

Universidad Nacional de Ingeniería

FACULTAD DE INGENIERIA
QUIMICA Y MANUFACTURERA



“Síntesis del Poliacetato de Vinilo: Estudio de una Planta Piloto é Industrial”

T E S I S

Para Obtener el Título Profesional de:
INGENIERO QUIMICO

CARLOS EDUARDO CASTRO TORRES

Lima - Perú - 1990

DEDICATORIA

A MIS QUERIDOS PADRES

CARLOS CASTRO ROJAS
JUSTA TORRES ARCE

COMO MUESTRA DE AMOR Y
GRATITUD POR SU CONS-
TANTE APOYO Y SACRIFICIOS
EN DARME UNA CARRERA
PROFESIONAL

AGRADECIMIENTO

EL AUTOR DE ESTA TESIS DESEA EXPRESAR SU RECONOCIMIENTO Y GRATITUD A LAS PERSONAS E INSTITUCIONES QUE HICIERON POSIBLE EL PRESENTE ESTUDIO:

AL DR. JULIO SIERRA POR SU DEDICACION Y VALIOSA ASESORIA QUE DIA A DIA HICIERON REALIDAD LA META PROPUESTA

A UNION CARBIDE INC. EN LA PERSONA DEL SR. LUIS ALFARO POR PROPORCIONARME EL MONOMERO ACETATO DE VINILO

A COMPAÑEROS Y AMIGOS DE PROMOCION POR SU AYUDA Y ASISTENCIA EN LOS ENSAYOS EXPERIMENTALES

A CONCYTEC POR EL APOYO ECONOMICO EN LA EDICION Y PUBLICACION DEL PRESENTE ESTUDIO

A TODOS MIS PROFESORES POR SU DEDICACION PUESTA EN BRINDARME LAS ENSEÑANZAS QUE REQUIERE LA FORMACION PROFESIONAL DE INGENIERO QUIMICO

A MIS PADRES POR LA CONFIANZA DEPOSITADA EN MI PERSONA.

INDICE

DEDICATORIA	
AGRADECIMIENTO	
INDICE	iv
RESUMEN	
INTRODUCCION	1
CAPITULO I	
BREVE ESTUDIO DE LAS MATERIAS PRIMAS	
1.1. Monómero: Acetato de Vinilo.....	4
1.1.1. Especificaciones Generales.....	4
1.1.2. Información Arancelaria.....	
1.1.3. Producción y Consumo Nacional.....	5
1.1.4. Oferta.....	6
1.1.5. Proyectos.....	7
1.2. Alcohol Polivinílico.....	8
1.2.1. Especificaciones Generales.....	8
1.2.2. Información Arancelaria.....	9
1.2.3. Producción y Consumo Nacional.....	9
1.2.4. Oferta.....	9
1.2.5. Proyectos.....	11
1.3. Sistema Iniciador Redox.....	11
1.3.1. Peróxidos.....	11
1.3.2. Agente Reductor: Sulfato Ferroso y Amonio, Sexto hidratado (Sal de Mohr).....	13
1.4. Buffer: Carbonato de Sodio.....	14
CAPITULO II	
ESTUDIO DE MERCADO DEL PROYECTO	
2.1. Area de Mercado.....	15
2.2. Definición del Producto.....	15
2.3. Estudio de la Demanda.....	15

2.3.1. Tipo e Idiosincracia del Consumidor.....	15
2.3.2. Usos y Aplicaciones Diversas Principales.....	16
2.3.3. Análisis de la Demanda y de su comportamiento Histórico.....	18
2.3.4. Tendencia y Proyección de la Demanda.....	23
2.4. Situación y Característica Actual de la Oferta.	25
2.4.1. Identificación de los Principales Productores.	25
2.4.2. Características de los Productores.....	25
2.4.3. Producción Anual en los Ultimos Años.....	26
2.5. Forma de Comercialización y Precio del Producto	26
2.6. Demanda para el Proyecto.....	26
2.7. Conclusiones del Estudio de Mercado.....	27

CAPITULO III

ESTUDIO TEORICO Y DESARROLLO EXPERIMENTAL DE LA POLIMERIZACION EN EMEULSION

3.1. Estudio Teórico de la Polimerización en emul- ción.....	29
3.1.1. Definición de Polimerización en emulsión.....	30
3.1.2. Importancia y Aplicación.....	30
3.1.3. Características Generales.....	31
3.1.4. Ventajas y Desventajas del Proceso.....	31
3.1.5. Descripción Cualitativa.....	32
3.1.6. Aspectos Cuantitativos.....	45
3.1.7. Otras Características de la Polimerización en emulsión.....	62
3.1.8. Copolímeros en Emulsión: Copolímeros de PVA..	65
3.1.9. Técnicas de Polimerización en Emulsión.....	66
3.2. Desarrollo Experimental de la Polimerización...	69
3.2.1. Introducción.....	69
3.2.2. Ensayos Preliminares.....	71
3.2.3. Principio y Bases Cuantificables.....	73
3.2.4. Polimerización del VAM, Técnica de Emulsión a nivel de Laboratorio.....	80
3.2.5. Polimerización del VAM, Técnica de Emulsión: A nivel de Planta Piloto.....	106

3.2.6. Identificación del PVA: Espectro de Transmisión en la Región Infrarroja.....	124
3.2.7. Características y Propiedades del Látex de PVA.....	128

CAPITULO IV

INGENIERIA DEL PROYECTO

4.1. Definición Técnica del Látex de PVA Homopolímero.....	130
4.1.1. Formulación y Composición: Balance de Materia.....	130
4.1.2. Especificaciones Técnicas.....	131
4.2. Proceso de Producción.....	131
4.2.1. Descripción del Diagrama de Flujo.....	131
4.2.2. Fabricación del Látex de PVA Homopolímero a Escala Industrial.....	134
4.2.3. Programación y Operaciones del Proceso de Producción.....	135
4.3. Características Físicas del Proyecto.....	137
4.3.1. Terreno e Instalaciones.....	137
4.3.2. Distribución de Planta.....	137
4.3.3. Distribución de Equipos Principales.....	137
4.3.4. Isometrías de Líneas de Servicios Auxiliares.....	137
4.3.5. Especificaciones de Maquinarias y Equipo para la planta de PVA.....	138
4.3.6. Vida Util de Maquinaria y Equipo.....	146
4.4. Capacidad y Localización de Planta.....	147
4.4.1. Capacidad de Planta.....	147
4.4.2. Localización de Planta.....	147
4.5. Horizonte de Planeamiento.....	148
4.6. Aspectos Generales de Ingeniería.....	148
4.6.1. Manipulación y Almacenamiento de VAM.....	148
4.6.2. Material de Fabricación: Reactor-Condensador.....	149
4.6.3. Agitación.....	150
4.6.5. Filtrado del Látex de PVA.....	151
4.6.6. Instrumentación (Opcional).....	151

CAPITULO V**INVERSION Y FINANCIAMIENTO**

5.1. Composición e Inversión Total del Proyecto.....	153
5.1.1. Inversión Fija.....	153
5.1.2. Capital de Trabajo.....	156
5.2. Financiamiento del Proyecto.....	158
5.2.1. Fuentes de Finaciamiento.....	160
5.2.2. Financiamiento del Proyecto: Inversión Fija y Capital de Trabajo.....	161

CAPITULO VI**PRESUPUESTO E INGRESOS Y GASTOS**

6.1. Programa de Producción y Venta.....	162
6.2. Presupuesto e Ingresos por Ventas.....	163
6.3. Presupuesto del Costo de Producción.....	163
6.3.1. Requerimiento y Presupuesto Anual de Materias Primas e Insumos.....	163
6.3.2. Depreciación.....	164
6.3.3. Remuneración al Personal.....	167
6.3.4. Presupuestos de Costos Financieros.....	167
6.3.5. Otros Costos y Gastos de Producción.....	170
6.3.6. Costo Total y Unitario del Producto.....	175
6.4. Punto de Equilibrio Económico.....	175

CAPITULO VII**ESTADOS FINANCIEROS**

7.1. Estado de Pérdidas y Ganancias.....	178
7.1.1. Estructura.....	178
7.2. Flujo de Caja Económico y Financiero.....	179
7.2.1. Flujo de Caja Económico.....	180
7.2.2. Flujo de Caja Financiero.....	181

CAPITULO VIII

EVALUACION ECONOMICA Y FINANCIERA DEL PROYECTO

8.1. Parámetros para la evaluación.....	184
8.1.1. Costo de Oportunidad de Capital.....	185
8.2. Evaluación Económica y Financiera.....	186
8.3. Indicadores de Rentabilidad.....	186
8.3.1. Valor Actual Neto (VAN).....	186
8.3.2. Tasa Interna de Retorno (TIR).....	187
8.3.3. Relación Beneficio / Costo (B/C).....	187
8.3.4. Período de Recuperación (P/R).....	188
CONCLUSIONES.....	190
BIBLIOGRAFIA.....	192
NOTACIONES.....	198
APENDICES	
APENDICE A: PLANOS GEOMETRICOS.....	200
APENDICE B: PROPIEDADES Y CARACTERISTICAS DE LAS MATERIAS PRIMAS.....	205
APENDICE C: ANALISIS FISICO Y QUIMICO.....	213
APENDICE D: DISEÑO Y DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPOS Y MAQUINARIAS.....	230
APENDICE E: COSTOS Y PRESUPUESTOS.....	273

RESUMEN

Un estudio completo de la polimerización en emulsión del Acetato de Vinilo usando como agente emulsificante el PVOh fue realizado en los laboratorios respectivos de la Facultad de Ingeniería Química de la Universidad Nacional de Ingeniería.

Se seleccionó esta sustancia por ser un polímero ampliamente utilizado a nivel industrial (adhesivos, aprestos, pintura y etc.) y además porque en la actualidad existen poquísimos estudios realizados en nuestro país sobre este polímero, es decir, un estudio de cinética, proceso, condiciones óptimas de operación y otros que permitan realizar ampliaciones y/o mejoras en la producción o también iniciar su elaboración sin recurrir a patentes extranjeras.

Sabemos que la polimerización del VAM llevada a cabo por esta técnica sigue una cinética de radicales libres, los que son generados por reacciones tipo Redox (iniciadores solubles en agua). El modelo utilizado aquí es el iniciado por Horking y mejorado cuantitativamente por Smith-Ewart; sin embargo es conocido que este modelo se adapta mejor en un inicio a monómeros insolubles (Ejem. Estireno) presentando desviaciones cinéticas en monómeros relativamente solubles (Ejem. VAM). Trabajos posteriores realizados por diversos investigadores mejoraron y ajustaron las ecuaciones y modelos desarrollados por Smith-Ewart. Estos estudios se describen en detalle en los siguientes capítulos.

A nivel experimental se empleó dos técnicas diferentes en la síntesis del PVA por emulsión: batch y semibatch.

- En la polimerización en batch se encontró ciertas dificultades o desventajas destacando el difícil control de temperatura debido al calor exotérmico de la reacción lo que conlleva a su vez mayor costo en el diseño del proceso a nivel de planta.

- En la polimerización en semibatch (semicontinuo) es más adecuada y recomendable el proceso porque facilita el control de temperatura y demás condiciones de operación. Y el látex de PVA presente muy buenas propiedades.

La conversión alcanzada en la síntesis de PVA fue cercana al 100%, existiendo muy poca pérdida de material.

En base a resultados experimentales se diseñó una planta industrial de PVA cuya capacidad en un turno normal de trabajo es de 190 ton/año, más aún la planta así diseñada puede ser utilizada para elaboración de otros productos polímeros (planta de uso multipropósito) adaptando y/o modificando sencillos cambios.

INTRODUCCION

La ciencia de los polímeros y macromoléculas ha tenido un desarrollo explosivo a nivel nacional entre los años 50 a 70 aproximadamente, habiéndose logrado importantísimos avances en la síntesis, modificación y desarrollo de nuevos materiales poliméricos en su gran mayoría de origen orgánico.

En las últimas décadas y hasta la fecha este desarrollo se acrecentó abarcando otras áreas como son los materiales poliméricos de origen inorgánicos, biopolímeros y mezclas de otros materiales.

A pesar del gran desarrollo y muy acelerado crecimiento ocurrido en el campo de los polímeros a nivel mundial en nuestro país poco o nada se avanzó en los últimos 20 ó 30 años. Sin embargo vemos que en nuestro medio existe industrias que vienen transformando estas sustancias poliméricas para diversos usos, así describiremos en el presente trabajo uno de estos materiales usados en cantidades relativamente importante: el Poliacetato de Vinilo, polímero tipo látex que fuera producido a escala industrial en 1,930, usando al alcohol polivinílico como emulsificante. Este polímero fue mejorado y modificado posteriormente consiguiendo propiedades particulares, permitiéndole usar en nuestros días en aplicaciones muy diversas.

Bajo las características generales antes mencionadas, se inicia la realización del presente trabajo el cual tiene por objeto entre otros estudiar una de las técnicas de polimerización bastante utilizada a escala industrial en nuestro medio conocida como polimerización en emulsión.

Es cierto que en la actualidad existen varias empresas

productoras de polímero de PVA; sin embargo, no existen estudios completos que partan de un mecanismo inicial, expliquen el proceso de síntesis y describen los parámetros principales que deben de controlarse para una óptima producción a nivel industrial, esto último constituye la herramienta fundamental para diseñar las ampliaciones de una planta y las otras variables que permitan modificar y mejorar de las propiedades de la macromolécula en mención (Ejem. copolimerizaciones). Son estas las justificaciones que permitieron seleccionar al presente trabajo como tema de tesis; mas aún se escogió al PVA como polímero de estudio por ser uno de los materiales utilizados en gran escala a nivel industrial, a pesar de ello muy poco desarrollado en su forma copolímera, terpolímero o en mezclas con otros materiales, formas muy especiales y donde presentan propiedades extraordinarias y sofisticadas. Ejem. Esteres de Maleato, derivados copolímeros con ésteres acrílicos y otras sustancias que tendrían una mayor utilización y con mejores performances en adhesivos, pinturas, aprestos, gomas y otros.

Uno de los principales obstáculos encontrados en la realización del presente trabajo fue la escasa fuente bibliográfica existente en nuestro medio, es por ello que consideramos importante realizar un estudio teórico detallado del VAM, PVOH y PVA descrito en los capítulos I y II.

En el Capítulo III se describe la cinética de polimerización, de polimerización resaltando las teorías principales que explican este proceso. Aquí se expone las diferentes técnicas de polimerización en emulsión que existen y posteriormente describimos el proceso experimental de polimerización llevada a cabo tanto a nivel de laboratorio como a escala piloto. Esta parte nos permite obtener los parámetros principales de la síntesis del PVA es decir condiciones de polimerización, temperatura, tiempo

y etc., y posteriormente realizar la identificación y caracterización del producto obtenido.

En el Capítulo IV exponemos los principales aspectos de la ingeniería de proceso de polimerización del VAM a escala industrial en base a los resultados experimentales. Y los cálculos respectivos se desarrollan paso a paso y en forma bastante detallada.

En los últimos capítulos nos referimos a la parte económica-financiera: inversión, financiamiento, costos y presupuestos, los cuales nos van a permitir elaborar la factibilidad del presente proyecto. Aquí es importante señalar que en los cálculos económicos se ha considerado como unidad de valorización al dólar americano (US\$), la razón principal fue de mantener invariable en gran medida los valores reales de los diversos aspectos y elementos que constituyen los activos del presente proyecto.

Este proyecto se realiza en una época de gran inflación en la que no entramos a detallar en cálculos económicos rigurosos para este tipo de situación por consideración que escapan del alcance del presente estudio. Sin embargo, se realiza algunos cálculos con la finalidad de mostrar en forma cualitativa la importancia del presente trabajo tanto a nivel tecnológico como económico.

Carlos Castro
UNI, Marzo de 1990

CAPITULO I

BREVE ESTUDIO DE LAS MATERIAS PRIMAS

En el presente capítulo se estudia todas las materias primas que intervienen en la polimerización del acetato de vinilo (VAM). En este estudio se expone, además de sus características principales y propiedades físico-químicas, las formas de comercialización y demás informaciones al respecto referidas al mercado interno.

1.1. MONOMERO: ACETATO DE VINILO

El monómero de acetato de vinilo (VAM) es un líquido incoloro, móvil, inflamable, con olor característico, pero no desagradable.

El VAM está estabilizado con hidroquinona (H) o difenilalanina (D) los cuales están en cantidades que no requieren su eliminación para las reacciones de polimerización.

En Sudamérica no hay productores de VAM.

1.1.1. ESPECIFICACIONES GENERALES:

Gravedad específica (20/20 °C)	0,9338
Punto de ebullición (°C)	72,7
Flash point (°C) Tasa abierta	-5,5
Autoignición (°C)	427
Estabilizador (ppm)	menor 40

Otras propiedades y características del VAM aparecen en el apéndice B.1. (Ref. 29)

1.1.2. INFORMACION ARANCELARIA

Partida arancelaria	29.14.02.43
Gravamen general, % CIF (incluye IGV-DL 163)	59

1.1.3. PRODUCCION Y CONSUMO NACIONAL

El país se abastece de VAM a través de la importación, debido a que no hay producción nacional.

El consumo aparente está determinado por el volumen de las importaciones (Consumo aparente = Importación).

CUADRO 1.1.- Consumo/Importación y Precio de VAM en los últimos 12 años.

AÑO CALENDARIO	CONSUMO Tm IMPORTACION Tm	PRECIO CIF US\$/Kg.
1988*	2.400	1.00
1987	3.153	0.81
1986	2.622	0.57
1985	1.705	0.60
1984	1.796	0.83
1983	1.628	0.62
1982	1.846	0.63
1981	2.231	0.71
1980	1.316	0.79
1979	1.801	0.75
1978	1.143	0.50
1977	1.578	0.52

FUENTE: Anuarios de Comercio Exterior. ICE

(*) Proyectado en base a la importación Enero-
Octubre 1988.

1.1.4. OFERTA

La comercialización del VAM en el mercado interno es realizada a través de firmas representantes de los productores, estas se localizan en la ciudad de Lima.

1.1.4.1. Representantes de productores de VAM

En el Cuadro 1.2. aparecen los representantes de productores de VAM.

CUADRO 1.2.- Representantes de Productores de VAM en el País

PRODUCTOR (PAIS)	REPRESENTANTE EN EL PERU LIMA - PERU
Air Products and Chemical, Inc. (USA)	Química Anders S.A.
Union Carbide Corporation (USA)	Unión Carbide Inter- América, Inc.

1.1.4.2. Forma de Comercialización

El VAM se comercializa a granel y por cilindros de 55 galones cada uno. La comercialización a granel es más económica, aunque se exige la adquisición de lotes mínimos, generalmente de 25 toneladas.

Siendo el VAM un líquido inflamable, la descarga requiere de infraestructura necesaria para evitar posibles desastres. En Lima la descarga de estos líquidos se realiza utilizando las instalaciones de Petro-Perú - Planta Conchán.

La descarga de VAM desde los buques-tanques (vapores), se realizan bombeando el líquido a

través de tuberías submarinas hacia los tanques de almacenamiento de Petro-Perú prestados en alquiler o directamente hacia los camiones cisternas para su transporte a la planta. El costo de los servicios de descarga, almacenamiento y/o transporte de VAM hacia la planta son asumidos por el comprador.

1.1.4.3. Precio

Se considera un precio promedio de acuerdo a las pólizas de importación para el año de 1988.

CUADRO 1.3.- Precio de VAM, Kgr - Mercado Interno

DENOMINACION	US\$
Precio CIF Callao-Conchán	1.00
Más: Gravamen General Consolidado, 59%CIF	0.59
Agentes y Otros, 5%CIF	0.05
Flete local Conchán-San Luis	0.02
Margen de Seguridad (+/-)	0.06
Precio de VAM en Planta	1.72

Nota: Un dólar libre (oferta-demanda) = 3000 U.S.D., mayo 1989.

1.1.5. PROYECTOS

En el país: no existen proyectos nacionales, ni estudios previos para instalar una planta productiva de VAM.

En Sudamérica: Brasil y Chile tienen proyectos para la instalación de plantas de producción de VAM en sus complejos petroquímicos.

1.2. ALCOHOL POLIVINILICO

El alcohol polivinílico (PVOh) es un polvo blanco soluble en agua. Existen amplia variedad de alcoholes polivinílicos diferenciándose en el peso molecular y el grado de hidrólisis.

El peso molecular es generalmente expresado en términos de la viscosidad de su solución. Esta viscosidad es clasificada como baja, media y alta.

El grado de hidrólisis es denotada como super, completa, intermedia y parcialmente hidrolizada. En las reacciones de polimerización se utilizan las parcialmente hidrolizada.

Los principales productores de PVOh están ubicados en Norteamérica, Europa y Japón. En Sudamérica no hay producción.

1.2.1. ESPECIFICACIONES GENERALES

Las especificaciones técnicas de los alcoholes polivinílicos defieren según su peso molecular y grado de hidrólisis. Sólo señalaremos aquellos que tienen aplicación en las reacciones de polimerización.

Apariencia y Color: Polvo blanco soluble en agua

Gravedad específica (20/20°C): 1,27 a 1,31

Empaque y contenido: Bolsas de polietileno x 25 Kg.

CUADRO 1.4.- Características de los PVOh parcialmente Hidrolizado (87-89%)

TIPO	VISCOSIDAD, op ⁽¹⁾	pH ⁽¹⁾
Baja viscosidad	5 - 6	4.5 - 6.5
Media viscosidad	22 - 26	4.0 - 6.0
Alta viscosidad	40 - 50	4.0 - 6.0

(1) Solución acuosa al 4%, 20°C

Otras propiedades y características del PVOh aparecen en el apéndice B.2. (Ref.26,44,45,46).

1.2.2. INFORMACION ARANCELARIA

Partida arancelaria	39.02.29.01
Gravamen general, % CIF	82

1.2.3. PRODUCCION Y CONSUMO NACIONAL

En el país no hay producción nacional. El consumo nacional está dado por el volumen de las importaciones (Consumo=Importación)

CUADRO 1.5.- Consumo/Importación y Precio de PVOh en los últimos 7 años

AÑO CALENDARIO	CONSUMO, Tm IMPORTACION, Tm	PRECIO CIF, US\$/Kg
1988	700	1.90
1987	701	1.71
1986	707	1.63
1985	414	1.74
1984	340	1.81
1983	234	1.75
1982	398	1.85

FUENTE: Anuarios de Comercio Exterior. ICE

(*) Proyectado en base a la importación Enero-
Octubre 1988

1.2.4. OFERTA

La comercialización de los alcoholes polivinílicos en el mercado interno es realizada por intermediarios o firmas representantes de los productores. Aunque algunos usuarios tienen preferencia por la importación directa.

1.2.4.1. Representantes de los productores de PVOh

Estos se encuentran localizados en la ciudad de Lima.

CUADRO 1.6.- Representantes de productores de PVCh, parcialmente hidrolizado. LIMA-PERU

Nombre de PVCh		VINOL	GOHSENOI
Productor		Air Products and Chemical INC (USA)	The Nippon Synthetic Chemical Industry Co (JAPON)
País		Química Anders S.A.	Mitsui del Perú S.A.
Representante			
G	B	Vinol 203	GL-03
R	A		
A	J	Vinol 205	GL-05
D	A		
D	M		GM-14L
E	E		
	D	Vinol 523	GM-14
V	I		GE-17
I	A		
S			
C			
O			
S	A	Vinol 540	GH-20
I	L		
D	T		GH-23
A	A		
D			

1.2.4.2. Forma de Comercialización

El PVCh puede adquirirse mediante el pedido directo o a través de los representantes de los productores.

1.2.4.3. Precio

Se considera un precio promedio de acuerdo a las pólizas de importación para el año 1988.

CUADRO 1.7.- Precio de PVDh, Kg.- Mercado Interno

DENOMINACION	US\$
Precio CIF Callao	1.90
Más: Gravamen General Consolidado, 82%CIF	1.56
Agentes y Otros, 5%CIF	0.10
Flete local	0.02
Margen de Seguridad (+/-)	0.06
<hr/>	
Precio de VAM en Planta	3.64

Nota: Un dólar libre (oferta-demanda)= 3000 intis, mayo 1989.

1.2.5. PROYECTOS

En el país: no hay estudios ni proyectos de instalación de una planta productora de PVDh.

En Sudamérica: No se conocen.

1.3. SISTEMA INICIADOR REDOX

Los iniciadores usados en la polimerización del VAM por la técnica de emulsión son los sistemas REDOX, éstos están compuestos por los iniciadores tipo peróxido y un agente reductor, el cual acelera la formación de radicales en el medio acuoso.

1.3.1. PEROXIDOS

1.3.1.1. Agua Oxigenada

Es un líquido pesado incoloro, inestable a bajas y altas temperaturas. Es vendido como solución acuosa.

Características Generales:

Grados: Técnico y Farmacéutico

Concentración: Comercialmente se encuentra en las siguientes concentraciones:

VOLUMENES	gr H ₂ O ₂	gr H ₂ O ₂
	100gr Sol.	100ml Sol.
100	27.5	30.4
130	35.0	39.5
200	50.6	60.6
300	70.5	91.0

Oferta:

En el País no existe producción nacional.

En los últimos años, el mercado interno tiene preferencia por el H₂O₂ de origen brasileño debido principalmente al precio y la cercanía de los mercados.

Los proveedores nacionales ofertan el producto en envases plásticos (bidones) por 65 Kg. de peso neto en cada uno. Cuando la compra es a granel (varias toneladas, como la que requieren las industrias textiles) se prefiere la importación directa.

Precio:

El agua oxigenada de 130 volúmenes en el mercado local (Lima) cuesta US\$ 1.8 por Kg., incluyendo el IGV.

Proveedores Locales (Lima):

En el Cuadro 1.8., pueden verse la lista de algunos de los proveedores de agua oxigenada.

1.3.1.2. Persulfato de Potasio

Son cristales de forma triclinico, de color blanco y de solubilidad relativa en agua (10g/100g H₂O a 40 °C)

Fórmula: $K_2S_2O_8$

Peso Fórmula: 270.31

Grados: Técnico y Químicamente puro (QP)

Oferta:

El persulfato de potasio es un producto importado. El mercado local (Lima) es abastecido por distintos proveedores, estos aparecen en el Cuadro 1.8.

Precio:

El persulfato de potasio (QP) tiene un precio de US\$ 70, por frasco de 1 Kg.

1.3.2. AGENTE REDUCTOR: SULFATO FERROSO Y AMONIO, SEXTO HIDRATADO (SAL DE MOHR)

Son cristales monoclinicos de color azul-verdoso, tiene solubilidad relativa en el agua (100g./100g. H₂O a 25 °C).

Características Generales:

Fórmula: $FeSO_4 \cdot (NH_4)_2SO_4 \cdot 6H_2O$

Peso Fórmula: 392.15

Grados: Técnico y Químicamente Puro (QP)

Oferta:

La Sal de Mohr es un reactivo químico importado, ofrecido por varios proveedores en el mercado local (Lima), véase el Cuadro 1.8.

Precio:

El precio de la Sal de Mohr (QP) es de US\$ 70 por frasco de 1 Kg.

CUADRO 1.8.- Lista de algunos proveedores de reactivos químicos para el laboratorio y la industria (Lima).

NOMBRE	DIRECCION	TELEFONO
ALEXANDER KOSSODO S.A.	Jr. Chota 1167 Lima 1	323178
DIAMOND CORPORACION S.A.	Jr. Villarán 641 Lima 31	406063
DISTRIBUIDORA CACERES S.A.	Av. La Paz 1270 Lima 32	512200
LOZANO ZEGARRA Y CIA S.A.	Av. Las Amatistas 240 Lima 13	723920
MUNDO QUIMICO S.A.	Calle M. Capurro 190 Callao	656331
NEGOCIACION QUIMICA S.A.	Jr. Saénz Peña 284 Lima 13	310056
PRODINSA EIRL	Calle Apolo 116 Lima 3	359104
PROLINSA	Jr. Iquique 847 Lima 1	234709
QUIMEXSA	Lote 16 Mz. D Lima 31	220767

1.4. BUFFER: CARBONATO DE SODIO

Son cristales de color blanco y de solubilidad relativa en agua.

Fórmula: Na_2CO_3

Grados: : Técnico (liviano y pesado) y Químicamente Puro.

Oferta : El producto es de origen extranjero, sin embargo, la compra puede realizarse en el mercado local (Lima) a través de los proveedores, véase el Cuadro 1.8.

Precio: El precio del Carbonato de Sodio (QP) es de US\$ 30 por Kg.

8001008
TR. 13

CAPITULO II

ESTUDIO DE MERCADO DEL PROYECTO

2.1. AREA DE MERCADO

El área geográfica que abarca presente proyecto es a nivel nacional; por lo tanto la oferta y la demanda están circunscritas a nivel del mercado interno.

2.2 DEFINICION DEL PRODUCTO

El homopolímero de PVA en emulsión acuosa será preparado especialmente para la industria de adhesivos y colas, aunque también es aplicable en la manufactura de las pinturas al agua para interiores y exteriores, además en la industria textil se emplean como aprestos, que sirven para dar rigidez a los tejidos.

En estado de emulsión es un líquido blanco, de alta viscosidad, con un contenido de sólidos de 50% (aproximadamente). Se utiliza como emulsificante el alcohol polivinílico parcialmente hidrolizado.

2.3. ESTUDIO DE LA DEMANDA

2.3.1. TIPO E IDIOSINCRACIA DEL CONSUMIDOR

Las emulsiones de PVA son insumos que se destinan en la producción de productos de aplicación final, tales como en adhesivos, colas, pinturas y etc. La demanda esta conformada por pequeñas y medianas industrias del sector.

El orden de los factores que priman para la adquisición las emulsiones de PVA es el

siguiente:

1. Calidad del producto frente a los requerimientos específicos.
2. Comportamiento del producto en las instalaciones propias.
3. El precio del producto.
4. Se pone en juego la factibilidad de abastecimiento y la política de crédito.

2.3.2. USOS Y APLICACIONES DIVERSAS PRINCIPALES

Colas y Adhesivos:

El homopolímero de PVA en emulsión acuosa es empleado como producto base para impartir adherencia y resistencia a la tensión.

Otra característica es que el homopolímero de PVA, es de alto peso molecular y alta viscosidad. Su película no es tóxica, y presenta un relativo grado de resistencia a los solventes.

La formulación de la película puede ser modificada fácilmente, según sea el requerimiento de los usuarios de adhesivos, mediante la adición de plastificantes comunes (ejemplo: ftálato dibutílico) y cargas inorgánicas u orgánicas, minimizando la termoplasticidad.

Textiles:

Las emulsiones de PVA homopolímero tienen amplia aceptación en el acabado textil por su buena adherencia a las fibras naturales y sintéticas.

Se sugieren a los usuarios diluir la emulsión a 10-20% de sólidos, para dar cuerpo, rigidez y buena unión. Si se plastifican, éstas se aplican al envés de las alfombras para unir los mechones en su sitio y darles rigidez y buen tacto. En el género de tapicerías, se utilizan las emulsiones para pegar y evitar el deslizamiento de los hilos.

Pinturas:

Las pinturas a base de látex de PVA forman películas duraderas y flexibles con buena adherencia a superficies limpias. No desprender, olores desagradables, ni entrañan peligro de incendio o de explosión. Son estables a la luz solar y a temperaturas ordinarias no se oxidan ni se manchan.

La aplicación principal de las emulsiones de PVA homopolímero está en la manufactura de pinturas al agua para interiores y exteriores de la vivienda.

Los látex de PVA para las pinturas generalmente plastificado mejora el brillo, la resistencia a la tracción, la elongación de la película y la flexibilidad de ésta a baja temperatura. Mayormente la plastificación interna es utilizada mediante la adición de acrílicos, de manera que la dispersión resultante contiene copolímeros de esos monómeros. Por último las cantidades y tipo de plastificante varían según sea la formulación que el usuario utilice en la manufactura de las pinturas.

Otros:

Para otras aplicaciones las emulsiones de PVA homopolímero se utilizan acompañados de plastificantes, protectores coloidales y cargas.

En el papel, las emulsiones de PVA agregadas al papel por aplicación de prensas de encolado, le confieren rigidez, resistencia a la grasa, buen color y buenas propiedades de envejecimiento. Se usan como revestimiento de papel de empapelar paredes, para darle un acabado de alta calidad, resistente a la grasa y lavable. También se prepara cartón de papel, flexible y con buena resistencia al choque.

En los revestimientos, los látex de PVA se usan para revestir superficies en la manufacturas de artículos y como revestimientos de pisos y cubiertas

de asientos, mejorando el brillo y duración.

En el cemento, las mezclas emulsión-cemento tienen excelente adherencia a hierro, acero, hormigón y ladrillo, y se formulan de modo que se evita la contracción o la dilatación en el fraguado. Las composiciones para pisos son suaves y tenaces y resisten bien a las grasas, aceites, suciedad y desgaste.

Se usan en los pisos sin juntas, y también en fábricas, restaurantes y salas de reuniones. En nuestro medio no se tiene conocimiento de estas aplicaciones.

2.3.3. ANALISIS DE LA DEMANDA Y DE SU COMPORTAMIENTO HISTORICO

Las cifras de producción de las dispersiones de PVA han sido estimadas en base al volumen de importación del monómero VAM. La sustentación de esta consideración es que el Ministerio de Industria y Turismo, carece de estadísticas de producción de las dispersiones de PVA para la presente década. Sólo aparecen para los años 77, 78 y 79. Después estas estadísticas están integradas por sectores o grupos. Y se manifiestan mediante índices de crecimiento. Por lo tanto no es posible disgregarlo para obtener la producción anual de los látex de PVA. Por otro lado algunas empresas productoras visitadas consideran que la información de producción es confidencial y reservada, pero dieron cifras aproximadas que alcanzaron recordar. Siendo estos datos no confiables, por lo tanto las estimaciones de producción estarán basados en el volumen de importación del VAM.

Las dispersiones de PVA en general se comercializan en el mercado interno con un 50-55% peso de sólidos de polímeros de acetato de vinilo o formando copolímeros con acrílicos. Para novillo

estudio se estima que a partir de 1 kilogramo de VAM se obtiene 2 kilogramos de látex de PVA con un 50% de sólidos en promedio. De esto podemos determinar la producción anual de los látex de PVA a partir de las cantidades adquiridas de VAM (véase Cuadro 1). El resultado aparece en el Cuadro 2.1.

Integrando la importación y la exportación a la producción de los látex de PVA se obtiene el consumo aparente anual, el cálculo se ha realizado para los últimos 12 años, estos valores aparecen graficados en la figura 2-1

Analizando el perfil de consumo aparente de las dispersiones de PVA (véase figura 2-1) podemos ver que es irregular, pero con tendencia creciente. En el año 1980 el consumo y la producción en el país cayó al nivel más bajo en la presente década, debido principalmente a:

- (1) Crisis y fracaso en la política económica del gobierno militar, agudizándose más ese año.
- (2) La transferencia del poder a la civilidad por la vía de las elecciones libres, originó en los inversionistas y en el mercado un fenómeno de contracción ante la incertidumbre y desconfianza de los planes del próximo gobierno.

Durante el período de gobierno del Arq. Belaúnde, 80-85, se registra un lento y regular crecimiento del consumo del látex de PVA a pesar de los esfuerzos por mejorar la situación económica en el país, factores de carácter natural, como el fenómeno de la Corriente del Niño en el norte del Perú y la Sequía en el altiplano en los años 82-83, conspiraron con los planes económicos del gobierno de entonces.

El año 86 el sector industrial manufacturero creció en 25% respecto del año anterior, registrándose el mayor consumo de dispersiones de PVA, debido principalmente a políticas de subsidios,

control de precios, mayor poder adquisitivo y disposición de dólares baratos para la importación en el Banco Central de Reserva. Esta política económica se desarrolló parte del 85, 86 y 87; posteriormente el gobierno replanteó esas medidas al observar un rápido deterioro en las arcas fiscales (aumento del déficit fiscal) y en las reservas internacionales que llegaron a niveles críticos.

Los aciertos y desaciertos de las medidas económicas del presente gobierno aún no han sacado al país de la situación de crisis en que todos vivimos (hiperinflación y recesión). La grave crisis está afectando al sector industrial manufacturero, principalmente en aquellos que utilizan un fuerte componente importado en sus productos, que en su afán de sobrevivir algunas empresas han reducido los turnos de trabajo y otorgan vacaciones adelantadas a los trabajadores. El efecto de la crisis originó la reducción del consumo del látex en el año 88 y las perspectivas en los próximos años son poco optimistas.

Respecto a la distribución de la demanda de acuerdo a la utilización de las emulsiones del PVA se estima -según la SNI (Ref.50)- como sigue:

Fabricación de adhesivos	34%
Látex para pinturas	50%
Para fabricar polímeros de PVC	3%
Acabados textiles	8%
Bases para alfombras	2%
Otros	3%

La demanda principal está localizada en las industrias de pinturas y pegamentos. Cabe señalar que la demanda de las dispersiones de PVA para las pinturas se ve afectada ligeramente por la competencia del látex PVA Acrílico, que es un

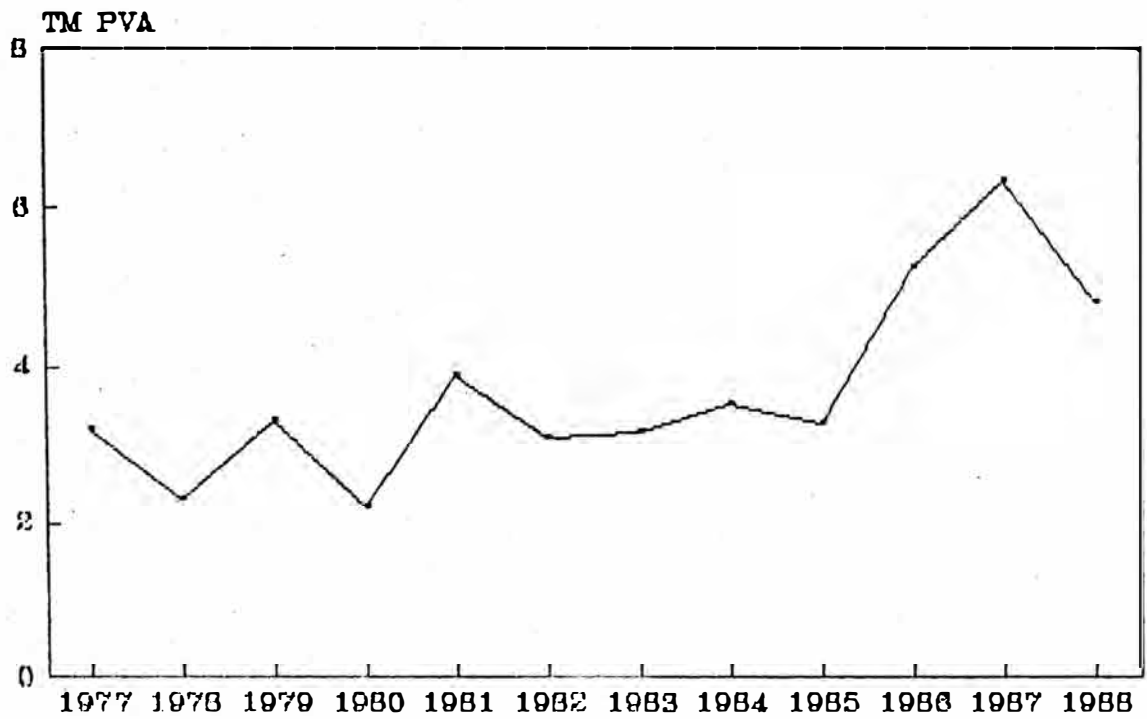
copolímero con mejor propiedad, en pinturas lavables. Esta emulsión es básicamente de PVA.

CUADRO 2-1.- Consumo aparente de las dispersiones de PVA, a nivel nacional (Tm).

ANO	PRODUCCION	IMPORTACION	EXPORTACION	CONSUMO APARENTE
1988	4,800	ND	ND	4,800
1987	6,306	ND	ND	6,306
1986	5,244	15	MENOS DE 1	5,259
1985	3,388	38	159	3,267
1984	3,592	20	101	3,511
1983	3,256	35	137	3,154
1982	3,692	70	655	3,107
1981	4,462	61	630	3,893
1980	2,632	38	492	2,178
1979	3,602	49	325	3,326
1978	2,286	60	28	2,318
1977	3,156	77	12	3,221

FUENTE: Anuarios de Comercio Exterior. ICE (Partida arancelaria del PVA, 390206.01 y 390206.99).

CONSUMO APARENTE DE LAS DISPERSIONES DE PVA



FUENTE: CUADRO 2.1.

FIGURA 2.1

2.3.4. TENDENCIA Y PROYECCION DE LA DEMANDA

El consumo de los látex de PVA se ha estimado para los próximos 7 años utilizando una función de regresión lineal (Método de los Mínimos Cuadrados) en base a la serie histórica de la demanda (véase Cuadro 2-2).

Las cifras del Cuadro 2-2, demuestran que la actual capacidad instalada (6306 Tn/año), es suficiente para abastecer el mercado en los próximos 4 años. A partir del año 1994 se espera un crecimiento del mercado interno por encima de la actual capacidad instalada en 136 Tn y para el año 1995 en 484 Tn de látex de PVA, por lo cual se hace necesario satisfacer la demanda futura a partir de ese año.

La estadística provee métodos más complejos para proyecciones y pronósticos, como por ejemplo el de regresiones múltiples utilizando como variables no sólo la demanda sino también las de tipo socio-económicas (PBI, Población, etc.). Sin embargo se considera que al utilizar estos elementos en el ajuste de la demanda, no dejarían de tener algún grado de incertidumbre ya que el país para el tipo de planta que es materia del estudio, en la que se utilizarán insumos de origen extranjero, la demanda y la oferta de látex de PVA es sensible a los cambios de política cambiaria de moneda extranjera, que en actuales momentos en el que vive el país, hiperinflación y recesión industrial, la moneda nacional sufre constantes devaluaciones para mantener la paridad cambiaria, esto trae como consecuencia el encarecimiento de las materias primas así como del producto, afectando no sólo al productor sino también al consumidor.

CUADRO 2-2. DETERMINACION Y PROYECCION DE LA DEMANDA DE LAS
DISPERSIONES DE PVA, 50% DE SOLIDOS, A NIVEL
NACIONAL, EN Tm

DATA HISTORICA			PROYECCION		
AÑO CALENDARIO	AÑO X	DEMANDA Y	AÑO CALENDARIO	AÑO X	DEMANDA Y
1977	1	3221	1989	13	5302
1978	2	2318	1990	14	5550
1979	3	3326	1991	15	5798
1980	4	2178	1992	16	6046
1981	5	3893	1993	17	6294
1982	6	3107	1994	18	6542
1983	7	3154	1995	19	6790
1984	8	3511			
1985	9	3267			
1986	10	5259			
1987	11	6306			
1988	12	4800			

COEFICIENTES DE REGRESTON:

$$a = 2078$$

$$b = 248$$

$$R = 0.75$$

2.4. SITUACION Y CARACTERISTICA ACTUAL DE LA OFERTA

2.4.1. IDENTIFICACION DE LOS PRINCIPALES PRODUCTORES

Los principales productores de las dispersiones de PVA son:

EMPRESA	NOMBRE COMERCIAL
	PVA Homopolímero, 50% sol.
Hoechst Peruana S.A.	MOWILITH D-50
Industrias Vencedor S.A.	VENCEPVA 150
Tecnoquímica S.A.	TEKTRIN 1006

Existen otras empresas que producen estas dispersiones de PVA pero que no la comercializan sino que estas se utilizan como insumo para la fabricación de productos de aplicación final como las pinturas, colas, etc. Y así tenemos las empresas Teroper S.A., Uniquímica S.A. y Química Universal.

Cabe observar que todas las plantas que producen dispersiones de PVA están localizadas dentro de la provincia de Lima.

2.4.2. CARACTERISTICAS DE LOS PRODUCTORES

Las empresas que tienen plantas de producción de dispersiones de PVA tienen el denominador común en la producción de variados productos látex de PVA. Estos productos están listos para su aplicación por el usuario consumidor. Así por ejemplo las empresas Vencedor y Tecno Química fabrican: variedad de pinturas, variedad de adhesivos y variedad de solventes y resinas. Estos últimos para el uso industrial.

No existen empresas que se dediquen a la producción y comercialización exclusiva de látex de PVA.

2.4.3. PRODUCCION ANUAL EN LOS ULTIMOS AÑOS

La producción de los látex de PVA en los últimos años aparecen en el Cuadro 2-1, en el cual se puede apreciar un comportamiento variable a través de los años.

2.5. FORMA DE COMERCIALIZACION Y PRECIO DEL PRODUCTO

La comercialización de los látex de PVA se realiza directamente entre el consumidor y el productor. Dependiendo del volumen de compra el consumidor es gratificado con descuentos. Es común que las empresas ofrezcan sus látex de PVA a través del crédito con los usuarios de su confianza.

La entrega del producto se realiza en tambores metálicos o plásticos con 200 Kg. neto de látex de PVA. El transporte del producto es asumido por el usuario.

El precio promedio del látex de PVA homopolímero con 50% de sólidos es de US\$ 2.5 por Kg. incluyendo el IGV.

2.6. DEMANDA PARA EL PROYECTO

Las estadísticas y proyecciones confirman que la industria en el Perú atravieza en la actualidad por una situación realmente caótica. Las ventas en general en el mercado interno se han reducido debido a la inflación, la recesión y reducción de la capacidad adquisitiva por consecuencia de una política económica realmente equivocada y más que nada por un ingrediente de factor político-económico que se aplicó al país en los últimos 3 años.

La situación actual es que se cuenta con suficiente capacidad instalada (hasta 1994) para llevar a cabo el proyecto. Sin embargo para fines de estudio se va a considerar una demanda de 190 toneladas por año, que es parte de la demanda proyectada para 1995.

2.7. CONCLUSIONES DEL ESTUDIO DE MERCADO

Las dispersiones de PVA es un insumo que es adquirido principalmente por pequeñas y medianas empresas dedicadas a la producción de adhesivos, colas y pinturas, las cuales lo transforman en productos de aplicación final. Algunas empresas que producen látex de PVA le dan el acabado para su aplicación inmediata (ejemplo: pinturas).

En el mercado interno existen muchas variedades de dispersiones de PVA; mayormente estas tienen un contenido de sólidos alrededor de 50%. Cabe señalar que sus diferencias básicas están en el tipo y cantidad de plástificantes. La plastificación puede ser interna mediante la adición de acrílicos de manera que la dispersión resultante contiene copolímeros de esos monómeros. La plastificación externa es realizada generalmente por incorporación del dibutil ftalato. Algunos látex de PVA contienen preservantes y otros aditivos que son incorporados en la parte final de la polimerización. El tipo de dispersión de PVA está basado en la aplicación final que se le da al producto. Es decir, que hay un tipo de dispersión de PVA para carpintería, otro para pinturas, otro para la industria del papel, etc.

El estudio de mercado está basado en estadísticas oficiales de los ministerios respectivos los cuales tienen cobertura nacional. Es difícil dimensionar y precisar el mercado de una región determinada que el mercado global o nacional. La razón es obvia y se realciona con las características de los datos exigibles, por ejemplo: las estadísticas se refieren a datos de alcance nacional. Toda vez que las empresa se reservan a entregar información de producción y mercado. En el MICTI la información de producción, que todas las empresas están obligadas por ley a presentar en cada año, se encuentra condensada en índices de crecimiento según la Clasificación Industrial

Internacional Uniforme CIIU) de todas las actividades económicas. La información desagregada producto a producto para el caso de las dispersiones de PVA no está disponible al público o simplemente no existe.

Las principales razones de la localización de las plantas productoras de dispersiones de PVA en la provincia de Lima son: el 80% de la actividad comercial e industrial nacional está centralizada en la capital del Perú, generando el mayor mercado en el País y cercana al terminal marítimo de recepción de líquidos y solventes inflamables, (Conchán).

El país está atravesando una situación económica de grave crisis (hiperinflación y recesión), que pese a los correctivos y medidas dadas por el gobierno aún no se logra resultados significativos para la economía del país, no solamente porque hay suficiente capacidad instalada sino porque el éxito de venta es difícil en tiempos de hiperinflación y de recesión.

En cuanto mejore la situación económica en el país, el proyecto deberá iniciarlo un grupo empresarial o empresa del rubro de producción de pinturas y adhesivos que no tenga planta de PVA, beneficiándose con incentivos tributarios por reinversión y por supuesto el autoabastecimiento de látex de PVA. En el caso que el proyecto se realice como empresa independiente, está deberá ser parte de un consorcio empresarial de fabricación de pinturas y adhesivos para asegurar sus ventas, que en caso contrario será muy difícil y riesgoso para la empresa subsistir con la venta de un solo producto.

Existe capacidad instalada (hasta 1994) para llevar a cabo el proyecto, sin embargo para fines de estudio se ha considerado parte de la demanda de 1995 para proyectar costos y rentabilidad.

CAPITULO III

ESTUDIO TEORICO Y DESARROLLO EXPERIMENTAL DE LA POLIMERIZACION EN EMULSION

3.1. ESTUDIO TEORICO DE LA POLIMERIZACION EN EMULSION

La polimerización es la reacción de uno o más monómeros para producir una cadena de elevado peso molecular.

El producto de la reacción es una mezcla de compuestos similares que se diferencian en peso molecular y estructura. Como estas diferencias de composición tienen una influencia notable sobre las propiedades técnicas del polímero, es necesario regular cuidadosamente las condiciones de operación a fin de obtener un producto satisfactorio.

Los procesos de polimerización se clasifican en polimerización por adición y polimerización por condensación, siguiendo los criterios establecidos por Carothers, los cuales toman como referencia los aspectos químicos que tienen lugar en la formación del polímero. Sin embargo, si se consideran los procedimientos experimentales empleados para obtener los polímeros como criterios de clasificación, pueden diferenciarse las técnicas de polimerización siguientes: masa, solución, suspensión y emulsión. En todas estas técnicas, el monómero está en fase líquida. Las propiedades de los polímeros pueden variar notablemente con la técnica utilizada para su obtención.

La polimerización en suspensión y en emulsión

constituyen las dos variantes principales de la polimerización en fase líquida heterogénea. Ambos tipos de polimerizaciones sólo puede realizarse por un mecanismo de radicales libres. No obstante, existen diferencias profundas entre estas dos técnicas las cuales se centran, principalmente, en los aspectos cinéticos de las reacciones de la polimerización que presenta cada una de ellas y en el tamaño de las partículas de polímero que se forman en cada caso. La polimerización en emulsión produce partículas de tipo coloidal.

El proceso comercial más importante para la polimerización del Acetato de Vinilo es la polimerización en emulsión, de ahí que sólo pasaremos a estudiar este tipo de técnica.

3.1.1. DEFINICION DE POLIMERIZACION EN EMULSION

La polimerización en emulsión está referida a los procesos en los cuales la polimerización ocurre por radicales libres. Al inicio el monómero y después el polímero están presentes en la fase líquida, en la forma de emulsión. El producto final es un látex estable de alta viscosidad. Este tipo de técnica se puede llevar a cabo en reactores batch semicontinuo y continuo.

3.1.2. IMPORTANCIA Y APLICACION

La polimerización en emulsión se utiliza predominantemente en los procesos comerciales de la polimerización del acetato de vinilo, cloropreno, varios acrílicos y copolímeros del butadieno con estireno y acrinitrilo. Aunque no predominan en los procesos también es usada esta técnica para la polimerización del metil metacrilato, cloruro de vinilo, cloruro de vinileno y estireno. El producto final de una polimerización en emulsión es un látex que generalmente es usado directamente como una

emulsión sin previa separación del polímero del agua y otros componentes.

La polimerización en emulsión es uno de los procedimientos más utilizados en la fabricación de cauchos, plásticos, pinturas, adhesivos y recubrimientos, de ahí su importancia en la industria. (Ref.33).

3.1.3. CARACTERISTICAS GENERALES

Las emulsiones generalmente están formadas por partículas pequeñas de 0.05 a 5 μm en comparación con las suspensiones, cuyas partículas tienen de 10 a 1000 μm de tamaño.

El producto final es un látex estable, una emulsión de polímero en agua, más que una suspensión filtrable.

3.1.4. VENTAJAS Y DESVENTAJAS DEL PROCESO

Ventajas:

1. Producción de polímeros de elevado peso molecular y el desarrollo de altas velocidades de polimerización a diferencia de los que ocurre con otras técnicas de polimerización en los que estos dos términos son incompatibles.
2. Efectivo control de temperatura debido a la mayor rapidez de transferencia de calor que permite eliminar el calor exotérmico.
3. Mínima tendencia de coalescencia de las partículas de polímero con lo cual se previene la formación de productos pegajosos.
4. Posibilita la interrupción de la polimerización en alguna etapa para la adición de otros materiales necesarios para modificar las propiedades del polímero.
5. Minimización de las reacciones secundarias no deseadas tales como los que forman cadenas ramificadas y/o cíclicas.

6. Buen control de muchas copolimerizaciones, las cuales son difíciles de controlar en la polimerización en masa u otras técnicas de polimerización.
7. Permite controlar el rango y distribución de tamaño de partícula dentro de un sistema particular.
8. Se puede preparar emulsiones de alto contenido de sólidos con baja viscosidad.

Desventajas:

1. Cuando el polímero se utiliza en estado sólido es necesario aislarlo previamente a partir del látex. En ocasiones no es fácil realizar esta operación. El polímero resultante queda impurificado con cantidades relativamente elevadas de agente emulsificante, lo cual hace que no se pueda utilizar en aplicaciones que requieran materiales con mucha pureza y de gran calidad.
2. Comparando con la polimerización en masa, es el hecho de que el volumen del reactor que es utilizable por el monómero queda notablemente reducido por la presencia del medio de dispersión.

3.1.5. DESCRIPCIÓN CUALITATIVA

3.1.5.1. Componentes

Los principales componentes que intervienen en la polimerización en emulsión son: el monómero, medio dispersante, emulsificante y un iniciador soluble en agua. El medio dispersante es un líquido usualmente el agua, en la cual los componentes se dispersan en estado de emulsión por medio del emulsificante. La relación de agua a monómero está generalmente en el rango de 70/30 a 40/60 (en peso). La acción del emulsificante se debe a que en su molécula tiene una parte

hidrofóbica y otra parte hidrófila.

El sistema en emulsión se mantiene bien agitado durante el transcurso de la reacción.

Cuando la concentración de emulsificante es mayor que la concentración micelar crítica (CMC), el exceso de moléculas de emulsificante se aglomeran en pequeños grupos coloidales llamados "micelas". Esta transformación ocurre para minimizar la energía libre de solución (liberándose calor) y esto es acompañado por una caída rápida de la tensión superficial de la solución. Puesto que la concentración de emulsificante en la mayoría de las polimerizaciones en emulsión (alrededor del 2-3% del peso total) excede la CMC en ordenes de 1 a 3 de magnitud, el emulsificante está en forma de agregados o micelas. La forma de las micelas depende de la concentración del emulsificante. A bajas concentraciones de emulsificante (1-2% del peso total), las micelas son pequeñas y esféricas (20-100 Å), cada micela contiene alrededor de 50 a 150 moléculas de monómeros. A altas concentraciones de emulsificante, las micelas son grandes y de forma cilíndrica, de 1000-3000 Å de longitud con diámetros aproximadamente igual a la longitud de una molécula de emulsificante. Las moléculas de emulsificante tienen la parte hidrofóbica orientada hacia el interior de la micela y la parte hidrofílica ocupando la zona externa de la misma.

El número y el tamaño de las micelas depende de la cantidad de emulsificante utilizado comparado con la cantidad de monómero. A mayor cantidad de emulsificante mayor número de partículas de tamaño pequeño. El área superficial aumenta con la cantidad de emulsificante.

Cuando el monómero insoluble o ligeramente

insoluble en agua, es adicionado, una pequeña fracción de este se disuelve y permanece en solución. La solubilidad de los monómeros más comunes aparecen en el Cuadro 3-1. Una pequeña porción de monómero ingresa al interior de las micelas (parte hidrofóbica). Esto es evidenciado por medidas de rayor X y de dispersión de la luz, el cual muestra que las micelas aumentan de tamaño cuando el monómero se ha adicionado. La mayor porción ^{DEL} monómero es dispersado en forma de gotas, cuyo tamaño depende de la intensidad de la agitación. Estas gotas están estabilizadas por moléculas de emulsificantes absorbidas en su superficie. El diámetro de las gotas de monómero es usualmente no menor de 1 μ m (10 000 Å).

En un sistema típico de la polimerización en emulsión, las gotas de monómeros son más grandes que las micelas que contienen monómero. En consecuencia mientras que la concentración de las micelas es de 10^{17} - 10^{18} micelas por mililitro, tenemos 10^{10} - 10^{11} gotas de monómero por mililitro. La mayor diferencia entre las micelas y las gotas de monómero está en que las micelas tienen una mayor área superficial.

CUADRO 3-1.- SOLUBILIDAD EN AGUA DE DIVERSOS
MONOMEROS A TEMPERATURA AMBIENTE
(25 °C). (Ref.32).

MONOMERO	SOLUBILIDAD (gr/lt)
Estireno	0.07
Butadieno	0.80
Metacrilato de butilo	4.00
Cloruro de vinilo	7.00
Acrilato de butilo	10.00
Acrilato de metilo	15.10
Metacrilato de metilo	15.90
Acetato de vinilo	25.00
Acrilonitrilo	85.00

3.1.5.2. Lugar de la Polimerización

El iniciador soluble en agua genera radicales libres en la fase acuosa.

La polimerización no ocurre en las gotas de monómero puesto que el iniciador es insoluble en la fase orgánica del monómero. Esta situación distingue a la polimerización en emulsión de la polimerización en suspensión. Los iniciadores solubles en el monómero se utilizan en la polimerización en suspensión y la reacción ocurre en las gotas del monómero. La ausencia de polimerización en las gotas de monómero en la polimerización en emulsión ha sido experimentalmente verificada.

La polimerización del monómero en solución indudablemente toma lugar pero no contribuye significativamente, puesto que la concentración de monómero es baja y la propagación de radicales

podría precipitarse fuera de la solución acuosa en muy pequeños tamaños (radicales oligoméricos).

La polimerización toma lugar casi exclusivamente en el interior de las micelas. Las micelas actúan como un lugar de reunión para el monómero y el iniciador soluble en agua, en la cual ocurre la reacción que es favorecida por la alta concentración del monómero (similar a la concentración en masa del monómero) comparada con el monómero en solución y por su alta relación superficie/volumen comparado con las gotas de monómero. Cuando la polimerización procede, las micelas crecen por adición de monómero de la solución acuosa de quien la concentración es repuesta por la disolución del monómero de las gotas del monómero. Un esquema simplificado representando un sistema de polimerización en emulsión es mostrado en la Figura 3-1. El sistema consiste en tres tipos de partículas: gotas de monómero, micelas inactivas en la cual la polimerización no ocurre y micelas activas en la cual la polimerización está ocurriendo. Posteriormente estas micelas son referidas como partículas de polímero.

