

\$ 500.00

27 ENE. 19

Francis J. [Signature]

28/200/85 -

UNIVERSIDAD DE MONTERREY
DIVISION DE CIENCIAS NATURALES
Y EXACTAS



Título
ANTEPROYECTO DE UNA FABRICA DE
CLORURO DE POLIVINILO (PVC)

Clasif.
040.668
G463aa
1985
C.1

REPORTE DEL PROGRAMA DE
EVALUACION FINAL
PRESENTADO POR

Autor
MARIA DEL CONSUELO GIL SALAZAR

EN OPCION AL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO ADMINISTRADOR

Folio
900586

BIBLIOTECA
UNIVERSIDAD DE MONTERREY
MONTERREY, N. L., DICIEMBRE DE 1985

" Y todo cuanto hacéis de palabra o de obra,
hacedlo en nombre del Señor Jesús."

(S. Pablo a los Colosenses 3,17)

A mis padres,

por el gran amor y apoyo

que me han dado.

A mis hermanos,

por su cariño y aliento.

A mis maestros y asesores,
por el tiempo y enseñanzas recibidos.

A mis compañeros y amigos,
por los momentos compartidos
en nuestros años de estudio.

Y a todas aquellas personas
que colaboraron en la
realización de este proyecto.

GRACIAS

INDICE

INTRODUCCION

CAPITULO I.	Estudio de mercado.	1
CAPITULO II.	Localización de la planta.	13
CAPITULO III.	Procesos de obtención del PVC.	18
	1. Polimerización en emulsión.	19
	2. Polimerización en suspensión.	20
	3. Polimerización en masa.	21
	4. Polimerización en solución.	22
CAPITULO IV.	Selección del proceso y justificación.	24
CAPITULO V.	Descripción del proceso.	29
	1. Mecanismo de polimerización.	29
	2. Proceso.	31
CAPITULO VI.	Balance de materia.	35
	1. Balance en el polimerizador.	37
	2. Balance en el prepolimerizador.	38
	3. Balance en el condensador.	41
	4. Balance en el tanque de almacenamiento.	42
CAPITULO VII.	Balance de energía.	45
	1. Balance en el prepolimerizador.	45
	2. Balance en el polimerizador.	47
	3. Balance en el condensador.	49

CAPITULO VIII. Descripción y cálculo del equipo.	50
1. Cinética de la polimerización.	50
2. Prepolimerizador.	52
3. Polimerizador.	55
4. Condensador.	58
5. Descripción y costo finales.	58
CAPITULO IX. Análisis económico.	62
APENDICE	70
CONCLUSIONES	74
BIBLIOGRAFIA	75

INTRODUCCION

El presente estudio se elabora con el fin de analizar el desarrollo de una planta para producir PVC, ya que éste junto con el polietileno, poliestireno, polipropileno y poliuretano ocupan el 80% del mercado de plásticos en México.

El plástico PVC (por sus siglas en inglés Polyvinyl Chloride) es el producto de la polimerización del monómero de cloruro de vinilo a cloruro de polivinilo. La resina que se obtiene de esta polimerización es la más versátil de la familia de los plásticos, pues además de ser termoplástica, es decir, se puede fundir y moldear las veces que se quiera, a partir de ella se pueden obtener productos rígidos y flexibles.

Debido a sus diferentes procesos de polimerización, se pueden producir con el PVC compuestos en forma de polvo o pellet, plastisoles, soluciones y emulsiones, para así obtener, por medio de los diversos tipos de procesado, una gran cantidad de productos terminados.

Además de su gran versatilidad, el PVC es la resina sintética más compleja y difícil de procesar y formular, pues requiere de un número importante de ingredientes y un balance crítico de éstos para poder transformarlo a un producto final con determinadas propiedades.

Aunque el primer reporte del cloruro de polivinilo fue hecho en 1872, el polímero permaneció como una curiosidad de laboratorio durante 50 años. Esto debido principalmente a que a las temperaturas de operación (180-220 °C) se degradaba; actualmente es indispensable el uso de estabilizadores para evitar dicha degradación.

Un gran interés comercial se manifestó en 1928 en patentes publicadas por diversas industrias: Carbide & Carbon Chemical Company (E.U.A.); E.I. du Pont de Nemours & Company (E.U.A.) e I.G. Farbenindustrie (Alemania). En dichas patentes se referían a copolímeros de cloruro de vinilo-acetato de vinilo, los cuales podían procesarse a temperaturas no tan altas que causarían degradación.

En 1932, en B.F. Goodrich Chemical, se descubrió que el PVC absorbía plastificante y que al procesarse se transformaba en un producto flexible. De este modo, empezó el desarrollo comercial en Alemania y Estados Unidos en 1933.

Posteriormente, con el empleo de estabilizadores más adecuados, se hizo posible el desarrollo del mercado del PVC rígido; estos dos importantes desarrollos permitieron que el PVC se convirtiera en el termoplástico más versátil y el más importante del mercado mundial, después del polietileno.

I. ESTUDIO DE MERCADO

La industria de resinas y plásticos, siendo una industria relativamente nueva, ha registrado en México, al igual que en el mundo entero un crecimiento muy acelerado durante las últimas décadas. Su penetración en múltiples mercados se ha apegado en la capacidad de las resinas y plásticos para sustituir con ventaja a diversos materiales de uso tradicional, tales como vidrio, madera, porcelana, cartón y algunos metales. Las ventajas de los plásticos se refieren tanto a los costos, como a sus mejores propiedades físico-químicas.

En la tabla 1.1 se mencionan las cinco empresas productoras de PVC en México, así como su localización y proceso que utilizan.

Algunas de estas empresas, basadas en el gran desarrollo que había presentado la industria del PVC (1970 35,000 Ton y 1976 72,000 Ton) y en la política del gobierno de reducir la exportación de crudo y aumentar la de refinados productos petroquímicos básicos e impulsar la producción para proveer de materia prima a la petroquímica secundaria e industria química, decidieron aumentar su capacidad de producción, después de haber realizado evaluaciones

TABLA 1.1 EMPRESAS PRODUCTORAS DE PVC EN MEXICO.

Nombre	Localización	Proceso
Industrias Resistol (IRSA)	Lechería, Edo. de México Xicohtzinco, Tlax	Suspensión y Emulsión
Policyd	Altamira, Tamps. La Presa, Edo. de México	Suspensión y Emulsión
Polímeros de México	San Martín Texmelucan Moyotzingo, Pue.	Masa
Promociones Industr. Mexicanas (PRIMEX)	Puebla, Pue Carr. Tampico-Mante Km. 3.5 Altamira, Tamps.	Suspensión
Altaresin	Carr. Tampico-Mante Acceso PETROCEL Altamira, Tamps.	Suspensión

técnicas y económicas. Esta decisión fue favorecida por el anuncio de Petróleos Mexicanos (PEMEX), único proveedor del monómero cloruro de vinilo en el país, sobre la ampliación a 250,000 Ton. de su planta de monómero en Pajaritos, Ver. que entraría en operación a fines de 1980. El desarrollo que tuvieron las plantas en sus capacidades de producción, se muestra en la tabla 1.2.

TABLA 1.2 DESARROLLO DE LA CAPACIDAD INSTALADA EN MEXICO.
(Miles de Toneladas).

Empresa	1980	1981	1982	1983	1984
IRSA	40	40	40	40	40
Policyd	32	104	104	104	104
Polímeros	30	30	30	30	30
Altaresin	3	3	3	3	13
PRIMEX	30	34	90	90	115
Total	135	211	267	267	302

Entre 1970 y 1980 la producción nacional de la industria del PVC creció aceleradamente y no obstante, fue insuficiente para satisfacer el mercado interno. A partir de 1981 se produjeron excedentes importantes que se canalizaron hacia el mercado exterior. Ver tabla 1.3.

TABLA 1.3 ANALISIS DE VENTAS EN MEXICO 1980-1984 (Toneladas).

	1980	1981	1982	1983	1984
Ventas Domésticas	126950	140212	136839	123636	133511
Importaciones	5590	6489	4185	3245	2600
Consumo Total	132540	146701	141014	126881	136111
Exportaciones	-	112	17746	67513	125679
Ventas Totales	126950	140324	158760	191149	259190

Actualmente la industria del PVC es uno de los sectores industriales que mejores perspectivas de desarrollo presenta a corto y largo plazo. Algunos elementos que muestran el futuro del PVC en comparación con otras ramas industriales son:

- 1) La existencia de vastos recursos petroleros en México.
- 2) El volumen de inversión en capacidades instaladas de PVC para los próximos años.
- 3) La recuperación de la demanda interna de productos PVC.
- 4) El ingreso de la resina en el comercio externo.

A partir de 1982, se consolidaron las negociaciones y se logró fortalecer la imagen de México, llegando a los mercados externos

con calidad y servicio, por lo que se llegó a incrementar las exportaciones un 280% y en 1984 en un 83.7%; las exportaciones directas de PVC hasta el mes de Julio de 1985 fueron por 67,000 toneladas equivalentes a unos 34 millones de dólares aproximadamente.

Algunos países a los que se ha exportado son:

E.U.A.	Canadá
Perú	India
Ecuador	Japón
Chile	Nueva Zelanda
Argentina	Irlanda
Arabia Saudita	Malasia

Durante 1983 las exportaciones de resinas entre países fueron de 1.270 millones de toneladas, participando México en un 5.3% del comercio mundial; para 1984 el intercambio de resina fue por 1.243 millones de toneladas participando México con 124 mil toneladas para un 10% de la exportación mundial.

El crecimiento de la producción mundial para el período 1985-1990 se estima en 1.9% anual, y el consumo para el mismo período en 1.5% por lo que se tendrá una sobreproducción de 0.4% para el período en cuestión.

Considerando los datos de la tabla 1.4, los mercados que ofrecerán oportunidades para incrementar las exportaciones son América del Norte, el Medio y Lejano Oriente.

TABLA 1.4 PROYECCION DE LA DEMANDA DE PVC 1985-1990.
(miles de toneladas).

Resión	Producción		Consumo	
	1985	1990	1985	1990
América Latina	530	670	476	647
Europa	6800	7700	5400	6300
América del N.	3995	4058	3337	4164
Medio Oriente	449	880	616	880
Lejano Oriente	3200	3800	3200	3900
Total	14974	17108	13029	15891

Tomando en cuenta el mercado nacional, para los años de 1985 a 1990 se estima la siguiente proyección de la demanda de PVC en México. Ver tabla 1.5.

TABLA 1.5 PROYECCION DE LA DEMANDA DE PVC EN MEXICO 1985-1990
(miles de toneladas).

Año	Demanda	% de Crecimiento
1985	143	7
1986	157	10
1987	173	10
1988	185	7
1989	204	10
1990	220	7

El crecimiento del 7% para 1985, se basa en que normalmente el mercado del PVC crece el doble del PIB (producto interno bruto). Para este año se estima que el crecimiento del PIB sea del 2.8%, sin embargo hasta la mitad del año el mercado se ha incrementado en un 20%, muy superior al porcentaje esperado.

Se tienen proyectados algunos aumentos de capacidad de las

plantas ya establecidas, basados en los permisos petroquímicos de expansión ya otorgados. Ver tabla 1.6.

TABLA 1.6 PROYECCION DE LA CAPACIDAD INSTALADA EN MEXICO.
(Miles de toneladas).

Empresa	1984	1990
IRSA	40	40
Policvd	104	176
Polímeros	30	30
PRIMEX	115	190
Altaresin	13	13
Total	302	449

Dentro del mercado mundial se consumen aproximadamente de 12 a 13 millones de toneladas de PVC, siendo el comercio entre países de 1.2 millones de toneladas por año; México espera mantener su participación del 10% en dicho intercambio externo.

La tabla 1.7 muestra una comparación entre la capacidad instalada y la demanda que se estiman para los próximos cinco años.

TABLA 1.7 PROYECCION DE CAPACIDAD INSTALADA VS DEMANDA DE PVC EN MEXICO (miles de toneladas).

Año	Capacidad Instalada	Demanda Doméstica	Excedentes PVC	Exportación
1985	302	143	159	130
1986	302	157	145	120
1987	302	173	129	120
1988	302	185	117	115
1989	449	204	245	200
1990	449	220	229	200

Una de las limitantes para que se cumplan las proyecciones mostradas en la tabla 1.7 es la capacidad instalada de monómero cloruro de vinilo por parte de Petróleos Mexicanos, ya que la producción promedio que ha tenido en el primer semestre del presente año es de 9000 ton. mensuales contra una demanda de 24,000 ton/men, teniéndose que importar aproximadamente el 60% de lo consumido en este año y en los anteriores.

Tabla 1.8 PROYECCION DE LA CAPACIDAD INSTALADA DE VCM VS DEMANDA EN MEXICO (miles de toneladas).

Año	Demanda Int.PVC	Expor. PVC	Total PVC	VCM Requerido	Cap. Inst. PEMEX	Importación VCM
1985	143	130	273	287	250	37
1986	157	120	277	290	250	40
1987	173	120	293	308	250	58
1988	185	115	300	315	250	65
1989	204	200	404	424	250	174

Por otra parte, es difícil obtener las 250,000 ton/año de capacidad instalada de VCM, agravando las importaciones en los años siguientes, por lo que se requiere que PEMEX haga la revisión de la localización y fecha de construcción de la nueva planta de VCM la cual se sabe que sería en Cosoleacaque, Ver. y estaría terminada para 1989-1990.

La situación actual de la industria del PVC es difícil. A continuación se mencionan los factores que más le afectan:

- 1) La apertura de las fronteras de nuestro país, por la

liberación del requisito de permiso previo de importación de todas las fracciones arancelarias del día 25 de Julio, ha provocado una mayor competencia con el extranjero.

2) La dependencia tan grande de las importaciones del VCM, para lograr una disponibilidad adecuada de esta materia prima, que se traduce en una mayor dificultad en su distribución.

3) El aumento de la demanda en el mercado externo que se esperaba para la primera mitad del año no se presentó por lo mismo, tampoco se incrementó el precio del PVC, lo cual ha provocado que la competencia para el PVC mexicano exportado sea más fuerte. En algunos casos se han tenido que desechar mercados potenciales de PVC por no poder ofrecer un precio adecuado.

