

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA

Integración de la Industria Química en México
Caso: Acido Tartárico

170

T E S I S
QUE PARA OBTENER
EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO
PRESENTA
JAIME ALBERTO GAONA ORDAZ

1976



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

Tesis

1976

M.T.

172



QUIMICA

JURADO ASIGNADO ORIGINALMENTE SEGUN EL TEMA

Presidente, Prof. ERNESTO RIOS MONTERO.

Vocal, Prof. GUILLERMO CARSOLO PACHECO.

Secretario, Prof. JORGE MARTINEZ MONTES.

1er. Suplente, Prof. JOSE F. GUERRA RECASENS.

2o. Suplente, Prof. MARIO RAMIREZ Y OTERO.

SITIO DONDE SE DESARROLLO EL TEMA:

FACULTAD DE QUIMICA.

Sustentante: JAIME ALBERTO GAONA ORDAZ.

Asesor del Tema: Ing. JORGE MARTINEZ MONTES.

A mis padres :

Por su cariño y apoyo.

A mis hermanos :

Con estímulo y agradecimiento.

A mis familiares y amigos :

Por su interés y consejos.

Al Ing. Jorge Martínez Montes :

Por su gran apoyo y colaboración para realizar este trabajo.

INTEGRACION DE LA INDUSTRIA QUIMICA EN MEXICO

CASO: ACIDO TARTARICO

CAPITULOS:

- 1.- OBJETIVO.
- 2.- ANTECEDENTES.
- 3.- PROCESOS. PROCESO SELECCIONADO.
MERCADO, TENDENCIAS.
APLICACIONES.
- 4.- ANALISIS TECNICO DEL PROCESO.
- 5.- ANALISIS ECONOMICO DEL PROCESO.
- 6.- CONCLUSIONES.
- 7.- BIBLIOGRAFIA.

CAPITULO I

OBJETIVO

CAPITULO I

OBJETIVO

Dentro de los objetivos fijados por el presente trabajo, podemos señalar el hecho de que se trata de encontrar un producto que por su importancia sea factible de producir en México.

Las bases para conocer la importancia del producto, van a estar dadas por la cantidad de producto que se está importando, así como el precio al cual se está importando. Para la creación de una nueva industria, - estos datos sí nos dan una imagen adecuada en cuanto a su importancia.

Otra base para conocer su importancia está dada por el tipo de industria que la importan actualmente, ya que el posible mercado del producto o productos, se puede ver reflejado en el futuro de las industrias -- que lo importan. Así como el grado de importancia que adquiere para ellos el producto, es decir, si lo utilizan como materia prima, como un producto en el proceso o como un producto final.

En cuanto a la factibilidad de producción en México, no solamente tomaremos en cuenta la importancia de su uso, sino la facilidad de su producción, es decir, si se cuenta con la materia prima para su produc_

ción o también si se puede contar en un momento dado con la cantidad suficiente de dicha materia prima. Así como también debemos ver si la tecnología que hay es posible adquirirla fácilmente o si es un problema serio el poder adquirirla.

Otro factor importante es también la economía del producto, ya que posiblemente sería conveniente seguirlo importando, si el proceso no representa una rentabilidad adecuada. Así como la calidad del producto, el cual va a estar en función de la tecnología adoptada para su producción. O sea, que el objetivo principal lo podemos considerar como un esfuerzo modesto, para poder lograr un interés en cuanto a la solución de un problema que representa la importación de productos básicos.

CAPITULO II

ANTECEDENTES

CAPITULO II

ANTECEDENTES

El grado de avance industrial de un país, se manifiesta en su capacidad de abastecerse de aquellos productos derivados de las materias primas que posee.

Esta capacidad de transformación, en el caso de la industria química requiere al menos, contar con los siguientes tres elementos (11):

- a) Capacidad de importación.
- b) Conocimientos técnicos.
- c) Mercados suficientemente grandes para permitir una operación rentable.

a) CAPACIDAD DE IMPORTACION.

La construcción de nuevas instalaciones o la ampliación de las actuales supone un cierto contenido de importaciones, es decir, la adquisición en el extranjero de una parte del equipo importante.

Esta adquisición de equipo varía de acuerdo al proceso, y esta adquisición es lo que constituye el contenido de importación que ha de ser

pagado con divisas.

b) CONOCIMIENTOS TECNICOS.

La falta de conocimientos técnicos, tanto del proceso en sí, como del diseño del equipo y operación del mismo, impide la creación de nuevas plantas o el mejoramiento de las actuales.

Para resolver este problema existen tres posibilidades:

- 1) La no existencia.
- 2) La adquisición de la tecnología por medio de la investigación propia.
- 3) La compra de tecnología.

En la actualidad generalmente, el paso más usual es la compra de tecnología, porque el país carece de una tecnología adecuada y nos enfrentamos al grave problema de la carencia de investigación propia en una forma adecuada.

En el caso de la compra de tecnología, generalmente se le otorga la compra a procesos o compañías de países más altamente industrializados que el nuestro.

En cuanto a las fórmulas de pago, las más comúnmente usadas son (8):

a) Suma global.- Ya sea como pago efectivo en el momento de la tran--

sacción, repartida durante un cierto período, o como una participación de acciones de la compañía que adquiere la tecnología.