El mecanismo para la nucleación de partícula (i.e. formación de partícula) es mejor descrita como el procedimiento de dos procesos simultáneos. Uno es el ingreso de radicales (radicales primarios o radicales oligoméricos formados por la polimerización en solución) de la fase acuosa a las micelas (nucleación micelar). El otro, la nucleación homogénea, comprende la polimerización en solución de radicales oligoméricos llegando a ser insolubles y precipitándose en ellos mismos (o en el oligomérico inactivo). Las especies precipitadas vienen a ser estabilizadas por absorción de emulsificante (de la emulsión y ...)

las gotas de monómero) y la subsecuente absorción de monómero son el equivalente de partícula de polímero formado por nucleación micelar. El grado relativo de la nucleación micelar y homogénea varía con la solubilidad del monómero en agua y la concentración del emulsificante. Una elevada solubilidad del monómero en agua y baja concentración de emulsificante favorece la nucleación homogénea; la nucleación micelar es favorecida por la baja solubilidad del monómero en agua y por la alta concentración del emulsificante. (La ocurrencia de la nucleación homogénea es evidenciada por los sistemas de polimerización en emulsión en donde la concentración del emulsificante está por debajo de la CMC). La nucleación homogénea es el mecanismo primario en la formación de partículas para monómeros relativamente solubles en agua tal como el acetato de vinilo, mientras que la nucleación micelar es el mecanismo predominante para los monómeros de elevada insolubilidad en agua tal como el estireno.

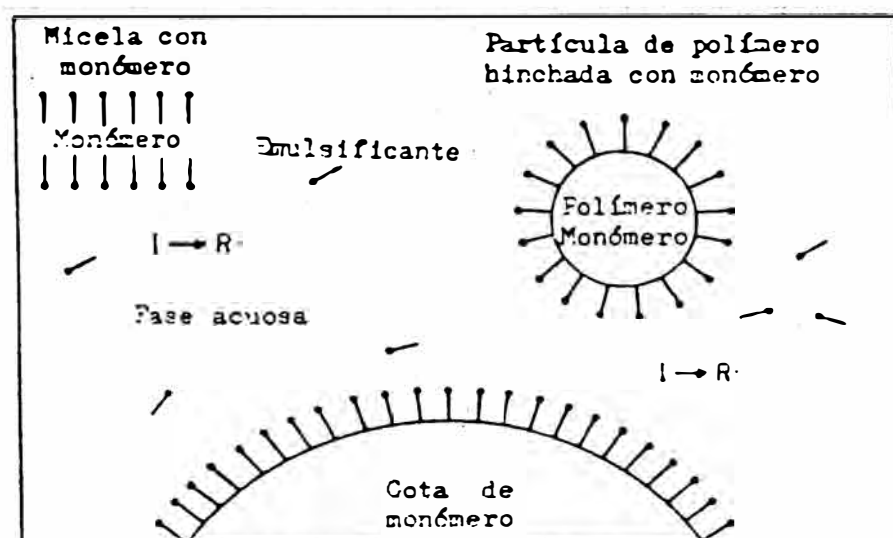


FIGURA 3-1.- Representación simplificada de un sistema de polimerización en emulsión.

3.1.5.3. Desarrollo de la Polimerización

Una variedad de comportamientos se observan en la velocidad de polimerización con la conversión, esto depende de la velocidad de iniciación, propagación y terminación, las cuales a su vez dependen del tipo de monómero y de las condiciones de la reacción (véase Figura 3-2). Independientemente del comportamiento particular se observan tres intervalos (I, II, III) en toda polimerización en emulsión basada en el número de partículas, N (la concentración de partículas de polímero por mililitro) y de la existencia de una fase monomérica (las gotas de monómero).

La fase monomérica existe en los intervalos I y II, pero no en el intervalo III. El número de partículas aumenta con el tiempo durante el intervalo I, y luego permanece constante en los intervalos II y III. La nucleación de las partículas sólo ocurre en el intervalo I, aumentando la velocidad de polimerización con el tiempo conforme se forman las partículas. El monómero se difunde dentro de las partículas de polímeros para reponer a las que ya reaccionaron. El sistema reaccionante sufre un significativo cambio durante el intervalo I.

El número de partículas estabilizadas es una pequeña fracción, típicamente alrededor de 0.1% de la concentración de micelas inicialmente presente (N está en el rango de 10^{12} - 10^{15} partículas por mililitro). A medida que la partícula crece, ésta contiene tanto polímero como monómero, absorbiendo más y más emulsificante (para mantener la estabilidad) el cual está en la solución. La concentración de emulsificante en la solución disminuye hasta caer por debajo de su CMC, las micelas se vuelven inestables y desaparecen con la disolución del emulsificante micelar. Al término

del intervalo I o al comienzo del Intervalo II todo o casi todo del emulsificante en el sistema es absorbido por las partículas del polímero. Como una consecuencia de esto las gotas de monómero son relativamente inestables y coalescería si la agitación cesa.

El Intervalo I es el más corto de los tres intervalos, la variación de la conversión en este intervalo está en el rango de 2 a 15%. El Intervalo I es más grande para velocidades de iniciación bajas, debido a que se necesita más tiempo para llegar al número de partículas del estado estacionario. Los monómeros más solubles en agua tales como el VAM tienden a completar el Intervalo I más rápidamente que los monómeros insolubles en agua. Esto es probablemente una consecuencia hasta cierto punto de que la nucleación homogénea está ocurriendo simultáneamente con la nucleación micelar, resultando en llegar lo más pronto al número de partículas en el estado estacionario.

La polimerización procede en las partículas de polímero cuando la concentración del monómero en las partículas es mantenida en el equilibrio (saturadas) por difusión de monómero de la solución, el cual a su vez se mantiene en saturación por disolución de monómero de las gotas de monómero. La concentración de monómero en las partículas de polímero es alta, y generalmente está expresada en fracción volumétrica (ϕ_m). Algunos valores de ϕ_m aparecen en el cuadro 3-2.

La velocidad de polimerización es constante (curva D) o aumenta levemente con el tiempo (curva E) durante el Intervalo II. Posteriormente su comportamiento podría ser como se muestra en la figura 3-2, esto es una consecuencia del efecto gel o efecto de Trommsdorff. Las partículas de

polímero durante el Intervalo II, aumentan de tamaño al mismo tiempo las gotas de monómero disminuyen. El Intervalo II finaliza cuando las gotas de monómero desaparecen. La transición del Intervalo II a III ocurre a bajas conversiones cuando la solubilidad del monómero y el grado de hinchamiento de monómero en las partículas de polímero (o sea \varnothing_m) son elevados. En el cuadro 3-2, aparecen algunos valores de la concentración de monómero en las partículas de polímero y de las conversiones en la cual las gotas de monómero desaparecen, indicando la ocurrencia de esa transición.

El número de partículas permanece igual en el Intervalo II y en el Intervalo III, pero la concentración de monómero en las partículas de polímero disminuye con el tiempo, puesto que no existen más gotas de monómero en el Intervalo III. La disminución de \varnothing_m es lenta con los monómeros más solubles en agua debido al monómero en solución que actúa como reservorio. La presencia del efecto gel continúa en el Intervalo III. Cuantitativamente la disminución de la concentración del monómero con el efecto gel determinan el exacto comportamiento observado en este intervalo (G, F o H).

La velocidad de polimerización continúa constantemente disminuyendo conforme la concentración de monómero en el polímero disminuye. Finalmente conversiones de 100% son frecuentemente alcanzadas. Al final las partículas de polímero tienen diámetros del orden de 500 a 2000 Å y son intermedios en tamaño entre las micelas iniciales y las gotas iniciales de monómero.

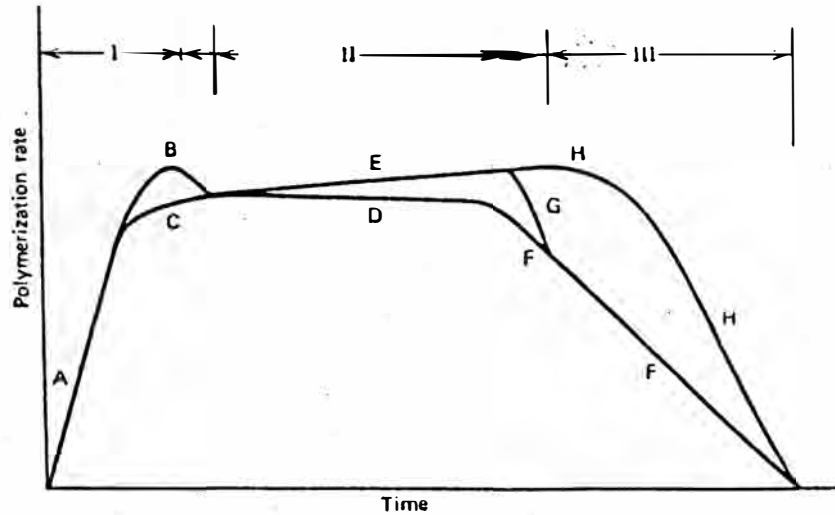


FIGURA 3-2 Diferentes Comportamientos de Velocidades son observados en la polimerización en emulsión

CUADRO 3.2. CONCENTRACION DE MONOMERO EN LAS PARTICULAS DE POLIMERO SATURADAS Y LA CONVERSION A LA CUAL LAS GOTAS DE MONOMERO DESAPARECEN

	Tensión Interfacial Dinas/cm.	CONCENTRACION Fracc.vol mol/lt. ϕ_m	%CONVERS. (gotas de mon. desap.)	
Acetato de Vinilo	3.0	9	0.85	15
Acrilato de Metilo			0.85	
Metacrilato de Metilo	11.0	7	0.73	30
Acrilato de Butilo	13.3		0.65	
Metacrilato de Butilo	21.4		0.60	
Estireno	34.0	5	0.60	45
Cloruro de Vinilo		4	0.30	75

3.1.5.4. Teoría de Harkins

Los aspectos cualitativos de la teoría de polimerización en emulsión han sido establecidos por Harkins. (Ref.31).

En esencia, este modelo parte del hecho de que los agentes emulsificantes disueltos en agua forman agregados o "micelas" cuando su concentración es más elevada que la llamada concentración micelar crítica (CMC). Las moléculas de emulsificante tienen la parte hidrofóbica orientada hacia el interior de la micela y la parte hidrofílica ocupando la zona externa de la misma.

Cuando se adiciona un monómero insoluble en agua a un sistema micelar, se forman tres fases monoméricas bien diferenciadas: la mayor parte aparece formando pequeñas gotitas dispersadas en la fase acuosa, probablemente estabilizadas con agente emulsificante. Una pequeña cantidad de monómero queda solubilizada en las micelas de agente emulsificante, las cuales aumentan de tamaño por esta causa; otra pequeña porción, aún menor, y que en la mayoría de los casos puede considerarse despreciable, queda disuelta en la fase acuosa. La formación de este sistema heterogéneo se favorece si se aplica una agitación adecuada. En caso contrario las gotitas tienden a coalescer.

Cuando se introduce un generador de radicales libres soluble en el medio acuoso, su descomposición, por rotura homolítica o por medio de una reacción redox, da lugar a la formación de radicales libres en la fase acuosa, los cuales provocan la polimerización del monómero.

Los radicales formados en la fase acuosa son absorbidos rápidamente por las micelas hinchadas de monómero, las cuales se convierten de esta

manera en el lugar donde se produce la iniciación de la polimerización y el proceso de crecimiento posterior. Una vez que se ha iniciado la reacción de polimerización la propagación del proceso se realiza rápidamente, debido a que la concentración de monómero en las micelas es elevada. Al mismo tiempo aparece un fenómeno de difusión de nuevas moléculas de monómero desde las gotitas monoméricas hasta las micelas, el cual repone el monómero polimerizado. Con ello, las micelas se transforman en partículas de polímero hinchadas con monómero y estabilizadas con el agente emulsificante. A medida que la polimerización transcurre, estas partículas de polímero aumentan de tamaño y absorben nuevas moléculas de agente emulsificante. Esta absorción de emulsificante y la creación continua de nuevas partículas ocasiona una disminución paulatina de la concentración del emulsificante micelar, que hace que en un momento dado las micelas desaparezcan del medio acuoso. En estas condiciones ya no es posible la formación de nuevas partículas de polímero y su número por unidad de volumen queda fijo durante el resto de la polimerización (aproximadamente 10^{16} partículas por mililitro). La absorción de todo el emulsificante micelar se refleja en un incremento brusco de la tensión superficial del medio.

Una vez que se ha agotado el emulsificante micelar, la polimerización continúa en las partículas de polímero-monómero, las cuales reciben más monómero procedente de las gotitas. A su vez, el tamaño de estas gotitas de monómero disminuye a medida que avanza la polimerización hasta que desaparecen totalmente a una conversión determinada. Cuando esto ha sucedido la reacción de polimerización se produce en las partículas de polímero-monómero a expensas del monómero retenido

en ellas, hasta que se agota también y la reacción termina. En la figura 3-3, se muestra un esquema del proceso de polimerización descrito.

Considerando el modelo de polimerización indicado anteriormente, es posible diferenciar tres intervalos bien definidos en una polimerización en emulsión:

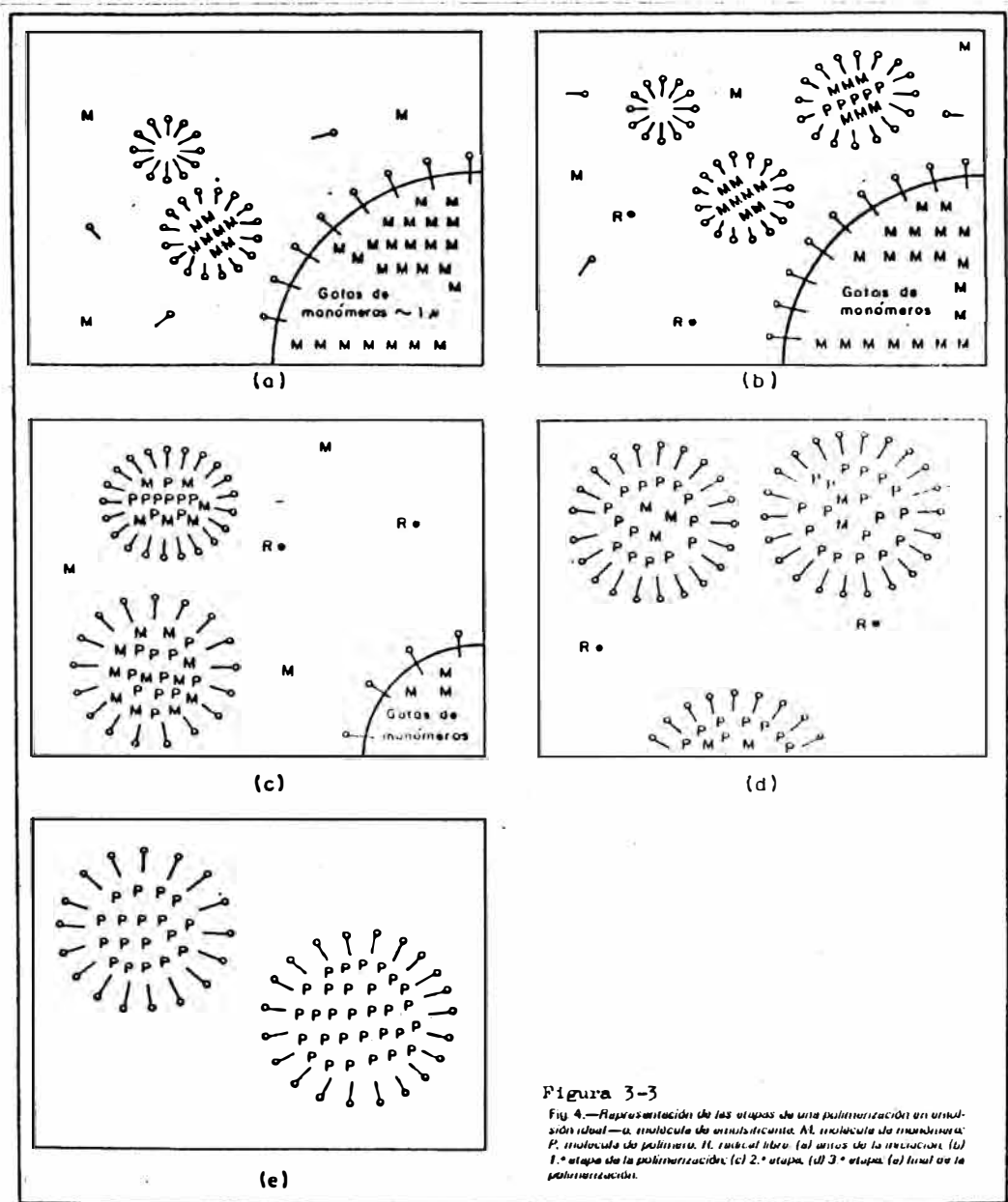


FIGURA 3.3.— REPRESENTACION DE UNA POLIMERIZACION EN EMULSION IDEAL

- Intervalo I o de nucleación. Este periodo es el más corto y dura desde que comienza la polimerización hasta que se agota el emulsificante micelar. En sistemas normales la conversión alcanzada suele oscilar entre 1 y 3%, aunque puede ser más elevada. El número de partículas aumenta en forma continua hasta el final del periodo.
- Intervalo II. En esta etapa el número de partículas es constante y comprende desde la terminación del Intervalo I hasta que desaparecen todas las gotitas de monómero. La conversión que se alcanza al finalizar este periodo depende fundamentalmente de la solubilidad del monómero en el polímero, siendo más baja cuanto más soluble sea el monómero en las partículas del polímero.
- Intervalo III. Comienza cuando desaparecen las gotitas de monómero del medio de reacción y dura hasta que acaba la polimerización. Durante este periodo el número de partículas permanece constante; el tamaño de estas partículas disminuye ligeramente debido a la contracción de volumen que origina la polimerización; la viscosidad en las entidades polimerizantes aumenta y en consecuencia, la constante de velocidad de reacción de terminación disminuye, debido al efecto Trommsdorff que aparece. La conversión que se alcanza en esta etapa normalmente es del 100%.

3.1.6. ASPECTOS CUANTITATIVOS

3.1.6.1. Velocidad de Polimerización

La velocidad de polimerización de una macromolécula está expresada por la siguiente ecuación:

$$-\frac{d(M)}{dt} = R_i + R_p \quad (3-1)$$

El número de moléculas de monómero que reaccionan en la iniciación es pequeña con respecto a la propagación para un proceso de producción de altos polímeros. Como una aproximación el primer término de la derecha (R_i) puede despreciarse y la velocidad de polimerización es simplemente:

$$-\frac{d(M)}{dt} = R_p \quad (3-2)$$

Donde $R_p = k_p(M)(M^*)$

Siguiendo el mecanismo básico de polimerización expuesta en la sección 3.1.5., se llega a la siguiente ecuación para la velocidad de polimerización:

$$-\frac{d(M)}{dt} = R_p = k_p (M) N n \quad (3-3)$$

Para calcular la velocidad de polimerización se necesita conocer las tres variables que en ella intervienen, es decir, la concentración del monómero en la partícula del polímero (M), el número de partículas producido por N y el número medio de radicales por partícula n .

La ecuación (3-3) es aplicable a los intervalos II y III donde solamente existen partículas de polímero (no micelas). Esto es porque durante los Intervalos II y III, tiene lugar el mayor porcentaje de conversión de monómero a polímero.

Número medio de radicales por partícula, n .

El valor de n durante los Intervalos II y III es de importancia crítica en la determinación de R_p y han sido sujeto a muchos trabajos teóricos y experimentales. Tres casos pueden ser posibles, según el cual sea el valor de n . La mayor diferencia entre los tres casos está en la ocurrencia de la difusión de radicales fuera de las partículas (desorsión), el tamaño de las partículas, el modo de terminación, la velocidad de iniciación y terminación, y otros parámetros de reacción.

Caso I, $n < 0.5$.- El número medio de partículas puede ser inferior a 0.5 si la desorsión de radicales de las partículas y la terminación en la fase acuosa no son despreciables. La disminución de n es mayor para pequeñas partículas y a bajas velocidades de iniciación. A esta clase de situación pertenecen los sistemas de polimerización en emulsión de VCM y VAM.

Caso II, $n = 0.5$.- Este caso es normalmente aplicable en la mayoría de las polimerizaciones en emulsión. Esto ocurre cuando no hay desorsión de radicales o es despreciable comparado con la velocidad de ingreso de radicales a las partículas (absorsión) o bien en casos en que el tamaño de partícula es pequeño y la velocidad de terminación bimolecular es constante.

Una partícula de polímero no puede tolerar más de una cadena en crecimiento a la vez. Dos radicales en la misma partícula terminan mutuamente con rapidez. Por lo tanto, en promedio, la mitad de las partículas poliméricas contendrán radicales en cualquier instante, $n = 0.5$.

El comportamiento del caso II requiere que la velocidad de iniciación no sea muy lenta, el

tamaño de la partícula sea pequeño, la velocidad de terminación bimolecular sea relativamente constante y la terminación de radicales en la fase acuosa sea despreciable. Ejemplos típicos son la polimerización en emulsión del estireno y del metacrilato de metilo.

Caso III, $n > 0.5$.- Algunas partículas de polímero contienen dos o más radicales por partícula, de ahí que n es mayor de 0.5, puesto que existirá siempre una fracción (muy significativa) el cual tiene CERO radicales por partícula. Esto ocurre si el tamaño de la partícula es grande o la velocidad de iniciación y terminación son lentas. La terminación en fase acuosa y la desorción de radicales no son importantes.

Concentración del monómero, (M)

La concentración del monómero en las partículas de polímero está representada mediante la ecuación (3-4), propuesta por J. Aleman (34).

$$(M) = \frac{(1 - X) \int_m}{(1 - X - X \frac{\int_m}{\int_p}) PM} \quad (3-4)$$

Para el intervalo II: $0 < X < X_c$

$X = X_c$, por lo tanto (M) es constante.

Para el Intervalo III: $X_c < X < 1$

$X = X_c$, por lo tanto (M) varía.

En donde:

X Monómero convertido respecto a la cantidad total añadida en el tiempo dado.

X_c Conversión en la cual las gotas de monómero desaparecen (fin del Intervalo II), véase cuadro 3-2.

PM Peso molecular del monómero.

\int_m, \int_p Densidad del monómero y del polímero respectivamente.

Número de partículas de polímero, N

El número de partículas de polímero es el principal determinante de la velocidad y grado de polimerización, puesto que aparece en las ecuaciones (3-3) y (3-6). La formación y estabilización de las partículas de polímero por nucleación micelar y nucleación homogénea comprende la absorción de emulsificante de las micelas, de la solución y de las gotas de monómero.

El número de partículas de polímero que pueden estabilizarse depende del área superficial total del emulsificante presente en el sistema $a_m S$ donde a_m es el área ocupada por una molécula de emulsificante y S es la concentración total de emulsificante en el sistema (micelas, solución y gotas de monómero). Sin embargo, N es también directamente dependiente de la velocidad de generación de radicales R_i . Cuantitativamente la dependencia de N por $a_m S$ y R_i ha sido derivada como:

$$N = k \left(\frac{R_i}{u} \right)^{2/3} (a_m S)^{2/3} \quad (3-5)$$

Donde u es la velocidad del crecimiento en volumen de una partícula de polímero. El valor de k está entre 0.37 y 0.53 dependiendo de las asunciones hechas respecto a la relativa eficiencia de captura de radicales por las micelas como de las partículas de polímero.

Se debe observar que el número de partículas de polímero está asociado con el tamaño de la partícula. Un alto número de partículas corresponde a un tamaño pequeño de partícula y a un bajo número de partículas tendremos partículas

de tamaño más grande.

Considerando la ecuación (3-5) junto con las ecuaciones (3-3) y (3-6) se observa que R_p y X_n depende de la concentración total de emulsificante en la potencia $3/5$. La velocidad de polimerización varía con la potencia $2/5$ de R_i mientras el grado de polimerización varía inversamente con la potencia $3/5$ de R_i . La dependencia de R_p sobre R_i no es contradictoria a las conclusiones anteriores respecto a la independencia de la velocidad de polimerización sobre la velocidad de producción de radicales. La velocidad de generación de radicales afecta el número de partículas formadas la cual a su vez determina la velocidad de polimerización. Sin embargo, una vez que el sistema de polimerización en emulsión a alcanzado el estado estacionario con respecto a N , la velocidad de generación de radicales no tiene mayor efecto en la velocidad de polimerización mientras la iniciación está tomando lugar. Además de eso debe observarse que el número de partículas de polímero puede aumentar muy significativamente por incremento de la concentración de emulsificante mientras mantengamos constante la velocidad de generación de radicales. Por lo tanto desde el punto de vista práctico uno puede incrementar R_p y X_n por aumento de N . Aumentando N por incremento de R_i , aumenta R_p pero a expensas de la disminución de X_n .

La ecuación (3-5) es generalmente aplicada a monómeros tal como estireno, el cual muestra poca tendencia a la desorción de radicales. Considerables desviaciones son generalmente observadas por monómeros tales como VAN y VCM el cual sigue el comportamiento del caso 1. Para estos monómeros el orden de dependencia de N sobre S es aproximadamente mayor que el predicho y se

acerca al de primer orden mientras la dependencia sobre R_i se aproxima a orden cero. Cuando la desorción de los radicales es extensa ocurre que la mayor parte de la masa de nucleación es iniciada por desorción de radicales con el resultado de que N es poco afectado por R_i y la dependencia sobre S es más alta que la pronosticada. De este modo, el orden de dependencia de N sobre R_i es 0.64 para el estireno, 0.86 para el metil metacrilato y 0.1 para el VCM y VAM, mientras que el orden de dependencia sobre S son 0.36, 0.20 y ~ 0 respectivamente. Además, para los monómeros del caso 1, el valor de N es considerablemente más alto que el predicho (i.e., k es mayor que el pronosticado) debido al aumento de la nucleación por desorción de radicales.

Las partículas de polímero pierden estabilidad durante los intervalos II y III puesto que el área superficial total de las partículas aumentan y la cobertura de la superficie con emulsificante disminuye. La relativa disminución de estabilidad de las partículas no es suficiente para causar coalescencia mientras la agitación es mantenida, N es generalmente constante. En algunos sistemas, sin embargo, la estabilidad disminuye suficientemente hasta causar la coalescencia de las partículas y la disminución de N con la conversión (Ref.1).

3.1.6.2. Grado de Polimerización

El grado de polimerización de la cadena macromolecular que sigue el comportamiento del caso 2, está definida por la relación entre la velocidad de crecimiento de la cadena y la velocidad de radicales primarios que ingresan a la partícula del polímero. La ecuación matemática del

grado de polimerización está expresada por:

$$X_n = \frac{K_p(M)N}{R_i} \quad (3-6)$$

Debe observarse que X_n en una polimerización en emulsión es sinónimo de la longitud de la cadena cinética. No obstante la terminación es por acoplamiento bimolecular, en la cual uno de los radicales es un radical primario y no contribuye significativamente en el tamaño de la molécula de polímero inactivo. La derivación de la ecuación (3-6) asume que no existe alguna terminación por transferencia de cadena. Si la transferencia de cadena existe, el grado de polimerización está dado por:

$$X_n = \frac{R_p}{R_i + \sum R_{tr}} \quad (3-7)$$

Donde R_{tr} es la suma de las velocidades de todas las reacciones de transferencia. La velocidad de reacción de transferencia de cadena en la partícula de polímero está dada por una ecuación de tipo:

$$R_{tr} = K_{tr}(XA) \quad (3-8)$$

análogo al caso de transferencia en la polimerización homogénea.

El grado de polimerización y la velocidad de polimerización varía directamente con N , pero el grado de polimerización varía inversamente con R_i . Consideremos las ecuaciones (3-3) y (3-6) con sus análogas ecuaciones (3-9) y (3-10) para un sistema de polimerización homogénea, se muestran características significativas para el proceso de polimerización en emulsión.

$$R_p = (R_i \sqrt{k_p^2/2k_t})^{1/2} (M) \quad (3-9)$$

$$X_n = (2k_p^2/R_i k_t)^{1/2} (M) \quad (3-10)$$

La ecuación (3-10) asume que hay acoplamiento bimolecular pero no existe terminación por transferencia de cadena.

En la polimerización homogénea, uno puede incrementar la velocidad de polimerización por aumento de la velocidad de iniciación, pero disminuye al mismo tiempo el peso molecular del polímero. No hay variables experimentales que se puedan utilizar para aumentar k_p sin disminución de X_n . En cambio la situación es diferente en la polimerización en emulsión. La velocidad y el grado de polimerización puede aumentar simultáneamente por aumento del número de partículas de polímero a una constante velocidad de iniciación.

Las ecuaciones (3-7) y (3-8) requieren modificarse para ser aplicadas al comportamiento según al caso 3, donde una fracción significativa de las partículas de polímero tiene 2 ó 3 radicales por partícula. Para tales partículas, se sigue cumpliendo $R_i=R_t$ (asumiendo n , en estado estacionario). El grado de polimerización será el doble que para el caso 2, puesto que la terminación es por acoplamiento entre los radicales que se propagan en lugar de un radical primario (o oligoméricos). Por lo tanto, el grado de polimerización para el comportamiento del caso 3 será entre X_n calculado con la ecuación (3-6) y el doble de este valor.

En las figuras 3-4 a 3-8 se muestran el efecto de la concentración del emulsificante y del iniciador sobre la cadena molecular y el

porcentaje de conversión con el tiempo, para diferentes sistemas de polimerización en emulsión.

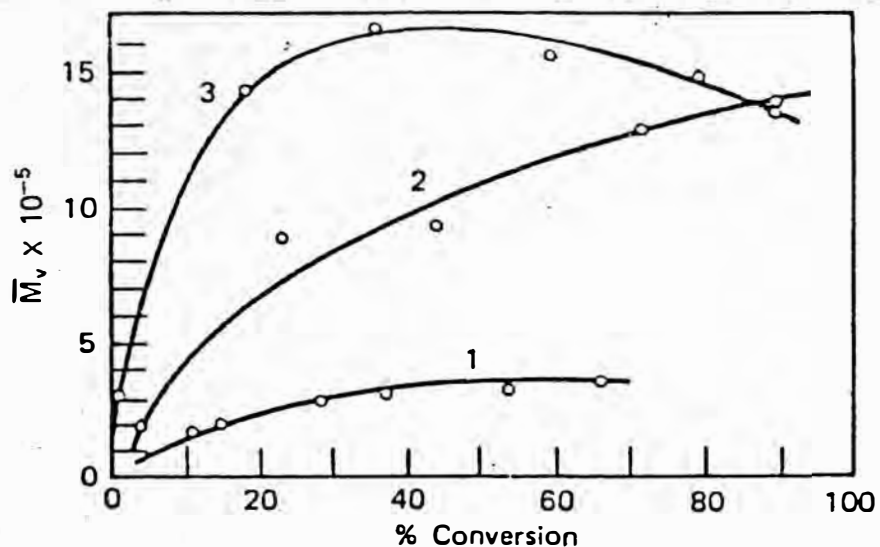


Figura 3-4. Peso Molecular vs % Conversión. Polimerización del Estireno en emulsión a 60° C., para tres concentraciones de emulsificante, laurato de potasio. Los moles de emulsificante por carga de polimerización (100 gr Estireno, 180 gr Agua y 0.5 gr $K_2S_2O_8$) son: (1) 0.0035 (2) 0.007 y (3) 0.014

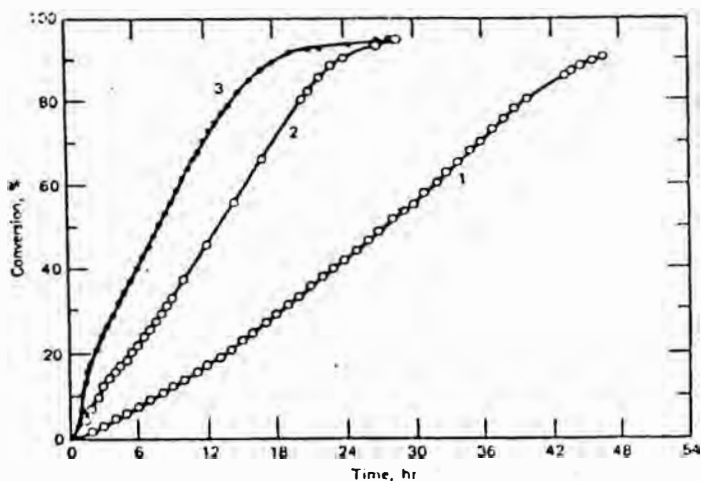


Figura 3-5. Polimerización del Cloruro de Vinilo en emulsión a 50°C, relación monómero/agua: 26/74 y 0.883 % de emulsificante (laurato de potasio). Las concentraciones del iniciador ($K_2S_2O_8$) son: (1) 0.0012% (2) 0.0057 % y (3) 0.023 %.

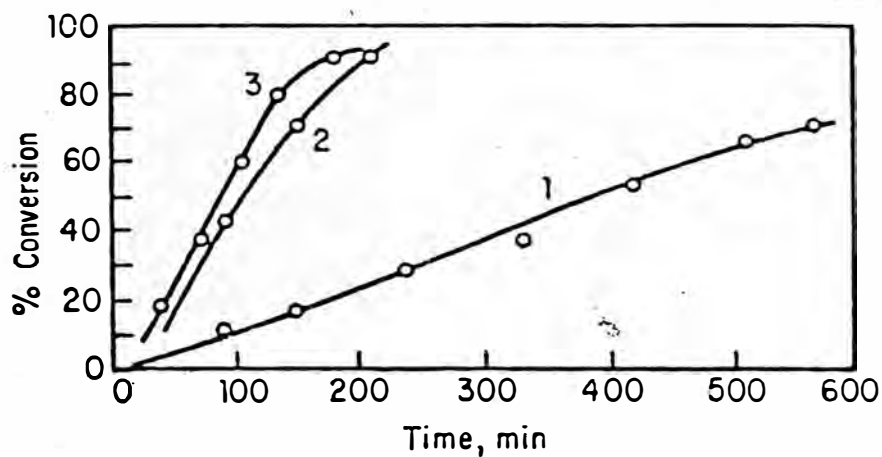


Figura 3-6. Polimerización de Estireno en emulsión a 60° C., para tres concentraciones de emulsificante, laurato de potasio. Los moles de emulsificante por carga de polimerización (100 gr Estireno, 180 gr Agua y 0.5 gr $K_2S_2O_8$) son : (1) 0.0035 , (2) 0.007 y (3) 0.014 .

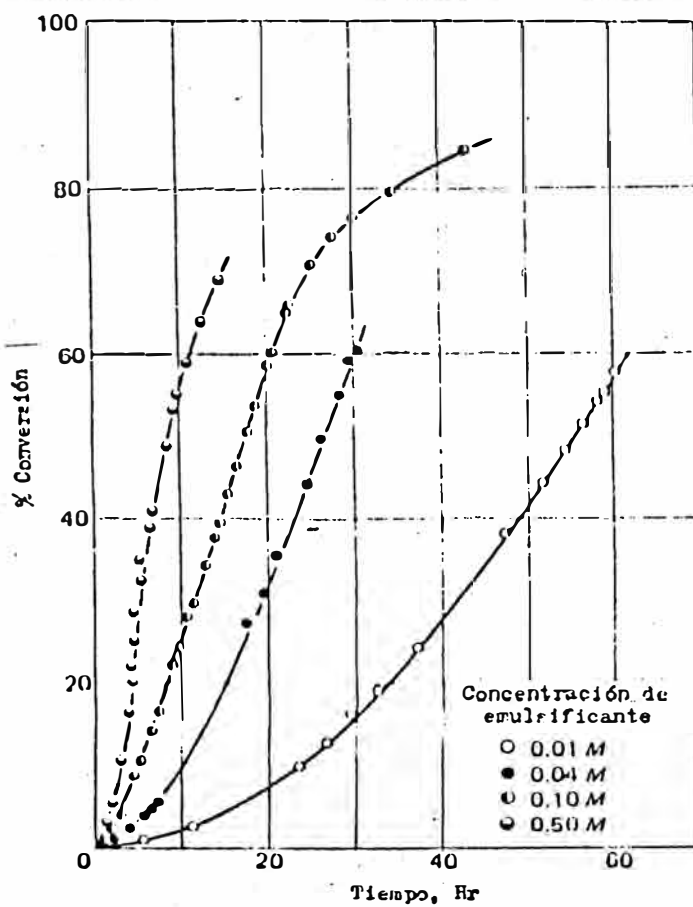


Figura 3-7. Polimerización del Isopreno en emulsión a 50° C., para cuatro concentraciones de emulsificante (laurato de sodio).

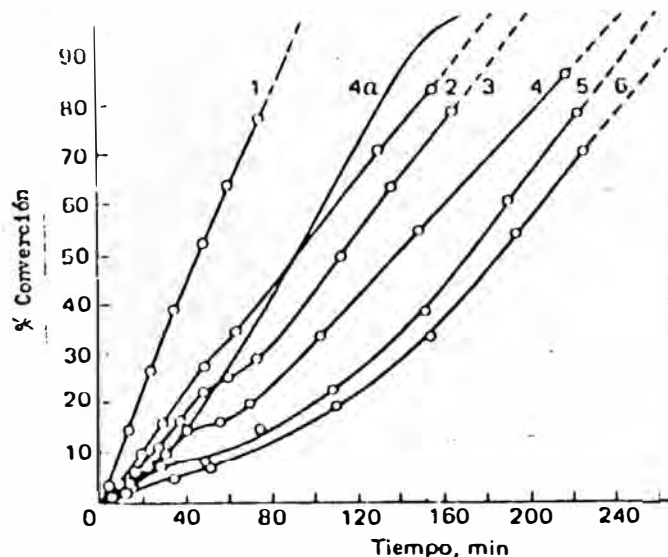


Figura 3-8. Polimerización del Cloruro de Vinileno a 36° C . El iniciador es 0.15 gr $(NH_4)_2S_2O_8$ y 0.15 gr $Na_2S_2O_5$ / 100 gr de monómero. El emulsiificante, lauril sulfato de sodio tiene una concentración de : (1) 10 gr, (2) 5 gr, (3) 3 gr, (4 y 4a) 2 gr, (5) 1 gr y (6) 0.5 gr / 100 gr de monómero. La velocidad de agitación es de 285 rpm excepto para 4a, que es de 756 rpm.

3.1.6.3. Teoría de Smith-Ewart

El modelo establecido por estos autores (Ref.30), utiliza la teoría de Harkins y considera que las diferentes etapas de polimerización (descomposición del iniciador, reacción de iniciación, propagación y terminación y transferencia de cadena) cumplen las mismas relaciones cinéticas que en la polimerización homogénea. No obstante la polimerización en emulsión presenta características que le son propias: la polimerización se realiza en un gran número de micelas o de partículas aisladas unas de otras de forma que cada una de estas entidades puede considerarse como un medio homogéneo; las micelas de monómero y las partículas de polímero-monómero aparecen separadas de la mayor parte de la masa monomérica, la cual se concentra en las gotitas de monómero; los radicales se generan en la fase acuosa y emigran a las micelas o a las partículas hinchadas para iniciar la

polimerización.

La teoría de Smith-Ewart se centra principalmente en establecer las relaciones que determinan el número de entidades polimerizantes que contiene el sistema en cada momento de la reacción y en calcular la velocidad de la reacción de polimerización en cada una de dichas entidades.

La forma más simplificada de este tratamiento considera que en el Intervalo I todos los radicales que se forman por descomposición del iniciador son capturados solo por las micelas. Con esta simplificación se puede establecer la ecuación siguiente:

$$\frac{dN}{dt} = R_i \quad (3-11)$$

La ecuación (3-11) relaciona la velocidad instantánea de formación de partículas, dN/dt , con la velocidad de creación de radicales, R_i . R_i puede considerarse constante si la etapa de nucleación es corta comparada con la vida media del iniciador.

La integración de la ecuación (3-11) al tiempo t , cuando todo el emulsificante ha sido absorbido por las partículas de polímero-monómero proporciona la ecuación:

$$N = k (R_i/u)^{0.4} (a_m S)^{0.6} \quad (3-12)$$

donde N es el número máximo de partículas formadas por unidad de volumen de agua.

Cuando se considera que las micelas y las partículas de polímero pueden absorber los radicales creados en la fase acuosa a una velocidad proporcional a su superficie, se obtiene una ecuación equivalente a la (3-12), aunque la

constante proporcional tiene otro valor diferente.

La ecuación (3-12) indica que el número máximo que se crean en un sistema de polimerización en emulsión, es proporcional a la potencia 0.4 de la concentración de indicador y a la potencia 0.6 de la concentración de agente emulsificante.

Por otro lado, la velocidad de polimerización en una entidad aislada puede expresarse por medio de la ecuación:

$$-\frac{d(M)}{dt} = R_p = K_p (M) (M^*) \quad (3-13)$$

La teoría y los resultados experimentales muestra que la concentración de monómero en las partículas de polímero-monómero en un sistema de polimerización en emulsión permanece relativamente constante mientras existen gotitas de monómero en el medio. La difusión del monómero desde las gotitas a las partículas de polímero hinchadas es más rápida que la velocidad de polimerización. Sin embargo, las partículas de polímero no pueden absorber monómero indefinidamente, ya que la energía libre interfacial aumenta a medida que se hincha la partícula, llegándose a un equilibrio en el que la fracción en volumen, ϕ_m , de monómero permanece constante. En el cuadro 3-2 se dan valores de ϕ_m para algunos monómeros.

En la teoría de Smith-Ewart también se admite que las partículas formadas contienen un radical en crecimiento durante el Intervalo I.

Considerando los aspectos indicados anteriormente, la velocidad de polimerización en el Intervalo I tomará la forma:

$$-\frac{d(M)}{dt} = \frac{K_p (M) N}{N_A} \quad (3-14)$$

Puede observarse, analizando las ecuaciones (3-14) y (3-11), que la teoría de Smith-Ewart predice la variación lineal de la velocidad con el tiempo en el intervalo I. Su valor aumenta gradualmente como se muestra en la figura 3-9.

La teoría de Smith-Ewart admite que el número de partículas permanece constante durante el Intervalo II. Su valor queda expresado por la ecuación (3-12). Asimismo, la concentración de monómero en las partículas de polímero-monómero es constante, debido a que las gotitas de monómero continúan presentes en el sistema durante todo el período. Por ello, el problema básico para expresar la velocidad de polimerización durante esta etapa se centra en la determinación del número medio de radicales que existe en cada una de las partículas.

El caso más general de la teoría de Smith-Ewart considera que la reacción de terminación entre dos radicales es instantánea en cada una de las entidades polimerizantes: un radical entra en una partícula y rápidamente se inicia el crecimiento de la cadena polimérica; cuando llega un segundo radical a esta misma partícula se produce una reacción de terminación entre los dos radicales, cesa el crecimiento de la macromolécula y la partícula se hace inactiva, hasta que absorbe un nuevo radical. De esta forma, cada partícula contiene, por término medio, un radical en crecimiento la mitad del tiempo de polimerización, o bien, puede considerarse que el número medio de radicales por partículas es $1/2$ en cada momento de este intervalo. La ecuación de velocidad de polimerización para el Intervalo II tendrá la forma:

$$\frac{d \text{ (M)}}{d t} = \frac{K_p \text{ (M)} N}{2 N_A} \quad (3-15)$$

Como la concentración de monómero y el número de radicales son constantes en cada una de las partículas, la velocidad de polimerización no variará durante el intervalo II. Este comportamiento aparece indicado en la Figura 3-9

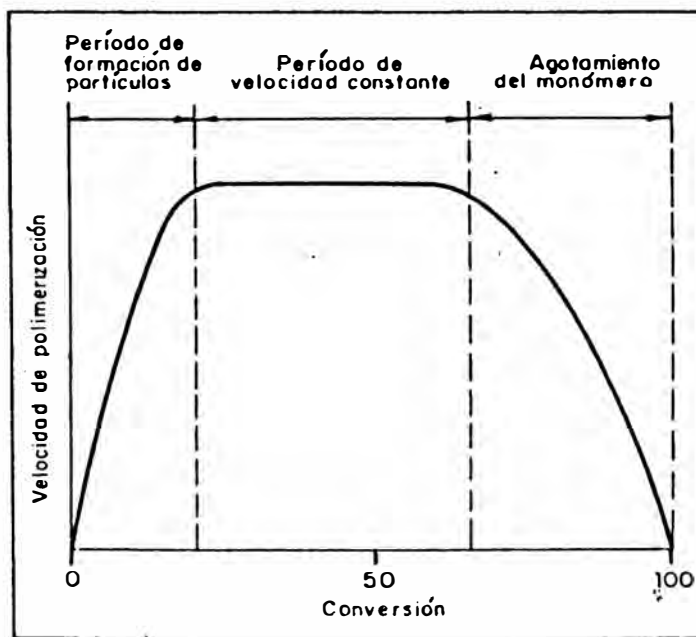


Figura 3-9. Polimerización en Emulsión Ideal

Considerando que R_i es número de radicales que entran en las N partículas en la unidad de tiempo, la relación R_i/N será el número de radicales que entra en cada partícula, por término medio, en la unidad de tiempo. A partir de esta relación se deduce que el tiempo medio que transcurre entre dos entradas sucesivas de radicales en una partícula debe ser N/R_i . Este valor será también el tiempo de crecimiento medio en cada cadena polimérica. El grado medio de polimerización será proporcional al tiempo de vida

del radical en crecimiento y en consecuencia, será proporcional el número de partículas por unidad de volumen presentes en el medio acuoso.

Matemáticamente el grado de polimerización, definido en este caso por la relación entre la velocidad de crecimiento y la frecuencia de captura de los radicales, puede expresarse por medio de la ecuación (3-6).

El análisis de esa ecuación muestra que el peso molecular permanece constante, lo cual ha sido comprobado experimentalmente, por ejemplo en la polimerización de estireno. La ecuación (3-6) indica también que el grado medio de polimerización aumenta con el valor de N , si la concentración del iniciador se mantiene constante.

El Intervalo III, o período final, comienza cuando desaparecen las gotitas de monómero del medio de reacción. Todo el monómero que queda sin polimerizar se encuentra en las partículas del polímero. En este período, la concentración de monómero decrece en forma continua, aumenta la viscosidad del medio polimerizante y el volumen de las partículas disminuye ligeramente a causa de la contracción de su volumen que se produce en la polimerización.

Aunque en numerosos casos más del 50% del monómero polimeriza en este intervalo, sin embargo, la teoría de Smith-Ewart no le ha prestado la atención debida, probablemente por las dificultades que puede tener expresar de forma cuantitativa la variación de la velocidad de polimerización con la conversión. En efecto, en este intervalo aparecen dos efectos opuestos: una disminución de la concentración de monómero con la conversión que actúa negativamente sobre la velocidad de polimerización; un aumento de viscosidad en las entidades polimerizantes a

medida que aumenta la concentración de polímero, que produce una disminución de la constante de la velocidad de terminación, K_t , por un efecto tipo Tromsdorff o efecto gel, el cual induce un aumento de la velocidad de polimerización.

En conjunto, la velocidad de polimerización disminuye con la conversión durante esta etapa, pero su valor en cada momento no puede ser expresado cuantitativamente, debido fundamentalmente, a que se desconoce la variación de la velocidad con la conversión. En la figura 3-9, se muestra esquemáticamente la variación de la velocidad con la conversión.

Los resultados experimentales obtenidos en polimerizaciones de monómeros muy insolubles en agua presentan gran concordancia con este modelo. Sin embargo, en otros casos aparecen divergencias profundas, a causa de la complejidad de los aspectos mecanísticos de este tipo de polimerización. El estudio de estas divergencias ha sido objeto de numerosos trabajos.

3.1.7. OTRAS CARACTERISTICAS DE LA POLIMERIZACION EN EMULSION

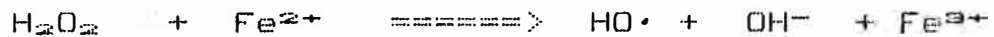
3.1.7.1. Iniciadores:

Los iniciadores usados en la polimerización en emulsión son iniciadores solubles en agua, tales como persulfato de potasio o de amonio y peróxido de hidrógeno. Algunos peróxidos parcialmente solubles en agua como peróxido ácido succínico y t-butil hidroperóxido han sido también utilizados. (Ref.1).

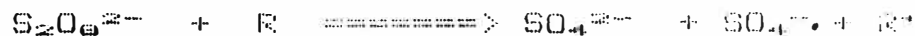
Mayormente los iniciadores usados son los sistemas REDOX, estos están compuestos por los iniciadores tipo peróxido (agente oxidante) y un agente reductor, el cual acelera la formación de radicales libres en el medio acuoso a baja

temperatura.

Un sistema REDOX típico es el peróxido de hidrógeno y el hierro ferroso. En ausencia de un monómero polimerizable, el peróxido se descompone en radicales libres de la manera siguiente:



Otro iniciador de tipo peróxido extensamente usado es el ión persulfato con un agente reductor R, la reacción es:



Donde R es el ión tiosulfato ($\text{S}_2\text{O}_3^{2-}$) o ión bisulfito (HSO_3^-); R también puede ser el ión ferroso (Fe^{2+}).

Algunos investigadores señalan que utilizando persulfato como iniciador en la polimerización en emulsión del VAM, se obtienen dispersiones de polímero muy estables, cuando el emulsificante es de tipo aniónico.

Los sistemas REDOX tienen la ventaja de producir velocidades iniciación deseadas a moderadas y baja temperatura (+50 a -30°C).

3.1.7.2. Emulsificantes

Los emulsificantes aniónicos son los más usados en la polimerización en emulsión. Estos incluyen los jabones ácidos grasos (estearato, laureato y palmitato de sodio o de potasio), sulfato y sulfonatos (lauril sulfato de sodio y dodecil benceno sulfonato de sodio). Con un emulsificante de tipo aniónico se logra una mayor estabilidad de la emulsión y provoca la existencia de partículas de menor tamaño, al mismo tiempo la velocidad de polimerización aumenta. Este tipo de

emulsificantes se utilizan preferentemente en las dispersiones que tienen partículas de polímero cargadas negativamente. Las cantidades de emulsificante aniónico generalmente se usa de 0.2 a 2.0% basadas en la cantidad de agua.

Los emulsificantes no iónicos tales como óxido de polietileno, alcohol polivinílico e hidroxietil de celulosa algunas veces son usadas con emulsificantes aniónicos para proporcionar mejor estabilidad al congelamiento, descongelamiento y mecánica del polímero. Así como también controlar el tamaño y la distribución de la partícula.

Las cantidades de emulsificantes no iónicos que se utilizan están en el orden de 2 a 10% basada en la cantidad de agua. Y se usan en donde el latéx final de polímero es insensible a los cambios de pH en un amplio rango. Cabe señalar que estos emulsificantes utilizados sólo no tienen influencia alguna en el tamaño de partículas, ni en la velocidad de polimerización.

Los emulsificantes catiónicos tales como cloruro de dodecil amonio y bromuro cetiltrimetil amonio, son menos utilizados debido a su acción emulsificante ineficiente y a efectos adversos en la descomposición del iniciador.

El principal uso de los emulsificantes catiónicos está en la producción de latéx de partículas que llevan cargas positivas.

Cuando se utiliza un emulsificante catiónico la velocidad de polimerización es menor que si no se adiciona. Al mismo tiempo disminuye el número de partículas. Esto sucede cuando se tiene partículas de polímero cargadas negativamente.

Los emulsificantes aumentan el número de partículas y disminuyen el tamaño de la partícula, cuando su concentración inicial se incrementa. Sin

embargo, se puede utilizar la adición retardada de más emulsificante después que la nucleación es completa para proporcionar la estabilidad de las partículas sin afectar el número de las partículas, tamaño y/o distribución de tamaño.

En algunas polimerizaciones en emulsión se observan resultados anómalos, como que existe una relación inversa de R_p , N y X_n con la concentración de emulsificantes. Algunos emulsificantes pueden actuar como inhibidores o retardadores de la polimerización, especialmente de aquellos radicales altamente reactivos como el acetato de vinilo y el etileno (). Esto mayormente aparece con emulsificantes insaturados (ej. jabones ácido graso).

3.1.7.3. Otros componentes: Agua

La calidad del agua usada en la polimerización en emulsión es de importancia. Se utiliza agua desionizada debido a que la presencia de iones extraños o de su alta concentración pueden interferir en el proceso de iniciación de la polimerización y en la acción del emulsificante.

3.1.8. COPOLIMEROS EN EMULSION: COPOLIMEROS DE PVA

Las características del polímero de VAM puede alterarse para específicas aplicaciones finales por incorporación de plastificantes y/u otros aditivos. Estos modificadores externos, mientras se usa, frecuentemente pierden sus efectos porque tienen la tendencia a volatilizarse durante el desgaste o envejecimiento. Mejores performances se alcanzan copolimerizando el VAM con otro monómero. Los componentes típicos con el cual el VAM es comercialmente copolimerizado son VCN, propionato de vinilo, otros ésteres de vinilo, acrílicos y

metacrílicos.

Los copolímeros producen resinas las cuales retienen algunas de las propiedades de los homopolímeros del monómero de partida. Por una juiciosa selección del monómero para la reacción copolimérica, es posible obtener una resina idónea para el particular uso final. Estas resinas son los llamados "modificadores internos" que enfrentan al clima y el envejecimiento sin pérdida de las propiedades deseables debido a la exudación de un componente crítico. Los copolímeros de VAM y acrilatos (en menor proporción) en forma de emulsión son excelentes para pinturas interiores y exteriores (lavables) y tienen propiedades superiores al homopolímero sólo.

Comúnmente los copolímeros de VAM preparados a escala contienen plastificantes comerciales tales como ftálatos, maleatos, fumaratos y ésteres acrílicos.

Los copolímeros son fácilmente preparados por diversos métodos de polimerización en emulsión. Por ejemplo, el VCM copolímero del VAM es preparado comercialmente para una variedad de aplicaciones tales como laminado flexible, películas flexibles y componentes de moldeo y extrucción.

El ácido crotonico y metil crotonato copolímero de VAM se preparan a gran escala para uso como adhesivos y agentes de tratamiento textil.

El VAM es un monómero barato el cual forma un gran número de polímeros útiles. Estos polímeros han sido encontrados en amplia aplicación como en productos de uso industrial y de consumo, y su expectativa de crecimiento continuará. (Ref.21,CapIV)

3.1.9. TECNICAS DE POLIMERIZACION EN EMULSION

La polimerización en emulsión comercial a menudo comprende la adición semicontinua o continua

de monómero para obtener una velocidad de reacción y control de temperatura deseada. El peso molecular es también afectada por el incremento de la adición del monómero (ecuación 3-7). La adición semicontinua o continua del iniciador y del agente de transferencia de cadena se emplea cuando es necesario mantener una velocidad de iniciación y peso molecular relativamente constante.

El emulsificante es también frecuentemente adicionado a lo largo de la polimerización en emulsión. La velocidad y cantidad total de emulsificante adicionado tiene gran efecto en el tamaño y distribución de partículas. Si la cantidad de emulsificante es mayor que el necesario a compensar por el incremento de área superficial, nuevas partículas nucleadas podrían ocurrir en una gran porción del rango de conversión, resultando una amplia distribución de partículas.

A manera de ilustración se describe tres técnicas convencionales (Ref.21) para la polimerización en emulsión.

3.1.9.1. Polimerización en Batch

El monómero y el iniciador se agrega a una solución acuosa de emulsificante, con buena agitación. La mezcla resultante que está formada por diminutas gotas de monómero en suspensión en el medio acuoso, se calienta el sistema hasta la temperatura azeotrópica, cerca de 60°C, para el VAM/agua. Después de algún tiempo a esta temperatura la polimerización es exotérmica y la mezcla reaccionante requiere de enfriamiento.

La eliminación del exceso de calor es realizada por la chaqueta de enfriamiento y condensadores de reflujo. Es necesario mantener un control sobre las condiciones de reacción durante la polimerización.

El polímero en emulsión preparado de esta manera se caracteriza por el alto peso molecular alcanzado y amplia distribución del tamaño de la partícula.

El proceso en batch fue empleado sólo a inicios en que la polimerización del VAM fue llevada a escala industrial, sin embargo actualmente es menos utilizada debido principalmente al variado tamaño de partícula.

3.1.9.2. Polimerización Semicontinua: Adición retardada

Usualmente es el método utilizado para la polimerización en emulsión del VAM. En este método se agrega el principio 10% de monómero, con el emulsificante y agua en el reactor con el 25-30% del iniciador. Después de polimerizarse el VAM se agregan lentamente el resto del monómero y del catalizador; durante el curso de la polimerización para mantener una temperatura de reacción estable. La agitación tiene que ser vigorosa al principio de la polimerización para luego pasar a moderada.

Este método de polimerización produce uniforme y fino tamaño de partícula en emulsión. Estas propiedades son especialmente importantes para las emulsiones que son empleadas en la manufactura de pinturas.

3.1.9.3. Polimerización continua

El proceso de polimerización continua es de limitado uso hoy en día. En este método se usan dos o más reactores colocados en serie provistos de buenos agitadores.

El iniciador, el monómero y la solución de emulsificante se vierten separadamente en el primer reactor que es mantenida caliente, y el rebose vierte al segundo reactor que está un poco más caliente, en donde se introduce una cantidad

medida de iniciador adicional que bajo su acción polimeriza el monómero residual proveniente del efluente del primer reactor.

Cada reactor de polimerización está equipada con sistema de calentamiento, agitador, instrumentación y otros aspectos de ingeniería que requiere la polimerización en emulsión.

3.2. DESARROLLO EXPERIMENTAL DE LA POLIMERIZACION

3.2.1. INTRODUCCION

La polimerización del VAM puede ser llevada a cabo por cuatro técnicas de polimerización, vale decir, polimerización en masa, en solución, suspensión y en emulsión. Sin embargo por esta última técnica es la más preferida por su versatilidad de aplicación, principalmente en el rubro de las pinturas y adhesivos.

Se estima que el 95% de la demanda de VAM que reposa en ese rubro, es convertido a homopolímero-copolímero empleando la técnica de emulsión. Y es que para los fines de aplicación (pinturas y adhesivos) tiene muchas ventajas en el control de la polimerización respecto a otras técnicas, para el desarrollo de un látex el cual es la finalidad del presente trabajo.

El desarrollo experimental para el proceso de polimerización del VAM comprende de dos partes, la primera es a nivel de laboratorio y la segunda es a nivel de planta piloto.

