

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

ESTUDIO TECNICO ECONOMICO SOBRE LA
POSIBILIDAD DE FABRICACION DE
HIDROXIETILCELULOSA

T E S I S
QUE PARA OBTENER
EL TITULO DE:
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A
JOSE FEDERICO SUAREZ DE LA TORRE



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

Al Autor y Causa incantable de todos
los procesos que el hombre infatigable
solamente descubre.

A mis padres:
con inmenso cariño y agradecimiento.

00811

A mis hermanos.

Al Ing. Jaime Keller Torres
por su valiosa ayuda como -
Director de esta tesis.

A Mary Carmen.

CONTENIDO:

- 1.- Introducción.
- 2.- Generalidades.
- 3.- Posibilidades desde el punto de vista económico.
- 4.- Posibilidades desde el punto de vista técnico.
- 5.- Estimación de equipo.
- 6.- Procesos, Materias primas.
- 7.- Usos de la hidroxietilcelulosa.
- 8.- Bibliografía

CAPITULO 1

INTRODUCCION

La hidroxietilcelulosa es una resina natural modificada de alto peso molecular, hidrofílica con carácter no iónico que se emplea en muy diversas industrias como son: pinturas, papel, textiles, litografía, cosméticos, etc. y se ha observado un marcado incremento en su empleo.

La hidroxietilcelulosa se obtiene generalmente por la adición del óxido de etileno a un álcali celulosa.

Actualmente la hidroxietilcelulosa que se utiliza en nuestro país con fines industriales, es importada de diferentes partes del mundo, siendo las mayores importaciones de los Estados Unidos.

Esta tesis tiene por objeto estudiar las posibilidades de establecer una planta en México, para la fabricación de hidroxietilcelulosa, para lo cual se consideran factores económicos, diferentes procesos de fabricación, etc.

Se considera que en el momento actual es de gran utilidad este estudio ya que el Gobierno y la iniciativa privada tienen un marcado interés en que se fabrique en México este producto Químico.

CAPITULO 2

GENERALIDADES

La hidroxietilcelulosa es una resina natural modificada obtenida de alfa celulosa, de alta pureza, con carácter no iónico, con excelente propiedades pseudoplásticas y de formación de películas; es dispersable en agua fría y caliente pudiendo dar suspensiones coloidales claras y transparentes y permite mezclarse con soluciones de electrolitos; tiene bajo contenido de cenizas. La hidroxietilcelulosa es el eter glicólico monofílico de la celulosa. Es compatible con soluciones acuosas de sales inorgánicas; incluso con 10% o más de sales, con la mayor parte de las resinas y gomas solubles en agua, lo cual permite tener una gran variedad de formulaciones de sistemas útiles para múltiples necesidades. La hidroxietilcelulosa tiene excelentes propiedades como coloidal protector, agente antiespumante, gran estabilidad en la formación de películas, etc.

Propiedades Físicas de la HEC.

Densidad	1.39 g/cm ³ .
Densidad aparente	0.5 g/cm ³ .
Punto de ignición	204 ° c
Viscosidad sol al 2%	5- 10,000 cps
pH (solución al 2%)	6.8
Residuo al calcinar (cenizas sulfatadas)	4%

Humedad 5%

La toxicidad de la HEC es relativamente baja ya que al administrarse oralmente en ratas, estas no manifiestan efectos tóxicos, ni se observa irritación en la piel; no se ha demostrado sensibilización y aunque puede producir moderada irritación en los ojos, esta desaparece en 24 horas. Lo anterior permite su uso en la mayor parte de las preparaciones cosméticas y farmacéuticas, sin embargo; no es recomendable su uso para administraciones parenterales o en la industria bromatológica.

CAPITULO 3

POSIBILIDADES DESDE EL PUNTO DE VISTA ECONOMICO.

Para iniciar la evaluación económica del proyecto se hace un análisis de mercado.

1. - Importación total y su valor:

Difícilmente estimable en los años anteriores a 1964, ya que los datos son de importación global junto con otros éteres de celulosa como metil y etil celulosa.

En 1965 se importaron 141,000 kg. con un valor de \$2,622,000.00. La importación para los primeros 3 meses en 1966 es de 16,000 kg. con un valor de - - - - -
\$ 274,625.00.

Las principales industrias que exportan a nuestro país son: Hércules Powder Co., Unión Carbon and Carbide, Co.

Los usos más importantes de este producto son: industrias de adhesivos, productos químicos de uso directo, industria de curtiduría, de papel, de cosméticos, de tintas, electroquímicas y cerámicas. Como se aprecia la gamma de utilización es amplia.

2. - Distribución geográfica del consumo:

El consumo de este producto se concentra casi en su totalidad en la ciudad de -

México y zonas industriales que la rodean; sin embargo, habría que agregar las zonas de Monterrey y Guadalajara así como otras en las cuales se localiza la industria textil y la del papel.

3.- Producción nacional.

A la fecha en que esta tesis se realizó, la producción nacional se reduce a una planta piloto; pero se proyecta establecer una planta de 300 toneladas anuales, cuya ubicación será en una zona cercana al D.F. La compañía que hará este producto será Derivados Macroquímicos, S.A.

4.- Métodos de compra.

Actualmente las compras de HEC se efectúan LAB Laredo corriendo todos los gastos de transporte, seguro y derechos por cuenta del cliente.

5.- Envases y fletes:

Se envasa en sacos de papel kraft a 22 kg. netos, también puede envasarse en cuñetes de cartón con una bolsa interior de polietileno.

El transporte se hace, en camiones, ferrocarril o avión los más utilizados son el ferrocarril y el camión. No existe problema físico de este producto en el transporte.

6.- Competencia.

La competencia nacional no existe.

7.- Forma de venta.

1.- Al contado, contra documento de embarque.

2.- A crédito: a un plazo de 30 o 60 días contra documentos contables o letras.

La HEC es de importación requiriéndose permiso oficial. El número de partida es 3903B008, requiriéndose la siguiente tarifa:

Precio oficial: no existe

Impuesto: 0.10 \$/kilo

Ad valorem: 5%

8.- Tendencia al consumo:

La estimación de mercado futuro la podemos calcular de las importaciones de los éteres de celulosa en estos últimos años:

Importación de metil, etil celulosa.

Año	Tons.	Miles de pesos	Precio Prom.
1962	119	2015	1269
1963	202	3388	1672
1964	157	2758	1750

Por investigación directa se ha podido precisar que la metil celulosa representa el 40% de la demanda total y la etilcelulosa el 20% por lo que resulta que la hidroxietil corresponde el 40%. De esto se desprende que el consumo total en 1964 ascendió aproximadamente a 261 toneladas.

Proyección de la demanda de HEC
1966 - 1970

Año	Tons.
1966	161

1967	181
1968	201
1969	222
1970	240

Esta proyección se estimó con base a la proyección gráfica de las importaciones realizadas 1962-1964.

Con base a la investigación directa se advierte que no ha existido una promoción de ventas adecuada para este producto por lo cual existen algunos empleos potenciales que permitirán la realización de estas previsiones y probablemente superarlas.

Cálculo estimativo de los consumidores de HEC:

Pinturas 60%, papel 10%, textiles 7%, litografía 3%, cosméticos 3%, galvanoplastia 6%, cerámica 2%, adhesivos 9%.

9.- Tendencia al precio.

Los precios al público, en el mercado Mexicano, resultan ser sumamente elevados, si se comparan con los precios del mercado Norteamericano o del mercado Europeo. Es explicable por las pequeñas cantidades que se emplean en cada uso, lo cual conduce a costos de distribución mayores.