Revisando lo expuesto anteriormente, se pueden ver que existen factores a favor y factores en contra del establecimiento de una planta de PVC, por lo que es necesario hacer una evaluación de cada uno de ellos:

Uno de los factores y el más importante, es que aunque la demanda de PVC sigue creciendo, se proyecta que habrá una sobreproducción mundial en el periodo 1985-1990. Sólo en México se planea tener un excedente de 200 mil toneladas, para exportación en 1990.

Otro factor es el de abastecimiento de monómero, pues aunque

PEMEX planea construir una nueva planta de VCM para 1990, esto no es muy seguro y aún ahora no utiliza la capacidad total que tiene para producir el monómero, esto hace que las empresas productoras de PVC dependan del exterior en casi un 60%.

Un tercer factor es la introducción de PVC mexicano en el comercio exterior, esto favorece la situación del PVC porque aumenta el mercado, pero también la competencia en el extranjero es muy fuerte en cuanto a calidad y precios, principalmente, porque el VCM importado aumenta el costo del PVC considerablemente.

Evaluando los factores anteriores se puede determinar que no es conveniente por el momento ni durante los próximos 5 años establecer una planta de PVC en México. Sin embargo se realiza el proyecto de la planta pues se pueden dar factores que favorezcan el establecimiento de dicha planta, como son:

- 1) Desarrollo de un proceso económico que baje el costo de producción del PVC.
- 2) Producir un polímero de alta calidad para competir con otras empresas.
- 3) Estimulos fiscales por parte del gobierno.

Para determinar la capacidad de la planta de PVC, se tomaron en cuenta varios criterios:

- 1) El déficit de PVC en América del Norte y en el Lejano

Oriente, que para 1990 se estima será de 100 mil toneladas en cada región.

- 2) El déficit actual que se da en el Medio Oriente es de 150 mil toneladas de PVC aproximadamente.
- 3) La reciente ampliación de Altaresin de 10 mil toneladas.
- 4) Las capacidades de las plantas ya establecidas en México.

Por lo anterior, se estableció una capacidad de 10,000 toneladas anuales para participar en un 10% en el mercado de América del Norte o en el del Lejano Oriente, o en otro caso, abastecer el 6% de la demanda en el Medio Oriente. Con dicha capacidad se hace una inversión relativamente baja y se tiene una participación significativa en el mercado.

El PVC tiene muchas aplicaciones dependiendo de su formulación y si es del tipo flexible o rígido. Es por esto que es necesario determinar qué tipo de PVC sería conveniente producir y a qué segmento de mercado dirigir la producción, en base a consumos anteriores de cada sección del mercado.

En la tabla 1.9 se muestra la distribución del mercado del PVC en los diferentes segmentos dentro del mercado mexicano.

Los datos de la tabla 1.10 indican la distribución del mercado del PVC en el mundo, en 1980.

TABLA 1.9 DISTRIBUCION DE LOS DIFERENTES SEGMENTOS.
(Porcentaje %).

	1981	1982	1983	1984
Risidos				
Tubería	20.8	16.6	18.5	20.3
Botella	5.9	12.7	17.8	17.2
Perfiles risidos	0.4	0.3	0.3	0.6
Discos	4.4	5.1	4.7	4.1
Película risida	2.0	1.8	1.7	1.8
Total Risidos	33.5	36.5	43.0	44.0
Flexibles				
Película	16.6	15.4	11.2	11.5
Calzado	8.2	9.3	11.2	11.7
Cable y Alambre	8.0	8.4	7.5	7.5
Perfil y manguera	10.0	7.4	4.2	6.4
Pisos	1.4	1.6	2.2	1.8
Misceláneos	10.9	10.3	9.7	5.9
Emulsión	11.4	11.1	11.0	11.2
Total Flexibles	66.5	63.5	57.0	56.0

TABLA 1.10 En porcentaje %.

	%
Tubería y uniones	35
Películas y perfiles	15
Materiales para pisos	10
Cable y Alambre	5
Partes para auto	5
Recubrimientos y adhesivos	5
Otros	25
Total	100

Se hace notar en las tablas 1.9 y 1.10 que tanto en México, como en el resto del mundo, el mayor porcentaje de mercado corresponde al de tubería risida, el cual es el sector de mayor crecimiento, con ventaja sobre los demás, porque esta sustituyendo satisfactoriamente a los materiales tradicionales de construcción; es por esto, que el PVC que se produzca en la planta a desarrollar será del tipo risido para tubería, sin descartar la posibilidad de

que en un futuro se pueda entrar a otro sector del PVC rígido e incluso flexible.

La producción de PVC de la planta se destinará a la exportación pues como se vió anteriormente, la demanda en México planea satisfacerse en los próximos años y aún ahora se satisface y además existen estímulos fiscales para exportación. Las regiones a las que se exportará serán Norteamérica, Lejano y Medio Oriente, por ser éstas las que tienen mayores perspectivas de mercado, como ya se había mencionado.

Para poder ingresar exitosamente a este mercado, se requiere:

- 1) Precios bajos de la resina.
- 2) Buen servicio de entrega.
- 3) Óptima calidad del polímero.

Cumpliendo con estos tres puntos, o al menos, con dos de ellos, se puede competir con las empresas ya establecidas, de modo que no utilicen la capacidad total de sus plantas, evitando la saturación del mercado y así permitir la entrada a dicho mercado de una nueva planta productora de PVC.

II. LOCALIZACION DE LA PLANTA

Dentro del desarrollo de un proyecto, la localización de la planta es un factor muy importante, desde el punto de vista económico como para fines de comercialización.

Para realizar una buena localización dentro de la República Mexicana, se hará una elección primaria de algunos lugares, tomando en cuenta principalmente la disponibilidad de materia prima; esto debido a que el monómero cloruro de vinilo, que es la principal materia prima para el PVC, es muy tóxico y requiere de un manejo especial. A partir de lo anterior, se hará una elección sobre las alternativas escogidas.

El monómero es importado en un 60% por los puertos de Coatzacoalcos, Ver. y Cd. Madero, Tamps. y el 40% restante lo produce Petróleos Mexicanos en su complejo petroquímico de Pajaritos, Ver. por lo que se estudiarán dos alternativas posibles: Cd. Madero, Tamps. y Cosoleacaque, Ver.

Para hacer una buena elección entre estas alternativas, se tomarán en cuenta los factores de elección, se ponderarán tanto las alternativas como los factores y se tomará una decisión conforme a los resultados.

Factores a considerar:

F1 Disponibilidad de materia prima.

F2 Disponibilidad de servicios primarios.

F3 Costo de mano de obra.

F4 Calidad de mano de obra.

F5 Estímulos fiscales.

F6 Mercado.

Alternativas a analizar:

A1 Cd. Madero, Tamps.

A2 Cosoleacaque, Ver.

A continuación se presenta la ponderación de alternativas, o sea que, para cada factor, se le dan valores a cada alternativa de tal manera que la suma sea igual a la unidad.

Factores	A1	A2	Criterios
F1	0.2	0.8	A2 tiene mejor disponibilidad de materia prima, pues se encuentra a 35 km. de Coatzacoalcos, Ver. y a 45 km. de Pajaritos, Ver., donde se importa y produce, respectivamente, la materia prima.
F2	0.5	0.5	Prácticamente iguales, en las dos se reciben todos los servicios.

F3	0.6	0.4	Aunque no se puede escatimar en cuestión de salarios y prestaciones, debido a los problemas sociales que puede acarrear esta situación, los sueldos son un poco más bajos en A1, por lo que se le dá preferencia a esta alternativa.
F4	0.5	0.5	Prácticamente iguales, pues en las dos se cuenta con mano de obra calificada.
F5	0.5	0.5	Prácticamente iguales, pues las dos son zonas de prioridad IA, la mayor prioridad en cuanto a estímulos fiscales se refiere.
F6	0.55	0.45	Considerando que el producto se va a exportar por vía marítima, la preferencia por A1 está en que esta alternativa es un puerto y A2 está a 35 km. de Coatzacoalcos lo que aumenta el costo de la transportación en un porcentaje pequeño, comparado con el costo total de transporte.

Ahora se asignan valores a los factores:

Factor	X(i)	Criterio
F1	0.9	Muy importante. Pues de la materia prima depende la producción de la planta.
F2	0.9	Muy importante. Para el funcionamiento de la planta se requiere agua, luz, teléfono, etc.
F3	0.7	Importante. Pues el costo de mano de obra repercute en el costo del producto final y se espera que dicho costo sea bajo para poder competir en el mercado exterior.
F4	0.8	Importante. Si es deficiente puede alterar la calidad y el costo del producto.
F5	0.8	Importante. Pues aprovechando los estímulos del gobierno, puede bajar el costo de la inversión y de producción.
F6	0.7	Importante. Se debe tomar en cuenta la localización del mercado al que va dirigido el producto.

Una vez ponderados las alternativas y los factores, se determina la función factor para cada alternativa.

$$F = A(i)*X(i)$$

Factores	X(i)	A1	A1X(i)	A2	A2X(i)
F1	0.9	0.2	0.18	0.8	0.72
F2	0.9	0.5	0.45	0.5	0.45
F3	0.7	0.6	0.42	0.4	0.28
F4	0.8	0.5	0.40	0.5	0.40
F5	0.8	0.5	0.40	0.5	0.40
F6	0.7	0.55	0.385	0.45	0.315
			-----		-----
			2.235		2.565

Se puede observar en los resultados de la tabla anterior, que la función factor mayor, corresponde a la alternativa dos, es decir, a Cosoleacaque, Ver. y será en esa zona donde se ubicará la planta productora de PVC.

III. PROCESOS DE OBTENCION DEL PVC

Antes de definir los procesos industriales por los que se obtiene el PVC, se darán algunos conceptos importantes para una mejor comprensión de este estudio.

La polimerización es un proceso químico, natural o sintético, por medio del cual, se unen muchas moléculas de bajo peso molecular, denominadas monómeros, para formar polímeros.

Un polímero es una molécula muy grande, o macromolécula, constituido por muchas unidades repetitivas (monómeros).

Cuando una molécula esté constituida por dos o más tipos de unidades monómeras se le llama copolímero.

Los polímeros se obtienen básicamente por dos formas generales:

1.- Polimerización por adición. Las moléculas del monómero simplemente se juntan entre ellas. Casi siempre se lleva a cabo como una reacción en cadena.

2.- Polimerización por condensación. Las moléculas del monómero se combinan con pérdida de alguna molécula simple. Se realiza como una reacción en etapas.

La polimerización del monómero cloruro de vinilo, se lleva a cabo por radicales libres, que es una forma de polimerización por adición.

La reacción general para la producción del PVC es:



Una vez establecido lo anterior, se describen brevemente los cuatro procesos de obtención del cloruro de polivinilo a escala industrial.

1. Polimerización en emulsión.
2. Polimerización en suspensión.
3. Polimerización en masa.
4. Polimerización en solución.

1. Polimerización en emulsión. Es el proceso más antiguo de fabricación de PVC, desarrollado en 1929 por I. G. Farben-Industrie. El proceso de polimerización en emulsión puede realizarse en forma continua o discontinua, dependiendo de la estabilidad de la emulsión formada por las partículas de tamaño de 1 a 5 micras en la fase acuosa. El cloruro de vinilo se polimeriza en una emulsión acuosa usando dos agentes emulsificantes, uno de los cuales es soluble en la fase acuosa y el otro en el monómero. El polímero se aísla entonces, por cualquiera de dos métodos: coagulación y filtración o pasando el látex por el secador de pulverización.

Una fórmula general sería:

cloruro de vinilo	100	partes por peso
agua	200	
emulsificante	3	
iniciador	0.3	

Las partículas de resina extremadamente finas que resultan de esta polimerización, dan propiedades específicas, tales como una

excelente fuerza de fusión para formar sólidos rígidos y su habilidad para formar plastisoles.

2. Polimerización en suspensión. Las bases de este proceso fueron desarrolladas por Wacker-Chemie en 1935. La mayor parte del PVC que se produce en el mundo se fabrica con este proceso.

En la polimerización del cloruro de vinilo, se emplea agua como medio, y generalmente se usan el alcohol polivinílico y el peróxido de benzoilo como agente de suspensión y como iniciador, respectivamente.

Una fórmula general sería:

cloruro de vinilo	100	partes por peso
agua	200	
peróxido de benzoilo	0.1 - 0.2	
alcohol polivinílico	0.05- 0.1	

Todos los ingredientes son añadidos al reactor, excepto el monómero, luego se añade éste en forma líquida y se sella. Los reactivos se calientan a 50 °C aproximadamente, con agitación, y la presión sube hasta aproximadamente 7 atm. Esta temperatura se mantiene por 15 horas, después de las cuales, la presión empieza a bajar hasta 0.7 atm, lo que corresponde a una conversión del 90%. Después se saca el monómero residual y se recicla. Entonces, se descarga la pasta en una centrífuga donde se separa y se lava el polímero, por lo tanto se trata de un procedimiento discontinuo. Finalmente el polímero se seca en aire caliente a 100 °C y se criba para eliminar las partículas de mayor tamaño.

3. Polimerización en masa. Este proceso fue desarrollado por Pechiney Saint-Gobain Co. a escala en una planta piloto en 1942 y a escala industrial en 1956.

Es el proceso en el cual el cloruro de vinilo se polimeriza sin la adición de solvente, es decir el monómero se usa como medio de dispersión y transmisión de calor. Consiste simplemente en el calentamiento del monómero, en presencia de una pequeña cantidad de iniciador bajo un adecuado sistema de condensación o presión hasta que es llevada a cabo la conversión deseada.

Debido a que las reacciones de polimerización son exotérmicas, es decir, se desprende calor en grandes cantidades, la transferencia de calor es difícil y riesgosa, al no haber medio de dispersión. Es por esto que la polimerización se lleva a cabo en dos etapas.

El cloruro de vinilo conteniendo el iniciador se carga en un reactor pequeño provisto de un agitador de alta velocidad y la reacción se lleva a cabo a 50-70 °C. El polímero empieza a precipitar cuando se ha formado poco menos del 1% y la reacción continúa hasta una conversión del 10%, es entonces cuando todo el contenido se vacía a un segundo reactor y se añade más cloruro de vinilo.

Cuando la conversión alcanza el 20%, la masa polimerizada se encuentra como un polvo húmedo. Al 40% de conversión el monómero residual es absorbido completamente por el polímero, así la masa toma el aspecto de polvo seco. El segundo reactor es diseñado especialmente para prevenir aglomeración y proporcionar buen control de temperatura. Cuando se ha llegado a la conversión deseada

(80-90 %), el cloruro de vinilo residual es removido por vacío y el polímero entonces es descargado y cribado.