A nivel de laboratorio no sólo se plantea una formulación del homopolímero del PVA también se busca de encontrar un procedimiento simple y práctico para llevar a cabo la polimerización en el cual de como resultado un látex de PVA de calidad igual o superior a los que circulan en el mercado interno.

La formulación planteada para el látex de PVA

tuvieron como punto de partida los que aparecen en algunos textos de polímeros, el cual se han modificado durante el desarrollo del presente trabajo para obtener una concentración alrededor de 50% de sólidos, que es la concentración comercial, un mayor contenido de sólidos puede que la emulsión no tenga estabilidad. En cuanto al procedimiento experimental debo decir que se ejecutaron ensayos preliminares (Sección 3.2.2.) para encontrar condiciones de operación y formulaciones óptimas que servirán de base de estudios en el presente trabajo.

A nivel de planta piloto es una extrapolación experimental en el cual teniendo como base la formulación ensayada a nivel de laboratorio y ejecutando el mismo procedimiento, se hacen balances de materia y otras observaciones inherentes a su escalamiento. Para este fin se utilizó el reactor piloto batch para realizar ensayos empleando cargas cinco veces mayor que el realizado a nivel de laboratorio.

En esta sección tenemos como objetivo no solamente el planteamiento de la formulación del látex de PVA y de la forma como hacerlo para obtener una emulsión de calidad. Sino que también estudiamos la cinética de la polimerización evaluando el avance de la reacción con el tiempo, la velocidad de polimerización, el efecto del cambio de escala sobre ellos. Y además hallamos el peso molecular, grado de polimerización, viscosidad y contenido de sólidos del látex. También identificamos el PVA mediante su espectro IR y se compara con el espectro estándar y otros espectros de PVA obtenida en el mercado interno, en todos ellos se pueden apreciar su similitud.

3.2.2. ENSAYOS PRELIMINARES

Las formulaciones típicas del PVA homopolímero, en emulsión aparecen en algunos textos de la especialidad (1,14,20). Sin embargo muy poco dicen acerca de la descripción del proceso, la calidad del látex y sobretodo la evaluación de sus propiedades.

Una formulación básica del látex de PVA homopolímero que se utiliza en los ensayos preliminares es el siguiente:

COMPONENTE QUIMICO	%
VAM	47 - 50
Protector Coloidal/emulsificante	2 - 5
Iniciador	0.05 - 0.08
Carbonato de Sodio	Aprox. 0.06
Agua	47 - 50

Una propiedad importante es el contenido de sólidos, que principalmente está relacionado con la cantidad de VAM en la formulación. La adición de una mayor cantidad de VAM eleva el contenido de sólidos. Esta operación puede que exija una cantidad adicional del protector coloidal-emulsificante.

El protector coloidal-emulsificante que se utiliza por excelencia en las polimerizaciones en emulsión es el alcohol polivinílico de media viscosidad y parcialmente hidrolizado, (véase Apéndice B.2)

La cantidad del látex de PVA, que se usa como base para los ensayos preliminares para la polimerización en emulsión es de 0.5 kilogramos.

El objetivo de los ensayos preliminares es fijar puntos de partida de las condiciones de operación, formulación, evaluación cualitativa de la calidad de la emulsión de PVA.

Polimerización en Batch

En el proceso en batch todos los reactantes se ponen de una sola vez en el reactor.

Se estableció como temperatura de reacción 60, 70, 80 y 90°C, en todos los ensayos ejecutados, el problema fue de controlar la temperatura de reacción. Manifestándose por la elevación repentina de la temperatura acompañado con la espumación del sistema.

Se observa finalmente que la emulsión resultante es un "líquido" viscoso que presenta grumos y coágulos.

Polimerización en SemiBatch: Adición Continua de Reactantes

En este caso el reactor se cargó con todos los reactivos, pero dejando el 90% de la carga total de VAM para su adición continua en el reactor.

Se mejoró el control de temperatura de reacción. Las temperaturas seleccionadas para la polimerización están entre 55 - 70°C. En la parte final de la polimerización la temperatura puede llevarse a 70°C si se desea, para la conversión total del monómero, sin que exista problemas de espumación en el sistema.

La emulsión resultante es un líquido blanco viscoso pero tiene algo de coágulos, sin embargo éstos son en menor grado que el anterior.

Otro ensayo realizado en la polimerización semibatch, fue adicionado no solamente el VAM en la misma forma anterior, sino que además se añadía la solución de alcohol polivinílico. Esta carga de FV0h se dividió en 50% para la adición continua y 50% en el reactor al iniciar la polimerización.

La adición del sistema iniciador también fue modificada, ésta se realiza en forma intermitente en cinco etapas, con la finalidad de mantener una

velocidad de iniciación constante.

La temperatura de la reacción de polimerización seleccionada está en 62 - 60°C. Para lograr agotar el monómero puede elevarse unos grados más, pero sólo en la parte final de la polimerización.

Se controló el pH de la reacción de polimerización para garantizar la estabilización de la emulsión.

También se intentó la polimerización en vacío y con atmósfera inerte (N_2), con el fin de ver su influencia en la coloración del látex de FVA. Sin embargo no se encontró marcadas diferencias con el producto obtenido a presión atmosféricas. Debo señalar que el vacío máximo que se alcanzó fue de unos 2" Hg (bajo), que es el máximo exigible a nuestro precario sello de vacío.

3.2.3. PRINCIPIO Y BASES CUANTIFICABLES

El planteamiento de expresiones para cuantificar el avance de la reacción y de la velocidad de polimerización exige un diagrama de flujo que permita visualizar el proceso y las condiciones de operación que se realizan el proceso y las condiciones de operación que se realizan en la polimerización en emulsión.

En base a los resultados arrojados en los ensayos preliminares (polimerización en semibatch), elaboramos un diagrama de flujo, véase figura 3-10, del proceso de polimerización experimentado a nivel de laboratorio y planta piloto.

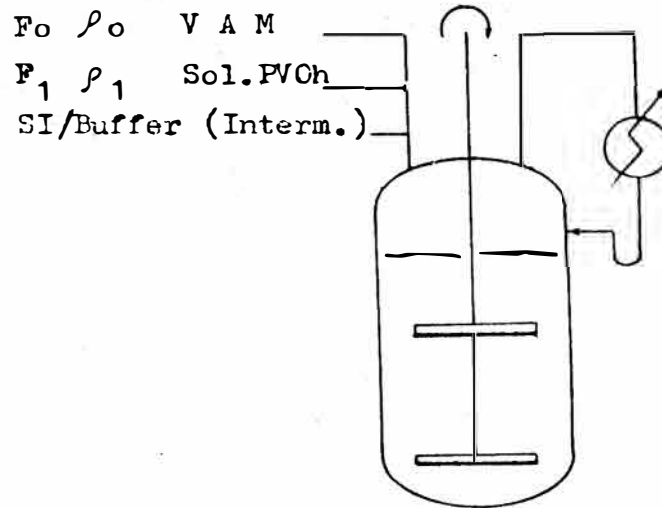


FIGURA 3-10. DIAGRAMA DE FLUJO PARA LA POLIMERIZACION DEL VAM EN EMULSION

NOTA: La adición del Sistema Iniciador (SI), se realiza en cinco etapas. De igual forma se adiciona el Buffer pero sólo para mantener un pH en 4.5 - 6.5

3.2.3.1. Monómero Libre en la Emulsión

El monómero libre en la emulsión es determinado por bromación de su doble enlace carbono-carbono. Para efectuar el análisis es necesario un solvente soluble en agua y al monómero, además deber ser capaz de disolver al polímero. Esto último debido a que existe monómero absorbido en las partículas de polímero. El solvente que cumple estos requisitos es el metanol.

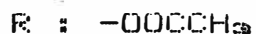
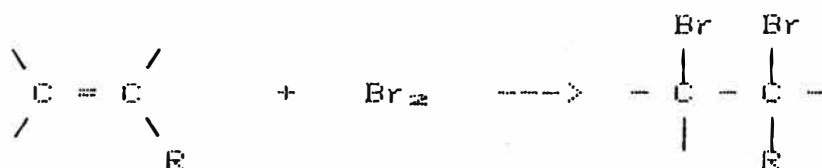
La fuente de bromo puede provenir directamente del agua de bromo, o generarse mediante una reacción química entre el bromato/bromuro de potasio en medio ácido :



En el presente desarrollo experimental, la bromación se realiza adicionando una mezcla valorada de bromato/bromuro de potasio sobre el látex disuelto en metanol, en medio ácido. Tanto el bromuro de potasio como el medio ácido deben tener un ligero exceso sobre el bromato de potasio para lograr la completa reducción a bromo. Entonces podemos decir :

$$\# \text{ Eq-gr Br}_2, \text{ formado en } r \times n (*) = (N V)_{\text{BTP}}$$

La cantidad de bromo formado por la reacción (*) reacciona con el VAM, esto se representa así :



Para lograr la completa adición del bromo al VAM, es necesario que el bromo este en una cantidad mayor que la indicada por estequiometría. Esto se realiza adicionando una mayor cantidad de solución de bromato/bromuro de potasio. El bromo libre que se forma por este exceso colora la solución de amarillo claro.

El exceso de bromo es valorado indirectamente con la solución estándar de tiosulfato de sodio (TSS), empleando la técnica yodométrica, véase el apéndice C.1 y C.2 . Por lo tanto podemos decir :

$$\# \text{ Eq-gr Br}_2, \text{ en exceso} = (N V)_{\text{TSS}}$$

El número de equivalentes gramo de VAM que existen en el látex será la diferencia entre el número de equivalentes de bromo formado en la reacción (*) y el número de equivalentes de bromo en exceso.

$$\# \text{ Eq-gr VAM} = (N V)_{\text{BTP}} - (N V)_{\text{TSS}}$$

Siendo, el peso equivalente del VAM = 43

Entonces :

$$\text{Peso de VAM, en gr} = 43 [(N V)_{\text{BTP}} - (N V)_{\text{TSS}}]$$

Si W es el peso en gramos del látex, entonces :

$$\% \text{ VAM} = \frac{4.3}{W} [(N V)_{\text{BTP}} - (N V)_{\text{TSS}}] \quad (3-16)$$

Donde :

N_{BTP} : Normalidad de la solución de Bromato de Potasio.

V_{BTP} : Volumen adicionado, en ml, de solución de BTP.

N_{TSS} : Normalidad de la solución de Tiosulfato de Sodio.

V_{TSS} : Volumen gastado, en ml, de solución de TSS, en la titulación.

3.2.3.2. Avance de la Reacción

El avance de la reacción (% X) para un proceso semibatch se ha definido como sigue :

$$\% X = \frac{\text{Cantidad de VAM convertido}}{\text{Cant. total de VAM adicionado al reactor}} \times 100 \quad (3-17)$$

En el cálculo del avance de la reacción (% X), se exige evaluar los dos factores de la ecuación (3-17) y para ello se tiene en cuenta el diagrama de flujo del proceso de polimerización, véase figura 3-10, entonces podemos decir:

* Masa y Volumen en el Reactor

Tiempo, $t=0$

$$\text{Masa, } W_i = V_o \rho_o + V_1 \rho_1$$

$$\text{Volumen, } V_i = V_o + V_1$$

Tiempo, $t=t$

$$\text{Masa, } W = W_i + (F_o \rho_o + F_1 \rho_1) t$$

$$\text{Volumen, } V = V_i + (F_o + F_1) t$$

Debido a la acción intermitente del SI como también del buffer, no aparecen sus términos en la ecuaciones anteriores, sin embargo debe tenerse en cuenta sus cantidades en la determinación de la masa y/o volumen del reactor en cualquier tiempo.

* Cantidad de VAM convertido

Se calcula por diferencia entre la cantidad total de VAM adicionado al reactor y la

cantidad de VAM presente (VAM libre) en el reactor.

+ Cantidad total de VAM adicionado al reactor

Se tiene en cuenta la primera adición de VAM, V_0 ($t=0$) y la adición continua, F_0 ml de VAM/min, para $t > 15$ minutos.

$$\text{Cant. Total VAM Adicionado al Reactor} = (V_0 + F_0 t) \rho_0$$

+ Cantidad de VAM Libre

La cantidad de VAM libre se determina por análisis químico, en términos de % VAM .

$$\text{Cant. VAM libre} = \frac{\% \text{ VAM}}{100} \times W$$

Donde :

W ; Masa reaccionante en el reactor.

Por lo tanto :

$$\text{Cant. VAM Convertido} = (V_0 + F_0 t) \rho_0 - \frac{\% \text{ VAM}}{100} \times W$$

* Avance de la Reacción

Reemplazando términos que intervienen en la ecuación (3-17), finalmente se obtiene:

$$\% X = 100 - \frac{(\% \text{ VAM }) W}{(V_0 + F_0 t) \rho_0} \quad (3-18)$$

3.2.3.3. Relación de VAM convertido / VAM por bacht

Para apreciar la conversión del VAM en polímero a través del tiempo se define la relación siguiente:

$$\% Y = \frac{\text{VAM convertido}}{\text{VAM por batch}} \times 100 \quad (3-19)$$

Donde:

VAM convertido; se calcula igual como la ecuación (3-17)

VAM por batch; es la cantidad total de monómero que se utiliza en todo el proceso de la polimerización.

3.2.3.4. Velocidad de Polimerización

Un cálculo aproximado de la velocidad de polimerización $(-r)$ consiste en suponer que la reacción polimérica ocurre en un sistema homogéneo. Por lo tanto el planteamiento del balance de materia para el VAM en el proceso (figura 3-10) sería:

$$F_0 r_0 X dt + (V_0 + F_0 t) r_0 dX = (-r) V dt$$

Despejando $(-r)$:

$$(-r) = \frac{r_0}{V} (F_0 X + (V_0 + F_0 t) \frac{dX}{dt}) \quad (3-20)$$

Donde :

r_0 ; Densidad del monómero

V ; Volumen de la carga del batch

F_0 ; Flujo volumétrico del monómero

V_0 ; Volumen de la carga inicial del batch

X ; Avance de la reacción

$(-r)$; Velocidad de Polimerización

3.2.4. POLIMERIZACION DEL VAM, TECNICA DE EMULSION A NIVEL DE LABORATORIO

La reacción de polimerización es llevada a cabo en un reactor semicontinuo con adición retardada de los reactivos. Mediante este proceso se obtiene un látex estable y de partícula fina.

3.2.4.1. Equipo Experimental Básico

La polimerización del VAM por la técnica en emulsión se requiere de los equipos y/o aparatos de laboratorio siguientes :

- 1-1 Reactor de vidrio con tapa de 4 bocas, capacidad 500 ml
- 2-1 Agitador tipo turbina, con 2 aspas, relación $\text{Diam. - Agit./Diam. - React.} = 0.80$, con variador de velocidad de 0-1000 RPM, 40 W, 220 V.
- 3-1 Baño María con control termoestático de 0-150 °C, con gata para regular la altura del baño.
- 4-1 Condensador de vidrio de tubos concéntricos.
- 5-2 Buretas de vidrio de 100 ml.
- 6-1 Termómetro con vástago largo de 0-100 °C.
- 7-2 Embudos de vidrio simples
- 8-1 Copa de vidrio para sello de mercurio.
- 9-1 Otros : Soportes, pinzas de sujeción, tubos de vidrio, tubos de jebes, tapas de corcho, cinta de teflón y conectores Y.

Además es necesario material de vidrio e instrumentos de control que se utilizarán eventualmente en la preparación de reactivos y control de las condiciones en que se lleva a cabo la reacción polimérica como:

- 10-1 Vaso de vidrio de 2000 ml.
- 11-2 Vasos de vidrio de 500 ml.
- 12-2 Vasos de vidrio de 250 ml.
- 13-2 Vasos de vidrio de 100 ml.
- 14-1 Probeta de vidrio de 250 ml.
- 15-1 Probeta de vidrio de 25 ml.
- 16-1 Probeta de vidrio de 10 ml.
- 17-1 Cronómetro
- 18-2 Pipetas de vidrio de 5 ml.
- 19-3 Tubos de ensayo, material de vidrio, 18x30
- 20-1 Viscosímetro Brookfield, modelo LVT.
- 21-1 Balanza analítica con precisión hasta ± 0.0001 gr.
- 22-1 Otros : tubos de vidrio $3/8"$ \varnothing , papel pH, baguetas y pinzas para tubos.

Para recoger datos cinéticos y caracterizar propiedades es necesario contar con los siguientes materiales:

- 23-2 Buretas de vidrio de 25 ml.
- 24-14 Matraz de erlenmeyer de 300 ml.
- 25-3 Frascos de vidrio, de color ambar, capacidad 1000 ml.
- 26-2 Fiolas de vidrio de 250 ml.
- 27-2 Fiolas de vidrio de 1000 ml.
- 28-4 Lunas reloj, material de vidrio, $4"$ \varnothing
- 29-2 Pipetas de vidrio, tipo bulbo, de 5 ml.
- 30-2 Pipetas de vidrio, tipo bulbo, de 10 ml.
- 31-1 Viscosímetro de Oswald N° 100 .

Nota : Las dimensiones de la geometría del reactor aparecen en el Apéndice A.1

3.2.4.2 Procedimiento

Polimerización del VAM

La reacción de polimerización del VAM por la técnica de emulsión se lleva a cabo en el equipo montado como se muestra en la figura 3-11.

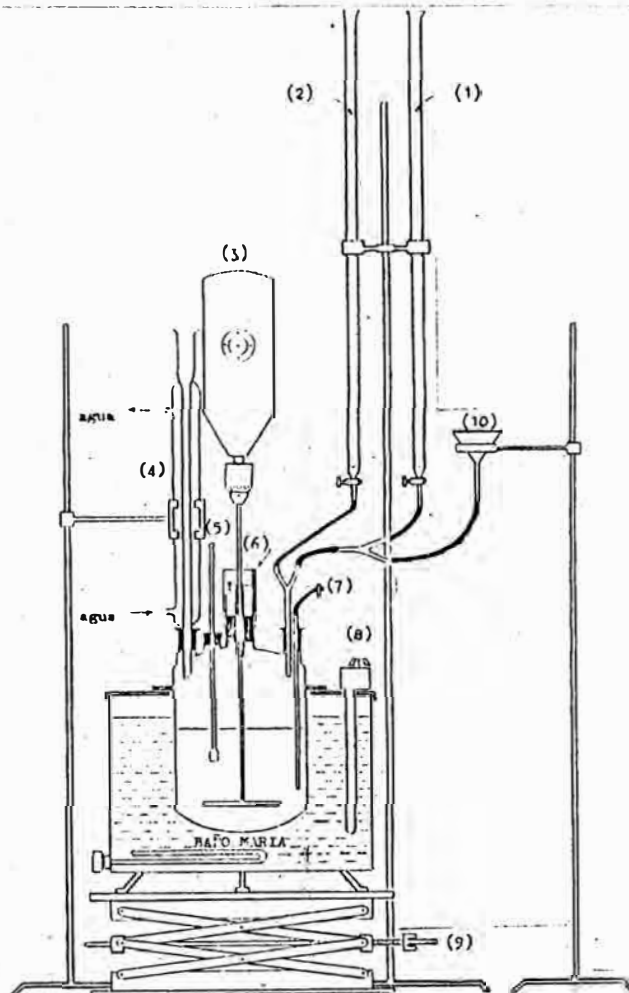


Figura 3-11. Equipo experimental para la polimerización del VAM en emulsión: (1) Solución de PV0h; (2) VAM; (3) Sistema de agitación con variador de velocidad; (4) Condensador para reflujo; (5) Termómetro; (6) Copa de vidrio para sello de mercurio; (7) Conducto para extracción de muestras; (8) Control termostático del baño maría (9) Gata para regular la altura del baño maría y (10) Embudo para la adición del sistema iniciador redox.

Con anticipación tener preparado los siguientes reactivos :

- Solución de PV0h, 6.92% peso, Sp-gr 20/20°C:

1.08 240 ml

- VAM, Sp-gr 20/20°C : 0.934

260 ml

Sistema Iniciador Redox

Solución de Persulfato de potasio (PSP), 5.7% peso	5 ml
Solución de Sal de Mohr (SM), 2.9% peso	5 ml
- Buffer (Solución de Carbonato de Sodio, 30% peso)	2 ml
Volumen de la carga del reactor <APROX>	512 ml

Se carga el reactor con el 50 % del total de solución de PVOh y se inicia el calentamiento mediante el baño maría, cuando la temperatura en el reactor alcance a 70 °C, se añade el 10 % del total de VAM y se observa que la temperatura cae alrededor de 60 °C. Continuando el calentamiento se lleva la temperatura a 62 °C y se adiciona 2 ml. del sistema iniciador (solución de PSP y SM 1 ml de cada uno). Y 1.5 ml del Buffer para estabilizar el pH alrededor de 5-6. Un valor de pH inferior podría:

- (a) Causar la hidrólisis de un alto porcentaje de VAM
- (b) Inhibir la reacción de polimerización
- (c) Dar emulsiones inestables

Todas estas operaciones se realizan con agitación rigurosa.

En esta primera parte se debe tener cuidado de mantener la temperatura a 62 ± 2 °C, para evitar la formación de espuma en el sistema de lo contrario esta podría "revalsar".

Después que se ha iniciado la polimerización del VAM, en unos 15 minutos, se agrega continuamente el resto del VAM y de solución de PVOh en un intervalo de 3 a 4 horas. Los flujos de adición de VAM y de solución de PVOh al reactor, en promedio serán de 1.3 ml/min y 0.8 ml/min respectivamente.

El sistema iniciador (lo que queda) debe añadirse en 4 etapas iguales, en cantidades iguales a la primera adición, con el fin de

mantener constante la velocidad de iniciación.

Cuando la conversión del monómero es alta, se detiene la polimerización por enfriamiento hasta la temperatura ambiente.

La velocidad de agitación con que se trabajó fué de 300 a 800 RPM.

Preparación de la solución de Alcohol polivinílico (PVOh)

Equipo básico

- 1-1 Vaso de vidrio de 500 ml.
- 2-1 Agitador tipo turbina, con 2 aspas, relación Diam. Agit./Diam. React. = 0.80 , con variador de velocidad de 0-1000 RPM, 40 W, 220 V.
- 3-1 Termómetro 0-100 °C
- 4-1 Mechero para gas.
- 5-1 Otros : Soporte, pinza de sujeción, trípode y rejilla con asbesto.

Reactivos :

PVOh (VINOL 523)	20 gr
Agua	280 gr
PESO TOTAL : 300 gr	

Los sólidos de PVOh se agregan justo y lentamente sobre el seno del agua usando agitación suficiente (500 rpm.) para permitir el contacto de todas las partículas con el agua y evitar la espumación del sistema. El flujo circulatorio y de remolinos se elimina disponiendo el eje del rodete separado del centro del vaso de vidrio.

Se favorece la disolución elevando la temperatura del agua hasta un máximo de 95 °C. Para su completa disolución es recomendable mantener a esta temperatura durante unos 30 minutos.

La solución resultante es limpia y transparente con viscosidad igual a 120 cp y densidad de 1.08 g/ml a la temperatura de 30 °C.

Preparación del sistema iniciador y del buffer

La preparación de las soluciones de PSP, SM y carbonato de sodio es simplemente la dilución de esas sales en las concentraciones indicadas sobre el agua.

3.2.4.3. Metodología Experimental : Muestreo y Control de Tiempo en el Avance de Reacción

La metodología experimental realizada en la polimerización del VAM en emulsión tiene como objetivo determinar el avance de la reacción con el tiempo, siguiendo el procedimiento explicado en 3.2.4.2, para ello se tiene en cuenta lo siguiente:

1. Se considera tiempo=0, cuando se adiciona el sistema iniciador (solución de PSP y SM, 1 ml de cada uno) sobre la carga inicial en el reactor (solución de PVCh = 120 ml y VAM = 26 ml). La temperatura en el reactor es de 62°C. y la velocidad de agitación alcanza a 400 RPM.
2. Al no contar con medidores-controladores de flujo para la adición de solución de PVCh y de VAM en forma continua, se realizó esta adición intermitentemente en una frecuencia de cada 3 minutos. El flujo promedio para la solución de PVCh y VAM fué 0.8 y 1.3 ml/min respectivamente.

La adición intermitente de solución de PVCh y VAM se inicia a t=18 minutos, esto para dar tiempo a que se inicie la polimerización del VAM en la carga inicial en el reactor.

3. Se inicia el muestreo a partir de t=30 minutos. Las muestras de látex se extraen del reactor cada 15 minutos y con un peso alrededor de 0.5 gramos.

Se valora el monómero libre (VAM) en la emulsión según el método planteado en el

apéndice C.2.

4. Para tener un % de sólidos entre 50-55 % en una emulsión estable dependen principalmente de la cantidad de VAM y PVOh añadido. En el presente trabajo la cantidad total de VAM y solución de PVOh fueron 260 y 240 ml respectivamente (incluyendo la carga inicial en el reactor).
5. Después de la finalización de la adición de solución de PVOh y VAM, deja proseguir la reacción de polimerización hasta que el contenido de monómero libre sea menos de 0.5 %, para ello es necesario elevar la temperatura hasta 68°C.

Después la emulsión de PVA homopolímero es enfriada a la temperatura del ambiente.

3.2.4.4. Condiciones de Operación

En esta sección se hace un resumen de los datos de operación en que se ha llevado a cabo la polimerización del VAM en emulsión y también los resultados de análisis del VAM libre a efectos de construir una curva % X vs t.

1. Balance de Materia por Batch

Componente Químico	Peso en gramos
VAM	242.84
PVOh	16.75
FSP	0.30
SM	0.15
Carbonato de Sodio	0.60
Agua	253.40
T O T A L	514.04

2. Datos de Operación

Flujo de VAM	= 1.3 ml/min
Flujo de PVDh	= 0.8 ml/min
Temperatura de reacción	= 62-65° C
pH de la reacción	= 6
Reflujo Máximo	= 3 ml/min
Agitación	= 300-800 RPM
Tiempo de operación por batch	= 4 horas

Calor Extraído:

El calor extraído a través de la pared del reactor no se pudo cuantificar. El agua de enfriamiento que pasa por el condensador no registró variaciones de temperatura tanto a la entrada como en la salida. El flujo de agua fue para este caso de 850 ml/min.

Consumo de energía:

El consumo de energía para el mantenimiento de la temperatura del batch fue en promedio de 1200 Watts, durante el tiempo de operación.

Rendimiento:

Rendimiento del producto por batch fue mayor de 99.5 %.

Otros:

Se adicionó en forma intermitente soluciones de PSP, SM y carbonato de sodio, en la forma como se indica en la sección 3.2.4.2 y también véase el cuadro 3-4.

3. Dimensiones de equipos principales

* Reactor

Material : Vidrio
Carga de Trabajo : 500-600 gr
Geometría : Véase Apéndice A.1

* Condensador

Material : Vidrio
Tipo : Tubos Concéntricos
Superficie de Intercambio de Calor : 151 cm²

* Sistema de agitación

Tipo de rodete : Turbinas con dos aspas
Relación Diam.Ag/Diam.Reactor : 0.80
Velocidad de agitación trabajado : 300-800 RPM
Otras características : Se utilizó un agitador con
variador de velocidad. Véase especificaciones en
3.2.4.1

Cuadro 3-3. Cantidades de PVOh (solución) y VAM adicionados al reactor, en mililitros.

Tiempo (Min)	PVOh (Ml)	VAM (Ml)
0	120.0	26.0
R E I N I C I O		
15-18	2.4	3.9
30	12.0	19.5
45	24.0	39.0
60	36.0	58.5
75	48.0	78.0
90	60.0	97.5
105	72.0	117.0
120	84.0	136.5
135	96.0	156.0
150	108.0	175.5
165	120.0	195.0
180	.	214.5
195	.	234.0
=====		
TOTAL :	240.0	260.0

Nota :

Flujo PVOh = 0.8 ml/min
 Flujo VAM = 1.3 ml/min
 Dens. PVOh, 6% \approx 1.08 gr/ml
 Dens. VAM \approx 0.934 gr/ml
 La adición de PVOh y VAM finalizó a t=165 y t=195 minutos respectivamente.

Cuadro 3-4. Cantidades del SI y Buffer adicionados al reactor, en mililitros

Tiempo (Min)	S.I (Ml)	Buffer (Ml)
0	1+1	1.5
40	1+1	.
80	1+1	.
120	1+1	.
160	1+1	0.5
=====		
TOTAL	5+5	2.0

Nota : SI=1+1 <> 1 ml PSP+
 1 ml SM
 Dens. (SI y Buffer)
 es \approx 1 gr/ml.

Cuadro 3-5. Muestreo y valoración del monómero libre en la polimerización del VAM en emulsión.

Tiempo (Min)	Nº Muestra	Peso de la muestra, gr	VALORACION DE VAM, ml	
			Gasto BTP	Gasto TSS
30	1	0.5924	4.1	1.7
45	2	0.6831	6.0	1.3
60	3	0.8687	9.6	2.5
75	4	0.5306	6.5	1.5
90	5	0.8043	9.6	1.8
105	6	0.5060	6.5	1.9
120	7	0.8856	12.0	2.2
135	8	0.5003	7.0	2.6
150	9	0.8526	11.5	5.5
165	10	0.5686	6.0	1.4
180	11	0.5886	3.5	1.5
195	12	0.5821	1.5	1.3
210	13	0.7147	1.0	2.8
225	14	0.7348	0.5	1.4

Nota : La concentración de la solución de BTP y TSS son respectivamente 0.53885 y 0.098646 Normal.

3.2.4.5. Cálculos : Curva del Avance de Reacción

El % del avance de reacción (% X) definida en la sección 3.2.3.2 se determina por aplicación directa de la ecuación (3-18).

Ejemplos de cálculos

A tiempo , t= 30 minutos (Muestra N^o 1)

* Masa en el reactor, W: Datos, véase cuadros 3-3 y 3-4

$$W = \text{Masa de sol. de PVDh} + \text{Masa de VAM} + \text{Masa SI/Buffer}$$

$$W = (120 + 12) \times 1.08 + (26 + 19.5) \times 0.934 + (1 + 1 + 1.5) \times 1$$

$$W = 188.55 \text{ gr}$$

* Monómero libre, % VAM: Datos, véase cuadro 3-5

Usando la ecuación (3-16);

$$\% \text{ VAM} = \frac{4.3}{0.5934} (0.53885 \times 4.1 - 0.098646 \times 1.7)$$

$$\% \text{ VAM} = 14.79 \%$$

* Cantidad total de VAM adicionado al reactor, tiempo t=30 minutos: Datos, véase cuadro 3-3.

Tiempo de flujo de VAM, t= 30-15 = 15 minutos

$$(V_0 + F_0 t) r_0 = (26 + 1.3 \times 15) \times 0.934$$

$$(V_0 + F_0 t) r_0 = 42.49 \text{ gr}$$

* Avance de reacción, % X a t= 30 minutos

Usando la ecuación (3-18);

$$\% X = 100 - \frac{14.79 \times 188.55}{42.49}$$

$$\% X = 34.37 \%$$

A tiempo , t= 225 minutos (Muestra N^o 14)

* Masa en el reactor, W: Datos, véase cuadros 3-3 y 3-4

$$W = (120+120) \times 1.08 + (26+234) \times 0.934 + (5+5+2.0) \times 1$$

$$W = 514.04 \text{ gr}$$

* Monómero libre, % VAM: Datos, véase cuadro 3-5

Usando la ecuación (3-16);

$$\% \text{ VAM} = \frac{4.3}{0.7348} (0.53885 \times 0.5 - 0.098646 \times 1.4)$$

$$\% \text{ VAM} = 0.77 \%$$

* Cantidad total de VAM adicionado al reactor, tiempo t=30 minutos: Datos, véase cuadro 3-3.

$$\text{Tiempo de flujo de VAM, } t = 225 - 15 - 30 = 180 \text{ minutos}$$

$$(V_o + F_o t) r_o = (26 + 1.3 \times 180) \times 0.934$$

$$(V_o + F_o t) r_o = 242.84 \text{ gr}$$

* Avance de reacción, % X a t= 225 minutos

Usando la ecuación (3-18);

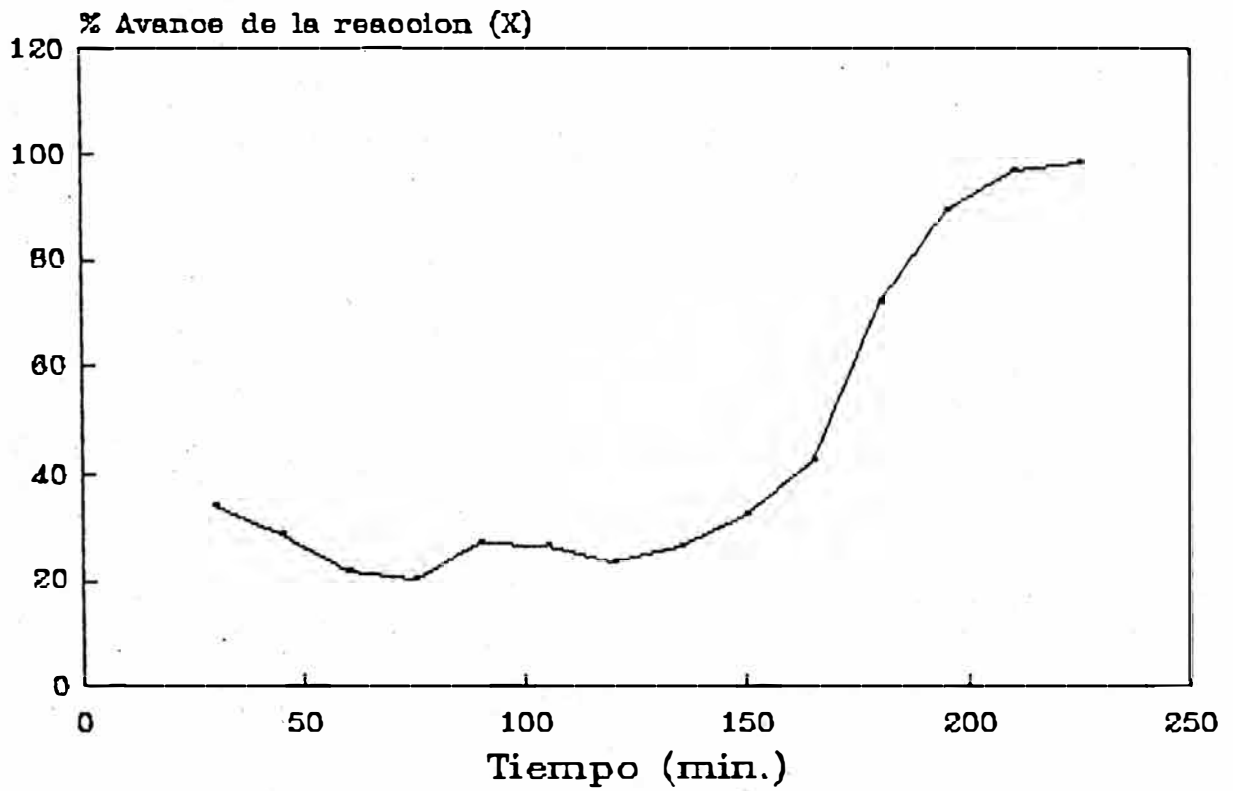
$$\% X = 100 - \frac{0.77 \times 514.04}{242.84}$$

$$\% X = 98.37 \%$$

Cuadro 3-6. Resumen de cálculos del avance de reacción, % X.

Tiempo (Min)	Masa en el reactor gr., W	% VAM	Cant.Total de VAM adicionado al reactor, gr (V _o + F _o t) ro	% X
0	157.38	.	24.28	.
30	188.55	14.79	42.49	34.37
45	221.73	19.54	60.71	28.63
60	252.90	24.38	78.92	21.87
75	284.07	27.18	97.14	20.52
90	323.48	26.71	115.35	27.39
105	348.42	28.17	133.56	26.51
120	381.59	30.34	151.77	23.72
135	412.76	30.21	169.98	26.64
150	443.94	28.52	188.20	32.72
165	477.61	24.71	206.41	42.83
180	495.82	12.69	224.63	71.99
195	514.04	5.02	242.84	89.37
210	514.04	1.58	242.84	96.65
225	514.04	0.77	242.84	98.37

AVANCE DE REACCION vs. TIEMPO



FUENTE: CUADRO 3.6.

FIGURA 3.12

**3.2.4.6. Cálculos : Curva de la Relación ; VAM
Convertido/VAM por batch**

La relación de VAM convertido/VAM por batch se determina mediante la ecuación (3-19).

Ejemplos de cálculos

A tiempo , t= 30 minutos (Muestra N^o 2)

* Cantidad total de VAM adicionadas al reactor, t=45 minutos : Datos, véase cuadro 3-3

Tiempo de flujo de VAM, t= 30-15 = 15 minutos

$$(V_o + F_o t) r_o = (26 + 1.3 \times 30) \times 0.934$$

$$(V_o + F_o t) r_o = 60.71 \text{ gr}$$

* Masa en el reactor, W: Datos, véase cuadros 3-3 y 3-4

$$W = \text{Masa de sol. de FVDh} + \text{Masa de VAM} + \text{Masa SI/Buffer}$$

$$W = (120+24) \times 1.08 + (26+39.0) \times 0.934 + (2+2+1.5) \times 1$$

$$W = 221.73 \text{ gr}$$

* Monómero libre, % VAM: Datos, véase cuadro 3-5
Usando al ecuación (3-16);

$$\% \text{ VAM} = \frac{4.3}{0.5934} (0.53885 \times 6.0 - 0.098646 \times 1.3)$$

$$\% \text{ VAM} = 19.54 \%$$

$$\text{Por lo tanto : VAM} = \frac{19.54}{100} \times 221.73$$

$$\text{VAM} = 43.32 \text{ gr}$$

- * Relación de VAM convertido/VAM por batch a t = 45 minutos

$$\text{VAM convertido} = 60.71 - 43.32$$

$$\text{VAM convertido} = 17.39 \text{ gr}$$

$$\text{VAM por batch} = 242.84 \text{ gr (Véase el balance de materia en la sección 3.2.4.4)}$$

Usando la ecuación (3-19):

$$\% R = \frac{17.39}{242.84} \times 100$$

$$\% R = 7.15 \%$$

A tiempo, t= 210 minutos (Muestra Nº 13)

- * Cantidad total de VAM adicionadas al reactor, t = 210 minutos : Datos, véase cuadro 3-3

$$\text{Tiempo de flujo de VAM, } t = 210 - 15 - 15 = 180 \text{ minutos}$$

$$(V_o + F_o t) r_o = (26 + 1.3 \times 180) \times 0.934$$

$$(V_o + F_o t) r_o = 242.84 \text{ gr}$$

- * Masa en el reactor, W: Datos, véase cuadros 3-3 y 3-4

$$W = \text{Masa de sol. de FVOh} + \text{Masa de VAM} + \text{Masa SI/Buffer}$$

$$W = (120+120) \times 1.08 + (26+234.0) \times 0.934 + (5+5+2.0) \times 1$$

$$W = 514.04 \text{ gr}$$

* Monómero libre, % VAM: Datos, véase cuadro 3-5

Usando al ecuación (3-16);

$$\% \text{ VAM} = \frac{4.3}{0.5934} (0.53885 \times 1.0 - 0.098646 \times 2.8)$$

$$\% \text{ VAM} = 1.58 \%$$

$$\text{Por lo tanto : VAM} = \frac{1.58}{100} \times 514.04$$

$$\text{VAM} = 8.12 \text{ gr}$$

* Relación de VAM convertido/VAM por batch a t=210 minutos

$$\text{VAM convertido} = 242.84 - 8.12$$

$$\text{VAM convertido} = 234.72 \text{ gr}$$

$$\text{VAM por batch} = 242.84 \text{ gr (Véase el balance de materia en la sección 3.2.4.4)}$$

Usando la ecuación (3-19):

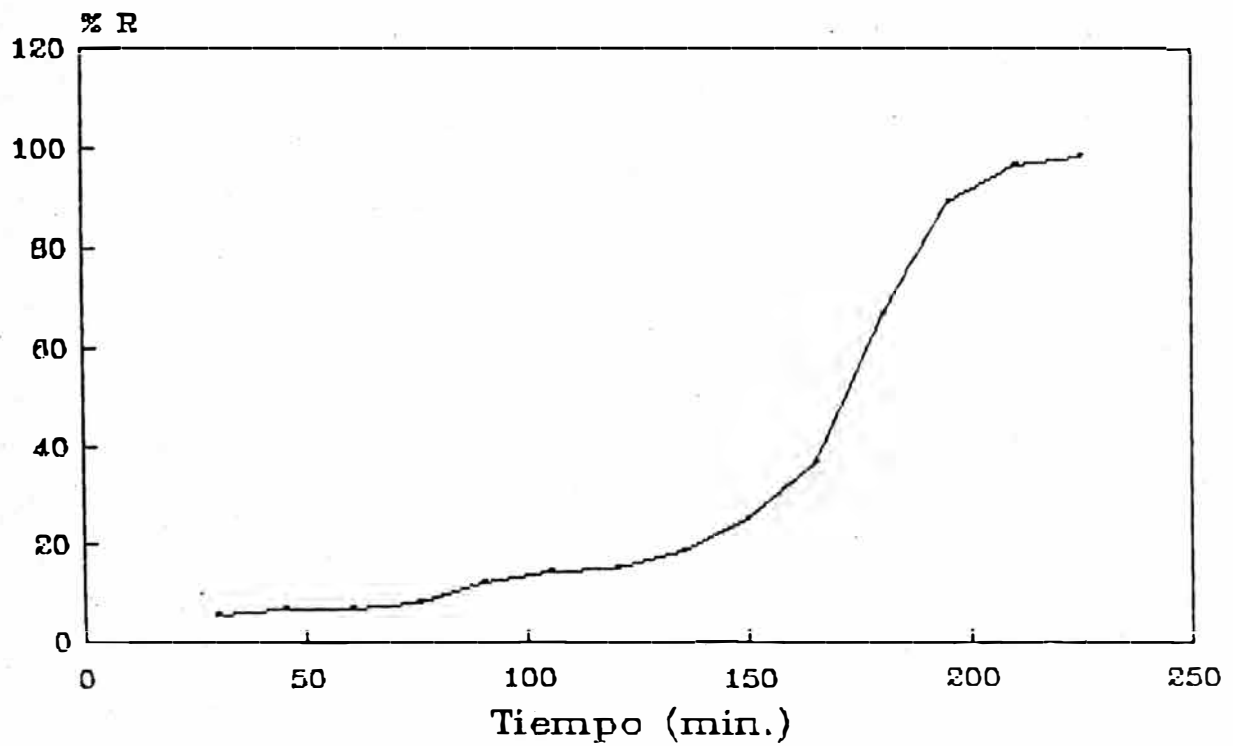
$$\% \text{ R} = \frac{234.72}{242.84} \times 100$$

$$\% \text{ R} = 96.66 \%$$

Cuadro 3-7. Resumen de cálculos de la relación de VAM convertido/VAM por batch, % R

Tiempo (Min)	(Vo+Fo t)ro (gramos)	Masa en el reactor gr., W	% VAM	V A M Convertido	% R
0	24.28	157.38	.	.	.
30	42.49	188.55	14.79	14.60	6.01
45	60.71	221.73	19.54	17.38	7.15
60	78.92	252.90	24.38	17.26	7.11
75	97.14	284.07	27.18	19.93	8.21
90	115.35	323.48	26.71	28.95	11.92
105	133.56	348.42	28.17	35.41	14.58
120	151.77	381.59	30.34	36.00	14.82
135	169.98	412.76	30.21	45.28	18.65
150	188.20	443.94	28.52	61.59	25.36
165	206.41	477.61	24.71	88.42	36.41
180	224.63	495.82	12.69	161.71	66.59
195	242.84	514.04	5.02	217.03	89.37
210	242.84	514.04	1.58	234.72	96.66
225	242.84	514.04	0.77	238.88	98.37

RELACION DE VAM CONVERTIDO/VAM POR BATCH
vs. TIEMPO



FUENTE: CUADRO 3.7.

FIGURA 3.13

3.2.4.7. Cálculos : Curva de la Velocidad de Polimerización

La velocidad de polimerización, $(-r)$, definida en la sección 3.2.3.4, se determina por aplicación directa de la ecuación (3-20).

Para hacer simple la evaluación del término dX/dt , en la ecuación (3-20), se ha correlacionado los puntos % X vs t a un polinomio de 5º grado, en el cual su función derivada es la expresión $d(\%X)/dt$. Las funciones de % X y de $d(\%X)/dt$ son respectivamente :

$$\% X = a + b t + c t^2 + d t^3 + e t^4 + f t^5$$

$$d(\%X)/dt = b + 2 c t + 3 d t^2 + 4 e t^3 + 5 f t^4$$

Donde :

$$a = 0.033798$$

$$d = -7.4573 \times 10^{-4}$$

$$b = -0.913110$$

$$e = 4.1188 \times 10^{-6}$$

$$c = 0.052680$$

$$f = -7.6760 \times 10^{-9}$$

Coefficiente de correlación² = 0.991

Ejemplos de cálculos

A tiempo, $t = 60$ minutos (Muestra N° 3)

* % X y de $d(\%X)/dt$ según correlación

A $t = 60$ minutos; % X=21.24, entonces: $X=0.2124$

A $t = 60$ minutos; $d(\%X)/dt=0.416320$, entonces :

$$dX/dt = 4.1632 \times 10^{-3}$$

* Cantidad total de VAM adicionadas al reactor,
t = 210 minutos : Datos, véase cuadro 3-3

Tiempo de flujo de VAM, t = 60-15 = 45 minutos

$$(V_0 + F_0 t) = (26 + 1.3 \times 45)$$

$$(V_0 + F_0 t) = 84.5 \text{ ml}$$

* Volumen de la masa reaccionante en el reactor, V:
Datos, véase cuadro 3-3

$$V = \text{Vol. de sol. de PVOH} + \text{Vol. de VAM} + \text{Vol. SI/Buffer}$$

$$V = (120 + 36) + (26 + 58.5) + (2+2+1.5)$$

$$V = 246 \text{ ml}$$

* Velocidad de polimerización, (-r)

$$(-r) = \frac{0.934}{246} (1.3 \times 0.2124 + 84.5 \times 4.1632 \times 10^{-9})$$

$$(-r) = 2.384 \times 10^{-9} \text{ gr/ml/min}$$

A tiempo, t = 195 minutos (Muestra N° 12)

* % X y de d(%X)/dt según correlación

A t=195 minutos; % X=86.91, entonces: X=0.8691

A t=195 minutos; d(%X)/dt = 1.232380, entonces :

$$dX/dt = 12.3238 \times 10^{-9}$$

* Cantidad total de VAM adicionadas al reactor,
t=195 minutos : Datos, véase cuadro 3-3

Tiempo de flujo de VAM, t= 195-15 = 180 minutos

$$(V_o + F_o t) = (26 + 1.3 \times 180)$$

$$(V_o + F_o t) = 260.0 \text{ ml}$$

* Volumen de la masa reaccionante en el reactor, V:
Datos, véase cuadro 3-3

$$V = \text{Vol. de sol. de PVOh} + \text{Vol. de VAM} + \text{Vol. SI/Buffer}$$

$$V = (120 + 120) + (26 + 234.0) + (5+5+2.0)$$

$$V = 512 \text{ ml}$$

* Velocidad de polimerización, (-r)

$$(-r) = \frac{0.934}{512} (1.3 \times 0.8691 + 260.0 \times 12.3238 \times 10^{-3})$$

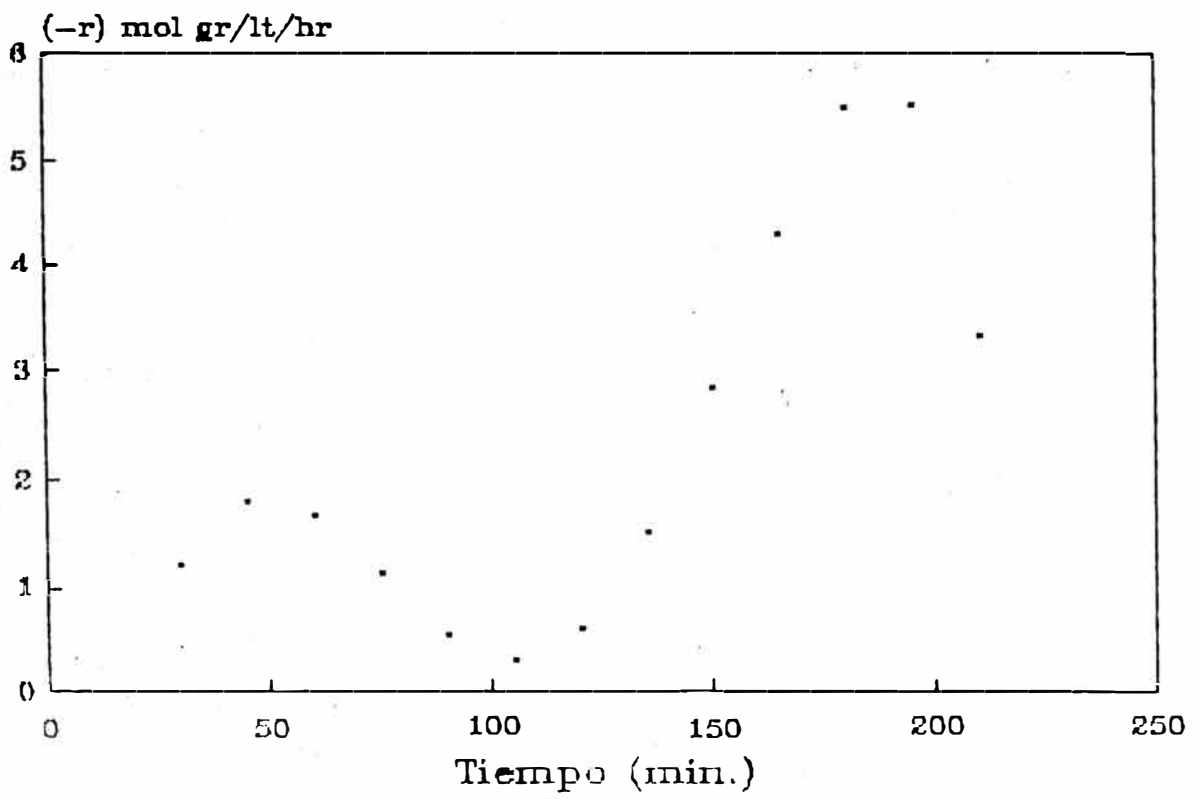
$$(-r) = 7.906 \times 10^{-3} \text{ gr/ml/min}$$

Cuadro 3-8. Resumen de cálculos de la velocidad de polimerización, $(-r)$

Tiempo Min	% X	$d(\%X)/dt$	$(V_0+F_0 t)$ Ml.	V Ml.	$(-r) \cdot 10^3$ gr/ml/min	$(-r)$ *
0	.	.	26.0	149.5	.	.
30	3.07527	0.64820	45.5	181.0	1.728	1.20
45	13.15170	0.64206	65.0	214.5	2.562	1.79
60	21.24689	0.41632	84.5	246.0	2.384	1.66
75	25.40328	0.14140	104.0	277.5	1.606	1.12
90	25.86977	-0.05892	123.5	311.0	0.791	0.55
105	24.40218	-0.10749	143.0	342.5	0.446	0.31
120	23.56387	0.02618	162.5	376.0	0.866	0.60
135	26.02617	0.32601	182.0	407.5	2.135	1.49
150	33.86898	0.72924	201.5	439.0	4.063	2.83
165	47.88125	1.12649	221.0	473.0	6.145	4.29
180	66.86152	1.36175	240.5	492.5	7.859	5.48
195	86.91842	1.23238	260.0	512.0	7.906	5.51
210	100.77125	0.48911	260.0	512.0	4.709	3.29
225	97.05046	-1.16397	260.0	512.0	.	.

(*) mol gr/lt/hr

VELOCIDAD DE POLIMERIZACION vs. TIEMPO



FUENTE: CUADRO 3.8.

FIGURA 3.14

3.2.4.8. Observaciones y Recomendaciones

Las experiencias realizadas en la polimerización en emulsión del acetato de vinilo se observan y se recomienda lo siguiente:

1. La masa reaccionante al principio es transparente para luego tomar un color blanco.
2. A medida que avanza la reacción de polimerización la masa reaccionante se hace más viscosa y la agitación puede en algún momento ser insuficiente para homogenizar el monómero en el seno de la reacción, entonces es necesario aumentar el grado de agitación.
3. La adición del sistema iniciador (SI) colorea la emulsión en el reactor a marrón muy claro, que luego desaparece conforme avanza la reacción.
4. Siendo la reacción de polimerización exotérmica en algún momento el calentamiento debe interrumpirse y pasar a un enfriamiento a fin de mantener estable la temperatura de reacción. En el presente experimento se consiguió retirando el baño isotérmico y poniendo paños fríos sobre la pared externa del reactor.
5. La espumación de la emulsión en el reactor siempre aparece con una elevación repentina de temperatura, la acción de enfriar rápidamente la contraresta y es más efectiva que la reducción de la velocidad de agitación.
6. Aunque no se tuvo problemas con la agitación se recomienda la utilización de dos rodetes en el eje para una mayor carga de látex que la

realizada en el presente experimento.

7. El peso molecular y el grado de polimerización que alcanzó el PVA fueron respectivamente de 138,000 y 1,600 .
8. El tiempo de operación del batch a nivel de laboratorio alcanzó a cuatro (4) horas.
9. Las propiedades y características de la emulsión y de la película del látex de PVA aparecen en la sección 3.2.7 .

3.2.5. POLIMERIZACION DEL VAM, TECNICA DE EMULSION : A NIVEL DE PLANTA PILOTO

En la presente sección se desarrolla la polimerización del VAM en emulsión a nivel de planta piloto, en el cual se espera recoger suficiente información de ingeniería para diseñar una posible instalación comercial.

La carga del látex que produce la planta piloto es de 2.5 kg., que es cinco veces mayor que la realizada a nivel de laboratorio. Las limitaciones de tipo económico en lo que se refiere a la adquisición de monómero y otros reactivos, han puesto topes en la selección del tamaño de la planta piloto.

3.2.5.1. Equipo Experimental Básico

Se requiere de los siguientes equipos :

- 1-1 Reactor de vidrio con tapa de cuatro bocas, capacidad 2500 ml.
- 2-1 Agitador tipo turbina, con dos rodetes en el eje, relación $\text{Diam.Ag/Diam.Reactor} = 0.55$; motor trifásico con variador de velocidad, 0 -

1150 RPM, 1/4 HP, 220 V.

3-1 Baño maría con control termoestático de 0 - 100° C, con gata para regular la altura del baño.

4-1 Otros : Idem en la sección 3.2.4.1

3.2.5.2. Procedimiento

El procedimiento para llevar a cabo la polimerización del VAM en emulsión a nivel de planta piloto es básicamente el mismo que el descrito a nivel de laboratorio, véase sección 3.2.4.2. La formulación de reactivos, flujos de adición de VAM y de solución de PVCh, y otras propiedades de carácter extensivas, se han escalado en un factor de 5.

3.2.5.3. Metodología Experimental : Muestreo y Control de Tiempo en el Avance de Reacción

La metodología experimental realizada en la polimerización del VAM en emulsión tiene como objetivo determinar el avance de la reacción con el tiempo, siguiendo el procedimiento explicado en 3.2.5.2, para lo cual debe tenerse en cuenta lo siguiente:

1. Se considera tiempo=0, cuando se adiciona el sistema iniciador (solución de PSP y SM, 5 ml de cada uno) sobre la carga inicial en el reactor (solución de PVCh = 600 ml y VAM = 130 ml). Siendo la temperatura en el reactor de 62°C. La velocidad de agitación alcanza a 250 RPM.
2. Al no contar con medidores-controladores de flujo para la adición de solución de PVCh y de

VAM en forma continua, se realizó esta adición intermitentemente en una frecuencia de cada 2 minutos. El flujo promedio para la solución de PVOh y VAM fué 4.0 y 6.5 ml/min respectivamente.

La adición intermitente de solución de PVOh y VAM se inicia a $t=15$ minutos, esto para dar tiempo a que se inicie la polimerización del VAM en la carga inicial en el reactor.

3. Se inicia el muestreo a partir de $t=15$ minutos. Las muestras de látex se extraen del reactor cada 16 minutos y con un peso alrededor de 0.5 gramos.
Se valora el monómero libre (VAM) en la emulsión según el método planteado en el apéndice C.2.
4. Para tener un % de sólidos entre 50-55 % en una emulsión estable dependen principalmente de la cantidad de VAM y PVOh añadido. En el presente trabajo la cantidad total de VAM y solución de PVOh fueron 1300 y 1200 ml. respectivamente (incluyendo la carga inicial en el reactor).
5. Después de la finalización de la adición de solución de PVOh y VAM, deja proseguir la reacción de polimerización hasta que el contenido de monómero libre sea menos de 0.5 %, para ello es necesario elevar la temperatura hasta 68°C.
6. La emulsión de PVA homopolímero es enfriada a la temperatura del ambiente.

4.2.5.4. Condiciones de Operación

En esta sección se hace un resumen de los datos de operación en que se ha llevado a cabo la polimerización del VAM en emulsión y también los resultados de análisis del VAM libre a efectos de construir una curva % X vs t.

1. Balance de Materia por Batch

Componente Químico	Peso en gramos
VAM	1214.20
PVOh	83.75
PSP	1.50
SM	0.75
Carbonato de Sodio	3.00
Agua	1267.00
T O T A L	2570.20

2. Datos de Operación

Flujo de VAM	= 6.5 ml/min
Flujo de PVOh	= 4.0 ml/min
Temperatura de reacción	= 62-65° C
pH de la reacción	= 6
Reflujo Máximo	= 11 ml/min
Agitación	= 250-600 RPM
Tiempo de operación por batch	= 4 horas

Calor Extraído:

El calor extraído a través de la pared del reactor no se pudo cuantificar. El agua de enfriamiento que pasa por el condensador no registró variaciones de temperatura tanto a la entrada como en la salida. El flujo de agua fue para este caso de 850 ml/min.

Consumo de energía:

El consumo de energía para el mantenimiento de la temperatura del batch fue en promedio de 1500 Watts, durante el tiempo de operación.

Rendimiento:

Rendimiento del producto por batch fue mayor de 99.5 %.

Otros:

Se adicionó en forma intermitente soluciones de PSP, SM y carbonato de sodio, en la forma como se indica en la sección 3.2.4.2 y también véase el cuadro 3-10.

