_1 + 1}{X_1} - 1 \right) 100 \quad T_{c1} = \left( \frac{5\ 310\ 635}{4\ 824\ 469} - 1 \right) 100 = 8.9\%$$

$$T_{c2} = 9.1\% \quad T_{c3} = 8.4\% \quad T_{c4} = 8.0\%$$

$$T_{cp} = \frac{\sum T_c}{n} = \frac{35.5}{4} = 8.9\%$$

### MODELO DE REGRESION LOGARITMICA

AÑOS	$X_i$	$Y_i$	$Y_i' = \log Y_i$	$X_i Y_i'$
1964	1	872 288	5.941	5.941
1965	2	914 668	5.962	11.924
1966	3	1 379 478	6.139	18.417
1967	4	1 798 181	6.254	25.016
1968	5	2 034 698	6.308	31.540
1969	6	2 712 900	6.435	38.610
1970	7	3 140 066	6.497	45.479
1971	8	3 794 667	6.579	52.632
1972	<u>9</u>	<u>4 895 806</u>	<u>6.690</u>	<u>60.210</u>
	45	21 542 752	56.805	289.769

MODELO DE REGRESION LOGARITMICA  
(continuación)

$X_i^2$	$(X_i - \bar{X}_i)^2$	$(Y_i' - \bar{Y}_i')^2$
1	16	0.1362
4	9	0.1210
9	4	0.0292
15	1	0.0030
25	0	0.0000
36	1	0.0156
49	4	0.0349
64	9	0.0723
<u>81</u>	<u>16</u>	<u>0.1444</u>
285	60	0.5566

Para este modelo la ecuación que relaciona los datos --  
es:

$$\hat{Y}_1' = \hat{\alpha} + \hat{\beta} X_1$$

Donde  $\hat{\alpha}$  y  $\hat{\beta}$  son constantes que se determinan mediante --  
las siguientes ecuaciones:

$$\bar{X}_1 = \frac{\sum X_1}{n} = \frac{45}{9} = 9$$

$$\bar{Y}_1' = \frac{\sum Y_1'}{n} = \frac{56.805}{9} = 6.31$$

$$\hat{\beta} = \frac{\sum X_1 Y_1' - (\sum X_1)(\sum Y_1')/n}{\sum X_1^2 - (\sum X_1)^2/n}$$

$$\hat{\beta} = \frac{289.769 - 284}{285 - 225} = \frac{5.769}{60} = 0.0961$$

$$\hat{\epsilon}_1 = Y_1 - \hat{\beta} X_1$$

$$\hat{\epsilon}_1 = 6.31 - 0.0961 (5)$$

$$\hat{\epsilon}_1 = 6.31 - 0.4805 = 5.8295$$

Con estos valores obtenidos la ecuación de regresión -  
logarítmica nos queda como sigue:

$$\hat{Y}_1 = 5.8295 + 0.0961 (X_1)$$

El coeficiente de correlación para la regresión logarít-  
mica es:

$$\hat{\rho} = \hat{\beta} \sqrt{\frac{\sum (X_1 - \bar{X}_1)^2}{\sum (Y_1 - \bar{Y}_1)^2}}$$

$$\hat{\rho} = 0.0961 \sqrt{\frac{60}{0.5566}} = 0.0961 \sqrt{107.7}$$

$$\hat{\rho} = 0.9975$$

Con la ecuación de regresión logarítmica se determina -  
la demanda esperada para los años posteriores hasta 1977 to-  
mando el valor de 1 para  $X_1$ , para el año de 1964. Los resul-  
tados son los siguientes:

AÑOS		$\hat{Y}_1$	$\hat{Y}_1$
1973	10	$\hat{Y}_1 = 5.8295 + 0.0961 (10) = 6.7905 \dots 6$	185 000
1974	11	$\hat{Y}_1 = 5.8295 + 1.0571 (11) = 6.8866 \dots 7$	720 000
1975	12	$\hat{Y}_1 = 5.8295 + 1.1532 (12) = 6.9827 \dots 9$	619 000
1976	13	$\hat{Y}_1 = 5.8295 + 1.2493 (13) = 7.0788 \dots 12$	000 000
1977	14	$\hat{Y}_1 = 5.8295 + 1.3454 (14) = 7.1748 \dots 14$	980 000

La tasa de crecimiento anual es de 24%.

MODELO DE REGRESION MULTIPLE

La ecuación que relaciona los datos estadísticos para la regresión múltiple son:

$$\hat{Y}_i = \hat{\alpha} + \hat{\beta} X_i + \hat{\gamma} X_i^2 \dots \dots \dots (1)$$

Donde:

$\hat{Y}_i$  Valor esperado de la demanda según la regresión.

$\hat{\alpha}, \hat{\beta}$  y  $\hat{\gamma}$  Parámetros de la ecuación de regresión múltiple.

$X_i$  Variable que representa los diferentes años.

Para determinar el valor esperado de la demanda, se requiere saber el valor de los parámetros. Se cuentan con otras tres ecuaciones que involucran estas incógnitas y son:

$$\sum_{i=1}^n Y_i = n\hat{\alpha} + \hat{\beta} \sum_{i=1}^n X_i + \hat{\gamma} \sum_{i=1}^n X_i^2 \dots \dots \dots (2)$$

$$\sum_{i=1}^n Y_i X_i = \hat{\alpha} \sum_{i=1}^n X_i + \hat{\beta} \sum_{i=1}^n X_i^2 + \hat{\gamma} \sum_{i=1}^n X_i^3 \dots \dots \dots (3)$$

$$\sum_{i=1}^n X_i^2 Y_i = \hat{\alpha} \sum_{i=1}^n X_i^2 + \hat{\beta} \sum_{i=1}^n X_i^3 + \hat{\gamma} \sum_{i=1}^n X_i^4 \dots \dots \dots (4)$$

Con los datos estadísticos se elabora la siguiente tabla:



$X_i$	$Y_i$	$X_i^2$	$X_i^3$	$X_i^4$
1	872 288	1	1	1
2	914 668	4	8	16
3	1 379 478	9	27	81
4	1 798 181	16	64	256
5	2 034 698	25	125	625
6	2 712 900	36	216	1 296
7	3 140 066	49	343	2 401
8	3 794 667	64	512	4 096
9	4 895 806	81	729	6 561
45	21 542 752	285	2 025	15 333

$X_i Y_i$	$X_i^2 Y_i$
872 288	872 288
1 829 336	3 658 672
4 138 434	12 415 302
7 192 724	28 770 896
10 173 490	50 867 450
16 277 400	97 664 400
21 980 462	153 863 234
30 357 336	242 858 688
44 062 254	396 560 286
136 883 724	987 531 216

Substituyendo los valores de las sumas de la tabla anterior en las ecuaciones (2), (3) y (4) tenemos:

$$21\ 542\ 752 = 9\hat{\alpha} + 45\hat{\beta} + 285\hat{\gamma} \quad (5)$$

$$136\ 883\ 724 = 45\hat{\alpha} + 285\hat{\beta} + 2025\hat{\gamma} \quad (6)$$

$$987\ 531\ 216 = 285\hat{\alpha} + 2025\hat{\beta} + 15\ 333\hat{\gamma} \quad (7)$$

Resolviendo por simultáneas (5), (6) y (7) tenemos:

$$\hat{\alpha} = 866\ 844$$

$$\hat{\beta} = -6\ 944$$

$$\hat{\gamma} = 49\ 311$$

Substituyendo estos valores en (uno)

$$\hat{Y}_i = 866\ 844 - 6\ 944 X_i + 49\ 311 (X_i)^2 \quad (8)$$

La ecuación (8) es la ecuación de regresión múltiple y es la que se usará para calcular la demanda de monómero en los años venideros.

$$\hat{Y}(1964) = 866\ 844 - 6\ 944(1) + 49\ 311(1)^2 = 909\ 211$$

$$\hat{Y}(1965) = 1\ 050\ 200$$

$$\hat{Y}(1966) = 1\ 289\ 811$$

$$\hat{Y}(1967) = 1\ 628\ 044$$

$$\hat{Y}(1968) = 2\ 064\ 899$$

$$\hat{Y}(1969) = 2\ 600\ 376$$

$$\hat{Y}(1970) = 3\ 234\ 475$$

$$\hat{Y}(1971) = 3\ 967\ 196$$

$$\hat{Y}(1972) = 4\ 798\ 539$$

La demanda para los años próximos será:

$$\hat{Y}(1973) = 5\ 728\ 504$$

$$\hat{Y}(1974) = 6\ 757\ 090$$

$$\hat{Y}(1975) = 7\ 884\ 300$$

$$\hat{Y}(1976) = 9\ 107\ 131$$

$$\hat{Y}(1977) = 10\ 341\ 474$$

Con estos datos se puede hacer la siguiente tabla.

AÑOS	X1	Y1	$\hat{Y}_1$
1964	1	872 288	909 211
1965	2	914 668	1 050 200
1966	3	1 379 478	1 289 811
1967	4	1 798 181	1 628 044
1968	5	2 034 698	2 064 899
1969	6	2 712 900	2 600 376
1970	7	3 140 066	3 234 475
1971	8	3 794 667	3 967 196
1972	9	4 895 806	4 798 539
1973	10		5 728 504
1974	11		6 757 090
1975	12		7 884 300
1976	13		9 107 131
1977	14		10 341 474

El coeficiente de correlación para la regresión múltiple:

$$\hat{\rho} = \sqrt{\frac{\sum (Y_1 - \bar{Y}_1)^2}{\sum (\hat{Y}_1 - \bar{Y}_1)^2}}$$

Se determinan las siguientes columnas:

$(\hat{Y}_1 - \bar{Y}_1)^2$				$(Y_1 - \bar{Y}_1)^2$					
2	203	532	429	000	2	314	488	865	201
1	804	831	033	600	2	187	352	260	900
1	218	440	066	890	1	028	520	505	600
	584	605	514	025	0	354	570	229	764
	108	069	987	600		128	838	641	481
	42	740	187	169		101	927	586	121
	707	005	178	896		557	153	266	329
2	476	091	073	600	1	962	885	060	900
5	783	544	010	000	6	260	854	708	900
14	928	859	477	780	14	896	591	125	196

Substituyendo estas cantidades:

$$\hat{\rho} = \sqrt{\frac{14\ 896\ 591\ 125\ 196}{14\ 928\ 859\ 477\ 780}}$$

$$\hat{\rho} = 0.9\ 991$$

La tasa de crecimiento es:

$$T_c = \left( \frac{X_1 + 1}{X_1} - 1 \right) 100 = \frac{6\ 757\ 090}{5\ 728\ 504} \times 100 = 17.8\%$$

$$T_{c_2} = 16.5\%$$

$$T_{c_3} = 14.6\%$$

$$T_{c_4} = 13.0\%$$

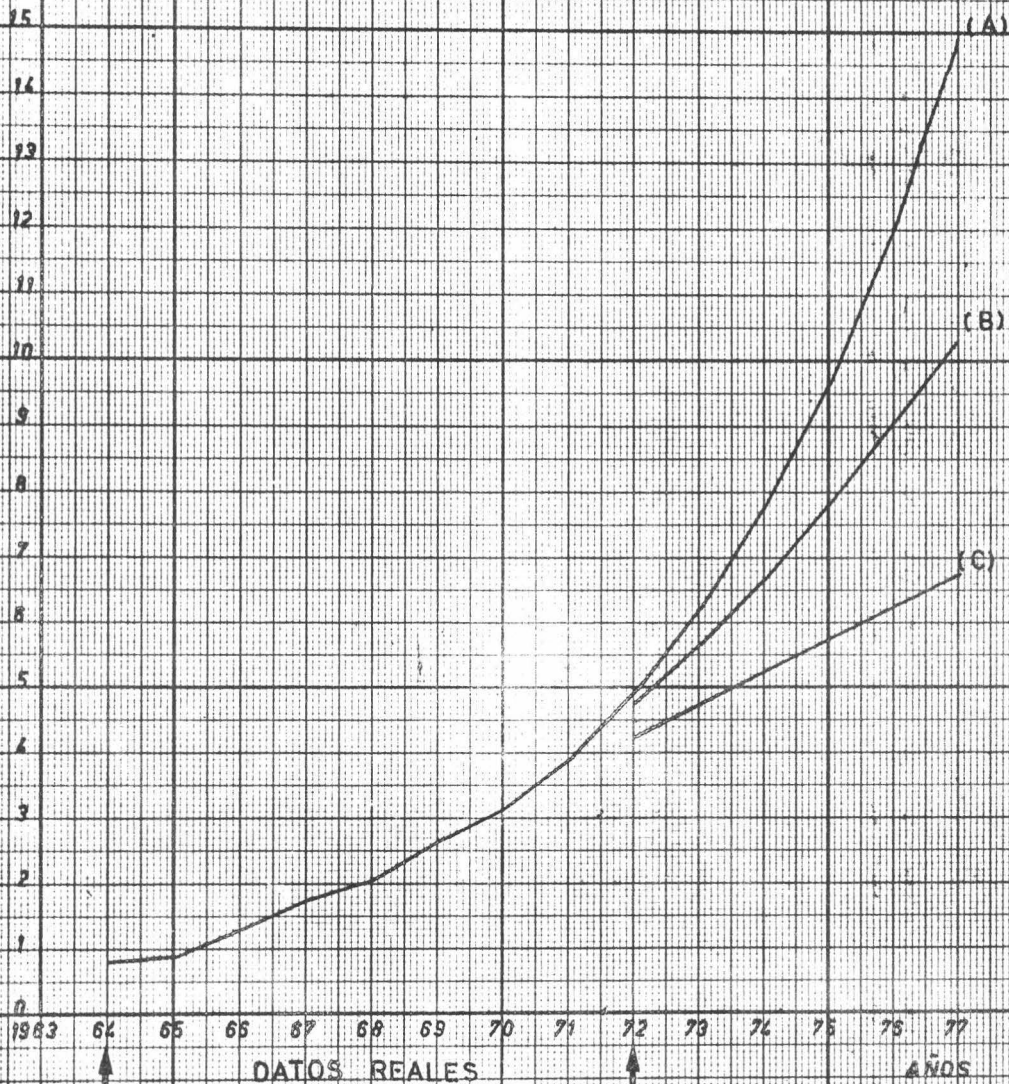
$$T_{c_p} = \frac{61.0}{4} = 15.5\%$$

De los resultados obtenidos de la aplicación de los 3 - modelos estadísticos se concluye lo siguiente: El modelo -- de regresión simple da una tasa de crecimiento bajo de 8.9% y un coeficiente de correlación de 0.92, ésta tasa de crecimiento es inferior a la tasa de crecimiento de la industria química, por lo que se considera que los datos proporcionados por este modelo son de poca confianza. El modelo de regresión logarítmica da una tasa de crecimiento de 24% que es alto en comparación al crecimiento de la industria química, finalmente el modelo de regresión múltiple nos da una tasa de crecimiento de 15.5% que es más similar a la tasa de crecimiento de la industria química, por lo que se tomarán como referencia los datos de este modelo. [La demanda de monómero de metacrilato de metilo para el año de 1977 es de ----- 10 341 474, de ésta cantidad de monómero parte se utiliza para pinturas, otras para fibras.]