Comparación de los precios en los mercados:

Mexicano		Europeo		E. U.
min.	max.	min.	max.	min.
\$23	\$27	\$19	\$26	\$22

Considerando la tabla de precios, 1960 - 1965 se aprecia una clara tendencia a la estabilidad, no esperándose fluctuaciones a la baja.

año	FOB E. U. \$	LAB Frontera Méx. \$
1960	23.15	24.41
1961	23.15	24.41
1962	23.15	24.41
1963	22.32	23.54
1964	22.32	23.54
1965	22.32	23.54

9.- Estudio de la localización de la planta:

Teniendo en cuenta la localización de las fuentes actuales de materia prima, alfa celulosa en Rio Bravo, Tams., y óxido de etileno en Minatitlán, sería conveniente instalarla en un lugar intermedio a los mencionados, esto representaría aún mayores ventajas en cuanto a costos de reunión de materias primas, agregando que el modelo de distribución de mercado confirma la necesidad de establecer la planta en el punto intermedio, constituido por el Edo. de México.

CAPITULO 4

POSIBILIDADES DESDE EL PUNTO DE VISTA TECNICO.

Descripción del proceso:

El proceso descrito en esta tesis está basado en experimentación directa, tomando en cuenta las patentes, de procesos desarrollados en otros países.

Se utiliza como materia prima básica celulosa de linters de borra de algodón, la cual se trata con sosa cáustica al 50%, agregando benceno en el reactor como solvente no polar.

Los tiempos de reacción son experimentales, y los más adecuados para el proceso fueron los siguientes:

El tiempo de formación de alcalicelulosa: 2 horas a una temperatura de 30°C; tiempo de reacción con óxido de etileno 20 horas; tiempo muerto 2 horas.

Para el diseño de la distribución de equipo en el proceso, se tomó el sistema de cascada, para que el flujo fuera por gravedad.

La celulosa se carga en el reactor, en el cual se agrega simultáneamente la sosa y el benceno, en el tiempo de la formación de álcali celulosa se agrega la mitad de la cantidad de óxido de etileno.

La temperatura durante el proceso, tanto de la formación de alcalicelulosa como de la hidroxietil es de 30°C.

Terminada la maduración, la masa reaccionante pasa a una bomba impulsora-desmenuzadora la cual separa los solventes de la masa, bombeando ésta al tanque de lavado.

En este tanque se neutraliza con ácido clorhídrico o acético de preferencia. Los tiempos de lavado experimentales son de 2 horas por lavado y cada carga recibirá 2 lavados. El tiempo muerto por lavado es de 1 hora.

La carga se saca del primer tanque por medio de una bomba Moineau que separa el producto húmedo del solvente y pasa al segundo tanque de lavado. De ahí se extrae con la bomba Moineau la cual separa la masa del solvente, la masa se deposita en el secador de charolas, pasando después a un molino de cuchillas. Después de molido pasa al departamento de envasado para la toma de muestras y mandarlas al control de calidad, el producto envasado se almacena.

El benceno que es separado por la bomba impulsora va a un tanque de decantación para recuperarse.

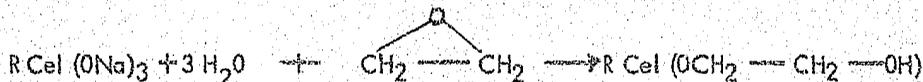
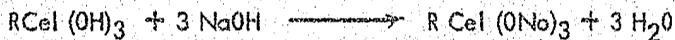
El metanol de los lavados pasa al departamento de destilación, donde de nuevo es procesado.

BALANCE DE MATERIAL

HEC:

BASE: 1 Tonelada diaria.

REACCIONES:



$$\frac{1000}{222} \text{ kg. de HEC} + 3 \text{ NaOH.}$$

$$= 4.5 \text{ kg. mol de HEC.}$$

$$\text{Alcali requerida} = 4.5 \times 1 \times 228 = 1026.00 \text{ kg.}$$

$$\text{Oxido de etileno} = 4.5 \times 58.52 = 263.30 \text{ kg.}$$

$$\text{Agua} = 4.5 \times 3 \times 18 = 243.00 \text{ kg.}$$

$$\text{Sosa producida} = 4.5 \times 3 \times 40 = 540.00 \text{ kg.}$$

$$\text{HEC} = 1000.00 \text{ kg.}$$

BASE: 1026 Kg. de Alcalicelulosa:

$$\frac{1026}{228}$$

$$= 4.5 \text{ kg. mol de Alcalicelulosa.}$$

$$\text{Sosa requerida} = 4.5 \times 3 \times 40 = 540.00 \text{ kg.}$$

$$\text{Celulosa} = 4.5 \times 162 = 730.00 \text{ kg.}$$

$$\text{Alcali producida} = 1026.00 \text{ kg.}$$

$$\text{Agua producida} = 243.00 \text{ kg.}$$

$$\text{Benceno necesario} = 730 \times 2 = 1460.00 \text{ kg.}$$

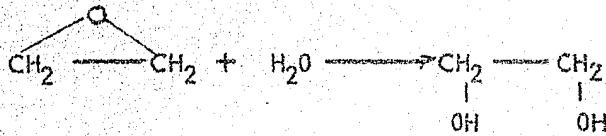
$$\text{Reactivo en exceso} = \text{Oxido de etileno 20\%}$$

$$\text{Reactivo total} = 316 \text{ kg. de Oxido de Etileno.}$$

Por 4 cargas diarias son 4 de 250 kg. de producto terminado.

ENTRAN	SALEN
Celulosa = 182.50 kg.	HEC = 250.00 kg.
Sosa = 135.00 kg.	Sosa = 135.00 kg.
Oxido de etileno = 79.00 kg.	Benceno 365.00 kg.
Benceno = 365.00 kg.	Agua = 55.10 kg.
	Etilenglicol 18.60 kg.

REACCION SECUNDARIA:



$$\frac{13.1}{44}$$

$$= 0.3 \text{ kg. mol.}$$

$$0.3 \times 62$$

$$= 18.6 \text{ kg. de etilenglicol.}$$

$$0.3 \times 18$$

$$= 5.4 \text{ kg. de agua.}$$

BALANCE DE MATERIAL.

reactor.

celulosa 730 kgs
 az de fibra 316 kgs
 sosa 540 kgs
 benceno 1460 kgs
 H.E.C. 1000 kgs
 sosa 540 kgs
 benceno 1460 kgs
 agua 743 kgs
 etilenglicol 75 kgs

B.I.D.

1460 kgs
 benceno

lavado y
 neutralizacion

moineau

sosa 540 kgs
 H.E.C. 1000 kgs
 agua 121 kgs

H.C.L. 477 kgs.
 CH_3OH 8000 kgs
 agua 2000 kgs

1000 kgs H.E.C.
 800 kgs metanol
 320 kgs agua
 192 kgs NaCl.

6000 kgs metanol
 1800 kgs agua
 600 kgs NaCl.

lavado.

6000 metanol
 1800 H₂O
 192 NaCl

moineau

1000 kg H.E.C.
 800 kg metanol.
 200 kg agua.

DESTILACION

almacen.

control
 de calidad

envase

1000 kg H.E.C.
 60 kg H₂O

molino

600 kgs H₂O
 1000 kgs H.E.C.

secador

TANQUES:

Tanque	Capacidad lts.	Diámetro mts.	Altura mts.	Unidades
1.- Sosa tipo rayón	7,000	1.8	2.75	1
2.- Benceno	10,000	1.8	4.00	1
3.- Metanol	40,000	2.5	8.16	2
4.- Oxido de etileno	40,000	2.5	8.16	1
5.- Mezcla alcohol-agua	60,000	3.0	8.5	1
6.- Benceno recuperado	5,000	1.5	2.8	1
7.- Decantador	3,500	2.0	1.6	2
8.- Lavador	5,000	2.0	1.6	2

BOMBAS UTILIZADAS EN EL PROCESO:

Bomba 1 Alimentación de benceno al reactor

Bomba 2 Alimentación de sosa al reactor

Bomba 3 Alimentación de metanol al tanque lavador

Bomba 4 Alimentación de agua a los tanques de lavado y a los reactores.

Bomba 5 Alimentación de alcohol impuro al destilador

Bomba 6 Alimentación de agua a los condensadores.