Una fórmula general sería:

cloruro de vinilo	100	partes
peróxido de benzofilo ó		
azobisisobutironitrilo	0.016	

4. Polimerización en solución. Al hablar de este proceso se debe aclarar que el PVC es insoluble en su monómero así como en los solventes más comunes. Por lo tanto hay que distinguir entre polimerización en solución real, sistemas en los que el monómero, el solvente añadido y el polímero están en solución realmente, y polimerización en pseudosolución, sistemas en los cuales el monómero está realmente en solución pero el polímero se separa como una fase crecida.

La polimerización en solución es el proceso en el cual el monómero cloruro de vinilo es diluido en un solvente y polimerizado por la adición de peróxido orgánico y se usa exclusivamente para copolímeros que contengan acetato de vinilo. El proceso básico incluye copolímeros conteniendo un 10-25 % de acetato de vinilo. La mezcla de monómeros se disuelve en un solvente como el n-butano o ciclohexano para formar una solución al 20% con un 0.5% de un peróxido orgánico como el peróxido láurico o peróxido de acetilbenzofilo como iniciador. La polimerización se lleva a cabo a 40 °C en un reactor con agitador.

La etapa en la cual el polímero empieza a precipitar depende del diluyente usado. Cuando se usa ciclohexano como solvente empieza

una precipitación granular al principio de la polimerización. El contenido del reactor se circula a través de un filtro prensa para remover el polímero y el filtrado se recircula. Se añaden más cantidades de comonómeros para mantener las concentraciones iniciales del cloruro de vinilo y de acetato de vinilo. También se mantiene la concentración del peróxido con adiciones disueltas en los monómeros.

El polímero se lava en el filtro prensa para remover los residuos de disolvente y cualquier traza de peróxido orgánico, el cual podría tener efectos perjudiciales en la estabilidad al calor. También se elimina cierta cantidad de cloruro de vinilo sin polimerizar del polímero lavando el fluido y luego se recupera por destilación fraccionada.

IV. SELECCION DEL PROCESO Y JUSTIFICACION

Como se mencionó anteriormente, existen cuatro procesos de producción de PVC a escala industrial: polimerización en emulsión, en suspensión, en masa y en solución. Para hacer una buena elección del proceso a seguir, será necesario comparar las ventajas, desventajas y características de los procesos del PVC producido por cada uno de ellos.

A continuación se muestran tablas de comparación de los cuatro procesos de polimerización de cloruro de vinilo.

TABLA 4.1 IGUALACION DE LA RESINA DE PVC A SU PROCESADO

	MASA	SUSPENSION	EMULSION	SOLUCION
Para los procesados de calandreo, extrusión, moldeo por soplado o moldeo por inyección	satisfactorio	satisfactorio	No recomendado debido al tamaño de partícula tan fino, la humedad de la mezcla plastificada y el nivel alto de emulsificantes.	No recomendado debido al bajo peso molecular de los polímeros característicos de baja absorción y dificultades de estabilización al calor

Debido al alto costo del solvente y de la recuperación del solvente, a la falta de control en el tamaño de partícula y a que no se recomienda para los procesados más comunes, la polimerización en solución queda eliminada como una posibilidad de fabricación de PVC

TABLA 4.2 COMO EL PROCESO DE POLIMERIZACION AFECTA LAS PROPIEDADES DEL PVC.

PROPIEDAD DEL POLIMERO	MASA	SUSPENSION	EMULSION	SOLUCION
Peso molecular (indicado por la viscosidad relativa -1% en ciclo-hexano a 25 oC)	1.7 a 3.0	1.6 a 3.1	2.05 a 3.1	1.3 a 2.0
Rango de tamaño de partícula (micras)	70 a 170 Muchos son controlados en el rango de 70 a 125.	44 a 400	AbaJo de 40 (Usualmente en el rango de 1 a 20 para las resinas de dispersión).	60 a 800 El tamaño de partícula normalmente no se controla para estos polímeros.
Costo	Bajo	Bajo	Moderado	Alto

Para los fines de este proyecto, además que dicho proceso se usa principalmente para la obtención de copolímeros y terpolímeros de alta calidad para usos especiales.

La tabla 4.3 sirve para comparar los tres procesos restantes.

TABLA 4.3 COMPARACION DE PROCESOS

MASA	SUSPENSION	EMULSION
El monómero se polimeriza tal cual, sin otro medio.	El monómero se suspende en otra fase líquida (agua), acompañado de aditivos suspensores y agitación fuerte.	El monómero es emulsificado en agua añadiendo surfactantes y agitación moderada.
Se usan iniciadores solubles en el monómero.	Usualmente se usan iniciadores solubles en el monómero.	Usualmente se usan iniciadores solubles en agua.

La dispersión del calor es difícil e incluye riesgo. A veces se controla evaporando el monómero.

El producto no necesita secarse.

El proceso de dos etapas mejorado permite el control del tamaño de partícula dentro de un pequeño rango.

La distribución del peso molecular es controlada menos fácilmente que por otros métodos.

El polímero está libre de materias extrañas. La estabilidad al calor, la estabilidad dinámica y la claridad son mejores que en polímeros producidos por otros métodos.

Buen procesado, adecuado para aplicaciones de polímero rígido, debido a su estabilidad al calor y dinámica buenas y a buena transparencia.

El calor se controla fácilmente disipándolo en el medio suspensor. Medidas de seguridad son menores que en el proceso de masa.

El producto se separa prontamente de la pasta y se seca fácilmente.

La porosidad, la forma y el tamaño de la partícula pueden controlarse fácilmente.

Buen control de la distribución del peso molecular.

El polímero tiene estabilidad al calor y claridad menores que el polímero de masa.

Buen procesado. Usado para propósitos generales, ej: en extrusión, calandreo moldeo y en compuestos de PVC grado eléctrico. Este proceso también puede usarse para resinas de tipo especializado.

El calor se controla fácilmente por el sistema acuoso, el cual actúa como agente de transmisión del calor. Las medidas de seguridad son pocas.

Se forma un látex de PVC. Para aislar la resina, se requiere la coagulación o el secador de pulverización. Los costos de secado son altos.

El tamaño de partícula puede controlarse fácilmente.

Buen control de la distribución del peso molecular.

Tiene poca estabilidad al calor debido al exceso de agentes emulsificantes.

Las partículas de resina extremadamente finas, dan propiedades específicas tales como excelente poder de fusión para formar sólidos rígidos y su capacidad para formar plastisoles. Esta última propiedad es un factor importante a favor de este proceso.

El proceso de polimerización en emulsión también es eliminado, pues, observando las tablas anteriores, se concluye que: 1) su costo es mayor que los costos de los procesos de suspensión y masa, debido principalmente al equipo de secado, 2) la resina tiene poca estabilidad al calor, la cual es una propiedad importante para el procesado y 3) no se recomienda el PVC de emulsión para los procesados de calandreo, extrusión, moldeo por soplado y moldeo por inyección, debido a su tamaño de partícula tan fino, al nivel alto de emulsificantes que contiene y a la humedad de la mezcla plastificada.

Los dos métodos restantes, suspensión y masa, se asemejan en algunas de sus características, sin embargo, el más conveniente para los fines de este proyecto es el proceso de polimerización en masa, debido a los factores siguientes que son los más importantes en este caso.

- 1) El costo del proceso es bajo, debido a que no hay equipo de secado, como en el método de suspensión.
- 2) Es el proceso más adecuado para producir PVC rígido, también puede fabricarse el polímero flexible.
- 3) La distribución del peso molecular se controla con un sistema de agitación adecuado.
- 4) El calor de la reacción se disipa satisfactoriamente con chaquetas de enfriamiento en el reactor y con condensadores del monómero cloruro de vinilo.
- 5) El PVC de masa, puede ser procesado por moldeo por soplado, moldeo por inyección, calandreo y extrusión, sin ninguna dificultad.

6) La calidad de la resina es mejor que en el proceso de suspensión debido a que no hay partículas extrañas, y se puede competir a nivel internacional con mayor seguridad.

V. DESCRIPCION DEL PROCESO

La polimerización en masa del monómero cloruro de vinilo, es el proceso más moderno y simple. La polimerización es por radicales libres y se lleva a cabo usando un iniciador soluble en el monómero para generar radicales libres. Generalmente se usan los iniciadores peróxido de benzofilo ($C_{14} H_{10} O_4$), y azobisisobutironitrilo ($C_8 H_{12} N_4$). Como el monómero cloruro de vinilo hierve a -13.8 °C la polimerización se efectúa bajo presión. El cloruro de polivinilo es insoluble en su monómero y precipita conforme se va formando.

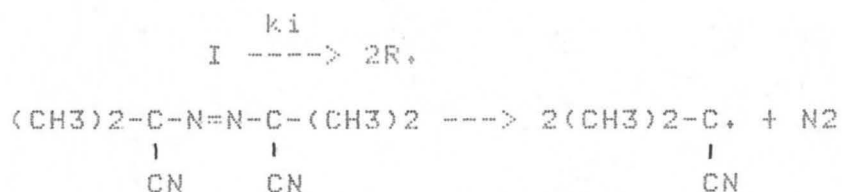
1. Mecanismo de polimerización.

El mecanismo de polimerización está constituido por tres etapas:

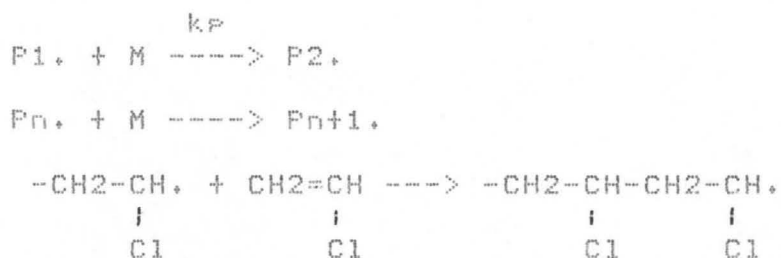
- 1) Iniciación
- 2) Propagación
- 3) Terminación

- 1) Iniciación. Formación de radicales libres por

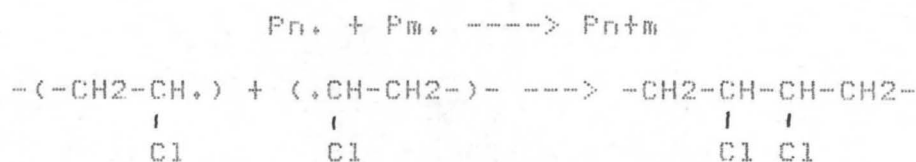
descomposición térmica de un iniciador soluble en el monómero. La reacción es:



2) Propagación. La acción de un radical sobre el doble enlace del monómero para formar un radical más grande, el cual reacciona con otra molécula de monómero, produciendo una reacción en cadena. La reacción es:



3) Terminación. El crecimiento del radical, se para por la interacción de dos radicales (combinación) generalmente de monómeros. La reacción es:



2. Proceso.

El proceso de polimerización en masa se lleva a cabo en dos etapas con el fin de controlar el tamaño de partícula y disipar más fácilmente el calor que se genera. La primera etapa llamada de prepolimerización, es la formación de la "semilla" en la fase líquida.

La segunda etapa, o polimerización, es el crecimiento de las partículas en una fase esencialmente pulverulenta.

Cada etapa del proceso se distribuye en reactores separados, debido a que las condiciones de agitación son diferentes en cada caso. Con el fin de explicar el proceso se hará referencia a la fig 5.1.

Prepolimerización.

La primera etapa, se efectúa en un medio líquido en un reactor vertical enfriado de acero inoxidable, provisto de un agitador tipo turbina y de cortacorrientes para evitar o minimizar la formación de un remolino (R1).

El prepolimerizador se alimenta de una mezcla de monómero fresco y reciclado; se añade el iniciador, que en este caso es azobisisobutironitrilo, debido a su mayor velocidad de formación de radicales libres con respecto al peróxido de benzoylo, luego se

asita a aproximadamente 100 ó 130 rpm. y se calienta rápidamente haciendo pasar vapor por la chaqueta de enfriamiento hasta alcanzar 70°C de temperatura y 11.23 atm de presión.

El polímero empieza a precipitar cuando se ha formado menos del 1% y la reacción continúa hasta una conversión de aproximadamente 10%. Dicha conversión no debe ser menor del 5% debido a que las semillas no son lo suficientemente fuertes para transportarse; ni mayor del 12%, pues el medio se vuelve muy viscoso y el sistema de agitación de turbina no funciona efectivamente.

La duración de esta etapa es corta, aproximadamente 20% del tiempo total.

Polimerización

La segunda etapa se efectúa en un reactor vertical de acero inoxidable, equipado con dos sistemas de agitación: un tornillo que va de arriba hacia abajo y un agitador en forma de ancla que funciona como un raspador en el fondo del reactor para evitar la sedimentación de las partículas (R2).

Antes de transferir el contenido del prepolimerizador por gravedad, se agrega una nueva cantidad de monómero al reactor.

Las condiciones del reactor son las mismas que en el

prepolimerizador, sólo que la velocidad de agitación es menor, aproximadamente de 30 a 50 rpm.

La reacción se lleva hasta un 85% de conversión. El tiempo necesario para alcanzar este grado de conversión es aproximadamente de 8 horas.