3. Dimensiones de equipos principales

* Reactor

Material : Vidrio
Carga de Trabajo : 2500-3000 gr
Geometría : Véase Apéndice A.1

* Condensador

Material : Vidrio
Tipo : Tubos Concéntricos
Superficie de Intercambio de Calor : 151 cm²

* Sistema de agitación

Número y Tipo de rodete : Dos Turbinas c/4

aspas a 45°

Relación Diam.Aq/Diam.Reactor : 0.50

Velocidad de agitación trabajado : 250-600 RPM

Otras características : Se utilizó un agitador con variador de velocidad. Véase especificaciones en 3.2.5.1

Cuadro 3-9. Cantidades de PVOh (solución) y VAM adicionados al reactor, en mililitros.

Tiempo (Min)	PVOh (ml)	VAM (ml)
0	600.0	130.0
R E I N I C I O		
15-16	4.0	6.5
32	68.0	110.5
48	132.0	214.5
64	196.0	318.5
80	260.0	422.5
96	324.0	526.5
112	388.0	630.5
128	452.0	734.5
144	516.0	838.5
160	580.0	942.5
176	600.0	1046.5
192	600.0	1150.5
208	600.0	1170.0
224	600.0	1170.0
236	600.0	1170.0
=====		
TOTAL :	1200.0	1300.0

Cuadro 3-10. Cantidades del SI y Buffer al reactor, en mililitros.

Tiempo (Min)	S.I (ml)	Buffer (ml)
0	5+5	7.5
40	5+5	.
80	5+5	.
120	5+5	.
160	5+5	2.5
=====		
TOTAL	25+25	10.0

Nota : SI=5+5 <> 5 ml PSP+
5 ml SM
Dens. (SI y Buffer)
es \approx 1 gr/ml.

Nota :
Flujo PVOh = 4.0 ml/min
Flujo VAM = 6.5 ml/min
Dens. PVOh, 6% \approx 1.08 gr/ml
Dens. VAM \approx 0.934 gr/ml
La adición de PVOh y VAM finalizó a t=165 y t=195 minutos respectivamente.

Cuadro 3-11 Muestreo y valoración del monómero libre en la polimerización del VAM en emulsión.

Tiempo (Min)	Nº Muestra	Peso de la muestra, gr	VALORACION DE VAM, ml	
			Gasto BTP	Gasto TSS
15-16	1	0.6092	4.00	2.20
32	2	0.4387	4.00	1.95
48	3	0.7293	7.00	2.10
64	4	0.5660	6.00	2.30
80	5	0.5793	6.50	1.80
96	6	0.4262	5.00	1.20
112	7	0.4027	5.00	1.10
128	8	0.5773	7.00	0.80
144	9	0.4577	6.00	1.30
160	10	0.5240	6.50	3.30
176	11	0.4938	5.50	1.45
192	12	0.5173	3.00	2.40
208	13	0.4065	1.50	3.00
224	14	0.7035	1.50	3.55
236	15	0.6130	1.50	7.50

Nota : La concentración de la solución de BTP y TSS son respectivamente 0.53885 y 0.098646 Normal.

3.2.5.5. Cálculos : Curva del Avance de Reacción

El % del avance de reacción (% X) definida en la sección 3.2.3.2 se determina por aplicación directa de la ecuación (3-18).

Ejemplos de cálculos

A tiempo, t= 16 minutos (Muestra N^o 1)

* Masa en el reactor, W: Datos, véase cuadros 3-9 y 3-10

$$W = \text{Masa de sol. de PVOh} + \text{Masa de VAM} + \text{Masa SI/Buffer}$$

$$W = (600 + 4) \times 1.08 + (130 + 6.5) \times 0.934 + (5 + 5 + 7.5) \times 1$$

$$W = 797.31 \text{ gr}$$

* Monómero libre, % VAM: Datos, véase cuadro 3-11 Usando la ecuación (3-16);

$$\% \text{ VAM} = \frac{4.3}{0.6092} (0.53885 \times 4.0 - 0.098646 \times 2.2)$$

$$\% \text{ VAM} = 13.68 \%$$

* Cantidad total de VAM adicionado al reactor, tiempo t=16 minutos: Datos, véase cuadro 3-9.

Tiempo de flujo de VAM, t= 16-15 = 1 minutos

$$(V_0 + F_0 t) r_0 = (26 + 6.5 \times 1) \times 0.934$$

$$(V_0 + F_0 t) r_0 = 127.49 \text{ gr}$$

* Avance de reacción, % X a t= 16 minutos

Usando la ecuación (3-18);

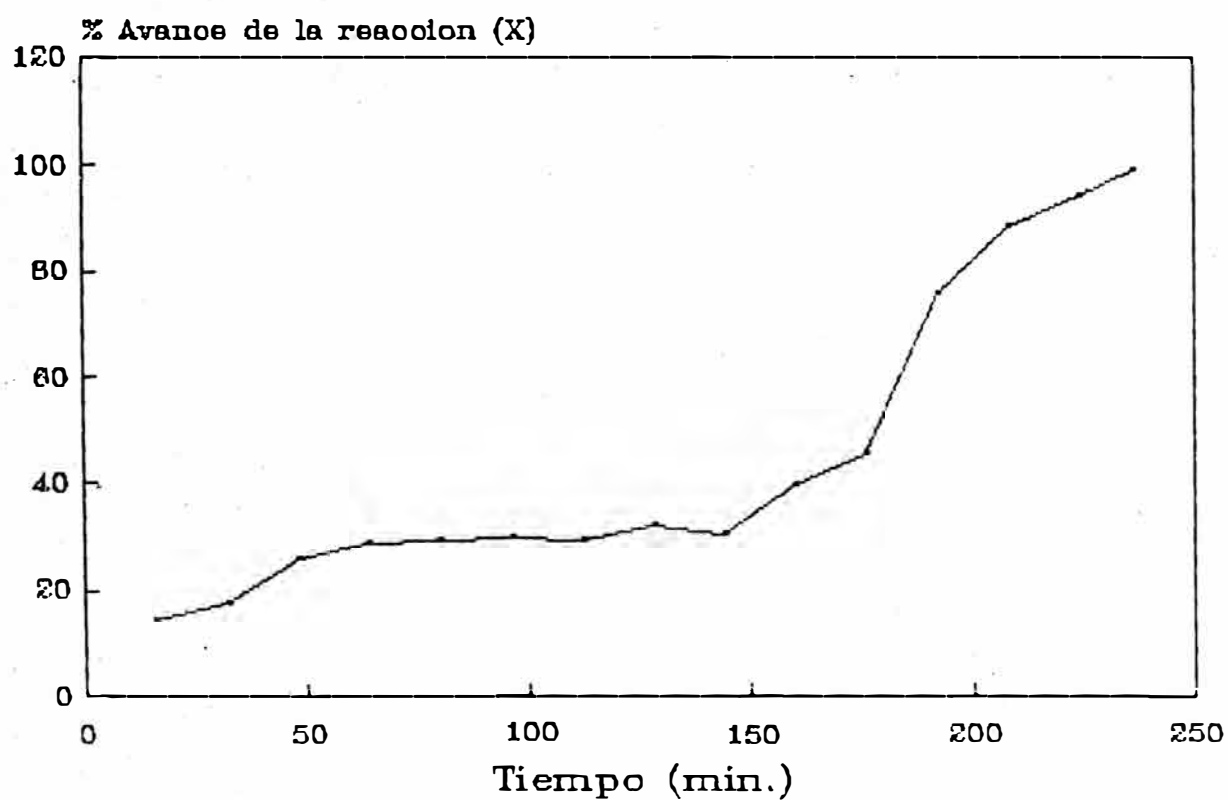
$$\% X = 100 - \frac{13.68 \times 797.31}{127.49}$$

$$\% X = 14.45 \%$$

Cuadro 3-12. Resumen de cálculos del avance de reacción, %X

Tiempo (Min)	Masa en el reactor gr., W	% VAM	Cant.Total de VAM adicionado al reactor, gr (V _o + F _o t) ro	% X
0	786.92	.	121.42	.
15-16	797.31	13.68	127.49	14.45
32	963.57	19.24	224.63	17.47
48	1139.82	20.99	321.76	25.64
64	1306.08	22.84	418.90	28.79
80	1482.34	24.68	516.03	29.10
96	1648.59	25.99	613.17	30.12
112	1814.85	27.61	710.31	29.46
128	1991.10	27.51	807.44	32.16
144	2157.36	29.17	904.58	30.43
160	2336.11	26.07	1001.71	39.20
176	2454.85	24.56	1098.85	45.13
192	2551.99	11.47	1195.99	75.52
208	2570.20	5.42	1214.20	88.52
224	2570.20	2.80	1214.20	94.07
236	2570.20	0.48	1214.20	98.98

AVANCE DE LA REACCION vs. TIEMPO



FUENTE: CUADRO 3.12.

FIGURA 3.15

3.2.5.6. Cálculos : Curva de la Relación ; VAM Convertido/VAM por batch

La relación de VAM convertido/VAM por batch se determina mediante la ecuación (3-19).

Ejemplos de cálculos

A tiempo, t= 32 minutos (Muestra Nº 2)

* Cantidad total de VAM adicionadas al reactor, t=32 minutos : Datos, véase cuadro 3-9

Tiempo de flujo de VAM, t= 32-15 = 17 minutos

$$(V_0 + F_0 t) r_0 = (26 + 1.3 \times 17) \times 0.934$$

$$(V_0 + F_0 t) r_0 = 224.63 \text{ gr}$$

* Masa en el reactor, W: Datos, véase cuadros 3-9 y 3-10

$$W = \text{Masa de sol. de PVDh} + \text{Masa de VAM} + \text{Masa SI/Buffer}$$

$$W = (600+68) \times 1.08 + (130+110.5) \times 0.934 + (5+5+7.5) \times 1$$

$$W = 963.57 \text{ gr}$$

* Monómero libre, % VAM: Datos, véase cuadro 3-11

Usando la ecuación (3-16);

$$\% \text{ VAM} = \frac{4.3}{0.4387} (0.53885 \times 4.0 - 0.098646 \times 1.95)$$

$$\% \text{ VAM} = 17.47 \%$$

$$\text{Por lo tanto : } \text{VAM} = \frac{17.47}{100} \times 963.57$$

$$\text{VAM} = 168.34 \text{ gr}$$

* Relación de VAM convertido/VAM por batch a t=35 minutos

$$\text{VAM convertido} = 224.63 - 168.34$$

$$\text{VAM convertido} = 56.29 \text{ gr}$$

$$\text{VAM por batch} = 1214.2 \text{ gr}$$

(Véase el balance de materia en la sección 3.2.5.4)

Usando la ecuación (3-19):

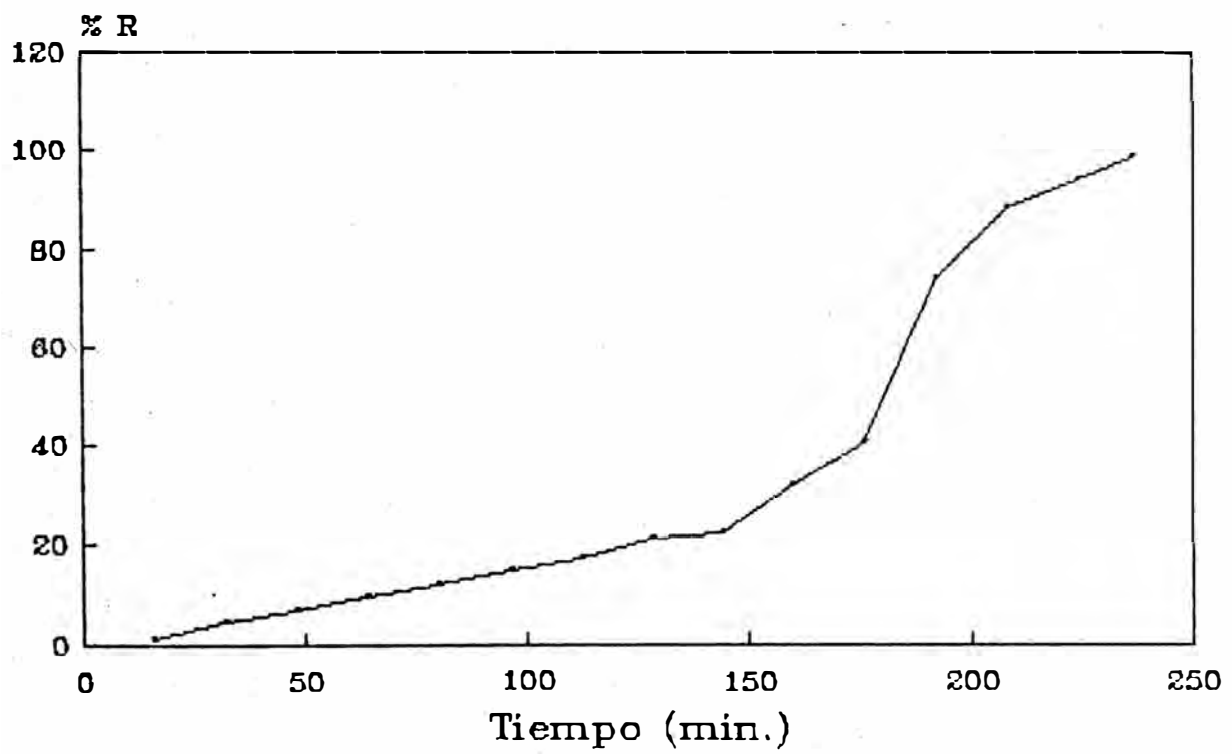
$$\% R = \frac{56.29}{1214.2} \times 100$$

$$\% R = 4.64 \%$$

Cuadro 3-13. Resumen de cálculos de la relación de VAM convertido/VAM por bach, % R

Tiempo (Min)	(Vo+Fo t)ro (gramos)	Masa en el reactor gr., W	% VAM	V A M Convertido	% R
0	121.42	786.92	.	.	.
15-16	127.49	797.31	13.68	18.42	1.52
32	224.63	963.57	19.24	56.29	4.64
48	321.76	1139.82	20.99	82.51	6.79
64	418.90	1306.08	22.84	120.59	9.93
80	516.03	1482.34	24.68	150.19	12.37
96	613.17	1648.59	25.99	184.70	15.21
112	710.31	1814.85	27.61	209.23	17.23
128	807.44	1991.10	27.51	259.69	21.38
144	904.58	2157.36	29.17	275.28	22.67
160	1001.71	2336.11	26.07	392.69	32.34
176	1098.85	2454.85	24.56	495.94	40.84
192	1195.99	2551.99	11.47	903.28	74.39
208	1214.20	2570.20	5.42	1074.90	88.53
224	1214.20	2570.20	2.80	1142.24	94.07
236	1214.20	2570.20	0.48	1201.86	98.98

RELACION DE VAM CONVERTIDO/VAM POR BATCH
vs. TIEMPO



FUENTE: CUADRO 3.13.

FIGURA 3.16

3.2.5.7. Cálculos : Curva de la Velocidad de Polimerización

La velocidad de polimerización, $(-r)$, definida en la sección 3.2.3.4, se determina por aplicación directa de la ecuación (3-20).

Para hacer simple la evaluación del término dX/dt , en la ecuación (3-20), se ha correlacionado los puntos % X vs t a un polinomio de 5º grado, en el cual su función derivada es la expresión $d(\%X)/dt$. Las funciones de % X y de $d(\%X)/dt$ son respectivamente :

$$\% X = a + b t + c t^2 + d t^3 + e t^4 + f t^5$$

$$d(\%X)/dt = b + 2 c t + 3 d t^2 + 4 e t^3 + 5 f t^4$$

Donde :

$$a = 1.83198 \qquad d = -2.5876 \times 10^{-4}$$

$$b = 0.38862 \qquad e = 1.6381 \times 10^{-6}$$

$$c = 0.01148 \qquad f = -3.1627 \times 10^{-9}$$

$$\text{Coeficiente de correlación}^2 = 0.987$$

Ejemplos de cálculos

A tiempo, $t = 48$ minutos (Muestra N° 3)

* % X y de $d(\%X)/dt$ según correlación

A $t=48$ minutos; % X=26.22, entonces : $X=0.2622$

A $t=48$ minutos; $d(\%X)/dt=0.34332$, entonces:

$$dX/dt = 3.4332 \times 10^{-3}$$

- * Cantidad total de VAM adicionadas al reactor, t=48 minutos : Datos, véase cuadro 3-9

Tiempo de flujo de VAM, t= 48-15 = 33 minutos

$$(V_0 + F_0 t) = (130 + 6.5 \times 33)$$

$$(V_0 + F_0 t) = 344.5 \text{ ml}$$

- * Volumen de la masa reaccionante en el reactor, V: Datos, véase cuadro 3-9

$$V = \text{Vol. de sol. de PVOH} + \text{Vol. de VAM} + \text{Vol. SI/Buffer}$$

$$V = (600 + 132) + (130 + 214.5) + (10+10+7.5)$$

$$V = 1104 \text{ ml}$$

- * Velocidad de polimerización, (-r)

$$(-r) = \frac{0.934}{1104} (6.5 \times 0.2622 + 344.5 \times 3.4332 \times 10^{-3})$$

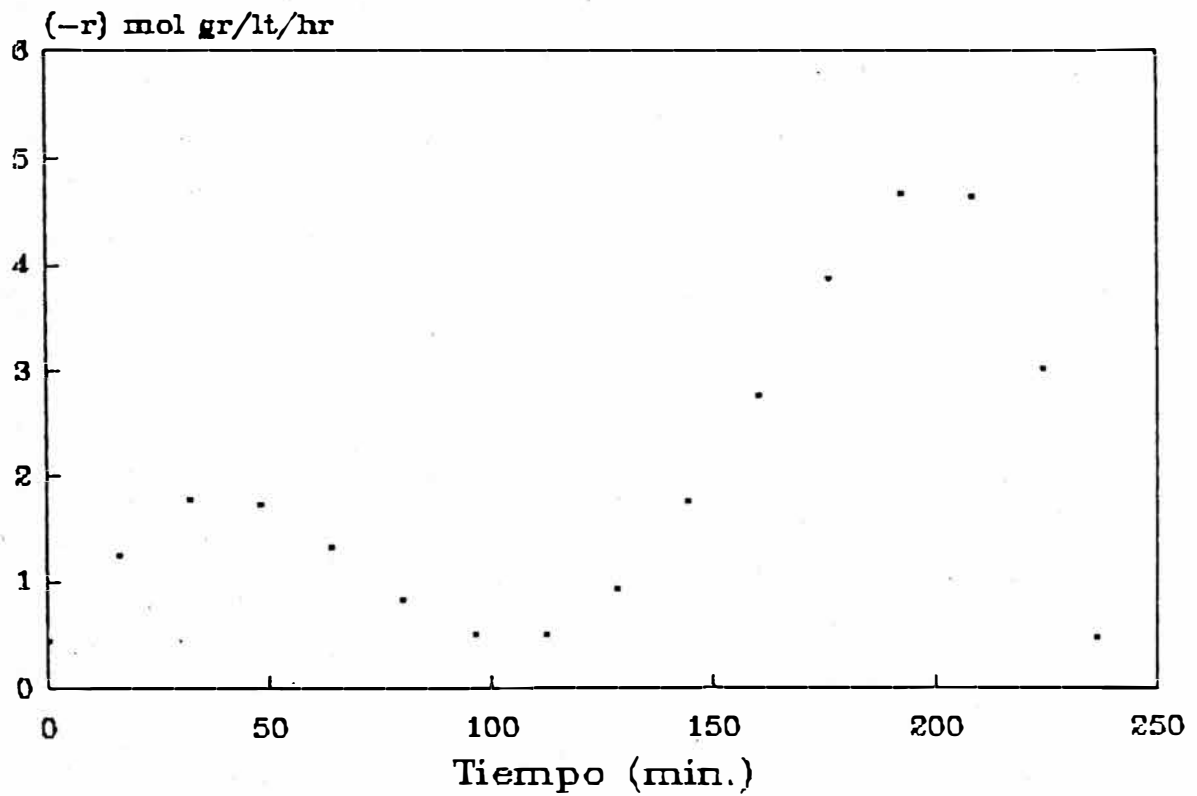
$$(-r) = 2.442 \times 10^{-3} \text{ gr/ml/min}$$

Cuadro 3-14. Resumen de cálculos de la velocidad de polimerización, $(-r)$

T Min	% X	d(%X)/dt	$(V_0 + F_0 t)$ Ml.	V ml.	$(-r) \cdot 10^3$ gr/ml/min	$(-r)$ *
0	1.8319	0.38862	130.0	747.5	0.63	0.44
16	10.0341	0.58321	136.5	758.0	1.78	1.24
32	19.1608	0.52687	240.5	926.0	2.53	1.76
48	26.2200	0.34332	344.5	1104.0	2.44	1.70
64	30.0004	0.13142	448.5	1272.0	1.86	1.30
80	30.6732	-0.03487	552.5	1450.0	1.16	0.81
96	29.3942	-0.10643	656.5	1618.0	0.70	0.49
112	27.9063	-0.05903	760.5	1786.0	0.71	0.49
128	28.1406	0.10668	864.5	1964.0	1.31	0.91
144	31.8194	0.36520	968.5	2132.0	2.46	1.72
160	40.0577	0.66614	1072.5	2312.5	3.94	2.75
176	52.9653	0.93425	1176.5	2436.5	5.53	3.86
192	69.2490	1.06939	1280.5	2540.5	6.68	4.66
208	85.8146	0.94657	1300.0	2560.0	6.62	4.62
224	97.3687	0.41591	1300.0	2560.0	4.30	3.00
236	98.1079	-0.35391	1300.0	2560.0	0.65	0.45

(*) mol gr/lt/hr

VELOCIDAD DE POLIMERIZACION vs. TIEMPO



FUENTE: CUADRO 3.14.

FIGURA 3.17

3.2.5.8. Observaciones y Recomendaciones

Se debe tener en cuenta los siguiente :

1. El experimento desarrollado a nivel de planta piloto es un escalamiento por un factor de cinco del diseñado a nivel de laboratorio.
2. Los resultados arrojan que el tiempo de operación del batch en planta piloto es de cuatro horas.
3. Las propiedades y características de la emulsión y película aparecen en la sección 3.2.7.
4. Se debe señalar que no hay variación en las observaciones relativas al proceso de polimerización del desarrollado a nivel de laboratorio.
5. El peso molecular y el grado de polimerización que alcanzó el PVA en la emulsión fueron respectivamente 116 000 y 1350.
6. Se determinó que la potencia consumida por kilogramo de látex fue de 15 watt.

3.2.6. IDENTIFICACION DEL PVA : ESPECTRO DE TRANSMISION EN LA REGION INFRAROJA

La polimerización del VAM involucró una reacción química mediante un mecanismo de radicales libres. Nuestro objetivo es ahora si efectivamente nuestro producto es PVA.

La identificación del PVA se realiza mediante su análisis espectral en el infrarrojo (IR), el análisis exige poco tiempo y pequeñas cantidades de la sustancia ensayada.

El PVA se identifica en el espectro IR por las bandas características que aparecen a 714, 943, 1020, 1235, 1370 y 1739 cm^{-1} . Este polímero se diferencia de otros ésteres por las bandas a 714 y 943 cm^{-1} , y se distingue del acetato de celulosa por la banda 794 cm^{-1} . El espectro IR del PVA, espectro estándar, en film a partir de su solución en acetona, se muestra en la figura 3-18. (Ref.12, Cap.XV).

La muestra a ensayar es un film delgado que se ha formado por la evaporación del solvente (acetona) de una solución de PVA. Para preparar la solución de PVA se requiere que el látex, este libre de agua, para ello dejar secar unos gramos de látex al ambiente y después disolver la muestra seca en acetona. La solución polimérica formada, se vierte sobre una luna reloj y se deja que se evapore la acetona, esto puede ayudarse mediante un ligero calentamiento (no utilizar fuego directo). Con mucho cuidado se extrae el film de PVA adherido a la luna reloj y se coloca en un marco de cartón. El film debe estar excenta de suciedad o grasa (proveniente de las yemas de los dedos) antes de realizar la espectroscopía del infrarrojo.

De hecho que en la identificación del PVA se considera el espectro completo como si fuera su huella digital. De esta manera se identifica con rapidez el homopolímero por simple comparación con el espectro estándar.

En las figuras 3-19, 3-20 y 3-21 se reproducen los espectros del PVA homopolímero, obtenida en el mercado interno (MDWILITH-DSO, HOESTCH), en laboratorio y en planta piloto respectivamente. En todos ellos podemos ver espectros "iguales" al estándar, notándose que las bandas características IR, aparecen a igual número de onda (cm^{-1}). Cabe señalar que existen pequeñas diferencias en la

profundidad de la banda, por ejemplo a : 1739 cm^{-1} , en las figuras 3-19, 3-20 y 3-21, con la figura 3-18 (espectro estándar), el cual se atribuye al espesor del film. Y que no significa que estemos frente a diferentes polímeros.

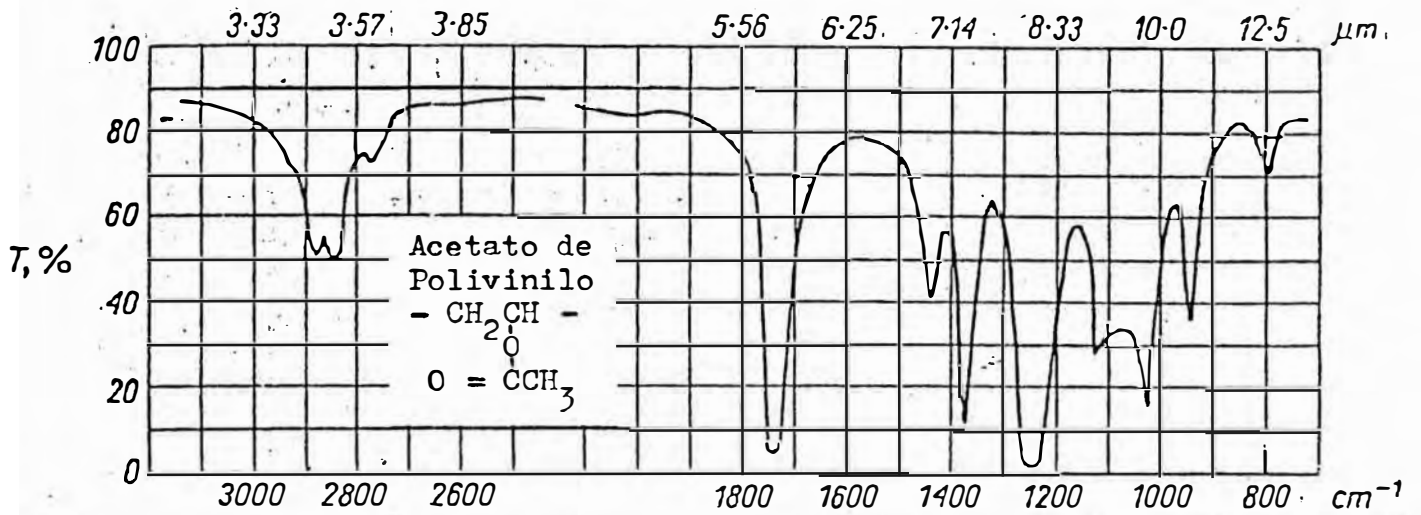


Figura 3-18. Espectro Infrarrojo del PVA, film a partir de su solución en acetona (Espectro Estándar)

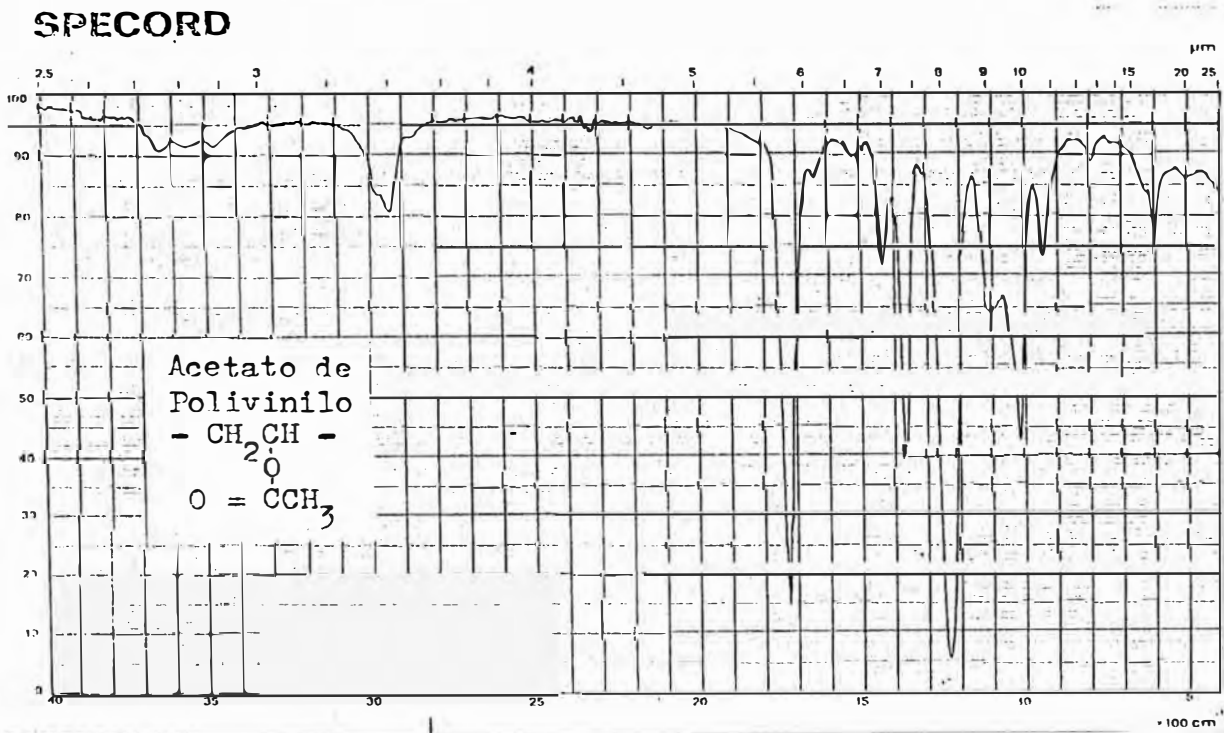


Figura 3-19. Espectro Infrarrojo del PVA, film a partir de su solución en acetona (MOWILITH D-50)

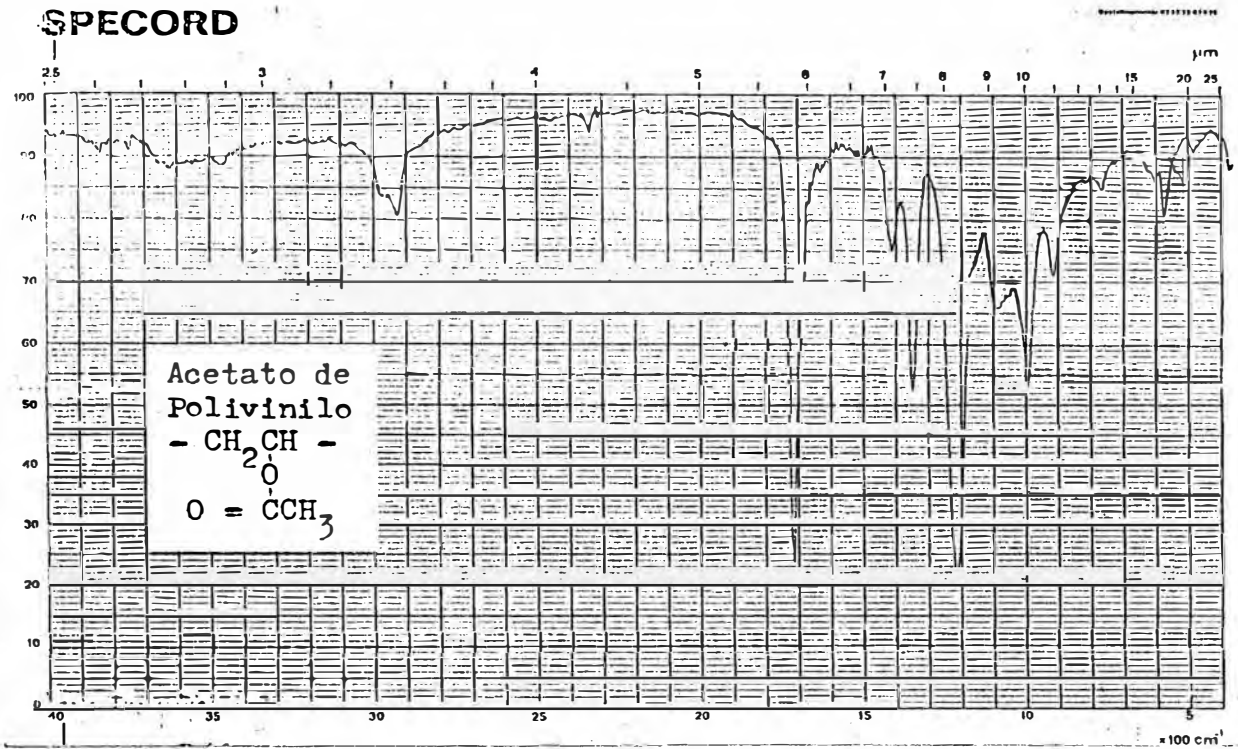


Figura 3-20. Espectro Infrarrojo del PVA, film a partir de su solución en acetona (Laboratorio).

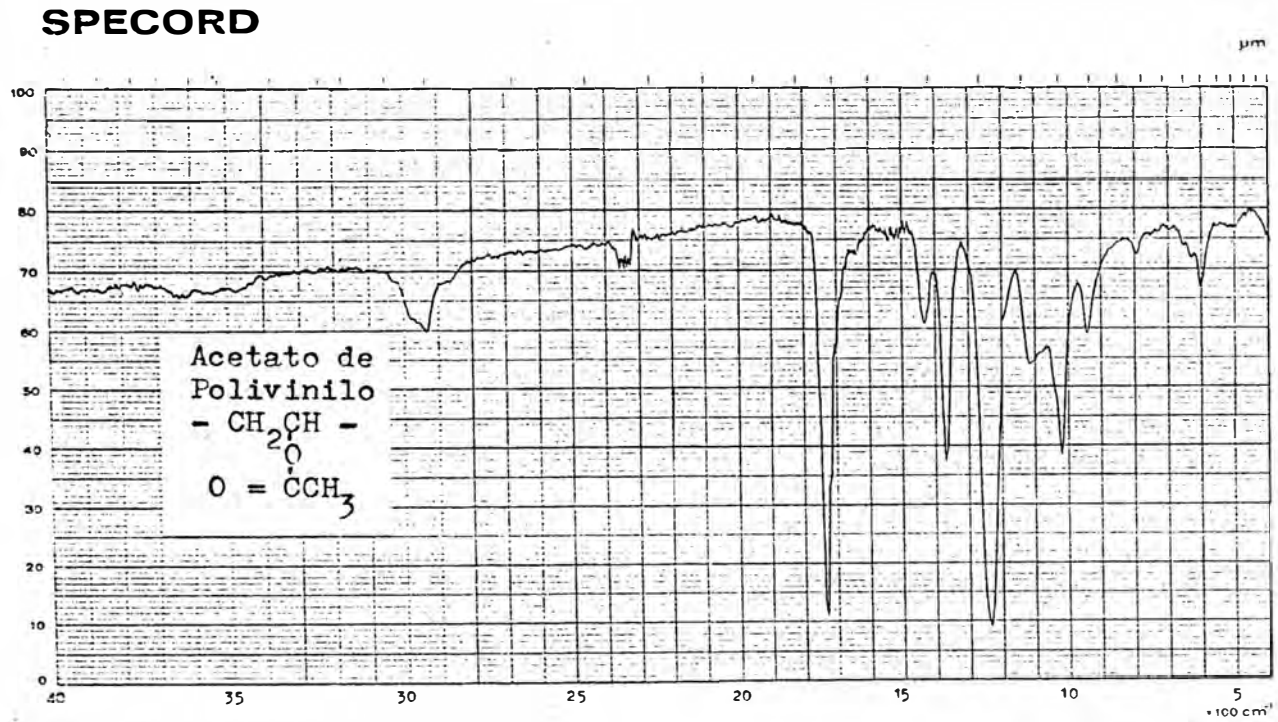


Figura 3-21. Espectro Infrarrojo del PVA, film a partir de su solución en acetona (Planta Piloto)

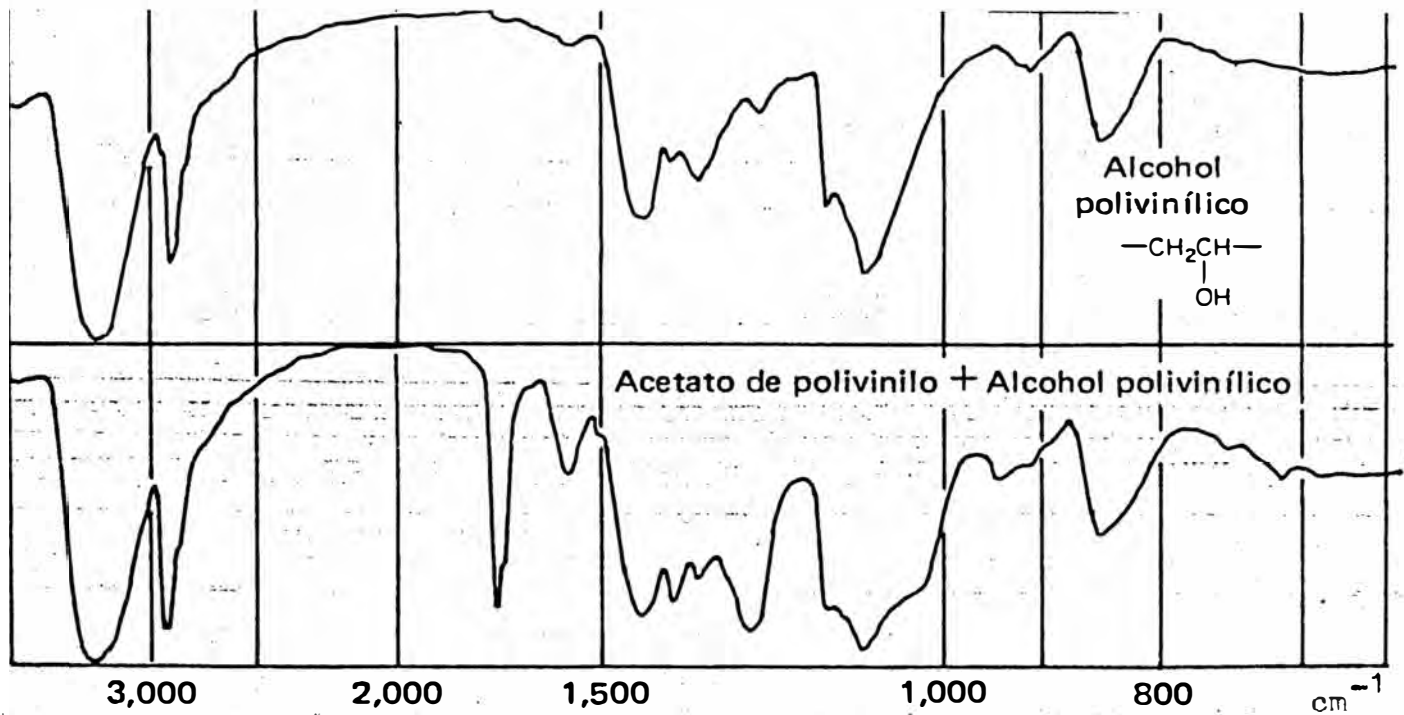


Figura 3-22. Espectro de transmisión en la región infrarroja para el PVA + PVOH. La ordenada en cada diagrama es de 0 a 100% de transmisión.

3.2.7. CARACTERÍSTICAS Y PROPIEDADES DEL LATEX DE PVA

La emulsión de PVA es una resina termoplástica, insoluble en agua, incolora, resistente al aceite y grasa. Son excelentes ligantes y tienen amplia aceptación de pigmentos, plastificantes y modificadores comunmente usados. Posee buena estabilidad mecánica y es compatible con una variedad de almidones, dextrinas, gomas, látex y otras resinas.

La emulsión al secarse forma una película cuya ventaja es una flexibilidad permanentemente inherente. Las películas formadas son claras, tenaces, flexibles, tienen alto brillo y resistencia a las manchas acuosas.

Características de la Emulsión

Total de sólidos	50 %
Viscosidad (Cps # 3 - 60 RPM)	900-700
pH	6
Contenido de VAM libre	Menos del 0.5 %
Color	Blanco
Olor	Característico ligero
Gravedad Específica	1.08
Emulgente/Coloide Protector	Alcohol Polivinílico
Estabilidad Mecánica (L. Ostter)	Más de 10 minutos

Características de la Película

Gravedad Específica	1.17
Color	Transparente
Olor	Ninguno
Resistencia al agua	Buena
Estabilidad a la luz	Excelente
Características de envejecimiento	Excelente
Consolidación de la película	Buena

CAPITULO IV

INGENIERIA DE PROYECTO

4.1. DEFINICION TECNICA DEL LATEX DE PVA HOMOPOLIMERO

El látex de PVA homopolímero, con 50% de sólidos será preparado especialmente para la industria de adhesivos y color, aunque también es aplicable en la manufactura de las pinturas.

4.1.1. FORMULACION Y COMPOSICION: BALANCE DE MATERIA

La formulación del látex de PVA homopolímero, está basado para obtener una producción de 610 Kg por batch.

La composición de la formulación, que es básicamente la obtenida en la parte experimental, véase sección 3.2. ha sido ajustada ligeramente para tener en cuenta las pérdidas por evaporación, a efectos de tener una composición final igual a la obtenida en la parte experimental.

CUADRO 4.1. BALANCE DE MATERIA POR BATCH		
ITEM	MATERIA PRIMA/INSUMO	CANTIDAD, Kg
1	VAM	295.60
2	PVOH	20.30
3	PERSULFATO DE POTASIO (PSP)	0.36
4	SAL DE MORH	0.18
5	CARBONATO DE SODIO	0.72
6	AGUA	293.00
T O T A L		610.16

Por otro lado se considera una producción efectiva, de 600 Kg por batch.

4.1.2. ESPECIFICACIONES TECNICAS

Las características y propiedades del látex de PVA obtenidas en corridas experimentales arrojaron resultados que hacen que el producto sea muy competitivo frente a otros que circulan en el mercado.

La cuantificación de las características y propiedades del látex de PVA aparecen en la sección 3.2.7., por lo que consideramos como sus especificaciones técnicas.

4.2. PROCESO DE PRODUCCION

El proceso de producción tiene como objetivo el producto en la forma más económicamente posible. En este sentido se prepara la solución de alcohol polivinílico, independientemente del lugar en donde se realizará la polimerización, vale decir en otro recipiente y en cantidad suficiente para realizar dos batch de PVA.

El tiempo de producción es prácticamente dominada por el tiempo del batch de PVA.

En las siguientes secciones se explica y se sustenta el proceso de producción elegido.

4.2.1. DESCRIPCION DEL DIAGRAMA DE FLUJO

La figura 4.1, ilustra el diagrama de flujo de la unidad de PVA en emulsión. Este diagrama incluye tanque de almacenamiento de monómero (TK-1), tanque para alimentación de solución de PVOh y VAM (TK-2 y TK-4, respectivamente), recipiente para la preparación de solución coloidal (R-1) y el reactor de polimerización (R-2).

El protector coloidal (solución PVOh) es preparado en R-1, el cual tiene serpentines de vapor

para disolver el PVOh mediante el calentamiento. La solución coloidal es transferida al tanque TK-2, pasando a través de un filtro colador para remover partículas no disueltas o gelificadas que podrían no favorecer a la formación de micelas en la emulsión. El monómero del tanque de almacenamiento (TK-1), es bombeado hacia el tanque TK-4.

Se carga el reactor R-2, con una parte de la carga de VAM y otra de solución de alcohol polivinílico, así como también de iniciador. Se agita y a través de la chaqueta se pasa vapor. Se mantiene la temperatura en 60-65°C.

Se refluja hasta que la carga inicial de monómero ha reaccionado.

Utilizando el método de adición retardada, el monómero, solución de PVOh y el iniciador son gradualmente adicionados al reactor R-2, el cual es continuamente enfriado conforme la polimerización procede. La temperatura de reacción es mantenida siempre en alrededor de 62°C. El pH del látex es controlado por adición de un buffer, en este caso es el carbonato de sodio.

Después que todo el monómero ha sido adicionado, la temperatura es llevada a 70°C para reducir el contenido de monómero. La emulsión es luego enfriada a temperatura ambiente y después transferida a los tambores o cilindros para su almacenamiento y posterior venta.

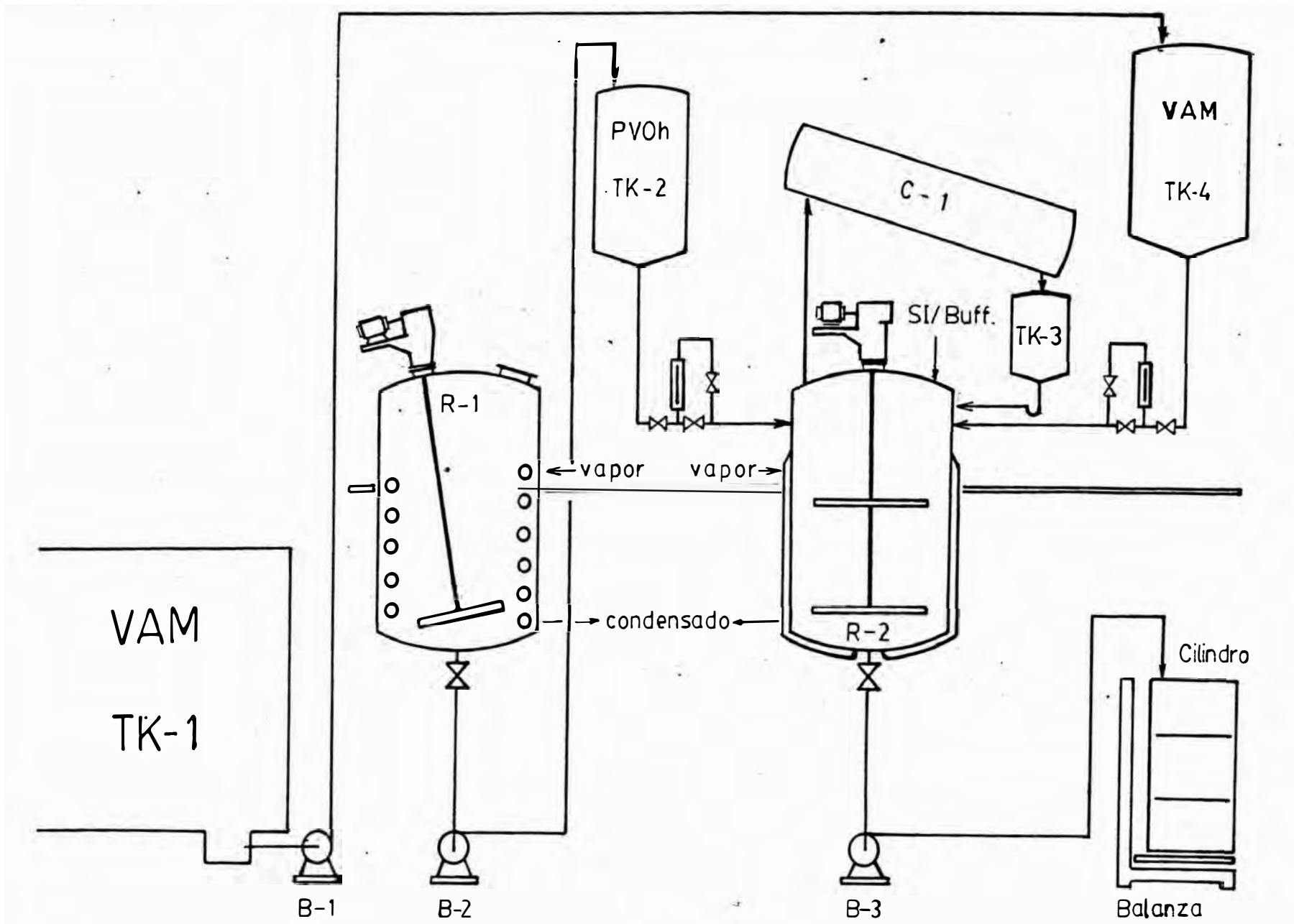


Figura 4-1. Diagrama de flujo del proceso de fabricación del látex de PVA homopolímero

4.2.2. FABRICACION DEL LATEX DE PVA HOMOPOLIMERO A ESCALA INDUSTRIAL

En un recipiente provisto con agitador R-1, se carga 586 Kg de agua, se agita y se adiciona 40.6 Kg de PVOh, este último en forma lenta. Se pasa vapor por el serpentín y la mezcla es llevada a temperatura de 85°C. Para su completa dilución es recomendable mantener a 85°C, durante unos 30 minutos. Esto es importante para garantizar una verdadera solución del protector coloidal, de lo contrario las partículas no disueltas podrían causar "grumos" en la emulsión polimérica final.

La mitad de la carga de la solución de PVOh es transferida, mediante bomba, hacia el tanque TK-2 y su mitad se adiciona al reactor de polimerización R-2. La solución de pVOh que queda en R-1 se utilizará para el siguiente batch de polimerización.

En baldes limpios se disuelve 0.36, 0.18 y 0.72 Kg. de PSP, SM y Carbonato de Sodio en 5.8, 5.8 y 2.3 lt de agua.

Se adiciona 29 Kg. de VAM y 1/5 de la solución del sistema iniciador (PSP y SM) al reactor. Se ajusta el pH a 6.5 con solución de carbonato, esto es más o menos con 1.7 lt y luego se lleva la temperatura de reacción a 62°C, refluendo continuamente hasta que la carga inicial de monómero haya reaccionado, esto se manifiesta por la elevación de su temperatura de reacción.

La adición de 266.60 Kg. de VAM y el resto de solución de PVOh del tanque TK-2 se realizan en un período de 3 a 4 horas. En este mismo período el resto de solución del sistema iniciador se agrega intermitentemente en partes iguales para tener una velocidad de iniciación constante. La solución de carbonato de sodio servirá para regular el pH de la reacción en todo su transcurso.

Puesto que la reacción es altamente exotérmica,

el control de la temperatura es realizado por enfriamiento, con agua a través de la chaqueta del reactor.

Después que todo el monómero ha sido agotado y el calor exotérmico abatido, la temperatura del batch es llevada a 70°C para reducir el contenido de monómero a menos de 0.5%. La emulsión se enfría hasta la temperatura de ambiente y luego se transfiere a los tambores o cilindros para su almacenamiento y posterior venta.

4.2.3. PROGRAMACION Y OPERACIONES DEL PROCESO DE PRODUCCION

En todo proceso de producción es muy importante determinar el tiempo de las operaciones a efectuar en forma secuencial para evaluar la capacidad de la planta, el planteamiento de planes y metas de producción y por supuesto el costo de producción.

En los cuadros 4.2 y 4.3, se muestran las operaciones para la preparación de solución de PV0h y la fabricación de látex de PVA, en el cual se señala el tiempo necesario para cada operación del bien manufacturado.

CUADRO 4.2.- OPERACIONES EN LA PREPARACION DE LA SOLUCION DE PV0h, REACTOR R-1

DESCRIPCION DE OPERACION	TIEMPO, Hr
1. Cargar agua Se inicia el calentamiento del batch	0.25
2. Disolver el PV0h	0.75
3. Se lleva la temperatura del batch a 85°C	0.25
4. Se estabiliza la temperatura del batch a 85°C	0.50
5. Enfriamiento a 20°C	0.75
6. Limpieza del reactor y de tuberías	0.50
TIEMPO TOTAL DE OPERACIONES	3.00

CUADRO 4.3.- OPERACIONES EN LA FABRICACION DEL LATEX DE PVA, REACTOR R-2

DESCRIPCION DE OPERACION	TIEMPO, Hr
1. Cargar la solución de PVOh (TK-2 a R-2)	0.25
2. Cargar el VAM (TK-4 a R-2)	0.25
3. Preparar el SI y el buffer	0.25
4. Polimerización	4.50
5. Transferencia y envasado	1.00
6. Limpieza del reactor y de tuberías	0.75
TIEMPO TOTAL DE OPERACIONES	7.00

La característica de la tecnología permite desarrollar las actividades de la preparación de la solución de PVOh y de la fabricación del látex de PVA, en forma paralela e independiente, toda vez que ambos se realizan en equipos distintos, véase el diagrama de flujo en la figura 4.1. Es importante señalar que por batch de solución de PVOh, en el reactor R-1, es suficiente para realizar dos batch de látex de PVA, en el reactor R-2.

Teniendo en cuenta el tiempo de las operaciones del proceso productivo y la característica tecnológica de la planta de PVA se elabora el programa de producción para una semana, véase Cuadro 4.4.

CUADRO 4.4.- PROGRAMA DE PRODUCCION

Período productivo	1 semana					
Días laborables	6 días					
Horas laborables por día	8 horas					
Número de batch de látex de PVA por semana	6					
Número de batch de solución de PVOh por semana	3					
Día Operativo	1	2	3	4	5	6
Proceso						
Látex PVA	x	x	x	x	x	x
Sol. PVOh	x	x		x		x

Observaciones:

1. La producción de látex de PVA es de 1 batch por día.
2. Al finalizar la semana se debe dejar un batch de solución de PVCh para utilizarlo en la semana siguiente.

4.3. CARACTERISTICAS FISICAS DEL PROYECTO

4.3.1. TERRENO E INSTALACIONES

El local industrial tendrá instalación eléctrica trifásica, teléfono, agua y desagüe. Considerando el espacio requerido por los equipos y maquinarias, almacenes y oficinas se necesita 350 metros cuadrados de área total, de las cuales 100 metros cuadrados son de área techada.

4.3.2. DISTRIBUCION DE PLANTA

La distribución de planta se muestra en el plano P-1 (véase Apéndice A.5). Se tiene en cuenta un buen manejo y circulación de materias primas y producto, adecuado espacio y accesibilidad para operación segura, mantenimiento de equipo y expansión futura. Mantiene las proximidades o cercanías convenientes de las áreas u oficinas para la supervisión, mantenimiento y almacenaje, así como también ubica servicios para el personal.

4.3.3. DISTRIBUCION DE EQUIPOS PRINCIPALES

En los planos P-2 y P-3 (véase Apéndice A.5) se muestran la distribución de los equipos principales para la producción del látex de PVA, se tiene en cuenta un adecuado espacio y accesibilidad para las operaciones inherentes al proceso productivo.

4.3.4. ISOMETRIAS DE LINEAS DE SERVICIOS AUXILIARES

Las isometrias de las líneas de servicios auxiliares ilustra la instalación y el montaje de las tuberías en el espacio tridimensional. Además de

poder visualizar todos los elementos y accesorios de tuberías que se utilizan en el proyecto se puede determinar su cantidad y tipo, para tenerlos en cuenta tanto en el cálculo de inversión como en el diseño de bombas.

Las isometrías de las líneas de servicios auxiliares aparecen en los planos P-4 a P-9 (véase Apéndice A.5).

4.3.5. ESPECIFICACIONES DE MAQUINARIAS Y EQUIPO PARA LA PLANTA DE PVA

La planta de PVA requiere de la siguiente maquinaria y equipo:

1. Reactor de Polimerización

- Material de fabricación: Acero inoxidable 304
- Dimensiones principales: 0.85mØ x 1.22m x lado recto.
- Capacidad nominal : 625 lt.
- Otras características:
 - * Cuerpo del reactor : Pl de Ac.inox.304 de 5/32" de espesor
 - * Techo y fondo del reactor: bombeadas y rebordeados en tipo estándar (API). Pl de Ac. inox. 304 de 5/32" de espesor.
 - * Manhole techo: ovoide con diámetro de 0.45 x 0.30 m.
 - * Chaqueta: Pl de Ac. inox. 304 de 1/8" de espesor. El área de la chaqueta es de 3.15 m² o 34 pies². La chaqueta cubrirá tanto el fondo como el cuerpo del reactor.
 - * Baffles: se requieren de dos platinas de Ac. inox. 304 con dimensiones de 5/32" x 2 1/2" x 36" c/u.
 - * Eje: material de Ac. inox. 304, con diámetros de 1 1/2"Ø y como rodetes se tiene a dos turbinas de 18 1/2"Ø, con cuatro aletas a 45° c/u. La separación entre las turbinas es de

- * Motoreductor: 8.5 HP, velocidad variable 30-165 RPM, trifásico, 220/440 voltios, 60 ciclos.

2. Reactor de PV0h

- Material de fabricación: Acero inoxidable 304
- Dimensiones principales: 0.85m \emptyset x 1.22m x lado recto.
- Capacidad nominal : 625 lt.
- Otras características:
 - * Cuerpo del reactor : Pl de Ac.inox.304 de 5/32" de espesor
 - * Techo y fondo del reactor: bombeadas y rebordeados en tipo estándar (API). Pl de Ac. inox. 304 de 5/32" de espesor.
 - * Manhole techo: ovoide con diámetro de 0.45 x 0.30 m.
 - * Sepentín: con diámetro de 30", tubería de 1" \emptyset x 52 pies, Ac. inox. 304, SCH 40.
 - * Eje: material de Ac. inox. 304, con diámetros de 1 1/2" \emptyset inclinado a 20° de la vertical y como rodetes se tiene a una de tipo turbina de 15" \emptyset con cuatro aletas a 45° c/u.
 - * Motoreductor: 3 HP, velocidad de salida 145 RPM, trifásico, 220/440 voltios, 60 ciclos.

3. Condensador

- Tipo: Intercambiador de calor horizontal de tubo y coraza, flujo 1-1, con espejo o placa de tubos fijos.
Area de intercambio de calor: 36 pies².
- Características
De los tubos:
 - Fluido circulante : vapor, VAM + agua
 - Flujo másico máximo : 330 lb/hr
 - Presión : 0 psig
 - Temperatura : 60-70 °C

Cabezal : 12"Ø x 12", Ac. inox 304
Tubos Mat.de Fabr. : Ac. inox. 304
De (diám.ext.de tb) : 3/4"Ø, 16 BWG
Arreglo /\, paso : 1 1/4"
Long. tubos : 3 pies
Número de tubos : 61
De la coraza:
Fluido circulante : agua
Presión máxima : 90 psig
Temperatura : 20-30 °C
Coraza Mat.de Fabr. : Fe negro
DI : 12"Ø
Deflectores con 25% de corte, espediados a 18"

4. Caldero de Vapor con Ablandador de Agua

* Caldera Piro tubular

- Marca y modelo : APIN, 3 TF - 2020
- Potencia nominal BHP : 20
- Capacidad, lb vapor/hora : 680
- Presión de trabajo, psig : 125
- Presión de diseño, psig : 150
- Calor transferido, BTU/hr: 669,500
- Eficiencia anticipada : 80%
- Tipo y consumo de combustible: Petróleo diesel N°2, 6 GPM
- Tanque de petróleo integrado para alimentación de combustible: se utilizan dos cilindros de 55 galones c/u, tamaño estándar, conectados por niples, dando una capacidad total de 110 galones.
- Bomba de inyección de petróleo con motor eléctrico de 1/2 HP.
- Tanque de condensado integrado para alimentación de agua: dimensiones 16 1/2"Ø x 26" (Horizontal). Capacidad: 22 galones.
- Otros: Quemador, manómetros, indicador de nivel, conexiones, tuberías, accesorios y

válvulas.