[La cantidad de monómero para láminas acrílicas es del - 60% o sea se tendrán 6 204 884.4 de acrílico teórico,] las industrias productoras de acrílico tienen alrededor de un 2% - de desperdicio del cual no podemos disponer por lo que la --

### SOLUCION GRAFICA DE LAS TECNICAS DE PRONOSTICO PARA DETERMINAR LA DEMANDA DE MONOMERO DE METACRILATO DE METILO EN EL FUTURO

$\times 10^6$  Kg



- (A) CURVA DE REGRESION LOGARITMICA
- (B) CURVA DE REGRESION MULTIPLE
- (C) CURVA DE REGRESION LINEAL

producción real de acrílico es de 6 080 786.7. Las pérdidas de éste acrílico en forma de desperdicio se calculan en 10%, parte la utilizan industrias pequeñas, otra parte no se podrá obtener por lo que la cantidad de desperdicio se estima en un 5% de la producción real de acrílico, es decir: -----  
304 039 Kg. de desperdicio anualmente. ]

La capacidad de nuestra planta será de 304 toneladas anualmente.

NOMENCLATURA PARA EL CAPITULO DE DISEÑO DE EQUIPO

- A Area, sección (pie<sup>2</sup>)
- B Base fondo (lb/hr)
- B' Factor diseño
- C Calor específico en general (Btu/hr-lb)
- C<sub>d</sub> Calor de despolimerización (Btu/hr-lb)
- D Diámetro (pies)
- Deq Diámetro equivalente (pies)
- D<sub>eq</sub> Diámetro equivalente para caída de presión (pies)
- D Destilado (lb/hr)
- f Factor de Fanning
- F Alimentación (lb/hr)
- ΔF Caída de presión en pies
- ΔF<sub>i</sub> Caída de presión por entrada y salida del fluido en los tubos; en pies
- G Masa velocidad (lb/hr-pie<sup>2</sup>)
- g Aceleración de la gravedad (pie/hr<sup>2</sup>)
- h Coeficiente individual de transferencia de calor (Btu/hr°C pie<sup>2</sup>)
- H Altura de la columna (pies)
- J<sub>H</sub> Factor de transferencia de calor
- k Conductividad térmica (Btu/hr°C pie)



$K_V$	Constante de inundación
$L$	Longitud (pies)
$L'$	Altura (pies)
$m$	Masa (lb)
$N^{\circ}Re$	Número de Reynolds
$P$	Presión ( $lb_f/pie^2$ )
$P_A$	Presión de vapor componente más volátil ( $lb_f/pie^2$ )
$\Delta P$	Caída de presión en libras
$q$	Calor parcial (Btu)
$Q$	Calor total (Btu)
$R$	Número total de moles en la caldera
$R_d$	Factor de incrustamiento total
$R_D$	Relación de reflujo
$R_{DM}$	Relación de reflujo mínimo
$S$	Sección de una columna ( $pie^2$ )
$t$	Temperatura del fluido frío ( $^{\circ}C$ )
$t'$	Espesor (pies)
$T_d'$	Temperatura de despolimerización ( $^{\circ}C$ )
$\Delta T_b$	Temperatura media logarítmica balanceada
$\Delta T_f$	Definida como $T_V - T_W$
$\Delta T_{ml}$	Temperatura media logarítmica
$\mu$	Velocidad de flujo ( $pie/hr$ )
$U$	Coefficiente total de transferencia de calor ( $Btu/hr^{\circ}C pie^2$ )

V	Volúmen (pie <sup>3</sup> )
V'	Moles de vapor generadas (lb-mol/hr)
V"	Velocidad (pie/hr)
ω	Flujo de masa (lb/hr)
x	Fracción mol fase pesada
y	Fracción mol fase ligera
Δ	Gradiente
λ	Calor latente de vaporización (Btu/lb)
μ	Viscosidad (lb/hr-pie)
ρ	Densidad (lb/pie <sup>3</sup> )

#### SUBINDICES

a	Anulo
a'	Admisible
b	Balanceada
B	Base, fondo
C	Condensación
C'	Limpio
d	Desobrecalentamiento
d'	Despolimerización
d"	Diseño
D	Destilado
e	Enfriamiento
f	Película

F Alimentación  
i Interno  
L Líquido  
o Externo  
O' Inicial  
P Promedio  
P Tubería  
R Final  
R<sub>o</sub> Inicial  
T Total  
v Vaporización  
V Vapor  
w Pared  
1 Entrada  
2 Salida

## VI.- CALCULO DEL EQUIPO

El cálculo del equipo para llevar a cabo la recuperación del monómero de metacrilato de metilo, está basado en la capacidad de 304 toneladas por año, es decir, 840 kilogramos por día que se procesarán en un reactor térmico, ya que el proceso es intermitente y debido al tiempo de residencia del desperdicio en el reactor, se consideran 2 lotes de 420 Kgs. cada una con lo cual las dimensiones del reactor serán más pequeñas.

El equipo necesario para llevar a cabo la recuperación es el siguiente:

Una granuladora.- El desperdicio de acrílico que llegue a la planta vendrá en diversos tamaños; así como espesores y colores y tomando en cuenta la capacidad del reactor, es conveniente disminuir y unificar el tamaño del desperdicio de acrílico o materia prima para el proceso, por lo que se hace necesario una trituradora o granuladora que sea capaz de procesar una tonelada de acrílico por día.

Un reactor.- Que será un recipiente cilíndrico donde se llevará a cabo la parte principal del proceso o sea la despolimerización del polímero, por medio del calor por lo que estará complementado con un quemador, este reactor deberá manejar 420 Kgs. por lote.

Un condensador.- La temperatura de los vapores que provienen del reactor y que son una mezcla de monómero con polímero de bajo peso molecular, es bastante alta por lo que el condensador es de 3 funciones, es decir, es un desobrecalentador - condensador - subenfriador.

Una columna de destilación.- El monómero ya condensado y enfriado, está impuro, es aproximadamente 78% de monómero y 22% de impurezas por lo que hay que purificarlo y esto se hará con una columna de destilación.

Un condensador para la columna de destilación.- Los vapores del monómero puro procedentes de la torre de rectificación se condensarán y enfriarán a una temperatura a la cual el monómero líquido pueda almacenarse.

#### CALCULO DEL REACTOR

El reactor será un cilindro de acero inoxidable. Las cargas que manejará el reactor serán de 420 Kgs., la densidad aparente del polímero se estima en 0.5 g/cm<sup>3</sup> o sea 0.5 Kg/lt. entonces el volumen del reactor será:

$$V = \frac{\text{Carga}}{\text{Densidad aparente}}$$

$$V = \frac{420}{0.5} = 840 \text{ litros}$$

Como medida de seguridad, ya que la densidad aparente del polímero puede variar y para dar cabida a los gases for



mados se considerará un volumen del reactor de 1 000 litros.

Para estos casos de pirólisis se ha encontrado conveniente una relación de diámetro igual a la altura multiplicada por 0.8 para dimensionar el equipo.

$$D = L' \times 0.8$$

$$L' = D/0.8$$

$$V = \pi/4 D^2 L$$

$$V = 0.785 (D^2) (D/0.8)$$

$$D = \sqrt[3]{0.93 V}$$

$$D = \sqrt[3]{930}$$

$$D = 97.2 \text{ cm.}$$

$$L' = \frac{97.2}{0.8} = 121.5 \text{ cm.}$$

El reactor deberá estar provisto de una compuerta para introducir la materia prima, así como para eliminar los desperdicios, deberá poseer un manómetro y un termómetro.

De acuerdo con estudios hechos en una planta piloto, las condiciones de trabajo serán: temperatura 425°C y presión de 55 cm. de mercurio.

#### CALCULO DEL ENVOLVENTE DEL REACTOR

Para el cálculo del envolvente del reactor se tienen las siguientes fórmulas:

$$L'/D_o$$

$$D_o = D_i + 2t'$$

$$D_o/t'$$

L' ----- Altura de reactor.

D\_o ----- Diámetro externo del reactor.

D\_i ----- Diámetro interno del reactor.

t' ----- Espesor del envolvente.

Para el cálculo se supone un espesor  $t'$  y se calcula  $D_o$ ,  $L'/D_o$  y  $D_o/t'$ , en seguida se va a una gráfica que relaciona estas variables y la temperatura para darnos un factor  $B'$ .

Este factor  $B'$  queda relacionado en la ecuación.

$$P_{a'} = \frac{B'}{D_o/t'}$$

$P_{a'}$  = Presión admisible

$$P_{a'} \geq P$$

$$P = \text{Presión atmosférica} = 11.3 \frac{\text{lb}}{\text{in}^2}$$

Para el espesor de (9/64)" calibre 0.10

$$t' = 0.1405 \text{ (pulg.)}$$

$$L'/D_o = \frac{47.837}{38.269 + 0.281}$$

$$L'/D_o = 1.24$$

$$D_o = 38.55 \text{ (pulg.)}$$

$$D_o/t' = \frac{38.55}{0.1405} = 275$$

Con la ayuda de la gráfica

Para

$$L'/D_o = 1.24; \quad D_o/t' = 275 \text{ y} \quad T = 425^\circ\text{C}$$

$$B' = 3\,650$$

La presión admisible es:

$$P_a' = \frac{3\,650}{275}$$

$$P_a' = 13.2 \text{ lb/in}^2$$

$$13.2 \geq 11.3$$

Por lo que el espesor del envolvente  $t'$  es:

$$t' = 9/64''$$

Para tener un factor de seguridad se tomará el espesor de placa comercial inmediato superior que es de 3/16 de pulgada.

#### CÁLCULO DE LA FUENTE DE ENERGÍA

El suministro de calor para efectuar la despolimerización se puede hacer en 3 formas diferentes:

- a).- Por medio de un quemador de diesel.
- b).- Por medio de un quemador de gas doméstico.
- c).- Con resistencias eléctricas.

De estos 3 métodos se elige el primero ya que resulta la forma más económica. El calor necesario para llevar a cabo la despolimerización se relaciona con la siguiente expresión:

$$Q = mC_d' + mC (T_d' - T_F)$$

Donde:

$$Q = \text{Calor total de despolimerización. cal/hr}$$



m = Masa del polímero. Kg

C<sub>d</sub>' = Calor de despolimerización. cal/Kg

C = Calor específico del polímero. cal/Kg °C

T<sub>d</sub>' = Temperatura de despolimerización.

T<sub>F</sub> = Temperatura de alimentación del polímero.

De acuerdo con estudios experimentales se encontró un tiempo de despolimerización de 180 Min. En este estudio se usaron 100 Kg. de polímero, en nuestro caso se utilizará este tiempo para hacer los cálculos. Por lo tanto se manejará 140 Kg/hr. El calor específico del polímero es de: -----

$$350 \frac{\text{cal}}{\text{Kg } ^\circ\text{C}}$$

El calor de despolimerización es de 360 000 cal/Kg la temperatura de despolimerización es de 425°C, la de alimentación se considera 20°C por tanto substituyendo los datos.

$$Q = 140 \times 360\ 000 + 140 \times 350 (425 - 20)$$

$$Q = 50.4 \times 10^6 + 19.845 \times 10^6$$

$$Q = 70.25 \times 10^6 \frac{\text{cal}}{\text{hr}}$$

El calor de combustión del diesel es de:

18 270 BTU/lb = 10.2  $\frac{\text{Kcal}}{\text{g}}$ ; la densidad de este combustible es de:

$$7.32 \text{ lb/gal} = 0.877 \text{ g/cm}^3$$

El calor requerido:

$$70\,250 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr}}$$

Masa del petróleo diesel:

$$\frac{70\,250}{10.2} = 6\,900 \text{ g/hr}$$

El volúmen de diesel necesario es de:

$$V = \frac{6\,900}{0.877} = 7\,880 \frac{\text{cm}^3}{\text{hr}}$$

Como factor de seguridad y por pérdidas de calor se usará un quemador de 8.5 l/hr de capacidad.

El costo del diesel es de \$ 0.35/lt. por lo que el costo del combustible será:

$$8.5 \times 0.35 = \$ 2.975/\text{hr}$$

#### CAMBIADOR DE CALOR PARA LA PIROLISIS

Para la condensación de los vapores provenientes de la pirólisis, se usará un condensador de doble tubo tipo horquilla que será de tres funciones: Desobre-calentador, condensador y subenfriador.

La razón de usar este tipo de condensador es la baja velocidad del flujo del monómero.

Datos:

Cargas de 420 kilogramos.

Rendimiento 95%.

Tiempo 3 horas.

Velocidad  $420 \times 0.95/3 = 133 \text{ Kg/hr}$ .

Temperatura de condensación  $92.5^\circ\text{C}$ .

Temperatura de enfriamiento hasta 40°C.

Temperatura de entrada del agua 20°C.

Temperatura de los vapores 425°C.

Calor específico del vapor  $C = 0.35 \text{ cal/g } ^\circ\text{C}$ .

Calor específico del líquido  $C = 0.49 \text{ cal/g } ^\circ\text{C}$ .

Calor latente del líquido  $= 80.0 \text{ cal/g } ^\circ\text{C}$ .

Como ya se mencionó anteriormente el equipo de transferencia de calor será de doble tubo. El tubo interior será de 1 1/4 pulgada de acero inoxidable, y el ánulo será de 2 pulgadas, I P S cédula 40.

#### BALANCE DE ENERGIA

Para conocer la cantidad de calor total que se retira del producto de la pirólisis, se consideran 3 etapas:

- 1.- Desobrecalentamiento de los vapores 425°C a 92.5°C.
- 2.- Condensación de los vapores a 92.5°C.
- 3.- Enfriamiento del líquido de 92.5 a 40°C.