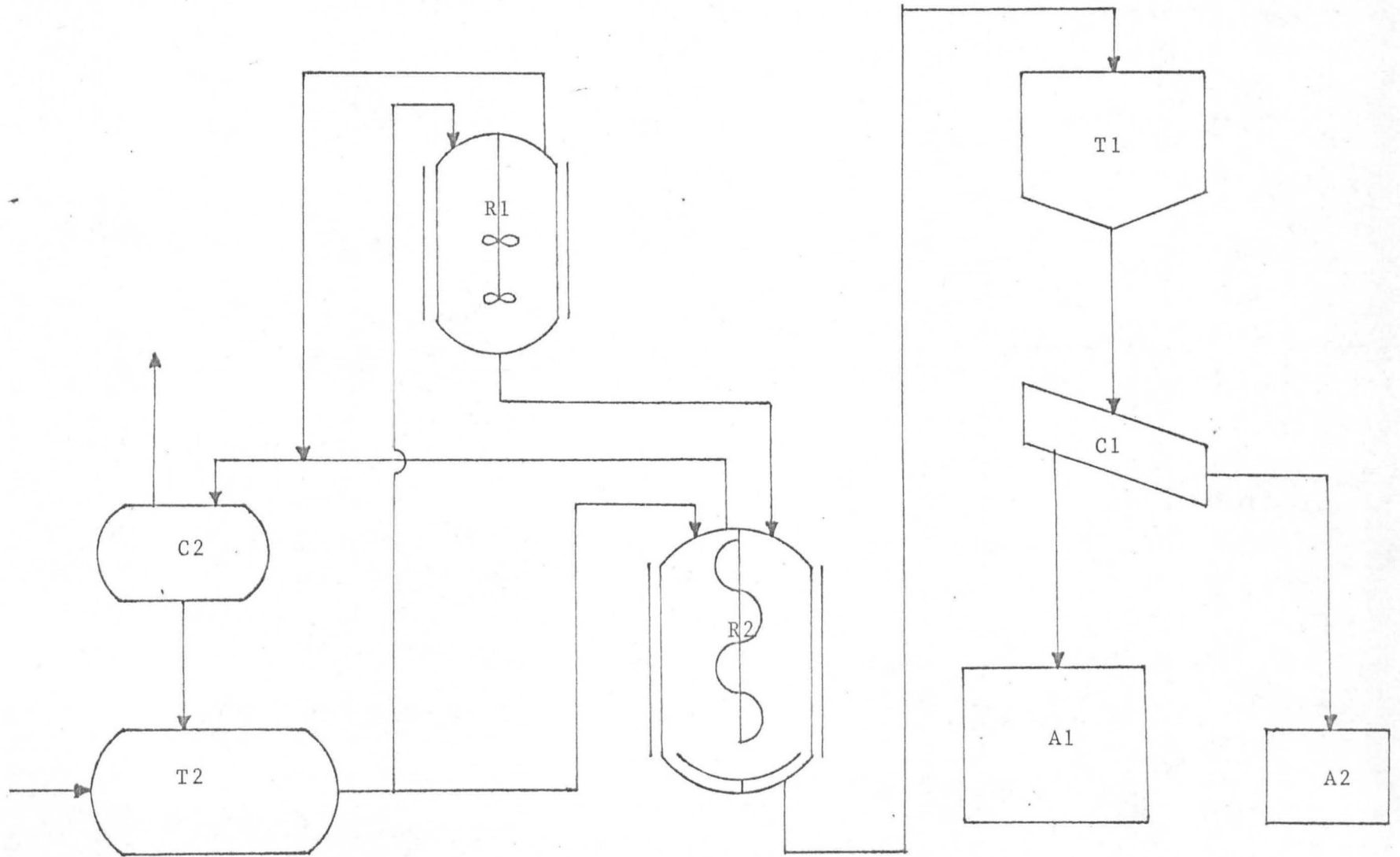
Clasificación

El polímero que se produce como polvo seco, en partículas de 100 y 150 micras de diámetro, se extrae del reactor y se transporta neumáticamente a una tolva (T1), para pasar después a una criba (C1), las partículas de tamaño normal se mandan a envasado y luego al almacén (A1). Las partículas de mayor tamaño, generalmente menos del 3% del total, se almacenan por separado (A2).

Recuperación del monómero

El monómero se recupera por gasificación, es decir, se hace vacío en el reactor para gasificar y extraer el cloruro de vinilo, se rompe el vacío con nitrógeno y se vuelve a hacer vacío para sacar el monómero residual. El cloruro de vinilo se lleva por medio de un compresor a un condensador (C2), antes de introducirlo al tanque de almacenamiento (T2) y usarlo de nuevo en otro ciclo.

Fig. 5.1 DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO DE POLIMERIZACION EN MASA DE PVC.



VI. BALANCE DE MATERIA

Se realizará un balance de materia en el proceso de polimerización en masa de PVC, para determinar las cantidades de materia prima necesarias en dicho proceso.

Como punto de partida se tomará la capacidad de producción de 10,000 toneladas por año de PVC.

Es conveniente mencionar los datos siguientes para poder establecer algunas ecuaciones algebraicas que faciliten el balance de materia.

1) El cloruro de vinilo que sale del tanque de almacenamiento, se designará con la letra D, el 50% de dicha cantidad se alimenta al prepolimerizador y el resto (50%) al polimerizador.

2) La conversión del cloruro de vinilo en el prepolimerizador es del 10%, y el monómero que se recircula es el 10% del alimentado.

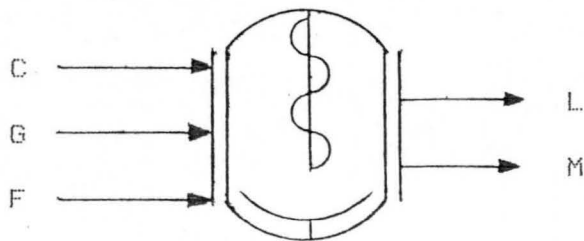
3) En el polimerizador la conversión del cloruro de vinilo alimentado (proveniente del prepolimerizador y del tanque de almacenamiento) es del 85%, recirculándose el monómero que no reaccionó.

4) En el condensador de monómero se recupera el 90% de lo que entra.

5) En los dos reactores se utiliza nitrógeno para mantener una atmósfera inerte. La cantidad de nitrógeno que se requiere

está dada por la relación $0.01\text{m}^3 \text{N}_2 / 1\text{kg PVC}$. Como el nitrógeno es un gas inerte, es decir, no reacciona con el monómero ni con el iniciador, no se considera en el balance de materia de los reactores.

1. BALANCE EN EL POLIMERIZADOR



Base: Producir 10,000 ton/año de PVC.

$$C + G + F = L + M$$

Donde:

C = masa del azobisisobutironitrilo alimentado.

G = masa del cloruro de polivinilo,
azobisisobutironitrilo y cloruro de vinilo,
provenientes del prepolimerizador.

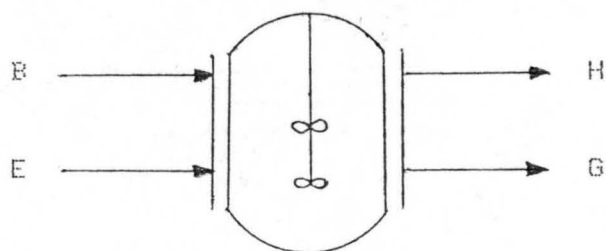
F = masa del cloruro de vinilo alimentado.

L = masa del cloruro de vinilo que se recircula.

M = masa del cloruro de polivinilo producto, con
azobisisobutironitrilo.

Para continuar con los cálculos, será necesario plantear el balance en el prepolimerizador.

2. BALANCE EN EL PREPOLIMERIZADOR



$$B + E = H + G$$

Donde:

B = masa del azobisisobutironitrilo alimentado.

E = masa del cloruro de vinilo alimentado.

H = masa del cloruro de vinilo que se recircula.

G = masa del cloruro de polivinilo,

azobisisobutironitrilo y cloruro de vinilo que se alimenta al polimerizador.

Una vez establecidos los datos anteriores, se establecen las ecuaciones siguientes para hacer los cálculos correspondientes.

Nota: los subíndices (1), (2) y (3), corresponden a cloruro de vinilo, cloruro de polivinilo y azobisisobutironitrilo, así como las siglas VCM, PVC y AIBN, respectivamente.

$$F = 0.5D \quad (1)$$

$$E = 0.5D \quad (2)$$

$$B = 0.00016E \quad (3)$$

$$C = 0.00016(G(1) + F) - 0.00016E \quad (4)$$

$$G(1) = 0.8E = (0.8)(0.5)D = (0.4)D \quad (5)$$

$$G(2) = 0.1E = (0.1)(0.5)D = (0.05)D \quad (6)$$

$$G(3) = B = 0.00008D \quad (7)$$

$$M(2) = 0.85(G(1) + F) + G(2) = 10,000 \text{ ton/año} \quad (8)$$

$$G = G(1) + G(2) + G(3) = 0.45008D \quad (9)$$

$$M(3) = B + C = 0.000144D \quad (10)$$

$$M = M(3) + M(2) = 0.000144D + 10,000 \text{ ton/año} \quad (11)$$

Sustituyendo las ecuaciones (1), (5) y (6) en (8), es posible calcular el valor de D.

$$M(2) = 0.85[(0.4)D + (0.5)D] + (0.05)D$$

$$M(2) = (0.815)D = 10,000 \text{ ton/año}$$

$$D = 12,269.938 \text{ ton/año}$$

Con este dato se calculan los valores de C, G, F y M para hacer el balance en el Polimerizador.

$$C = 0.000064D = 0.7852 \text{ ton/año}$$

$$G = 0.45008D = 5,522.4536 \text{ ton/año}$$

$$F = 0.5D = 6,134.969 \text{ ton/año}$$

$$M(3) = 0.000144D = 1.7668 \text{ ton/año}$$

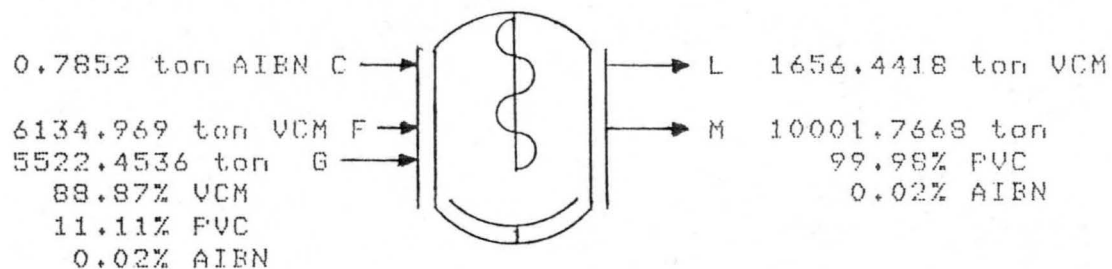
$$M = 10,001.7668 \text{ ton/año}$$

De la ecuación establecida para el balance en el Polimerizador se obtiene:

$$L = C + G + F - M$$

$$L = 1,656.4418 \text{ ton/año}$$

Balace total en el Polimerizador



Ahora se calculan los valores de E y B, y con la ecuación para el balance en el prepolimerizador se obtiene el valor de H.

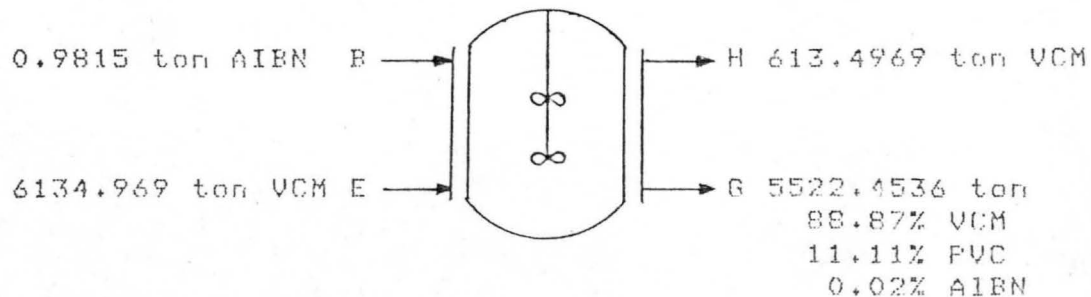
$$E = 0.5D = 6,134.969 \text{ ton/año}$$

$$B = 0.00016E = 0.9815 \text{ ton/año}$$

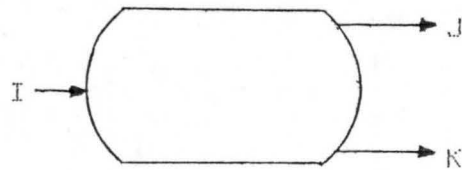
$$H = B + E - G$$

$$H = 613.4969 \text{ ton/año}$$

Balace total en el prepolimerizador



3. BALANCE EN EL CONDENSADOR



$$I = J + K$$

Donde:

I = masa de cloruro de vinilo proveniente del prepolimerizador y del polimerizador.

J = masa de cloruro de vinilo que no se condensa.

K = masa de cloruro de vinilo condensado.

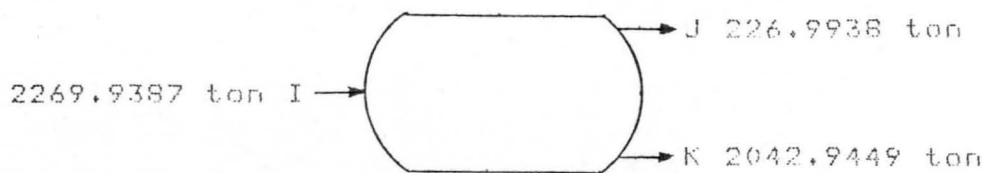
Se calculan los valores de I y J, para que después, con la ecuación del balance del condensador se determina el valor de K.

$$I = L + H = 2,269.9387 \text{ ton/año}$$

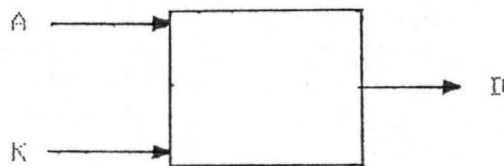
$$J = 0.1I = 226.9938 \text{ ton/año}$$

$$K = I - J = 2,042.9449 \text{ ton/año}$$

Balance total en el condensador



4. BALANCE EN EL TANQUE DE ALMACENAMIENTO



$$A + K = D$$

Donde:

A = masa de cloruro de vinilo que se carga.

K = masa de cloruro de vinilo proveniente del condensador.

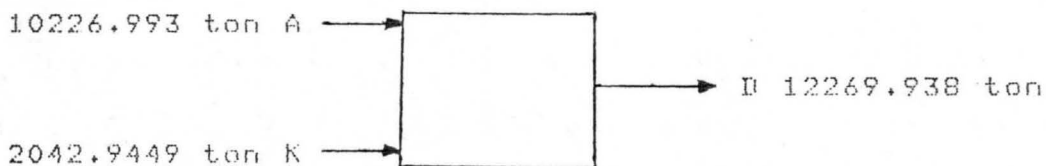
D = masa de cloruro de vinilo que alimenta al
prepolimerizador y al polimerizador.