* Ablandador

Marca : ADISA
Dimensión del reactor : 12 "Ø x 40"
Tipo de resina : Resina sintética amberlite,
tipo catiónico IR - 120.
Carga de resina : 1 ½ pie cúbico
Autonomía : 8 m³ entre regeneraciones (teniendo
una calidad de agua fuente de 300 ppm de DT
como CaCO₃)
Flujo: 3 galones por minuto
Regenerante: 14 Kg. de sal común por
regeneración
Otros: Tanque de sal, conexiones, tuberías,
accesorios y válvulas.

* Observaciones

El conjunto de ambos equipos (Caldera,
Ablandador) debe permitir un funcionamiento
semiautomático.

5. Tanque de Almacenamiento de VAM

- * Normas de Fabricación : API
- * Tipo : Cilíndrico horizontal
- * Cuerpo y tapas del tanque: Pl de Fe negro de
3/16" de espesor
- * Capacidad : 9150 galones
- * Dimensiones Principales : 3 m. Ø x 4.88 m. lado
recto
- * Manhole techo : 20"Ø
- * Otros: Respiradero, conexiones para descarga y
drenaje, indicador de nivel (flotador),
escalera exterior tipo gato, pintura
anticorrosiva exterior y acabado exterior
esmalte de color blanco.

6. Tanque de VAM

- * Material de fabricación : Ac. Inoxidable 304
- * Capacidad : 300 lt.
- * Dimensiones Principales : 0.65 m. \emptyset 0.90 m.
lado recto
- * Otros: El techo del tanque es bombeado y el fondo cónico de 10 cm. de altura. El tanque estará provisto de una columna de vidrio para el control de nivel.

7. Tanque de PVOh

- * Material de Fabricación : Ac. Inoxidable 304
- * Capacidad : 160 lt.
- * Dimensiones Principales : 0.50 m. \emptyset x 0.80 m.
lado recto
- * Otros: El techo del tanque es bombeado y el fondo cónico de 5 cm. de altura. El tanque estará provisto de una columna de vidrio para visualizar el nivel del líquido.

8. Tanque de Pulmón

- * Material de Fabricación : Ac. Inoxidable 304
- * Capacidad : 68 lt.
- * Dimensiones Principales : 0.38 m. \emptyset x 0.60 m.
lado recto.
- * Otros: El techo del tanque es bombeado y el fondo cónico de 5 cm. de altura.

9. Depósito para Catalizador

- * Ubicación : Estará situado sobre el reactor de polimerización
- * Material de Fabricación : Ac. Inoxidable 304
- * Capacidad : 13 lt.
- * Dimensiones Principales: 0.24 m. \emptyset x 0.30 m.
lado recto.
- * Otros: El techo del tanque es bombeado y de fácil desmontaje

El fondo del mismo es de forma cónica

10. Plataforma para reactores

- * Descripción: La plataforma servirá para el montaje de los reactores de PVOh y de polimerización.
- * Material de Construcción : Fe negro
- * Dimensión : 2.05 x 4.20 m²
- * Altura : 2.15 m.
- * Otros : El piso de la plataforma será de planchas de fierro tipo estriadas de 3/16" de espesor. La plataforma será construida con barandas y escalera inclinada con pasamanos y estará sobre una base de cuatro columnas de fierro negro de 6"Ø.

11. Equipo Desmineralizador de Agua

* Columna catiónica

- Nº de unidades : Uno (01)
- Dimensión del reactor: 12"Ø x 48"
- Tipo de resina : Amberlite IR - 120, fuertemente ácida
- Carga de resina : 2 pies cúbicos
- Regenerante : 14 Kg. de HCl comercial al 33%, en solución al 10%

* Columna aniónica

- Nº de unidades : Uno (01)
- Dimensión del reactor: 12"Ø x 48"
- Tipo de resina : Amberlite IRA - 900, fuertemente básica
- Carga de resina : 2 pies cúbicos
- Regenerante : 10 Kg. de NaOH comercial al 50%, en solución al 4%

* Autonomía

El equipo desmineralizador produce 4 metros cúbicos de agua desmineralizada.

12. Plataformas para tanques de agua

- * Descripción : La plataforma servirá para el montaje de los tanques de agua dura y agua desmineralizada.

- * Material de construcción : Fe negro
- * Dimensión : 1.3 x 2.8 m²
- * Altura : 1.9 m.
- * Otros : El piso de la plataforma será de madera de 1 ½" de espesor. La plataforma estará sobre una base de cuatro columnas de fierro de 2" Ø.

13. Bomba de transferencia de VAM

Tipo : Centrífuga

Material de fabricación : Voluta e impulsor de acero al carbono.

Líquido y temperatura de bombeo: VAM a 20°C

Presión de vapor de VAM : 89 mm Hg

Viscosidad de VAM : 0.41 Cp

Capacidad requerida : 13.5 GPM

Diámetros de succión/descarga : 1 ½" x 1"

Motor : 1/3 HP, trifásico, 1800 RPM, 220/440 voltios, 60 ciclos.

Sistema de protección: La caja eléctrica del motor será blindada y antiexplosiva.

14. Bomba de transferencia de PVOh

Tipo : centrífuga

Material de fabricación: Voluta e impulsor de acero al carbono.

Líquido y temperatura de bombeo: Solución Acuosa de PVOh, 6% a 20°C.

Viscosidad del líquido : 10 Cp

Capacidad requerida : 13.5 GPM

Diámetros de succión/descarga : 1 ½" x 1"

Motor: 1 HP, trifásico, 3600 RPM, 220/440 voltios, 60 ciclos.

Sistema de protección: El motor eléctrico estará protegido contra el goteo de agua de caída vertical.

15. Bomba de transferencia de PVA

Tipo: rotativa

Material de fabricación: Voluta e impulsor de
acero inoxidable 304.

Líquido y temperatura de bombeo: Látex de PVA,
50% sólidos.

Viscosidad del líquido : 1000 Cp

Capacidad requerida : 19 GPM

Velocidad del impulsor : 200 - 400 RPM

Diámetro de succión/descarga : 1 3/4" x 1 1/2"

Motor: 3 HP, trifásico, 1800 RPM, 220/440
voltios, 60 ciclos.

Sistema de protección : El motor eléctrico
estará protegido contra el goteo de agua de caída
vertical.

16. Bomba de transferencia de agua desmineralizada

Tipo : centrífuga

Material de fabricación: Voluta e impulsor de
acero al carbono.

Líquido y temperatura de bombeo: Agua a 20°C

Capacidad requerida : 13.5 GPM

Diámetros de succión/descarga : 1" x 1"

Motor: 1 HP, trifásico, 3600 RPM, 220/440
voltios, 60 ciclos.

Sistema de protección: El motor eléctrico estará
protegido contra el goteo de agua de caída
vertical.

17. Bomba de agua de enfriamiento

Tipo : centrífuga

Material de fabricación: Voluta e impulsor de
acero al carbono.

Líquido y temperatura de bombeo: Agua a 20°C

Capacidad requerida : 60 GPM

Diámetros de succión/descarga: 1 3/4" x 1 3/4"

Motor : 4 HP, trifásico, 3600 RPM, 220/440

voltios, 60 ciclos.

Sistema de protección: El motor eléctrico estará protegido contra el goteo de agua de caída vertical.

18. Registrador de Presión y temperatura

Marca : Foxboro

Rango de temperatura : 0 - 150 °C

Rango de presión : 0 - 760 mm Hg

Observación : El registrador de P y T, tendrá dos agujas incorporadas para registro de 24 horas, el registro de presión en el instrumento es opcional

19. Balanza

Tipo : Plataforma

Capacidad : 500 Kg. (máx.)

20. Tanque de agua

Marca : Eternit o Afv

Nº de unidades : dos (02)

Material de fabricación : Fibra de vidrio u otro similar.

Capacidad nominal : 500 lt.

4.3.6. VIDA UTIL DE MAQUINARIA Y EQUIPO

Se dispone de una gran cantidad de información sobre la duración probable de la vida útil de diversos tipos de bienes. Todos los valores se basan en registros obtenidos en el pasado y no existe la certeza de que las condiciones de operación serán las mismas en el futuro. Sin embargo, el análisis estadístico de los datos disponibles permite realizar estimaciones bastantes confiables de la vida útil.

CUADRO 4-5.- VIDA UTIL ESTIMADA DE MAQUINARIA Y EQUIPO

DESCRIPCION	VIDA UTIL, AÑOS
1. Muebles y enseres de oficina, máquinas de escribir, calcular y otros	10
2. Maquinaria y equipo para la fabricación de productos químicos	11
3. Servicios y equipo eléctrico	20
4. Servicios y equipo de vapor	15
5. Servicios y equipo de agua	15
6. Obras civiles en general	40

Ref. Peter (59), pág. 227.

4.4. CAPACIDAD Y LOCALIZACION DE PLANTA

4.4.1. CAPACIDAD DE PLANTA

La planta de PVA tiene capacidad para producir 600 Kg. de látex por batch, lo que hace una producción anual de 190 Ton. de látex de PVA (1 turno por día operativo).

El tamaño de la planta está basado principalmente en satisfacer la demanda proyectada para 1995, ya que cuenta al momento con capacidad de producción ociosa como consecuencia de la reducción de las ventas en general, originado por la aguda crisis económica que atravieza el país y que según nuestras proyecciones se tendrá demanda insatisfecha a partir de 1995.

4.4.2. LOCALIZACION DE PLANTA

La planta de PVA por su flexibilidad puede ser instalada en cualquier parte del país, sin embargo se ha creído conveniente que la planta sea ubicada en el parque industrial de Lima (Ejm: San Luis) debido a las siguientes razones:

- Infraestructura industrial completa
- Cercanía al mercado

- Facilidad de vías de comunicación
- Disponibilidad de mano de obra especializada así como también de recursos de toda índole.

4.5. HORIZONTE DE PLANEAMIENTO

A fin de realizar evaluaciones económico financieras del presente proyecto, se considera un horizonte de planeamiento de cinco años.

4.6. ASPECTOS GENERALES DE INGENIERIA

4.6.1. MANIPULACION Y ALMACENAMIENTO DE VAM

Siendo el VAM un líquido inflamable y volátil de bajo flash point y temperatura de autoignición, es necesario tomar ciertas precauciones para el manipuleo de tales materiales.

El Comité de Comercio Interestatal (USA) ha definido el VAM como un producto de nivel rojo y que debe tener un sistema contra incendio (ejm: espuma o polvo químico, agua) en el área de almacenamiento.

El sistema eléctrico en la zona de almacenamiento es clasificada según Underwriters Laboratories, Inc., como de clase 1 y grupo D. Esta clasificación señala que todos los accesorios eléctricos deben tener protección antiexplosiva y que los equipos que producen chispas deben ser excluidas del área de operación.

El tanque de almacenamiento de VAM debe recubrirse con pintura blanca o aluminio, para ayudar a mantener la temperatura del depósito tan bajo como sea posible. Así mismo todos los respiraderos del tanque de almacenamiento deben tener un detenedor de llama (flame anestor).

El material de construcción del tanque será el fierro negro. Para tuberías o accesorios se recomienda usar las de acero inoxidable, u otro material, pero no las de bronce o latón, pues el monómero puede inhibirse en la polimerización.

4.6.2. MATERIAL DE FABRICACION: REACTOR-CONDENSADOR

En la producción de látex de PVA se emplean reactores de acero vidriado o acero inoxidable 304. El techo del reactor debe proveer entradas para la adición de reactivos: monómeros, solución de PVCh y catalizador. Además se dispondrá de un manhole con luz y agujero para salida y condensado de reflujo.

Parte del calor de polimerización es removido por convección hacia las paredes del reactor. Las paredes y fondo del reactor estarán completamente enchaquetadas y tendrán desviaciones para proveer una efectiva distribución del agua en la chaqueta. Además se cuenta con un intercambiador fijado sobre el reactor en posición vertical o inclinado para condensar los vapores generados por el calor de polimerización.

El área de superficie de intercambio de calor del condensador para el sistema de reflujo es aproximadamente de 10 a 20% de la capacidad del reactor. Ejemplo: para un reactor de 1000 galones, se necesita de 100 a 200 pies² de área de intercambio de calor para el condensador.

Los condensadores de tubos y coraza son los adecuados, los tubos tienen normalmente un diámetro de 1" y la coraza debe tener baffles. Además de otros accesorios como válvulas de alivio.

4.6.3. AGITACION

El tipo de agitador y velocidad de agitación en un proceso de polimerización en emulsión son críticos. No solamente la agitación sirve para asegurar el movimiento del propio batch hacia las paredes del reactor. Sino que tiene influencia en la formación del tamaño de partícula y la viscosidad de la emulsión. Generalmente el impeler de tipo turbina con aletas planas o curvadas vertical se utilizan en la producción de polímeros en emulsión

de PVA para un amplio rango de viscosidad. Las velocidades variables del motor permite, para este tipo de agitador, producir otros polímeros en emulsión tales como los acrílicos, la cual requiere una suave agitación. En general las dispersiones de PVA preparada con los convencionales protectores coloidales, requiere de una velocidad periférica de aproximadamente de 700 a 800 pies/min., para proveer un adecuado movimiento de la masa en emulsión a máxima viscosidad. La potencia del motor ha sido calculado entre 3 y 7.5 HP por 1000 galones de capacidad del reactor.

4.6.4. TRANSFERENCIA DE EMULSIONES

La transferencia de emulsiones es preferentemente llevada a cabo por bombeo. En el bombeo es recomendable bajas velocidades en bombas de desplazamiento positivo o de engranajes. Las bombas deben operar entre 200 - 400 RPM. Las bombas de engranajes se han empleado con buen resultado en las emulsiones de PVA, siendo ellas las más económicas. El material de las bombas deberá ser de acero inoxidable.

Para prevenir la coagulación y el secado de la resina, después del uso de la bomba, estas serán completamente inundadas con agua y luego hacer la purga respectiva.

4.6.5. FILTRADO DEL LATEX DE PVA

Una vez que la emulsión polimérica es preparada, requiere o no de un adicional proceso para la descarga directa en los tambores metálicos. Generalmente es conveniente y en muchos casos absolutamente necesario la filtración del polímero en emulsión para remover pequeñas cantidades de aglomerados. Limitaciones en la calidad de la emulsión determinarán el tamaño necesario de la

malla. Aunque la malla N° 100 es usada frecuentemente para este propósito, el establecimiento de la calidad deseada de la emulsión impone un filtrado grueso o fino.

Los filtros coladores pueden ser convenientemente instalado en la línea de descarga del reactor de polimerización. Estos se montan con una leve inclinación hacia adelante de manera que la filtración drene libremente.

4.6.6. INSTRUMENTACION (OPCIONAL)

En esta sección hacemos mención, de como sería, el sistema de control de proceso para una planta de producción de dispersiones de PVA. Anteriormente se ha mencionado que el calor de polimerización del VAM es de 440 BTU/lb., como una consecuencia, esta reacción altamente exotérmica requiere de un rígido control de temperatura. En suma el problema de la disipación del calor y las fluctuaciones de la temperatura de reacción puede representar una pobre reproductibilidad de las propiedades de la emulsión. El sistema de control de temperatura en cascada representa uno de los controles aplicables en la producción de emulsiones de PVA, véase figura 4-2.

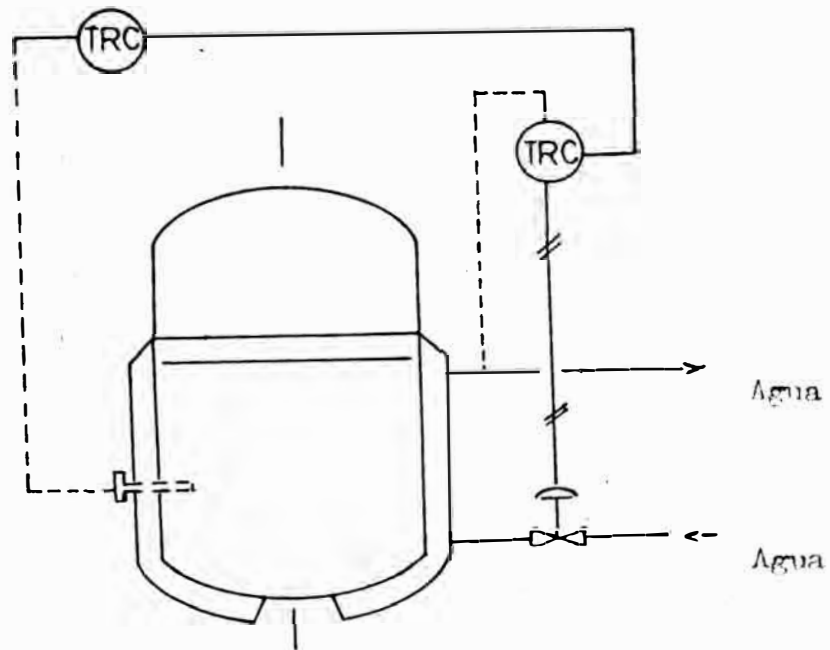


FIGURA 4-2.- Sistema de Control de Temperatura del Reactor de Polimerización. El Calor Exotérmico de la Reacción es transferida a la chaqueta. (Ref. 40)

CAPITULO V

INVERSION Y FINANCIAMIENTO

Las conversiones que requiere un proyecto constituyen los desembolsos que hay que efectuar desde la identificación de la idea y estudios de pre-inversión hasta los requerimientos de maquinaria, equipos, instalaciones, capital de trabajo y otros, a fin de dejar la planta en condiciones de operación normal.

El conocimiento del monto de la inversión de un proyecto permite descartar algunos proyectos que no se encuentran al alcance de las disponibilidades de los recursos financieros, especialmente en estudios a nivel de pre-factibilidad. (Ref.65).

5.1. COMPOSICION E INVERSION TOTAL DEL PROYECTO

Las inversiones a utilizar en cualquier proyecto de inversión pueden agruparse en dos rubros: inversión fija y capital de trabajo. Ambos sumados constituyen la inversión total del proyecto.

La inversión total del proyecto asciende a US\$ 126,870 de las cuales US\$ 76,615 corresponden a la inversión fija y US\$ 50,255 al capital de trabajo.

5.1.1. INVERSION FIJA

Son aquellos desembolsos de dinero que se efectúan para la adquisición de determinados activos, que van a servir para el normal funcionamiento de la planta.

La inversión fija alcanza la suma de US\$

76,615 y está compuesta por los siguientes conceptos:

Maquinaria y Equipo:

El costo de la maquinaria y equipo de la planta de FVA está basado principalmente en las cotizaciones de los fabricantes o proveedores. El monto total alcanza la suma de US\$ 49,500, incluido impuestos y flete de esos activos a planta, véase apéndice E.1

Cañerías y Tuberías:

El costo de las cañerías y tuberías, incluye válvulas, accesorios, tubos, soportes y otros conceptos directamente relacionado con el tendido de las cañerías y tuberías para materias primas, productos terminados, productos intermedios, vapor, agua, desagües, etc.

Realizadas las consultas con personas conocedoras por estos trabajos, se estima que el monto por este concepto es de US\$ 2,800, esta suma se basa en los planos y diagramas que se adjuntan al proyecto.

Accesorios y Dispositivos Eléctricos:

El costo de las instalaciones eléctricas está conformado por los materiales necesarios para la instalación de equipos de potencia y de iluminación, vale decir: contactores, relays, pulsadores eléctricos, cables, focos, tuberías de PVC y etc. La inversión por estos conceptos se estima en US\$ 1,700.

Equipos y Herramientas para Mantenimiento:

Son elementos importantes en el servicio de reparación y ajustes preventivos de la maquinaria.

El presente proyecto está dotado de un equipo

básico de herramientas manuales, el cual su cotización en el mercado ferretero alcanza la suma de US\$ 400

Obras Civiles:

El monto total de las obras civiles a todo costo es de US\$ 2,500, el cual comprende la construcción de lozas de concreto en planta, piscina para el agua de enfriamiento, sótano para el tanque de almacenamiento de VAM y otros menores.

Equipo de Laboratorio:

Se concederá un equipo básico conformado principalmente por balanza, viscosímetro brookfield, horno pequeño y material de vidrio. Se estima que su costo alcanza la suma de US\$ 3,340.

Equipo de Oficina:

Constituido principalmente por calculadoras, máquinas de escribir, accesorios y elementos de oficina. El desembolso por este concepto es de US\$ 1,290, véase apéndice E-2.

Muebles y Enseres:

En este rubro se incluye todo el mobiliario de la empresa, el cual asciende a la suma de US\$ 1,860, véase apéndice E-2.

Estudios del Proyecto y Gastos de Organización:

Son todos los gastos que se incurran en los estudios de pre-inversión, organización y constitución formal de la empresa. Se estima que estos gastos asciende la suma de US\$ 1,100 monto que se asignó teniendo presente negocios similares.

Ingeniería, Montaje, Instalación y Supervisión del Proyecto:

Se considera los desembolsos en realizar los diseños de la construcción, montaje e instalación de la maquinaria, equipo y servicios auxiliares de la planta de FVA, el monto que se adjudica a este rubro es de US\$ 4,950, esta suma es a todo costo.

Gastos de Puesta en Marcha:

Se considera los gastos incluidos en las pruebas de la maquinaria y equipo, así como también las corridas en batch con material en "blanco", para tener la certidumbre de su correcto funcionamiento. Se estima que la inversión por este concepto alcanza la suma de US\$ 210.

Imprevistos:

Se tiene en cuenta los efectos de eventos imprevisibles como variaciones de precios, pequeños cambios de diseño y otros gastos no previstos, que la experiencia señala como probables. Se estima que el monto por este concepto es del 10% de la inversión fija. Vale decir unos US\$ 6,965.

5.1.2. CAPITAL DE TRABAJO

Es el capital necesario que debe disponerse para el adecuado y regular funcionamiento de la planta. Este capital depende principalmente de las características del producto, así como de las fuentes de materia prima e insumo. Tratándose de insumos importados será necesario calcular el capital de trabajo para un mayor tiempo, que si se tratara de insumos y materias nacionales donde el abastecimiento está mayormente asegurado.

El capital de trabajo alcanza la suma de US\$ 50,255.

Materias Primas:

El presupuesto tiene en cuenta el programa de producción y los requerimientos de materias primas, véase Capítulo VI el costo alcanza a US\$ 39,395, suma que considera abastecimiento de VAM y PVOh para 2.5 meses y de otros como PSP, SM y Carbonato de sodio para 1 mes de operaciones.

Insumos y Reactivos de Laboratorio:

Se hace una estimación rápida de la inversión por insumos y reactivos que se utilizan en los análisis del producto, el monto que se asigna por este concepto es de US\$ 1,040.

Envases:

Se trata de cilindros plásticos con tapa y su abrazadera con capacidad para 55 galones (aprox. 205 Kg). Siendo estos envases retornables a planta se considera la adquisición de unas 100 unidades a razón de US\$ 15 c/u. El monto total asciende a US\$ 1,500.

Remuneraciones al Personal:

La suma alcanza a US\$ 1,660 que representa el monto total de las remuneraciones del personal de la empresa, suficiente para 2 meses de operación.

Alquiler de Local y Edificios:

El proyecto considera la operación de la planta de FVA en un local alquilado. La merced conductiva es de US\$ 300 por mes. Se adelanta la suma de US\$ 600 por concepto de 2 meses de arrendamiento.

Productos Terminados:

Se considera un stock de producto terminado igual a 3 días de producción, vale decir 1,800 Kg.

de látex de PVA a un precio aproximadamente de costo (US\$ 1.7 x Kg). El monto total por este concepto alcanza la suma de US\$ 3,060.

Otros Gastos Operativos:

Corresponde a suministros varios para que la futura planta funcione eficientemente como: material y accesorios de oficina, elementos y materiales simples para mantenimiento y operaciones. El gasto por este concepto alcanza la suma de US\$ 400.

Caja y Bancos:

Corresponde al dinero en efectivo que dispone la empresa para afrontar gastos operativos inmediato o mediato como por ejemplo: combustibles, suministros para operaciones, gastos de laboratorio, energía eléctrica, agua, impuestos, suministros para oficina, comunicaciones, movilidad, primeros pagos por servicios de protección y seguridad industrial y asesoría contable-legal-auditoria.

Considerando los montos de esos elementos de costo, véase sección 6.3, el dinero en efectivo en Caja y Bancos será lo suficiente como para hacer desembolsos durante 2 meses de esos gastos, esto alcanza la suma de US\$ 2,600.

5.2. FINANCIAMIENTO DEL PROYECTO

El financiamiento del proyecto tiene como objetivo principal la obtención de recursos de capital en las mejores condiciones de manera que contribuya a incrementar la rentabilidad de la inversión.

Para efectos de obtener una óptima aplicación de recursos financieros indicamos tres objetivos básicos que es necesario perseguir:

- a) Buscar el financiamiento más largo.
- b) Incrementar al máximo el financiamiento con tasas de interés fija.

c) Reducir los rasgos de refinanciación.

5.2.1. FUENTES DE FINANCIAMIENTO

CUADRO 5-1.- INVERSION TOTAL DEL PROYECTO	
CONCEPTO	MONTO EN US\$
INVERSION FIJA	
* Tangibles	
1. Maquinaria y Equipo	49,500
2. Cañerías y Tuberías	2,800
3. Accesorios y Dispositivos eléctricos	1,700
4. Equipos y Herramientas para mantenimiento	400
5. Obras civiles	2,500
6. Equipo de laboratorio	3,340
7. Equipos de oficina	1,290
8. Muebles y Enseres	1,860
Total Bienes Físicos	63,390
* Intangibles	
9. Estudios del Proyecto y Gastos de organización	1,100
10. Ingeniería, Montaje, Instalación y Supervisión del Proyecto	4,950
11. Gastos de puesta en marcha	210
Total Intangibles	6,260
Sub-Total Inversión Fija	69,650
12. Imprevistos (10%)	6,965
Total Inversión Fija	76,615
CAPITAL DE TRABAJO	
13. Materias Primas	39,395
14. Insumos y Reactivos de Laboratorio	1,040
15. Envases	1,500
16. Remuneración al personal	1,660
17. Productos terminados	3,060
18. Alquilar de local y Edificios	600
19. Otros gastos operativos	400
20. Caja y Bancos	2,600
Total Capital de Trabajo	50,255
TOTAL DE INVERSIONES	126,870

5.2.1. FUENTES DE FINANCIAMIENTO

Las fuentes de financiamiento se pueden clasificar en dos grupos: recursos propios y financiamiento externo.

Los recursos propios están constituidos por los aportes de los inversionistas, vía acciones; en cambio el financiamiento externo lo constituyen los préstamos a través de las líneas de crédito otorgadas por el sistema financiero nacional.

Con el propósito de favorecer la inversión en la actividad industrial y la generación de mayores puestos de trabajo, han sido creadas varias líneas de crédito en los últimos años. Los encargados de promocionar y colocar dichas líneas de crédito son las entidades de fomento de la producción, tales como el Banco Industrial del Perú (BIP) y la Corporación Financiera de Desarrollo (COFIDE). Estas instituciones otorgan préstamos para la adquisición de activos fijos (maquinaria, equipo, instalaciones, estudios y construcción de locales industriales) y créditos para capital de trabajo.

La cobertura del financiamiento depende del destino de crédito, por ejemplo para la adquisición de activos fijos se financian hasta el 70% de un valor y capital de trabajo inicial del 70 a 100% de su valor, dependiendo del análisis de cada caso. En relación a los plazos de amortización para activos fijos es como máximo de 5 años y para el capital de trabajo es hasta 3 años.

La tasa de interés que se aplicará a los préstamos será la que dictamine el Banco Central de Reserva es la institución encargada de regular las tasas de interés en el Mercado Financiero Nacional.

El cobro de intereses está sujeto al monto del préstamo, fuentes de recursos financieros utilizados, ubicación de la empresa, destino del préstamo y la prioridad asignada a la actividad industrial.

5.2.2. FINANCIAMIENTO DEL PROYECTO: INVERSION FIJA Y CAPITAL DE TRABAJO

La búsqueda financiera conlleva a encontrar una estructura de capital (relación deuda/capital propio) determinada, específica para cada proyecto y que está en relación a las necesidades de capital y al déficit del aporte de accionistas con respecto a la inversión total.

Para elaborar la estructura de capital se ha buscado una relación deuda/capital, de 60% de préstamo y 40% de aporte propio, típico en plantas químicas.

CUADRO 5-2. PROGRAMA DE FINANCIACION

INVERSIONES	MONTO EN US\$		
	Total	AP Propio	BIP
* INVERSION FIJA			
Maquinaria y Equipo	49,500	9,000	40,500
Cañerías y Tuberías	2,800	1,100	1,700
Accesorios y Dispositivos Eléctricos	1,700	1,000	700
Equipo y Herramientas para Mantenimiento	400	300	100
Obras Civiles	2,500	2,500	---
Equipo de Laboratorio	3,340	1,340	2,000
Equipo de Oficina	1,290	790	500
Muebles y Enseres	1,860	1,360	500
Intangibles e Imprevistos	13,225	13,225	---
Total Inversión Fija	76,615	30,615	46,000
* CAPITAL DE TRABAJO	50,255	20,255	30,000
 TOTAL INVERSIONES	 126,870 (100%)	 50,870 (40%)	 76,000 (60%)

CAPITULO VI

PRESUPUESTO DE INGRESOS Y GASTOS

En este capítulo se dan los pasos iniciales para evaluar la contabilidad del proyecto calculando los ingresos y egresos de los recursos utilizados en la elaboración de un determinado lote de producción, también se determina el punto de equilibrio económico mediante la clasificación de costos en fijos y variables.

Para el presente proyecto se considera 5 años de vida útil a efectos de cuantificar su rentabilidad.

6.1. PROGRAMA DE PRODUCCION Y VENTA

El programa anual de producción considera 312 días efectivos por año (26 días/mes), desarrollando 1 turno de trabajo de 8 horas por día.

Como política de inventarios el proyecto considera en mantener un stock equivalente a 3 días de producción (1,800 Kg de látex) y el resto de la producción anual se asume que es totalmente asumido por el mercado interno.

CUADRO 6-1.- PROGRAMA DE PRODUCCION Y VENTA DE LATEX DE PVA

CONCEPTO/AÑO OPERATIVO	1	2 - 5
Producción, en miles de Kg.	187.2	187.2
Venta, en miles de Kg.	185.4	187.2

Nota: La planta de PVA produce 600 Kg/batch. Por turno de trabajo (8hr) se fabrican 01 batch de látex de PVA.

6.2. PRESUPUESTO DE INGRESOS POR VENTAS

Los ingresos del proyecto lo constituyen las ventas efectuadas durante el año. El precio del látex de PVA será de US\$ 2.1 por Kg. incluyendo IGV, 15% (DL 163).

CUADRO 6.2.- PRESUPUESTO DE INGRESOS POR VENTAS ANUALES

CONCEPTO/AÑO OPERATIVO	1	2 - 5
Venta, en US\$	389,340	393,120

6.3. PRESUPUESTO DEL COSTO DE PRODUCCION

Durante la vida útil del proyecto, se efectuarán desembolsos de dinero necesario para elaborar el látex de PVA, se trata de diversos elementos de costo, los cuales pueden agruparse con el título general de costo total del producto. Este costo suele dividirse en costo de fabricación, administración, ventas y financiero. Véase Cuadro 6-7.

6.3.1. REQUERIMIENTO Y PRESUPUESTO ANUAL DE MATERIAS PRIMAS E INSUMOS

El cálculo del monto a invertir en materia prima e insumo responde a los requerimientos del programa de producción proyectados.

CUADRO 6-3.- REQUERIMIENTO Y PRESUPUESTO ANUAL DE MATERIAS PRIMAS E INSUMOS

MMPP	Kg/BATCH	Kg/AÑO	US\$/Kg	TOTAL
VAM	295.60	92,227.2	1.72	158,631
FVOh	20.30	6,333.6	3.64	23,054
PSP	0.36	112.3	70.00	7,861
SM	0.18	56.2	70.00	3,934
Carb. Sodio	0.72	224.6	30.00	6,738
TOTAL	317.16		US\$	200,218

6.3.2. DEPRECIACION

La depreciación consiste en la pérdida gradual del valor de los bienes físicos como producto de su utilización.

Existen varios métodos de depreciación, que para efectos del proyecto tiene relativa importancia debido a que las cifras del valor residual son estimativas.

En la evaluación del presente proyecto se utiliza el método de porcentaje fijo, el cual representa un porcentaje sobre el saldo en libros del costo de adquisición.

Para proyectos de inversión los porcentajes de depreciación anual de los activos son los siguientes:

ACTIVO	% DEPRECIACION ANUAL
Edificios y/o obras civiles	3
Maquinarias y equipos	10
Equipos de oficina, laboratorio, muebles y enseres	10
Equipo y herramientas para mantenimiento	10
Instalaciones en general	10

FUENTE: CARBAJAL, F. (66)

A efectos de asignar adecuadamente los campos de depreciación a los grupos de costo que conforman el costo total del producto, los activos del proyecto se han dividido de acuerdo a la actividad que prestan, vale decir en:

a) Area de Fabricación:

- Bienes físicos: Están constituidos por la maquinaria y equipo de la planta de PVA, así como cañerías y tuberías, accesorios y dispositivos eléctricos, equipos y herramientas para mantenimiento, y equipos de laboratorio.

El costo de adquisición de esos activos alcanza la suma de US\$ 57,740.

- Edificios: Está constituido por las obras civiles que se realizan en el proyecto. El costo de estos activos alcanza la suma de US\$ 2,500.

b) Area de Administración

Constituidos principalmente por los equipos de oficina y los muebles/enseres. El costo de adquisición de estos activos es de US\$ 3,150.

CUADRO 6-4.- PROGRAMA ANUAL DE DEPRECIACION, EN US\$

CONCEPTO/ AÑO OPERATIVO	0	1	2	3	4	5
A) Area de Fabricación						
<u>Valor en Libros</u>						
Bienes Físicos	57,740	51,966	46,769	42,092	37,883	34,095
Edificios	2,500	2,425	2,352	2,281	2,213	2,147
<u>Depreciación</u>						
Bienes Físicos		5,774	5,197	4,677	4,209	3,788
Edificios		75	73	71	68	66
Total 1:		5,849	5,270	4,748	4,277	3,854
B) Area de Administración						
<u>Valor en Libros</u>	3,150	2,835	2,552	2,297	2,067	1,360
<u>Depreciación</u>		315	283	255	230	207
Total 2:		315	283	255	230	207
Depreciación Anual (Total 1 + 2)		6,164	5,553	5,003	4,507	4,061

6.3.3. REMUNERACION AL PERSONAL

La relación laboral entre la empresa y el personal será en la modalidad de contratos anuales renovables. Por lo tanto se dispondrá de 15% sueldos por año para el personal, de los cuales 1% sueldo corresponden a gratificaciones en Fiestas Patrias, Navidad/Año Nuevo, 1 sueldo por tiempo de servicios, 1 sueldo por vacaciones y el resto (12 sueldos) su sueldo mensual.

CUADRO 6.5.- REMUNERACION AL PERSONAL, EN US\$			
CONCEPTO	Nº Personas	Remun. Mens.	Remun Anual
* Mano de Obra Directa			2,542
Operarios calificados	1	110	
Ayudantes	1	54	
* Mano de Obra Indirecta			4,030
Gerente Técnico	1	260	
* Administración/Ventas			6,293
Administrador	1	250	
Secretaria-Recepcionista	1	90	
Auxiliar de Oficina	1	66	
T O T A L	6	830	12,865

6.3.4. PRESUPUESTOS DE COSTOS FINANCIEROS

Se refiere a los intereses a pagar por concepto del préstamo recibido del BIP, para el financiamiento de activos fijos y de capital de trabajo. Los intereses conjuntamente con las amortizaciones constituyen el servicio de la deuda, el cual es un compromiso financiero con el acreedor.

La modalidad de pagos periódicos a efectuar por el prestatario será de monto variable, el cual estará compuesta por una amortización constante y por los intereses que corresponden al monto del saldo adeudado, que disminuye año a año, véase Cuadro 6-6.

a) Préstamo para Capital de Trabajo

El banco otorga un préstamo de US\$ 30,000, para el financiamiento del capital de trabajo, al 15% anual a rebatir. El período de amortización será de 3 años.

Cálculo del servicio de la deuda al 1º año de operación:

Amortización	US\$ 30,000 ÷ 3	10,000
Intereses	US\$ 30,000 x 0.15	4,500

Servicio de la Deuda	US\$	14,500

b) Préstamo para Activos Fijos

El Banco otorga un préstamo de US\$ 46,000, para el financiamiento de activos fijos al 15%, anual al rebatir. El período de amortización será de 5 años.

Cálculo del servicio de la deuda al 1º año de operación:

Amortización	US\$ 46,000 ÷ 5	9,200
Intereses	US\$ 46,000 x 0.15	6,900

Servicio de la Deuda	US\$	16,100

CUADRO 5.6.- CALENDARIO DE DESEMBOLSOS, EN US\$

CONCEPTO / AÑO OPERATIVO	0	1	2	3	4	5
CAPITAL DE TRABAJO						
Préstamo de US\$ 30,000						
DESEMBOLSO						
Amortización		10,000	10,000	10,000		
Intereses		4,500	3,000	1,500		
Servicio de la deuda		14,500	13,000	11,500		
Saldos adeudados	30,000	20,000	10,000			
ACTIVOS FIJOS						
Préstamo de US\$ 46,000						
DESEMBOLSO						
Amortización		9,200	9,200	9,200	9,200	9,200
Intereses		6,900	5,520	4,140	2,760	1,380
Servicio de la deuda		16,100	14,720	13,340	11,960	10,580
Saldo adeudado	46,000	36,800	27,600	18,400	9,200	
TOTALES DESEMBOLSOS						
Amortización		19,200	19,200	19,200	9,200	9,200
Intereses		11,400	8,520	5,640	2,760	1,380
Servicio de la deuda		30,600	27,720	24,840	11,960	10,580
Saldo adeudado	76,000	56,800	37,600	18,800	9,200	

6.3.5. OTROS COSTOS Y GASTOS DE PRODUCCION

Se tiene en cuenta las siguientes desembolsos:

Combustibles:

Corresponde al combustible (Diesel N°2) utilizado por el caldero. El precio del combustible es aproximadamente de US\$ 0.40 por galón. El caldero opera a un flujo de 6 gal/hr durante 4 horas efectivas de trabajo por día. Por lo tanto se tiene un desembolso de:

$$6 \frac{\text{gal}}{\text{hr}} \times 0.40 \frac{\text{US\$}}{\text{gal}} \times 4 \frac{\text{hr}}{\text{día}} \times 312 \frac{\text{día}}{\text{año}} = 3000 \text{ US\$/año}$$

Nota: 1 año calendario = 312 días operativos

Mantenimiento y Reparaciones:

Corresponde a gastos por concepto de asistencia técnica, reparación y repuestos de maquinarias y equipos del proyecto. Estos servicios serán prestados por compañías y talleres especializados, ajenos a la empresa.

Para procesos simples, los costos anuales para mantenimiento y reparaciones es aproximadamente un 2% de la inversión de capital fijo, es decir, US\$ 1,530. Peter (59).

Suministro para Operaciones:

Comprende los gastos efectuados como por ejemplo, lubricantes, utilizados en planta, regenerantes del agua y otros que no se consideran materias primas ni materiales para el mantenimiento y/o reparación. Se estima que el gasto anual por este concepto es de unos US\$ 400.

Gastos de Laboratorio:

Incluye el costo de los ensayos de laboratorio para el control de las operaciones y el control de calidad del látex de PVA, se estima que este gasto es del 10% de las remuneraciones anuales, es decir, unos US\$ 1,300. Peter (59).

Servicios de Protección y Seguridad Industrial:

El proyecto considera la custodia de la planta durante las 24 horas de todos los días; este servicio será prestado por las empresas especializadas. Se estima que el gasto anual por este concepto es de unos US\$ 4,000.

Energía Eléctrica:

Corresponde a los gastos efectuados por el consumo de la energía eléctrica en la planta, oficinas y alumbrado. El gasto anual asciende a US\$ 1,350. Véase apéndice E-3.

Aqua Potable:

El consumo de agua comprende principalmente la utilizada en procesos y limpieza e higiene en general. El desembolso anual por este concepto se estima en unos US\$ 180. Véase apéndice E-4.

Impuestos:

Son los desembolsos que se efectúan por diversos conceptos, en cumplimiento del régimen tributario de la pequeña empresa industrial, como: Impuesto a las remuneraciones, Sistema Nacional de Pensiones, IPSS, FONAVI, SENATI, Impuesto por Licencia Municipal de Funcionamiento, Impuesto por Anuncio/Propaganda y Arbitrios Municipales.

Para el proyecto se ha estimado un desembolso global de US\$ 2,500 por año.

Alquileres:

Por el alquiler del local industrial (Planta de PVA) se abona US\$ 300 por mes. El monto anual por este concepto alcanza a US\$ 3600.

Seguros:

El proyecto considera una póliza de seguros contra siniestros con una cobertura del 75% del valor de los activos. El desembolso anual por esta asistencia es del 2% de la inversión fija, es decir, unos US\$ 1530.

Suministro para Oficina:

Corresponde a gastos para adquisición de material de oficina en general. El gasto anual en este rubro se estima en US\$ 100.

Servicio de Limpieza:

Este servicio se prestará principalmente al área de administración y será encargada a terceros. El desembolso por este servicio será de US\$ 720 por año.

Servicios de Asesoría, Contable Legal y Auditoría:

El servicio estará a cargo por consultorías de profesión, el cual asistirá y resolverán problemas del área, el apoyo será en forma continua y permanente. El gasto por este concepto se estima en US\$ 1500 por año.

Comunicaciones: Teléfono, Correo, etc.:

Para este proyecto en particular se considera un gasto de US\$ 200 por año.

Movilidad:

Comprende aquellos gastos que se efectúan para la movilidad de repuestos reactivos y consejería. Se asigna un monto anual de US\$ 180.

Impuestos a las Ventas:

Corresponde al desembolso que se efectúa por las ventas del producto, 15% (D.L. 163).

El impuesto a las ventas correspondiente al 1º año operativo del proyecto es US\$ 58,401 y para los años 2 al 5 alcanza la suma de US\$ 58,968 por cada año.

CUADRO 6.7.- ESTRUCTURA DEL COSTO TOTAL DEL PRODUCTO, EN US\$

CONCEPTO / AÑO OPERATIVO	1	2	3	4	5
1. COSTO DE FABRICACION					
1.1. Materiales Directos					
Materias Primas	200,218	200,218	200,218	200,218	200,218
1.2. Mano de Obra Directa	2,542	2,542	2,542	2,542	2,542
1.3. Costo de Fabricación	6,230	6,230	6,230	6,230	6,320
Combustibles	3,000	3,000	3,000	3,000	3,000
Mantenimiento y reparaciones	1,530	1,530	1,530	1,530	1,530
Suministros para operación	400	400	400	400	400
Gastos de laboratorio	1,300	1,300	1,300	1,300	1,300
1.4. Mano de Obra Indirecta	4,030	4,030	4,030	4,030	4,030
1.5. Otros Gastos Indirectos	19,009	18,430	17,908	17,437	17,014
Servicios de Protección y Seguridad Industrial	4,000	4,000	4,000	4,000	4,000
Depreciación	5,849	5,270	4,748	4,277	3,854
Energía Eléctrica	1,350	1,350	1,350	1,350	1,350
Agua	180	180	180	180	180
Impuestos	2,500	2,500	2,500	2,500	2,500
Alquileres	3,600	3,600	3,600	3,600	3,600
Seguros	1,530	1,530	1,530	1,530	1,530
SUB-TOTAL 1 (Sumatoria de 1.1-1.5)	232,029	231,450	230,928	230,457	230,034
2. GASTOS DE ADMINISTRACION					
Remuneraciones	6,293	6,293	6,293	6,293	6,293
Suministros para oficina	100	100	100	100	100
Depreciación	315	283	255	230	207
Servicio de Limpieza	720	720	720	720	720
Servicios de Asesoría Cont., Leg. y Auditoría	1,500	1,500	1,500	1,500	1,500
Comunicaciones: Telf. y Correo	200	200	200	200	200
Movilidad	180	180	180	180	180
SUB - TOTAL 2	9,308	9,276	9,248	9,223	9,200
3. GASTOS DE VENTAS					
Impuestos a las Ventas	58,401	58,968	58,968	58,968	58,968
SUB - TOTAL 3	58,401	58,968	58,968	58,968	58,968
4. GASTOS FINANCIEROS					
Intereses (Capital de Trabajo)	4,500	3,000	1,500		
Intereses (Activos Fijos)	6,900	5,520	4,140	2,760	1,380
SUB - TOTAL 4	11,400	8,520	5,640	2,760	1,380
COSTO TOTAL DEL PRODUCTO	311,138	308,214	304,784	301,408	299,582

6.3.6. COSTO TOTAL Y UNITARIO DEL PRODUCTO

El costo total del producto se calcula tomando como base los desembolsos anuales que se incurren en la fabricación del látex de PVA durante el año operativo. Los montos que corresponden a los elementos de costo aparecen en las secciones precedentes, por lo que aquí sólo presentamos la estructura de costos que intervienen en el costo total del producto, véase Cuadro 6-7.

Considerando el costo total del producto y la producción de látex de PVA se determina el costo unitario del producto en cada año de la vida útil del proyecto, véase Cuadro 6-8.

 CUADRO 6.8.- COSTO UNITARIO DE PRODUCTO

PRODUCTO/AÑO OPERATIVO	1	2	3	4	5
LATEX DE PVA US\$ X Kg	1.66	1.64	1.62	1.61	1.60

6.4. PUNTO DE EQUILIBRIO ECONOMICO

Se entiende por punto de equilibrio económico al volumen de producto que es necesario producir para no incurrir ni en pérdida ni en ganancia.

El volumen de producción en el punto de equilibrio (Neq) se calcula por la ecuación:

$$Neq = \frac{CF \times N}{IV - CV}$$

Donde:

N = Venta anual de látex de PVA, Kgr.

IV = Ingresos por Venta anual de látex de PVA, US\$

CF y CV = Costos Fijos y Variables respectivamente, de látex de PVA, US\$ por año.

Para la determinación del punto de equilibrio económico procedemos a clasificar el presupuesto de costos en fijos y en variables.

PUNTO DE EQUILIBRIO ECONOMICO

(AÑO OPERATIVO: 2)

CONCEPTOS	COSTO FIJO US \$	COSTO VARIABLE US \$	COSTO TOTAL US \$
1. COSTOS DE FABRICACION			
Materiales Directos		200,213	200,218
Mano de Obra Directa		2,542	2,542
Combustibles		3,000	3,000
Mantenimiento y Reparación	1,530		1,530
Suministros para Operaciones	400		400
Costo de Laboratorio		1,300	1,300
Mano de Obra Indirecta	4,030		4,030
Servicio de Protección y Seguridad Industrial	4,000		5,270
Depreciación	5,270	1,300	1,350
Energía Eléctrica		180	180
Agua Potable			2,500
Impuestos	2,500		3,600
Alquiler	3,600		1,530
Seguros	1,530		
2. COSTOS DE ADMINISTRACION			
Remuneraciones	6,293		6,293
Suministros para Oficinas	100		100
Depreciación	283		283
Servicios de Limpieza	720		720
Serv. Asesoría Cont., Legal y Auditoría	1,500		1,500
Comunicaciones	200		200
Movilidad	180		180
3. COSTOS DE VENTAS			
Impuesto a las Ventas		58,968	58,968
4. COSTOS FINANCIEROS			
Intereses por Préstamos	8,520		8,520
T O T A L	40,656	267,558	308,214

Además:

Las ventas de látex de PVA en el 2º año operativo fueron $N = 187,200$ Kg, véase Cuadro 6.1, y los ingresos por dichas ventas alcanzaron a $IV = US \$ 393,120$, véase Cuadro 6.2. Por lo tanto el volumen de producción en el punto de equilibrio económico será:

$$Neq = \frac{40,656 \times 187,200}{393,120 - 267,558}$$

$$Neq = 60,614 \text{ Kg. de látex de PVA}$$

Y el valor de las ventas en el punto de equilibrio económico será: $60,614 \text{ Kg.} \times 2.1 \text{ US \$} = \text{US\$ } 127,289$, vale decir el 32% del ingreso por ventas en el 2º año operativo.

CAPITULO VII

ESTADOS FINANCIEROS

Los estados financieros son expresiones cuantitativas de resumen de la situación económica y financiera del proyecto como resultado de sus operaciones en un ejercicio económico.

Para evaluar la rentabilidad del proyecto se requiere principalmente de dos estados financieros: el Estado de Pérdidas y Ganancias y el Estado de Flujo de Caja, los cuales se elaboran en el presente estudio.

7.1. ESTADO DE PERDIDAS Y GANANCIAS

El Estado de Pérdidas y Ganancias es un elemento de análisis e interpretación de resultados de la gestión realizada por el proyecto durante un ejercicio económico, reflejando en ella la capacidad de liquidez, solvencia y rendimiento de las inversiones.

7.1.1. ESTRUCTURA

La estructura del estado de pérdidas y ganancias está compuesta por los siguientes rubros contables:

Ingreso por Ventas

Representan los ingresos en efectivo de las ventas del producto en un ejercicio económico.

Utilidad Bruta

Esta utilidad se obtiene después de sustraer el costo de ventas (costo de fabricación) del ingreso por ventas.

Utilidad de Operación

Es la utilidad que queda una vez deducido los gastos de administración y ventas, de la utilidad bruta.

Utilidad antes de Participaciones (Renta Neta)

Se obtiene sustrayendo los gastos financieros de la utilidad de operación. Este monto es básico para realizar la distribución legal de la renta D.L. 23407

Utilidad antes de Impuestos (Renta Neta Imponible)

Esta utilidad que resulta después de haber deducido a la renta neta, las participaciones de los trabajadores, comunidad industrial y la transferencia de fondos para programas de investigación en ITINTEC. Los porcentajes de la distribución legal de la renta están establecidos por la Ley General de Industrias, Ley N°23407

Utilidad Neta

Es la utilidad que queda una vez deducido el impuesto a la renta que es el 35% de la renta neta imponible.

7.2. FLUJO DE CAJA ECONOMICO Y FINANCIERO

Es un estado financiero indicados en forma preferencial en la evaluación económica. Como tal, nos refleja los beneficios generados y los costos efectivizados en un período económico establecido en el horizonte del proyecto.

7.2.1. FLUJO DE CAJA ECONOMICO

Está conformado por los flujos de beneficios, los flujos de los costos y los cargos por depreciaciones, sin considerar los flujos de financiación (amortización) para el proyecto.

La estructura del flujo de caja económico es la siguiente:

A. Beneficios:

1. Ingresos por Ventas

Representa el valor total de las ventas proyectadas en el horizonte del proyecto.

2. Valor Residual

Es el valor total de los activos incluyendo capital de trabajo obtenidos en la liquidación del proyecto.

En el caso de activos fijos, su valor residual no corresponde necesariamente al valor contable asignado en libros, sino que el valor de su liquidación debe estimarse en función de un valor económico real, medido como la capacidad de generación de excedentes futuros o en un defecto en el valor de mercado dentro de la ley de la oferta y demanda.

CUADRO 7.2. VALOR RESIDUAL DEL PROYECTO

Concepto	Monto, US\$
Capital de Trabajo	50,255
Activos Fijos (20% del valor de Bienes F.)	12,173
TOTAL	62,433

B. Costos

1. Inversión Fija

Es un desembolso que se realiza para adquisiciones de activos e intangibles, generalmente se realizan en una sola vez y al inicio de las operaciones. Para el proyecto el monto de la inversión fija es de US\$ 76,615

2. Capital de Trabajo

Son los activos corrientes para la operación nominal de la planta durante el acto productivo. Para el proyecto el capital de trabajo asciende a US\$ 50,255.

3. Gastos de Fabricación

4. Gastos de Administración

5. Gastos de Ventas

6. Deducciones Legales

Son desembolsos que establece la Ley General de Industrias, Ley N°23407. El monto de las deducciones legales alcanza el 27% de la renta neta.

7. Impuestos

Corresponde la suma a pagar por concepto del impuesto a la renta (D.L.N°200). Este monto es el 35% de la renta neta imponible.

C. Depreciaciones

Uno de los costos de las operaciones industriales es el costo de la depreciación el cual es controlado por el estado, porque los fondos reservados para las depreciaciones, si bien representa un costo, este suele ingresar a los fondos de la sociedad anónima.

7.2.2. FLUJO DE CAJA FINANCIERO

Está conformado además del flujo de caja económico, los préstamos, amortizaciones, intereses y el escudo fiscal.

CUADRO 7.1. ESTADO DE PERDIDAS Y GANANCIAS PROYECTADAS, EN US\$

CONCEPTO / AÑO OPERATIVO	1	2	3	4	5
INGRESOS POR VENTAS	389,340	393,120	393,120	393,120	393,120
(-) Costos de Ventas	232,029	231,450	230,928	230,457	230,034
Materiales Directos	200,218	200,218	200,218	200,218	200,218
Mano de Obra Directa	2,542	2,542	2,542	2,542	2,542
Gastos de Fabricación	6,230	6,230	6,230	6,230	6,230
Mano de Obra Indirecta	4,030	4,030	4,030	4,030	4,030
Otros Gastos Indirectos	19,009	18,430	17,908	17,437	17,014
UTILIDAD BRUTA	157,311	161,670	162,192	162,663	163,086
(-) Gastos de Administración	9,303	9,276	9,248	9,223	9,200
(-) Gastos de Ventas	58,407	58,968	58,968	58,968	58,968
UTILIDAD DE OPERACION	89,602	93,426	93,976	94,472	94,918
(-) Gastos Financieros	11,400	8,520	5,640	2,760	1,380
UTILIDAD ANTES DE PARTICIPACIONES (Renta Neta)	78,202	84,906	88,336	91,712	93,538
(-) Distribución Legal de la Renta, D.L.23407	21,115	22,925	23,851	24,762	25,255
10% Trabajadores	7,820	8,491	8,834	9,171	9,354
15% Comunidad	13,730	12,736	13,250	13,757	14,031
2% ITINTEC	1,565	1,698	1,767	1,834	1,870
UTILIDAD ANTES DE IMPUESTOS (Renta Neta Imponible)	67,087	61,981	64,485	66,950	68,283
(-) Impuesto a la Renta (35%)	19,980	21,693	22,570	23,432	23,899
UTILIDAD NETA	37,107	40,288	41,915	43,518	44,384

CUADRO 7.3. FLUJO DE CAJA - PROYECTADAS, EN US\$

		1	2	3	4	5
(+) BENEFICIOS						
Ingresos por Ventas		389,340	393,120	393,120	393,120	393,120
Valor Residual						62,433
(-) COSTOS						
Inversión Fija	76,615					
Capital de Trabajo	50,225					
Costo de Fabricación		232,029	231,450	230,928	230,457	230,034
Gasto de Administración		9,308	9,276	9,248	9,223	9,200
Gasto de Ventas		58,401	58,968	58,968	58,968	58,968
Deducciones Legales		21,115	22,925	23,351	24,762	25,255
Impuestos		19,990	21,693	22,570	23,432	23,899
(+) DEPRECIACION		6,164	5,553	5,003	4,507	4,061
FLUJO DE CAJA ECONOMICO	(126,870)	54,671	54,361	52,558	50,785	112,258
(+) Prestamo	76,000					
(+) Escudo Fiscal (35% Costo F.)		3,990	2,982	1,974	966	483
(-) Intereses		11,400	8,520	5,640	2,760	1,380
(-) Amortización		19,200	19,200	19,200	19,200	19,200
FLUJO DE CAJA FINANCIERO	(50,870)	28,061	29,623	29,692	39,791	102,161

CAPITULO VIII

EVALUACION ECONOMICA Y FINANCIERA DEL PROYECTO

El propósito de la evaluación de proyectos de inversión es la obtención de los elementos de juicio necesarios para la toma de decisiones económicas o financieras y su posterior ejecución en caso de ser aceptado como proyecto óptimo.

Por consiguiente, toda evaluación es orientada a la búsqueda de una mejor oportunidad de inversiones o alternativas empresarial, para cuyo fin se comparan los beneficios y costos económicos o financieros con los cuales se determina la eficiencia del proyecto (65).

Las valoraciones se efectúan a precios de mercado y tiene un alcance únicamente en los efectos directos del proyecto, fundamentalmente en la rentabilidad económica y financiera.

B.1. PARAMETROS PARA LA EVALUACION

Los parámetros con los cuales es necesario contar para efectuar la evaluación de todo proyecto son los siguientes:

- A. Inversión
- B. Calendario de desembolsos por gastos financieros
- C. Flujo de Caja económico y financiero
- D. Valor residual del proyecto
- E. Costo de oportunidad de capital (COK)

Los cuatro primeros parámetros han sido tratados en capítulos precedentes por lo que sólo se pasa a explicar el costo de oportunidad de capital (COK).

8.1.1. COSTO DE OPORTUNIDAD DE CAPITAL

Es la esperanza de retorno que un inversionista tiene por el uso de sus recursos de capital en un proyecto determinado. Está en función del uso alternativo que le pueda dar a esos recursos. La principal alternativa de colocación de los excedentes económicos son las entidades financieras y la banca paralela (sector financiero informal). También existe la posibilidad de invertir en bonos, celulas hipotecarias, certificados en moneda extranjera y en acciones empresariales inscritas en la bolsa de valores, aunque esta última está sujeta a un mayor riesgo en comparación con las inversiones en bonos o depósitos a plazo fijo; en bonos y depósitos, el grado de certeza es casi absoluto.

La importancia del costo de oportunidad del capital radica en que sirve como tasa de actualización de la serie de flujo económico y financiero de un proyecto y representa el rendimiento exigido al proyecto que satisface al inversionista.

No existe una fórmula matemática para el cálculo del costo de oportunidad; más aún, diremos que cada inversionista tiene un costo de oportunidad específico debido a que poseen diferentes alternativas de inversión, con diferentes tasas de rendimiento económico. En este sentido existen dos principales posibilidades de colocación de excedentes económicos en moneda extranjera (US\$):

- | | |
|--------------------------------------|------------------|
| 1. Sistema Bancario | 8.5%(tasa efec) |
| 2. Préstamo Directo (Banca Paralela) | 16.0%(tasa efec) |

El costo de oportunidad de capital debe ser mayor que la mayor alternativa descartada por tener que invertir en el proyecto, lo cual implica cubrir

el riesgo que conlleva toda inversión. Por lo tanto el COK será mayor a 16%, para el presente estudio se considera un COK = 18%.