El calor sensible que absorberá el agua de los vapores del monómero hasta su condensación será:

$$q_d = mC \Delta T = 133\,000 \text{ g/hr} \times 0.35 \text{ cal/g } ^\circ\text{C} (425 - 92.5)$$

$$q_d = 15\,477\,875 \text{ cal/hr} = 61\,420 \text{ BTU/hr}$$

El calor latente de condensación de los vapores será:

$$q_c = m \lambda_{\text{liq.}} = 133\,000 \text{ g/hr} \times 80 \text{ cal/g} = 10\,640\,000 \text{ cal/hr}$$

$$q_c = 42\,222 \text{ BTU/hr}$$

El calor de enfriamiento del líquido que sale a la temperatura de condensación hasta una temperatura de 40°C será:

$$q_e = mC \quad 1fq. \Delta T = 133\,000 \text{ g/hr} \times 0.49 \text{ cal/g } ^\circ\text{C} (92.5 - 40)$$

$$q_e = 3\,421\,425 \text{ cal/hr} = 13\,577 \text{ BTU/hr}$$

Por lo tanto el calor total absorbido por el agua durante el proceso de enfriamiento del monómero es:

$$Q_T = q_d + q_c + q_e = 29\,539\,305 \text{ cal/hr} = 117\,219 \text{ BTU/hr}$$

El flujo de agua con un gradiente de temperatura de  $10^\circ\text{C}$  para este proceso será:

$$W = \frac{Q_T}{C \Delta T} = \frac{29\,539\,305}{10} = 2\,954 \text{ Kg/hr}$$

$$W = 6\,500 \text{ lb/hr}$$

#### TEMPERATURA MEDIA LOGARITMICA

La temperatura media logarítmica se calcula mediante la siguiente fórmula:

$$(\Delta T)_{ml} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}}$$

a).- Desobre-calentamiento.

El gradiente de temperatura es:

$$(\Delta T) = 61\,420 / 6\,500 = 9.44$$

$$T_1 = 797^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 198^\circ\text{F}$$

$$t_1 = 76.56^\circ\text{F}$$

$$t_2 = 86^\circ\text{F}$$

$$(\Delta T)_d = \frac{(797 - 86) - (198 - 76.56)}{\ln \frac{797 - 86}{198 - 76.56}} = 318.6^\circ\text{F}$$

b).- Condensación.

El gradiente de temperatura es:

$$(\Delta T)_c = \frac{42\,222}{6\,500} = 6.49$$

$$T_1 = 198^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 198^\circ\text{F}$$

$$t_1 = 70.07^\circ\text{F}$$

$$t_2 = 76.56^\circ\text{F}$$

$$(\Delta T)_c = \frac{(198 - 76.56) - (198 - 70.07)}{\ln \frac{198 - 76.56}{198 - 70.07}} = 124.3^\circ\text{F}$$

c).- Enfriamiento.

El gradiente de temperatura es:

$$(\Delta T)_e = \frac{13\,577}{6\,500} = 2.07^\circ\text{F}$$

$$T_1 = 198^\circ\text{F}$$

$$T_2 = 104^\circ\text{F}$$

$$t_1 = 68^\circ\text{F}$$

$$t_2 = 70.07^\circ\text{F}$$

$$(\Delta T)_e = \frac{(198 - 70.07) - (104 - 68)}{\ln \frac{198 - 70.07}{104 - 68}} = 72.63^\circ\text{F}$$

CALCULO DE LA  $(\Delta T)$  BALANCEADA.

$$\frac{q_d}{(\Delta T)_d} = 61\,420/318.6 = 193^\circ\text{F}$$

$$\frac{q_c}{(\Delta T)_c} = 42\,222/124.3 = 331^\circ\text{F}$$

$$\frac{q_e}{(\Delta T)_e} = 13\,577/72.63 = 186.2^\circ\text{F}$$

$$(\Delta T)_{\text{bal.}} = \frac{q_T}{\left\{ \frac{q}{\Delta T} \right\}} = \frac{117\,219}{710.2} = 165^\circ\text{F}$$

Cálculo de las temperaturas promedio.

a).- Desobrecalentamiento.

$$T_p = \frac{797 + 198}{2} = 497.5^\circ\text{F}$$

b).- Condensación.

$$T_p = 198^\circ\text{F}$$

c).- Enfriamiento.

$$T_p = \frac{198 + 104}{2} = 151^\circ\text{F}$$

#### CALCULO DE LOS COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE CALOR

El vapor del monómero fluirá por el tubo interior, y el agua fluirá por el ánulo a contra corriente.

A).- DESOBRE-CALENTAMIENTO.

Cálculo del coeficiente individual de transferencia de calor por el lado del agua:

$$A_a = \pi(D_2^2 - D_1^2)/4$$

$$D_1 = 1.66 \text{ plg} = 0.138 \text{ pies}$$

$$D_2 = 2.07 \text{ plg} = 0.175 \text{ pies}$$

$$A_a = 3.14(0.1725^2 - 0.138^2)/4 = 0.00826 \text{ pies}^2$$

Diámetro equivalente.

$$D_{eq} = (D_2^2 - D_1^2)/D_1 = (0.175^2 - 0.138^2)/0.138 = 0.0762 \text{ pies}$$

Velocidad de masa.

$$G_a = W/A_a = 6\,500/0.00826 = 787\,400 \text{ lb/hr-pie}^2$$

A una

$$T_p = 77^\circ\text{F} \text{ la viscosidad del agua es } 0.94 \text{ cp}$$

$$\mu = 0.94 \text{ cp} \times 2.42 = 2.27 \text{ lb/hr-pie}$$

No. de Reynolds.

$$R_e = D_{eq} G_a/\mu = (0.0762 \times 787\,400)/2.27 = 26\,400$$

Con este No. de Reynolds tenemos:

$$J_H = 85$$

El coeficiente individual de transferencia de calor está relacionado por la siguiente fórmula.

$$h_o = J_H \times k/D_{eq} \left( \frac{C\mu}{k} \right)^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

Donde:

$$\left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} = 1$$

a  $T_p = 77^\circ\text{F}$  tenemos que  $k = 0.32 \frac{\text{BTU}}{\text{hr-pie-}^\circ\text{F}}$

Que substituyendo tenemos:

$$h_o = 85 \left( \frac{0.32}{0.0762} \right) \left( \frac{2.27}{0.32} \right)^{1/3} = 686 \text{ BTU/hr-pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

Por el tubo interior, o sea por el flujo del vapor del monómero tenemos que el diámetro del tubo es:

$$D = 1.38/12 = 0.115 \text{ pies}$$

Area de flujo.

$$A_p = \pi D^2/4 = 3.1416 \times 0.115^2/4 = 0.01014 \text{ pie}^2$$

Velocidad de masa.

$$G_p = W/A_p = 292.5/0.0104 = 28 \ 100 \text{ lb/hr-pie}^2$$

No. de Reynolds.

$$R_e = \frac{D G_p}{\mu}$$

A la temperatura promedio del monómero

$$t_p = 497.5^\circ\text{F} \text{ la viscosidad es: } 14.35 \times 10^{-3} \text{ cp}$$

$$\mu = 14.35 \times 10^{-3} \text{ cp} \times 2.42 = 34.65 \times 10^{-3} \text{ lb/hr-pie}$$

$$\text{No Re} = \frac{(0.115) (28 \ 100)}{34.65 \times 10^{-3}} = 93 \ 000 \quad \text{con este No de Re te-}$$

nemos:

$$J_H = 240$$



Por lo tanto el coeficiente de transferencia de calor - por el lado del monómero es:

$$h_i = J_H \left\{ \frac{k}{D} \right\} \left\{ \frac{C \mu}{k} \right\}^{1/3}$$

Para una

$$t_p = 497.5^\circ\text{F} \quad k = 2.575 \times 10^{-3} \text{ BTU/hr-pie}^{-\circ\text{F}}$$

$$C = 0.35 \text{ BTU/lb}^{-\circ\text{F}}$$

Substituyendo tenemos:

$$h_i = 240 \times \frac{2.575 \times 10^{-3}}{0.115} \times \left[ \frac{0.35 \times 34.65 \times 10^{-3}}{2.575 \times 10^{-3}} \right]^{1/3} = 6.92 \text{ BTU/hr-}$$

pie<sup>2</sup>-°F

Corrigiendo  $h_i$  por medio de los diámetros.

$$h_{i0} = h_i \frac{D_i}{D_o} = 6.92 \frac{1.38}{1.66} = 5.78 \text{ BTU/hr-pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

El coeficiente total limpio de transferencia de calor  $U_c'$  es:

$$U_c' = \frac{(h_{i0}) (h_i)}{h_{i0} + h_i} = \frac{(5.78) (686)}{5.78 + 686} = 5.7 \text{ BTU/hr-pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

CALCULO DEL AREA DE TRANSFERENCIA DE CALOR

DESOBRE-CALENTAMIENTO

$$A_d = \frac{q_d}{U_c' \Delta T} = \frac{61\,420}{(5.7) (318.6)} = 33.9 \text{ pies}^2$$

CONDENSACION

Para la condensación tenemos la siguiente fórmula para-

encontrar el coeficiente individual de transferencia de calor por el lado del monómero.

$$h_i = 0.725 \left[ \frac{k_f^3 \rho_f^2 \lambda_f g}{\mu_f D_o \Delta t_f} \right]^{1/4}$$

$$t_f = \frac{T_v + T_w}{2}$$

$$t_w = t_p + \frac{h_{io}}{h_{io} + h_o} (T_v - t_p)$$

Con el coeficiente de transferencia de calor supuesto de 256 BTU/hr-pie<sup>2</sup>-°F tenemos:

$$t_w = 77 + \frac{256}{686 + 256} (198 - 77) = 109.9 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Con este valor sustituimos en:

$$t_f = \frac{198 + 109.9}{2} = 153.9 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_f = 153.9 - 109.9 = 44 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Para una  $t_f = 153.9 \text{ } ^\circ\text{F}$  tenemos que:

$$k_f = 8.37 \times 10^{-2} \text{ Btu/hr-pie-}^\circ\text{F}$$

$$\rho_f = 57.5 \text{ lb/pie}^3$$

$$\lambda_f = 144 \text{ Btu/lb}$$

$$g = 4.16 \times 10^8 \text{ pie/hr}^2$$

$$D_o = 0.166 \text{ pies}$$

$$\mu_f = 0.323 \text{ cp} \times 2.42 = 0.7805 \text{ lb/hr-pie}$$

Substituyendo tenemos:

$$h_i = 0.725 \left[ \frac{(8.375 \times 10^{-2})^3 (57.5)^2 (144) (4.16 \times 10^8)}{(0.7805)(0.138)(44)} \right]^{1/4}$$

$$h_i = 309 \text{ Btu/hr-pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

$$h_{i0} = h_i \times \frac{DI}{DE}$$

$$h_{i0} = 309 \times \frac{0.138}{0.166} = 256 \text{ Btu/hr-pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

Por lo tanto el valor supuesto para  $h_{i0}$  está correcto.

El coeficiente total de transferencia de calor es:

$$U_c' = \frac{(h_{i0}) (h_o)}{h_{i0} + h_o}$$

$$U_c' = \frac{256 \times 686}{256 + 686} = 185.3 \text{ Btu/hr-pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

El área de transferencia de calor para la condensación será:

$$A_c = \frac{q_c}{(\Delta T_c) (U_c')_c}$$

$$A_c = \frac{42\,222}{124.3 \times 185.8} = 1.829 \text{ pie}^2$$

C).- ENFRIAMIENTO.

Area de flujo

$$D_p = 1.38/12 = 0.115 \text{ pies}$$

$$A_p = \pi D^2/4 = (0.785)(0.115)^2 = 0.0104 \text{ pie}^2$$

Velocidad de masa.

$$G_p = W/A_p = 292.5/0.0104 = 28\,100 \text{ lb/hr-pie}^2$$

Para una temperatura de  $151^\circ\text{F}$  tenemos que la viscosidad del monómero es :

$$\mu = 0.372 \text{ cp} \times 2.42 = 0.861 \text{ lb/hr-pie}$$

El No. de Reynolds es:

$$\text{No.Re} = \frac{(D_P)(G_P)}{\mu} = \frac{(0.115)(28\ 100)}{0.861} = 3\ 750$$

Con éste No. de Reynolds tenemos un:

$$J_H = 12$$

El coeficiente individual de transferencia de calor es:

$$h_1 = J_H \left( \frac{k}{D_P} \right) \left( \frac{C \mu}{k} \right)^{1/3}$$

Para una temperatura de 151°F tenemos que:

$$k = 8.5575 \times 10^{-2} \text{ BTU/hr-pie}^{-\circ\text{F}}$$

$$h_1 = 12 \times \frac{8.5575 \times 10^{-2}}{0.115} \times \left[ \frac{(0.49)(0.861)}{8.5575 \times 10^{-2}} \right]^{1/3} = 15.2 \text{ BTU/hr-pie}^2-\circ\text{F}$$

$$h_{10} = h_1 \frac{D_1}{D_2} = 12.62 \text{ BTU/hr-pie}^2-\circ\text{F}$$

El coeficiente de transferencia de calor total  $U_c$  es:

$$U_c = \frac{(h_{10})(h_o)}{h_{10} + h_o} = \frac{(12.62)(686)}{12.62 + 686} = 12.4 \text{ BTU/hr-pie}^2-\circ\text{F}$$

El área de transferencia de calor para el enfriamiento será:

$$A_e = \frac{q_e}{(U_c)_e (\Delta T)_e}$$

$$A_e = \frac{13\ 577}{(12.4)(72.63)} = 15 \text{ pies}^2$$

Por lo tanto el área total de transferencia de calor de todo el sistema es:

$$A_T = A_d + A_c + A_e = 33.9 + 1.8 + 15 = 50.72 \text{ pies}^2$$

El coeficiente total de transferencia de calor  $U_c'$  es:

$$U_c' = \frac{Q_T}{(\Delta T)_b (A_T)} = \frac{117\,219}{(165)(50.72)} = 14.01 \text{ BTU/hr-pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

El coeficiente total de diseño  $U_d''$  será:

$$1/U_d'' = 1/U_c' + R_d$$

$$R_d = 0.001 \quad \text{Requerido por el sistema.}$$

$$\frac{1}{U_d''} = \frac{1}{14.01} + 0.001$$

$$U_d'' = 14.00 \text{ BTU/hr-pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

La superficie requerida para este sistema será:

$$A_T = \frac{Q_T}{(U_d'')(\Delta T)_b} = \frac{117\,219}{(14.00)(50.72)} = 50.75 \text{ pies}^2$$

El área por pie de longitud de tubo es  $0.435 \text{ pie}^2/\text{pie}$ , por lo que la longitud requerida es:

$$\text{Longitud requerida} = \frac{50.75}{0.435} = 116.6 \text{ pies lineales}$$

Por lo tanto, se necesitan colocar 4 horquillas de 15 - pies de longitud en serie.

Caída de presión.

a).- DESOBRE-CALENTAMIENTO:

Por el lado del agua (ánulo).