- b) Porcentaje de las ganancias.- Si el vendedor está de acuerdo en empezar a cobrar después de que al comprador de este proceso haya obtenido un cierto nivel de utilidades, se tiene la ventaja de una garantía implícita, y de un período de gracia para que el inversionista recupere una parte de su inversión original. Los acuerdos generalmente representan alrededor de 10% de las ganancias de operación, antes de impuestos por un período de 5 a 10 años, pero esto puede cambiar significativamente con el valor de la tecnología y el valor esperado de las ganancias.
- c) Porcentaje de las ventas.- Esta fórmula tiene la desventaja de comprometer al comprador a un pago sin tener en cuenta las ganancias hechas en el proyecto.

Cualquiera de estas fórmulas puede usarse, teniendo en cuenta tres elementos fundamentales de juicio:

- 1) Cantidad total que se va a pagar. Usando cálculos de "valor presente" debe tenerse una idea precisa y clara de la cantidad que se va a pagar.
- 2) Pago en función del tiempo, ya que habrá ocasiones en que se prefiera un pago mayor a valor presente, pero en forma tal que el flujo de

efectivo sea más ventajoso para la empresa.

3) Certidumbre de los elementos que fijan el pago.

Todo lo anterior es de gran importancia, ya que en nuestro país la mayor parte de los procesos que operan, son procesos comprados. Así como también la mayor parte de los proyectos son comprados.

Dentro de la tecnología comprada, es importante tener en cuenta las limitaciones más frecuentes que son:

Limitaciones sobre exportaciones a ciertos países o a todos los países.

Limitaciones sobre el tipo de variaciones que se pueden hacer al producto.

Limitaciones sobre asociaciones futuras o adquisiciones en las operaciones del comprador.

Las diferencias más importantes entre el conocimiento comprado y el adquirido, radica en cuanto a los convenios y limitaciones que pone el propietario del proceso, pero al mismo tiempo le aseguran por completo la realización del proyecto, lo que la investigación por sí misma no puede hacer. Además, la investigación requiere una fuerte inversión de tiempo para la obtención de los datos necesarios para llevar el proyecto a escala industrial.

c) MAGNITUD DEL MERCADO.

Ni la falta de divisas, ni la de conocimientos técnicos, marcan el ritmo de expansión de la Industria Química Nacional.

El factor que determina realmente el ritmo de crecimiento, tanto en la creación de las nuevas industrias, como en la ampliación de las actuales, es la rentabilidad del proceso, la que a su vez, es función directa del mercado para los nuevos productos.

La inversión de capital por unidad de producto, disminuye marcadamente conforme se aumenta la capacidad de producción. Este hecho es significativo, porque si los países en desarrollo no tenemos mercados internos suficientemente grandes para operar con una capacidad de producción adecuada, seguiremos siendo dependientes del extranjero.

El mercado potencial para nuevos productos, se ve reflejado solamente en parte por las importaciones de los productos y por la tendencia en su consumo. Nuestro mercado potencial entonces también estará en función de las industrias que consumen los productos. Y solo así tendremos un mercado más real.

Todo lo anterior lo podemos considerar como un marco de referencia, para nuestro producto que es el Acido Tartárico, porque todos los factores señalados se tomarán en cuenta para hacer un estudio de factibilidad de producción de Acido Tartárico en México.

Conclusiones

Todos estos factores serán tomados en cuenta en los capítulos --
que siguen.

CAPITULO III

PROCESOS. PROCESO SELECCIONADO.

MERCADO. TENDENCIAS.

APLICACIONES

CAPITULO III

PROCESOS. PROCESO SELECCIONADO

MERCADO. TENDENCIAS.

APLICACIONES

PROCESOS DE OBTENCION.

La mayoría de los procesos actuales para la obtención de ácido tartárico, son dependientes de los subproductos de la industria vitivinícola y debido a esto, se tienen limitaciones en cuanto a la disponibilidad de materias primas en las cantidades requeridas. (4) (19)

Debido a esta dependencia directa de la industria del vino, se tiene también el problema de grandes fluctuaciones en el precio de la materia prima, ya que en un año se puede tener un precio bajo y al próximo un precio alto, ya que el precio estará en relación con la cosecha de uva.

Otra consideración, es que algunos de los métodos sintéticos conocidos dan por resultado el isómero (+) (la forma natural), otros dan isómeros mezclados incluyendo mezclas racémicas o isómeros meso. Los productos que contienen isómeros no naturales, tienen algunos países que recibir permiso para su uso alimenticio o farmacéutico.

PRECIOS
RAZONES DE CAMBIO

Los siguientes son los procesos de síntesis más comunes:

↓
 FERMENTACION.- Este proceso consiste en la obtención de ácido (+) - tartárico por fermentación bacteriana de glucosa y ha sido descrito por Kamlet.

↑
 Este isómero también puede obtenerse por fermentación del ácido 5-ceto-glucónico, de acuerdo al proceso de Lockwood y Nelson.

Estos métodos de fermentación son recomendados de acuerdo a la posibilidad técnica de efectuar los procesos.

↓
 OXIDACION DEL ACIDO 5-CETO-D-GLUCONICO.- La conversión del ácido 5-ceto-D-glucónico por oxidación química también ha sido utilizada. La materia prima, que es obtenida por fermentación del ácido glucónico o de la glucono- δ -lactona (y últimamente de la glucosa), tiene una estructura que favorece el rompimiento en los carbonos 4 y 5, dando el esqueleto del carbono 4 de la molécula del ácido tartárico.