Cálculo bomba 1

832 Lts/hora = 3.7 GPM. Motor de $\frac{1}{2}$ HP y 2900 rpm.

Bomba 2

508 Lts/hora = 2.24 GPM. Motor de $\frac{1}{2}$ HP 2900 rpm.

Bomba 3

5000 Lts/hora = 22 GPM. Motor de 1 HP a 1400 rpm.

Bomba 4

1600 Lts/hora = 7 GPM. Motor de $\frac{1}{4}$ HP 500 rpm.

Bomba 5

1000 Lts/hora = 4.4 GPM. Motor de $\frac{1}{4}$ HP 500 rpm.

Bomba 6

110000 Lts/hora = 480 GPM. Motor de 10 HP a 2900 rpm.

REACTOR:

Volumen del reactor:

182.5 kg. de celulosa molida.

182.5 kg. \times 2.2 lb/kg. = 401.5 lb.

ρ Celulosa Soda Flok = 9 lb/ft³.

$$\frac{401}{9} = 44.6 \text{ ft}^3 = 45 \text{ ft}^3$$

$$45 \text{ ft}^3 \times 28.32 \text{ L./ft}^3 = 1260 \text{ L.}$$

$$1.269 \text{ m}^3 \approx 1500 \text{ L.}$$

Dimensiones del reactor:

$$h = \frac{v}{0.785 \times \phi^2}$$

$$h = \frac{1.5}{0.785 \times 1.56} = 1.22$$

$$\phi = 1.25 \text{ m.}$$

$$h = 1.22 \text{ m.}$$

Cálculo de la presión de trabajo:

$$P_t = \sum P_i N_i = \sum P_i$$

$$P_t = P_{30^\circ}^{N_B} + P_{30^\circ}^{N_{O_e}} + P_{30^\circ}^{N_{H_2O}}$$

Presión de vapor del Benceno a 30°C

$$P_v = 120 \text{ mm de Hg.}$$

$$\text{Presión de vapor del agua a } 30^\circ\text{C} = 32 \text{ mm de Hg.}$$

Presión de vapor del $\text{CH}_2 - \text{CH}_2$ a 30°C

$$P_v = 1400 \text{ mm Hg.}$$

$$N_b = \frac{365}{78} = 4.67 = 0.3441$$

$$N_{\text{Et}} = \frac{79}{58.5} = 1.35 = 0.0994$$

$$N_{\text{agua}} = \frac{55.1}{18} = 3.06 = 0.2254$$

$$N_{\text{Cel}} = \frac{182.5}{162} = 1.12 = 0.0825$$

$$N_{\text{Sosa}} = \frac{135}{40} = \frac{3.37}{13.57} = \frac{0.2483}{1.000}$$

La presión de trabajo sería:

$$P_t = 0.3441 \times 120 + 0.0994 \times 1400 + 0.2254 \times 32$$

$$P_t = 41.3 + 139.16 + 7.21$$

$$P_t = 187.67 \text{ mm de Hg manométricas}$$

$$P_{\text{abs.}} = 585 + 187.67 = 772.67 \text{ mm. de Hg.}$$

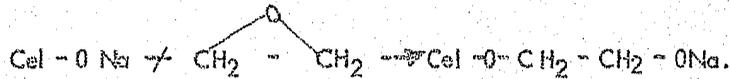
Calor de reacción:

La formación de álcali celulosa corresponderá más o menos con una reacción de formación de agua.



con un calor de reacción de 10 K cal / mol de Sosa ya que no se puede decidir si la sosa está absorbida o combinada.

La formación de HEC corresponderá; ya formada la álcali celulosa o una reacción de rearregla:



con un calor de reacción correspondiente aproximado a 13 K Cal / mol de óxido de etileno.

Calor de reacción:

$$Q_f = Q_r \text{ álcali} + Q_r \text{ HEC.}$$

$$Q_r \text{ Alcali} = Q_1$$

$$Q_r \text{ HEC} = Q_2$$

Se divide en dos etapas la reacción; para el cálculo de calor de reacción: durante 5 horas.

$$Q_A = Q_1 + 0.5 Q_2$$

durante 17 horas subsiguientes.

$$Q_B = 0.5 Q_2.$$

de donde

$$Q_r = Q_A + Q_B$$

En la reacción tenemos 3.37 Moles de Sosa, de donde:

$$Q_A = 3.37 \text{ Moles} \times \frac{-10 \text{ K cal.}}{\text{Mol.}} \rightarrow 1.35 \text{ mol.} \times 5 (-13.0 \text{ K cal/mol})$$

$$Q_A = -42.5 \text{ K cal.} = -42,500 \text{ cal.}$$

$$Q_B = 1.35 \text{ Mo.} \times 5 (-13.0 \text{ K cal. / mol})$$

$$Q_B = -8.8 \text{ K cal.} = -8,800 \text{ cal.}$$

$$Q_r = -42.5 \text{ K cal.} - 8.8 \text{ K cal.}$$

$$Q_r = 51.3 = 51,300 \text{ cal.}$$

La reacción es exotérmica

$$1 \text{ K cal.} = 3966 \text{ BTU}$$

$$Q_r = 204,000 \text{ BTU}$$

Area de enfriamiento del reactor:

$$1.25 \phi \text{ del reactor;}$$

$$\text{Area de contacto: } 2 \pi r h + \frac{\pi r^2}{4}$$

$$r = 62.5 \text{ cm.}$$

$$A = 2 \times 3.1416 \times 0.625 \times 1.22 \rightarrow \frac{3.1416 (.625)^2}{4}$$

$$A = 5.016 \approx 5 \text{ m}^2 = 53.5 \text{ ft.}^2$$

Area diseño 53.5 ft.^2

Enfriamiento necesario:

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

$$\frac{Q}{\phi} = U A \Delta T_{\text{tem.}}$$

La temperatura de la masa sería $30-35^\circ$ y la temperatura de enfriamiento sería de 18 a 25° .

No es permisible más, ya que la torre no admite otro gradiente mayor de temperatura.

Para este tipo de masa viscosa se considera una U de $\frac{40 \text{ BTU}}{\text{hr-ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}}$

$$\Delta t_{\text{tem}} = \frac{(25 - 18) - (35 - 30)}{1 \times \frac{7}{5}} = 6^\circ\text{C}$$

$$\text{temp.} = 39.8^\circ\text{F}$$

Area de enfriamiento.

$$A = \frac{9700 \text{ BTU/Hr}}{40 \text{ BTU/Hr Ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \times 40^\circ\text{F}} = 6.05 \text{ ft}^2$$

Cálculo del flujo de enfriamiento

$$Q = m c_p \Delta t.$$

$$\frac{Q}{22} = \frac{-204,000}{22} = -9700 \text{ BTU/hr.}$$

$$M = \frac{-9700}{1 \times (73.5 - 68)} = 1260 \text{ lb/hr.}$$

CALCULO DE AGITADORES:

REACTOR:

Diámetro de las aspas 0.8 del diámetro del reactor.

$$\phi = 1.25 \times 0.8 = 1 \text{ metro}$$

$$\phi^2 = (3.28)^2 = 10.7 \text{ ft}^2$$

el agitador será:

ó aspas planas.

Número de revoluciones = 30 rpm.

$$\rho = 1.15 \times 62.4 = 72 \text{ lb/ft}^3$$

$$\mu = 7000 \text{ cp.}$$

$$Re = \frac{D_a^2 \times N \times \rho}{\mu} = \frac{10.7 \text{ ft}^2 \times 0.5 \text{ rps} \times 72 \text{ lb/ft}^3}{7000 \text{ cp.} \times 6.71 \times 10 \frac{\text{ft-lb}}{\text{seg.}}}$$

$$Re = 82$$

$$\psi = 8.5 \text{ Btown, Fig. 477 curva \# 1}$$

$$P = \frac{\psi \rho n^3 D_A^5}{gc.}$$

$$P = \frac{8.5 \times 72 \times (0.5)^3 \times (3.28)^5}{32.2} = 895 \frac{\text{ft-lb}}{\text{Seg.}}$$

$$P = 895 \times .0018 = 1.61 \text{ HP.}$$

Motor de 2 HP.