Para el cálculo de la caída de presión se usa la siguiente fórmula.

$$\Delta P_a = \frac{(\Delta F_a + \Delta F_l)}{144} \rho$$

$$\Delta F_a = \frac{4 f G_a^2 L}{2 g \rho^2 D_{eq}'}$$

$$f = 0.0035 + \frac{0.264}{(No.Re)^{0.42}}$$

Para la caída de presión el diámetro equivalente es:

$$D_{eq}' = (D_2 - D_1) = 0.1725 - 0.0138 = 0.0345 \text{ pies}$$

$$No.Re = \frac{D_{eq}' G_a}{\mu} = \frac{0.0345 \times 787\,400}{2.27} = 11\,967$$

$$f = 0.0035 + \frac{0.264}{(11\,967)^{0.42}} = 0.00865$$

$$\Delta F_a = \frac{(4)(0.00865)(787\,400)^2(78)}{(2)(4.18 \times 10^8)(62.5)^2(0.0345)} = 14.8 \text{ pies}$$

$$V'' = \frac{G_a}{3\,600\rho} = \frac{787\,400}{(3\,600)(62.5)} = 3.49 \text{ pies/seg}$$

$$\Delta F_l = \frac{V^2}{2g^A} \times \frac{L}{30} = \frac{(3.49)^2}{(2)(32.2)} \times \frac{78}{30}$$

$$\Delta F_l = 0.49 \text{ pies}$$

$$\Delta P_a = \left( \frac{14.8 + 0.4914}{144} \right) 62.5 = 6.62 \text{ lb/plg}^2$$

Para el caso del monómero la caída de presión será:

$$\Delta P_P = \frac{(\Delta F_P)(\rho_a)}{144}$$

$$\Delta F_P = \frac{4 f G_p^2 L}{2 g \rho^2 D}$$

$$f = 0.0035 + \frac{0.264}{(93\ 000)^{0.42}} = 0.00568$$

$$\rho_d = \frac{100}{359} \times \frac{273}{273+258.6} \times \frac{550}{585} = 0.134 \text{ lb/pie}^3$$

$$G_p = 28\ 100 \text{ lb/hr-pie}^2 \quad L = 78 \text{ pies}$$

$$\Delta F_p = \frac{4(0.00568)(28\ 100)^2(78)}{2(4.18 \times 10^8)(0.134)^2(0.115)} = 1\ 000 \text{ pies}$$

$$\Delta P_p = \frac{1\ 000 \times 0.134}{144} = 0.93 \text{ lb/plg}^2$$

b).- CONDENSACION

Por el lado del agua (ánulo).

$$D'_{eq} = 0.0345 \text{ pies}$$

$$f = 0.00865$$

$$L = \frac{1.829}{0.425} = 4.23 \text{ pies}$$

$$\Delta F_a = \frac{4(0.00568)(787\ 400)^2(4.23)}{2(4.18 \times 10^8)(62.5)^2(0.0345)} = 0.81 \text{ pies}$$

$$\Delta F_l = \frac{4.23}{30} \times \frac{v^2}{2g} = 0.141 \frac{(3.49)^2}{2(32.2)} = 0.0267 \text{ pies}$$

$$\Delta P_a = \frac{0.81 + 0.0267}{144} \times 62.5 = 0.363 \text{ lb/plg}^2$$

Para el caso del monómero tenemos:

La densidad del monómero a la temperatura de 92.5°C es:

$$\rho_c = \frac{100}{359} \times \frac{273}{273+92.5} \times \frac{550}{585} = 0.196 \text{ lb/pies}^3$$

El factor de Fannig  $f$  es:

$$f = 0.00568$$

$$D = 0.115 \text{ pies}$$

$$L = 4.23 \text{ pies}$$

De estos datos tenemos:

$$\Delta F_P = \frac{4(0.00568)(28\ 100)^2(4.23)}{2(4.18 \times 10^8)(0.196)^2(0.115)} = 2.53 \text{ pies}$$

Por tanto la caída de presión será:

$$\Delta P_P = \frac{(253)(0.196)}{144} = 0.00343 \text{ lb/plg}^2$$

c).- ENFRIAMIENTO

La caída de presión por el lado del agua es:

$$f = 0.00865$$

$$G_a = 787\ 400 \text{ lb/hr-pie}^2$$

$$L = \frac{14}{0.435} = 32.2 \text{ pies}$$

$$\Delta F_a = \frac{4(0.00865)(787\ 400)^2(32.2)}{2(4.18 \times 10^8)(62.5)^2(0.0345)} = 6.15 \text{ pies}$$

$$V'' = \frac{G_a}{3\ 600 \rho} = \frac{787\ 400}{(3\ 600)(62.5)} = 3.49 \text{ pies/seg}$$

$$\Delta F_l = \frac{(3.49)^2}{2(32.2)} \times 1.07 = 0.202 \text{ pies}$$

$$\Delta P_a = \frac{(6.15 + 0.202)}{144} 62.5 = 2.75 \text{ lb/plg}^2$$

Para el monómero tenemos que la caída de presión se obtiene mediante:

$$f = 0.0035 + \frac{0.264}{(3\ 740)^{0.42}} = 0.01174$$



$$G_p = 28\ 100\ \text{lb/hr-pie}^2$$

$$L = 32.2\ \text{pies}$$

$$D = 0.115\ \text{pies}$$

$$\rho_e = 58.75\ \text{lb/pies}^3$$

De estos valores tenemos:

$$\Delta F_p = \frac{4(0.01172)(28\ 100)^2(32.2)}{2(4.18 \times 10^8)(58.75)^2(0.115)} = 0.00358\ \text{pies}$$

$$\Delta P_p = \frac{(0.00358)(58.75)}{144} = 0.00146\ \text{lb/plg}^2$$

La caída de presión total por el lado del agua.

$$\Delta P_a = (\text{total}) = 9.73\ \text{lb/plg}^2$$

Por lo tanto la caída de presión calculada de 9.73 lb/plg<sup>2</sup> está dentro del rango de caída de presión permitida que es de 10.0 lb/plg<sup>2</sup>

Por el lado del monómero la caída de presión es de ---- 0.93489 lb/plg<sup>2</sup> contra 2.0 lb/plg<sup>2</sup> que es la caída de presión permitida. Por tanto el equipo de transferencia de calor es satisfactorio.

#### CALCULO DEL EQUIPO DE DESTILACION

El equipo completo de destilación constará de 3 equipos fundamentalmente a saber: Un hervidor, una columna rectificadora y un condensador de los vapores generados.

Para industrias de pequeña capacidad como en nuestro caso la destilación o purificación, suele llevarse a cabo de modo intermitente o por cargas. Para llevar esto a cabo se coloca la mezcla a separar en un hervidor, se genera vapor en la misma y se rectifica en una columna suministrando un -

reflujo en el plato superior de la columna.

En este tipo de destilación no hay alimentación, ni eliminación de residuo del hervidor durante la operación, hay -- que considerar la acumulación de algunos componentes y la pérdida de otros durante el transcurso de la operación, por lo -- que el cálculo de este equipo resulta muy complicado, sin embargo haciendo una simplificación, suponiendo que no hay retención, la cantidad de líquido y vapor contenidos en la columna es pequeña con respecto a la cantidad de mezcla en la caldera. Esta suposición se cumple en la mayoría de los casos.

Existen dos modos de conducir la operación:

Destilación con composición de destilado constante que -- implica una razón de reflujo variable y destilación con razón de reflujo constante y por consiguiente composición del producto destilado variable.

En una operación de destilación, a medida que aumenta la relación de reflujo (relación de producto que se reintegra a la columna y producto que se retira de la misma), a partir -- del valor mínimo, el número de platos disminuye al principio en una forma muy rápida y después muy lentamente, de la misma manera aumenta la velocidad de flujo de vapor. La sección -- transversal de la columna es aproximadamente proporcional a -- la velocidad del flujo de vapor. El costo total de una unidad de rectificación es proporcional al área total de los pla

tos, por otra parte los costos tanto de calor como de agua - de refrigeración aumentan con el reflujo. Existe una relación de reflujo llamada óptima, en la cual los costos de equipo como los de operación resultan un mínimo. Esta relación es un poco mayor que el reflujo mínimo, en la práctica la mayoría de las plantas, sin embargo, operan con relaciones de reflujo superiores a la óptima y que están comprendidas en el intervalo de 1.2 a 2.0 veces el reflujo mínimo.

En el dimensionamiento de una columna existe otro problema y que es la separación entre los platos, este se escoge en base a la conveniencia en construcción, mantenimiento y costo, esto se verifica para tener seguridad de que no se presente inundación. El espaciado de los platos se incrementa con el diámetro de la columna.

#### ESPACIADO DE PLATOS RECOMENDADOS

DIAMETRO DE LA TORRE	ESPACIADO DE PLATOS
<u>Pies</u>	<u>Pulgadas</u>
	6 mínimo
4 o menos	18 - 20
4 a 10	24
10 a 12	30
12 a 24	36

En el cálculo del diámetro de la torre se hace uso de la ecuación de velocidad máxima permisible del vapor.

$$u = K_v \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v}} \text{ m/seg}$$

Esta ecuación involucra las densidades del vapor y líquido y la constante  $K_v$  o constante de inundación.

VALORES APROXIMADOS DE  $K_v$

DISTANCIA ENTRE PLATOS cm.	SELLO LIQUIDO PULGADAS	
	0.5	1.0
15	0.006-0.0112	-----
30	0.027-0.034	0.021-0.027
46	0.046	0.043
61	0.056	0.052
76	0.059	0.056
91	0.062	0.059
	<hr/>	
	2.0	3.0
	<hr/>	
15	-----	-----
30	0.015-0.021	-----
46	0.037	0.027
61	0.049	0.046
76	0.055	0.053
91	0.058	0.056

SELLO LIQUIDO PARA PLATOS DE  
CACHUCHA

<u>PRESSION</u>	<u>SELLO LIQUIDO PULGADAS</u>
VACIO	0.5-1.5
ATM	1.0-2.0
50-100 psi	1.5-3.0
200-250 psi	2.0-4.0

En la determinación de la altura de la columna influye la separación entre los platos y el número real de los platos. Existen varias formas de determinar el número teórico y la eficacia de los platos. Aunque se han realizado estudios sobre la eficacia de los platos, generalmente es preciso estimarla empíricamente. Sin embargo de la experiencia práctica, la eficacia de un plato está comprendido en el intervalo de 0.6 a 0.75.

Una vez hecha esta introducción sobre la destilación, se iniciará el cálculo del equipo de rectificación y del hervidor.

El producto de la pirólisis no es un producto puro, el resultado de la pirólisis es: Monómero de metacrilato de metilo, productos de peso molecular de alrededor de 200 llamadas "colas", y un residuo. Este residuo es de aproximadamente 5% de la alimentación de la pirólisis.

BALANCE DE MATERIA

Al reactor se le introducen cargas de 420 Kg. por lo -  
que del reactor saldrán:

$$420 \times 0.95 = 399 \text{ Kg. por lote}$$

De acuerdo con estudios experimentales realizados, este  
producto tiene la siguiente composición:

Monómero de metacrilato de metilo-----78%

Colas-----22%

Se requiere un producto de destilado del 99% de pureza.  
y un producto de fondo del 99% del componente más pesado:

Peso molecular monómero-----100

Peso molecular colas-----200

Alimentación:

$$399 \times 0.78 = 311.12 \text{ Kg. de monómero}$$

$$399 \times 0.22 = 87.88 \text{ Kg. de colas}$$

Moles de monómero:

$$\frac{311.12}{100} = 3.1112 \text{ Kg. mol}$$

Moles de colas:

$$\frac{87.88}{200} = 0.4394$$

Fracción mol del monómero:

$$\frac{3.1112}{3.1112 + 0.4394} = 0.876$$

Fracción mol de las colas:

$$\frac{0.4394}{3.1112 + 0.4394} = 0.1234$$

Moles totales de alimentación:

3.55 Kg. mol

Destilado:

$$\bar{D} = F \frac{x_F - x_B}{x_D - x_B}$$

Primeramente convertir a fracción mol.

$$x_D = \frac{99/100}{99/100 + \frac{0.01}{200}} = 0.99$$

$$x_B = \frac{0.01/100}{\frac{0.01}{100} + \frac{0.99}{200}} = 0.0196$$

Las moles en el destilado son:

$$\bar{D} = 3.55 \left( \frac{0.876 - 0.0196}{0.99 - 0.0196} \right)$$

$$\bar{D} = 3.127 \text{ Kg - mol}$$

Base:

$$B = F \frac{x_D - x_F}{x_D - x_B}$$

$$B = 3.55 \left( \frac{0.99 - 0.876}{0.99 - 0.0196} \right) = 0.423 \text{ Kg - mol}$$

El siguiente paso es determinar el número teórico de platos requeridos para llevar a cabo el proceso. Se tienen los siguientes datos de presiones de vapor contra temperatura del monómero y de las colas.

<u>T °C</u>	<u>P Vapor mm Hg Monómero</u>	<u>P Vapor mm Hg Colas</u>
40	81	-----
50	124	8
56	160	10.50

<u>T °C</u>	<u>P Vapor mm Hg Monómero</u>	<u>P Vapor mm Hg Colas</u>
60	189	12.0
70	279	16.0
80	397	20.50
90	547	26.00
95	625	28.50
100	700	32.00
105	785	36.0
110	875	40.0
115	950	45.0
120	1050	51.15
125	1165	58.00
130	1275	66.00

De experiencias realizadas la presión de trabajo adecuada se estimó en 160 mm Hg.

De aquí que los datos de equilibrio se obtendrán de las siguientes ecuaciones:

$$P_A x_e + P_B ( 1 - x_e ) = P$$

Donde:

$P_A$  = Presión de vapor del componente más volátil.

$x_e$  = Fracción mol del componente más volátil.

$P_B$  = Presión de vapor del componente menos volátil.

$P$  = Presión total.

Despejando en la ecuación anterior  $x_e$  tenemos:



$$x_e = \frac{P - P_B}{P_A - P_B}$$

Haciendo para todas las presiones de vapor disponibles tenemos las siguientes fracciones mol para el líquido y el vapor. Para el vapor se tiene la fórmula:

$$y_e = \frac{P_A}{P} x_e$$

T °C	$x_e$	$y_e$
56	1	1
60	0.848	0.980
70	0.547	0.952
80	0.370	0.9176
90	0.257	0.87637
95	0.239	0.866
100	0.191	0.83467
105	0.166	0.8178
110	0.144	0.80624
115	0.1273	0.7500
120	0.110	0.7216
125	0.092	0.6650
130	0.0776	0.614

Para determinar el número de platos teóricos se sigue - el método Mc Cabe-Thiele, que con la ayuda de la curva de equilibrio obtenida de los datos de presión de vapor y la línea de operación, se trazan las etapas teóricas, la recta de

operación tendrá como límite la composición del destilado  $x_D$  0.99 y la composición final en la caldera  $x_R$  0.0196.

Primeramente se obtiene la relación de reflujo mínima, - con ayuda de la gráfica.