De acuerdo al método de Pasternack y Brown la conversión se -- lleva a cabo con oxígeno gaseoso, con pentóxido de vanadio o dióxido de manganeso como catalizador. Otros catalizadores que pueden usarse son sa-- les de cobalto y titanio.

El método de Barch utiliza ácido nítrico como agente oxidante y vanadio o sales de vanadio como catalizador.



Ambos procesos que son relativamente costosos, tienen como ventaja la obtención de ácido (+) tartárico con muy pequeñas cantidades de los otros isómeros.

OXIDACION DE CARBOHIDRATOS.- Este proceso, en el cual el ácido nítrico se usa como agente oxidante, se ha aplicado a varios carbohidratos, principalmente a la glucosa.

El principal problema que eleva el costo de este proceso, es la separación del ácido tartárico. De los estudios realizados por este proceso, no se sabe con certeza cuanta cantidad de ácido tartárico se forma, aunque en teoría la molécula de la dextrosa se divide entre los carbonos 4 y 5 con lo cual dará un residuo del carbono 4 con una estructura (+) y por lo tanto dará el (+) tartárico. El rompimiento en este punto también nos da residuo en el carbono 2, que nos puede dar ácido oxálico.

OXIDACION DE ACIDO FUMARICO O MALEICO.- Un proceso para la oxidación del ácido fumárico o maléico, que dan ácido DL-tartárico o ácido meso tartárico fué descrito por Terry y Milas. Braun aplicó este proceso al ácido fumárico solamente para obtener ácido DL-tartárico. En ambos casos utilizaron un clorato como agente oxidante y catalizado con tetróxido de osmio, una sustancia tóxica y costosa.

Church y Blumberg, más tarde utilizaron ácido maléico como ma

teria prima, peróxido de hidrógeno como agente oxidante, y ácido tungstí- nico como catalizador. Ellos establecieron que el rendimiento del ácido -- DL-tartárico era alto y requiere una purificación mínima. (5)

Este proceso estaba marginado por costos competitivos. Pero es -- posible utilizando anhídrido maléico, teniendo una forma de captar las --- aguas madres del proceso.

El proceso seleccionado para el presente trabajo, es el proceso -- original de Church y Blumberg con algunas modificaciones, seleccionamos -- este proceso debido a que los otros procesos sintéticos presentan una serie -- de dificultades como las señaladas en párrafos anteriores, además este pro- ceso resulta atractivo si se cuenta con cantidades suficientes de anhídrido- maléico y se pueden recuperar las aguas madres, lo cual nos da una gran -- ventaja al tener pérdidas muy pequeñas del catalizador.

PROCESO SELECCIONADO.- Oxidación de anhídrido maléico con peróxi- do de hidrógeno.

La siguiente descripción del proceso es de acuerdo a la Patente Alemana No. 2 016 668 (12), y a la Patente Francesa No. 2 040 732 - (13):

El siguiente proceso, se refiere a un procedimiento con circula- ción para preparar el ácido tartárico, por hidroxilación de anhídrido maléi-

co por medio de una solución acuosa de peróxido de hidrógeno, en la presencia de ácido wolfrámico como catalizador.

Se ha podido preparar el ácido tartárico, mediante un sistema — que consiste en epoxidar el anhídrido maléico a ácido epoxisuccínico, por medio de una solución acuosa de peróxido de hidrógeno en la presencia de ácido wolfrámico como catalizador, hidrolizando después el ácido epoxisuccínico a ácido tartárico, cristalizando el ácido tartárico, separándolo del medio de reacción y recirculando las aguas madres de cristalización a la etapa de epoxidación para después repetir el ciclo.

Sin embargo, al recircularse las aguas madres de la cristalización se pudo comprobar que disminuye fuertemente la velocidad de epoxidación y se pudo comprobar que este fenómeno se puede atribuir al ácido tartárico del que están saturadas las aguas madres recirculadas.

Sin embargo, como es sabido también es posible reaccionar el ácido tartárico con el peróxido de hidrógeno, para obtener el ácido fórmico y el ácido carbónico, lo cual es desventajoso para el rendimiento total de este procedimiento.

Dentro del marco de este procedimiento, se encontró una mejoría práctica (12), (13), que permite la eliminación del ácido tartárico, con que se encuentran saturadas las aguas madres de la cristalización antes de su recirculación, y todo ello evitando la eliminación simultánea del ca

talizador de epoxidación.

El procedimiento cíclico mejorado, consiste en epoxidar el anhídrido maléico o ácido epoxisuccínico, por medio de una solución acuosa - de peróxido de hidrógeno en la presencia de ácido wolfrámico como catalizador y luego efectuar una hidrólisis del ácido epoxisuccínico para obtener el ácido tartárico, enfriando el medio de reacción para recristalizar el ácido tartárico, que se separa de este medio de reacción y a continuación -- por precipitación se elimina el ácido tartárico como una sal insoluble del tipo alcalino o alcalinotérreo, del cual están saturadas las aguas madres de la cristalización, para después recircular estas aguas madres que contienen el catalizador a la etapa de epoxidación.

De preferencia se precipita el resto del ácido tartárico, como - tartrato de potasio ácido o como tartrato de calcio que se separa por filtración. Estas sales pueden ser aprovechadas como tales, en la industria alimenticia, o también se pueden convertir en el ácido tartárico.