TANQUE LAVADOR:

Diámetro de las aspas 0.66 del diámetro del tanque

$$\phi \text{ aspas} = 1.32 \text{ mt.} \times 3.28 \frac{\text{ft}}{\text{mt}} = 4.34 \text{ ft.}$$

$$\phi^2 = (4.34)^2 = 19 \text{ ft}^2$$

$$N = 60 \text{ rpm.}$$

$$\rho = .875$$

$$\mu = 1400 \text{ cp.}$$

$$Re = \frac{Da^2 \times N \times \rho}{\mu} = \frac{19 \times 1 \times 62.4 \times 0.875}{1400 \times 6.72 \times 10^{-4}} = 1100$$

Brown, Fig. 477 curva # 16

$$= 2.2$$

$$P = \frac{4 n^3 Da^5 \rho}{gc} = \frac{2.2 \times 55 \times 1^3 \times 4.3^5}{32.2} = 5500 \frac{\text{ft-lb}}{\text{seg.}}$$

$$P = 5500 \times 0.001818 = 10 \text{ HP.}$$

Selección de equipo (secador y destilados).

Secador:

El secador de charola continuo (tipo Wyssmont) que se emplea, se seleccionó por las siguientes ventajas:

- a). - Una gran superficie de secado a bajo costo.
- b). - Facilidad para separar diferentes cargas, ya que aunque es continuo no hay mayor mezcla de producto dentro del aparato.
- c). - Este aparato ha sido probado con otros éteres de celulosa con resultados satisfactorios.
- d). - No necesita de alta temperatura para operar.

Destilador:

Se utiliza una columna de destilación de platos, que por limpiarse fácilmente, se prefiere a la columna empacada, la cual sería obstruída por el arrastre de sólidos gomosos como se ha observado experimentalmente.

Secador:

Para la operación de secado utilizaremos un secador de charolas, de trabajo continuo bajo las siguientes condiciones de operación:

Presión atmosférica
Temperatura de secado 70°C
Humedad del aire 30%.

El secador se alimenta con una pasta húmeda que contiene 53% de volátiles de los cuales 80% es metanol y 20% es agua.

Las condiciones de salida del producto son las siguientes:

Temperatura 70°C
humedad 6%.

Balance de material:

base 1 hora

Alimentación:

salida:

80 kg/hora
53% de volátiles
metanol 80%
agua 20%
aire 70°C
HR 30%

40 kg/hora
6% de volátiles
Gas húmedo con 50% de
humedad relativa con ---
34.24 kg. de metanol en
fase vapor.

$$\text{Balance de metanol: } \frac{80 \times 0,53 \times 0,8}{32} = 1,06 \text{ kg mol.}$$

El porcentaje permisible en volumen de metanol en el aire es 3%.

Moles totales de aire y metanol para esta mezcla

$$\frac{1,06}{0,03} = 35,4$$

$$\text{Moles de aire seco } 35.4 \times 1.06 = 34.34$$

$$\text{Kg. de aire seco } = 34.3 \times 29 = 995 \text{ kg}$$

$$\text{Kg. de aire húmedo } = 34.3 \times 29 (1 + 0.085) = 1080 \text{ kg} \\ \text{(30\% HR)}$$

Balance de agua:

$$\text{Agua que entra en la alimentación } = 80 \times 0.53 \times 0.2 = 8.48 \text{ kg}$$

$$\text{Agua que entra con el aire para el secado } = 995 \times 0.085 = 84.6 \text{ kg.}$$

$$\text{Agua que sale con el producto seco } = 40 \times 0.06 = 2.4 \text{ kg}$$

$$\text{Agua que sale con el aire agotado } = 95X + 2.4 = 8.48 + 84.6$$

$$X = 0.0911 \text{ kg agua/kg aire seco.}$$

Balance de energía:

Entradas (temperatura de referencia 20°C)

Alimentación 20° C			
Kg		$\overline{C_p}$	Q
34.1	metanol	0.708	653
8.4	agua		
37.6	Prod. seco	0.4	<u>300</u>
			953
Aire para secado (70°C)			
		$\overline{C_p}$	
995.0	aire seco	0.250	17,600
85.0	vapor de agua		628
			<u>53,000</u>
			71,553

Salidas:

Producto seco 70°C

		$\overline{C_p}$		
37.6	Prod. seco	0.4		1,100
2.4	agua líq.			168
	Cases de salida	$\overline{C_p}$	H_v	h
34.2	metanol gas	0.635	260	10,440
995.0	aire seco	0.25		17,600
92.7	vapor de agua		628	$\frac{58,000}{87,308}$

la diferencia será el calor necesario para el secado:

$$87,308 - 71,553 = 15,755 \text{ K cal / hora.}$$

Cálculo del secador:

$$\frac{h_f A \Delta t}{\lambda} = K_G A \Delta p$$

$$\Delta t = (t_a - t_s)$$

$$t_a = \text{Temp. del aire}$$

$$t_s = \text{Temp. de la superficie de evaporación}$$

$$\Delta p = (P_s - P_a)$$

$$P_s = \text{presión de vapor del agua a } t_s$$

$$P_a = \text{presión parcial de vapor de agua en el aire}$$

Para este caso se puede considerar:

h_f = transferencia de calor solo por convección en condiciones de equilibrio, en consecuencia t_s es la presión de vapor a esta temperatura.

Cuando el aire está soplando perpendicularmente a la superficie de secado se aplica la siguiente ecuación:

$$h_f = 0.37 G^{0.37}$$

$$HR = 30\%, \quad t_a = 160^\circ \text{ f}$$

$$t_s = 126^\circ \text{ f}$$

$$t = 34^\circ \text{ f}$$

$$\frac{dw}{d0} = 34.4 + 8.48 - 2.4 = 40.48 \text{ kg.}$$

Suposiciones:

Necesitamos un secador de 4 pisos de 20 m^2 de superficie cada uno; circulando aire a una velocidad de 50 ft/min.

tenemos por piso:

$$v = 50 \text{ ft / min}$$

$$A = 10 \text{ m}^2 \times 11 \text{ ft}^2 / \text{m}^2 = 220 \text{ ft}^2$$

$$q = v \times A = 50 \text{ ft / min} \times 220 \text{ ft}^2 = 11,000 \text{ ft}^3 / \text{min} \times 60 = 660,000 \text{ ft}^3 / \text{hr}$$

el vol. en lb mol. a 70°C y 583.6 mm de Hg es de 345,

de donde

$$\frac{660,000}{345} = 1915 \text{ lb mol / hora}$$

$$G = \frac{1915 \times 29}{220} = 253 \text{ lb/hr-ft}^2.$$

subs.en la ecuación:

$$h_f = 0.37 \times 253 = 2.765 \text{ Btu/hr-ft}^2 \cdot ^\circ\text{f}$$

Para la velocidad de secado necesitamos una lamnda promedio:

	Btu/lb /	evap/piso lb/hr	Q
Metanol	468	18.7	8,760
agua	1022.5	$\frac{3.3}{22.0}$	$\frac{3,880}{12,140}$

subs en la ecuación de velocidad de secado:

$$\frac{dw}{d\theta} = \frac{2.76 \times 220 \times 34}{550} = 37.4 \text{ lb/hr}$$

encontramos que la velocidad de secado es muy alta.

tanteos:

	área	vel aire	masa velocidad	h_f	d_w/d_θ	lb/hr
1	110	50	253	2.765		19
2	110	80	405	3.27		22

tenemos un flujo de aire de 80 ft/min permisible.