8.2. EVALUACION ECONOMICA Y FINANCIERA

Para el proyecto se elaboraron dos tipos de evaluaciones: económicas y financiera, los cuales están basados en las correspondientes flujo de caja. En la evaluación económica sólo toma en cuenta los recursos propios de los inversionistas mientras que en la evaluación financiera considera el efecto del financiamiento (préstamos) que se aplican al proyecto. Los resultados de evaluaciones se aprecian en el Cuadro 8.1.

8.3. INDICADORES DE RENTABILIDAD

Son coeficientes de medición que se emplean para medir el valor económico o financiero del proyecto una vez evaluada la inversión total.

8.3.1. VALOR ACTUAL NETO (VAN)

Representa el excedente generado por un proyecto, en términos absolutos después de haber cubierto los costos de la inversión, operación y de uso de capital. La expresión matemática del VAN es la siguiente:

$$VAN = - I_0 + \sum_{t=1}^n \frac{FC_t}{(1+COK)^t} \quad (8-1)$$

Donde:

I_0 = Inversión

FC = Flujo de caja económico o financiero

COK = Costo de Oportunidad de Capital

n = N° de años del horizonte de planeamiento del proyecto.

Para el proyecto el VAN económico y financiero son respectivamente US\$ 65,754 y US\$ 77,436, lo que indica que el proyecto es teóricamente rentable (VAN económico > 0) y además el financiamiento otorgado al proyecto (estructura financiera: deuda / capital propio) es aceptable porque el VAN financiero > VAN económico.

8.3.2. TASA INTERNA DE RETORNO (TIR)

Es una tasa de costo, que representa la tasa de rendimiento a la cual el proyecto se hace indiferente. Todo costo financiero por debajo del TIR hace atractivo el proyecto.

Su formulación matemática es la siguiente:

$$- I_0 + \sum_{t=1}^n \frac{FC_i}{(1+COK)^t} = 0 \quad (8-2)$$

Esta ecuación se resuelve para TIR.

El TIR económico y financiero para el proyecto son respectivamente 37% y 62% por lo cual hace atractivo la inversión en el proyecto (TIR económico > COK). También confirma que la relación deuda / capital propio para el financiamiento del proyecto es la adecuada (TIR financiero > TIR económico).

8.3.3. RELACION BENEFICIO / COSTO (B / C)

Este indicador de rentabilidad expresa la cantidad de excedente generado por unidad de inversión, después de haber cubierto los costos de operación y de capital. Matemáticamente la expresión es la siguiente:

$$B/C = \frac{\sum_{t=1}^n \frac{FC_i}{(1+COK)^t}}{I_0} \quad (8-3)$$

Cálculos efectuados arrojan resultados para B/C económico y financiero de 1.5 y 2.5 respectivamente, lo que significa que el proyecto debe aceptarse (B/C > 1) porque se generan mayores beneficios que los costos incurridos en la obtención de esos beneficios, vía costos de operación y de inversión. También se observa que el proyecto aumenta su rentabilidad (B/C financiero > B/C económico) debido al financiamiento asignado al proyecto.

8.3.4. PERIODO DE RECUPERACION (P/R)

Este indicador expresa el tiempo al final del cual los excedentes económicos generados se equiparan con los costos de inversión, operación y financieros incurridos hasta ese momento. Matemáticamente debe resolverse por P/R en la ecuación siguiente:

$$-I_0 + \sum_{t=1}^{t=P/R} \frac{FC_i}{(1+COK)^t} = 0 \quad (8-4)$$

Los periodos de recuperación económico y financiero para el proyecto son respectivamente 3 1/3 y 2 1/3 años, por lo que decimos que el proyecto es aceptable debido a que el P/R económico y financiero son menores que el horizonte de planeamiento que es de 5 años.

CUADRO 8.1.- EVALUACION - FINANCIERA: INDICADORES DE RENTABILIDAD

RATIO	INDICADOR DE RENTABILIDAD	
	ECONOMICO	FINANCIERO
VAM	US\$ 65,754	US\$ 77,436
TIR	37%	62%
B/C	1.5	2.5
P/R	3 1/3años	2 1/3años

NOTAS:

1. Costo de Oportunidad de Capital, COK = 18%
2. Horizonte de Planeamiento para el Proyecto, 5 años
3. Los flujos de caja se recogen del Cuadro 7.3, y se aplican las ecuaciones 8-1 al 8-4, para obtener VAM, TIR, B/C y P/R, correspondientes.

CONCLUSIONES

1. La síntesis del PVA llevada a cabo por la técnica en emulsión sigue una cinética concordante con los modelos desarrollados por Smith-Ewart lo cual corrobora con la teoría ya expuesta.
2. El método más adecuado en la síntesis del PVA es el proceso en semibatch la cual nos posibilita un mejor control de parámetros operativos y calidad de látex de PVA.
3. Se obtienen resultados aceptables para la calidad del látex y película de PVA homopolímero en las condiciones de trabajo siguientes:
 - a) Formulación:

VAM	47.2 %
PVOH	3.3 %
PSP/SM	0.08%
Buffer (Carbonato de Na)	0.11%
Agua	El resto
 - b) Condiciones de Operación (laboratorio)

Flujo de VAM	:	1.3 ml/min.
Temp. de reacción	:	62-65°C
Flujo de PVOH	:	0.8 ml/min
Agitación	:	300-800 RPM
Tiempo de Operación	:	4 horas

 Otros: Adición intermitente de iniciador/buffer en el curso de la polimerización.
 - c) Características del látex de PVA homopolímero:

% sólidos	50% aprox.
Viscosidad (Broockfield, #3)	900-700 Cp.
Emulgente protector	alcohol polivinílico
Color	blanco
Contenido de VAM libre	menos de 0.5%
 - d) Observaciones:
 - * Al inicio de la polimerización se observa un retardamiento de la reacción el cual atribuimos a la acción de la hidroquinona contenida en el VAM, pero esto es temporal y su eliminación se realiza con el calentamiento del reactor.
 - * El PVA queda completamente identificado mediante el análisis IR (Infrarojos).
4. La planta industrial de PVA tiene capacidad para producir un batch de 600 Kg. de látex por día operativo (190 ton/año), el cual está diseñado para satisfacer parte de la demanda futura (en 1995). La versatilidad y flexibilidad de su diseño permite que el reactor sea de uso multipropósito con solo modificando y/o adaptando sencillos cambios.

5. El costo total de producto (látex de PVA) obtenido en el presente estudio es de US\$1.7 x Kg. que es muy inferior al precio de mercado.
6. La inversión total estimada para la planta de PVA es de US\$126,870 que por su monto, la hace factible ser tomada en cuenta en proyectos de ampliación en aquellas empresas del rubro que no tienen planta de PVA.
7. La evaluación económica y financiera de nuestro estudio demuestra que se obtienen rentabilidades en el supuesto que la producción de PVA del proyecto es totalmente absorbida por la demanda.

INDICADOR	EV. ECONOMICA	EV. FINANCIERA
VAN (US\$)	65,754	77,436
TIR	37%	62%
B/C	1.5	2.5

NOTA:

Precio de venta PVA látex homopolímero: US\$ 2.1 x Kg.
 Costo de Oportunidad de Capital, COK = 18%

El apoyo financiero para el proyecto mejora la rentabilidad de la inversión que con recursos propios.

8. El presente estudio se realiza tomando como materias primas de origen importado (principalmente VAM y PVOh) debido a que su producción nacional no existe. El interés aquí es fundamentalmente hacer un estudio de la polimerización del VAM y mostrar la posibilidad de modificarlo y mejorarlo con la finalidad de obtener productos de performances superiores (Ejem. copolimerización).
9. El área de mercado a donde se dirige el presente trabajo es a nivel nacional y su principal aplicación está localizada en el rubro de adhesivos y pinturas. A pesar de que en la actualidad la demanda nacional es aparentemente satisfecha no existe producción de PVA modificados y mejorados para rubros muy particulares.

BIBLIOGRAFIA

1. Odian, G., "Emulsión Polymerization," Chap.4 in "Principles of Polimerization," 2da. Edición. John Wiley & Sons (1981).
2. Gordon, J.L., "Emulsion Polymerization," Chap. 6 in "Polimerization Processes," C.E. Schildknecht, Ed., with I. Skeist, Wiley-Interscience, New York, 1977.
3. Blackley, D.C., "Emulsión Polymerization," Applied Science Publishers Ltd., London, 1975.
4. Cooper, W., "Emulsión Polymerization," Chap.7 in "Reactivity, Mechanism and Structure in Polymer Chemistry," A.D. Jenkins and A. Ledwith, Eds., Wiley Interscience, New York, 1974.
5. Piirma, I., "Emulsion Polimerization." Academia Press, Ind., New York, 1982.
6. Piirma, I. and Gordon, J., "Emulsion Polimerization," "ALS Symposium Series N°24, The American Chemical Society, Washington, D.C., 1976.
7. Bassett, D. and Hamielec, A., "Emulsion Polymer and Emulsion Polymerization," ACS Symposium Series N°165, The American Chemical Society, Washington, D.C. 1981.
8. El-Aasser, M., and Vanderhoff, J., "Emulsion Polymerization of Vinyl Acetate," Applied Science Publishers, New York, 1981.
9. Ugelstad, J., Mork, P., Berge, A., and Khan, A. in Piirma, I., "Emulsion Polymerization," Chapter 11, Academic Press, Inc., New York, 1982.
10. Borey, P.A., Kolthoff I.M., Medalia and Meehan E.J., "Emulsion Polymerization," Wiley-Interscience, New York, 1955.

11. Maten, L., and Hamielec, A.E., in Henderson, J.N., and Bouton, T.C., "Polimerization Reactors and Processes, "ACS Sympusium Series N°104, The American Chemical Society, Washington, D.C., 1979, Paper 3.
12. Rodriguez, F., "Principios de Sistemas de Polímeros, "2da. Edición Editorial Manual Moderno, México, 1982.
13. Winding, C. "Polymeric Material," Mc. Graw Hill, New York 1961.
14. Flory, P. J., "Principles of Polymer Chemistry," Cornell Univ.Press., IThaca, New York, 1953.
15. Sware, M., "Polimerization and Polycondensation Processes," Adv. in Chem. Series, N°34, ACS, 1962.
16. Broggins, A., "Unit Processes in Organic Synthesis, "Mc Graw Hill, New York, 1958.
17. Berauld, A., "Acrylic Resin," Federation Series on Coating Technology, N°7, 1971,
18. Powell, G., "Vinyl Resins, "Federation Series on Coating Technology, N°9, 1972.
19. Borchet, A.E., "Polymerization Procedures, Industrial Encyclopedia of Polymer Science and Technology, XI, 280 (1969). Interscience Publishers.
20. Sorenson, W.R., "Preparative Methods of Polymer Chemistry page 238. 2da. Edition Wiley Interscience, New York, 1968.
21. Smith, W.M., "Manufacture of Plastics, "Chapteer 1 and 4 Reserch Center Escambia Chemical Corporation Wilton, Coneticut (1970).
22. Brandrup, J., "Polymer Handbook," 2da.Edition, Wiley-Interscience, New York 1975.
23. Chatain, M., "Techniques de L'ingénieur Plastiques Plasturgie, "Resines Polyvinyliques Monographics, Vol. 5 (A) Paris-France 1983.
24. Urbanski, J. "Handbook of Analysis of Synthetic Polymer and Plastics, "Chapter 17, p.389-391, John Wiley & Sons Inc., New York, 1972.
25. Perry, R.N., and Chilton, C.H., "Chemical Engineering Handbook," Mc. Graw Hill, Inc., New York, 1973.

26. The Nippon Synthetic Chemical Industry Co. Ltd., "Gohsenol for Protective Colloid of Polyvinyl Acetate Emulsion," Product Information (1985).
27. Fiehn, G.F., "Polyvinyl Alcohol as an Emulsifying Agent, Industry Engineering Chemical, Vol. 40, N°8, (1948).
28. Manufacturing Chemists Association, "Properties and Essential Information for Safe Handling and Use of Vinyl Acetate, "Chemical Safety Data Sheet 50-75, Washington, 1970.
29. Vinyl Acetate L-HQ, Chemical Abstracts Registry N°108-05 Product Information Union Carbide, (1986).
30. Smith, W.V. (*) J. Am. Chem. Soc. 70, 3965 (1948).
31. Harkins, W.D. (**) J. Am. Chem. Soc., 69, 1428 (1947).
32. Arranz, F., "Polimerización del Acetato de Vinilo en Emulsion," Revista de Plásticos Modernos, Num. 192 (Junio, 1972).
33. Arranz, F., "Ciencia y Tecnología de los materiales plásticos: Técnicas de Polimerización, " Revista de Plásticos Modernos, Num. 198, (Diciembre, 1972).
34. Aleman, J., "Procesos de Polimerización Heterogénea: Emulsión, " Revista de Plásticos, Num 243, (Setiembre, 1976).
35. Aleman, J., "Agitación de los Sistemas de Polimerización, "Revista de Plásticos Modernos, Num. 190, (Abril, 1972).
36. Aleman, J., "Agitación de los Sistemas de Polimerización, " Revista de Plásticos Modernos, Num. 191, (Mayo, 1972).
37. Fram, P.; Steward, G., "Emulsion Polymerization bu Continuos Feed of Reactants, "Industrial and Engineering Chemistry vol. 47, N°5, p. 1005 (may. 1955).
38. Platzer, N., "Diseño de los procesos de polimerización continuos y discontinuos," Revista de los plásticos modernos, Num. 198, (Diciembre, 1972).
39. Seltner, O., "Emulsion Polymerization," Chemical Engineering p. 74, (August 1, 1966)

40. Baum, J., "Engineering Aspect of Emulsion Polymerization," Industrial and Engineering Chemistry, Vol. 49, N°11, p. 1797 (November, 1957).
41. Hicks, R.W., "Fluid Agitation in Polymer Reactors," Chem. Eng. Prog., Vol 71, N°8, p.74, (August 27, 1975).
42. Hicks, R.W., "How to design agitators for desired process response," Chemical Engineering, April 26, 1976.
43. Hicks, R.W., and other, "Aplication guidelines for turbina agitators," Chemical Engineering, December 6, 1976.
44. Gonzales, R. "El Alcohol Polivinílico," Ingeniería Química p. 22 (Abril, 1961).
45. Air Products, "Vinol: Polyvinyl Alcohol," Product Information (1986).
46. Cardeñosa, R., Datos técnicos del alcohol polivinílico, "Revista de Plásticos Modernos, N°59 (Set-Oct., 1959).
47. Jen-Ywan, O., "Determination of molecular Weight of high Polymer," Program for Scientific Translation, Jerusalem, Israel, 1963.
48. Subirama, J.A., "La viscosidad de las disoluciones de polímeros y su relación con el peso molecular," "Revista de Plásticos Modernos, Num. 61 (Enero-Febrero, 1960)
49. C.P. Roe, Ind. Eng. Chem., 60, 20 (1968).
50. Sociedad Nacional de Industria, "La Industria Química en el Area Andina," Lima-Peru, 1985.
51. Anuarios de Comercio Exterior 1979-1986. Ministerio de Economía y Finanzas, Lima - Perú.
52. Alexéiev V.N., "Análisis Cuantitativo," Editorial MIR-Moscu, p. 406, (URSS, 1978).
53. Stock, E., "Manual para la Industria de lacas y pinturas," p. 658 Editorial Reverté S.A., Barcelona-España, 1962.

54. Buyer's Guide to Chemical Process Equipment from Pfandleer, in Chemical Engineering, December 31, 1979.
55. Mc. Cabe, W.L., and Chilton, C.H., "Chemical Engineering" 3rd. Ed., Mc. Graw Hill, Inc. New York, 1976.
56. Bollinger, D.H., "Assessing heat transfer in Process Vessel Jackets," p. 95, Chemical Engineering, Setember 20, 1982.
57. Crane, Q., "Flow of fluids through valves, filtngs and pipe", Technical Paper N°410. Chicago-USA, 1970.
58. Ocon, J., and Tojo, G., "Problemas de Ingeniería Química: Operaciones Básicas, " Editorial Aguilar, España, 1967.
59. Peters, M.S., and Timmerhans, K.D., "Diseño de Plantas y su evaluación económica para Ingeniería Química, "Editorial Geminis S.R.L., Buenos Aires-Argentina, 1978.
60. Foust, A.S., y otros, "Principios de Operaciones Unitarias," Editorial Continental S.A., México, 1972.
61. Kern, D.Q., "Procesos de Transferencia de Calor" Cia Editorial Continental S.A., México, 1972.
62. Anduaga, E., "Polimerización emulsionada de monómeros acrílicos," Tesis para optar el título profesional de Ingeniero Químico, U.N.M.S.M., Lima, 1986.
63. Rodriguez, M.G., "Instalaciones Eléctricas en Interiores, " Colegio de Ingenieros del Perú. Capítulo de Ingenieros Mecánicos y Electricistas, Lima-Perú, Oct-Nov, 1979.
64. Ortiz, J., "Instalaciones Sanitarias," UNI, Lima-Perú, 1986.
65. Carbonel, J. "Diseño y Evaluación de Proyectos de Inversión" Colegio de Ingenieros del Peru, Lima Perú.
66. Carbajal, F."Elementos de Proyectos de Inversión: Inversión, Costos e Ingresos y Financiación," Volumen 2, Lima-Perú.
67. Andrade, S."Proyectos de Inversión," Tomos 1 y 2, 6ta. Edición Editorial Lucero, Lima-Perú, 1986.

68. Dirección General de Contribuciones-Ministerio de Economía y Finanzas, "Cartilla de Instrucciones para Declaración Jurada de Empresas, Formulario N°2," Lima-Perú, 1987.
69. Pérez, E.H., "Organización y Administración de la pequeña empresa," 2da. Edición, Librerías Atlas, Lima-Perú, 1988.
70. Uriarte, F. "La Tesis Profesional," Editorial San Marcos, Lima-Perú 1989.

NOTACION PARA EL CAPITULO II

CIF	Costo, Seguro y Flete
gr ó grs	gramo o gramos
ICE	Instituto de Comercio Exterior
Kgr ó Kgrs	Kilogramo o kilogramos
Sol.	Solución
ppm	partes por millón
PVOh	Alcohol polivinílico
PVA	Poliacetato de vinilo
QP	Químicamente Puro
VAM	Acetato de Vinilo (Monómero)

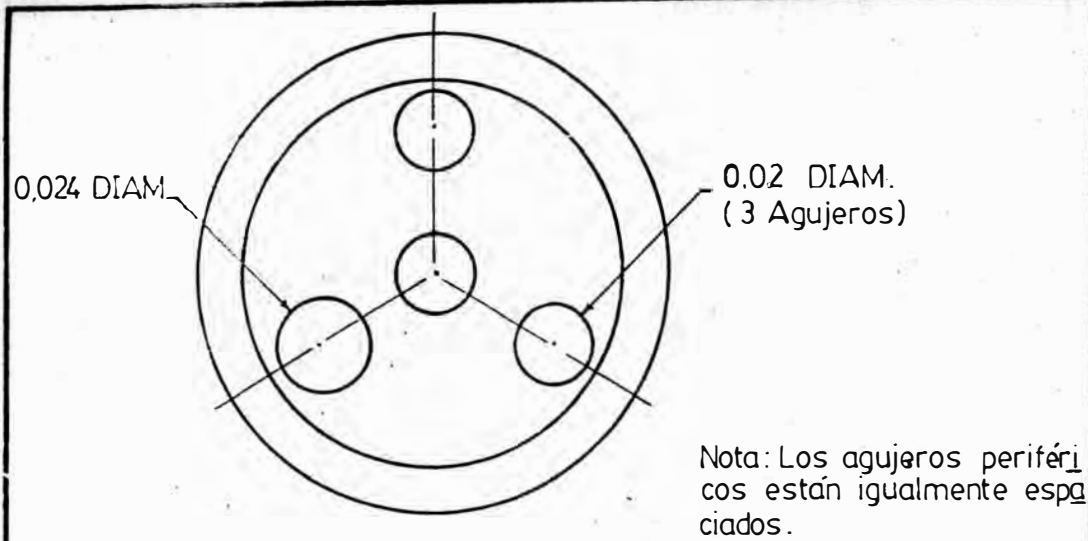
NOTACION PARA EL CAPITULO III

a_m	Area ocupada por una molécula de emulsificante
n	Número de radicales por partícula de polímero
N	Número máximo de partículas formadas por unidad de volumen de agua
N_A	Número de avogadro
(M)	Concentración de monómero en las partículas
(M^-)	Concentración de radicales en las partículas
K_p	Constante de la velocidad de propagación
K_t	Constante de la velocidad de terminación
R_i	Velocidad de iniciación de polimerización
R_p	Velocidad de propagación de polimerización
R_{tp}	Velocidad de reacción con transferencia de cadena
S	Concentración de emulsificante
PM	Peso molecular del monómero
ρ_m	Densidad del monómero
ρ_p	Densidad del polímero
t	Tiempo
X	Conversión
X_n	Grado de conversión
VAM	Acetato de Vinilo
VCM	Cloruro de Vinilo

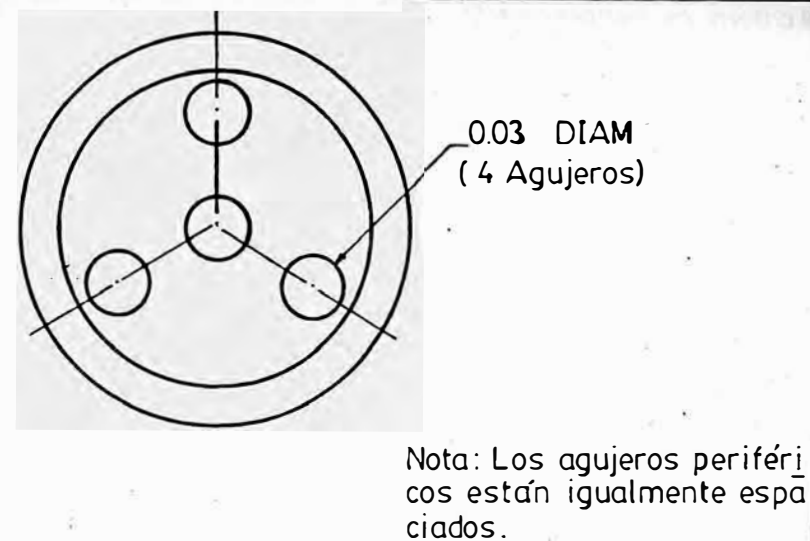
APENDICE A: PLANOS GEOMETRICOS

- A.1: Geometría del Reactor de Vidrio, capacidad 1/2 l.
- A.2: Geometría del Reactor de Vidrio, capacidad 2 l.
- A.3: Geometría del Reactor de PVOh.
- A.4: Geometría del Reactor de Polimerización.
- A.5: Planos e Isometrías del Proyecto.

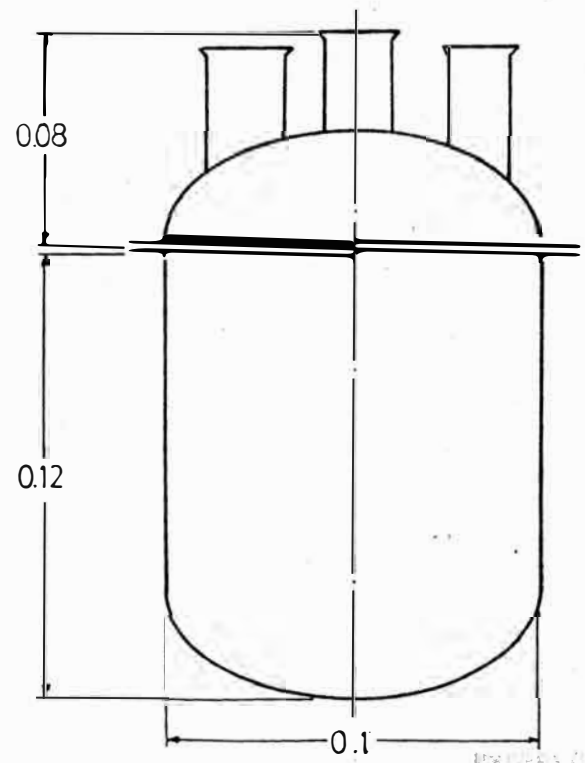
Apéndice A Datos y Graficos



Nota: Los agujeros periféricos están igualmente espaciados.

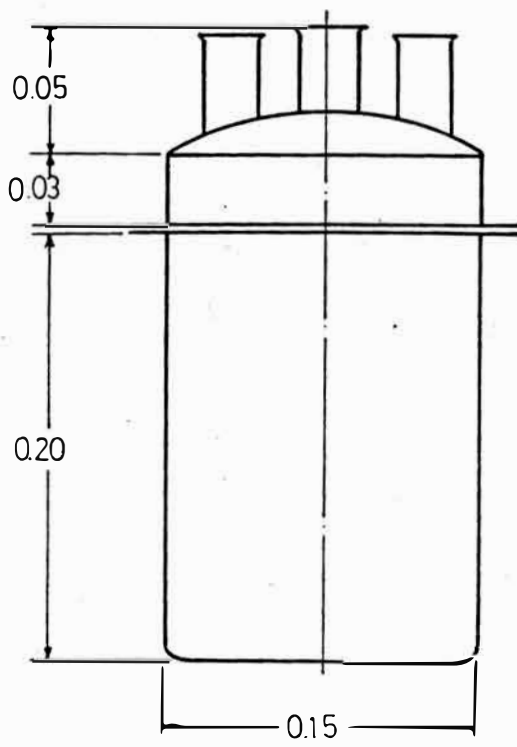


Nota: Los agujeros periféricos están igualmente espaciados.



Características
 Material: Vidrio Pirex
 Espesor de Pared: 5 mm.
 Capacidad :
 -Full: 750 ml
 -Nominal: 600-500 ml

Dimensiones en metros



Características
 Material: Vidrio Pirex
 Espesor de Pared: 5 mm
 Capacidad :
 -Full : 3.5 l.
 -Nominal: 2.0 - 2.5 l.

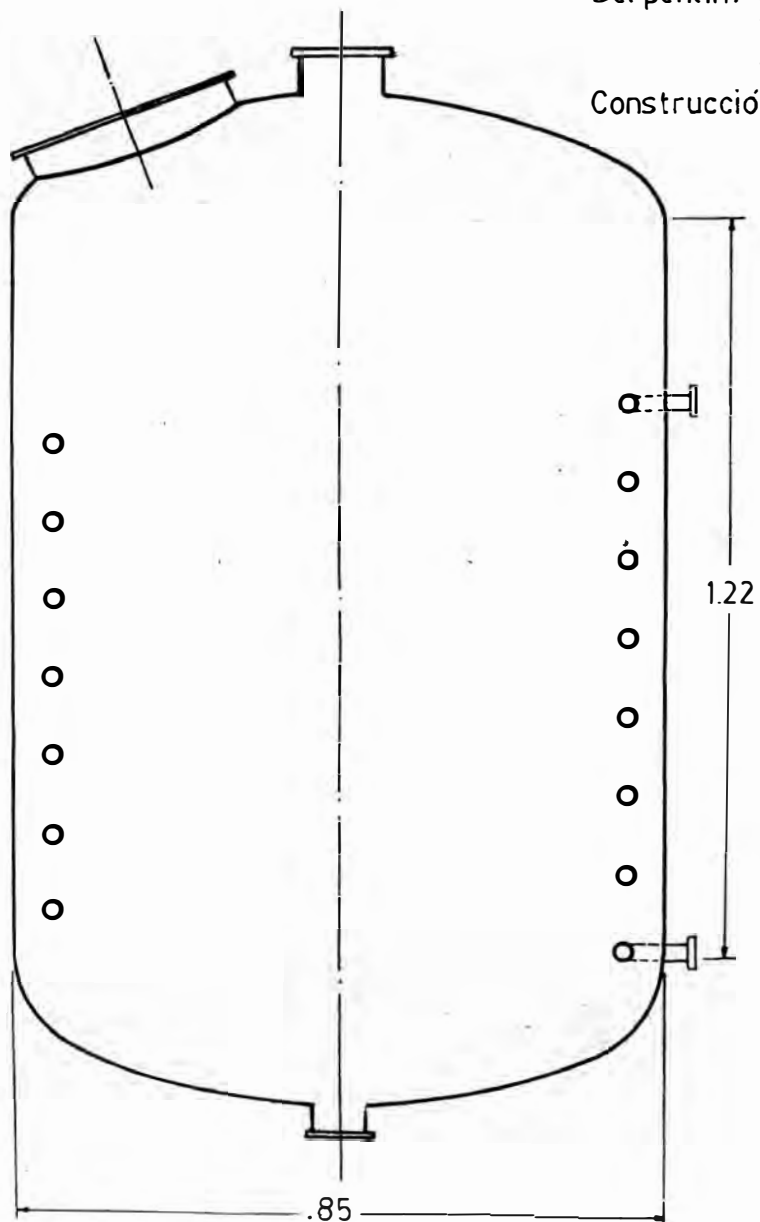
Dimensiones en metros

A.1 GEOMETRIA DEL REACTOR DE VIDRIO, CAPACIDAD 1/2 l.

A.2 GEOMETRIA DEL REACTOR DE VIDRIO, CAPACIDAD 2 l.

Dimensiones en metros
Escala: 1/100

Características
Material: Ac. Inox. 304
Serpentín: 30" DIAM.
Tubería 1" Ø
SCH 40
Construcción: Normas API

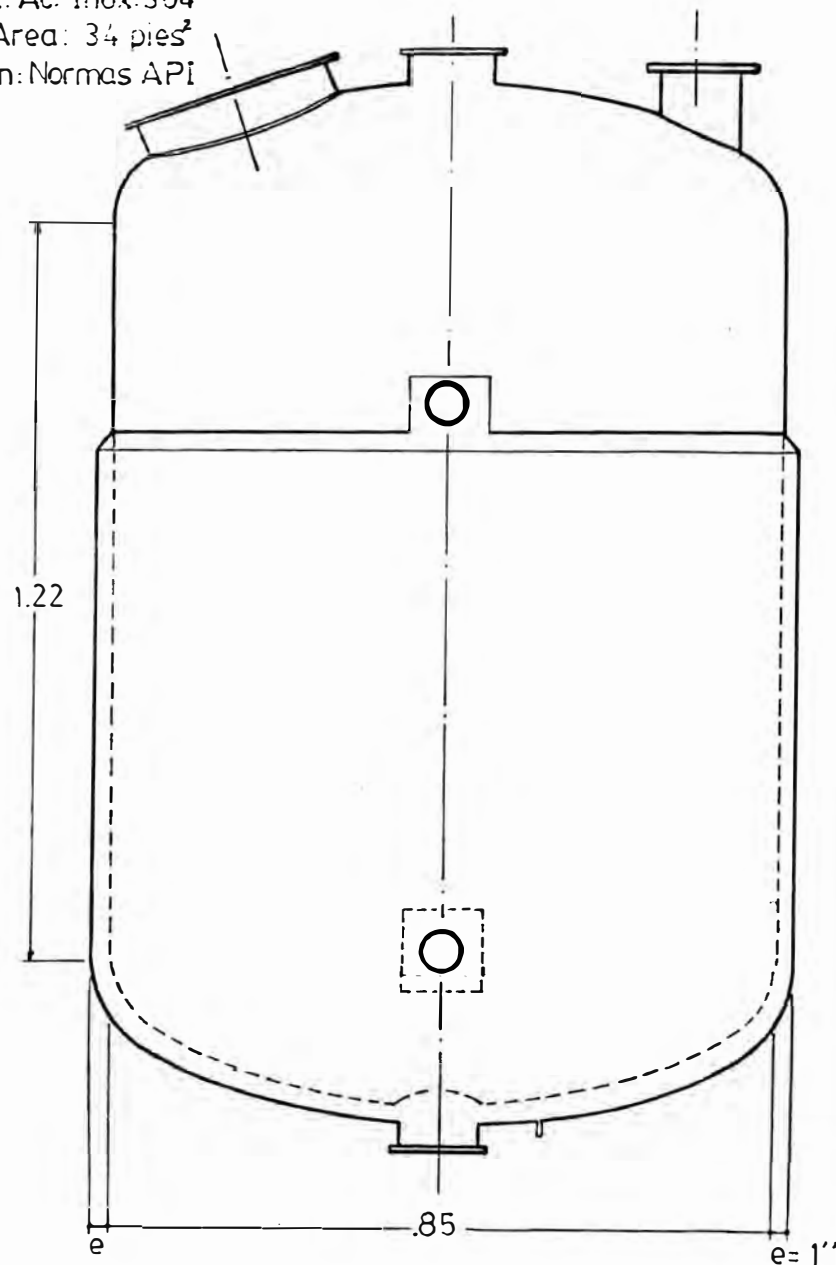


UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA
UNIDAD DE PROCESOS TECNICOS
BIBLIOTECA CENTRAL

A.3 GEOMETRIA DEL REACTOR DE PVOH

Características
Material: Ac. Inox. 304
Chaqueta: P. Ac. Inox. 304
Area: 34 pies²
Construcción: Normas API

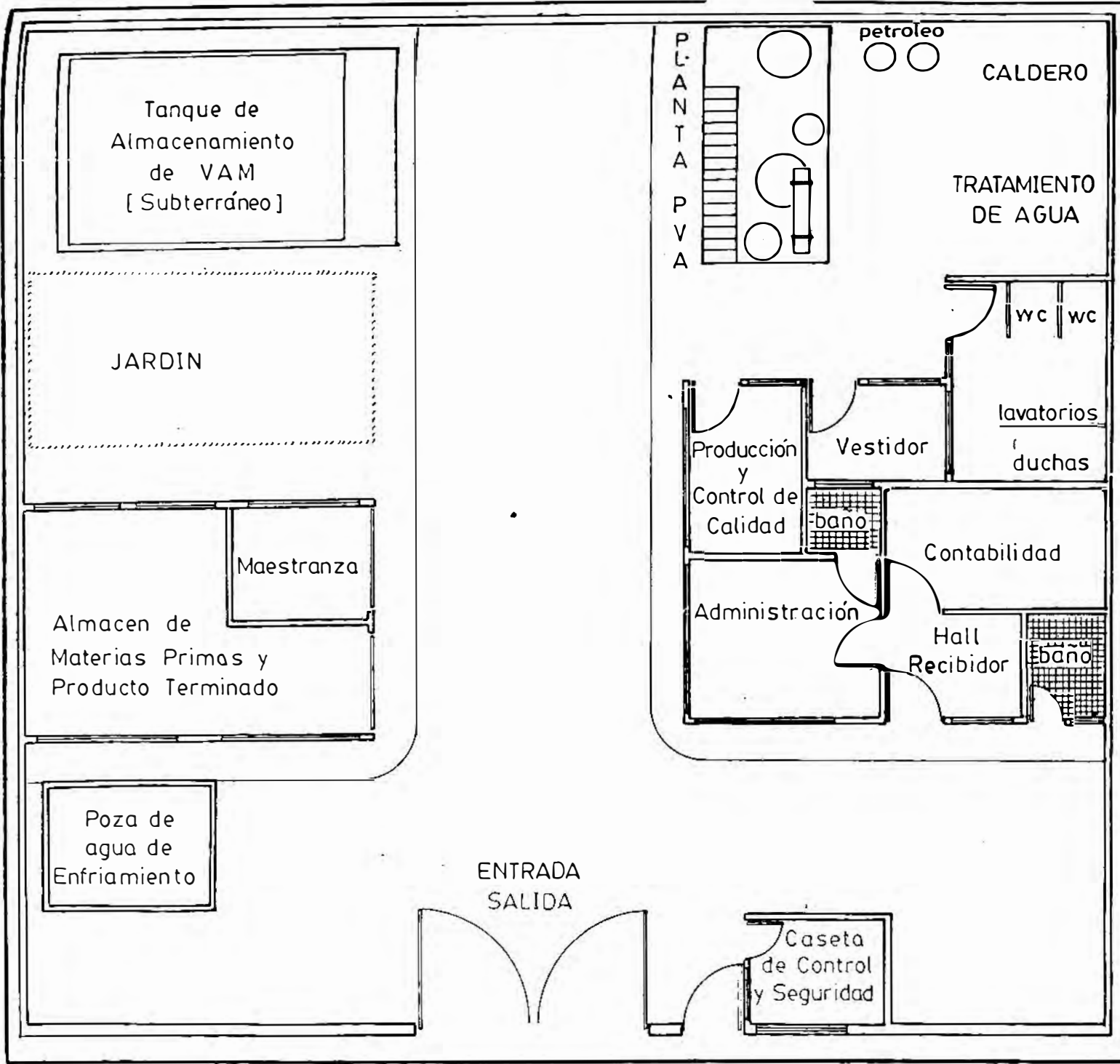
Dimensiones en metros
Escala: 1/100



A.4 GEOMETRIA DEL REACTOR DE POLIMERIZACION

A.5. PLANOS E ISOMETRIAS DEL PROYECTO

- F-1 DISTRIBUCION DE PLANTA
- F-2 DISTRIBUCION DE EQUIPOS PRINCIPALES
- F-3 DISTRIBUCION DE EQUIPOS PRINCIPALES (CORTE AA')
- F-4 ISOMETRIA DE LA LINEA DE VAM
- F-5 ISOMETRIA DE LA LINEA DE FVOh
- F-6 ISOMETRIA DE LA LINEA DE FVA
- F-7 ISOMETRIA DE LA LINEA DE AGUA DESMINERALIZADA
- F-8 ISOMETRIA DE LA LINEA DE AGUA DE ENFRIAMIENTO
- F-9 ISOMETRIA DE LA LINEA DE VAPOR



TERRENO:

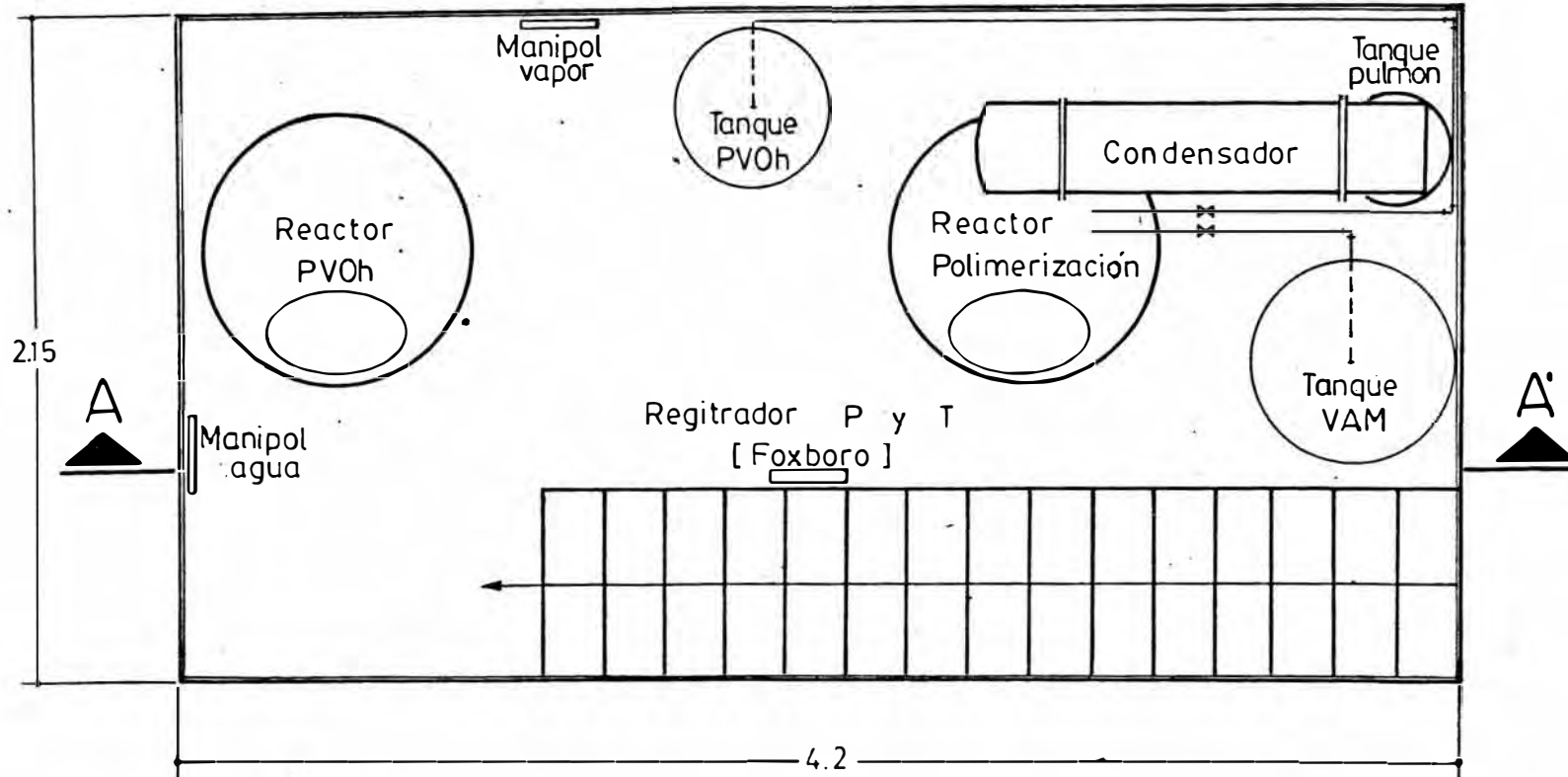
Frente 19.5 m
 Profundidad: 18.0 m
 Area 350.0m² (aprox)

SERVICIOS:

Luz trifásica, agua, desagüe y teléfono.

PROYECTO PLANTA DE PVA			
Distribucion de Planta			
Escala	Dib	Fecha	Nº
1:100	CCT	Abril, 1988	P-1

PLATAFORMA

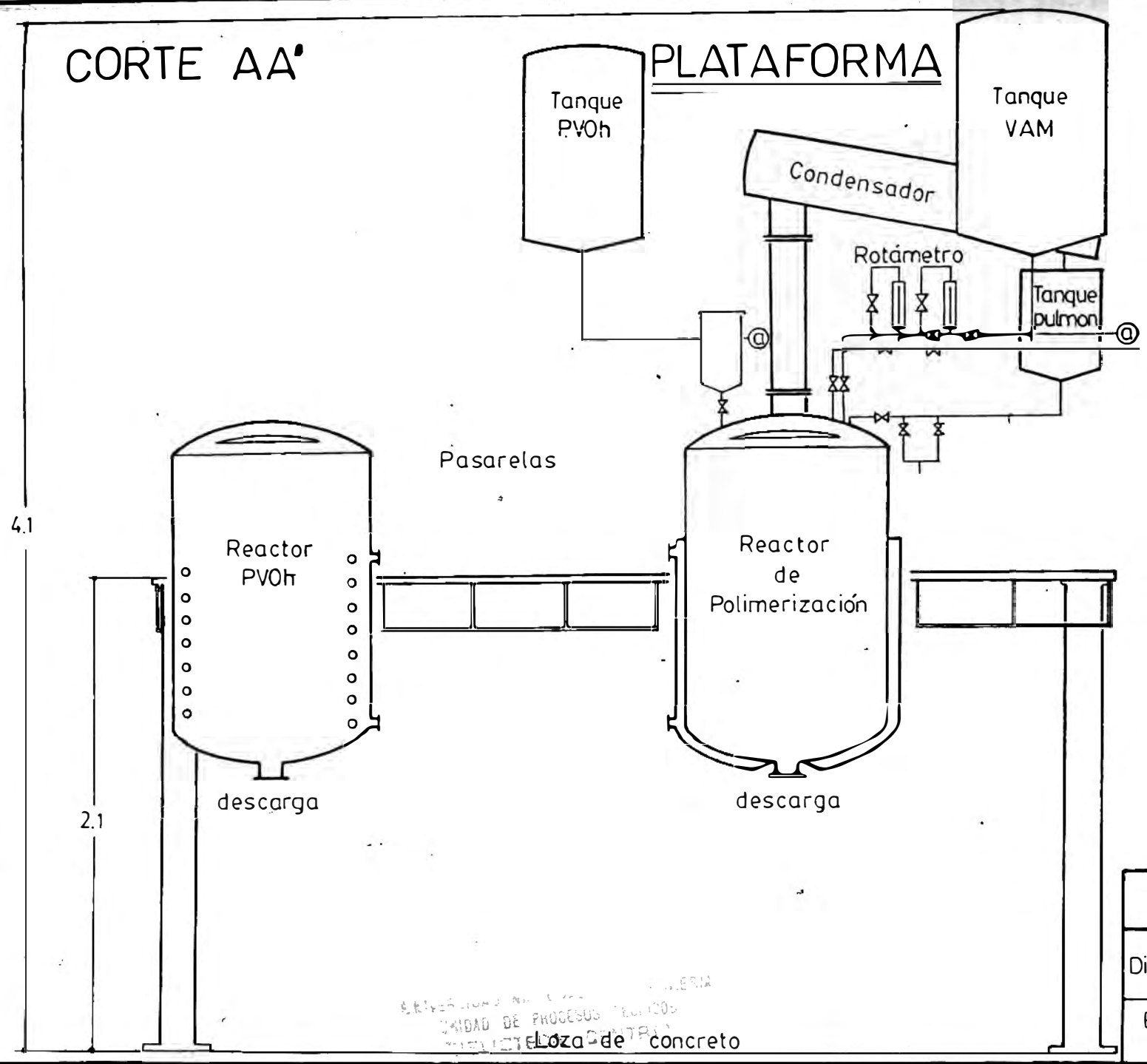


Nota: El piso de la plataforma será de planchas de hierro tipo estriada de 3/16" de espesor. La plataforma será construida con barandas y escalera con pasamanos, y estará montada sobre una base de cuatro columnas de hierro negro de 6"Ø.

PROYECTO : PLANTA DE PVA			
Distribución de Equipos Principales			
Escala 1:25	Dib. CCT	Fecha Abril 1988	Nº P-2

CORTE AA'

PLATAFORMA

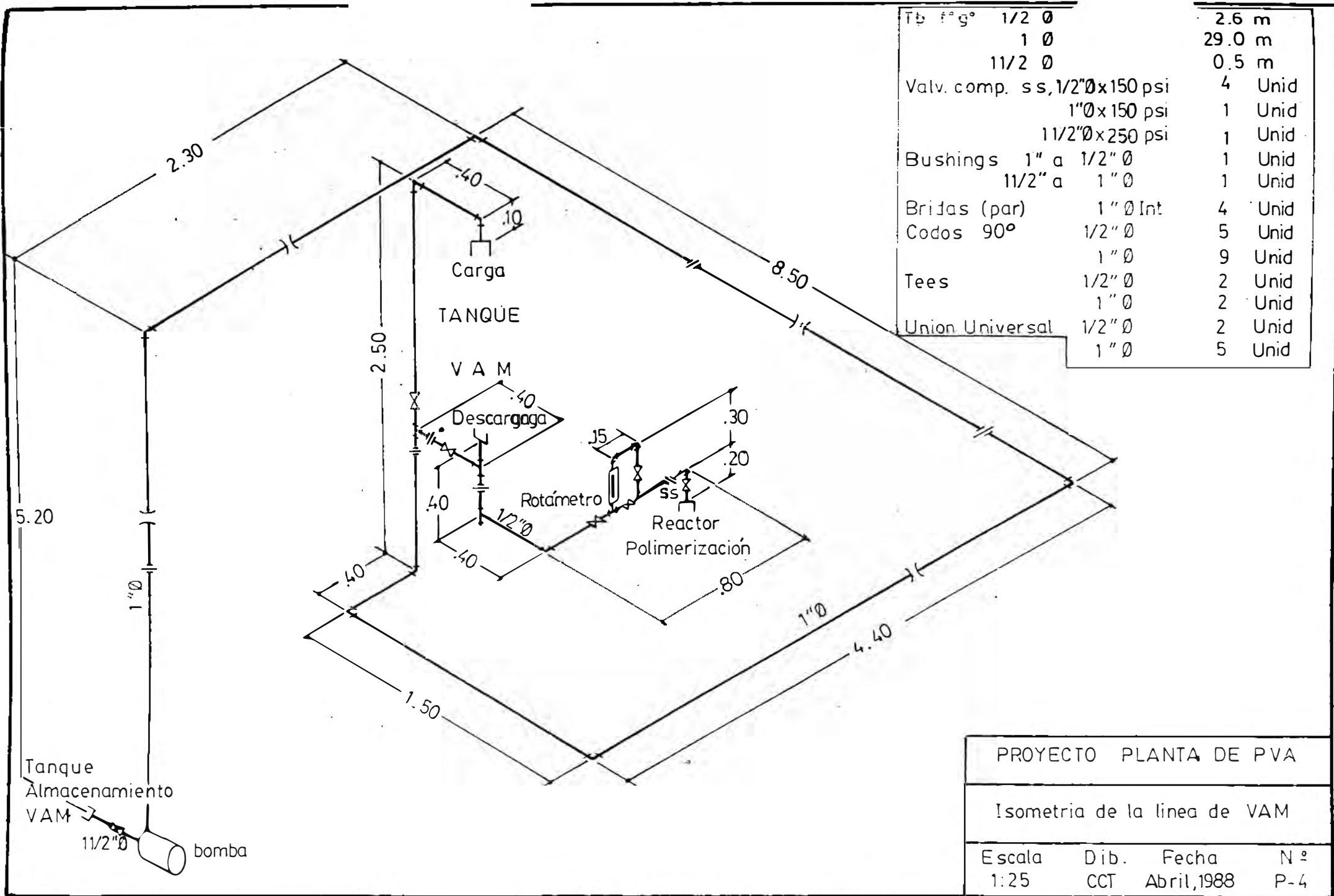


PROYECTO PLANTA DE PVA

Distribucion de Equipos Principales

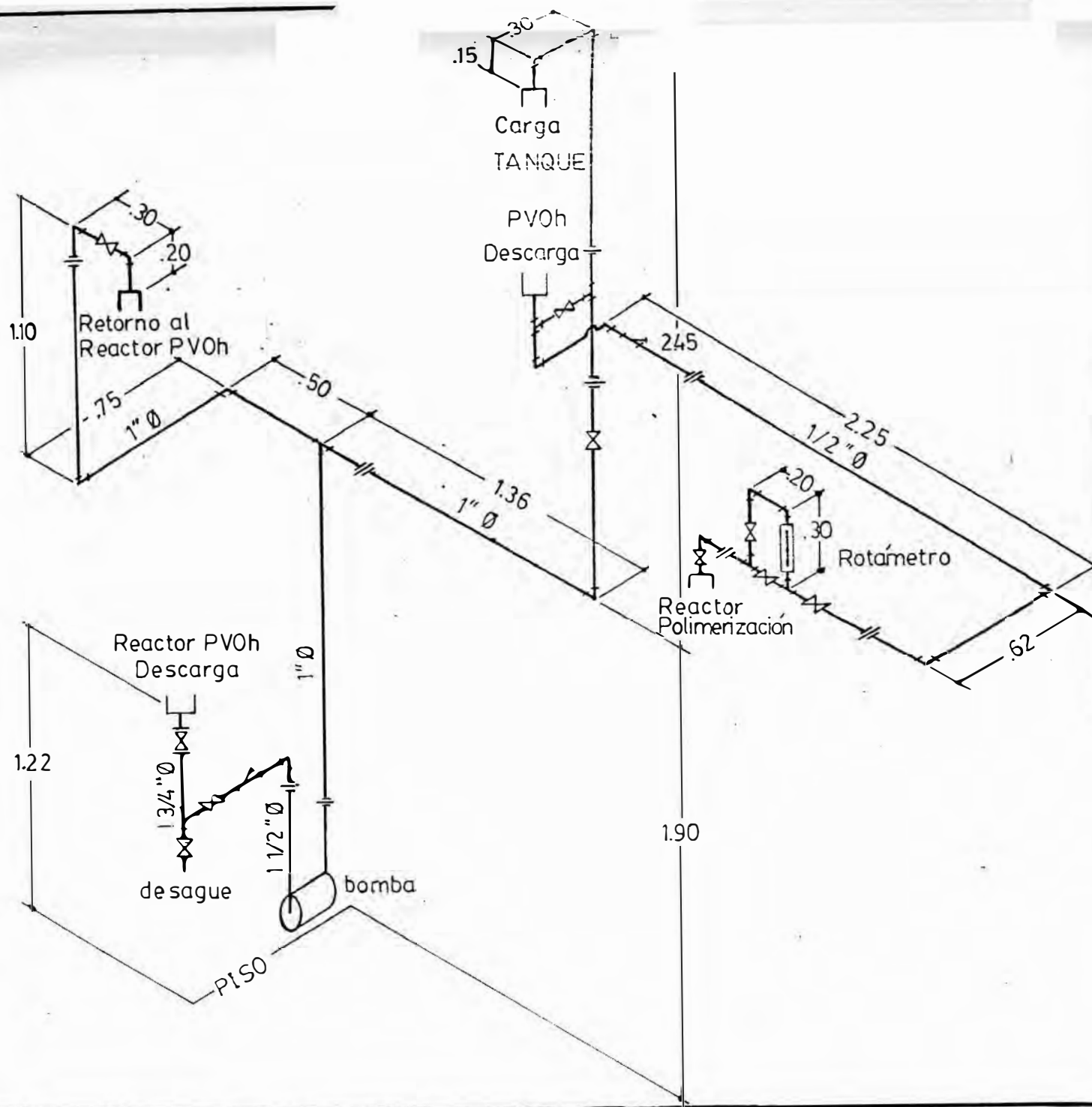
Escala	Dib.	Fecha	Nº
125	CCT	Abril 1988	P-3

UNIDAD DE PROCESOS
 Loza de concreto



Tubo 1/2"	Ø	2.6	m
1"	Ø	29.0	m
1 1/2"	Ø	0.5	m
Valv. comp. s.s.	1/2" Ø x 150 psi	4	Unid
	1" Ø x 150 psi	1	Unid
	1 1/2" Ø x 250 psi	1	Unid
Bushings	1" a 1/2" Ø	1	Unid
	1 1/2" a 1" Ø	1	Unid
Bridas (par)	1" Ø Int	4	Unid
Codos 90°	1/2" Ø	5	Unid
	1" Ø	9	Unid
Tees	1/2" Ø	2	Unid
	1" Ø	2	Unid
Union Universal	1/2" Ø	2	Unid
	1" Ø	5	Unid

PROYECTO PLANTA DE PVA			
Isometria de la linea de VAM			
Escala	Dib.	Fecha	Nº
1:25	CCT	Abril, 1988	P-4

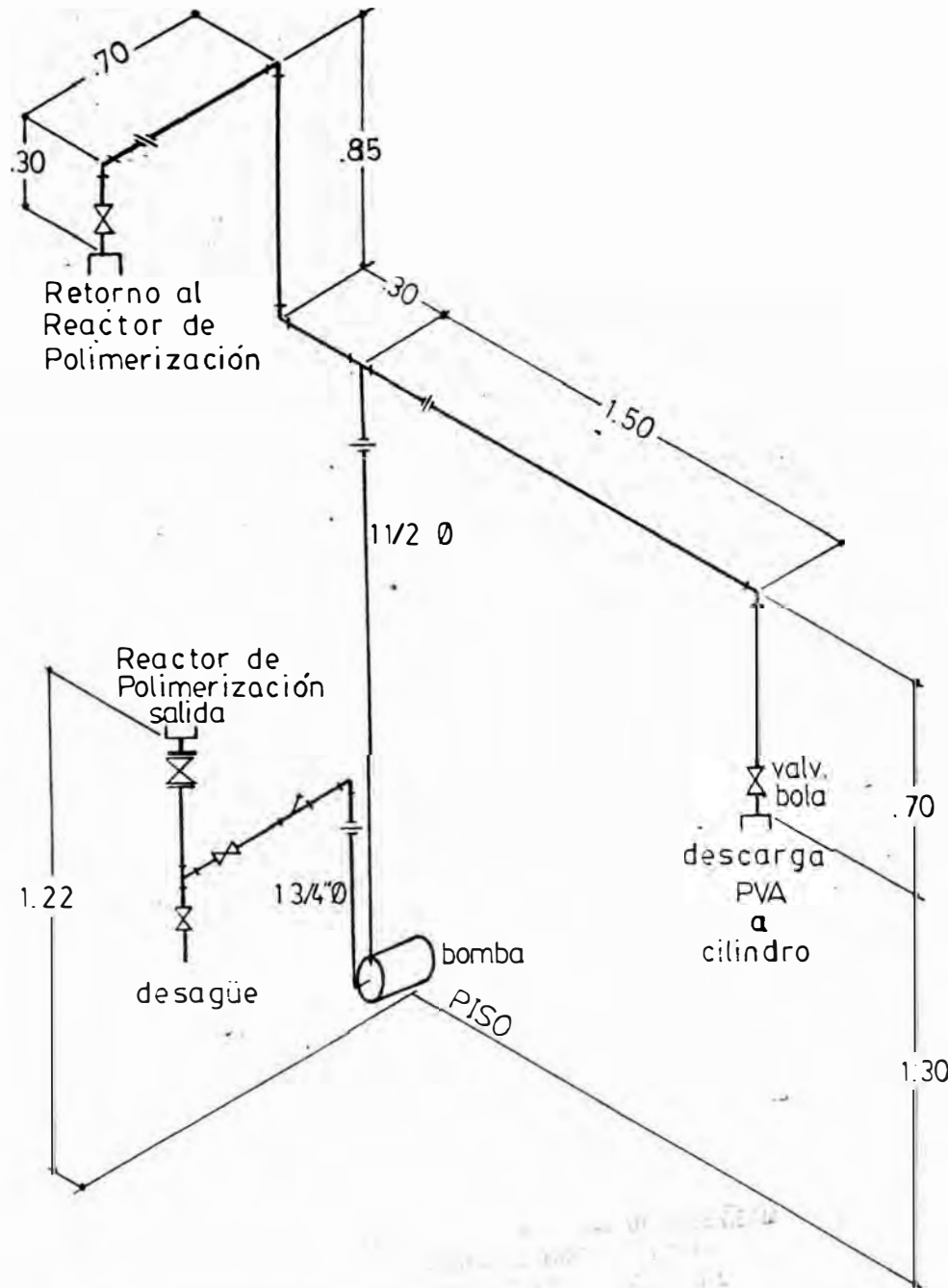


Tb. SS, 1/2" Ø	5.20 m
1" Ø	9.00 m
1 1/2" Ø	2.00 m
Valv. comp., ss, 1" Ø x 150 psi	1 Unid
1 1/2" Ø x 150 psi	1 Unid
13/4" Ø x 150 psi	1 Unid
13/4" Ø x 150 psi; brida	1 Unid
Valv. paso, ss, 1/2" Ø	3 Unid
Valv. glovó, ss 1/2" Ø	3 Unid
Filtro colador 1/2" Ø	1 Unid
1 1/2" Ø	1 Unid
Bridas ss, p/soldar	2 Unid
Bushings 1" a 1/2" Ø	1 Unid
1 1/2" a 1" Ø	2 Unid
1 1/2" a 13/4" Ø	2 Unid
Codos 90°, ss 1/2" Ø	6 Unid
1" Ø	8 Unid
1 1/2" Ø	1 Unid
Tees ss 1/2" Ø	2 Unid
1" Ø	3 Unid
1 1/2" Ø	2 Unid
Union Universal, ss, 1/2" Ø	2 Unid
1" Ø	5 Unid
1 1/2" Ø	1 Unid
Niples de ss, 1 1/2" Ø x 4	varios

PROYECTO : PLANTA DE PVA

[sometria de la linea de PV0h

Escala	Dib.	Fecha	Nº
1:25	CCT	Abril, 1988	P-5



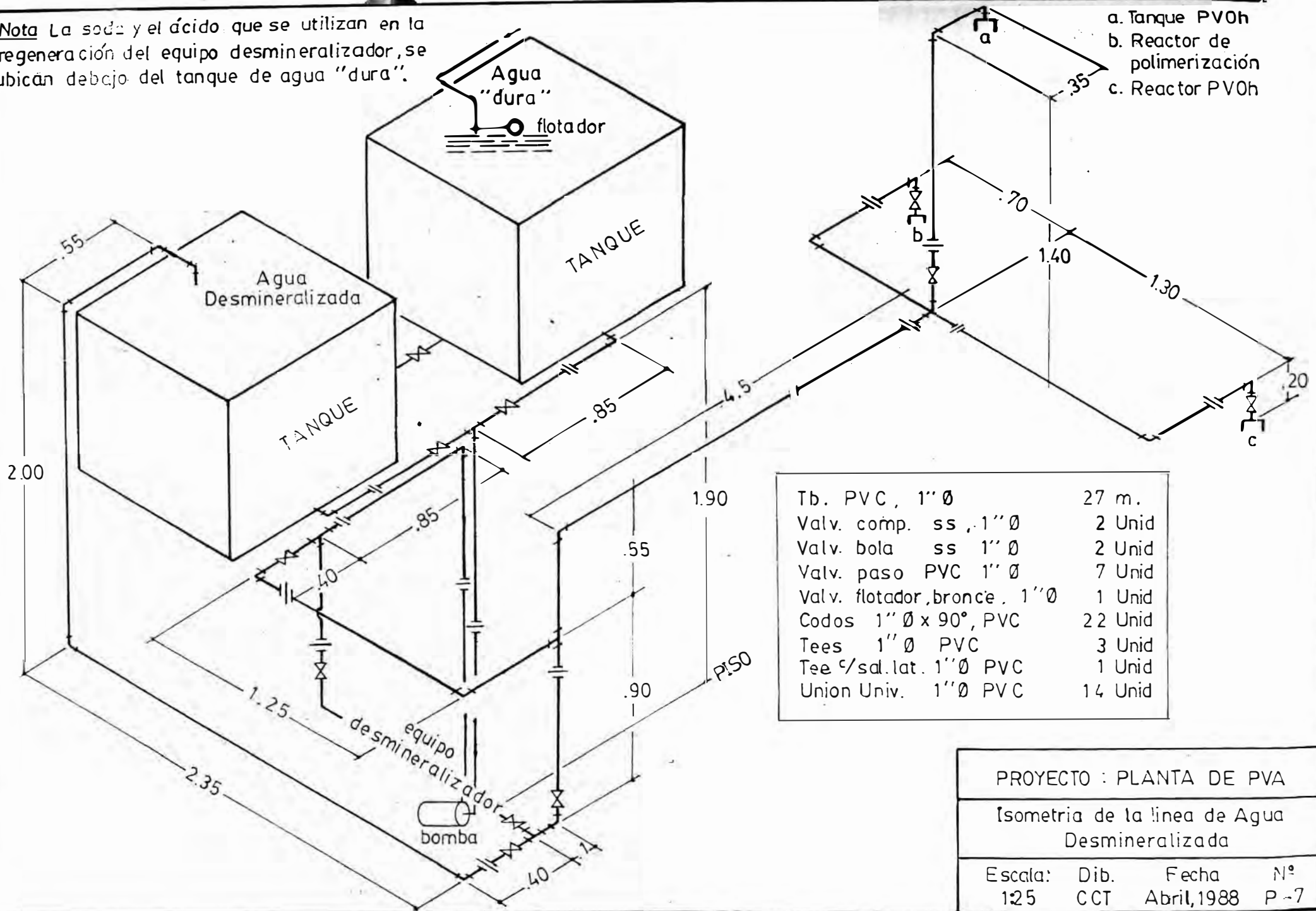
Tb. ss	1 1/2" Ø	6.5 m
	1 3/4" Ø	2.0 m
Valv. comp. ss	1 1/2" Ø x 150 psi	1 Unid
	1 3/4" Ø x 150 psi	2 Unid
	1 3/4" Ø (brida)	1 Unid
Valv. bola ss	1 1/2" Ø x 150 psi	1 Unid
Bridas, ss	p/soldar	2 Unid
Codos 90° ss	1 1/2 Ø	4 Unid
	1 3/4 Ø	2 Unid
Tees ss	1 1/2 Ø	1 Unid
	1 3/4 Ø	1 Unid
Union Universal, ss	1 1/2 Ø	3 Unid
	1 3/4 Ø	1 Unid
Filtro colador	1 3/4 Ø	1 Unid
Bushing, ss	1 3/4 a 1 1/2 Ø	1 Unid

PROYECTO PLANTA DE PVA

Isometria de la linea de PVA

Escala	Dib.	Fecha	Nº
1 25	CCT	Abril, 1988	P - 6

Nota La soda y el ácido que se utilizan en la regeneración del equipo desmineralizador, se ubican debajo del tanque de agua "dura".