El ácido tartárico obtenido según el proceso, puede suplir ventajosamente al ácido tartárico natural, en la mayoría de sus aplicaciones, la ventaja principal del proceso radica en el hecho de que al recircularse las aguas madres purificadas, queda incrementada notablemente la velocidad - de epoxidación del ácido maléico.

En la realización del proceso (12), (13), se prevee para lo--

grar un rendimiento óptimo de ácido tartárico y a la vez obtener el máximo aprovechamiento del peróxido de hidrógeno, efectuar la hidroxilación - en dos partes: la primera etapa consiste en el método de epoxidar el ácido maléico a ácido epoxisuccínico por medio de una solución acuosa de peróxido de hidrógeno en la presencia de ácido wolfrámico como catalizador, a una temperatura relativamente moderada de un orden de 70°C aproximadamente, hasta gastarse la mayor parte del peróxido de hidrógeno, para después hidrolizar en una segunda etapa, el ácido epoxisuccínico a el ácido tartárico, por ejemplo por calentamiento del medio de reacción a la temperatura de reflujo.

Sin embargo, en la práctica no es posible separar rígidamente -- las dos etapas del ácido epoxisuccínico, ya que se hidroliza en el reactor de epoxidación. Luego se enfría en el medio de reacción a una temperatura suficientemente baja, preferentemente entre 0-5°C, para precipitar el -- ácido succínico que se obtiene por filtrado.

Las aguas madres de la cristalización, que en forma disuelta con tienen el catalizador (ácido wolfrámico), al resto del ácido succínico y al ácido maléico no reaccionado, se retorna a la epoxidación, a donde se mandan por otra parte cargas frescas de peróxido de hidrógeno y ácido maléico para repetir el ciclo.

En este procedimiento de circulación, se prevee todavía entre --

las etapas de hidrólisis y la cristalización, una evaporación de una parte - del agua presente para mantener en un valor constante el volumen del medio de reacción.

Para llevar a cabo el proceso, se pueden aprovechar soluciones - acuosas de peróxido de hidrógeno de diferentes concentraciones, en la prác - tica se utilizan soluciones comerciales, ventajosamente de 30 a 70%, el - ácido maléico puede agregarse en forma de su anhídrido o su sal, también en sus sales ácidas en cuyo caso las cantidades pueden ascender casi hasta el nivel de saturación en el medio, a la temperatura de epoxidación.

Por lo que se refiere a la relación de reactivos durante la ali - mentación, es posible trabajar en una relación molar del ácido maléico res - pecto al peróxido de hidrógeno de 0.8 a 1.5. Puesto que el peróxido de - hidrógeno es el reactivo menos estable, se prefiere aplicar un exceso con - respecto a la cantidad estequiométrica.

Como catalizador de ácido wolfrámico es posible utilizar óxido, el propio ácido o sus sales. Se le utiliza en una cantidad de 0.5% como - mínimo y 5% en peso como máximo, expresado como WO_3 y en relación - al ácido maléico presente.

Los siguientes ejemplos, tienen por objeto ilustrar el proceso y - facilitar su mejor entendimiento.

1.- Influencia de la concentración en el ácido tartárico presente en el medio de reacción sobre la velocidad de epoxidación del ácido maléico.

Los ensayos se llevaron a cabo bajo las mismas condiciones de temperatura como en el ciclo de fabricación, es decir a 70°C. (12), --- (13).

Los resultados están consignados en la Tabla I.

T A B L A I

No. DE PRUEBA	COMPOSICION DE LA SOLUCION DE ENTRADA EN g/ Kg					SOLUCION DE SALIDA			VELOCIDAD DE REACCION EN MOLES DE ACIDO MALEICO CONVERTIDO EN hr/lit
	H ₂ O ₂	ANHIDRIDO DE ACIDO MALEICO	ACIDO TARTARICO	Na ₂ WO ₄ 2H ₂ O	AGUA	CANTIDAD EN g/hr	CONCENTRACION DE H ₂ O ₂ EN g/hr	CONCENTRACION ACIDO -- TARTARICO EN -- g/Kg	
1	40.5	140.1	0	1.95	817.5	731	20.2	3.4	0.478
						737	20.6	3.6	0.501
2	40.5	140.1	25	1.95	792.5	333	20.2	33.0	0.236
						380	20.6	32.9	0.286
3	27.4	106	50	1.95	814.6	573	18.3	53.0	0.214
						593	21.0	51.9	0.211
4	27.4	106	75	1.95	789.6	390	19.3	75.2	0.116
						414	21.6	75.5	0.138

II.- Ensayo de la precipitación como tartrato ácido de potasio.

Los resultados de estas pruebas de precipitación del ácido tartárico, todavía presente en las aguas madres de la cristalización, se dan en la Tabla II. (12), (13).

Puesto que el tartrato de potasio natural, es en alta medida soluble en el medio de reacción, en tanto que el tartrato potásico ácido es — muy poco soluble, en orden de 2.5 g/Kg., es necesario neutralizar exactamente la primera función del ácido, tal como se indica en la prueba 5.

Al compararse los ensayos 6 y 7, se comprueba que hay que neutralizar las funciones ácidas más fuertes, como aquellas del ácido tartárico y especialmente la primera función ácida del ácido maléico que no ha reaccionado en la epoxidación y que nuevamente se encuentra presente en las aguas madres. Los resultados de la tabla muestran que la precipitación de tartrato de potasio ácido a ácido tartárico, es la cristalización efectuada a las aguas madres entre 2-3°C, da un rendimiento de 90%.