Con los valores de K y D, se calcula A.

$$A = D - K$$

$$A = 10,226.993 \text{ ton/año}$$

Balance total en el tanque de almacenamiento.

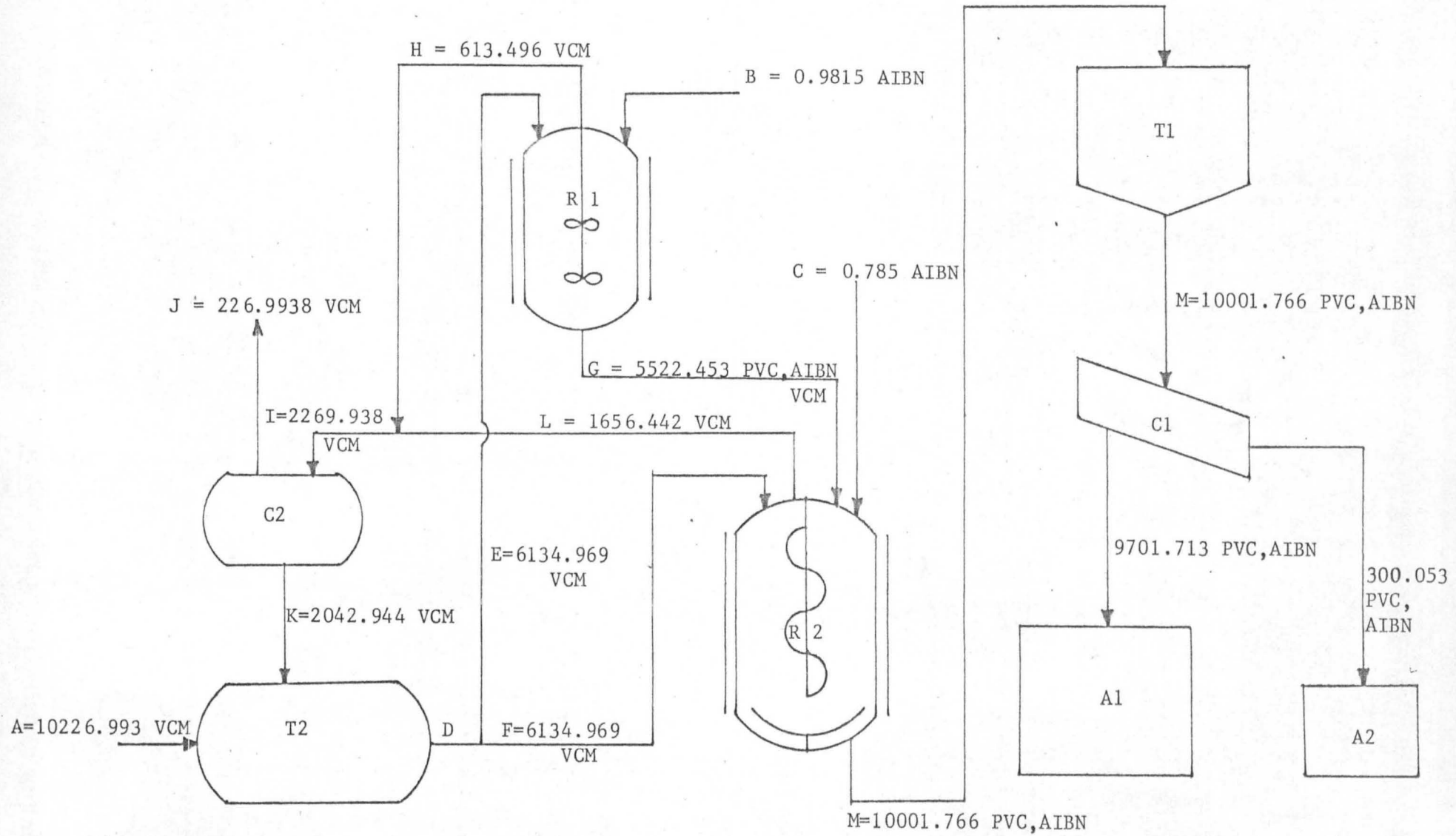


La eficiencia total del sistema es:

$$E_f = (10000 \text{ ton PVC} / 10226.993 \text{ ton VCM}) * 100 = 97.78 \%$$

En la fis. 6.1 se puede apreciar el balance de materia en todo el sistema.

Fig. 6.1 BALANCE DE MATERIA DEL PROCESO DE POLIMERIZACION EN MASA DE PVC.
Base: 10000 ton PVC/año.



74 NOTA: las cantidades están expresadas en ton/año.

VII. BALANCE DE ENERGIA

1. BALANCE EN EL PREPOLIMERIZADOR

Los datos siguientes se obtuvieron del balance de materia, considerando que se trabajará 313 días en un año.

Alimentación	Kg/día	mol-kg/día
cloruro de vinilo	19600.539	313.6036
azobisisobutironitrilo	3.135	0.0191
nitrógeno	218.937	7.8147
Salida		
cloruro de vinilo	15680.4319	250.8828
azobisisobutironitrilo	3.1357	0.0191
cloruro de polivinilo	1960.0539	0.0313
cloruro de vinilo (sas)	1960.0539	31.3608
nitrógeno	218.937	7.8147

Base: un día

Temperatura de referencia: 25 °C

Reacción:



Calor total (Q) = $\Delta H_o + \Delta H_p - \Delta H_r$

Donde:

ΔH_o = calor de reacción a 25 °C.

ΔH_p = suma de las entalpías de todos los componentes que salen de la reacción, referidos al estado de referencia.

ΔH_r = suma de las entalpías de todos los componentes que entran en la reacción, referidas al estado de referencia.

Los reactivos entran a 30 °C; la reacción se lleva a cabo a 70 °C y los productos salen a esta última temperatura.

Las capacidades caloríficas que se usarán son:

C_p VCM liq. = 20.93 kcal/mol-kg °C a 30 °C

C_p VCM liq. = 23.97 kcal/mol-kg °C a 70 °C

C_p VCM sas = $2.401 + 4.27 \times 10^{-2}T - 2.751 \times 10^{-5}T^2$ cal/mol-grK

$$C_p \text{ AIBN} = 66.8 \text{ kcal/mol-ks } ^\circ\text{C}$$

$$C_p \text{ N}_2 = 6.92 + 0.00136T - 0.0227 \times 10^{-5} T^2 \text{ cal/mol-sr } ^\circ\text{C}$$

$$C_p \text{ PVC} = 0.28 \text{ kcal/ks } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta H_r = \Delta H_{\text{VCM}} + \Delta H_{\text{AIBN}} + \Delta H_{\text{N}_2}$$

$$\Delta H_{\text{VCM}} = n C_p \Delta T$$

$$= (313.6036 \text{ mol-ks})(20.93 \text{ kcal/mol-ks } ^\circ\text{C})(30-25)^\circ\text{C}$$

$$= 32818.6 \text{ kcal}$$

$$\Delta H_{\text{AIBN}} = (0.0191 \text{ mol-ks})(66.8 \text{ cal/mol-ks } ^\circ\text{C})(30-25)^\circ\text{C}$$

$$= 6.38 \text{ kcal}$$

$$\Delta H_{\text{N}_2} = n \int C_p dT$$

$$= 7814.7 (6.92T + (0.00136T^2 / 2) - (0.0227 \times 10^{-5} T^3 / 3))$$

$$= \text{mol-sr (cal/mol-sr } ^\circ\text{C)}$$

$$= 271.843 \text{ Kcal.}$$

$$\Delta H_r = (32818.6 + 6.38 + 271.843) \text{ kcal}$$

$$= 33096.82 \text{ kcal}$$

$$\Delta H_p = \Delta H_{\text{VCM}} + \Delta H_{\text{AIBN}} + \Delta H_{\text{PVC}} + \Delta H_{\text{VCM(g)}} + \Delta H_{\text{N}_2}$$

$$\Delta H_{\text{VCM}} = n C_p \Delta T$$

$$= (250.8828 \text{ mol-ks})(23.97 \text{ kcal/mol-ks } ^\circ\text{C})(70-25)^\circ\text{C}$$

$$= 270614.73 \text{ kcal}$$

$$\Delta H_{\text{AIBN}} = (0.0191 \text{ mol-ks})(66.8 \text{ kcal/mol-ks } ^\circ\text{C})(70-25)^\circ\text{C}$$

$$= 57.414 \text{ kcal}$$

$$\Delta H_{\text{PVC}} = m C_p \Delta T$$

$$= (1960.0539 \text{ ks})(0.28 \text{ kcal/ks } ^\circ\text{C})(70-25)^\circ\text{C}$$

$$= 24696.679 \text{ kcal}$$

$$\Delta H_{\text{VCM(g)}} = n \int C_p dT$$

$$= 31360.8 [(2.401T + 4.27 \times 10^{-2} T^2 / 2) - (2.751 \times 10^{-5} T^3 / 3)]$$

$$= \text{mol-sr (cal/mol-sr } ^\circ\text{K)}$$

$$= 18707.143 \text{ kcal}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{N2} &= n \int C_P dT \\ &= 7814.7 (6.92T + (0.00136T^2 / 2) - (0.0227 \times 10^{-5} T^3 / 3)) \\ &= \text{mol-sr (cal/mol-sr } ^\circ\text{C)} \\ &= 2456.021 \text{ kcal.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_P &= (270614.73 + 57.414 + 24696.679 + 18707.143 + 2456.021) \text{ kcal} \\ &= 316531.98 \text{ kcal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_o &= -25.3 \text{ kcal/mol-sr (313603.6 mol-sr) (0.10)} \\ &= -793417.1 \text{ kcal} \end{aligned}$$

$$Q = -793417.1 + 316531.98 - 33096.82$$

$$Q = -509981.94 \text{ kcal}$$

2. BALANCE EN EL POLIMERIZADOR

Del balance de materia se tiene:

Alimentación	Kg/día	mol-Kg/día
cloruro de vinilo (fresco)	19,600.539	313.6036
azobisisobutironitrilo (fresco)	2.5088	0.0152
cloruro de polivinilo	1,960.0539	0.0313
cloruro de vinilo	15,680.4319	250.8828
azobisisobutironitrilo	3.1357	0.0191
nitrógeno	3,568.690	127.3804

Salida

cloruro de vinilo	5,292.1463	84.6729
azobisisobutironitrilo	5.6447	0.0343
cloruro de polivinilo	31,948.881	0.6389
nitrógeno	3,568.690	127.3804

El cloruro de vinilo y el azobisisobutironitrilo frescos, así como el nitrógeno entran a 30 °C y los demás reactivos entran a 70 °C; como la reacción se lleva a cabo a 70 °C, a esta temperatura salen los productos. Se usará la misma ecuación y los

mismos datos de capacidades caloríficas que para el
Prepolimerizador.

$$Q = AH_o + AH_p - AH_r$$

AH_r

$$AH_{VCM(fresco)} = n C_p \Delta T$$

$$= (313.6036 \text{ mol-ks})(20.93 \text{ kcal/mol-ks } ^\circ\text{C})(30-25)^\circ\text{C}$$

$$= 32818.616 \text{ kcal}$$

$$AH_{AIBN(fresco)} = (0.0152 \text{ mol-ks})(66.8 \text{ kcal/mol-ks } ^\circ\text{C})(30-25)^\circ\text{C}$$

$$= 5.076 \text{ kcal}$$

$$AH_{PVC} = m C_p \Delta T$$

$$= (1960.0539 \text{ ks})(0.28 \text{ kcal/ks } ^\circ\text{C})(30-25)^\circ\text{C}$$

$$= 2744.075 \text{ kcal}$$

$$AH_{VCM} = (250.8828 \text{ mol-ks})(23.97 \text{ kcal/mol-ks } ^\circ\text{C})(70-25)^\circ\text{C}$$

$$= 270614.73 \text{ kcal}$$

$$AH_{AIBN} = (0.0191 \text{ mol-ks})(66.8 \text{ kcal/mol-ks } ^\circ\text{C})(70-25)^\circ\text{C}$$

$$= 57.414 \text{ kcal}$$

$$AH_{N_2} = n \int C_p dT$$

$$= 127380.4 [6.92T + (0.00136T^2 / 2) - (0.0227 \times 10^{-5} T^3 / 3)]$$

$$= \text{mol-sr (cal/mol-sr } ^\circ\text{C)}$$

$$= 4431.072 \text{ kcal.}$$

$$AH_r = (32818.616 + 5.076 + 2744.075 + 270614.73 + 57.414 + 4431.072)$$

$$= 310670.98 \text{ kcal}$$

AH_p

$$AH_{VCM} = n \int C_p dT$$

$$= 84.6729 [(2.401T) + (4.27 \times 10^{-2} T^2 / 2) - (2.751 \times 10^{-5} T^3 / 3)]$$

$$= \text{mol-ks (kcal/mol-ks } ^\circ\text{K)}$$

$$= 50508.536 \text{ kcal}$$

$$\begin{aligned} \text{AH AIBN} &= (0.0343 \text{ mol-ks})(66.8 \text{ kcal/mol-ks}^\circ\text{C})(70-25)^\circ\text{C} \\ &= 103.105 \text{ kcal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{AH PVC} &= 31948.881 \text{ ks} (0.28 \text{ kcal/ks}^\circ\text{C})(70-25)^\circ\text{C} \\ &= 402555.9 \text{ kcal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{AH N}_2 &= n \int C_P dT \\ &= 127380.4 (6.92T + (0.00136T^2 / 2) - (0.0227 \times 10^{-5} T^3 / 3)) \\ &= \text{mol-sr} (\text{cal/mol-sr}^\circ\text{C}) \\ &= 40033.395 \text{ kcal.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{AH}_P &= (50508.536 + 103.105 + 402555.9 + 40033.395) \text{ kcal} \\ &= 493200.93 \text{ kcal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{AH}_O &= -25.3 \text{ kcal/mol-sr} (564486.4 \text{ mol-sr})(0.85) \\ &= -12139280 \text{ kcal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q &= (-12139280 + 493200.93 - 310670.98) \text{ kcal} \\ &= -11956750 \text{ kcal} \end{aligned}$$

3. BALANCE EN EL CONDENSADOR DE MONOMERO

El calor que se genera en el condensador está dado por:

$$Q = \text{AHc} F Y$$

Donde:

Q = calor total en el condensador

AHc = calor latente de condensación

F = cantidad de cloruro de vinilo alimentado

Y = fracción que se condensa

Base: un día

$$\begin{aligned} Q &= \text{AHc} F Y \\ &= (-5.25 \text{ kcal/mol-sr})(116035 \text{ mol-sr})(0.9) \\ &= -548265.37 \text{ kcal} \end{aligned}$$

VIII. DESCRIPCION Y CALCULO DEL EQUIPO

Para determinar el tipo y magnitud del equipo necesario en el proceso de Polimerización en masa, se realizarán los cálculos necesarios y se hará un listado del equipo más importante.