La ecuación que relaciona el reflujo mínimo es:

$$R_{DM} = \frac{x_D - y'}{y' - x'}$$

en donde:

$$x_D = 0.99$$

$$y' = 0.163$$

$$x' = 0.0196$$

Sustituyendo tenemos:

$$R_{DM} = \frac{0.99 - 0.163}{0.163 - 0.0196}$$

$$R_{DM} = 5.8$$

Considerando una relación de reflujo operacional 1.5 veces el mínimo, se tiene:

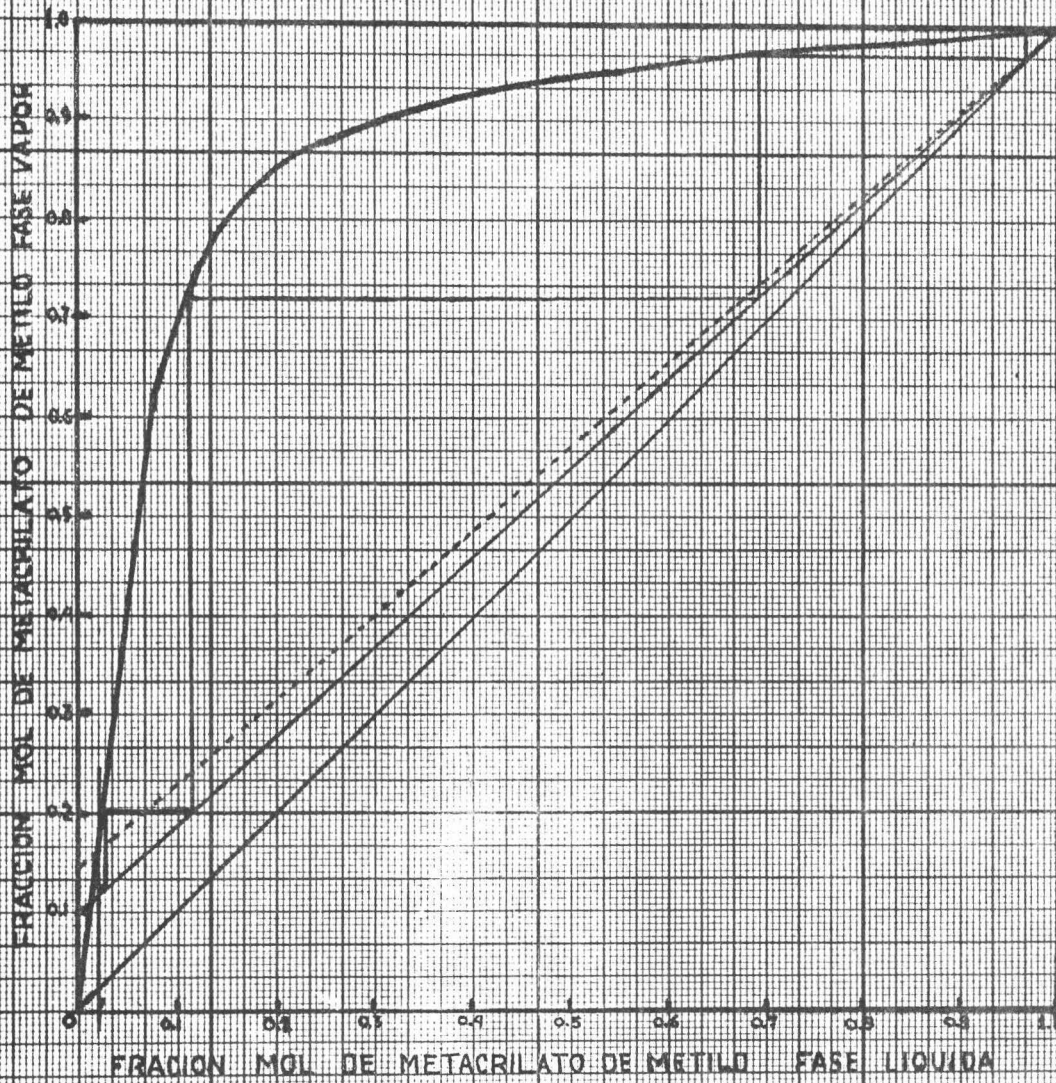
$$R_D = R_{DM} \times 1.5$$

$$R_D = 5.8 \times 1.5$$

$$R_D = 8.7$$

Con este reflujo de operación se obtiene la línea de operación real con la ordenada al origen y la composición del destilado.

$$0.99/8.7 + 1 = \text{ordenada al origen}$$



### DETERMINACION DE PLATOS TEORICOS

Ordenada al origen = 0.102

Con estos datos el número teórico de platos será de acuerdo con la Fig.: 4.5 o sea, 4 platos teóricos y el hervidor.

Como se mencionó anteriormente existen 2 formas de conducir una rectificación por cargas: Una manteniendo la composición del destilado constante con razón de reflujo variable y la otra forma es manteniendo la razón de reflujo constante con composición de destilado variable.

De las 2 formas la primera es más económica, pero presenta la dificultad de variar constantemente la razón de reflujo, por el otro lado, manteniendo la razón de reflujo constante, la torre resultante es más cara y como éstos métodos se basan en soluciones gráficas, esta segunda forma falla cuando los productos requeridos son casi puros, ya que resulta imposible solucionar el problema de esta forma, sin embargo, los resultados de ambos métodos varían poco y serían de poca importancia para una columna dada, por estas razones se utilizará el primer método.

Para este caso se suponen diferentes relaciones de reflujo y por medio del diagrama Mc Cabe-thiele se trazan 4.5 platos teóricos y se obtiene la fracción mol que deberá tenerse del monómero en el hervidor para esa razón de reflujo. En esta forma se obtiene la siguiente tabla.

$R_D$	$x_R$	$R_D/R_{D+1}$	$R/R_0'$
0.053	0.862	0.052	0.8860
0.100	0.740	0.091	0.4530
0.151	0.320	0.131	0.2460
0.237	0.278	0.189	0.1590
0.320	0.180	0.242	0.1400
0.410	0.136	0.290	0.1320
0.650	0.088	0.399	0.1255
0.980	0.070	0.495	0.1230
1.497	0.052	0.600	0.1210
2.300	0.042	0.698	0.1197
3.50	0.034	0.788	0.1182
5.80	0.023	0.853	0.1175
8.70	0.0196	0.896	0.1165
10.00	0.0150	0.910	0.1160

Un balance de materia referido al monómero de metacrilato de metilo relaciona la composición del líquido en la caldera:  $x_R$  en cualquier instante con  $R$  que es el número total de moles de los 2 componentes en la caldera:

$$R x_R = R_0' x_{R0} - (R_0' - R) x_D$$

La fracción que queda en la caldera cuando la composición es  $x_R$  es:

$$R/R_0' = \frac{x_D - x_{R0}}{x_D - x_R}$$

La destilación termina cuando  $x_D = 0.99$  y  $x_R = 0.0196$  entonces la relación  $R/R_0'$ , toma el siguiente valor.

$$\frac{R}{R_0'} = \frac{0.99 - 0.8766}{0.99 - 0.0196} = 0.1165$$

En la tabla anterior también se encuentra tabulado  $R/R_0'$ .

La cantidad total de vapor producido en la caldera para obtener el producto deseado dependerá de la razón de reflujo y de  $x_R$ . Mediante balances de materia se tiene:

$$\frac{V'}{R_0'} = (x_D - x_{R_0}) \int_{x_R}^{x_{R_0}} \frac{R_{D+1}}{(x_R - x_D)^2} dx_R$$

Donde  $V'$  es la cantidad de vapor necesario para que la composición del líquido pase desde  $x_{R_0}$  a  $x_R$  para este caso.

$$\frac{V'}{R_0'} = 0.1134 \int_{0.0196}^{0.8766} \frac{R_{D+1}}{(x_R - x_D)^2} dx_R$$

Para resolver esta ecuación se debe hacer una integración gráfica de  $\int_{0.0196}^{0.8766} \frac{R_{D+1}}{(x_R - x_D)^2} dx_R$  para esto se elabora la siguiente tabla.

$R_D$	$x_R$	$(R_{D+1})/(x_R - 0.99)^2$
0.053	0.862	64.6
0.100	0.740	17.6
0.151	0.520	5.43

$R_D$	$x_R$	$(R_D + 1) / (x_R - 0.99)^2$
0.237	0.278	2.44
0.320	0.180	2.01
0.410	0.136	1.93
0.650	0.088	2.02
0.980	0.070	2.38
1.497	0.052	2.84
2.300	0.042	3.67
3.50	0.034	4.92
5.80	0.023	7.27
8.70	0.0196	10.31
10.00	0.0150	11.55

La resolución de la integral  $\int_{0.0196}^{0.8766} \frac{R_D + 1}{(x_R - 0.99)^2} dx_R$ ,  
 se hace numericamente de la siguiente manera:

$x_R$	$(R_D + 1) / (x_R - 0.99)^2$	$\Delta x_R$
0.876	71	X
0.740	17.6	0.136
0.530	5.43	0.210
0.278	2.44	0.260
0.180	2.01	0.098
0.136	1.93	0.044

$x_R$	$[(R_D + 1)/(x_R - 0.99)^2]$	$\Delta x_R$
0.088	2.02	0.048
0.070	2.38	0.018
0.052	2.84	0.018
0.042	3.67	0.010
0.034	4.92	0.008
0.023	7.27	0.011
0.0196	10.31	0.0014

$[(R_D + 1)/(x_R - 0.99)^2]$ Med	Area
x	x
35.5	4.8280
9.8	2.0580
3.65	0.9490
2.22	0.2175
1.87	0.0813
1.87	0.0997
2.20	0.0396
2.61	0.0470
3.25	0.0325
4.28	0.0324
6.00	0.0660
8.68	<u>0.0295</u>
	8.4805



El área bajo la curva toma un valor de 8.48 unidades, - por tanto la relación entre el flujo de vapor y las moles alimentadas es:

$$\frac{V'}{R_o} = 0.1134 \times 8.48 = 0.96$$

El diámetro de la columna depende de la velocidad del vapor y esta de las moles de alimento por carga y del tiempo disponible.

El número total de moles en la alimentación es de:

$$3.55 \text{ Kg - mol} = 7.81 \text{ lb - mol}$$

El número de moles de vapor que deben producirse en cada carga son:

$$V' = 0.96 \times R_o'$$

$$V' = 0.96 \times 7.81 = 7.64 \text{ lb - mol}$$

El tiempo de destilación depende del tipo de calentamiento, en este caso del tipo de vapor de calentamiento que se utilice y la masa del mismo, a la vez la cantidad de vapor de calentamiento esta en función del vapor que deba producirse en la columna, y este depende del reflujo utilizado.

A la presión de 160 mm Hg. la temperatura promedio en la columna será de 100°C. El volúmen específico del vapor es:

$$359 \times \frac{273+100}{273} \times \frac{585}{160} = 1 \text{ 792 pie}^3/\text{lb - mol}$$

Ya que las cargas que se alimentan al hervidor son pe--

queñas y la cantidad de vapor de calentamiento necesario para la destilación no se afecta mucho, se considerara una hora como tiempo de destilación de cada carga.

La velocidad del vapor dentro de la columna se puede estimar mediante la siguiente ecuación:

$$u = K_v \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} \text{ m/seg}$$

La constante  $K_v$ , depende de la separación entre los platos y del sello líquido. La separación entre los platos se considera de 10 pulgadas que resulta adecuada para esta columna; el sello líquido se tomará de una pulgada que es el recomendado para estos casos. Con estos datos  $K_v$  tiene un valor de 0.024.

La densidad promedio del vapor en la columna se estimó en  $\rho_V = 0.0691 \text{ lb/pie}^3$ . La densidad promedio del líquido se estimó en  $\rho_L = 62.3 \text{ lb/pie}^3$ . Substituyendo estos valores se tiene:

$$u = 0.024 \sqrt{\frac{62.3 - 0.0691}{0.0691}}$$

$$u = 30 \times 0.024 = 0.72 \text{ m/seg}$$

$$u = 2.36 \text{ pie/seg}$$

La velocidad volumétrica del vapor es:

$$1792 \times 7.64 = 13690.88 \text{ pie}^3/\text{hr}$$

La sección de la columna será por lo tanto:

$$S = \frac{13\,690.88}{3\,600 \times 2.36} = 1.61 \text{ pies}^2$$

El diámetro de la columna será:

$$D = \sqrt{\frac{S}{\pi/4}}$$

$$D = \sqrt{\frac{1.61}{0.785}}$$

$$D = 1.43 \text{ pies}$$

#### ALTURA DE LA TORRE

La altura de la torre depende del número teórico de etapas de la separación entre los platos y de la eficacia de los mismos.

Se han obtenido 4.5 platos teóricos, se considerará en 65% la eficiencia de los mismos, por lo que el número de platos reales es:

$$\frac{4.5}{0.65} = 6.9 \text{ platos reales}$$

De estos platos, 1 corresponde al rehervidor y los restantes a la columna.

La separación entre ellos se consideró de 10 plgs. que es la recomendada para estos casos. Por tanto la altura de la torre es:

$$H = 7 \times 10 = 70 \text{ plgs.}$$

$$H = 5.83 \text{ pies}$$

REHERVIDOR

El rehervidor deberá tener una capacidad de 500 litros, ya que manejará cargas de 399 Kg. (densidad del monómero -- 0.94 g/cm<sup>3</sup>), ya que la carga que manejará este rehervidor es pequeña es adecuado utilizar un vaporizador de chaqueta, tomando en cuenta también la facilidad que tiene el monómero a polimerizar, si se usara un rehervidor tubular, la limpieza en este caso sería muy difícil y frecuente.

La cantidad de calor que debe suministrarse al rehervidor es el siguiente:

a).- Calor necesario para elevar la temperatura de la alimentación a su punto de ebullición.

$$q_1 = mC (T_2 - T_1)$$

b).- Calor necesario para vaporizar el líquido.

$$q_2 = m \lambda$$

$$q_1 = 875 \times 0.49 (135.8 - 86) = 21\ 400 \text{ BTU/hr}$$

$$q_2 = 875 \times 156 = 136\ 200 \text{ BTU/hr}$$

Calor total suministrado:

$$Q = 136\ 200 + 21\ 400 = 157\ 600 \text{ BTU/hr}$$

El vapor requerido deberá calentar una mezcla que hierve a 57°C aproximadamente (134.6°F), inicialmente hasta una mezcla que hierve a 175°C aproximadamente (347°F) en su punto final, por tanto se usará vapor saturado a 130 psia. La entalpia de vaporización de este vapor es de:

$$\lambda_{\text{vap.}} = 873.27 \text{ BTU/lb}$$

La cantidad de vapor requerida para la operación es --  
de:

$$m = \frac{Q}{\lambda_{\text{vap.}}}$$

$$m = \frac{157\ 600}{873.27}$$

$$m = 184 \text{ lb/hr}$$

o sea se requerirán 184 lb de vapor de 130 psia para llevar a cabo la operación.

#### CALCULO DEL CONDENSADOR DE LA COLUMNA

La temperatura de condensación de los vapores es de ---  
134°F. El condensador que usaremos será tipo horquilla, debido a la baja velocidad de flujo del monómero.

Las dimensiones del condensador serán de 2 x 1 <sup>1</sup>/<sub>4</sub>" IPS  
cédula 40.