T A B L A I I

No. DE PRUEBA	SOLUCION DE PARTIDA 1 Kg.		AGENTE DE NEUTRALIZACION	PRECIPITADO COLECCIONADO DESPUES DE 1 hr y 30 min a 2-3°C	
	ACIDO TARTARICO EN MOLES	ACIDO MA- LEICO EN MOLES	KOH 1 N EN MOLES	EN MOLES	$\text{KHC}_4\text{H}_4\text{O}_6$ % MOLAR CON RESPECTO AL ACIDO TARTARICO UTI- LIZADO
5	0.427	----	0.427	0.391	91.5
6	0.427	0.715	0.427	0.213	50
7	0.427	0.715	1.142	0.392	91.9

III.- Ensayos para precipitar el material como tartrato de calcio.

Se llevaron a cabo una serie de ensayos, para precipitar el ácido tartárico como tartrato de calcio, con una solución sintética que solamente contenía el ácido tartárico y al ácido wolfrámico como catalizador, con el objeto de observar el comportamiento de estos dos componentes, que estaban presentes simultáneamente. Los resultados se dan en la Tabla III. - (12), (13).

Con respecto al ensayo 8, los ensayos 9 y 10 demuestran que es posible precipitar el tartrato de calcio sin precipitar el ácido wolfrámico, cuando cada mol de ácido tartárico se neutraliza sucesivamente con el agente básico.

Los ensayos 11 y 12, muestran que es posible, hacer precipitar entonces al wolframato de calcio, si así fuese deseado, lo cual es de importancia, cuando el catalizador ha perdido parte de su actividad, después de varios ciclos de fabricación y cuando se le debe reactivar.

Los resultados de los ensayos de precipitar el ácido tartárico como wolframato de calcio, que se encuentra presente en las soluciones obtenidas en la práctica, es decir en las aguas madres de la cristalización, -- que también contienen el ácido maléico no reaccionado en la epoxidación, se dan en la Tabla IV. (12), (13).

En este caso, también los ensayos demuestran, que basta neutrali

zar a la primera función ácida del ácido maléico presente, para precipitar al ácido tartárico, como tartrato de calcio con una efectividad casi total.

T A B L A I I I

NO. DE PRUEBA	SOLUCION DE PARTIDA 1 lt		MEDIO NEUTRALIZADOR		PRECIPITADO RECOGIDO DESPUES DE 1 HORA A TEMPERATURA AMBIENTE			
	ACIDO TARTARICO EN 10^{-3} MOLES	$\text{Na}_2\text{WO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ EN 10^{-3} MOLES	$\text{Ca}(\text{OH})_2$ EN 10^{-3} MOLES	PESO EN gr	$\text{CaC}_4\text{H}_4\text{O}_6$ 4H_2 % EN PESO DEL PESO TOTAL	CaWO_4 % EN PE SO DEL PESO TO TAL	% MOLAR DEL ACIDO TARTA- RICO UTILIZA- DO	% MOLAR DEL WO_3 UTILIZADO
8	53.3	----	53.3	13.55	100	-----	97.8	----
9	53.3	26.6	53.3	13.65	99.4	0.4	98	0.8
10	53.3	53.3	53.3	13.80	99.0	0.6	98.6	0.5
11	53.3	26.6	106.6	21.55	63.6	33.4	99	94
12	53.3	53.3	106.6	28.75	48.6	47.8	100	90

T A B L A I V

No. DE PRUEBA	SOLUCION DE PARTIDA 1 Kg			AGENTE DE NEUTRALIZACION	PRECIPITADO RECOGIDO DESPUES DE 30 MINUTOS A LA TEMPERATURA AMBIENTE	
	ACIDO TARTARICO EN MOLES	ACIDO MALEICO EN MOLES	$\text{Na}_2\text{WO}_4 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$ En gr	CaCO_3 SOLIDO EN MOLES	EN MOLES	$\text{CaC}_4\text{H}_4\text{O}_6 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$ % MOLAR CON RESPECTO AL ACIDO TARTARICO EMPLEADO
13	0.427	0.715	----	0.427	0.327	76.6
14	0.427	0.715	----	0.785	0.425	99.5
15	----	0.715	4	0.358	----	----
16	0.427	0.715	4	0.785	0.426	99.8

La Figura 1, es un diagrama de bloques del proceso seleccionado, (12), (13). Esta instalación comprende un tanque de disolución, equipado con un sistema de agitación, que es alimentado con anhídrido de ácido maléico, agua y las aguas madres de la recirculación. La disolución se lleva a cabo a temperatura ambiente.

La solución de este tanque, pasa a un primer reactor de epoxidación, que está provisto de un mecanismo de agitación y que tiene condiciones de temperatura de 70°C. Este reactor también es alimentado con una solución acuosa de peróxido de hidrógeno y está provisto de un desgasificador para facilitar la desgasificación del reactor.

La mezcla de reacción pasa a un segundo reactor de epoxidación donde llega a su fin la reacción de epoxidación a una temperatura de 70°C. Este reactor también está equipado con un conducto de aereación o ventilación. Del segundo reactor, la mezcla de reacción pasa al recipiente de hidrolización, donde se hidroliza el ácido epoxisuccínico a una temperatura de 102°C para obtener el ácido tartárico.