Primero se determinará el volumen de cada reactor usando la ecuación de capacidad de un reactor discontinuo:

$$-d[M]/dtV = NX/t \quad (8.1)$$

Donde:

N = moles de cloruro de vinilo que se cargan al reactor.

X = conversión fraccional.

t = tiempo medio de residencia en seg.

$-d[M]/dt$ = velocidad de reacción en mol-gr/lit seg.

V = volumen del reactor en lit.

La velocidad de reacción se obtiene de la siguiente forma:

1. Cinética de la Polimerización.

La polimerización del cloruro de vinilo empieza con la disociación del iniciador, la cual, es una reacción de primer orden, es decir:

$$-d[I]/dt = K_d[I] \quad (8.2)$$

Por cada molécula de iniciador, se forman dos radicales

$$d[R.] / dt = 2K_d[I] \quad (8.3)$$

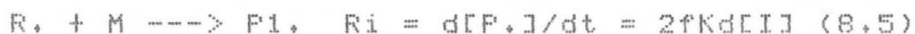
como parte de los radicales se recombinan antes de que se difundan

y estén disponibles para la polimerización, es necesario agregar un factor de rendimiento de los radicales, f , para obtener así, finalmente la velocidad con que se inician las cadenas de polímero, R_i :

$$R_i = d[P_n]/dt = 2fk_d[I] \quad (8.4)$$

Resumen de la reacción de polimerización por radicales libres.

Iniciación



Propagación



Terminación



Como para resolver estas ecuaciones se necesita un proceso matemático muy complicado, se hacen las suposiciones siguientes para facilitar su solución:

i) Las constantes de velocidad de propagación de la cadena k_p , así como de la terminación, k_t , son independientes de la longitud de la cadena.

ii) El consumo de monómero en la iniciación es despreciable, con respecto al consumo originado en la propagación. Esto es cierto para una cadena de más de 100 monómeros. Entonces:

$$-d[M]/dt = R_p = R_r \quad (8.8)$$

R_r = velocidad de reacción.

iii) Con las condiciones del estado estacionario de Bodenstein, se cumple que $R_i = R_t$; entonces se tiene

$$2fk_d[I] = k_t[P.]^2 \quad (8.9)$$

$$(R_i/k_t)^{0.5} = [P.] \quad (8.10)$$

Combinando las ecuaciones 8.5, 8.6, 8.8, y 8.10 se obtiene:

$$R_r = -d[M]/dt = k_p k_t^{-0.5} (2fk_d[I])^{0.5} [M] \quad (8.11)$$

Donde:

$[M]$ = concentración de cloruro de vinilo

$[I]$ = concentración de azobisisobutironitrilo

k_d = constante de velocidad de disociación

Substituyendo la ecuación 8.11 en la 8.1 se puede obtener la capacidad del reactor.

$$k_p k_t^{-0.5} [(2fk_d[I])]^{0.5} [M]V = NX/t \quad (8.12)$$

$$V = NX / t [M] k_p k_t^{-0.5} (2fk_d[I])^{0.5}$$

2. Prepolimerizador.

Para el caso del prepolimerizador, se tiene de bibliografía (cfr. 6,16) lo siguiente:

$$k_p = 12300 \text{ lt/mol-sr ses.}$$

$$Kt = 2300 \times 10^{-7} \text{ lt/mol-sr ses.}$$

$$f = 0.77$$

$$Kd = 1.5 \times 10^{-6} \text{ /ses.}$$

$$[I] = 0.06 \text{ mol-sr/lt.}$$

$$\begin{aligned} [M] &= @/PM = (890.9 \text{ sr/lt}) / (62.5 \text{ sr/mol-sr}) \\ &= 14.25 \text{ mol-sr/lt.} \end{aligned}$$

Substituyendo los datos anteriores en el lado izquierdo de la ecuación 8.12, se tiene:

$$(0.0004303 \text{ mol-sr/lt ses}) V = NX/t \quad (8.13)$$

Considerando que se harán cuatro cargas al día en un mismo reactor (ver fig. 8.1), se calcula el volumen con lo siguiente:

$$N = (313603.6 \text{ mol-sr}) / 4 = 78400.9 \text{ mol-sr.}$$

$$X = 0.10$$

$$t = 7200 \text{ ses.}$$

$$V = [(78400.9)(0.10)] / [(7200)(0.0004303)]$$

$$= [(\text{mol-sr})] / [(\text{ses})(\text{mol-sr/lt ses})]$$

$$V = 2530 \text{ lt.}$$

De acuerdo con la manufactura de reactores estándares (ver apéndice), se decidió que el reactor tendría las siguientes dimensiones:

$$\text{capacidad} = 750 \text{ gal}$$

$$\text{diámetro externo} = 1.524 \text{ m}$$

$$\text{altura} = 1.524 \text{ m}$$

$$\text{área de transferencia de calor} = 8.64 \text{ m}^2$$

$$\text{capacidad máxima de llenado} = 3054.5 \text{ lt}$$

La cantidad de agua que se necesita circular en la chaqueta

del prepolimerizador, se calcula con la siguiente ecuación:

$$(N/t)C_p(T_r - T_o) + UA(T_r - T_i) = -AH_oNX/t \quad (8.14)$$

Donde:

C_p = capacidad calorífica del cloruro de vinilo

T_r = temperatura de la reacción

T_o = temperatura de entrada del cloruro de vinilo

U = coeficiente global de transmisión de calor

A = área de transferencia de calor

T_i = temperatura del agua en la entrada

AH_o = calor de reacción a 25°C

Las otras variables estén descritas en la ecuación 8.1.

Base: una carga.

$$\begin{aligned} UA(T_r - T_i) &= (25.3)(78400.9/7200)(0.10) \\ &\quad - (78400.9/7200)(0.02093)(70-30) \\ &= (\text{kcal/mol-sr})(\text{mol-sr/ses}) \\ &\quad - (\text{mol-sr/ses})(\text{kcal/mol-sr } ^\circ\text{C})(^\circ\text{C}) \end{aligned}$$

$$UA(T_r - T_i) = 18.43 \text{ kcal/ses}$$

$$U = (18.43) / [8.64 / (70-25)]$$

$$U = 0.047 \text{ kcal/ses m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$UA(T_r - T_i) = mC_p(T_2 - T_i) \quad (\text{del agua})$$

$$m = 18.43 / (1)(50 - 25)$$

$$= (\text{kcal/ses}) / [(\text{kcal/ks } ^\circ\text{C})(^\circ\text{C})]$$

$$m = 0.737 \text{ ks/ses} = 0.737 \text{ lt/ses}$$

3. Polimerizador.

Para calcular el tamaño del polimerizador, se parte de la ecuación 8.13, pues los datos son los mismos que los del prepolimerizador, a excepción de N, X y t, que en este caso toman los valores siguientes:

$$N = (564486,4 \text{ mol-sr})/4 = 141121,6 \text{ mol-sr}$$

$$X = 0,85$$

$$t = 28800 \text{ seg.}$$

Entonces, se tiene:

$$V = [(141121,6)(0,85)]/[(28800)(0,0004303)]$$

$$= (\text{mol-sr})/[(\text{seg})(\text{mol-sr/lt seg})]$$

$$V = 9679 \text{ lt.}$$

De acuerdo con la fabricación de reactores estándares (ver apéndice), y con el fin de hacer cuatro cargas al día, se tomarán tres reactores con las siguientes características:

$$\text{capacidad} = 2500 \text{ gal}$$

$$\text{diámetro externo} = 2,134 \text{ m}$$

$$\text{altura} = 2,667 \text{ m}$$

$$\text{área de transferencia de calor} = 19,42 \text{ m}^2$$

$$\text{capacidad máxima de llenado} = 10431,5 \text{ lt.}$$

Para determinar la cantidad de agua a circular en la chaqueta de cada uno de los polimerizadores, se sigue el mismo procedimiento que para el prepolimerizador a partir de la ecuación 8.14.

Base: una carga.

$$\begin{aligned}
 UA(T_r - T_i) &= 25.3(141121.6/28800)(0.85) \\
 &\quad - (78400.9/28800)(0.02093)(70-30) \\
 &= (\text{kcal/mol-sr})(\text{mol-sr/ses}) \\
 &\quad - (\text{mol-sr/ses})(\text{kcal/mol-sr } ^\circ\text{C})(^\circ\text{C})
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 UA(T_r - T_i) &= 103.09 \text{ kcal/ses} \\
 U &= (103.9)/(19.42)(70-25) \\
 &= 0.117 \text{ kcal/ses m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 UA(T_r - T_i) &= m C_p (T_2 - T_1) \\
 m &= 103.09/(1)(50-25) \\
 &= (\text{kcal/ses})/[(\text{kcal/ks } ^\circ\text{C})(^\circ\text{C})] \\
 m &= 4.12 \text{ ks/ses} = 4.12 \text{ lt/ses}
 \end{aligned}$$

Los condensadores colocados en la parte superior de cada reactor (prepolimerizador y polimerizador) son del tipo de reflujo, el monómero entra y sale a la misma temperatura, 70°C, y se usa agua a 25°C para enfriar.

La cantidad de agua requerida por el condensador para una carga del prepolimerizador está dada por:

$$Q = AH_c m_v = m C_p (T_2 - T_1) \quad (8.15)$$

Donde:

AH_c = calor latente de condensación

m_v = cantidad de cloruro de vinilo que se condensa

m = cantidad de agua que se requiere

C_p = capacidad calorífica del agua

T_2 = temperatura del agua de salida

T_1 = temperatura del agua de entrada

Entonces:

$$\begin{aligned}m &= AHc_{mv} / [C_p(T_2 - T_1)] \\ &= (5.25)(7840) / [(1)(50 - 25)] \\ &= (\text{kcal/molgr})(\text{molgr/hr}) / [(\text{kcal/ksOC})\text{oC}] \\ m &= 1646.4 \text{ ks/hr} = 0.46 \text{ lt/seg.}\end{aligned}$$

Y el área de transferencia de calor que se requiere, se calcula con la siguiente ecuación:

$$\begin{aligned}Q &= U A \Delta T_{lm} \\ A &= [Q / (U(T_2 - T_1))] [\ln[(T_3 - T_1) / (T_3 - T_2)]] \quad (8.16)\end{aligned}$$

Donde:

- A = área de transferencia de calor
- U = coeficiente global de transmisión de calor
- T₃ = temperatura del cloruro de vinilo
- Q = calor que se genera

Entonces:

$$\begin{aligned}A &= [41160 / (488(50 - 25))] [\ln[(70 - 25) / (70 - 50)]] \\ &= (\text{kcal/hr}) / [(\text{kcal/hr m}^2 \text{ oC})(\text{oC})] \\ A &= 2.73 \text{ m}^2\end{aligned}$$

La cantidad de agua requerida por el condensador para una carga del polimerizador está dada por la ecuación 8.15, entonces:

$$\begin{aligned}m &= AHc_{mv} / [C_p(T_2 - T_1)] \\ &= [(5.25)(3528)] / [(1)(50 - 25)] \\ &= [(\text{kcal/molgr})(\text{molgr/hr})] / [(\text{kcal/ksOC})\text{oC}] \\ m &= 740.88 \text{ ks/hr} = 0.206 \text{ lt/seg}\end{aligned}$$

Y el área de transferencia de calor que se requiere, se calcula con la ecuación 8.16

$$A = [18522 / (488(50-25))] [\ln[(70-25)/(70-50)]]$$

$$= (\text{kcal/hr}) / [(\text{kcal/hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C})(^\circ\text{C})]$$

$$A = 1.23 \text{ m}^2$$

4. Condensador de monómero.

El área de transferencia de calor requerida está dada por una modificación de la ecuación 8.16

$$A = \frac{Q \ln[(T_3 - T_2)/(T_4 - T_1)]}{U [(T_3 - T_2) - (T_4 - T_1)]}$$

Donde T_3 y T_4 son las temperaturas de entrada y de salida del monómero respectivamente.

$$A = \frac{54826 \ln[(121.3-60)/(30-25)]}{488 [(121.3-60) - (30-25)]}$$

$$= (\text{kcal/hr}) / [(\text{kcal/hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C})(^\circ\text{C})]$$

$$A = 5 \text{ m}^2$$

El agua que se necesita se obtiene por la ecuación 8.15.

$$m = \frac{(5.25)(10443)}{(1)(70-25)}$$

$$= \frac{[(\text{kcal/molgr})(\text{molgr/hr})]}{[(\text{kcal/kg}^\circ\text{C})(^\circ\text{C})]}$$

$$m = 1566.45 \text{ kg/hr} = 0.435 \text{ lt/seg.}$$

5. Descripción y costo finales.

Una vez realizados los cálculos anteriores, a continuación se da un listado del equipo de mayor importancia en el proceso:

a) Tres tanques de acero inoxidable para almacenar cloruro de vinilo, con capacidad de 45000 lts. Su costo es de \$7'292,000.00 cada uno.

b) Un reactor de acero inoxidable, enchaquetado, con agitador

de turbina y un condensador en la parte superior. Su costo se estima en \$38'076,000.00. Sus dimensiones son:

Capacidad: 750 gal.

Diámetro externo: 1.524 m.

Altura: 1.524 m.

c) Tres reactores de acero inoxidable, enchaquetados, con agitador de tornillo y un condensador en la parte superior de cada uno. El costo por unidad se estima en \$100'500,000.00. Sus dimensiones son:

Capacidad: 2500 gal.

Diámetro externo: 2.134 m.