Cálculo del Destilador:

Balance de Material:

16,000 kg/Día

Base del cálculo 1 hora

Cada lavado se compone de:

2000 kg de Metanol

500 kg de Agua

2500 kg de mezcla

Mezcla diaria es de 20,000 kilogramos

Producción deseada:

$$625 \text{ kg/hora} \times 2.2 \text{ lb/kg} = 1375 \text{ libras de alcohol metílico 95\%}$$

$$\text{Alimentación a la torre: } 1375 \text{ lb/hora} \times \frac{0.95}{0.80} = 1633 \text{ libras/hora}$$

P.M. del alcohol metílico 32

P.M. del agua 18

$$\text{Alimentación: } \frac{1635 \times 0.8}{32} + \frac{1635 \times 0.2}{18} = 40.8 + 18.2 = 59 \text{ lb mol/hora}$$

Alimentación: = 59 lb mol/hora

$$X_a = \frac{40.8}{59} = 0.693$$

$$P_{Ma} = \frac{1635}{59} = 27.8$$

$$X_p = \frac{\frac{95}{32}}{\frac{95}{32} + \frac{5}{18}} = \frac{2.94}{2.97} = 0.915$$

$$PMp = \frac{100}{3.21} = 31.1$$

el residuo consideremos que queda impurificado por 1% de alcohol metílico:

$$X_r = \frac{\frac{1}{32}}{\frac{1}{32} + \frac{99}{18}} = 0.00565$$

$$PMr = \frac{100}{5.53} = 18.08$$

Balance de material:

$$59 = P + R \quad \text{--- 1}$$

$$59 \times 0.693 = P(0.915) + R(0.00565) \quad \text{--- 2}$$

$$R = 59 - P$$

subs 1 en 2

$$P = 4.6 \text{ Mol/hora}$$

$$R = 59.0 - 4.6 = 14.4 \text{ mol/hora}$$

$$P = 4.6 \times 31.1 = 1375 \text{ lb/hr}$$

$$R = 14.4 \times 18 = \frac{260}{1635} \text{ lb/hr}$$

La mezcla se alimentará al destilador a la temperatura de saturación: Cálculo de la temperatura de saturación de la mezcla:

Alcohol	Fracc. mol.
	0.693
Agua	$\frac{0.307}{1.00}$

Temp °C	Presión vapor metanol	Pvap agua	P parcial metanol	P parcial agua	P total mm. Hg.
50	420	93	292	28.5	320
60	650	159	450	46.0	496
65	800	191	562	57.1	619
63	705	175	490	54.0	544
64	750	184	510	56.5	576.5

Con el diagrama Mc Cabe Thiel, se encuentra una torre de 5 platos teóricos con una eficiencia de 70% por plato tenemos: que se necesitan 7 platos reales. La alimentación a la torre la encontramos en el segundo plato.

Cálculo del reflujo mínimo:

$$\text{la ecuación: } \frac{X_d}{R_m + 1} = \frac{0.915}{R_m + 1} = 0.8$$

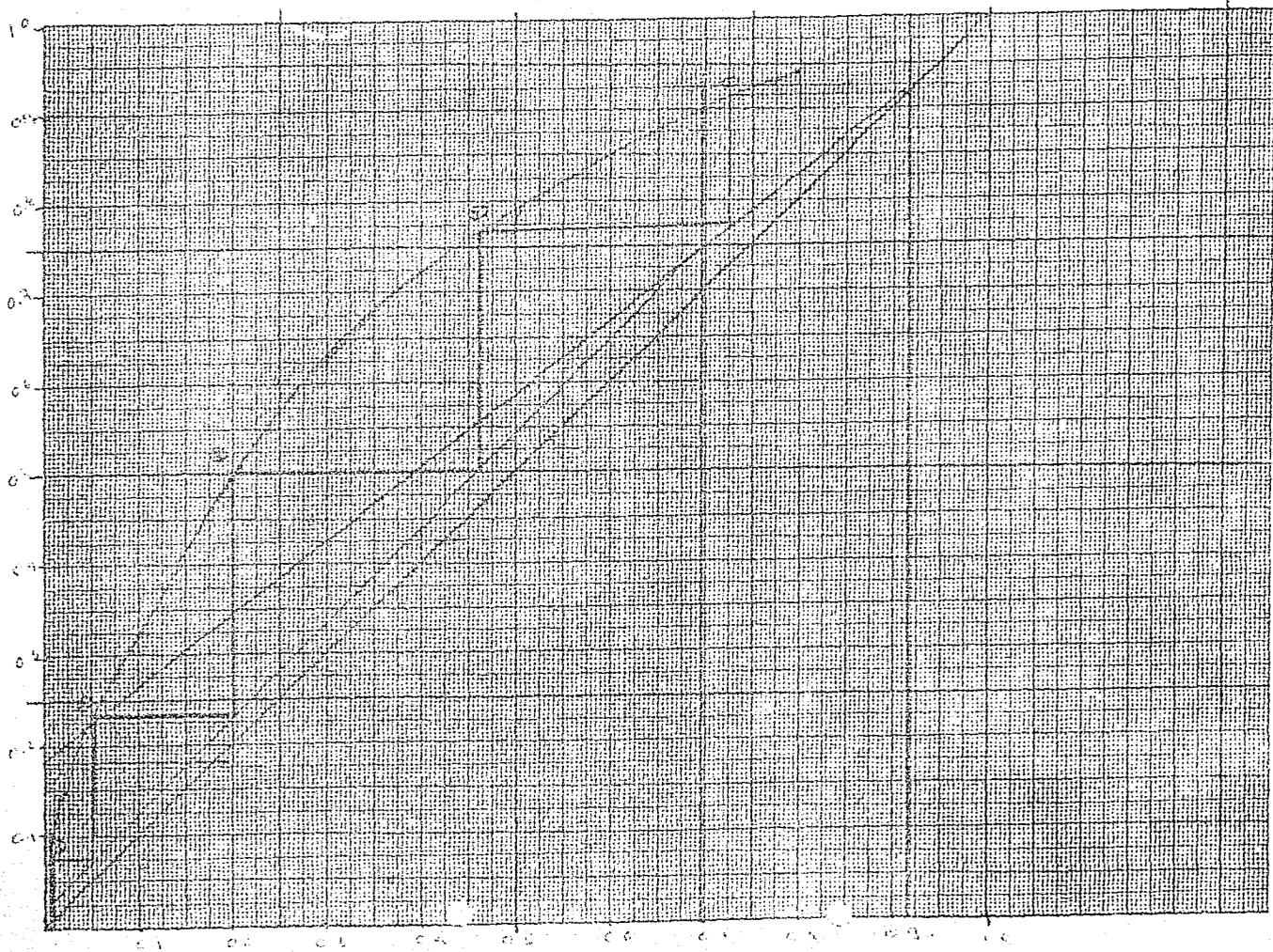
de donde:

$$R_m = \frac{0.915 - 0.8}{0.8} = 0.145$$

Para este tipo de destilación se recomienda un reflujo óptimo aconsejable de 1.5 veces el reflujo mínimo.

$$1.5 \times 0.145 = 0.173$$

Cálculo del diámetro y altura de la torre:



$$\text{Densidad del gas} = \frac{31.1}{359} \times \frac{273}{(273 + 64.5)} = 0.07 \text{ lb/ft}^3$$

$$\text{flujo de vapor} = 44.6 \text{ lb mol/hora} = Q$$

$$Q = \frac{44.6}{3600} \times 359 \times \frac{273 + 64.5}{273} = 5.5 \text{ ft}^3 / \text{seg.}$$

$$\text{Densidad del líquido} = 0.980 \times 62.4 = 61 \text{ lb/ft}^3$$

De la ecuación 6-1 del Treybal $V = K \left[\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right]^{0.5}$

Damos una altura de líquido de 1"

Espacio entre charola y charola de 20"