La mezcla hidrolizada se transporta al cristalizador, en el cual se enfría a una temperatura de 0°C. A continuación pasa la masa pastosa, a un filtro al cual se le introduce agua para lavar o purgar el precipitado de ácido tartárico.

El ácido tartárico es cargado a un secador rotatorio, en donde -

se seca a una temperatura de 100°C. Del secador obtenemos vapor de agua y ácido tartárico seco.

Las aguas madres saturadas con ácido tartárico, se pasan del filtro a un recipiente precipitador, en el cual se introduce un agente neutralizante y este recipiente de precipitación también tiene un sistema de aeración. La suspensión formada en el precipitador, se pasa a un filtro, al cual se le introduce el agua requerida para lavar el precipitado de tartrato. El propio tartrato es cargado a un secador rotatorio, en el cual se separa el agua y el tartrato seco.

Las aguas madres del filtro, se someten a una purificación, en la cual se separa una parte y el resto del material es recirculado al recipiente de disolución.

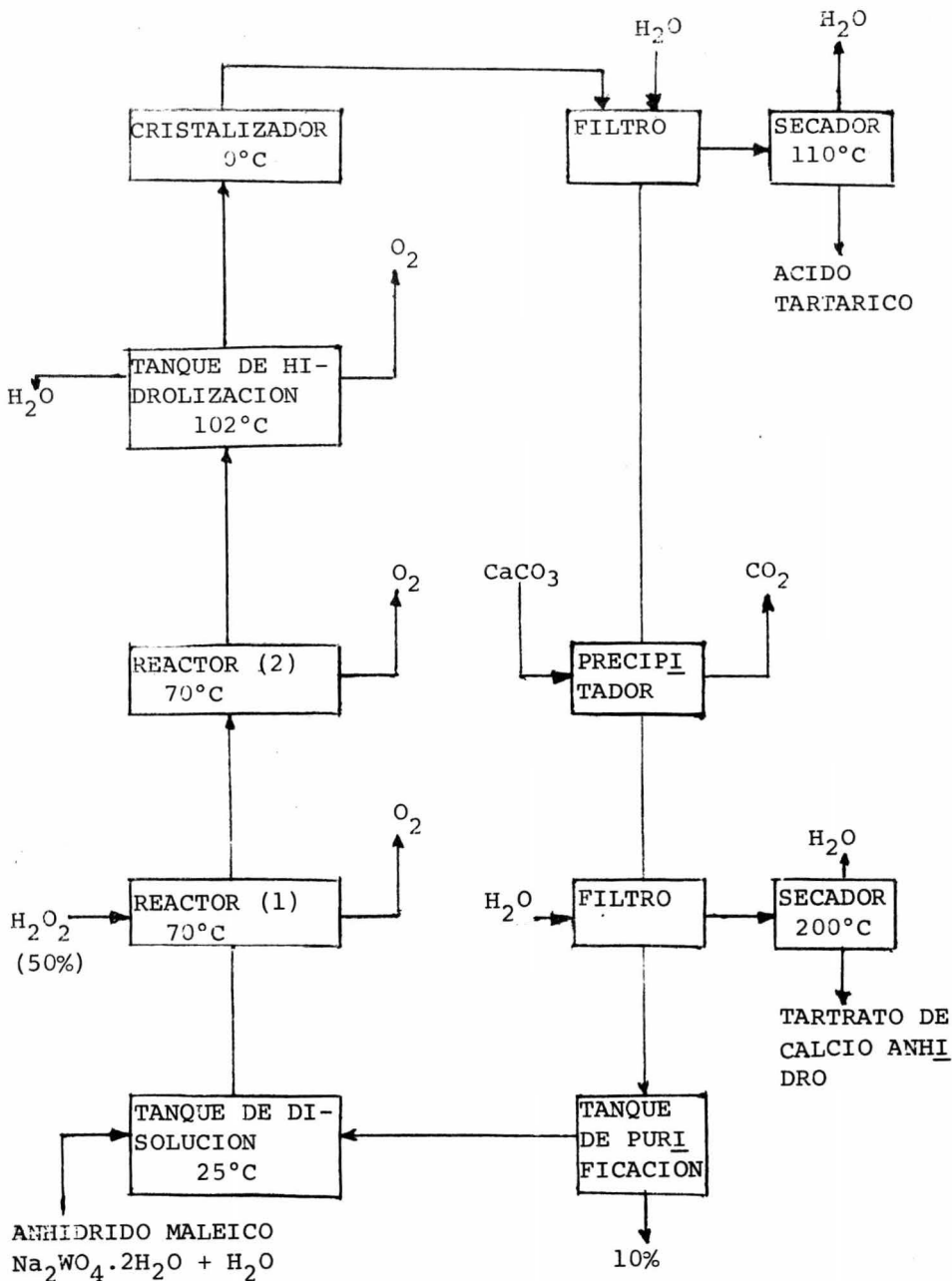


FIGURA 1

DIAGRAMA DE BLOQUES

ANÁLISIS Y TENDENCIA DEL MERCADO.

Para el análisis del mercado, seguiremos un procedimiento señalado por el Prof. José Giral B. (8).

1) Descripción del producto.

El ácido tartárico cuya fórmula es $C_4H_6O_4$, es un dihidroxiácido dibásico. Lo que se usa comercialmente es el ácido tartárico en su forma natural (+).