Altura: 2.667 m.

d) Un condensador de acero inoxidable con una área de transferencia de calor de 5.72 m². Su costo se estima en \$4'500,000.00.

e) Dos tanques con fondo cónico de acero inoxidable para recibir el PVC, de 20000 ks. de capacidad, con un costo de \$1'000,000.00, cada uno.

f) Una criba de acero al carbón, de capacidad 1800 ks/hr, malla No. 100, según escala de Tyler, su costo es de \$1'870,000.00.

g) Tres tanques de almacenamiento para PVC de acero al carbón, con una capacidad de 32000 ks, con un costo de \$900,000.00.

h) Un tanque de almacenamiento para PVC de acero al carbón, con una capacidad de 5000 ks con un costo de \$200,000.00.

i) Dos compresores con una potencia de 20 y 25 Hp y presión

de 125 y 175 lb/puls², respectivamente. Sus costos son de \$1'560,000.00 y \$1'550,000.00.

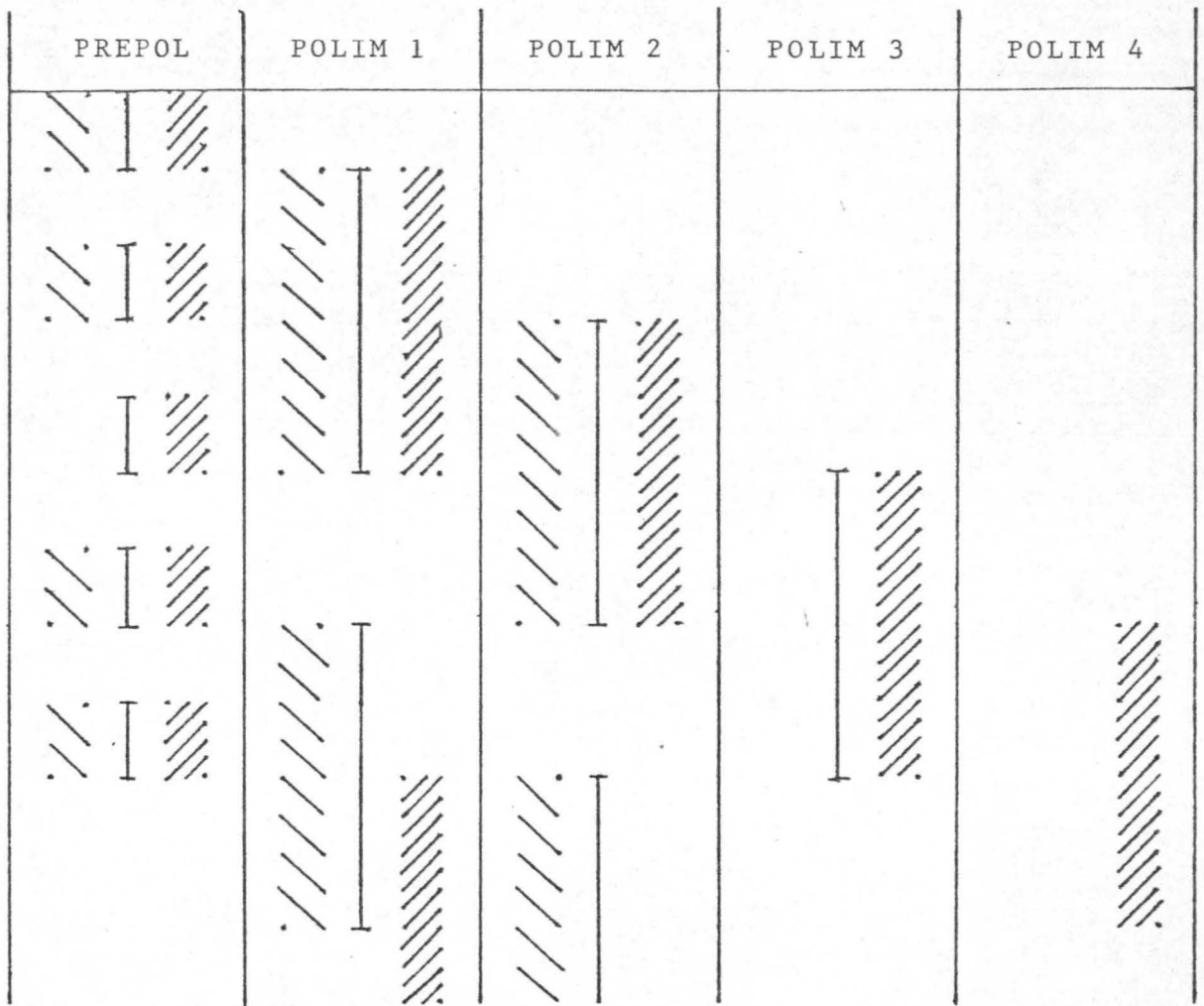
j) Un sistema de transportación neumática para el PVC, correspondiente a una velocidad de aire de 8500 pies/min y un flujo de 10000 lb/hr; el sistema incluye motor de 25 HP, ventilador y receptor ciclónico, con un costo total de \$10'453,000.00.

k) Cuatro centrifugas de acero inoxidable con una capacidad de bombeo de 2000 ks/hr, su costo es de \$2'800,000.00 c/u.

l) Cuatro tanques de acero al carbón para almacenar nitrógeno con una capacidad de 100000 lts y un costo de \$4'500,000.00 c/u.

El equipo auxiliar más importante para este proceso lo constituyen los generadores de vapor. El costo estimado para un generador de vapor de capacidad 10000 lb/hr y presión 100 lb/puls² es \$42'350,000.00.

Figl 8.1 DIAGRAMA DE OPERACION DE REACTORES.



Diagonalización / Opción 1: dos polimerizadores.

| Opción 2: tres polimerizadores.

Diagonalización \ Opción 3: cuatro polimerizadores.

Se tomó la opción 2 porque permite hacer cuatro cargas al día con intervalos adecuados para alimentación y descarga.

Escala: 0.5cm = 1 hora.

IX. ANALISIS ECONOMICO

Con objeto de evaluar la rentabilidad del proyecto, es necesario realizar el análisis económico del mismo, para lo cual se utilizará el método del valor presente neto (VPN) y se calculará la tasa interna de rendimiento (TIR).

El estudio se efectuará por cinco años, tomando en cuenta los siguientes factores de inflación:

1986 - 71.5%	1989 - 86 %
1987 - 79 %	1990 - 85 %
1988 - 86 %	

Con el fin de obtener los flujos netos anuales que serán evaluados contra la inversión inicial, se prepararán el Estado de Resultados, el Flujo de Fondos y el Balance General Proyectados.

Los elementos que están involucrados en este análisis son los siguientes:

1. INVERSION INICIAL EN ACTIVO FIJO

	Costo total (miles de \$)	% dep.	Dep.
a) Terreno (20000 m2)(\$1000/m2)	20,000	-	-
b) Edificio Planta (2000 m2) oficinas (500 m2) (\$37000/m2)	92,500	5	4,625
c) Maquinaria y equipo (ver Cap.VIII, punto 5)	415,485	9	37,394
d) Instalación maq. y equipo (15% costo maq. y equipo)	62,322.75	10	6,232.27
e) Equipo auxiliar	57,750	9	5,197
f) Tuberías e inst. eléctrica	15,000	9	1,350
g) Equipo de oficina (500 m2)(\$10000/m2)	5,000	10	500
h) Equipo de cómputo Planta 70% costo oficinas 30% costo	48,000	25	12,000
i) Controles automáticos	8,000	25	2,000
TOTAL INVERSION EN ACTIVO FIJO	724,057.750		

2. INVERSION EN CAPITAL DE TRABAJO

- a) Saldo de efectivo. Se pretende mantener en efectivo un 1% sobre el total de ventas anuales.
- b) Inversión en clientes. La política es proporcionar 30 días a los clientes para el cobro de sus cuentas. $(Ventas * 30 / 360)$.
- c) Inversión en proveedores. La política es pasar a 30 días el suministro de materia prima. $(Mat. comprado * 30 / 360)$.
- d) Inventarios. Se considera que no habrá inventario de producto terminado porque se producirá bajo pedido y sólo se requiere una inversión de materia prima correspondiente a tres días para arrancar la planta.

3. VENTAS

Se estiman las ventas anuales constantes de 10,000 toneladas. Se tomó como base el precio de venta en el mercado internacional que es de 500 dólares/tonelada de PVC actualmente, equivalente a \$189.00/ks PVC.

4. COSTO DE VENTAS (anual)

miles de pesos

a) Materia prima

VCM (10,226.993 ton)(\$67.74/ks)	692,776.505
AIBN (1766.7 ks)(\$1629/ks)	2,877.954

Total materia prima	695,654.459

b) Mano de obra directa e indirecta

30 obreros (\$60000/mes,c/u)	21,600
3 almacenistas (\$55000/mes,c/u)	1,980
6 supervisores (\$80000/mes,c/u)	5,760
2 personas para mantenimiento	1,200
1 Jefe de producción (\$300000/mes)	3,600
2 laboratoristas (\$132500/mes,c/u)	3,180

Total mano de obra	37,320

c) Gastos de fabricación

Depreciación maq. y equipo	43,941.15
Depreciación edificio	3,700
Amortización gastos de instalación	6,232.275
Depreciación eq. de cómputo	8,400
Depreciación controles automáticos	2,000
Agua	11,500
Energía eléctrica	12,700
Otros abastecimientos	17,268
Honorarios asesoría técnica	8,663
Prestaciones y compensaciones extras	14,928
Servicios varios	12,295
Carga y fletes	37,020
Impuestos varios	93,030
Gasto por seguros	39,448
Gastos por reparaciones	47,527

Total gastos de fabricación	241,652.425
TOTAL COSTO DE VENTAS	974,626.884

5. GASTOS DE OPERACION

Incluye gastos de administración y de venta.

	miles de pesos
1 director general (\$400000/mes)	4,800
1 gerente de ventas (\$300000/mes)	3,600
1 contralor (\$300000/mes)	3,600
1 persona para servicios generales	3,600
3 asistentes (\$140000/mes,c/u)	5,040
3 secretarias (\$80000/mes,c/u)	2,080
2 analistas programadores(\$130000/mes)	3,120

Total sueldos	26,640
Depreciación eq. de oficina	500
Depreciación eq. de cómputo	3,600
Comisiones sobre ventas	75,000
Impuestos	6,660
Prestaciones	10,656
Servicios legales y profesionales	18,423
Teléfono y otros servicios	14,373
Promoción y publicidad	9,829
Gasto por seguros varios	32,546
Papelaría	8,634

TOTAL GASTOS DE OPERACION	206,861

6. IMPUESTO SOBRE LA RENTA (ISR)

Corresponde a un 42% sobre la utilidad de operación.

7. PARTICIPACION A LOS TRABAJADORES DE LAS UTILIDADES (PTU)

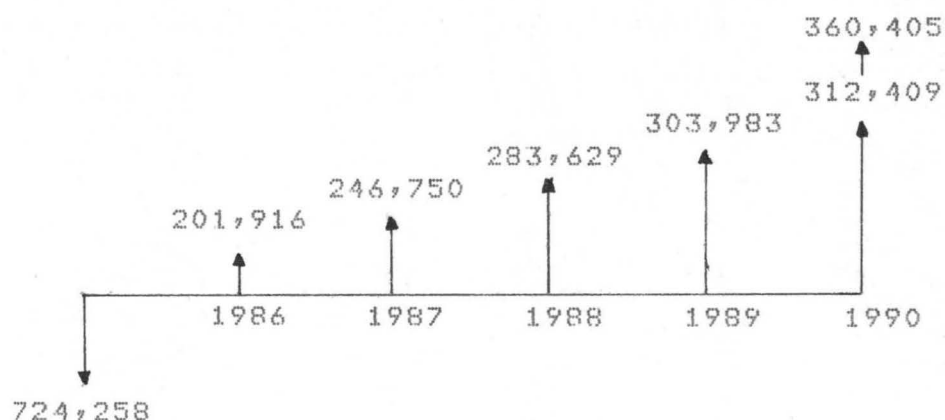
Corresponde a un 10% sobre la utilidad de operación.

En las tablas 9.1 y 9.2 se muestran el Estado de Resultados, el Flujo de Fondos y Balance General Proyectados.

8. VALOR DE RESCATE

Se considera que no habrá pérdidas o ganancias de capital en la venta, es decir, venta a valor en libros. Valor \$360,405,000.00 por concepto de terreno, edificio, maquinaria y equipo de oficina.

La siguiente gráfica muestra los flujos de efectivo, en miles de pesos.



La TIR se determina por tanteo calculando la tasa de interés i , que satisface la ecuación:

$$\begin{aligned} \text{VPN} = 0 = & -724258 + 201916(P/F, i, 1) + 246750(P/F, i, 2) \\ & + 283629(P/F, i, 3) + 303983(P/F, i, 4) + 672814(P/F, i, 5) \end{aligned}$$

El valor de la TIR resultante es 29.6 %, el cual es un buen indicativo de que el proyecto es rentable.

La inversión se recupera en aproximadamente 2 años 11 meses.