Del treybal figura 6-4: obtenemos una $K = 0.15$

substituyendo en la ecuación:

$$V = 0.15 \left[\frac{61 - 0.07}{0.07} \right]^{0.5} = 4.5 \text{ Ft/seg}$$

La sección de la torre: $Q/V = 5.5/4.5 = 1.22 \text{ ft}^2$

$$\text{diámetro} = \left[\frac{4 \times 1.22}{3.1416} \right]^{0.5} = 1.245 \text{ ft}$$

$$\text{altura} = 20" \times 7 = 140" = 12.0 \text{ ft}$$

Cálculo del calor de condensación:

$$Q_c = D \left[(R + 1) H_G - R H_{10} - H_D \right]$$

D = cantidad evaporada moles/hora

R = relación reflujo

H_G = entalpia del vapor

H_{10} = entalpia del vapor reflujo

H_D = entalpia del destilado

pero

$$H_G = y \left[C_{pa} M_a (t_G - t_0) \right] + \left[a M_a + (1 - y) \left[C_{pb} M_b (t_G - t_0) + \frac{1}{2} M_b \right] \right]$$

substituyendo:

$$H_G = 16,300 + 1780 = 18,080 \text{ Btu/lb mol.}$$

$$H_1 = C_{pa} (t_1 - t_0) M_a + \Delta s$$

$$H_1 = 0.65 (148 - 80) 31.1 = 53.5$$

$$H_1 = 1326.5$$

tenemos que $H_D = H_1$

$$Q_c = 44.6 \left[(1.73 + 1) (18080) - 1.73 (1326.5) - 1326.5 \right]$$
$$= 2,170,000 \text{ Btu/lb}$$

$$Q = w C_p (t_e - t_s)$$

$$Q_e = 1375 \times 0.65 (148 - 80) = 6090 \text{ Btu/hora}$$

$$Q_c = 2,170,000 \text{ Btu/hora}$$

$$Q_f = 6,090 + 2,170,000 = 2,176,090 \text{ Btu/hora}$$

Como medio de enfriamiento necesitamos agua:

que entrará a 68° f y se calentará hasta 77° f

la masa de agua necesaria por hora será:

$$w = \frac{2,176,090}{9} = 241,000 \text{ lb/hora}$$

el aumento de la temperatura de agua durante el enfriamiento será:

$$6090 = 241,000 \times t \quad (t = -68)$$

$$t = \frac{6090}{241,000} = 0,025$$

Condensación:

fluido caliente		fluido frío	ΔT
148	A	68.025	79.975
<u>80</u>	B	<u>68.000</u>	<u>12.000</u>
68		0.025	67.975

$$\Delta t_{m_c} = \frac{8.97}{\ln \frac{79.97}{71.0}} = 71.2$$

$$\Delta t_{m_e} = \frac{67.97}{\ln \frac{79.97}{12}} = 36.3$$

$$\frac{q_c}{\Delta t_{m_c}} = \frac{2,170,000}{71.2} = 30,400$$

$$\frac{q_e}{\Delta t_{m_e}} = \frac{6090}{36.3} = 167$$

$$\Delta T_t = \frac{Q_t}{\sum \frac{q}{\Delta t}} = \frac{2,176,090}{30,667} = 71^\circ f$$

suponiendo una U de 200 recomendable para alcohol en el Kern tenemos:

$$A = \frac{2,176,090}{200 \times 71} = 154 \text{ ft}^2$$

$$L = \frac{154}{0.2618} = 590 \text{ ft}$$

cada tubo tendrá 5 ft de longitud el número de tubos son 118 será de dos pasos. Diámetro de la concha 17.250 in.

Velocidad del agua:

$$a't = 0.515 \text{ in}^2$$

$$ar = 118 \times 0.515 / 144 \times 2 = 0.32$$

$$G_t = \frac{241,000}{0.31} = 755,000$$

$$v = \frac{755,000}{3600 \times 62.2} = 3.36 \text{ f.p.s.}$$

kern pag. 835

$$h_i = 780 \times 0.94 = 735 \text{ Btu/hr-ft}^2 \text{ of}$$

$$G = \frac{W}{L N_t^{0.75}} = \frac{1375}{5 \times 118^{0.75}} = 7.11$$

$$k = 0.114$$

$$s = 0.76$$

$$\mu = 0.36$$

$$h_c = 600 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ of kern pag. 216.}$$

enfriamiento

$$t_m = \frac{77 + 68}{2} = 72.5$$

$$h_c = 40 \text{ Btu/hr - ft}^2 \text{ - } ^\circ\text{F}$$

Kern pag. 216

$$U_{Cc} = \frac{600 \times 735}{600 \times 735} = 316 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ of}$$

$$U_{Ce} = \frac{40 \times 735}{40 + 735} = 37.9 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ of}$$

Area necesaria para condensar

$$A = \frac{2,170,000}{326 \times 71} = 94 \text{ ft}^2$$

Area necesaria para enfriamiento

$$A = \frac{6090}{37.9 \times 36.2} = 4.4 \text{ ft}^2$$

Area total requerida: 98.4 ft²

$$U_C = \frac{326 \times 94 + 37.9 \times 4.4}{98.4} = 310 \frac{\text{Btu}}{\text{hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{of}}$$

$$U_D = \frac{2,176,000}{154 \times 71} = 200 \text{ Btu/hr} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{of}$$

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_C \cdot U_D} = 0.0017$$

COSTOS

Este es el capítulo más importante de un estudio técnico-económico; ya que determina las posibilidades de realizar prácticamente las ideas estudiadas en los capítulos anteriores.

La estimación de costos es tanto más importante en operaciones químicas ya que representa una rapidez de cambio muy grande en los sistemas de proceso y en los equipos, a tal grado que la obsolescencia comprende la mayor porción de la depreciación en una planta química.

El objeto es dar una idea de magnitud de la inversión necesaria para instalar una planta de 300 toneladas al año de hidroxietilcelulosa en México, por el método de la hidroxietilación directa en la celulosa.

COSTO DE EQUIPO. -

- | | |
|--|--------------|
| 1.- Tanque de almacenamiento: | \$ 7,000.00 |
| Sosa cáustica 50%, tanque vertical cilíndrico. | |
| capacidad 7,000 lts | |
| material de construcción; | |
| lámina de acero al carbón. | |
| 2.- Tanque de almacenamiento: | \$ 10,000.00 |
| Benceno, tanque cilíndrico | |
| vertical, capacidad 10,000 lts | |

material de construcción:

lámina de acero al carbón

- 3.- Tanque de almacenamiento de metanol. Tanque subterráneo cilíndrico horizontal. Capacidad 40,000 lts. material de construcción: lámina de acero al carbón. Se requieren dos unidades. \$ 24,000 por unidad. \$ 48,000.00

- 4.- Tanque de almacenamiento de óxido de etileno, tanque horizontal cilíndrico, capacidad 40,000 lts. material de construcción: lámina de acero al carbón. \$ 96,000.00

- 5.- Tanque de almacenamiento de alcohol impuro, tanque cilíndrico horizontal- capacidad 60,000 lts. material de construcción, lámina de acero al carbón. \$ 34,000.00

- 6.- Tanque de almacenamiento de benceno recuperado, tanque cilíndrico vertical, capacidad 5000 lts. material de construcción lámina de acero al carbón. \$ 5,000.00

7.- Tanque decantador de benceno: \$ 3,500.00

tanque cilíndrico vertical, capacidad
3500 lts material de construcción, lá-
mina de acero al carbón.

8.- Reactor standar de acero inoxidable: \$ 500,000.00

con chaqueta de acero inoxidable,
capacidad 1500 lts. diámetro de la
envolvente 1.22 m. diámetro de la
chaqueta 1.32 m. presión máxima
de la chaqueta 3 kg/cm².

Del piso a la boquilla superior 1.20 m
se necesitan 4 unidades.

Agitador:

6 aspas planas, motor cerrado
vertical 30 rpm, 2HP.

se requieren 4 unidades.

\$ 125,000 / unidad incluyendo el

agitador.

9.- Tanque lavador: \$ 90,000.00

tanque cilíndrico vertical
capacidad 5000 lts con forro de
hule, material de construcción
lámina de acero al carbón.

Agitador:

Tipo vertical 6 aspas planas

6 rpm. motor cerrado 10 HP.

costo por unidad incluyendo el

agitador \$ 45,000.00 se requieren

dos unidades.