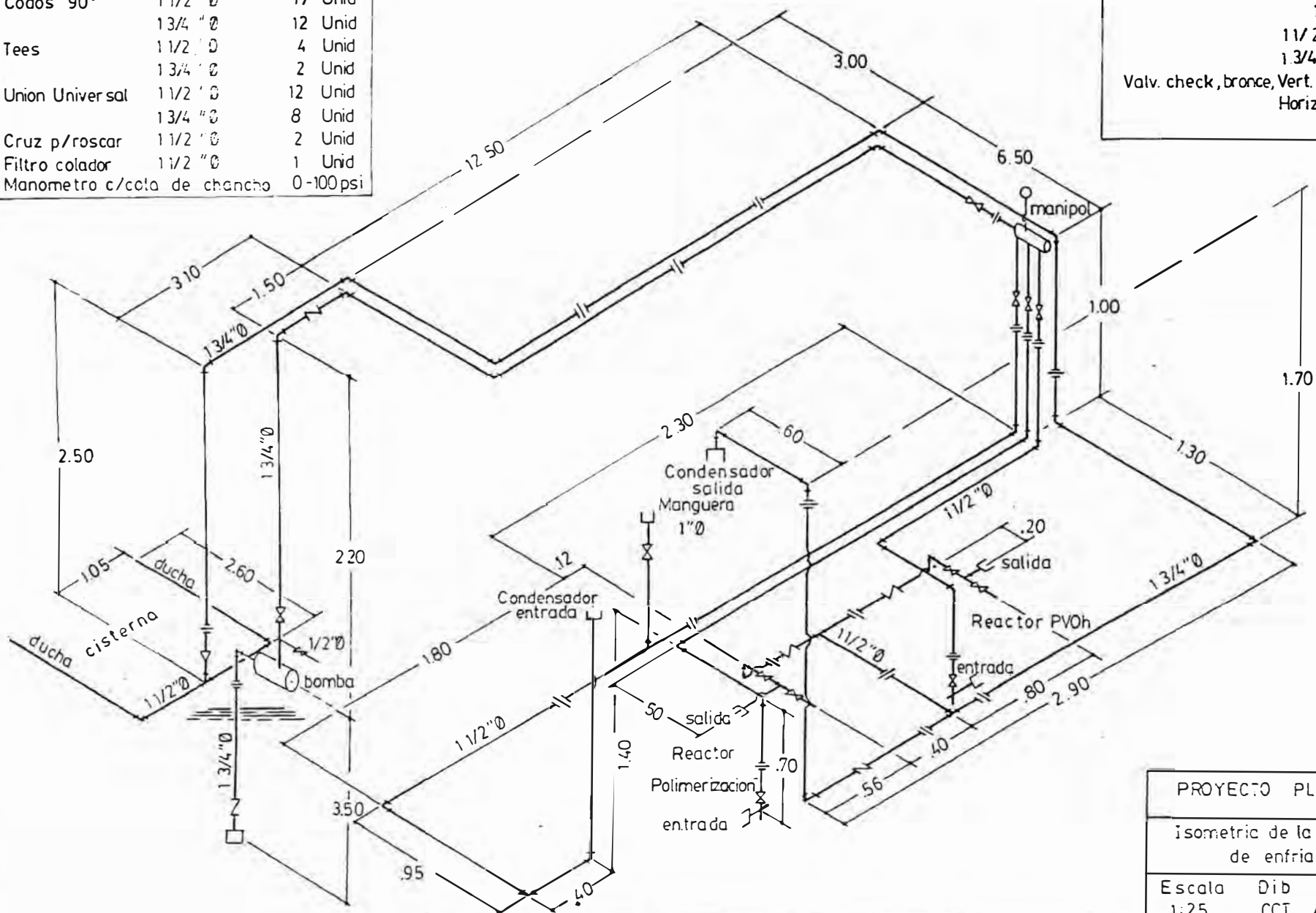
- a. Tanque PVOh
- b. Reactor de polimerización
- c. Reactor PVOh

Tb. PVC, 1" Ø	27 m.
Valv. comp. ss, 1" Ø	2 Unid
Valv. bola ss 1" Ø	2 Unid
Valv. paso PVC 1" Ø	7 Unid
Valv. flotador, bronce, 1" Ø	1 Unid
Codos 1" Ø x 90°, PVC	22 Unid
Tees 1" Ø PVC	3 Unid
Tee 90°/sd.lat. 1" Ø PVC	1 Unid
Union Univ. 1" Ø PVC	14 Unid

PROYECTO : PLANTA DE PVA			
Isometria de la linea de Agua Desmineralizada			
Escala: 1:25	Dib. CCT	Fecha: Abril, 1988	Nº: P-7

Bushings	1/2 a 1 3/4" Ø	1 Unid
	1 a 1 1/2" Ø	1 Unid
Codos 90°	1 1/2" Ø	3 Unid
	1 3/4" Ø	17 Unid
Tees	1 1/2" Ø	4 Unid
	1 3/4" Ø	2 Unid
Union Universal	1 1/2" Ø	12 Unid
	1 3/4" Ø	8 Unid
Cruz p/roscar	1 1/2" Ø	2 Unid
Filtro colador	1 1/2" Ø	1 Unid
Manometro c/cola de chancho	0-100 psi	

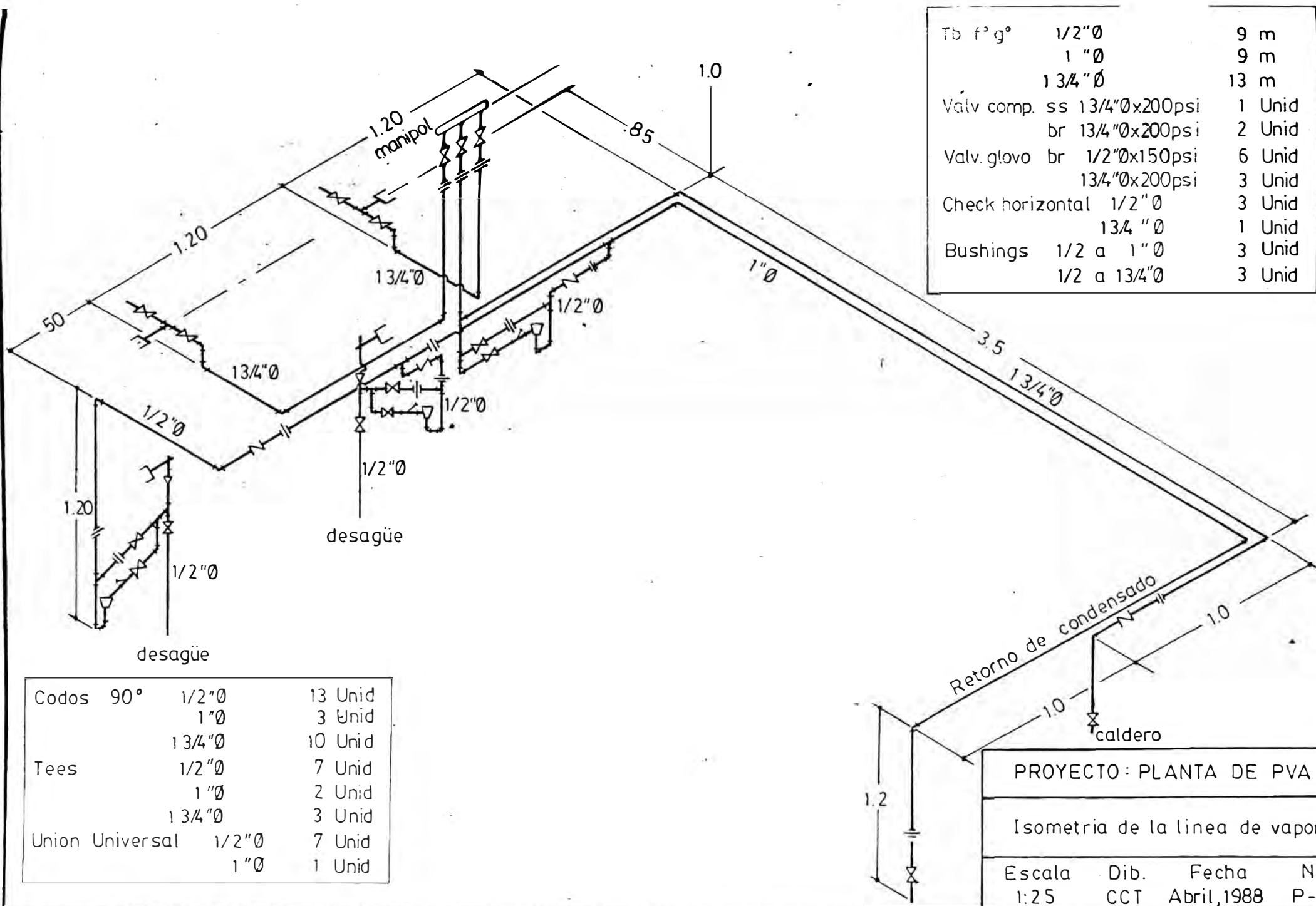
Tb. f°g°	1" Ø	1.0 m
	1 1/2" Ø	30.0 m
	1 3/4" Ø	61.0 m
Valv. comp., bronce,	1/2" Ø	1 Unid
	1" Ø	1 Unid
	1 1/2" Ø	6 Unid
	1 3/4" Ø	2 Unid
Valv. check, bronce, Vert.	1 3/4" Ø	1 Unid
	Horiz. 1 1/2" Ø	3 Unid
	1 3/4" Ø	1 Unid



PROYECTO PLANTA DE PVA

isometrica de la linea de agua de enfriamiento

Escala	Dib	Fecha	N°
1:25	CCT	Abril, 1968	P-8



Tb f' g°	1/2" Ø	9 m
	1" Ø	9 m
	1 3/4" Ø	13 m
Valv comp. ss	1 3/4" Ø x 200psi	1 Unid
	br 1 3/4" Ø x 200psi	2 Unid
Valv. glovo	br 1/2" Ø x 150psi	6 Unid
	1 3/4" Ø x 200psi	3 Unid
Check horizontal	1/2" Ø	3 Unid
	1 3/4" Ø	1 Unid
Bushings	1/2 a 1" Ø	3 Unid
	1/2 a 1 3/4" Ø	3 Unid

Codos 90°	1/2" Ø	13 Unid
	1" Ø	3 Unid
	1 3/4" Ø	10 Unid
Tees	1/2" Ø	7 Unid
	1" Ø	2 Unid
	1 3/4" Ø	3 Unid
Union Universal	1/2" Ø	7 Unid
	1" Ø	1 Unid

PROYECTO: PLANTA DE PVA			
Isometria de la linea de vapor			
Escala	Dib.	Fecha	Nº
1:25	CCT	Abril, 1988	P-9

APENDICE B: PROPIEDADES Y CARACTERISTICAS DE LAS MATERIAS PRIMAS

B.1 MONOMERO: ACETATO DE VINILO

El monómero de acetato de vinilo (VAM) es un líquido incoloro, inflamable, con olor característico. Para prevenir la polimerización en los depósitos de almacenamiento por acción del calor, el VAM es inhibida (o estabilizada) con difenilamina o con hidroquinona, en los cuales el inhibidor está en cantidades que no requieren su eliminación para las reacciones de polimerización.

El VAM es altamente reactivo y fácilmente polimeriza o copolimeriza para producir resinas polivinílicas, tales como poliacetato de vinilo, alcohol polivinílico, polibutiral de vinilo y poliacetato-cloruro de vinilo.

El acetato de vinilo es un producto químico de baja toxicidad, pero causa irritaciones por contacto en la piel y ojos.

B.1.1. Especificaciones Técnicas Típicas

Nombre :	Acetato de Vinilo
Fórmula:	$\text{CH}_3\text{COOCH}=\text{CH}_2$
Peso Molecular:	86.1
1. Gravedad Específica, 20/20°C	0.9335 a 0.9345
2. Acetato de Vinilo (Inhibida) ^(A) , %peso	99.8
3. Acidez, como ácido acético ^(B) , %peso, Max.	0.005
4. Materia no volatil, %peso, Max.	0.015
5. Estabilizador: Hidroquinona ^(C) , ppm	4 - 7
6. Acetaldehido, %peso, Max.	0.010

7. Agua, %peso, Max	0.04
8. Color:	
Estable, Pt-Co, Max	25
Después de destilación, Pt-Co, Max.	5
9. Materia en suspensión	Sustancialmente libre

B.1.2. Propiedades Físicas

Determinadas sobre el producto puro.

1. Estado físico a temperatura y presión ordinaria	
a. Estado físico	líquido
2. Propiedades de inflamación	
a. Límite de inflamabilidad, en aire, 760 mm Hg.	
Superior, % vol.	13.4
Inferior, % vol.	2.6
b. Punto de inflamación, Método ASTM D-1310	
Vaso abierto, °C	-5.5
Vaso cerrado, °C	
c. Temperatura de autoignición, °C	427
3. Punto de ebullición y Presión de vapor	
a. Punto de ebullición, °C	
a 760 mm Hg.	72.9
a 300 mm Hg.	47.0
b. Presión de vapor, mm Hg	
a 20 °C	92
a 100 °C	1900

-
- (a) Inhibidor difenilamina - Grado A or
Inhibidor Hidroquinona - Grado H
 - (b) Esto equivalente a 0.047 mg. KOH por gramo de muestra
 - (c) Es el inhibidor común. Mientras que el inhibidor de grado A puede almacenarse por un tiempo indeterminado, con el de grado H se recomienda para un máximo de 60 días de almacenamiento.

5. Solubilidad	
a. Solubilidad en agua, 20 °C, %peso	2
b. Solubilidad del agua en VAM, 20 °C, %peso	1
c. Solubilidad en solventes orgánicos:	
Acetona, benceno, etil-eter, heptano	
Metanol, Tetracloruro de carbono	completa
6. Viscosidad absoluta, cp.	
a. 20 °C	0.41
a. 40 °C	0.33
7. Tensión superficial @ 20 °C, dina/cm	23.95

B.1.3. Propiedades termodinámicas

1. Capacidad calorífica, Btu/lb/°F	
Líquido 20 °C	0.46
Vapor (1 atm), 20 °C	22.5
100 °C	27.3
2. Calor de polimerización a 25 °C, Btu/lb	446
3. Calor de vaporización a 1 atm., Btu/lb	155
4. Calor de combustión a 25 °C, Btu/lb	10374
5. Calor de formación a partir de acetileno y ácido acético, Btu/lb	591.6

B.1.4. Sistemas azeotrópicos

El acetato de vinilo forma azeótropos con muchas sustancias químicas. Una lista de los principales sistemas azeotrópicos binarios se muestra más abajo.

COMPONENTE	P. eb., °C 1 atm	P. eb., °C 1 atm	% Peso VAM
VAM	72.9		100.0
<u>Azeótropo binario</u>			
Agua	100.0	65.2	95.1
Metanol*	64.7	59.3	60.0

(*) Puede ser distorsionado por transesterificación a metil acetato

B.1.5. Propiedades toxicológicas

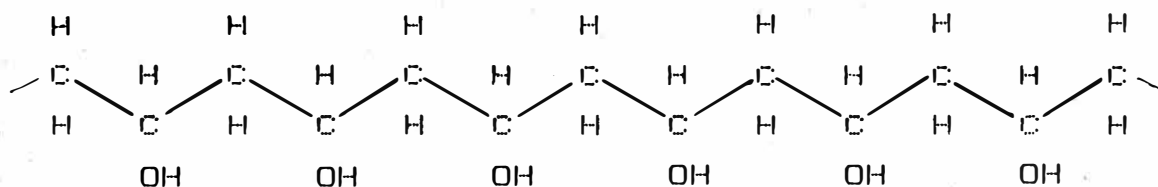
El VAM no es un severo irritante al contacto con la piel y ojos, pero la inhalación del vapor puede irritar la nariz y en ambientes con altas concentraciones tiene un efecto narcótico. Prolongadas exposiciones deben ser evitadas. Para una exposición continua se permite una concentración de VAM como máximo de 400 ppm por volumen del vapor en el aire.

B.2. ALCOHOL POLIVINILICO

Los alcoholes polivinílicos tienen muchas características las cuales las hacen muy utilizados en un amplio rango de aplicaciones. La selección de uno entre muchos grados de alcoholes polivinílicos disponibles es posible obtener las performances de propiedades que se requieren para específicas aplicaciones, propiedades tales como solubilidad en el agua, resistencia a la abrasión, resistencia al esfuerzo de tensión, adherencia, resistencia a las grasas o aceites y formación de la calidad de la película.

B.2.1. Características del alcohol polivinílico

1. Estructura molecular

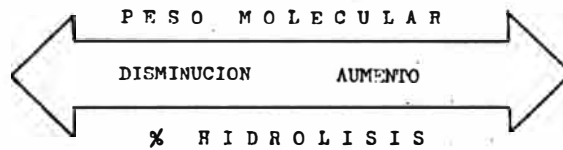


El PVOH es soluble en el agua, pero insoluble en solventes orgánicos.

2. Cambios que ocurren en las propiedades del PVOH cuando el grado de hidrólisis y el peso molecular varían

Aumenta la solubilidad
 Aumenta la flexibilidad
 Aumenta el poder dispersivo
 Aumenta la sensibilidad al agua
 Aumenta la adhesión a las superficies hidrofóbicas

Aumenta la resistencia al agua
 Aumenta la resistencia de tensión
 Aumenta la resistencia a los solventes
 Aumenta la adhesión a las superficies hidrofílicas



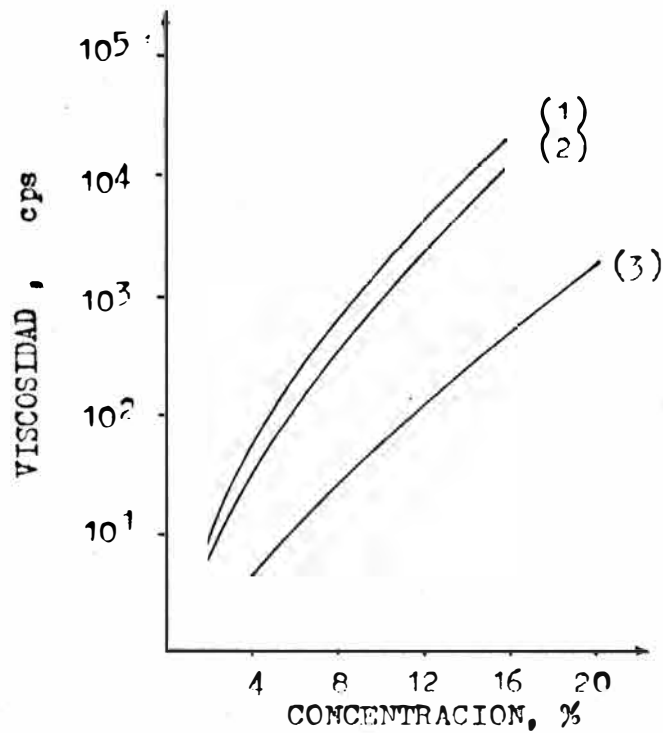
Aumenta la solubilidad
 Aumenta la flexibilidad
 Aumenta la sensibilidad al agua
 Aumenta la facilidad de solvatación

Aumenta la viscosidad
 Aumenta la resistencia de tensión
 Aumenta la resistencia al agua
 Aumenta la fuerza adhesiva
 Aumenta la resistencia a los solventes
 Aumenta el poder dispersivo

3. Peso molecular promedio para el bajo, medio y alta viscosidad de los PVOH

Tipo de viscosidad	Peso molecular promedio
Bajo	11 000- 31 000
Medio	77 000- 79 000
Alto	106 000-110 000

4. Relaciones de viscosidad y concentración de las soluciones acuosas a 20°C.



- (1) Alta viscosidad
- (2) Media viscosidad
- (3) Baja viscosidad

5. Especificaciones típicas de los grados comerciales de PVCh

Generales:

Forma	Polvo granular
Color	Blanco o transparente
Gravedad específica, 20°C	1.20 - 1.30
Estabilidad al calor	Degradación lenta >100°C Degradación rápida >200°C
Solubilidad	
Agua	Disuelve
Acidos	Suave, lento o disuelve
Bases	Lento o
Solventes Orgánicos	Muy limitada solubilidad
Específicas (solo PVCh parcialmente hidrolizado):	

VISCOSIDAD (Sol. ac. 4%, cp)	VINOL			GORSEPOL		
	Denom	Visc.	% Hidrol.	Denom	Visc.	% Hidrol.
ALTA	VINOL 203	3 - 4	87-89	GL-03	2 - 3	86.5-89
	VINOL 205	5 - 6	87-89	GL-05	5 - 6	86.5-89
MEDIA	VINOL 523	22-26	87-89	GM-14L	16-20	86.5-89
BAJA	VINOL 540	40-50	87-89	GM-14	21-25	86.5-89
				GH-17	27-33	86.5-89
				GH-20	40-46	86.5-89
				GH-23	48-56	86.5-89

B.2.2. Propiedades Físicas: Solubilidad en agua

Todos los grados de alcoholes polivinílicos son fácilmente solubles en agua. En la preparación de soluciones de alcohol polivinílico, pueden dispersarse a temperatura de ambiente utilizando suficiente agitación para permitir el contacto de todas las partículas con el agua. La temperatura debe elevarse a 85°C para los parcialmente hidrolizados y 93-96°C para los otros grados. Esta temperatura debe mantenerse por espacio de 30 minutos para proporcionar la completa dilución.

Cabe señalar que la viscosidad y la concentración de alcohol polivinílico en solución son características que dependen del grado y del tipo de alcohol polivinílico.

B.2.3. Propiedades Químicas

Los alcoholes polivinílicos reaccionan de manera similar a los alcoholes secundarios, reaccionan con los ácidos o anhídridos produciendo ésteres. Se forman acetales con los aldehídos o cetonas.

Otras reacciones se incluyen la etoxilación, propoxilación y la cianoetilación.

B.2.4. Propiedades emulsificantes y de suspensión

El alcohol polivinílico es el único que puede actuar como protectores coloidales y surfactantes en los sistemas de emulsión. En general los parcialmente hidrolizados son los más efectivos para la emulsificación.

El uso industrial del alcohol polivinílico es importante como emulsificador en la polimerización en emulsión. De 2 a 5 %, en base a la cantidad de monómero, son utilizados para la emulsificación de VAM, ayudados con una buena agitación se logra una dispersión muy uniforme. En algunos casos se adiciona una traza (0.5%) de agente de superficie (tensoactivos) para disminuir la tensión superficial para obtener finas gotas de emulsión.

APENDICE C ANALISIS FISICO Y QUIMICO

C.1. YODOMETRIA

Característica general del método

El método yodométrico de análisis se basa en los procesos de oxidación-reducción, relacionados con la reducción de I_2 a iones I^- o con la oxidación de iones I^- a iones I_2 :



Esto permite emplear de dos maneras las propiedades de oxidación-reducción del par $I_2 / 2I^-$ en el análisis volumétrico: para determinar los reductores, oxidándolos con la solución de yodo y para determinar los oxidantes reduciéndolos por los iones I^- . En ambos grupos de determinaciones yodométricas se utiliza como indicador al almidón soluble en agua.

En el presente trabajo solo examinamos y ponemos en práctica las determinaciones de los oxidantes por vía yodométrica.

Determinación de oxidantes

En la determinación de los oxidantes no se titulan directamente con la solución de KI, debido a que es imposible establecer el punto de equivalencia con el indicador de almidón. Con el almidón es fácil de captar el instante de aparición de I_2 en la solución (la solución se colorea de azul) o el instante de su desaparición (la solución azul se

decolora), más no el momento en que el I_2 termina de formarse. Por eso, en la determinación de oxidantes se aplica un método indirecto: el de sustitución.

El cual sobre el oxidante se adiciona la solución de KI y de ácido (en exceso). El yodo liberado por la reacción se valora con tiosulfato de sodio (TSS) usando como indicador el almidón.

El esquema de determinación yodométrica de oxidantes es el siguiente:

- a. Oxidante que se determina, medido con pipeta (o con la porción pesada) + Acido + KI (exceso en el matraz) ----> Separación de I_2 (dejar en reposo)

- b. $I_2 + 2 Na_2S_2O_3 \text{ ----> } 2 NaI + Na_2S_4O_6$ (Titulación de I_2 con TSS)

Está claro que si los iones H^+ no participan en la reacción entre el oxidante y el KI no se debe acidificar la solución en la etapa (a).

El exceso de KI es indispensable no solo para que la reacción con el oxidante sea completa sino también para diluir el I_2 y evitar su volatilización.

Ejemplos aplicativos del método:

1. Oxidante: $K_2Cr_2O_7$



$$N^{\circ} \text{ Equivalentes: } (NV)_{DCP} = (NV)_{I_2} = (NV)_{TSS}$$

2. Oxidante: Br_2 , como el agua de bromo





NO Equivalentes: $(NV)_{\text{Bromo}} = (NV)_{\text{Iodo}} = (NV)_{\text{TSS}}$

C.1.1. Determinación del título de la solución patrón de $Na_2S_2O_3$

Generalidades

Sobre un determinado volumen de solución de dicromato de potasio (DCF) de concentración conocida se adiciona una solución de KI en exceso, con acidificación de la mezcla. El yodo liberado por la reacción se valora con solución de tiosulfato de sodio (TSS), utilizando como indicador el almidón.

(1) Solución de Ioduro de Potasio (KI)

Se disuelve 150 gr de KI p.a. en 200 ml de agua y luego se diluye a 1000 ml.

(2) Solución de Almidón

Se homogenizan bien para formar una pasta 0.25 gr. de almidón soluble con agua fría. La pasta obtenida se vierte en 25 ml de agua hirviendo, prosiguiendo la ebullición durante unos tres minutos más (hasta que la solución quede transparente) y se enfría. Se puede añadir 30 mgr de ácido salicílico p.a. por cada 25 ml de solución, con el objeto de preservar la solución de almidón. Para conservarlo en un período largo, poner la solución indicadora de almidón en ambiente fresco. Cuando el punto del cambio de color no es muy claro, en la titulación, deberá prepararse una nueva.

(3) Solución Valorada de Dicromato de Potasio ($K_2Cr_2O_7$)

Se pasa con precisión al 0.1 de mgr, una porción de 2.4 a 2.6 gr de $K_2Cr_2O_7$ p.a., en el frasco pesador, el que debe estar finamente

molido y secado a 110°C durante una hora. Se pasa cuantitativamente, mediante lavados con agua, a una fiola de 500 ml en el cual se diluye la solución acuosa hasta la marca, se agita fuertemente y luego se calcula la normalidad del dicromato de potasio (DCP).

$$\text{Normalidad del DCP} = \frac{\text{Peso de DCP, gr}}{0.5 \text{ (Peso equivalente del DCP, gr)}}$$

Peso equivalente del DCP: 49.03 gr.

(4) Solución de Tiosulfato de Sodio ($\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$)

Se disuelve 24.8 gr de tiosulfato de sodio pentahidratado ($\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$) p.a., en agua y se diluye a 1000 ml.

Procedimiento de la Titulación:

Al comenzar la titulación se carga la bureta con solución de TSS (4), llevando el nivel del líquido a cero.

En un matraz de erlenmeyer de 300 ml se agrega con una pipeta la parte alícuota (20 ml) de solución de DCP (3), se añade 5 ml de ácido clorhídrico (Grav. Esp. 1.19) y 20 ml de solución de KI (1) y se agita bien, es conveniente realizar esta operación en frío, se deja en reposo 10 minutos en oscuridad cubriendo el matraz con una luna de reloj para evitar pérdidas debido a la volatilidad del yodo (I_2) disuelto. Se valoriza con solución de TSS (4), sin indicador, cuando el color vire de pardo oscuro a amarillo pálido (color pajizo), se agrega de 1 a 2 gotas de solución indicadora de almidón (2). La coloración resultante debe tener ahora un color azul intenso. Y se continua la titulación, debiéndose añadir muy

lentamente la solución de TSS, hasta que la coloración azul justamente desaparezca.

Cálculos:

Se calcula la solución de TSS, como sigue:

$$\text{Normalidad de la solución de TSS} = \frac{20 (N_{\text{DCP}})}{V_{\text{TSS}}}$$

Donde:

N_{DCP} : Normalidad de la solución de DCP

V_{TSS} : Mililitros de la solución de TSS, requeridos para la titulación.

C.2. DETERMINACION DEL VAM LIBRE EN EL LATEX DE PVA

Generalidades

Una propiedad distintiva de los compuestos de carbono no saturados es su capacidad de adicionar halógenos. Esta propiedad se emplea para la estimación cuantitativa de la insaturación.

Este procedimiento provee un método para determinar la cantidad de VAM remanente que existe en el látex de PVA, por bromación de los dobles enlaces carbono-carbono.

Reactivos:

(1) Metanol

El metanol p.a. se requiere para disolver el látex de PVA.

(2) Solución de Ioduro de Potasio (KI)

Se prepara como se explica en el apéndice C.1.1.

(3) Solución de Acido Sulfúrico diluido (H_2SO_4)

Para diluir el ácido sulfúrico, disolver 10 volúmenes de este reactivo concentrado (Grav. Espc. 1.84) en 90 volúmenes de agua. Preparar unos 200 ml de (H_2SO_4) diluido.

(4) Solución de Tiosulfato de Sodio ($\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3$)

Se prepara y se estandariza según el método explicado en el apéndice C.1.1.

(5) Solución de Bromato de Potasio ($KBrO_3$)

Se prepara disolviendo 13.9 gr de bromato de potasio p.a., y 65 gr de bromuro de potasio p.a., en agua y se diluye exactamente a 1000 ml.

Se estandariza la solución de bromato de potasio contra tiosulfato de sodio como sigue: adicionar 6.0 ml de solución de bromato de potasio a un erlenmeyer de 300 ml, junto con 10 ml de ácido sulfúrico diluido (3), 7.0 ml de solución de KI (2), 50 ml de metanol y 20 ml de agua, titular con solución de TSS (4) utilizando como indicador solución de almidón, siguiendo una técnica similar explicada en el apéndice C.1.1. se calcula la normalidad del bromato de potasio (BTP) como sigue:

$$\text{Normalidad de la solución de BTP} = \frac{N_{TSS} \cdot V_{TSS}}{6}$$

Donde:

N_{TSS} : Normalidad de la solución de tiosulfato de sodio.

V_{TSS} : Mililitros de la solución de tiosulfato de sodio requeridos para la titulación.

Procedimiento:

Disolver unos 0.4 - 0.6 gr de látex en 50 ml de metanol contenidos en un erlenmeyer de 300 ml y agitar hasta encontrar homogeneidad.

Adicionar 10 ml de ácido sulfúrico diluido (3) y agitar unos 30 segundos.

De una bureta, adicionar 0.5 ml de la solución de BTP y al mismo tiempo agitar el erlenmeyer. La adición se continúa en estos volúmenes hasta que el color del bromo persista (amarillo-naranja). Añadir un adicional de 0.5 ml y agitar durante unos dos minutos. Registrar el gasto de solución de BTP, como V_{BTP} .

Añadir 4 ml de solución de KI (2). Agitar unos 30

segundos y titular con solución de TSS (4), continuando agitando, hasta que la coloración amarillenta desaparesca. Registrar el gasto de solución de TSS, como V_{TSS} .

Cálculos:

El porcentaje de VAM libre en un látex de PVA, se expresa como sigue:

$$\% \text{ VAM} = \frac{4.3}{W} ((NV)_{BTP} - (NV)_{TSS})$$

Donde:

- W : Peso en gramos del látex de PVA
- $(NV)_{BTP}$: Normalidad y volumen de solución de bromato de potasio en ml, requeridos en la titulación.
- $(NV)_{TSS}$: Normalidad y volumen de solución de tiosulfato de sodio en ml., requeridos en la titulación.

C.3. DETERMINACION DEL PESO MOLECULAR Y EL GRADO DE POLIMERIZACION

C.3.1. Peso Molecular del Polímero

Generalidades

La manipulación de las viscosidades de las soluciones poliméricas diluidas da un parámetro importante de un polímero en un solvente dado, la viscosidad intrínseca (η).

La importancia práctica de la viscosidad intrínseca se debe a que es la medida más común del peso molecular para polímeros altos. La relación entre estas dos variables lo da la ecuación de MARK-HOUWINK:

$$[\eta] = K' M^a$$

Donde:

K' y a : Son constantes para una combinación polímero-solvente, a una determinada temperatura.

M : Peso molecular del polímero.

PARAMETROS PARA LA ECUACION DE MARK-HOUWINK

POLIMERO	SOLVENTE	TEMPERATURA, °C	$K' \times 10^{-5}$	a
PVA	BENCENO	30	22.0	0.65
PVA	ACETONA	25	17.6	0.68

Para evaluar la viscosidad intrínseca se hace soluciones diluidas de polímero en concentración definida y se determina en cada caso su viscosidad. Ploteando los puntos η_r vs c , se hace pasar una recta, el valor de η_r a concentración, $c=0$, es la viscosidad intrínseca. Véase figura C-1.

La viscosidad intrínseca $[\eta]$ está definida como sigue:

$$[\eta] = \lim_{c \rightarrow 0} \frac{\eta - \eta_m}{c} = \lim_{c \rightarrow 0} \frac{\eta_{sp}}{c} = \lim_{c \rightarrow 0} \eta_r$$

Donde:

η : Viscosidad de la solución polimérica, Poise o Pa.s

c : Concentración de la solución polimérica, gr/dl

η_m : Viscosidad del solvente, Poise o Pa.s

(1) Preparación de la Muestra

Se pesa una muestra de polímero entre 0.3 - 1.5 gr. y se hace una dilución con 150 ml de solvente.

Para ayudar a la dilución del polímero se puede aplicar moderado calor. En el caso que el polímero no quede completamente disuelto, separar este de la solución sobrenadante y determinar su concentración como se indica en (2).

El polímero en el caso de ser completamente soluble en el solvente, su concentración estará determinado por el peso en gramos de la muestra dividida por el volumen de la dilución.

(2) Determinación de la concentración polimérica, C_0
Se vierte 10 ml de solución polimérica sobre una luna de reloj previamente tarada.

Se deja secar la muestra a 25°C arriba del punto de ebullición del solvente durante 30 minutos. La luna de reloj con la muestra seca es nuevamente pesada. La diferencia entre el peso actual y la tara es la cantidad en gramos que existen en los 10 ml. La concentración determinada se lleva a unidades de gramos/decilitro (gr/dl).

(3) Procedimiento

La viscosidad de las soluciones poliméricas se determinan a una temperatura en la cual se tienen relaciones establecidas entre $[\eta]$ y M para el uso de la ecuación de Mark-Houwink.

El viscosímetro de Oswald limpio y seco en posición vertical es colocada en un baño isotérmico.

Se introduce 20 ml de solvente al viscosímetro y se espera que alcance una determinada temperatura. Se mide el tiempo de eflujo del solvente en el viscosímetro. Repetir tres veces esta operación, estas lecturas no deben diferir mucho. Se anota el promedio.

La densidad del solvente a la temperatura de interés se determina utilizando el picnómetro.

Después que el tiempo de eflujo del solvente ha sido determinado, en el viscosímetro limpio y

seco, se introduce 20 ml de solución de polímero (Co) y se mide el tiempo de eflujo al igual como en el caso anterior. La densidad de la solución polimérica (Co) también es determinada empleando el picnómetro.

Se retiran 5 ml de la solución polimérica (Co) del viscosímetro y se repone con 5 ml de solvente y se agitan hasta que la concentración de la solución sea uniforme. El tiempo de eflujo es otra vez determinada pero la nueva concentración es $3/4 C_o$. Nuevamente se determina la densidad de esta solución.

De igual manera se miden los tiempos de eflujo y densidades para concentraciones de $1/2 C_o$, $1/3 C_o$ y $1/4 C_o$. La carga en el viscosímetro debe ocupar en todos los casos 20 ml y la temperatura debe ser la misma con que se midió el tiempo de eflujo del solvente.

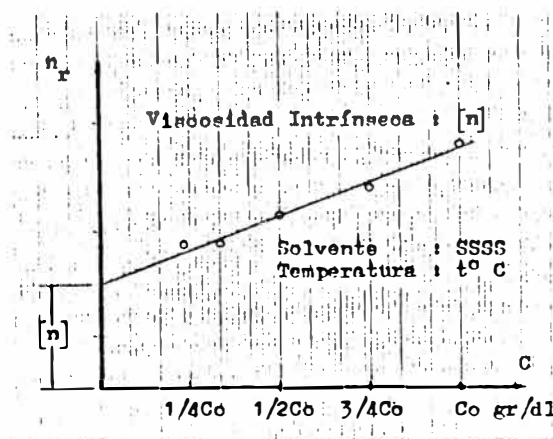


Figura C-1.- Determinación de la Viscosidad intrínseca

C.3.2. Grado de Polimerización

El grado de polimerización, (X), se define como una relación que nos da el número de

unidades monoméricas que conforman la cadena macromolecular

$$X = \frac{\text{Peso Molecular del Polímero}}{\text{Peso Molecular del Monómero}}$$

C.3.3. Cálculos: Peso molecular y Grado de Polimerización

C.3.3.1. PVA: A nivel de Laboratorio

Datos de la solución polimérica, 25 °C

Concentración		Cero	1/4Co	1/3Co	1/2Co	3/4Co	Co
Tiempo de Eflujo* (seg)	t ₁	15.49	18.60	19.62	22.16	26.50	30.45
	t ₂	15.56	18.68	19.63	22.18	26.52	30.40
	t ₃	15.50	18.64	19.59	22.18	26.52	30.40
	Prom	15.52	18.64	19.61	22.17	26.52	30.42
Densidad gr/ml		0.790	0.788	0.787	0.786	0.783	0.782

(*) En el viscosímetro de Oswald N°150

Concentración de la solución polimérica, Co = 1.31 gr/dl

Solvente: Acetona

* Cálculos: Viscosidad Específica y Viscosidad Reducida

$$\eta_{sp} = \frac{\eta}{c} - 1$$

$$\text{En el viscosímetro de Oswald: } \frac{\eta}{c} = \frac{r \cdot t}{r_s \cdot t_s}$$

$$\text{Entonces: } \eta_{sp} = \frac{r \cdot t}{r_s \cdot t_s} - 1$$

- Viscosidad Reducida, $nr = \frac{nsp}{C}$

- Ejemplos de cálculos, para $C = C_0$

$$nsp = \frac{0.782 \times 30.42}{0.79 \times 15.52} - 1 \quad ; \quad nr = \frac{0.94}{1.31}$$

$$nsp = 0.94 \quad nr = 0.72$$

* Resumen de Cálculos: Viscosidad específica y Viscosidad Reducida

Concentración, C de la solución polimérica	1/4C ₀	1/3C ₀	1/2C ₀	3/4C ₀	C ₀
V. Espec. nsp	0.19	0.26	0.42	0.70	0.94
V. Reduc. nr	0.60	0.60	0.64	0.71	0.72

* Cálculo de la velocidad intrínseca, $[\eta] = \lim_{C \rightarrow 0} nr$

Se construye una gráfica nr vs C y se plotean los puntos (C,nr), con los datos del cuadro anterior se pasa por ellos una recta, se extrapola el valor de nr hasta C = 0, (véase Fig. C-2).

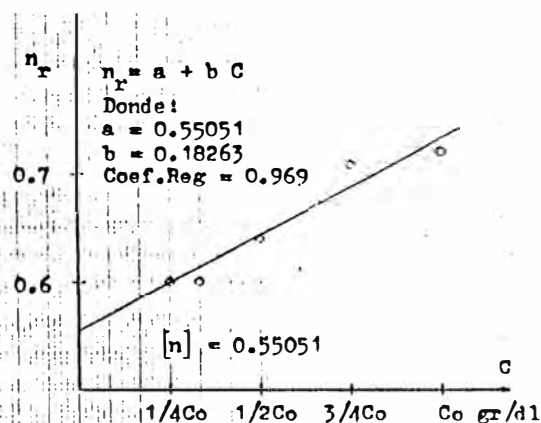


Figura C-2.- Viscosidad Reducida Vs Concentración

De la figura C-2, se lee: $[\eta] = \lim_{C \rightarrow 0} \eta_r = 0.55051$

* Peso Molecular del Polímero, M

La ecuación de Mark-Houwink relaciona el peso molecular del polímero con la viscosidad intrínseca.

$$[\eta] = K' M^a$$

Para una solución de polímero PVA usando acetona, 25 °C, tiene como parámetros: $K' = 17.6 \times 10^{-5}$, y

$$a = 0.68$$

reemplazando valores, tenemos:

$$0.55051 = 17.6 \times 10^{-5} M^{0.68}$$

$$M = 138\ 000$$

* Grado de Polimerización, X

$$X = \frac{\text{Peso Molecular del Polímero}}{\text{Peso Molecular del Monómero}}$$

Donde:

$$\text{Peso Molecular del Polímero} = 138\ 000$$

$$\text{Peso Molecular del Monómero (VAM)} = 86.1$$

$$X = \frac{138,000}{86.1}$$

Entonces:

$$X = 1\ 600$$

C.3.3.2. PVA: A nivel de Planta Piloto

Datos de la solución polimérica, 25 °C

Concentración		Cero	1/4Co	1/3Co	1/2Co	3/4Co	Co
Tiempo	t ₁	15.49	23.17	25.90	31.65	43.79	55.91
de	t ₂	15.56	23.25	26.10	31.81	43.99	56.13
Eflujo*	t _a	15.50	23.15	26.12	31.57	43.96	56.02
(seg)	Prom	15.52	23.19	26.04	31.68	43.91	56.02
Densidad gr/ml		0.790	0.788	0.787	0.786	0.783	0.782

(*) En el viscosímetro de Oswald N°150

Concentración de la solución polimérica, Co = 3.51 gr/dl

Solvente: Acetona

* Cálculos:

Ejecutando cálculos similares a la sección anterior se tiene los siguientes resultados:

* Resumen de Cálculos: Viscosidad Específica y Viscosidad Reducida

Concentración, C de la solución polimérica	1/4C ₀	1/3C ₀	1/2C ₀	3/4C ₀	C ₀
V. Espec. n _{sp}	0.49	0.66	1.03	1.81	2.57
V. Reduc. η _r	0.56	0.57	0.59	0.69	0.73

Peso Molecular del Polímero : 116,000

Grado de Polimerización : 1350

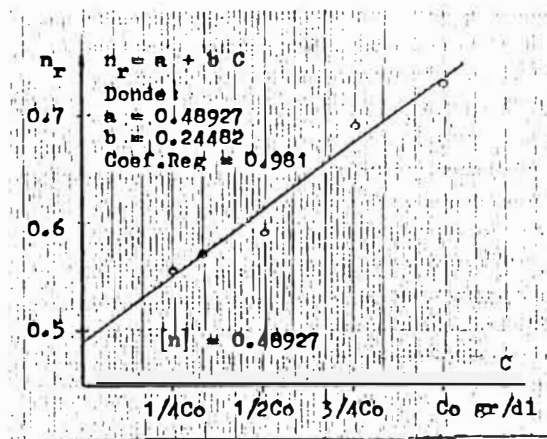


Figura C-3.- Viscosidad Reducida vs. Concentración

C.3.3.2. PVA: Producto Comercial, Mowilith D 50 (HOESCHT)

Datos de la solución polimérica, 25°C

Concentración		Cero	1/4Co	1/3Co	1/2Co	3/4Co	Co
Tiempo	t ₁	15.49	18.56	19.10	21.51	25.78	29.98
de	t ₂	15.56	18.56	19.00	21.72	25.74	30.38
Eflujo*	t ₃	15.50	18.40	19.21	21.61	25.48	30.23
(seg)	Prom	15.52	18.51	19.10	21.61	25.67	30.20
Densidad gr/ml		0.790	0.788	0.787	0.784	0.783	0.777

(*) En el viscosímetro de Oswald N°150

Concentración de la solución polimérica, Co = 2.21 gr/dl

Solvente: Acetona

* Cálculos:

Ejecutando cálculos similares a la sección anterior se tiene los siguientes resultados:

* Resumen de Cálculos: Viscosidad Específica y Viscosidad Reducida

Concentración, C de la solución polimérica	1/4Co	1/3Co	1/2Co	3/4Co	Co
V. Espec. nsp	0.17	0.22	0.36	0.62	0.91
V. Reduc. nr	0.30	0.30	0.33	0.37	0.41

Peso Molecular del Polímero : 45,000

Grado de Polimerización : 525

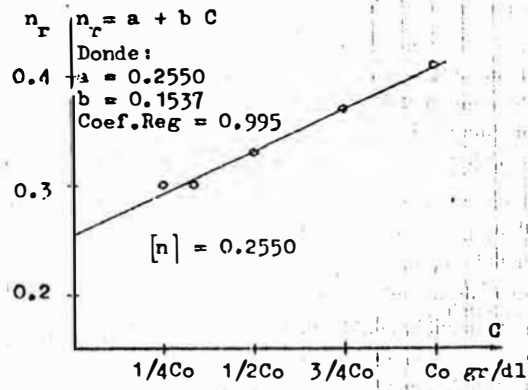


Figura C-4.- Viscosidad Reducida vs. Concentración

APENDICE D

DISEÑO Y DIMENSIONAMIENTO DE EQUIPOS Y MAQUINARIA

D.1. AGITACION Y POTENCIA EN EL TANQUE DE DISOLUCION DE PVOH

- Datos de la carga en el tanque: Sol. de PVOH

Masa 600 Kg. (Aprox.)

Grav. Esp. 1.07

Viscosidad 110 cp.

Altura mojada en el tanque, $Z = 1\text{m} = 3.28$ pies

- Datos para la Ingeniería de Diseño, ref.(42):

Escala de agitación: 5 ; Disolución de sólidos

Velocidad másica del fluido, $V_b = 30$ pie/min

Relación, $Da/T = 0.45$

- Otros datos

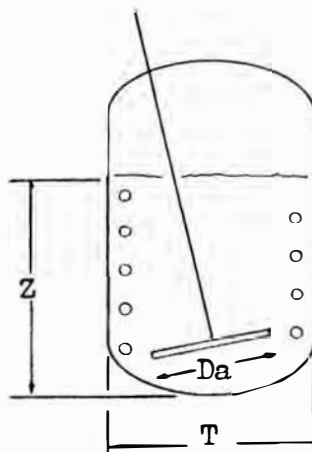
Rodete tipo turbina c/4 aletas a 45°

El eje de agitación es inclinado (ver figura)

Aunque el tanque no está baffleado se considera como tal, porque tiene serpentín interno.

Diámetro del tanque, $T = 0.86\text{m} = 2.82$ pies

Geometría del tanque, véase Apendice A.3



Cálculos

$$\text{Area transversal, } A = \frac{\pi}{4} (2.82)^2 = 6.25 \text{ pie}^2$$

Capacidad de bombeo del rodete, $Q = 30 \times 6.25 = 187.5$ pie³/min

Diámetro del rodete, $D_a = 0.45 \times 2.82 = 1.27$ pie o 15.24 pulg.

Velocidad de agitación, N en RPM; se hace un cálculo de prueba y error para determinar N .

Para $D_a/T = 0.45$; en el régimen turbulento, el N° adimensional de bombeo, $N_o = 0.64$, ver figura 2, ref (42)

$$N = \frac{Q}{N_o D_a^3} \qquad N = \frac{187.5}{0.64 \times (1.27)^3} = 143 \text{ RPM}$$

Verificamos N_o , con el N° de Reynold,

$$Re = \frac{10.7 Sg N D_a^2}{\mu}$$

Donde:

Sg = Gravedad específica

N = RPM

D_a = Diámetro del rodete, pulg.

μ = Viscosidad, cp.

$$Re = \frac{10.7 \times 1.09 \times 143 \times (15.24)^2}{110} = 3521$$

Para este $Re = 3521$, corresponde $N_o = 0.63$, figura 2, ref.(42). El cálculo de N se hace utilizando el

último valor de N_G .

$$N = \frac{187.5}{0.63 \times (1.27)^9} = 145 \text{ RPM}$$

$$Re = \frac{10.7 \times 1.09 \times 145 \times (15.24)^2}{110} = 3571$$

Para este $Re = 3571$, corresponde $N_G = 0.63$, figura 2, ref.(42). El cual coincide con el valor asumido. Por lo tanto los cálculos de prueba y error finalizan.

Potencia en la agitación:

$$P = \frac{N_p \rho N^3 D_a^5}{gc}$$

Donde:

N_p = Número de potencia
 gc = Factor de corrección, 115826
 ρ = Densidad, lb/pie³

Para $Re = 3571$; $N_p = 7.6$ figura 12, ref.(36)

$$P = \frac{7.6 (1.09 \times 62.4) \times (145)^3 (1.27)^5}{115826}$$

$$P = 44951 \text{ lbf-pie/min} \quad \text{o} \quad 1.4 \text{ HP}$$

considerando una eficiencia del motor = 0.60 y un factor de servicio = 1.25, entonces la potencia de diseño, P_d será:

$$P_d = \frac{1.25 \times 1.4}{0.6} = 3 \text{ HP}$$

Resumen:

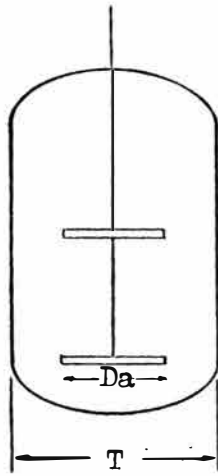
Velocidad de agitación 145 RPM
 Potencia de diseño 3 HP

Referencias:

- (42) Hicks, R.W., Chem. Eng., April 26, 1976, p.104
 (36) Aleman, J., Revista de Plásticos Modernos, Núm.
 191 (mayo 1972)

D.2. AGITACION Y POTENCIA EN EL REACTOR DE POLIMERIZACION

- Datos de la compra en el reactor: PVA, látex
 Masa = 605 Kg.
 Grav. Esp. = 1.08
 Viscosidad para diseño = 1000 Cp.
- Datos para la ingeniería de diseño:
 Para látex de PVA, las velocidades periféricas del rodete oscilan de 150 a 800 pies/min., ref. (43)
 Relación $Da/T = 0.55$, ref. (36)
- Otros Datos
 Rodete tipo turbina con 4 aletas a 45°
 Número de rodete = 2
 Número de baffles = 2
 Por la características del proceso se requiere un variador de velocidad de agitación.
 Diámetro del tanque, $T = 0.86\text{m} = 2.82 \text{ pies}$
 Geometría del tanque, véase Apendice A.4



Cálculos

Diámetros del rodete, $Da = 0.55 \times 0.55 \times 2.82 = 1.55$ pies, o 18.6 pulg.

Rango de velocidad de agitación, N en RPM

$$N = \frac{\text{Velocidad periférica del rodete}}{\pi Da}$$

$$N = \frac{150}{\pi \times 1.55} = 31 \text{ RPM (Min.)}$$

$$N = \frac{800}{\pi \times 1.55} = 164 \text{ RPM (Max.)}$$

$$\text{Potencia en la agitación, } P = \frac{N_p \rho N^3 Da^5}{gc}$$

El valor de N_p se calcula con el N° de Reynold:

$$Re = \frac{10.7 Sg N Da^2}{\mu}$$

Donde:

Sg = Gravedad específica

N = RPM

Da = Diámetro del rodete, pulg.

μ = viscosidad, Cp

Haciendo cálculos:

Re = 124 (Min.)

Re = 656 (Max.)

Para Re = 124 , Np = 5 ; Figura 12, ref. (36)

Para Re = 656 , Np = 5.2 ; Figura 12, ref. (36)

En el cálculo de la potencia de agitación, se exige tomar el mayor valor de Np.

$$P = \frac{5.2 \times (1.08 \times 62.4) \times (164)^3 \times (1.55)^2}{115326}$$

$$P = 119398 \text{ Lbf.pie/min.} \quad \text{o} \quad 3.6 \text{ HP}$$

Dos rodetes tipo turbina, situados sobre el mismo eje, comunican aproximadamente 1.9 veces la potencia de un sólo rodete. Mc Cabe/Smith, (p. 275, ref. 55). Por lo tanto la potencia suministrada al líquido es: $1.9 \times 3.6 = 6.84 \text{ HP}$.

Si consideramos una eficiencia global de 80% que incluye la eficiencia del motor y el factor de servicio, entonces la potencia de diseño, Pd, será:

$$P_d = \frac{6.84}{0.80} ; \quad P_d = 8.5 \text{ HP}$$

Resumen:

Rango de velocidad de agitación : 31 - 164 RPM

Potencia de diseño : 8.5 HP

Notas:

Una velocidad periférica del rodete > 800 pies/min., vale decir mayor de 164 RPM puede causar la desestabilización de la emulsión, ref.(43).