Balance de calor.

Tenemos la relación:  $q = w\lambda$

en donde:  $w = 390\ 000 \text{ g/hr}$

$$\lambda = 80 \text{ cal/g}$$

Substituyendo valores tenemos:

$$q = 390\ 000 \text{ g/hr} \times 80 \text{ cal/g} = 31\ 200\ 000 \text{ cal/hr} = 124\ 000 \text{ --}$$

BTU/hr.

Cálculo de la temperatura media logarítmica:

Fluido caliente

134°F

temperatura alta

Fluido frío

86°F

Fluido caliente

134°F

Fluido frío

temperatura baja

68°F

$$\Delta T_{ml} = \frac{(134 - 68) - (134 - 86)}{\ln \frac{134 - 68}{134 - 86}} = 56.8^\circ\text{F}$$

Cálculo del coeficiente individual de transferencia por el lado del agua. Está relacionado por la sig. ecuación:

$$h_o = JH \frac{k}{D_{eq}} \left( \frac{C \mu}{k} \right)^{1/3} \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

En donde necesitamos calcular el factor JH por medio del Número de Reynolds.

Las propiedades k, C y  $\mu$  las calcularemos por medio de tablas.

El diámetro equivalente se obtiene de la siguiente ecuación:

$$D_{eq} = \frac{D_2^2 - D_1^2}{D_1}$$

en donde  $D_2$  = diámetro externo del tubo = 0.1725 pies

$D_1$  = diámetro interno del tubo = 0.1380 pies

Substituyendo valores tenemos:

$$D_{eq} = \frac{(0.1725)^2 - (0.1380)^2}{0.1380} = 0.0762 \text{ pies}$$

Cálculo del Número de Reynolds, a partir de la relación.

$$N_{Re} = \frac{D_{eq} G_a}{\mu}$$

En donde  $G_a$  es la masa velocidad, la cual se obtiene a partir de la masa del agua y del área de los tubos.

La masa del agua se obtiene de la ecuación:

$$m = \frac{Q}{\Delta T C}$$

en donde  $Q = 124\ 000$  BTU/hr  $\Delta T = 18^\circ\text{F}$  y  $C = 1$   
por lo que  $m = 6\ 800$  lb/hr

El área de los tubos se encuentra con la ecuación:

$$A_a = \frac{\pi}{4} (D_2^2 - D_1^2)$$

Y substituyendo valores:

$$A_a = 0.00826 \text{ pies}^2$$

La ecuación para obtener la masa velocidad es la siguiente:

$$G_a = \frac{W}{A_a}$$

Por lo tanto:

$$G_a = 832\ 000 \text{ lb/hr-pie}^2$$

La viscosidad  $\mu$ , se calcula a la temperatura promedio del agua la cual es de  $77^\circ\text{F}$ , obteniendo un valor de  $0.94$  cp.

$$\mu = 0.94 \text{ cp} \times 2.42 = 2.27 \text{ lb/hr-pie}$$

Substituyendo valores en la relación del Número de Reynolds tenemos:

$$N_{\text{Re}} = 28\ 000$$

Con éste valor de Número de Reynolds, encontramos que -

el factor  $J_H = 90$ .

La conductividad térmica del agua a  $77^\circ\text{F}$  es de  $0.32 \text{ Btu/hr-pie-}^\circ\text{F}$ .

Con los valores obtenidos anteriormente, podemos calcular el coeficiente individual de transferencia de calor por el lado del agua.

Substituyendo en la ecuación tenemos:

$$h_o = 90 \times \frac{0.32}{0.0762} \times \left( \frac{2.27}{0.32} \right)^{1/3} = 723 \text{ Btu/hr-pie}^2\text{-}^\circ\text{F}.$$

Cálculo del coeficiente individual de transferencia de calor por el lado del monómero.

Tenemos la relación:

$$h_i = 0.725 \left[ \frac{k_f^3 \rho_f^2 \lambda_f g}{\mu_f D_o \Delta t_f} \right]^{1/4}$$

Las propiedades  $k_f$ ,  $\rho_f$  y  $\mu_f$  se obtendrán a la temperatura media de película  $t_f$ .

Suponiendo  $h_{i0} = 290 \text{ Btu/hr-pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$ , calculamos la temperatura de pared  $t_w$ .

$$t_w = t_p + \frac{h_{i0}}{h_{i0} + h_o} (T_v - t_p)$$

en donde:

$T_v$  = Temperatura de saturación =  $134^\circ\text{F}$ .

$h_o$  = Coeficiente individual de transferencia de calor por fuera del tubo =  $723 \text{ Btu/hr-pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$



$h_{i0}$  = Coeficiente por dentro del tubo, basado en la temperatura media aritmética (valor supuesto).

Substituyendo valores tenemos:

$$t_w = 77 + \frac{290}{290 + 723} (134 - 77) = 93.4^\circ\text{F}$$

Cálculo de la temperatura media de película  $T_f$  :

$$t_f = \frac{T_v + t_w}{2}$$

Substituyendo :  $t_f = 113.7^\circ\text{F}$

Cálculo de las propiedades  $k_f$ ,  $\rho_f$  y  $\mu_f$  a la temperatura de película  $t_f$  :

$$k_f = 8.676 \times 10^{-2} \text{ Btu/hr-pie-}^\circ\text{F}$$

$$\mu_f = 0.421 \text{ cP} \times 2.42 \quad 1.025 \text{ lb/pie-hr}$$

$$\rho_f = 57.5 \text{ lb/pie}^3$$

$$\lambda = 144 \text{ Btu/lb}$$

$$D_0 = 0.138 \text{ pies}$$

$$\Delta t_f = 113.7 - 93.4 = 20.3^\circ\text{F}$$

Substituyendo valores en la ecuación para calcular el coeficiente individual por el lado del monómero, tenemos:

$$h_i = 0.725 \left[ \frac{(8.676 \times 10^{-2})^3 (57.5)^2 (144) (4.18 \times 10^8)}{1.025 \times 0.138 \times 20.3} \right]^{1/4}$$

$$h_i = 348 \text{ Btu/hr-pie}^2\text{-}^\circ\text{F}.$$

Corrección del coeficiente  $h_i$  :

$$h_{i0} = h_i \times \frac{DI}{DE} = 348 \times \frac{1.38}{1.66} = 290 \text{ Btu/hr-pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

Por lo que el valor de  $h_{10}$  supuesto es correcto.

Cálculo del coeficiente total limpio:

$$U_c = \frac{h_{10} h_o}{h_{10} + h_o} = \frac{290 \times 723}{290 + 723} = 207 \text{ BTU/hr-pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

Cálculo del área:

$$A = \frac{Q}{U_c \Delta T} = \frac{124\ 000}{207 \times 56.8} = 10.6 \text{ pies}^2$$

La longitud del tubo sería:

$$10.6 / 0.435 = 24.4 \text{ pies}$$

Por lo tanto, podemos utilizar una horquilla de 15 pies.

#### CALCULO DEL ENFRIADOR

El tipo de enfriador que usaremos, será del mismo tipo que el condensador de los vapores del monómero puro.

La temperatura de entrada del monómero es de  $134^\circ\text{F}$ .

Temperatura de salida del monómero:  $95^\circ\text{F}$ .

Temperatura de entrada del agua:  $77^\circ\text{F}$ .

La temperatura de salida del agua se va a calcular.

Balance de calor.

Tenemos la relación:  $Q = m C \Delta T$

en donde:  $m = 390\ 000 \text{ g/hr}$

$$C = 0.49 \text{ cal/g } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T = 134 - 95 = 39$$

Substituyendo valores tenemos:

$$Q = 390\ 000 \times 0.49 \times 39 = 7\ 480\ 000 \text{ cal/hr} = 29\ 700 \text{ BTU/hr}$$

La cantidad de agua que utilizaremos, será la misma que usamos en el condensador.

Cálculo de la temperatura de salida del agua:

Tenemos la relación:  $\Delta T = \frac{Q}{m C}$

en donde:  $Q = 29\ 700$  BTU/hr  $C = 1$  y  $m = 6\ 880$  lb/hr

Por lo tanto, substituyendo valores la temperatura de salida del agua es igual a  $81.33^{\circ}\text{F}$ .

Cálculo de la temperatura media logarítmica:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(134 - 81.33) - (95 - 77)}{\ln \frac{134 - 81.33}{95 - 77}} = 32.5$$

Cálculo del área de flujo:

Diámetro del tubo =  $1.38"/12 = 0.115$  pies

Area del tubo =  $\frac{\pi D^2}{4} = 0.0104$  pies<sup>2</sup>

Cálculo del Número de Reynolds, a partir de la relación:

$$N_{Re} = \frac{D G_P}{\mu}$$

En donde  $G_P$  es la masa velocidad, la cual se obtiene a partir de la masa del monómero y el área del tubo.

$G_P = W/a_p = 860/0.0104 = 82\ 500$  lb/hr-pie<sup>2</sup>

La temperatura promedio del monómero =  $114.5^{\circ}\text{F}$

La viscosidad  $\mu$  se calcula a ésta temperatura y es igual a  $0.455$  cp.

$$\mu = 0.455 \text{ cp} \times 2.42 = 1.1 \text{ lb/hr-pie}$$

Substituyendo valores tenemos:

$$N_{Re} = 8\ 620$$

Con éste valor, encontramos el factor  $J_H$

$$J_H = 32$$

La conductividad térmica del monómero =  $8.85 \times 10^{-2}$  --  
BTU/lb-pie-°F.

Cálculo del coeficiente individual de transferencia de calor en el caso del monómero.

Tenemos la siguiente relación:

$$h_1 = J_H \frac{k}{D} \left\{ \frac{C_p \mu}{k} \right\}^{1/3}$$

Substituyendo valores tenemos:

$$h_1 = 32 \frac{8.85 \times 10^{-2}}{0.115} \left\{ \frac{0.49 \times 1.1}{8.85 \times 10^{-2}} \right\}^{1/3} = 45 \text{ BTU/hr-pie-}^\circ\text{F}$$

Corrección del factor  $h_1$  :

$$h_{10} = h_1 \times \frac{DI}{DE} = 45 \times \frac{1.38}{1.66} = 37.4 \text{ BTU/hr-pie-}^\circ\text{F}$$

Cálculo del coeficiente individual por el lado del a --  
gua.

$$\text{Tenemos la relación: } h_o = J_H \frac{k}{D_{eq}} \left\{ \frac{C_p \mu}{k} \right\}^{1/3} \left\{ \frac{\mu}{\mu_w} \right\}^{0.14}$$

Cálculo del Número de Reynolds, a partir de la rela --  
ción:

$$N_{Re} = \frac{D_{eq} G_a}{\mu}$$

en donde  $D_{eq}$  es el diámetro equivalente y se calcula de la -

siguiente manera:

$$D_{e q} = \frac{D_2^2 - D_1^2}{D_1} = \frac{(0.1725)^2 - (0.138)^2}{0.138} = 0.0762 \text{ pies}$$

$G_a$  es la masa velocidad =  $W/A_a$

en donde  $W$  = masa del agua = 6 880 lb/hr

$$\text{y } A_a \text{ es el \u00e1rea del tubo} = \frac{\pi}{4} (D_2^2 - D_1^2)$$

Substituyendo valores:

$$A_a = \frac{3.14}{4} (0.1725)^2 - (0.138)^2 = 0.00826 \text{ pies}^2$$

Por lo que:  $G_a = 6\ 880/0.00826 = 833\ 000 \text{ lb/hr-pie}^2$

La viscosidad  $\mu$  se calcula a la temperatura promedio -- del agua, la cual es de 79.3\u00b0F obteniendo un valor de ----- 0.95 cp.

$$\mu = 0.95 \text{ cp} \times 2.42 = 2.28 \text{ lb/hr-pie}$$

Substituyendo valores en la relaci\u00f3n del N\u00famero de Reynolds, tenemos:

$$N_{Re} = 27\ 700$$

Con \u00e9ste valor encontramos que el factor  $J_H = 89$

Substituyendo valores en la ecuaci\u00f3n para calcular el -- coeficiente por el lado del agua, tenemos:

$$h_o = 89 \frac{0.322}{0.0762} \left( \frac{2.28}{0.322} \right)^{1/3} = 721 \text{ BTU/hr-pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

C\u00e1lculo del coeficiente total limpio:

$$U_c' = \frac{h_{i0} h_o}{h_{i0} + h_o} = \frac{37.4 \times 721}{37.4 + 721} = 37 \text{ BTU/hr-pie}^2\text{-}^\circ\text{F}$$

Cálculo del área:

$$A = \frac{Q}{U_c' \Delta T} = \frac{29\,700}{37 \times 32.5} = 24.7 \text{ pies}^2$$

La longitud del tubo sería:

$$24.7 / 0.435 = 56.8 \text{ pies}$$

Por lo tanto, podemos utilizar dos horquillas de 15 pies cada una.

#### CALCULO DE CAIDAS DE PRESION

I).- CONDENSADOR:

Cálculo de caída de presión en el ánulo (caso del agua).

$$\text{Tenemos la relación: } \Delta P_P = \frac{(\Delta F_a + \Delta F_l)}{144}$$

$$\text{en donde: } \Delta F_a = \frac{4 f G_a^2 L}{2 g \rho^2 D_{eq}'}$$

$$G_a = \text{masa velocidad} = 832\,000 \text{ lb/hr-pie}^2$$

$$L = \text{longitud del tubo} = 24.4 \text{ pies}$$

$$f = \text{factor de fricción} = 0.0035 + \frac{0.264}{(N_{Re})^{0.42}}$$

Cálculo del Número de Reynolds, por medio de la ecuación:

$$N_{Re} = \frac{D_{eq}' G_a}{\mu}$$

$$D_{eq}' = \text{diámetro equivalente} = D_2 - D_1 = 0.0345 \text{ pies}$$

$\mu$  = viscosidad = 2.27 lb/hr-pie

Por lo tanto:  $N_{Re} = 13\ 300$   $(N_{Re})^{0.42} = 54$

Entonces  $f = 0.0035 + \frac{0.264}{54} = 0.0088$

$$\rho = 62.25 \text{ lb/pie}^3$$

$$g = 4.18 \times 10^8 \text{ pie/hr}^2$$

Substituyendo valores tenemos:

$$\Delta F_a = 4.95 \text{ pies}$$

$$\Delta F_1 = \left( \frac{V^2}{2g'} \right) \text{ No. de horquillas}$$

en donde: No. de horquillas =  $L/40 = 0.61$

$$V'' = \frac{G_a}{3\ 600 \rho} = \frac{832.00}{3\ 600 \times 62.5} = 3.7 \text{ pie/seg}$$

Substituyendo valores tenemos:

$$\Delta F_1 = 0.13 \text{ pies}$$

Substituyendo valores en la relación para el cálculo -- de la caída de presión en el ánulo, tenemos:

$$\Delta P_p = 2.2 \text{ lb/plg}^2$$

Cálculo de la caída de presión en el caso del monómero.