Propiedades Físicas.- El ácido tartárico comercial (+), cuando se cristaliza con soluciones acuosas arriba de $5^\circ C$, se obtiene en su forma anhidra. Los cristales son incoloros o translúcidos. Abajo de $5^\circ C$, el ácido tartárico forma un monohidrato inestable aún a temperatura ambiente. - Los cristales anhidros corresponden al sistema monocíclico y funden a $160-170^\circ C$. Su gravedad específica a $20^\circ C$ es 1.76. La rotación óptica de una solución acuosa varía con la concentración. Para una concentración c entre 20 y 50% $[\alpha] = 15.050^\circ - 0.1535c$. Los cristales sólidos son levorotativos, de una capa de 1 cm será -114° .

El ácido tartárico es un ácido orgánico fuerte con constantes de disociación $pK_1: 1.04 \times 10^{-3}$ y $pK_2: 4.55 \times 10^{-5}$ ($25^\circ C$).

La solubilidad del ácido tartárico (+), es a $20^\circ C$ de 139 g/100 g H_2O .

Propiedades Químicas.- Cuando el ácido tartárico libre es calentado arriba de su punto de fusión (170°C), se forman los anhídridos amorfos los cuales a ebullición con agua regeneran el ácido. Un mayor calentamiento causa la formación simultánea de ácido piruvico y ácido pirotartárico, y finalmente un residuo carbonizado negro.

El peróxido de hidrógeno en presencia de la sal ferrosa nos da el ácido dihidroximaléico. La nitración del ácido nos da un éster dinitrado el cual por hidrolisis se convierte en ácido dihidroxitartárico.

El ácido tartárico se reduce por pasos con ácido yodhídrico, primero a ácido D-málico y después a ácido succínico.

Es común con otros ácidos hidroxiorgánicos, el ácido tartárico -- tiene la cualidad de formar complejos con algunos iones metálicos. Debido a esta propiedad, el ácido tartárico y sus sales son usados como agentes secuestrantes.

Las sales de importancia comercial son:

Tartrato ácido de potasio (crémor tártaro, bitartrato de potasio) solubilidad en gr/100 ml de agua es 0.6 a 20°C y 6.1 a 100°C .

Tartrato de sodio y potasio (sal de Rochelle), solubilidad en gr/100 ml de agua es 26 a 26°C y 66 a 100°C .

Tartrato de antimonio y potasio (tártaro emético), solubilidad en gr/100 ml de agua es 8.7 a 25°C y 35.7 a 100°C .

Tartrato de calcio, es generalmente un intermediario en la producción del ácido tartárico.

Propiedades Fisiológicas.- El ácido tartárico y los tartratos son poco absorbidos por el intestino. Su metabolismo se diferencia al metabolismo del ácido cítrico, en que el ácido tartárico es únicamente poco oxidado. El ácido que se llega a absorber es excretado en la orina sin ningún cambio. Los tartratos ácidos tienden a incrementar la acidez del sistema, - en grandes dosis son perjudiciales a los riñones.

2) Análisis de las industrias consumidoras.

a) Determinación del consumo aparente en volumen y valor.

Para la determinación del consumo aparente, podemos utilizar los datos proporcionados por la Dirección General de Estadística de la Secretaría de Industria y Comercio. (1) De los anuarios, obtuvimos los siguientes datos:

AÑO	CANTIDAD EN Kg.L.	CANTIDAD EN \$
1965	770 059	6 383 087
1966	860 968	7 379 226
1967	923 548	8 556 441
1968	863 370	8 390 113
1969	936 246	9 250 055
1970	1 171 467	11 684 078
1971	1 178 798	12 169 000
1972	1 026 961	11 171 986
1973	1 029 968	13 569 446
1974	828 229	18 925 023

b) Consumo por usos.

En cuanto al consumo por usos, podemos señalar que de acuerdo a la investigación llevada a cabo entre los consumidores, las industrias consumidoras representan los siguientes porcentajes:

Industria refresquera el 40%.

Industria farmacéutica el 40%.

Otras industrias el 20%.

c) Distribución geográfica del consumo.

Tomando como base el estudio entre los consumidores, podemos - establecer respecto a la distribución geográfica del consumo, que la mayor parte de éste se encuentra en el área geográfica denominada Valle de México, este consumo nos representa aproximadamente un 90% del mercado total.

d) Principales consumidores y su localización.

Dentro de los principales consumidores podemos señalar:

Richardson Merrell, S.A., que se encuentra localizado en el municipio de Naucalpan, Estado de México, y que representa el 16% del -- consumo total.

Artículos Mundet para Embotelladoras, S.A., que se encuentra - localizado en las calles de Sabino # 329, de México, D.F., y representa un 9% del consumo total.

OTERLA
DISTRIBUCION GEOGRAFICA

Proveedores Químicos Generales, S.A., que se encuentra localizado en la calle de Cerrada de Ceylán # 539, de México, D.F., y representa un 9% del consumo total.

Embotteladora Mexicana, S.A., que se encuentra localizado en la Avenida Coyoacán # 1617, en México, D.F., y que representa un 8% del consumo total.

e) Consumo potencial en función de los precios actuales y de los usos.

Para hacer el análisis del pronóstico, consideramos el porcentaje que representa cada industria en el consumo total. Y con esta base tomamos el crecimiento que han tenido estas industrias en los últimos años, para determinar las necesidades de los consumidores en los próximos años.