- 10.- Secador: de charolas continuo \$120,000.00
tipo Wyssmont., area de secado
40 m², capacidad 40 Kg / hora
3 recirculadores de aire 9500 ft³/min.
material de construcción, lámina de
acero al carbón.
Precalentador de aire a 70°C \$ 20,000.00
- 11.- Molino de cuchillas para 40 kg/hora. \$ 28,000.00
PC-101 Sprot Waldron 20 HP.
- 12.- Torre de destilación separación \$ 3,000.00
metanol y agua, capacidad 625
kg / hora de metanol 95% altura
4 metros
diámetro 30 cm. 7 platos perforados,
material de construcción, lámina de
acero al carbón.

Olla de destilación	\$ 7,000.00
material de construcción: lámina de acero al carbón.	
condensador:	\$ 6,000.00
area de enfriamiento y condensación 11 mts ² .	
118 tubos de 1.6 mts. de longitud, 2 pasos, - diámetro de la concha 33,8 cm.	
Accesorios	\$ 2,500.00
Pre calentador	\$ 2,500.00
13.- Bomba de disco inclinado	\$ 17,000.00
impulsora desmenuzadora;	
20 mts ³ / hora.	
20 HP	
14.- Bomba Monieau:	\$ 12,500.00
tipo IL6 5.2 gal / ó rev	
400 rev/min. motor 2 HP	
\$6,250.00 / Unidad	
se requieren dos unidades.	
15.- Bomba centrífuga	\$ 4,200.00
Material de construcción:	
fierro de fundición.	
Motor $\frac{1}{2}$ HP a 2900 rpm.	

costo por unidad \$2,100.00 req. 2 unidades

16.- Bomba de engrane de neopreno Motor 1 HP 1400 rpm.	\$ 2,400.00
17.- Bomba de engrane de neopreno motor 1/4 HP.500 rpm costo por unidad \$ 2,100.00 . Req. 2 unidades	\$ 4,200.00
18.- Moto bomba centrífuga Motor de 10 HP a 1900 rpm	\$ 12,000.00
COSTO TOTAL DEL EQUIPO	\$1,034,800.00

Capital fijo y de inversión:

Para el caso de la fabricación de HEC en México nos basamos en la estimación de los componentes del costo físico de la planta como porcentaje equivalente del costo de equipo del proceso.

El costo total del equipo de proceso debe ser modificado, por el costo de su transporte y tarifas que debe pagar, estimandose en un 30% del costo de equipo.

Para el cálculo de capital de inversión, se deberán tomar en cuenta los siguientes factores:

Costo del contratista: estimado en un 4% del costo directo de la planta.

Contingencias: basado en un 5% del costo directo de la planta.

Capital de trabajo: 40% del capital fijo.

Costo de producción: Para este proceso se escogió como base una tonelada de producción.

Costo directo:

a). - Materia Prima:

Materia Prima	Unidad	Unidad/Ton	Costo/Unidad	Costo/Ton.
1. - Celulosa	Kg.	730	4.80	3,504.00
2. - Benceno	Kg.	150	1.18	177.00
3. - Oxido de Etileno	Kg.	316	10.17	3,213.72
4. - Ac. Clorhídrico	Kg.	118	0.84	99.12
5. - Metanol	Kg.	550	1.40	770.00

b). - Mano de obra:

10 Obreros por turno. Se trabajarán tres turnos. Salario por obrero en la industria química \$ 30.00 / día.

c). - Supervisión:

3 jefes de turno, con sueldo de \$ 3,000.00 / mes.

Un supervisor, Ingeniero Químico con un sueldo de \$ 6,000.00 / mes.

d). - Mantenimiento:

Se ha estimado en un 4% anual de la inversión del capital fijo y se distribuirá 50% para materiales y 50% para mano de obra.

e). - Servicios de planta:

Estimado en un 15% del costo anual de mantenimiento.

CAPITAL FIJO

Costo de Equipo:	\$ 1.448,720.00
Instalación (20%):	" 289,744.00
Tuberías (15%):	" 217,308.00
Instrumentación (10%):	" 144,872.00
Equipo eléctrico:	" 212,500.00
Edificios 800 m ² construcción:	" 217,308.00
Terrenos 1,200 m ² :	" 72,346.00
	<hr/>
Costo de la Planta:	\$ 2.602,798.00
Ingeniería y construcción:	\$ 520,559.00
Costo directo de la planta:	" 3.123,357.00
Honorarios Contratista: (5%)	" 156,167.00
Capital fijo :	" 3.279,524.00
Capital de Trabajo:	" <u>1.311,809.00</u>
Inversión:	\$ 4.591,333.00

f). - Regalías y patentes:

Si se hubiera empleado una patente extranjera, se hubiera tenido que pagar una cantidad del orden de \$ 350,000.00, por el proceso y después el 1.5% sobre ventas.

Pero lo anterior no es el caso presente.

g).- Servicios generales:

Electricidad	150 kwah	\$	0.35 kwh.	\$	52.00
Vapor 20 toneladas		\$	55.00 /ton.	\$	1,100.00
Agua total 100 m ³				\$	6.60
				\$	<u>1,158.60</u>

Gasto Indirecto:

- a).- Nómina general: Se consideró para esta planta el 15% del costo de la mano de obra.
- b).- Laboratorio: Control de calidad del producto; en un 10% de la mano de obra.
- c).- Empaque: Se empaquetará en costales de 25 kg., cada costal tiene un costo de \$.3.00

Costo fijo:

- a).- Depreciación: Puede considerarse como un 10% del capital fijo invertido. La vida media para una planta productora de derivados de celulosa es de 15 años.
- b).- Impuesto: El Gobierno Mexicano exime de impuesto a productos que al fabricarse en el país, no serán ya artículos de importación.
- c).- Seguro: Varía con el tipo de proceso y materias primas utilizadas, estimado en el 1% del capital fijo.

Gastos Generales:

- a).- Administración: 3-6% del costo de ventas. En el presente trabajo se estima en un 6%.
- b).- Ventas: del 5-10% del costo de ventas. En la elaboración de este producto represenu

tará un 10%.

c). - La industria química dedica en general un 3% del costo de manufactura.

Base 1 tonelada:

COSTO DIRECTO:

Materia prima	\$ 8,307.00
Mano de obra	900.00
Supervisión	500.00
Mantenimiento	437.26
Servicios de planta	65.59
Regalías y patentes	-----
Servicios generales	1,158.00
	<u>\$ 11,367.85</u>

COSTO INDIRECTO:

Nómina general	\$ 135.00
Laboratorio	90.00
Empaque	120.00
	<u>\$ 345.00</u>

COSTO FIJO:

Depreciación	\$ 1,093.17
Impuesto	-----
Seguro	109.31
	<u>\$ 1,202.48</u>

GASTOS GENERALES:

Administración	\$ 1,500.00
Ventas	2,500.00
Investigación	200.00
	<u>\$ 4,200.00</u>

Costo total del producto:	
Costo de manufactura	\$ 12,915.33
Gastos generales	<u>4,200.00</u>

Precio por tonelada: \$ 17,115.33

CAPITULO 6

PROCESOS Y MATERIAS PRIMAS.

Se describen a continuación los procesos de eterificación reportados en la literatura:

- 1.- Eugene D. Klug y Howard G. Tennet, para Hércules Powder Co. U.S. 2,571,039, Oct. 23, 1951.

Se describe un método de fabricación de HEC consistente en:

- 1.- Añadir en una mezcladora amasadora en un período de 15 minutos, 60 partes de solución de sosa al 20%, a 30 partes en peso de celulosa de linters de borra de algodón que han sido previamente mojados con 850 partes en volumen de alcohol terbutílico, continuar el tratamiento mecánico durante 30 minutos a temperatura ambiente, después añadir a 50 partes en volumen de una solución al 17.8% de óxido de etileno en alcohol terbutílico, calentar la mezcla hasta 29-34°C en 1 hora y mantener en este intervalo de temperatura durante 5 horas, sin dejar el tratamiento mecánico, enfriar y dejar reposar 16 horas a temperatura ambiente. Se decanta el exceso de solvente y se vierte la pasta en una mezcla agua metanol al 70%, se neutraliza a la fenolftaleína, con ácido acético y se hacen lavados con el mismo solvente hasta que la pasta no tenga sales, se dá un último lava

do con metanol anhidro. El producto contiene 0.61 grupos C_2H_5O / grupo anhidro glucosa y una dispersión al 2% del producto en solución de sosa cáustica al 5%, se presenta clara y no se le ven fibras.