Tenemos la relación:  $\Delta P_p = \frac{\Delta F_p \times \rho}{144}$

$$\text{en donde: } \Delta F_p = \frac{4 f G_p^2 L}{2 g \rho^2 D}$$

en la cual  $f = 0.0088$

$$G_p = W/a_p = 860/0.0104 = 82\ 500 \text{ lb/hr-pie}^2$$

$$L = 24.4 \text{ pies}$$

$$\rho = 100/359 \times \frac{273}{273 + 56.5} \times \frac{550}{585} = 0.217 \text{ lb/pie}^3$$

$$D = 0.115 \text{ pies}$$

Substituyendo valores tenemos:

$$\Delta F_p = 12.9 \times 10^2 \text{ pies}$$

Substituyendo éste valor en la relación para el cálculo de la caída de presión en el caso del monómero tenemos:

$$\Delta P_p = 1.94 \text{ lb/plg}^2$$

## II).- ENFRIADOR:

Cálculo de la caída de presión en el ánulo (caso del agua).

$$\text{Tenemos la relación: } \Delta P_p = \frac{(\Delta F_a + \Delta F_l) \rho}{144}$$

$$\text{en donde: } \Delta F_a = \frac{4 f G_a^2 L}{2 g \rho^2 D_{eq}^5}$$

$$G_a = 832\ 000 \text{ lb/hr-pie}^2$$

$$L = 56.8 \text{ pies}$$

$$f = 0.0035 + \frac{0.264}{(N_{Re})^{0.42}}$$

Cálculo del Número de Reynolds por medio de la ecuación:

$$N_{Re} = \frac{D_{eq} G_a}{\mu}$$



$$D_{eq}' = 0.0345 \text{ pies}$$

$$\mu = 2.28 \text{ lb/hr-pie}$$

$$\text{Por lo tanto: } N_{Re} = 13\ 650 \quad (N_{Re})^{0.42} = 54$$

$$\text{Entonces: } f = 0.0088$$

$$\rho = 62.23 \text{ lb/pie}^3$$

Substituyendo valores tenemos:

$$\Delta F_a = 11.5 \text{ pies}$$

$$\Delta F_1 = \left( \frac{V^2}{2g'} \right) \text{ No. de horquillas}$$

$$\text{en donde No. de horquillas} = 56.8/40 = 1.42$$

$$V'' = 3.7 \text{ pue/seg}$$

Substituyendo tenemos:

$$\Delta F_1 = 0.3 \text{ pie}$$

Substituyendo valores en la relación para el cálculo de la caída de presión en el ánulo, tenemos:

$$\Delta P_p = 5.1 \text{ lb/plg}^2$$

Cálculo de la caída de presión en el caso del monómero.

Tenemos la relación:

$$\Delta P_p = \frac{\Delta F_p \times \rho}{144}$$

$$\text{en donde: } \Delta F_p = \frac{4 f G_p^2 L}{2 g \rho^2 D}$$

$$\text{en la cual } f = 0.0088$$

$$G_p = 82\ 500 \text{ lb/hr-pie}^2$$

$$L = 56.8 \text{ pie}$$

$$\rho = 58.5 \text{ lb/pie}^3$$

$$D = 0.115 \text{ pies}$$

Substituyendo valores tenemos:

$$\Delta F_p = 0.0434 \text{ pies}$$

Por lo tanto, la caída de presión en el caso del monómero será:

$$\Delta P_p = \frac{0.0434 \times 58.5}{144} = 0.0176 \text{ lb/plg}^2$$

Por lo tanto, las caídas de presión obtenidas tanto para el lado del agua; como para el lado del monómero son razonables.

## VII.- ESTUDIO ECONOMICO

El análisis económico del proyecto en la construcción de una planta industrial es de suma importancia, por lo que se requiere un estudio profundo y exacto de todos los puntos que intervienen en el estudio económico. Es este análisis el que nos dará el criterio para decidir, si la planta se construye o no.

Un aspecto importante en el estudio económico, es la localización de la planta misma. Existen varios factores que sirven para seleccionar el sitio donde se levantará la planta; estos son:

- I.- Facilidad para obtener las materias primas.
- II.- Mercado a productos terminados.
- III.- Disposiciones gubernamentales.
- IV.- Facilidad para obtener combustible y energía.
- V.- Mano de obra.
- VI.- Facilidades de transportación.
- VII.- Relación con otras industrias.

De los puntos anteriores, los tres primeros son de mayor importancia, los cuatro restantes son de menos influencia, en la localización de la planta.

Para el buen funcionamiento de la planta se deberá contar con una cantidad de materia prima constante. En nuestro caso la materia será desperdicio de acrílico, el cual se -- piensa obtener de las industrias procesadoras de resina acrílica y de los fabricantes de plásticos acrílicos, donde tienen algo de su producción defectuosa.

La demanda de monómero de metacrilato de metilo va en aumento, y ya que esta planta es de poca capacidad se espera que el mercado de nuestro producto esté asegurado.

Los reglamentos del gobierno también son importantes, ya que se trata de fomentar la industria en los diferentes estados de la República Mexicana, y evitar la aglomeración industrial en zonas determinadas.

Del análisis de los puntos anteriores se llega a la conclusión de que si la planta no puede construirse en una zona industrial cercana al Distrito Federal como es el caso de las zonas industriales del Estado de México, nuestra planta se podría construir en otra zona industrial de provincia similar a las que se tienen en el Distrito Federal o Estado de México.

Otra parte importante en el estudio económico, es la determinación de la inversión total que se requiere para construir la planta. Esta inversión incluye el capital fijo donde quedan comprendidos los costos de: equipos, instalación, tubería, terreno, construcción etc., y el capital de trabajo

que son los fondos necesarios para la conducción normal de la industria.

También deben determinarse los costos de manufactura -- donde se incluyen materias primas, servicios, mano de obra - directa, sueldos, empaques, depreciación etc., y finalmente se determinan los gastos generales.

### INVERSION DE CAPITAL

#### A.- Capital fijo

##### a.- Costo físico de la planta

##### 1.- Equipo de proceso y equipo auxiliar

1 Reactor para la pirólisis	\$ 8 500. 00
✓ 1 Granuladora	15 000. 00
✓ 4 Condensadores producto de la pirólisis	25 500. 00
✓ 1 Tanque para almacenar produc. pirólisis	2 250. 00
✓ 1 Columna de rectificación	30 850. 00
✓ 1 Condensador para produc. co- lurna de rectificación	5 500. 00
✓ 2 Enfriadores del líquido de la columna de rectificación	11 600. 00

INVERSION DE CAPITAL

2 Tanques acumuladores produc. de la columna	4 470. 00
30 Tanques almacenaje final	2 250. 00
4 Bombas	11 200. 00
1 Caldera	10 500. 00
1 Quemador diesel	3 075. 00
2 Bombas de vacío	6 800. 00
1 Horno	<u>3 000. 00</u>
Total	\$ 140 495. 00
2.- Instalación	12 660. 00
3.- Tubería	19 305. 00
4.- Instrumentación	10 000. 00
5.- Aislamiento	3 934. 00
6.- Electricidad	5 723. 00
7.- Construcción y arreglos	122 000. 00
8.- Terreno	<u>84 000. 00</u>
Costo físico de la planta	\$ 398 117. 00
b.- Costos de ingeniería y construcción	<u>75 000. 00</u>
Costo directo de la planta	\$ 473 117. 00
c.- Imprevistos (5% costo di recto de la planta)	23 600. 00

d.- Vehículos para transporte	60 000. 00
e.- Empaque (100 tambores de 220 kg.)	<u>7 500. 00</u>
Capital fijo	\$ <u>564 217. 00</u>

B.- Capital de trabajo

1.- Materias primas (30 días)	71 200. 00
2.- Producto terminado (15 -- días)	53 245. 00
3.- Fondos disponibles (gas- tos de manufactura de un mes)	<u>110 000. 00</u>
Capital de trabajo	\$ <u>234 445. 00</u>

CAPITAL FIJO	\$ 564 217. 00
CAPITAL DE TRABAJO	<u>234 445. 00</u>
INV. TOTAL DE CAPITAL	\$ <u>798 662. 00</u>

C.- Gastos de manufactura

a.- Gastos directos	
1.- Materias primas (\$ 2.50 kg. de polímero y flete)	68 500. 00
2.- Mano de obra directa	5 400. 00
3.- Supervisión	3 500. 00
4.- Mantenimiento (3% sobre el equipo)	4 360. 00

5.- Suministros para la plan ta	500. 00
6.- Servicios	<u>1 606. 00</u>
Total	\$ 83 866. 00
b.- Gastos indirectos	
1.- Sueldos	14 100. 00
2.- Laboratorio	3 000. 00
3.- Prestaciones (15% so- bre sueldos)	3 450. 00
4.- Empaque	<u>750. 00</u>
Total	\$ 21 300. 00
c.- Gastos fijos	
1.- Depreciación (10% so- bre capital fijo)	4 340. 00
2.- Impuestos prediales (2.4% sobre Const. y terreno)	378. 00
3.- Seguridad (1% sobre capital fijo)	<u>434. 00</u>
Total	\$ 5 152. 00
GASTOS DIRECTOS DE MANUFACTURA	\$ 83 866. 00
GASTOS INDIRECTOS DE MANUFACTURA	21 300. 00
GASTOS FIJOS DE MANUFACTURA	<u>5 152. 00</u>
GASTOS DE MANUFACTURA	<u>\$110 318. 00</u>



D.- Gastos generales

1.- Administración (3% gastos de manufactura)	3 400. 00
2.- Gastos de venta (5% gastos de manufactura)	5 500. 00
3.- Intereses sobre financiamiento (11% anual sobre el capital invertido)	<u>7 128. 00</u>
Gastos generales	<u>\$ 16 028. 00</u>

El siguiente paso en este estudio económico es la de -- terminación de un precio al producto.

De nuestro estudio de costos de manufactura y gastos -- generales tenemos:

COSTOS GENERALES DE MANUFACTURA	\$110 318. 00
GASTOS GENERALES	<u>16 028. 00</u>
	\$126 346. 00

La cantidad de monómero mensual que se producirá en esta planta será de:

Monómero de metacrilato de metilo: 18 682.5 kg.

$$P. F. = \frac{126\ 346.00}{18\ 682.5} = \$ 6.76$$

El precio actual del monómero de metacrilato de metilo en el mercado es de \$ 7.40, que resulta muy similar a nuestro precio de fabricación, considerando como precio para nuestro producto el precio de \$ 7.40 tenemos los siguientes resultados:

Ventas	18 682.5 Kg. Mensual	
Valor ventas	\$ 138 250.50	"
Costo del producto	126 346.00	"
Utilidad bruta	11 904.50	"
Impuestos mercantiles		
(4% sobre ventas)	5 210.00	"
Impuestos Sobre la Renta:		
Cuota fija (base \$ 142 854.00)	1 371.25	"
24.10% sobre \$ 42 854.00	860.65	"
Utilidad neta	4 462.60	"

El análisis económico es el siguiente:

$$\text{Rentabilidad} = \frac{\text{Utilidad neta}}{\text{Ventas}} = \frac{4\,462.60}{130\,250.50} \times 100 = 3.42\%$$

La rentabilidad es baja; la rentabilidad requerida para que un negocio sea rentable deberá ser de un 10% como mínimo.

El tiempo de pago de la inversión será:

$$\text{T.P.I.} = \frac{\text{Inversión total}}{\text{Utilidad neta}} = \frac{798\,662.00}{53\,551.20} = 14.9 \text{ años}$$

Este tiempo resulta exagerado.

El % de retorno de capital será:

$$\% \text{ Retorno capital} = \frac{\text{Utilidad bruta}}{\text{Inversión}} = \frac{142\ 854.00}{798\ 662.00} = 17.8\%$$

(antes de impuesto).

$$\% \text{ Retorno capital} = \frac{\text{Utilidad neta}}{\text{Inversión}} = \frac{53\ 551.20}{798\ 662.00} = 6.7\%$$

(después del impuesto).

Ambos porcentajes de retorno de capital resultan bajos: para el % de retorno de capital antes de impuestos debe ser de 45% y para después de impuestos deberá ser de un 20%.

De los resultados anteriores se ve que al precio de -- \$ 7.40 el Kg. de monómero, producido por nuestra planta no resulta costeable recuperarlo.

Sin embargo, como se estableció anteriormente el precio del monómero subirá de acuerdo con datos proporcionados por las industrias consumidoras del monómero de metacrilato de metilo. A su vez el monómero dejará de importarse, pero su precio será aumentado en un 15 o 20% o sea se tendrá un precio máximo de \$ 8.88 el Kg.

Bajo estas condiciones se determinará un precio del monómero con el cual el negocio sea rentable.

Si tomamos el precio del Kg. de monómero de metacrilato de metilo producido por pirólisis como de \$ 8.35 se tiene lo siguiente:

Ventas

18 682.5 Kg. c/mes

Valor de ventas	\$ 155 998.88	Mensual
Costo del producto	126 346.00	"
Utilidad bruta	29 652.88	"
Impuestos mercantiles (4% sobre ventas)	6 239.96	"
Impuestos Sobre la Renta:		
Cuota fija (base \$ 355 834.56)	5 960.41	"
34% sobre \$ 55 834.55	1 581.98	"
Utilidad neta	15 870.53	"

El análisis económico es el siguiente:

$$\text{Rentabilidad} = \frac{\text{Utilidad neta}}{\text{Ventas}} = \frac{15\ 870.53}{155\ 988.88} \times 100 = 10.17\%$$

La rentabilidad en estas condiciones sería del 10.17% que es aceptable.

El tiempo de pago de la inversión sería:

$$\text{T.P.I.} = \frac{\text{Inversión total}}{\text{Utilidad neta}} = \frac{798\ 662.00}{190\ 446.36} = 4.2 \text{ años}$$

Este tiempo es adecuado para el pago de la inversión.

El % de retorno de capital será:

$$\begin{aligned} \% \text{ de retorno de capital} &= \frac{\text{Utilidad bruta}}{\text{Inversión}} = \frac{355\ 834.56}{798\ 662.00} \times 100 \\ &= 44.5\% \text{ (antes de impuesto)} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \% \text{ de retorno de capital} &= \frac{\text{Utilidad neta}}{\text{Inversión}} = \frac{190\ 446.36}{798\ 662.00} \times 100 = \\ &= 23.8\% \text{ (después de impuesto)} \end{aligned}$$

Los dos porcentajes resultan en los límites de aceptabi

lidad.

En resumen el producto producido por nuestra planta deberá venderse a un precio mínimo de \$ 8.35 por kilogramo. En este precio las pruebas de costeabilidad de la empresa resultan en sus niveles mínimos de aceptabilidad.