D.3. FLUJO Y POTENCIA DE LA BOMBA DE TRANSFERENCIA DE VAM

Datos del fluido a 20°C

Fluido : Monómero VAM

Densidad : 58.3 lb/pie³

Viscosidad : 0.41 Cp

Datos del sistema de tuberías

Véase la isometría de la línea de VAM, en el plano P-4, de la sección 4.3.4.

Tubería:

En la succión

Tb. f^og^o 1 ½ " Ø 0.5 m

En la descarga

Tb. f^og^o 1" Ø 29.0 m

Accesorios:

Codos 1" Ø x 90° 8 u

Valv. Comp.(succión) 1½ " Ø 1 u

Valv. Comp.(descarg) 1 " Ø 1 u

Otros:

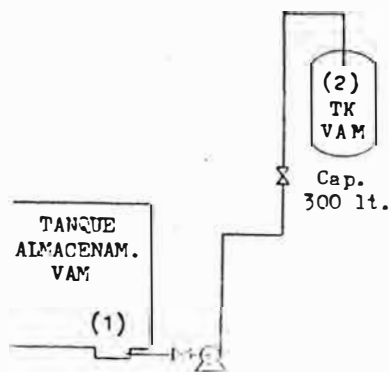
Uniones universales, cuya pérdida de carga son despreciables.

Datos para la Ingeniería de Diseño:

Referencia, véase la isometría de la línea de VAM

Diferencia de alturas, $Z_2 - Z_1 = 8\text{m} = 26.2$ pies

Velocidad económicas del fluido-VAM, para el flujo turbulento, $V_2 = 5$ pie/seg., pág.454, tabla 2, Peters(59)



Cálculos:

A. Flujo volumétrico,

$Q = \text{secc. transv. tubería} \cdot \text{Ø} \cdot \text{velocidad}$

$Q = 0.006 \times 5 = 0.03 \text{ pie}^3/\text{seg}$

$Q = 1.8 \text{ pie}^3/\text{min.} = 13.5 \text{ gal/min.}$

B. Head de la bomba

En el lado de la succión longitud de tubería de $1\frac{1}{2}$ Ø es pequeña (0.5m); el error que se comete en el cálculo de la pérdida de carga resulta despreciable, si lo consideramos como una tubería de 1" Ø.

B.1. Pérdida de carga en la tubería

Longitud equivalente total (ΣL), véase apéndice C.2, Foust (60)

Denominación	pies
Entrada del T.A. VAM al tubo	3.0
Codos 1" Ø x 90°, L/D = 30, L = 2.6 pie c/u	21.0
Valv. Comp., abierta, L/D = 13	1.1
Valv. Comp., $\frac{1}{4}$ abierta, L/D = 900	78.7
Tubería recta, 29.5m = 96 pies	96.0
Ensanchamiento repentino (Tub.al tanq.VAM)	4.0
Longitud equivalente total, ΣL	203.8

Número de Reynold:

$$Re = \frac{380 \rho Q}{D \mu}$$

Donde:

ρ = Densidad lb/pie³

D = Diámetro interno del tubo, pulg.

Q = Flujo volumétrico, pie³/min.

μ = Viscosidad, Cp.

$$Re = \frac{380 \times 59.3 \times 1.8}{1.049 \times 0.41}$$

$$Re = 9.3 \times 10^4$$

La aspereza relativa para un tubo de fierro galvanizado 1" \emptyset es, $\epsilon/D = 0.006$, véase apéndice C.1, Foust(60).

El factor de fricción, para $Re = 9.3 \times 10^4$ y $\epsilon/D = 0.006$ es, $f = 0.033$, véase el diagrama de Moody, apéndice C.3, Foust(60).

Pérdida de carga en la tubería:

$$H_f = f \frac{v^2}{2gc} \left(\frac{\Sigma L}{D} \right)$$

$$H_f = \frac{0.033 \times 5^2 \times 203.8}{2 \times 32.2 \times 0.087}$$

B.2. Balance de Energía Mecánica

$$\frac{P_1}{\rho} + \frac{V_1^2}{2gc} + \frac{g}{gc} Z_1 + nWp = \frac{P_2}{\rho} + \frac{V_2^2}{2gc} + \frac{g}{gc} Z_2 + H_f$$

Donde:

$$P_1 = P_2 = 0$$

$$V_1 = \text{despreciable}$$

$$Z_2 - Z_1 = 26.2 \text{ pies}$$

$$V_2 = 5 \text{ pie/seg}$$

$$\rho = 58.3 \text{ lb/pie}^3$$

Además:

$$H_f = 30 \text{ lbf-pie/lb}$$

Entonces:

$$nW_p = \frac{V_2^2}{2gc} + \frac{g}{gc} (Z_2 - Z_1) + H_f$$

$$nW_p = \frac{5^2}{2 \times 32.2} + 1 \times 26.2 + 30$$

$$nW_p = 57 \text{ lbf-pie/lb}$$

Considerando una eficiencia de la bomba, $n =$

60%; Head de la bomba, $W_p = 57/0.6$

$$W_p = 95 \text{ lbf-pie/lb}$$

C. Potencia de la bomba de transferencia de VAM

Flujo másico, $m = \rho Q$

$$m = 58.3 \times 0.03$$

$$m = 1.75 \text{ lb/seg}$$

Potencia = flujo másico x Head

$$\text{Potencia} = 1.75 \times 95 = 166 \text{ lbf-pie/seg o } 0.3 \text{ HP}$$

Considerando una eficiencia del motor eléctrico igual a 80%, entonces la potencia de diseño, P_d es:

$$P_d = \frac{0.3}{0.8} = 1/3 \text{ HP}$$

Resumen:

Flujo volumétrico de VAM = 13.5 GPM

Potencia de diseño del motor de la bomba = 1/3 HP

D.4. FLUJO Y POTENCIA DE LA BOMBA DE TRANSFERENCIA DE LA SOLUCION DE PVOh

Para el cálculo de la potencia de la bomba, se elige como recorrido del flujo, aquella que demanda mayor trabajo.

- Datos del fluido a 20°C

Fluido : Solución acuosa de PVOh

Densidad : 68 lb/pie³

Viscosidad : 110 Cp

- Datos del sistema de tuberías

Véase la isometría de la línea de PVOh, en el plano P-5, de la sección 4.3.4.

Tubería:

En la succión

Tb. 1 3/4" Ø

Tb. 1 1/2" Ø

En la descarga

Tb. 1" Ø

Accesorios:

En la succión

Codo 1 3/4" Ø x 90° 1 u

Codo 1 1/2" Ø x 90° 1 u

Tee 1 3/4" Ø (f.p.rama) 1 u

Tee 1 1/2" Ø (f.p.rama) 1 u

Bushing 1 3/4" a 1 1/2" Ø 1 u

Valv. Comp. 1 3/4" Ø 1 u

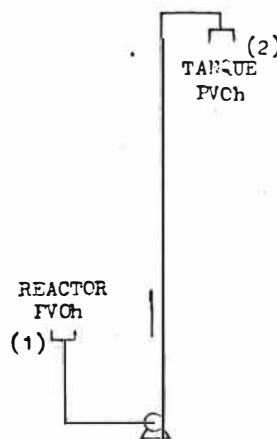
Valv. Comp. 1 1/2" Ø	1	u
En la descarga:		
Codo 1" Ø x 90°	3	u
Tee 1" Ø (f.p. rama)	1	u
Tee 1" Ø (f. recto)	1	u
Valv. Comp. 1" Ø	1	u

- Datos para la Ingeniería de Diseño:

Referencia, véase la isometría de la línea de FVCh

Diferencia de alturas, $Z_2 - Z_1 = 3.13\text{m} = 10.3$ pies

Velocidad económica del fluido, solución acuosa de FVCh, es $V_2 = 5$ pie/seg. pág.454, tabla 2, Peters(59)



Cálculos:

A. Flujo volumétrico,

$Q = \text{secc. transv.tubería } 1 \text{ ' } \varnothing \times \text{velocidad}$

$$Q = 0.006 \times 5 = 0.03 \text{ pie}^3/\text{seg}$$

$$Q = 1.8 \text{ pie}^3/\text{min.} = 13.5 \text{ gal/min.}$$

B. Velocidad del fluido,

$V = \text{Flujo volumétrico/secc. trans tubería } 1 \text{ 1/2" } \varnothing$

$$V = \frac{13.5}{7.48 \times 0.01414} = 127.3 \text{ pie/min.}$$

$V = 2.12$ pie/seg (Veloc. en el tubo 1 1/2"Ø)

C. Head de la bomba

En el lado de la succión longitud de tubería de 1 3/4 Ø es pequeña (0.5m); el error que se comete en el cálculo de la pérdida de carga resulta despreciable, si lo consideramos como una tubería de 1 1/2" Ø.

C.1. Pérdida de carga en la tubería 1 1/2"Ø

Longitud equivalente total (ΣL), véase apéndice C.2, Foust (60)

Denominación	pies
Entrada del reactor de FVOH al tubo $K=0.5$	3.5
Codos 1 3/4"Øx90°, $L/D = 30$,	4.4
Codos 1 1/2"Øx90°, $L/D = 30$	4.0
Tee 1 3/4"Ø (f.p. rama), $L/D=60$	8.8
Tee 1 1/2"Ø (f.p. rama), $L/D=60$	8.0
Bushing 1 3/4"Ø a 1 1/2"Ø, $K=0.1$	0.8
Filtro colador 1 1/2"Ø, $L/D=900$	120.8
Valv. Comp., abierta, 1 3/4"Ø, $L/D = 13$	1.9
Valv. Comp., abierta, 1 1/2"Ø, $L/D = 13$	1.7
Tubería recta, 1.65m = 5.4 pies	5.4
Longitud equivalente total, ΣL	159.3

Número de Reynold:

$$Re = \frac{380 \rho Q}{D \mu}$$

$$Re = \frac{380 \times 68 \times 1.8}{1.61 \times 110}$$

$$Re = 263$$

El factor de fricción, $f = 64/Re$
 $f = 64/263$
 $f = 0.24$

Pérdida de carga en la tubería:

$$H_f = f \frac{v^2}{2gc} \left(\frac{\Sigma L}{D} \right)$$

$$H_f = \frac{0.24 \times 2.12^2 \times 159.3}{2 \times 32.2 \times 0.1342}$$

$$H_f = 20 \text{ lbf-pie/lb}$$

C.2. Pérdida de carga en la tubería 1"Ø

Longitud equivalente total (ΣL), véase apéndice C.2, Foust (60)

Denominación	pies
Codos 1"Øx90°, L/D = 30, L = 2.6 pies c/u	7.8
Tee 1"Ø (f.p. rama), L/D = 60	5.2
Tee 1"Ø (f. recto), L/D=20	1.8
Valv. Comp., 1/4 abierta, 1"Ø, L/D = 900	78.7
Tubería recta, 6.16m = 20.2pies	20.2
Ensanchamiento repentino (tub. al tanq.PVOh)K=1	4.0
Longitud equivalente total, ΣL	117.7

Número de Reynold:

$$Re = \frac{380 \int Q}{D \mu}$$

$$Re = \frac{380 \times 68 \times 1.8}{1.049 \times 110}$$

$$Re = 403$$

El factor de fricción, $f = 64/Re$

$$f = 64/403$$

$$f = 0.16$$

Pérdida de carga en la tubería:

$$H_f = f \frac{v^2}{2gc} \left(\frac{\Sigma L}{D} \right)$$

$$H_f = \frac{0.16 \times 5^2 \times 117.7}{2 \times 32.2 \times 0.0874}$$

$$H_f = 83.6 \text{ lbf-pie/lb}$$

C.3. Balance de Energía Mecánica

$$\frac{P_1}{\rho} + \frac{V_1^2}{2gc} + \frac{g}{gc} Z_1 + nWp = \frac{P_2}{\rho} + \frac{V_2^2}{2gc} + \frac{g}{gc} Z_2 + \Sigma H_f$$

Donde:

$$P_1 = P_2 = 0$$

$V_1 =$ despreciable

$$Z_2 - Z_1 = 10.3 \text{ pies}$$

$$V_2 = 5 \text{ pie/seg}$$

$$\rho = 68 \text{ lb/pie}^3$$

Además:

$$\Sigma H_f = 20 + 83.6 \text{ lbf-pie/lb}$$

$$\Sigma H_f = 103.6 \text{ lbf-pie/lb}$$

Entonces:

$$nW_p = \frac{V_2^2}{2gc} + \frac{g}{gc} (Z_2 - Z_1) + \Sigma H_f$$

$$nW_p = \frac{5^2}{2 \times 32.2} + 1 \times 10.3 + 103.6$$

$$nW_p = 114.3 \text{ lbf-pie/lb}$$

Considerando una eficiencia de la bomba, $n=60\%$, Head de la bomba,

$$W_p = \frac{114.3}{0.6}$$

$$W_p = 190.5 \text{ lbf-pie/lb}$$

D. Potencia de la bomba de transferencia de la solución de PVCh.

$$\text{Flujo másico, } m = \int Q$$

$$m = 68 \times 0.03$$

$$m = 2.04 \text{ lb/seg}$$

Potencia = flujo másico x Head

$$\text{Potencia} = 2.04 \times 190.5 = 389 \text{ lbf-pie/seg} \text{ o } 0.71 \text{ HP.}$$

Considerando una eficiencia del motor eléctrico igual a 70%, entonces la potencia de diseño, P_d es:

$$P_d = \frac{0.3}{0.7} = 1 \text{ HP}$$

Resumen:

Flujo volumétrico de solución de PVOh = 13.5 GPM

Potencia de diseño del motor de la bomba = 1 HP

D.5. FLUJO Y POTENCIA DE LA BOMBA DE TRANSFERENCIA DE LATEX

Para el cálculo de la potencia de la bomba, se elige como recorrido del flujo, aquella que demanda mayor trabajo.

- Datos del fluido a 20°C

Fluido : Látex FVA

Densidad : 67.4 lb/pie³

Viscosidad : 1000 Cp

- Datos del sistema de tuberías

Véase la isometría de la línea de FVA, en el plano P-6, de la sección 4.3.4.

Tubería:

En la succión

Tb. ss 1 3/4" Ø 1.9 m

En la descarga

Tb. ss 1 1/2" 4.2 m

Accesorios:

En la succión

Codo 1 3/4" Ø x 90° 2 u

Tee 1 3/4" Ø (f.p.rama) 1 u

Filtro colador 1 3/4"Ø 1 u

Valv. Comp. 1 3/4" Ø 2 u

En la descarga:

Codos 1 1/2" Ø x 90	3	u
Tee 1 1/2" Ø (f.p. rama)	1	u
Bushing 1 3/4" a 1 1/2"Ø	1	u
Valv. Comp. 1 1/2" Ø	1	u

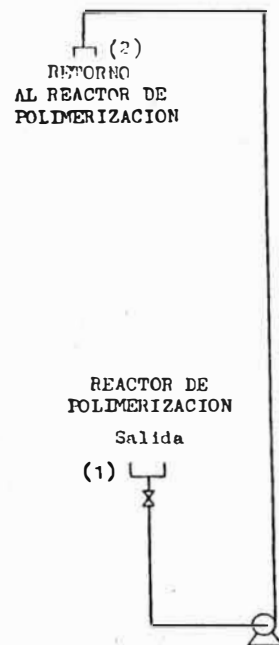
- Datos para la Ingeniería de Diseño:

Referencia, véase la isometría de la línea de PVA

Diferencia de alturas, $Z_2 - Z_1 = 1.63\text{m} = 5.35$ pies

Velocidad económica del fluido, látex de PVA, es:

$V_2 = 3$ pie/seg., pág.454, tabla 2, Peters(59)



Cálculos:

A. Flujo volumétrico,

$Q = \text{secc. transv. tubería } 1 \frac{1}{2}''\text{Ø} \times \text{velocidad}$

$Q = 0.01414 \times 3 = 0.04242$ pie³/seg

$Q = 2.55$ pie³/min. = 19 gal/min.

B. Velocidad del fluido,

$V = \text{Flujo volumétrico} / \text{secc. trans tubería } 1 \frac{3}{4}''\text{Ø}$

$$V = \frac{19}{7.48 \times 0.0167} = 152.7 \text{ pie/min.}$$

$$V = 2.55 \text{ pie/seg}$$

C. Head de la bomba

C.1. Pérdida de carga en la tubería 1 3/4"Ø

Longitud equivalente total (ΣL), véase apéndice

C.2, Foust (60)

Denominación	pies
Entrada del reactor de Polimeriz.al tubo $K=0.5$	4.0
Codos 1 3/4"Øx90°, $L/D = 30$, $L = 4.4$.pie c/u	8.8
Tee 1 3/4"Ø (f.p. rama), $L/D=60$	8.8
Filtro colador 1 3/4"Ø, $L/D=900$	131.2
Valv.Comp., abierta, 1 3/4"Ø, $L/D=13$, $L=1.9$ piesc/u	3.8
Tubería recta, 1.9m = 6.2 pies	6.2
Longitud equivalente total, ΣL	162.8

Número de Reynold:

$$Re = \frac{380 \rho Q}{D \mu}$$

$$Re = \frac{380 \times 67.4 \times 2.55}{1.75 \times 1000}$$

$$Re = 37.3$$

El factor de fricción, $f = 64/Re$

$$f = 64/37.3$$

$$f = 1.72$$

Pérdida de carga en la tubería:

$$H_f = f \frac{v^2}{2gc} \left(\frac{\Sigma L}{D} \right)$$

$$H_f = \frac{1.72 \times 2.55^2 \times 162.8}{2 \times 32.2 \times 0.1458}$$

$$H_f = 194 \text{ lbf-pie/lb}$$

C.2. Pérdida de carga en la tubería 1 1/2"Ø

Longitud equivalente total (ΣL), véase apéndice C.2, Foust (60)

Denominación	pies
Codos 1 1/2"Øx90°, L/D = 60, L = 4 pies c/u	12.0
Tee 1 1/2"Ø (f.p. rama), L/D = 60	8.0
Bushings 1 3/4"Ø a 1 1/2"Ø, K=0.1	0.8
Valv. Comp., abierta, 1 1/2"Ø, L/D = 13	1.7
Tubería recta, 4.15m = 13.6pies	13.6
Ensanchamiento repentino (tub./reactor), K = 1	7.0
Longitud equivalente total, ΣL	43.1

Número de Reynold:

$$Re = \frac{380 \int 0}{D \mu}$$

$$Re = \frac{380 \times 67.4 \times 2.55}{1.61 \times 1000}$$
$$Re = 40.6$$

El factor de fricción, $f = 64/Re$

$$f = 64/40.6$$

$$f = 1.58$$

Pérdida de carga en la tubería:

$$H_f = f \frac{v^2}{2gc} \left(\frac{\Sigma L}{D} \right)$$

$$H_f = \frac{1.58 \times 3^2 \times 43.1}{2 \times 32.2 \times 0.4342}$$

$$H_f = 70.9 \text{ lbf-pie/lb}$$

C.3. Balance de Energía Mecánica

$$\frac{P_1}{\rho} + \frac{V_1^2}{2gc} + \frac{g}{gc} Z_1 + nWp = \frac{P_2}{\rho} + \frac{V_2^2}{2gc} + \frac{g}{gc} Z_2 + \Sigma H_f$$

Donde:

$$P_1 = P_2 = 0$$

$$V_1 = \text{despreciable}$$

$$Z_2 - Z_1 = 5.35 \text{ pies}$$

$$V_2 = 3 \text{ pie/seg}$$

$$\rho = 67.4 \text{ lb/pie}^3$$

Además:

$$\Sigma H_f = 194 + 70.9 \text{ lbf-pie/lb}$$

$$\Sigma H_f = 264.9 \text{ lbf-pie/lb}$$

Entonces:

$$nW_p = \frac{V_2^2}{2gc} + \frac{g}{gc} (Z_2 - Z_1) + \Sigma H_f$$

$$nW_p = \frac{3^2}{2 \times 32.2} + 1 \times 5.35 + 264.9$$

$$nW_p = 270.4 \text{ lbf-pie/lb}$$

Considerando una eficiencia de la bomba, $n=60\%$, Head de la bomba,

$$W_p = \frac{270.4}{0.6}$$

$$W_p = 450.7 \text{ lbf-pie/lb}$$

D. Potencia de la bomba de transferencia de látex de PVA

$$\begin{aligned} \text{Flujo másico, } m &= \int Q \\ m &= 57.4 \times 0.04242 \\ m &= 2.9 \text{ lb/seg} \end{aligned}$$

$$\text{Potencia} = \text{flujo másico} \times \text{Head}$$

$$\begin{aligned} \text{Potencia} &= 2.9 \times 450.7 = 13.04 \text{ lbf-pie/seg} \text{ o} \\ &2.4 \text{ HP.} \end{aligned}$$

Considerando una eficiencia del motor eléctrico igual a 80%, entonces la potencia de diseño, P_d es:

$$Pd = \frac{2.4}{0.8} = 3 \text{ HP}$$

Resumen:

Flujo volumétrico de látex de PVA = 19 GPM

Potencia de diseño del motor de la bomba = 3 HP

D.6. FLUJO Y POTENCIA DE LA BOMBA DE TRANSFERENCIA DEL AGUA DESMINERALIZA

Para el cálculo de la potencia de la bomba, se elige como recorrido del flujo, aquella que demanda mayor trabajo.

- Datos del fluido a 20°C

Fluido : Agua

Densidad : 62.4 lb/pie³

Viscosidad : 1 Cp

- Datos del sistema de tuberías

Véase la isometría de la línea de Agua, en el plano P-7, de la sección 4.3.4.

Tubería:

En la succión

Tb. PVC 1" Ø 2.8 m

En la descarga

Tb. PVC 1" Ø 11.7 m

Accesorios:

En la succión

Codo 1" Ø x 90° 2 u

Tees 1" Ø (f.p.rama) 1 u

Valv. paso 1" Ø 1 u

En la descarga:

Codos 1" Ø x 90° 6 u

Tees 1" Ø (f.p. rama) 3 u

Valv. paso 1" Ø 4 u

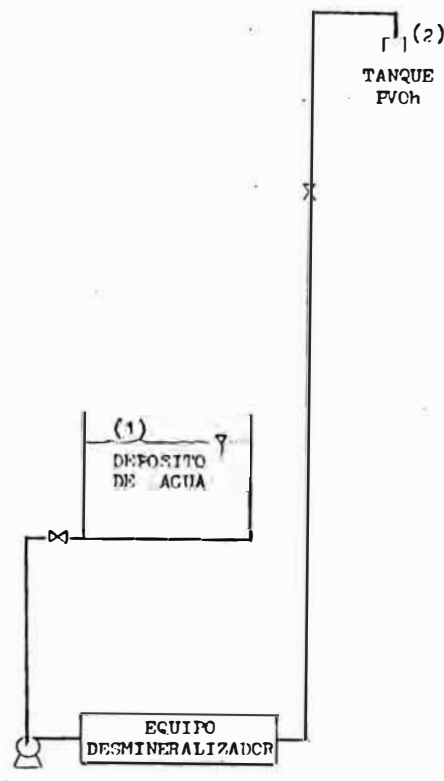
- Datos para la Ingeniería de Diseño:

Referencia, véase la isometría de la línea de agua desmineralizada

Diferencia de alturas, $Z_2 - Z_1 = 1.95\text{m} = 6.4$ pies

Velocidad económica del fluido, agua, para el flujo turbulento es:

$V_2 = 5$ pie/seg., pág.454, tabla 2, Peters(59)



Cálculos:

A. Flujo volumétrico,

$Q = \text{secc. transv. tubería } 1" \text{ } \varnothing \times \text{ velocidad}$

$Q = 0.006 \times 5 = 0.03 \text{ pie}^3/\text{seg}$

$Q = 1.8 \text{ pie}^3/\text{min.} = 13.5 \text{ gal/min.}$

B. Head de la bomba

B.1. Pérdida de carga en la tubería $1" \text{ } \varnothing$

Longitud equivalente total (ΣL), véase apéndice C.2, Foust (60)

Denominación	pies
Entrada del tanque de agua dura al tubo K=0.73	3.0
Codos 1"Øx90°, L/D = 30, L = 2.6 pie c/u	20.8
Tees 1"Ø, L/D=60, L=5.2 pie c/u	20.8
Válvulas de paso 1"Ø, L/D=140, L=12.2pies c/u	61.0
Tubería recta 1"Ø, 14.5m = 47.6 pies	47.6
Ensanchamiento repentino (Tub./Tanq.FVOh),K=1	4.0
Longitud equivalente total, ΣL	157.2

Número de Reynold:

$$Re = \frac{380 \int Q}{D \mu}$$

$$Re = \frac{380 \times 62.4 \times 1.8}{1.049 \times 1}$$

$$Re = 4 \times 10^4$$

La aspereza relativa para el tubo de PVC 1"Ø es $\epsilon/D = 0.006$, véase apéndice C.1, Foust (60).

El factor de fricción para $Re = 4 \times 10^4$ y $\epsilon/D = 0.006$ es $f = 0.034$, véase el diagrama de Moody, apéndice C.3, Foust (60)

Férdida de carga en la tubería:

$$H_f = f \frac{v^2}{2gc} \left(\frac{\Sigma L}{D} \right)$$

$$H_f = \frac{0.034 \times 5^2 \times 157.2}{2 \times 32.2 \times 0.087}$$

$$H_f = 23.8 \text{ lbf-pie/lb}$$

B.2. Balance de Energía Mecánica

$$\frac{P_1}{\rho} + \frac{V_1^2}{2gc} + \frac{g}{gc} Z_1 + nW_p = \frac{P_2}{\rho} + \frac{V_2^2}{2gc} + \frac{g}{gc} Z_2 + \Sigma H_f$$

Donde:

$$P_1 = P_2 = 0$$

$V_1 =$ despreciable

$$Z_2 - Z_1 = 6.4 \text{ pies}$$

$$V_2 = 5 \text{ pie/seg}$$

$$\rho = 62.4 \text{ lb/pie}^3$$

Además:

$$\Sigma H_f = 23.8 + 15 \times 144/62.4 \text{ lbf-pie/lb}$$

$$\Sigma H_f = 58.4 \text{ lbf-pie/lb}$$

Entonces:

$$nW_p = \frac{V_2^2}{2gc} + \frac{g}{gc} (Z_2 - Z_1) + \Sigma H_f$$

$$nW_p = \frac{5^2}{2 \times 32.2} + 1 \times 6.4 + 58.4$$

$$nW_p = 65.2 \text{ lbf-pie/lb}$$

Considerando una eficiencia de la bomba, $n = 60\%$, Head de la bomba,

$$W_p = \frac{65.2}{0.6}$$

$$W_p = 109 \text{ lbf-pie/lb}$$

C. Potencia de la bomba de transferencia de agua desmineralizada.

$$\begin{aligned} \text{Flujo másico, } m &= \rho Q \\ m &= 62.4 \times 0.03 \\ m &= 1.9 \text{ lb/seg} \end{aligned}$$

Potencia = flujo másico x Head

$$\begin{aligned} \text{Potencia} &= 1.9 \times 109 = 207 \text{ lbf-pie/seg} \\ &= 0.38 \text{ HP.} \end{aligned}$$

Considerando una eficiencia del motor eléctrico igual a 80%, entonces la potencia de diseño, P_d es:

$$P_d = \frac{0.38}{0.8} = 1/2 \text{ HP}$$

Resumen:

Flujo volumétrico de agua desmineralizada = 13.5 GPM

Potencia de diseño del motor de la bomba = 1/2 HP

D.7. CAIDA DE PRESION EN EL SERPENTIN DEL REACTOR DE FVOh

Para este fin utilizamos la ecuación de Darcy para evaluar la resistencia al flujo, para ello se determina una longitud equivalente del serpentín. El método de cálculo de la caída de presión en el serpentín del reactor de FVOh, ha sido realizado teniendo en cuenta el texto de Crane Co (57) en la página 4-7.

Datos de Diseño:

Geometría del sector FVOh: véase apéndice A.3

Fluido: Agua

Flujo volumétrico (serpentín): 20 GPM

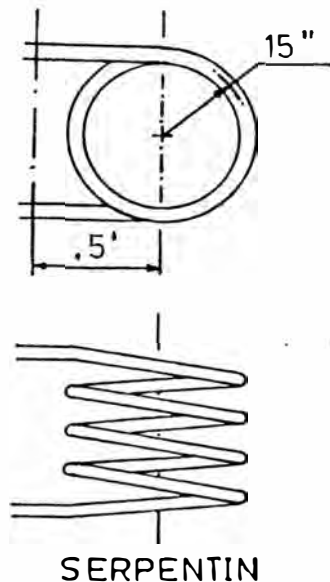
Densidad, $\rho = 62.4 \text{ lb/pie}^3$

Viscosidad, $\mu = 1 \text{ Cp}$

Tubería del serpentín: acero inox. 304, 1"Ø, SCH40

Diámetro del serpentín: 76cm o 30 pulg.

Número de vueltas del serpentín: 6.5



- Caudal, Q :

$$Q = 20 \times 8.02 = 160.4 \text{ pie}^3/\text{hr}$$

- Flujo másico, $W = \rho Q$

$$W = 62.4 \times 160.4 = 10009 \text{ lb/hr}$$

- Número de Reynold, Re :

$$Re = \frac{6.31 W}{d \mu}$$

$d = 1.049 \text{ pulg.}, D = 0.0874 \text{ pies}$; pág.B-16, Crane

(57)

$$Re = \frac{6.31 \times 10009}{1.049 \times 1}$$

$$Re = 6 \times 10^4$$

- Factor de fricción de Darcy, $f = 0.026$; pág A.25, Crane (57).

- Longitud equivalente del serpentín, L_e

Véase, págs, 2-12, A-27, Crane (57)

Radio relativo, $r/d = 14.3$

En una curva de 90° , $L/D = 36$

Resistencia debido a la longitud de una curva de 90° , $L/D = 19$

Resistencia debido a la curva de 90° , $L/D = 16$

Además, existen 6.5 vueltas en el serpentín o 26 curvas de 90° en el serpentín. Entonces la longitud equivalente del serpentín es:

$$L/D = (26 - 1)(16 + 19) + 36$$

$$L/D = 911$$

$$L = (L/D)D = 911 \times 0.0874$$

$$L = 80 \text{ pies}$$

Considerando la longitud recta en la entrada y salida del serpentín: $0.5 + 0.5 = 1$ pie, entonces:

Longitud equivalente total del serpentín es:

$$L_e = 80 + 1$$

$$L_e = 81 \text{ pies}$$

- Caída de presión en el serpentín, ΔP

Referencia, véase pág. 3-2, Crane (57)

$$\Delta P = 0.00000336 f \frac{L_e W^2}{d^5}$$

$$\Delta P = \frac{0.00000336 \times 0.026 \times 81 \times 10009^2}{62.4 \times 1.049^5}$$

$$\Delta P = 9 \text{ psi}$$

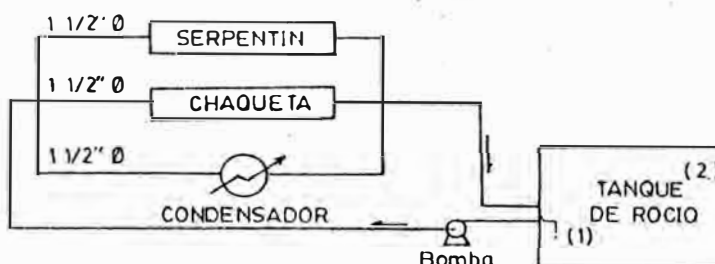
Referencia:

Crane Co., "Flow of fluids through valves, fittings and pipes", Technical Paper N° 410, Chicago USA, 1970.

D.8. FLUJO Y POTENCIA DE LA BOMBA DE AGUA PARA ENFRIAMIENTO

El agua para enfriamiento prestará servicios en el serpentín del reactor de PVOh (R-1), chaqueta del reactor de polimerización (R-2) y por la carga del condensador C-1, pudiendo ser individual, simultáneamente en los equipos mencionados.

El recorrido del agua para enfriamiento en la planta de PVA es de circuito cerrado



ESQUEMA SIMPLIFICADO DEL RECORRIDO DEL AGUA PARA ENFRIAMIENTO (VEASE ISOMETRIA P-8)

* DATOS DEL FLUIDO @ 20 °C

Fluido : Agua
 Densidad: 62.4 lb/pie³
 Viscosidad: 1 cp.

* Datos del sistema de tuberías (desde 1 a 2, por el lado del serpentín)
 Véase la isometría de la línea de agua para enfriamiento en el plano P-8 de la sección 4.3.4.

Tubería

En la succión

Tb. f °g ° 1 3/4"Ø 1.5 m.

En la descarga

Tb. f °g ° 1 3/4"Ø 27.0 m.

Tb. f °g ° 1 1/2"Ø 6.0 m.

Tb. f °g ° 1 3/4"Ø 39.5 m.

Accesorios

En la succión

codo 1 3/4"Ø x 90° 1 u.

En la descarga

Codo	1 3/4"Ø x 90°	12 u.
Codo	1 1/2"Ø x 90°	5 u.
Tees	1 3/4"Ø (f.p.rama)	2 u.
Tees	1 3/4"Ø (f.recto)	1 u.
Tees	1 1/2"Ø (f.p.rama)	3 u.
Bushings	1 1/2" a 1 3/4"Ø	1 u.
Bushings	1 3/4" a 1 1/2"Ø	1 u.
Válvula check horizontal	1 1/2"Ø	1 u.
Válvula check horizontal	1 3/4"Ø	1 u.
Válvula compuerta	1 3/4"Ø	2 u.
Válvula compuerta	1 1/2"Ø	3 u.

* Datos para la Ingeniería de Diseño

Referencia, véase la isometría de la línea de agua para enfriamiento.

El retorno del agua es a 0.5 pie por encima de la superficie del tanque de rocío, entonces la diferencia de alturas es, $Z_2 - Z_1 = 0.5 \text{ pie} = 0.15 \text{ m}$

La velocidad económica del fluido, agua, para el flujo turbulento en la tubería de 1 3/4"Ø es 8 pies/seg, pag 454, Tabla 2, Ref (59).

El flujo de agua para enfriamiento que pasa por el lado del serpentín es de 20 gal/min.

La presión de rocío en las boquillas (tanque de rocío) es de 10 psig.

Cálculos

A. Flujo volumétrico, $Q = \text{secc. transv. tubería} \times \text{velocidad}$
 $1 \text{ 3/4"Ø} \times \text{velocidad}$

$$Q = 0.0167 \times 8 = 0.1336 \text{ pie}^3/\text{seg}$$

$$Q = 8.017 \text{ pie}^3/\text{min} = 60 \text{ gal/min}$$

B. Velocidad del fluido, $V =$ fluido volumétrico/secc transversal tubería 1 1/2"Ø

$$V = \frac{20}{7.48 \times 0.01414} = 189.1 \text{ pie/min}$$

$$V = 3.15 \text{ pie/seg}$$

C. Head de la Bomba

El balance de energía mecánica se realiza en circuito cerrado pasando por el lado del serpentín del reactor de PVOH (R-1), es decir desde la toma hasta el retorno del agua para enfriamiento al tanque de rocío.

C.1. Pérdida de carga en la tubería 1 3/4"Ø

Longitud Equivalente Total (ΣL), (véase Apéndice C.2, Foust (60))

	Denominación	pies
Codos	1 3/4"Ø x 90", L/D = 30, L = 4.4 pie c/u	56.9
Tee	1 3/4"Ø (f.p.rama), L/D=60, L=8.8 pie cu	8.8
Tee	1 3/4"Ø (f.recto), L/D=20, L=2.9 pie c/u	2.9
Bushings	1 1/2" a 1 3/4"Ø, K=0.1	0.7
Bushings	1 3/4" a 1 1/2"Ø, K=0.1	0.8
Válvula	check horizontal, abierta, 1 3/4"Ø, L/D = 135	19.7
Válvula	comp., abierta, 1 3/4"Ø, L/D=13, L=1.9 pie c/u	3.8
Tubería	recta 68 m = 223 pie	223.0
Longitud Equivalente total, ΣL		316.6

$$\text{Números de Reynold, } Re = \frac{380 \rho u}{D}$$

$$Re = \frac{380 \times 62.4 \times 8.017}{1.75 \times 1}$$

$$Re = 1 \times 10^5$$

La aspereza relativa para un tubo de fierro galvanizado de 1 3/4"Ø es, E/D = 0.0035. Véase apéndice C.1, Foust (60).

El factor de fricción para Re = 1x10⁵ y E/D = 0.0035 es f = 0.029, véase el diagrama de Moody, apéndice C.3, Foust (60).

Pérdida de carga en la tubería,

$$H_f = f \frac{v^2}{2gc} \left(\frac{\Sigma L}{D} \right)$$

$$H_f = \frac{0.0029 \times 8^2 \times 316.6}{2 \times 32.2 \times 0.146}$$

$$H_f = 62.5 \text{ lbf-pie/lb}$$

C.2. Pérdida de carga en la tubería de 1 1/2" Ø

Longitud Equivalente Total (ΣL), (véase Apéndice C.2, Foust (60))

Denominación	pies
Codos 1 1/2"Ø x 90", L/D = 30, L = 4 pie c/u	20.0
Tee 1 1/2"Ø (f.p.rama), L/D=60, L = 8 pie c/u	24.0
Válvula check horizontal, abierta, 1 1/2"Ø, L/D = 135	18.0
Válvula comp., abierta, 1 1/2"Ø, L/D=13, L=1.75pie c/u	3.5
Válvula comp., abierta, 1/3 abierta, 1 1/2" Ø, L/D = 500	67.1
Tubería recta 45.5 m = 149.2 pies	149.2
Longitud Equivalente total, ΣL	281.8

La aspereza relativa para el tubo de fierro galvanizado de 1 1/2"Ø es, E/D = 0.004, véase apéndice C.1, Foust (60).

El factor de fricción para Re = 3.9 x 10⁴ y E/D = 0.004 es, f = 0.031, véase el diagrama de Moody, apéndice C.3, Foust (60)

Pérdida de carga en la tubería,

$$H_f = f \frac{v^2}{2gc} \left(\frac{\Sigma L}{D} \right)$$

$$H_f = \frac{0.031 \times 3.15^2 \times 281.8}{2 \times 32.2 \times 0.1342}$$

$$H_f = 10 \text{ lbf-pie/lb}$$

C.3. Pérdida de carga en el serpentín del reactor de PVOH (R-1)

La pérdida de carga en el serpentín del reactor de PVOH, es de 9 psig para un flujo de agua a razón de 20 GPM. Los cálculos aparecen en el apéndice D.7.

C.4. Pérdida de carga en el manipol de agua

El manipol es un accesorio auxiliar que se utiliza para la bifurcación de la línea de agua en otras secundarias, lográndose así el control de flujo por medio de un conjunto de válvulas, desde un mismo punto.

El manipol diseñado es de 2 1/2"Ø x 15" de longitud, con manómetros, entrada para tubos de 1 3/4"Ø y salida para tres tubos de 1 1/2"Ø.

La caída de presión a través de este elemento se le considera de unos 5 psig.

C.5. Balance de Energía Mecánica

$$\frac{P_1}{\rho} + \frac{V_1^2}{2gc} + \frac{g}{gc} Z_1 + nWp =$$

$$\frac{P_2}{\rho} + \frac{V_2^2}{2gc} + \frac{g}{gc} Z_2 + \Sigma Hf$$

$P_1 = 0$

$P_2 = 10 \text{ psi}$

$V_1 = 0$

$V_2 = 8 \text{ pies/seg}$

$Z_2 - Z_1 = 0.5 \text{ pie}$

$\rho = 62.4 \text{ lb/pie}^3$

Además:

$\Sigma Hf = 62.5 + 10 + 5 \times 144/62.4 + 9 \times 144/62.4$

$\Sigma Hf = 104.8 \text{ lbf-pie/Lb}$

Entonces:

$$nWp = \frac{P_2}{\rho} + \frac{V_2^2}{2gc} + \frac{g}{gc} (Z_2 - Z_1) + \Sigma Hf$$

Reemplazando valores:

$$nWp = \frac{10}{62.4} \times 144 + \frac{8^2}{2 \times 32.2} + 1 \times 0.5 + 104.8$$

$nWp = 129.4 \text{ lbf-pie/lb}$

Considerando una eficiencia de la bomba, $n = 60\%$

Head de la bomba, $Wp = 129.4/0.6$

$$W_p = 216 \text{ lbf-pie/lb}$$

D. Potencia de la bomba de agua para enfriamiento

$$\begin{aligned} \text{Flujo másico, } m &= \rho Q \\ m &= 62.4 \times 0.1336 \\ m &= 8.34 \text{ lb/seg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Potencia} &= \text{flujo másico} \times \text{head} \\ \text{Potencia} &= 8.34 \times 216 \\ &= 1801 \text{ lbf-pie/seg} \text{ o } 3.27 \text{ HP} \end{aligned}$$

Considerando una eficiencia del motor eléctrico de la bomba igual a 80%, entonces la potencia de diseño, es:

$$P_d = 3.27/0.8$$

$$P_d = 4 \text{ HP}$$

Resumen:

Flujo volumétrico del agua para enfriamiento = 60
GPM

Potencia de diseño del motor de la bomba = 4 HP

D.9. DISEÑO DEL TANQUE DE ROCÍO: CAPACIDAD DE ENFRIAMIENTO

Referencia Tanque de Rocío; Perry-Chilton (25), pág. 12-20

Datos de ingerencia y diseño de un tanque de rocío

Diámetro de boquillas, pulg.	1/3
Distancia entre boquillas, pulg.	4
Número de boquillas	50
Distancia entre tuberías laterales de rocío, pies	7
Long.de tubería (1½"Ø) lateral de rocío c/u, pies	8.5
Profundidad de la cuenca del tanque, pies	9
Velocidad del viento estipulada en el diseño, mph	5

Condiciones de operación del tanque de rocío

Flujo de agua, gal/min	60
Presión en la boquilla de rocío, psi	10
Flujo de agua por la boquilla, gal/min	1.6
Area efectiva, longitud x ancho, pie²	8.5x7
Altura efectiva, pie (+)	0.5+9.5
Velocidad del viento, pie/min (*)	700
Temperatura ambiente, bulbo seco (promedio anual) °F	70 °F (21 °C)
Temperatura ambiente, bulbo húmedo (promedio anual) °F	63 °F (17 °C)
Temperatura del agua caliente (recibido) °F máximo	86 °F (30 °C)

(+) Que es igual a la elevación de las boquillas por encima de la superficie del tanque más un pie cada psi de presión en boquillas.

(*) Según SENAMHI, viento dominante, lateral al tanque.

Cálculos:

Area de aire efectiva = $8.5 \times 10 = 85$ pies²

Flujo de aire = $700 \times 85 = 59500$ pies³/min

De la carta psicométrica, fig 12-2, Perry-Chilton (25)

Volumen específico del aire (TBS = 70°F, TBH = 63°F) =
13.6 pie³/lb aire seco

Flujo másico de aire, G = $59500 / 13.6 =$
4375 lb aire seco /min

Flujo másico de agua, L = $60 \times 8.34 = 500$ lb/min

Balance de energía = $L C_p \Delta t_{\text{agua}} = G \Delta h_{\text{aire}}$

Para el agua $C_p = 1$ BTU/lb/°F

$$\frac{L}{G} = \frac{(h_2)_{\text{aire sal}} - (h_1)_{\text{aire ent.}}}{(t_{\text{entrada}} - t_{\text{salida}})_{\text{agua}}} \quad (1)$$

h_1 a TBH = 63°C = 28.5 BTU/lb aire seco; C.P. fig 12-2
Ref (25)

$$\frac{L}{G} = \frac{500}{4375} = 0.1143$$

Suponiendo que la temperatura del agua fría (salida) sea: 68°F, entonces reemplazando valores en la ecuación (1)

$$0.1143 = \frac{h_2 - 28.5}{86 - 68}$$

$$h_2 = 30.5 \text{ BTU/lb aire seco}$$

La TBH correspondiente a esta entalpia es: 65.5 °F, CP, Fig. 12-2, Ref (25)

El acercamiento posible a la TBH de salida del aire se considera igual a $+2.5^{\circ}\text{F}$ (tabla 12-4, Perry-Chilton, 25).

Entonces la temperatura del agua de salida del tanque de rocío es: $65.5 + 2.5 = 68^{\circ}\text{F}$.

Puesto que la temperatura del agua saliente corrobora la suposición, el tanque de rocío es capaz de enfriar 60 GPM de agua de 86° a 68°F (30° a 20°C).

Capacidad de enfriamiento del tanque de rocío,

$$CQ = L \text{ Cp } \Delta t$$

$$Cp = 500 \times 1 \times (86 - 68)$$

$$Cp = 9000 \text{ BTU/min}$$

Observación:

Generalmente en estos procesos, la pérdida de agua por evaporación son menores al 1% del flujo de agua, por el cual no se tiene en cuenta en el balance de energía porque es despreciable.

El diseño contempla las condiciones de operación más desfavorables en el funcionamiento del tanque de rocío.

D.10. DISEÑO DE REACTORES BATCH: PVOH Y POLIMERIZACION

En el diseño de estos reactores se ha tomado en cuenta principalmente la capacidad de producción y el tiempo de operación por batch.

En cuanto a sus dimensiones, estas son compatibles con las dimensiones del material de fabricación (planchas de acero inoxidable estandar : 4×8 pies²) para evitar la retacería o desperdicio de material que llevarían el costo del equipo.

En el presente trabajo se plantea utilizar el reactor de PVOH de igual capacidad que el reactor de polimerización a fin de optimizar económicamente los costos operativos.

Dimensiones y Características Principales:

Equipo	Diámetro (m)	Lado recto (m)	Material de Construcción	Otros
Reactor PVOh	0.85	1.22	Ac. inox 304	Serpentin 1"Ø Ac. inox.
Reactor Poli- merización	0.85	1.22	Ac.inox.304	Chaqueta:34pie²

Nota:

La carga de trabajo en ambos equipos es de 600-620 Kg
El volumen libre en el reactor con la máxima carga de trabajo es de 15-20% del volumen del reactor.
Otros detalles, se especifican en la sección 4.3.5

D.11. DISEÑO DEL TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE VAM

El diseño del tanque de almacenamiento de VAM considera aspectos comerciales del transporte económico del monómero.

En el mercado interno, los camiones cisterna que ofrecen el servicio de flete, tienen capacidad para transportar monómeros de 6000 a 9000 galones por viaje, siendo más económico fletear camiones cisterna los de 9000 galones.

En el diseño del tanque de almacenamiento de VAM no solamente se ha tomado en cuenta el aspecto anterior sino que también el de mantener un stock mínimo de existencias de VAM en la planta.

En cuanto a dimensiones, estos son compatibles con las dimensiones del material de fabricación (Planchas estándar: 4 x 8 pie²) para evitar la retacería o desperdicio de material que elevarían el costo del equipo.

Dimensiones y Características Principales:

Equipo	Diámetro (m)	Lado recto (m)	Espesor	Material de Fabricación	Capacidad (galones)
Tanque de almacenamiento	3	4.8	3/16"	Fe negro	9150

Nota:

Otros detalles se especifican en la sección 4.3.5.

D.12. DISEÑO DEL CONDENSADOR DE REFLUJO

Smith (Chapter 4, Ref. 21), Baum (40) y Ardunga (62) dan información ingenieril de plantas de polimerización en emulsión, del cual prestamos acopio.

Ellos señalan que el tipo de condensador adecuado en las plantas de FVA es el de coraza y tubos. Y el área del condensador en pies cuadrados, requeridos por el sistema de reflujo es aproximadamente 20% de la capacidad del reactor de polimerización expresado en galones (véase sección 4.6.2.)

Cálculos:

Area de Intercambio de calor (A)

Reactor de Polimerización

Diámetro : 0.85 m

Lado recto : 1.22 m

Volumen : $V = \pi/4 (0.85)^2 \times 1.22$

$V = 0.692 \text{ m}^3$ o 183 galones

$$V = 0.692 \text{ m}^3 \text{ o } 183 \text{ galones}$$

$$\text{Area de Intercambio de Calor, } A = 0.2 V$$

$$A = 0.2 \times 183$$

$$A = 36 \text{ pies cuadrados}$$

Disposición y Número de Tubos

Material de fabricación : Acero Inoxidable

Tubos:

DE : 3/4"Ø, 16 BWG

Arreglo : A Paso: 1 1/4"

Longitud : 3 pies

$$\text{Número de Tubos} = \frac{\text{Area de Intercambio de calor}}{\text{Area de Intercambio de calor x tubo}}$$

La superficie exterior para un tubo de DE: 3/4"Ø es de 0.1963 pies²/pie. Véase Tabla 10, Kern (61)

Area de intercambio de calor por tubo: 0.1963 x 3

Area de intercambio de calor por tubo: 0.59 pies²

$$\text{Número de Tubos, } N = \frac{36}{0.59}$$

$$N = 61$$

Nota:

Otros detalles se especifican en la sección 4.3.5.

D.13. DIMENSIONAMIENTO Y CAPACIDAD DEL CALDERO DE VAPOR

La máxima demanda de vapor que exige el proceso de producción en el logro del cumplimiento del programa productivo, determinará la capacidad del caldero.

La mayor demanda de vapor será cuando operan simultáneamente los dos reactores. Los datos necesarios para el cálculo de demanda de vapor se recogen de la sección 4.2.

Datos de Operación de los Reactores de PVOh y de Polimerización

	Carga en el Reactor	Temperaturas para calentamiento, °C	Tiempo máximo de calentamiento, min.
	Idiseño, Kg.	Inicial °C Final °C	
PVOh	625	20 85	60
Polimerización	625	20 65	20

Nota:

Se considera que la capacidad calorífica de la carga en los reactores es aproximadamente 1 cal/gr/°C

Cálculos:

Calor transferido, $Q = mCp\Delta t$

Flujo calorífico, $q = \text{calor transferido}/\text{tiempo}$

Reactor de PVOh

$$Q = 625 \times 1 \times (85 - 20) = 40625 \text{ Kcal}$$

$$q = 40625 / 60 = 677 \text{ Kcal/min}$$

Reactor de Polimerización

$$Q = 625 \times 1 \times (65 - 20) = 28125 \text{ Kcal}$$

$$q = 28125 / 20 = 1406 \text{ Kcal/min}$$

Flujo calorífico total,

$$q^* = 677 + 1406$$

Considerando la presión de trabajo de la caldera igual a 100 psig, la entalpía de condensación del vapor a esta presión es: $h = 880$ BTU/l, Véase pág. A-14, Crane (57)

Demanda de vapor a 100 psig: $8266/880 = 9.4$ lb/min

Si incluimos un 10% adicional para cubrir las pérdidas por caídas de presión o por condensación, la nueva demanda de vapor a 100 psig es 10.4 lb/min o 620 lb/hr.

Consultando con catálogos de fabricantes de calderas de vapor (APIN y YORKFACTORY) se ha seleccionado una caldera pirotubular con las siguientes características:

Caldera de Vapor:
Capacidad : 680 lb vapor/hr
Presión de diseño : 150 psig
Potencia Nominal : 20 BHP

Nota:

Otros detalles se especifican en la sección 4.3.5.

APENDICE E

COSTOS Y PRESUPUESTOS

E.1. COSTO DE MAQUINARIA Y EQUIPOS PRINCIPALES

ITEM	MAQUINARIA Y EQUIPO	COSTO US\$
1	Reactor de Polimerización c/motoreductor	9000
2	Tanque de almacenamiento horizontal, VAM	9000
3	Reactor de PVOH c/motoreductor	8000
4	Equipo desmineralizador de agua	5600
5	Caldero con ablandador	5000
6	Plataforma para reactores Polimerización/PVOH	2200
7	Condensador de Coraza y tubos	2000
8	Bomba para transferencia de látex de PVA	2000
9	Bomba para agua de enfriamiento	1450
10	Bomba para transferencia de PVOH, solución	1100
11	Registrador de presión y temperatura (Foxboro)	1250
12	Bomba para transferencia de VAM	600
13	Bomba para transferencia de agua desmineralizada	470
14	Tanque para alimentación de VAM	500
15	Plataforma para tanques de agua de desmineralizada	350
16	Balanza tipo plataforma, capacidad: 500 Kg.	300
17	Tanque para alimentación de PVOH, solución	280
18	Tanque pulmón	150
19	Depósito para catalizador	50
20	Tanques de fibra de vidrio, para agua desmineralizada	200
T O T A L		US\$ 49500

NOTA:

Las especificaciones de la maquinaria y equipos principales de la planta de PVA, se registran en la sección 4.3.5.

E.2. COSTOS DE EQUIPOS PARA OFICINA Y MUEBLES - ENSERES

1. EQUIPO PARA OFICINA

(Dólar libre, Oferta - Demanda, Mayo 1989)

ITEM	CANTIDAD	DESCRIPCION	VALOR TOTAL
1	1	Máquina de escribir, planillera, carro 18"	600
2	2	Calculadora c/wincha para papel, contable	300
3	1	Máquina de escribir, carro 154	160
4	1	Accesorios y útiles de oficina	150
5	1	Calculadora s/wincha para papel, contable	80
VALOR TOTAL US\$			1290

2. MUEBLES Y ENSERES

(Dólar libre, Oferta - Demanda, Mayo 1989)

ITEM	CANTIDAD	DESCRIPCION	VALOR TOTAL
1	3	Escritorio c/silla 1.20 m.	270
2	1	Juego de mesa c/8sillas, Directorio	350
3	1	Juego de sillones, visita	200
4	1	Vestidor metálico c/6 casillas	150
5	2	Armario metálico, amplio	170
6	1	Escritorio gerencia c/silla, 1.50m	180
7	3	Biblioteca de madera, 10 x 1.8 m	120
8	2	Mesa para máquina de escribir	90
9	1	Archivador metálico c/4 gavetas	150
10	2	Archivador madera c/2 gavetas	180
T O T A L US\$			1860

E.3. CONSUMO Y COSTO DE ENERGIA ELECTRICA PARA EL PROYECTO

Las estimaciones de consumo y costo de energía eléctrica para el proyecto están basadas en el programa de producción establecido en la sección 4.2.3.

ESTIMACION DE LA POTENCIA INSTALADA PARA EL PROYECTO

A) PLANTA DE PRODUCCION DE LATEX DE PVA

ITEM	EQUIPO	POTENCIA INSTALADA		HORAS DE TRABAJO POR BATCH	CONSUMO DE ENERGIA ELECTRICA / BATCH Kw x hr
		HP	Kw		
1	Caldero				
	- Bomba para petróleo	1/2	0.373		
	- Bomba para agua	1/2	0.373		
	TOTAL	1	0.746	4	2.98
2	Reactor de Polimeriz.				
	- Motoreductor	8 1/2	6.341	7	44.39
3	Reactor de PVOh				
	- Motoreductor	3	2.238	3	6.72
4	Bomba para transferencia de VAM	1/3	0.250	1/4	0.06
5	Bomba para transferencia de PVOh.sol	1	0.746	1/4	0.19
6	Bomba para transferencia de látex PVA	3	2.238	1	2.24
7	Bomba para transferencia de agua de enfriamiento	4	2.984	8	25.87
8	Bomba para transferencia de agua desmineral.	1/2	0.373	1/2	0.19
9	Instrumentación en planta y laboratorio		0.250	8	2.00
10	Horno eléctrico en laboratorio		2.000	1	2.00
TOTAL			18.90		85.14

B) ALUMBRADO E ILUMINACION

La estimación de la potencia instalada se basa en la tabla 20 x 2, del Código Eléctrico del Perú (63) el cual establece cargas unitarias de 20 y 5 watt/m² para áreas techadas y no techadas respectivamente.

Area techada : 78m² x 20 watt/m² = 1560 watts

Area no techada : 272m² x 5 watt/m² = 1360 watts

Total = 2920 watts

C) POTENCIA INSTALADA PARA EL PROYECTO:

Planta de PVA 18.9 Kw

Alumbrado e Iluminación 2.9 Kw

Adicional para demandas futuras 8.2 Kw

Total = 30.0 Kw

ESTIMACION DEL CONSUMO DE ENERGIA ELECTRICA PARA EL PROYECTO

Planta de PVA

85.14 Kwh/día x 26 día/mes: 2214 Kwh/mes

Alumbrado e Iluminación Externa (noche)

1.36 Kw x 12 h/día x 30día/mes: 490 Kwh/mes

Otros (Equipos eléctricos e iluminación en oficina)

96 Kwh/mes

Más: Pérdidas y/o margen de seguridad

50 Kwh/mes

Total 2850 Kwh/mes

ESTIMACION DEL COSTO DE ENERGIA ELECTRICA PARA EL PROYECTO

El precio de energía eléctrica está regulado por ElectroLima. Para pequeñas industrias con potencia instalada menores a 50 Kw, la tarifa N°30 señala, lo siguiente:

Por potencia instalada	0.90 US\$ /Kw-mes (*)
Por energía activa	0.03 US\$ /Kwh (*)

(*) Incluye 10% por D.L. 163

Por lo tanto el costo mensual es:

30 Kw x 0.90 US\$/kw-mes	27.0 US\$/mes
2850 Kwh/mes x 0.03 US\$/Kwh	85.5 US\$/mes

Total	112.5 US\$/mes

Y el costo anual es:

112.5 US\$/mes x 12 meses/año	1350 US\$/año
-------------------------------	---------------

E.4. CONSUMO Y COSTO DEL AGUA PARA EL PROYECTO

Las estimaciones de consumo y costo de agua para el proyecto están basadas en el programa de producción establecido en la sección 4.2.3.

ESTIMACION DEL CONSUMO DE AGUA PARA EL PROYECTO

a) Agua blanda para el caldero	500 lt/batch
b) Agua dura	1100 lt/batch

Para lavado y limpieza de reactores,
bombas, tuberías y envases

c) Agua desmineralizada	600 lt/batch
Para preparación del sistema iniciador, solución coloidal, látex de PVA y enjuague de reactores y envases	
d) Agua para servicios (Ref. 64)	632 lt/batch
Baños (Producción) 500 lt/día	
Baños (Administrac.) 6 lt/m ² x22m ²	
= 132 lt/día	
c) Más: Pérdidas y/o margen de seguridad	168 lt/batch

Total	3000 lt/batch

Por lo tanto el consumo mensual es:

$$3 \text{ m}^3/\text{día} \times 26 \text{ días/mes} = 78 \text{ m}^3/\text{mes}$$

ESTIMACION DEL COSTO DE AGUA PARA EL PROYECTO

El precio del agua potable está regulado por SEDAPAL. Para el consumo industrial (tub: 1"Ø) la tarifa es de US\$ 0.19 x m³ (Incluye 10% por D.L. 163)

Por lo tanto el costo mensual es:

$$78 \text{ m}^3/\text{mes} \times 0.19 \text{ US\$/m}^3 = 15 \text{ US\$/mes}$$

Y el costo anual es:

$$15 \text{ US\$/mes} \times 12 \text{ mes/año} = 180 \text{ US\$/año}$$