- 2.- Charles R. Fordyce y Joseph G. Stampfi para Eastman Kodak Co. U.S.
2,171,242, Sept. 5.

Sugiere eterificar con etilen formal en lugar de óxido de etileno,

- 3.- Frank H. Reichel y Ralph T. K. Cornwell, para (Sylvania Industrial Corp.) U.S.
2,388,764. Nov. 13, 1945.

Sugiere emplear clorhídricas.

- 4.- Sonald R. Erickson U.S.A 2,469,764, Mayo 10, 1949.

Utiliza pulpa de alta celulosa desmenuzada en seco (celulosa en polvo).

- 5.- Walter B. Kunz para American Viscose Corp. U.S. 2,488,631 Nov. 22, 1949.

Elimina el agua liberada al formarse el alcalicelulosa, añadiendo ácidos que al reaccionar con la sosa forman sales hidratadas que retienen el agua.

- 6.- Arlie W. Schorger para C.F. Burgess Laboratories, Inc.

Había sugerido anteriormente que para mejorar la solubilidad de los productos, se congelará una solución de estos, además el uso del benceno como solvente para el óxido de etileno y como medio de aumentar la conductividad térmica de la masa y poder lograr un mejor control de temperatura de la misma.

MATERIAS PRIMAS:

- 1.- Celulosa, linters de borra de algodón.
- 2.- Sosa cáustica.
- 3.- Oxido de etileno.
- 4.- Benceno.
- 5.- Acido clorhídrico.
- 6.- Metanol.

APLICACIONES:

Pinturas:

Valiosa en pinturas de polivinilo, por su calidad espesante, solubilidad y contribución al frotamiento. Se necesitan bajas concentraciones para producir alta viscosidad y buen espesamiento, produce poca espuma, en películas secas la tendencia a la abertura es mínimo. Puede mezclarse en seco o molerse con pigmentos, no siendo preciso preparar soluciones preparadas como espesantes. Sus soluciones sometidas a altas temperaturas no gelifican.

Cantidades pequeñas de HEC producen emulsiones de latex siendo estas homogéneas, estables y sin grano. Las soluciones de acetato de polivinilo con HEC al 1% son tan resistentes al agua como los latex acrílicos. Los latex de polivinilo tratados con HEC pueden aplicarse a superficies frescas de yeso.

Papel:

Incrementa la resistencia húmeda, lo hace inerte a los aceites grasos y mayoría de solventes, pudiéndose recubrir con HEC envases para almacenar aceites lubricantes. El papel tratado con HEC tiene buena resistencia para tintas basadas en aceites barnices y lacas; esto se traduce en excelente definición de las imágenes de policromía y bajo precio.

Textiles:

Las fibras textiles tratadas con HEC resisten el esfuerzo mecánico a que se someten en las operaciones de tejido, pudiendo eliminarse lavando en agua, si esto es necesario.

sario. Las aguas de lavado tienen bajo valor de BOD. Valiosa también por sus propiedades higroscópicas, mejora el acabado dando más dureza que los aprestos de almidón y siendo las soluciones de HEC más fáciles de preparar que las de almidón. Es un vehículo efectivo de pigmentos y colores y en los mordentes es compatible con el acetato de cromo. En pastas para impresión con rodillo da una excelente definición del dibujo y es compatible con colorantes que son inestables en algodón.

Litografía:

Excelentes resultados se obtienen al utilizar soluciones de HEC sensibilizadas con cromatos, en la fabricación en láminas de zinc y vinilo empleadas en litografía.

Cosméticas:

Forma buena película y sus propiedades aglutinantes, espesantes, le hacen efectiva en la preparación del schampoo, cremas y lociones.

Electrodeposición, Electrorefinación:

Las altas concentraciones de electrolitos que se usan en baños de depósito no afectan sus propiedades de colide protector, obteniéndose brillantez en los depósitos de cadmio y uniformidad en los de cobre y otros metales.

Cerámica:

Utilizada con muy buenos resultados en la producción de vajillas coloreadas opalinas, buen aglutinante para materiales refractarios, para aplicación de pigmentos en vidrio.

Adhesivos:

Su compatibilidad con boratos y propiedades espesantes le hacen muy útil en la preparación de adhesivos.

Varios:

Al emplearla en artículos de hule y plásticos se evita la adherencia entre ellos; es muy útil para la preparación de polvos y rocíos empleados en la Agricultura. También se usa en la dispersión de pigmentos para acabados del cuero.

CAPITULO 8

CONCLUSIONES

- 1.- Es conveniente instalar una planta para producir hidroxietilcelulosa que se fabricará empleando: óxido de etileno, benceno, metanol, sosa cáustica y celulosa.
- 2.- La planta tendrá una capacidad de 300 toneladas año, para el producto suficiente para cubrir el consumo estimado en 1970.
- 3.- Se invertirán \$ 4.591,333.00, constituidos por \$ 3.279,524.00 en activo y 1.311,809,00 de capital de trabajo.
- 4.- El precio de venta que se ha estimado es de \$ 25.00 kilo y no será superior a los que tienen actualmente los productos de importación; por el contrario, será menor.
- 5.- El tiempo de instalación para esta planta será de año y medio aproximadamente.
- 6.- Como resultado de las operaciones de este proyecto, se lograría un ahorro anual de divisas estimado en \$ 7,500.000 sino se producen enteramente las materias primas petroquímicas; en caso positivo el ahorro ascendería a \$ 8,464,116.00.

Adicionalmente no se erogarán pagos por regalías de proceso o por asistencia técnica a empresas extranjeras. Como única salida de divisas se tiene la adquisición de algunos equipos e instrumentos, cuyo valor asciende a 335,000.00 pesos.

CAPITULO 9

BIBLIOGRAFIA.

- 1.- Anuario Estadístico de Comercio Exterior.
Secretaría de Industria y Comercio, Dirección General de Estadística.
- 2.- Brown George.
"Operaciones básicas de la Ingeniería Química".
Manuel Marín Editores. Barcelona 1955.
- 3.- Chilton Cecil H.
"Cost Engineering in the Processes Industries".
Mc. Graw Hill Book Co. Inc.
New York, 1955.
- 4.- Doolittle
"The Technology of Solvents and Plasticizers".
John Wiley and Sons Inc.
- 5.- Kern D
"Processes Heat Transfer".
Mc. Graw Hill Book Co. Inc. New York, 1950.
- 6.- Mc Cabe L. W. and Smith
"Unit operations of Chemical Engineering"
Mc Graw Hill Book Co. Inc.
New York, 1958.
- 7.- Ott Emil, Spurling
"Cellulose and Cellulose Derivatives"
1954
Interscience
- 8.- Perry John.
"Chemical Engineers Handbook"
Mc Graw Hill Book Co. Inc.
New York, 1950.

- 9.- Raistentrauch Walter y Willersr.
"Economía de las Empresas Industriales"
(Versión Fausto Urencia).
Fondo de Cultura Económica, 1959.
- 10.- Treybal R.
"Mass Transfer Operations".
Mc. Graw Hill Book Co. Inc.
New York, 1955.

PATENTES:

- 11.- Erickson Donald R.
U.S. 2,469,764.
Mayo 10, 1949.
- 12.- Fordyce Charles and Stampli Josph.
Eastam Kodak Co.
U.S. 2,172,242.
- 13.- Klugs Eugene D. and ferment
Hércules Powder Co.
U.S. 2,572,039.
Oct. 23, 1951.
- 14.- Kunz Walter
American Viscose Corp.
U.S. 2,488,631.
Nov. 22, 1949
- 15.- Riechel Frank and Cornwell Ralph.
Sylvania Industrial Corp.
U.S. 2,388,764.
Nov., 13, 1945
- 16.- Schorgen A. W.
F. Burgess Laboratories, Inc.
Agosto 14, 1930.