TABLA 9.1 ESTADO DE RESULTADOS Y FLUJO DE FONDOS PROYECTADOS
(Miles de Pesos)

	1986	1987	1988	1989	1990
VENTAS	3,241,350	5,802,016	10,791,751	20,072,656	37,134,414
COSTO DE VENTAS	(1,625,529)	(2,858,922)	(5,262,319)	(9,732,639)	(17,950,750)
UTILIDAD BRUTA	1,615,821	2,943,094	5,529,432	10,340,017	19,183,664
GASTOS DE OPERACION	(351,835)	(626,546)	(1,161,850)	(2,157,514)	(3,973,915)
UTILIDAD DE OPERACION	1,263,986	2,316,548	4,367,582	8,182,503	15,209,749
GASTOS FINANCIEROS	(305,338)	(316,051)	(254,113)	(156,910)	(77,339)
UTILIDAD ANTES DE IMPUESTOS	958,648	2,000,497	4,113,469	8,025,593	15,132,410
I.S.R. Y P.T.U.	(498,497)	(1,040,258)	(2,139,004)	(4,173,308)	(7,868,853)
UTILIDAD NETA	460,151	960,239	1,974,465	3,852,285	7,263,557
CARGOS VIRTUALES					
Depreciaciones	63,066	63,066	63,066	63,066	49,066
Amortizaciones	6,232	6,232	6,232	6,232	6,232
FLUJO DE OPERACION	529,449	1,029,537	2,043,763	3,921,583	7,318,855
INVERSION CAPITAL DE TRABAJO					
Efectivo	(22,414)	(25,606)	(49,898)	(92,809)	(170,617)
Cuentas por Cobrar	(270,112)	(213,389)	(415,812)	(773,408)	(1,421,814)
Inventarios	9,942	-	-	-	-
Proveedores	99,421	78,542	153,048	284,670	523,328
FLUJO	346,286	869,084	1,731,101	3,340,036	6,249,752
PAGO PASIVO BANCARIO L.P.		(111,600)	(111,600)	(111,600)	(111,600)
FLUJO NETO	346,286	757,484	1,619,501	3,228,436	6,138,152
FLUJO DEFLACTADO	201,916	246,750	283,629	303,983	312,409
	=====	=====	=====	=====	=====

· TABLA 9.2 BALANCE GENERAL PROYECTADO
(Miles de Pesos)

		1986	1987	1988	1989	1990
Activo Circulante						
Efectivo	10,000	32,414	58,020	107,918	200,725	371,344
Inversiones	-	346,286	1,103,770	2,723,271	5,951,707	12,089,859
Cuentas por cobrar	-	270,112	483,501	899,313	1,672,721	3,094,535
Inventario	9,942	-	-	-	-	-
Total Activo Circulante	19,942	648,812	1,645,291	3,730,502	7,825,155	15,555,738
Activo Fijo						
Terreno	20,000	20,000	20,000	20,000	20,000	20,000
Edificio	92,500	87,875	83,250	78,625	74,000	69,375
Maquinaria y equipo	488,235	444,294	400,353	356,412	312,471	268,530
Equipo de cómputo	56,000	42,000	28,000	14,000	-	-
Equipo de oficina	5,000	4,500	4,000	3,500	3,000	-
Total Activo Fijo	661,735	598,669	535,603	472,537	409,471	360,405
Activo Diferido						
Gastos de instalación	62,325	56,091	49,859	43,627	37,395	31,163
TOTAL ACTIVO	744,000	1,303,572	2,230,753	4,246,666	8,272,021	15,947,306
	=====	=====	=====	=====	=====	=====
Pasivo						
Proveedores	-	99,421	177,963	331,011	615,681	1,139,009
Pasivo bancario l.p.	446,400	446,400	334,800	223,200	111,600	-
TOTAL PASIVO	446,400	545,821	512,763	554,211	727,281	1,139,009
Capital Contable						
Capital social	297,600	297,600	297,600	297,600	297,600	297,600
Utilidades retenidas	-	-	460,151	1,420,390	3,394,855	7,247,140
Utilidad del ejercicio	-	460,151	960,239	1,974,465	3,852,285	7,263,557
TOTAL CAPITAL	297,600	757,751	1,717,990	3,692,455	7,544,740	14,808,297
TOTAL PASIVO + CAPITAL	744,000	1,303,572	2,230,753	4,246,666	8,272,021	15,947,306
	=====	=====	=====	=====	=====	=====

PROPIEDADES DEL PVC.

Propiedades físicas generales El PVC en polvo es blanco o amarillo pálido. Se descompone al calentarlo, volviéndose marrón oscuro.

	RIGIDO	FLEXIBLE	
Temperatura de fusión	75-105	75-105	oC
Contracción de moldeo	0.001-0.005	0.01-0.05	cm/cm
Rango de temperatura de moldeo			
C-compresión	C 140-204	C 140-177	oC
I-inyección	I 149-213	I 160-196	oC
Presión de moldeo	C 750-2000 I 10000-40000	C 500-2000 I 8000-25000	lb/puls ² lb/puls ²
Gravedad específica	1.35-1.45	1.16-1.35	
Volumen específico	20.5-19.1	23.8-20.5	puls ³ /lb

Propiedades térmicas

Conductividad térmica, 10 E-4	3.5-5.0	3.0-4.0	calcm/segcm ² oC
Calor específico	0.2-0.28	0.3-0.5	cal/oC/sr (25 oC)
Coeficiente de dilatación lineal	50-100	70-250	10-6puls/puls/oC
Temperatura de distorsión			
264 lb/puls ²	140-170 oF		
66 lb/puls ²	135-180 oF		

Propiedades mecánicas

Resistencia a la tracción	6000-7500	1500-3500	lb/puls ²
Elongación	40-80	200-450	%
Módulo de tracción	350-600		10 3lb/puls ²
Módulo de flexión 73 oC	300-500		lb/puls ²
Resistencia a la compresión	8000-13000	900-1700	lb/puls ²
Resistencia al impacto (barra de 1/2 x 1/2 pulg)	0.4-20	Varía depen-	lb-pie/puls
		diendo del tipo y	
		cantidad de plastificante.	
Dureza, Shore	65-85 D	50-100 A	

Propiedades eléctricas

Resistencia dieléctrica grueso de 1/8 pulg.	425-1300	300-1000	volts/0.01 mm.
Constante dieléctrica a 60 cps.	3.2-4	5-9	

Propiedades ópticas

Índice de refracción n_D 1.52-1.55 1.50-1.55

SOLVENTES

Tetrahidrofurano, mezclas de acetona-disulfuro de carbono, metil-etil-cetona, ciclohexanona.

NO SOLVENTES

Hidrocarburos alifáticos y aromáticos, monómero de cloruro de vinilo, alcoholes, glicoles, anilina, acetona, ácidos carboxílicos, anhídrido acético, ésteres, nitroparafina, disulfuro de carbono, álcalis concentrados.

PROPIEDADES DEL CLORURO DE VINILO.

Propiedades físicas generales:

Gas denso a temperatura y presión ambientales, un olor etéreo agradable, pero los productos comerciales a veces tienen olor a acetileno o a fenol, debido a impurezas.

Peso molecular	62.501
Punto de fusión	-153.71 oC (-245 oF)
Punto de ebullición a 760 mmHg.	-13.8 oC (7 oF)
Temperatura de autoignición	472.22 oC
Límites de explosión	3.6-26.4 (% vol. en aire a temperatura ambiental)
Punto de inflamación	-78 oC
Índice de refracción n(25/d)	1.3642
Temperatura crítica	147 oC
Presión crítica	56 atm.
Volumen crítico	179 cm ³ /mol-sr
Densidad de vapor	2.15 (air = 1.00)
Gravedad específica	0.9121 (líquido)
Relación Cp/Cv	1.183
Calor latente de vaporización	5,250 cal/mol-sr a -13.8 oC
Calor latente de fusión	1,172 cal/mol-sr
Calor de polimerización	-25.3±0.5 kcal/mol-sr
Calor de formación	-7.5 kcal/mol-sr
Solubilidad en agua	0.11%
Capacidad calorífica (líquido)	26.25 cal/mol-sr oC a 100 oC
	20.56 cal/mol-sr oC a 25 oC
Capacidad calorífica (gas)	14.88 cal/mol-sr oC a 100 oC
	12.82 cal/mol-sr oC a 25 oC
Presión de vapor	11.23 atm a 70 oC
	7.24 atm a 50 oC
	3.87 atm a 25 oC
	1.70 atm a 0 oC
	1 atm a -13.8 oC
	0.62 atm a -25 oC
	0.17 atm a -50 oC
Densidad líquida	0.746 gr/ml a 100 oC
	0.9013 gr/ml a 25 oC
	0.9834 gr/ml a -20 oC
	0.9918 gr/ml a -25 oC
	0.9999 gr/ml a -30 oC
Viscosidad	0.248 cp a -10 oC
	0.274 cp a -20 oC
	0.303 cp a -30 oC
	0.340 cp a -40 oC
Tensión superficial	20.88 dinas/cm a -10 oC
	22.27 dinas/cm a -20 oC
	23.87 dinas/cm a -30 oC

TAMAÑO TIPICO DE FABRICACION DE REACTORES*

Capacidad (gal)	Llenado máximo (gal)			Diámetro exterior (pulg)			Altura (pulg)			Area de transferen- cia de calor (pies2)		
	A	B	C	A	B	C	A	B	C	A	B	C
300	357	414	-	48	48	-	33	40	-	41	51.3	-
500	580	653	559	48	54	54	58	51	51	80	60	70
750	860	898	807	60	60	60	52	59	60	96	85	93
1000	1142	1155	1075	60	60	66	72	80	66	122	105	112
1200	-	-	1253	-	-	66	-	-	78	-	-	126
1250	-	1483	-	-	72	-	-	68	-	-	115	-
1500	1799	1799	1554	78	78	72	65	69	81	158	135	148
2000	2220	2276	2083	78	78	78	84	93	93	191	180	194
2500	-	-	2756	-	-	84	-	-	105	-	-	209
3000	3012	3522	3272	96	96	90	77	90	108	236	205	230
3500	-	-	3827	-	-	96	-	-	111	-	-	254
4000	4416	4525	4354	96	96	102	109	122	111	300	270	272
5000	5601	5629	5388	102	108	108	125	118	123	362	312	320

* De la Garza S., Martha G. Estudio Preparatorio del Anteproyecto para la Operación y Construcción de una planta de Poliestireno.

Monterrey, México. Universidad de Monterrey, diciembre, 1983.

CONCLUSIONES

El presente estudio muestra la importancia que tiene el PVC actualmente debido a sus múltiples aplicaciones, lo que se refleja en una gran demanda.

El proceso de polimerización en masa descrito aquí, es el más sencillo y económico que se usa para producir PVC de óptima calidad, esto se debe principalmente al poco equipo que utiliza y a que el número de ingredientes es menor que en otros procesos.

Según los resultados del análisis económico, el proyecto es rentable y la inversión se recupera en tres años aproximadamente, bajo el supuesto de que se venda el total de lo que se produzca.

Sin embargo, en México sería riesgoso instalar una nueva planta durante los próximos cinco años, debido a que las empresas productoras de PVC ya establecidas planean satisfacer la demanda durante ese periodo y a que aún contando con petróleo en el país, que es la fuente de materia prima para la industria del PVC, no se asegura un adecuado suministro de monómero.

Es conveniente mencionar que el estudio realizado contiene en forma general los puntos más importantes a considerar para el proyecto de una planta de PVC.

BIBLIOGRAFIA

- 1.- Albright, Lyle F., "Vinyl Chloride Polymerization Emulsion, Bulk and Solution Processes".
En: Chemical Engineering, Julio 3, (1967)
PP. 85-92.
- 2.- Arlman, E.J. y W.H. Wasner, "Some Experiments on Bulk Polymerization of Vinyl Chloride".
En: Journal of Polymer Science, Vol. IX No.6 (1952)
PP. 581-585.
- 3.- Asociación Nacional de la Industria Química A.C. Sección PVC
- 4.- Bellido V. José A. Macromoléculas 1a edición
México, UNAM, 1981.
- 5.- Coss Bu, Análisis y Evaluación de Proyectos de Inversión.
México, Editorial LIMUSA, S.A., 1983.
- 6.- Cotman, J.D., M.F. González y G.C. Claver, "Studies on Poly (vinyl Chloride). III The Role of the Precipitated Polymer in the Kinetics of Polymerization of Vinyl Chloride".
En: Journal of Polymer Science, Vol. 5, (1967).
PP. 1137-1164.
- 7.- Desarrollo y Perspectivas de la Industria Petroquímica
Instituto Mexicano del Petróleo, 1977
- 8.- Escenarios Económicos de México
Secretaría de programación y Presupuesto, 1981
- 9.- Fischer, N. y L. Goiran, "Trends in mass PVC".
En: Hydrocarbon Processing, Vol. 60, No 5 (1981)
PP. 143-150.
- 10.- Fordham, J.W.L., P.H. Burleigh y C.L. Sturm, "Stereo regulated Polymerization in the Free Propagating Species III Effect of temperature on the Polymerization of Vinyl Chloride".
En: Journal of Polymer Science, Vol. XLI, No. 138 (1959)
PP. 73-82.
- 11.- XIV Foro Nacional de la Industria Química.
1976-1981. Evaluación y Perspectivas.
México, ANIQ, 1981.
- 12.- XVII Foro Nacional de la Industria Química.
México, ANIQ, 1985.

- 13.- Himmelblau, David M. Principios y Cálculos Básicos de la Ingeniería Química.
México, CECSA, 1982.
- 14.- Housen, O.A., K.M. Watson y R.A. Rasatz, Principios de los Procesos Químicos, Parte I.
España, Ed. Reverté, 1978.
- 15.- Krause, Axel, "Mass Polymerization for PVC Resins".
En: Chemical Engineering, Diciembre 20, (1965).
PP. 72-74.
- 16.- Lenz, Robert W., Organic Chemistry of Synthetic High Polymers.
E.U.A., Interscience Publishers, 1967.
- 17.- Michl, K.H. "Policloruro de Vinilo".
En: Plásticos Universales, No 4, (1981)
PP. 151-155
- 18.- Mickley, H.S., A.S. Michaels y A.L. Moore "Kinetics of Precipitation Polymerization of Vinyl Chloride".
En: Journal of Polymer Science, Vol. 60 (1962)
PP. 121-140
- 19.- Morrison, R.T. y R.N. Boyd, Química Orgánica.
Colombia, Fondo Educativo Interamericano, S.A.
1976.
- 20.- Nass, Leonard I., Encyclopaedia of PVC.
E.U.A., Marcel Dekker Inc., 1976.
- 21.- Park, Russell A. "Obtaining the right PVC resin for the Job".
En: Plastics World, Vol. 33, No. 1, (1975).
PP. 48-50.
- 22.- Ferry, R.H. y C.H. Chilton, Manual del Ingeniero Químico.
5a. edición.
México, McGraw-Hill de México, S.A., 1982.
- 23.- Peters, M.S. y K.D. Timmerhaus, Plant Design and Economics for Chemical Engineers. 2a. edición.
E.U.A., McGraw-Hill Book Company, 1968.
- 24.- Rase, H.F. y M.H. Barrow, Ingeniería de Proyecto para Plantas de Proceso. 1a. edición.
México, Cía. Editorial Continental, S.A., 1973.
- 25.- Sandler, S.R. y W. Karo, Polymer Syntheses. Vol. II.
E.U.A., Academic Press, 1977.
- 26.- Saunders, K.J., Organic Polymer Chemistry.
E.U.A., Chapman and Hall, 1976.

- 27.- Serwei Z. y J. Karser-Kocsis, "Trends in the Production, Processing and Utilization of PVC".
En: International Polymer Science and Technology,
Vol. 8, No. 9, (1981) PP. 28-36.
- 28.- Thomas, Jean-Claude, "New Improved Bulk PVC Process".
En: Hydrocarbon Processing, noviembre (1968).
PP. 192-196.

900586