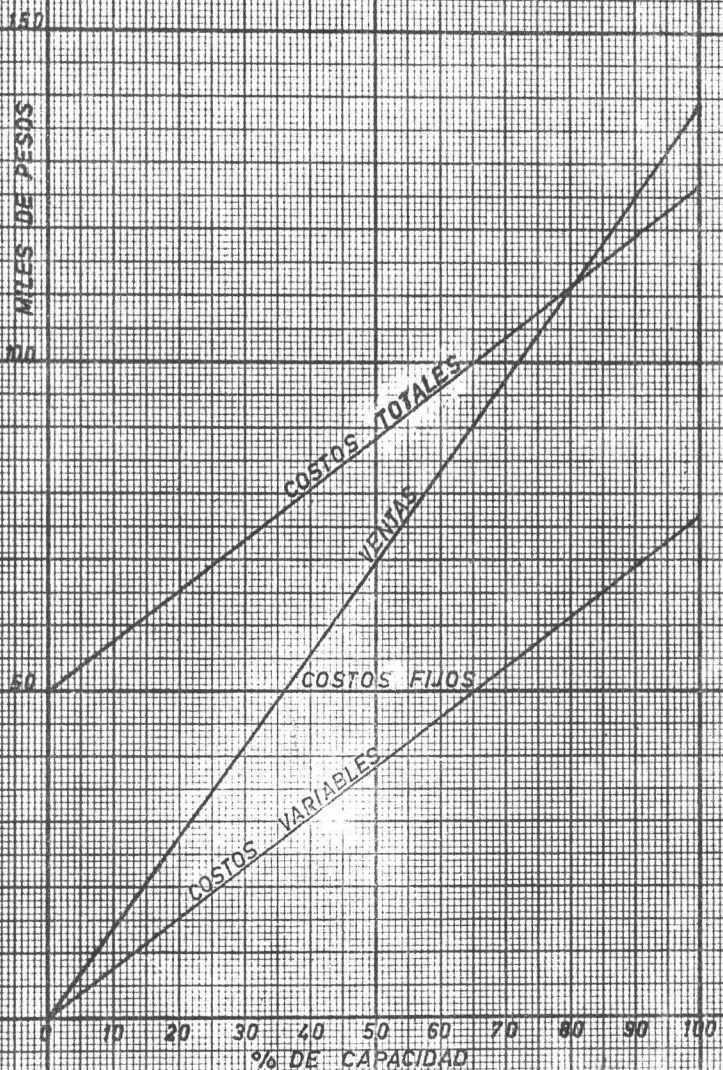
A continuación se determinarán las gráficas de punto de equilibrio para los casos en que se tengan los precios de -- \$ 7.40 y \$ 8.35 el Kg. de monómero producido por pirólisis de desperdicio de polímero.

Para elaborar estas gráficas se requieren trazar las -- curvas que representan los costos fijos, los costos variables y en consecuencia los costos totales, así mismo se traza la curva de las ventas totales. Los costos variables y las ventas quedan afectadas por la capacidad de la planta.

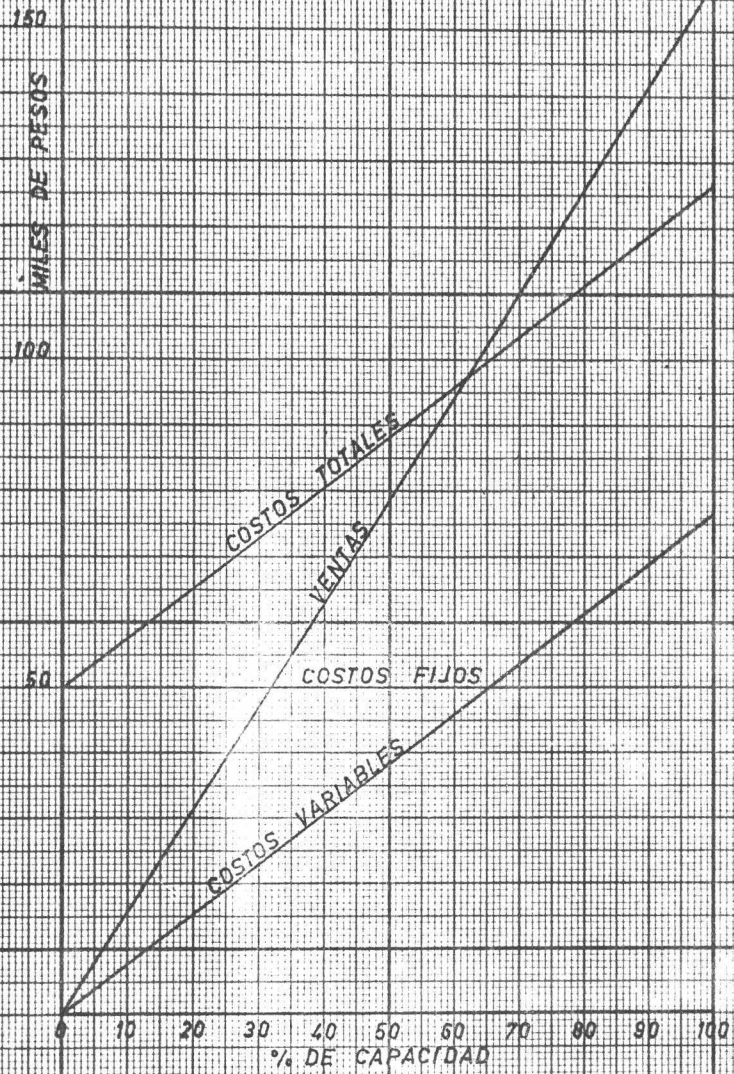
De estas gráficas se deduce lo siguiente:

Para el caso de que el precio del monómero de metacrilato de metilo producido por nuestra planta sea de \$ 7.40 Kg. el punto de equilibrio se sitúa cuando la capacidad es de -- 81.3% que es un porcentaje muy elevado.

Para el caso de que dicho precio sea de \$ 8.35 por Kg. de producto se tiene que el punto de equilibrio está en --- 62.7% de la capacidad de la planta que es más aceptable, pero que sigue siendo elevado.



GRAFICA DEL PUNTO DE EQUILIBRIO (I)



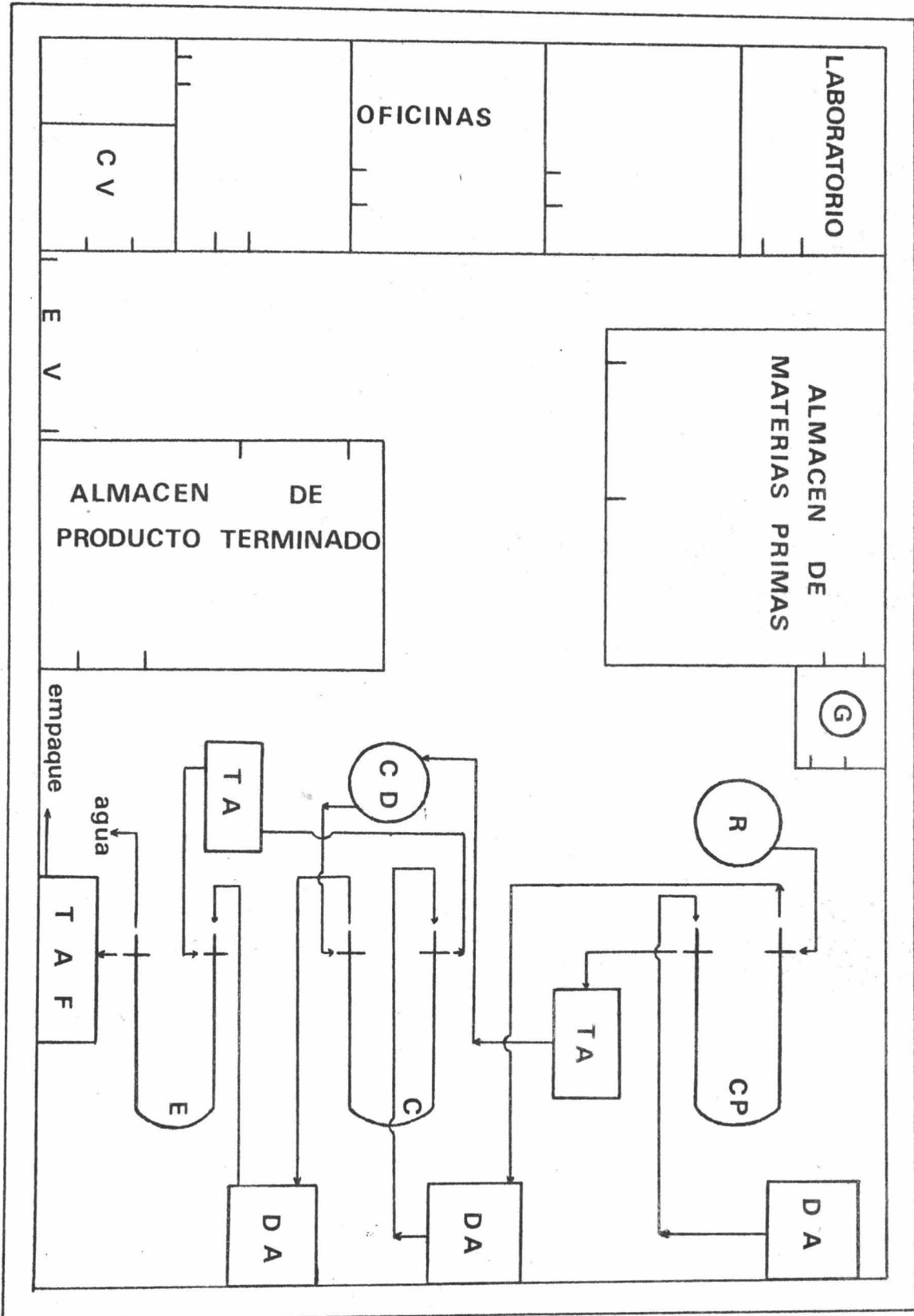
GRAFICA DEL PUNTO DE EQUILIBRIO (II)

DISTRIBUCION DE LA PLANTA DE RECUPERACION DE MONOMERO DE  
METACRILATO DE METILO A PARTIR DE RESIDUOS DE POLIMERO.

NOMENCLATURA:

G	GRANULADORA
R	REACTOR
CP	CAMBIADOR DE CALOR PARA LA PIROLISIS
TA	TANQUE DE ALMACENAMIENTO
DA	DEPOSITO DE AGUA
CD	COLUMNA DE DESTILACION
C	CONDENSADOR
E	ENFRIADOR
TAF	TANQUE DE ALMACENAMIENTO FINAL
CV	CASETA DE VIGILANCIA
EV	ENTRADA DE VEHICULOS





### VIII.- CONCLUSIONES

1.- Del estudio realizado se obtiene un precio de fabricación para el monómero de metacrilato de metilo producido - por pirólisis del polímero de \$ 6.76 el kilogramo. Este precio resulta elevado debido a la baja capacidad de producción de la planta.

2.- Se fija un precio de venta de \$ 7.40 por kilogramo de monómero producido por pirólisis de polímero, para fines competitivos.

3.- Con este precio de \$ 7.40 por kilogramo de monómero se deduce del análisis económico que no es rentable la empresa, ya que se tiene una rentabilidad de 3.42% en comparación del 10% que es la rentabilidad mínima aceptable; así como un tiempo de pago de la inversión de 14.9 años que es muy elevado. El porcentaje de retorno del capital es muy bajo: 6.7% - en comparación del 20% que es el porcentaje de retorno del capital aceptable. Finalmente el punto de equilibrio para este caso se alcanza a una capacidad muy elevada: 81.3% .

4.- El negocio resulta costeable cuando el precio del monómero se fija en \$ 8.35 por kilogramo.

En estas condiciones la rentabilidad resulta de 10.17% que es aceptable, el tiempo de pago de la inversión de 4.2 - años y el porcentaje de retorno del capital de 23.8% que son

aceptables. El punto de equilibrio se alcanza para una capacidad de 62.7% .

6.- En resumen bajo condiciones actuales la construcción de la planta no resulta costeable, sin embargo, se plantean 2 posibilidades:

a).- Que el precio del monómero de metacrilato de metilo producido por síntesis aumente en el mercado, con lo cual el precio de nuestro producto se pueda elevar y en esta forma la construcción de la planta si resulta costeable.

b).- Que el proceso de recuperación del monómero de metacrilato de metilo por degradación térmica del polímero sea utilizado por las industrias productoras de polímero (acrílico), las cuales podran utilizar como materia prima su producción defectuosa. El monómero así obtenido se podrá reutilizar en sus procesos de fabricación de polímero o darle otros usos.

México, D.F., Noviembre de 1973.

IX.- BIBLIOGRAFIA

- Harry Barron.- Modern Plastics Editorial Gustavo Gizi S. A.  
1962.
- Hebert Simonds y M. H. Bigelow.- Hand Book of Plastics D. Van  
Nostrand Co. Inc. 1955.
- Paul O. Power.- Synthetic Resins and Rubber.- John Wiley and  
Sons Inc. 1967.
- ⇒ Milton B. Horn.- Acrilic Resins.- Reinhold Publishing Co. --  
Corporation New York 1963.
- Edward C. Leonard.- Vinyl and Diene Monomers Part I.- Wiley-  
Interscience 1970.
- T. W. Billmeyer.- Text Book of Polymer science.- Id Chemistry  
Interscience New York 1962.
- Grassie N.- Chemistry of high polymer degradation Process --  
Interscience Publisher New York 1956.
- Jellinek Hans Helmut Gunter.- Degradation of Vinyl Polymer --  
Academic Press New York 1955.
- Donald Q. Kern.- Procesos de Transferencia de Calor.- CECSA  
México, D.F. 1972.
- William H. Mc Adams.- Heat Transmission.- Mc Graw-Hill Book -  
Co. 1954.
- H. Sawistowski.- Métodos de Cálculo en los Procesos de Trans-  
ferencia de materia.- Editorial Alhambra 1967.

W. L. Mc Cabe - J. C. Smith.- Operaciones Básicas de Ingeniería Química.- Editorial Reverte 1968.

Perry J. H.- Chemical Engineer's Hand book.- Mc. Graw-Hill - Book Co. Inc. New York 1963.

R. S. Aries and R. D. Newton.- Chemical Engineering Cost Estimation.- Mc. Graw-Hill Book Co. Inc. New York 1965.

Tyler and Winter.- Chemical Engineering Economics.- Mc Graw Hill Book Co. Inc. New York 1959.

Cortes Reyna Ana María.- Diseño de una planta piloto para la recuperación de monómero de metacrilato de metilo por desintegración térmica de desperdicio de polímero 1963.

Anaya Durand Alejandro.- Proyecto de una planta de monómero y polímero de metacrilato de metilo 1961.

Segura Diez de Bonilla Juan.- Anteproyecto de una planta para recuperar pedacería de plástico 1960.