Para el pronóstico, tomamos como base el año de 1974.

	<u>1974</u>	<u>% de consumo</u>	<u>Incremento anual</u>
Industria Refresquera	331 Ton.	40%	15.2 %
Industria Farmacéutica	331 Ton.	40%	12 %
Otras Industrias	<u>165 Ton.</u>	<u>20%</u>	5 %
T o t a l	827 Ton.	100%	

+

DEMANDAS

↑

MARZO 1974 - 02

+

100.00

at

El pronóstico lo hacemos para 10 años:

	<u>1975</u>	<u>1976</u>	<u>1977</u>	<u>1978</u>	<u>1979</u>	<u>1980</u>	<u>1981</u>
I.R. (Toneladas)	381	439	506	583	672	774	892
I.F. (Toneladas)	371	415	455	521	583	654	732
O.I. (Toneladas)	<u>173</u>	<u>182</u>	<u>191</u>	<u>201</u>	<u>211</u>	<u>222</u>	<u>233</u>
Total (Toneladas)	925	1 036	1 162	1 305	1 466	1 650	1 857
	<u>1982</u>	<u>1983</u>	<u>1984</u>				
I.R. (Toneladas)	1 028	1 184	1 364				
I.F. (Toneladas)	820	919	1 029				
O.I. (Toneladas)	<u>245</u>	<u>257</u>	<u>270</u>				
Total (Toneladas)	2 093	2 360	2 663				

También es importante señalar con respecto al mercado, que en la actualidad el incremento en el costo, ha provocado una disminución en su uso, siendo sustituido por el ácido cítrico. Considerando esta posibilidad, hicimos una investigación entre los consumidores, para determinar que ventajas les daba el hecho de utilizar el ácido cítrico. Dentro de las conclusiones a esta sustitución podemos señalar como importantes las siguientes:

La sustitución se hace por el aspecto económico, es decir se vieron en la necesidad de sustituirlo por cuestión de costos.

En cuanto a la sustitución, no es del todo satisfactoria, ya que

TENDENCIAS

el ácido cítrico presenta un sabor diferente, además de que su metabolismo es distinto, lo cual presenta problemas para el consumidor.

USOS.

En la fabricación de bebidas gaseosas especialmente de uvas.

Es ampliamente usado en tabletas y polvos efervescentes, frecuentemente en mezcla con cítricos.

Como acidulante en postres de gelatina y en frutas gelatinosas, -jaleas, vinagres, etc.

Como agente coagulante del Latex.

Como material de proceso en la fabricación de hule sintético, en la fabricación de dentífricos, substitutos del celuloide, etc.

En la limpieza y pulido de metales.

En la industria textil, para controlar la liberación del cloro del polvo de blanquear en el estampado de calcio, también como ingrediente - de baños colorantes.

En trabajos fotográficos para imprimir y revelar. Algunas sales de fierro son fotosensibles y por lo tanto encuentran aplicación en heliografía.

La propiedad secuestrante del ácido tartárico y sus sales alcalinas lo hacen útil en electroquímica, como por ejemplo en el cobrizado con baños de cianuro y sal de Rochelle, y como secuestrante en el grabado de aluminio.

CAPITULO IV

ANALISIS TECNICO

CAPITULO IV

ANALISIS TECNICO

El proceso seleccionado, es un proceso mediante la oxidación - de Anhídrido Maléico con Peróxido de Hidrógeno, de acuerdo a las siguientes patentes: Patente Alemana No. 2 016 668, del 10 de abril de 1969 -- (12), Patente Francesa No. 2 040 732, del 22 de enero de 1971 (13).

La finalidad de este capítulo, es indicar las características fundamentales del equipo empleado en el proceso.

Dimensionamiento del equipo:

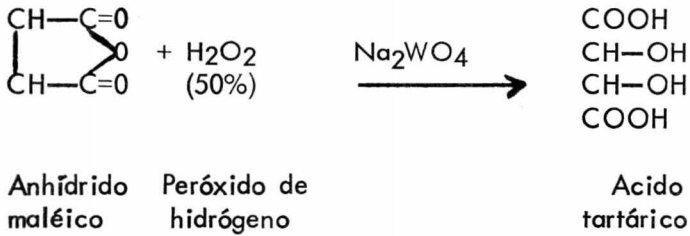
Con base en la proyección del mercado y considerando el porcentaje de crecimiento, se propone un diseño para que la unidad productiva opere a su máxima capacidad, en el quinto año de operaciones.

Tomando como base 300 días laborables al año:

Capacidad diaria: $1\ 466\ \text{Ton/año}/300\ \text{días} = 4.88\ \text{Ton/día}$.

Debido a que el proceso es continuo, tomaremos como base para el dimensionamiento del equipo: 1 hora de trabajo.

Reacción Principal:



El diagrama de flujo de todo el proceso se encuentra en la Figura 2.

Requerimientos de materias primas y volumen de producto terminado:

	<u>Kg</u>	<u>Peso Molecular</u>	<u>Kg mol</u>
Anhídrido maléico	157.006	98.06	1.60
Peróxido de hidrógeno	127.282	34.00	3.74
Acido tartárico	203.61	150.09	1.35

% de conversión con respecto al anhídrido maléico consumido:

% de conversión: cantidad que reacciona/cantidad disponible

% de conversión: $153.865/157.006 \times 100 : 98 \%$

Tanque de disolución:

Balance de materiales:

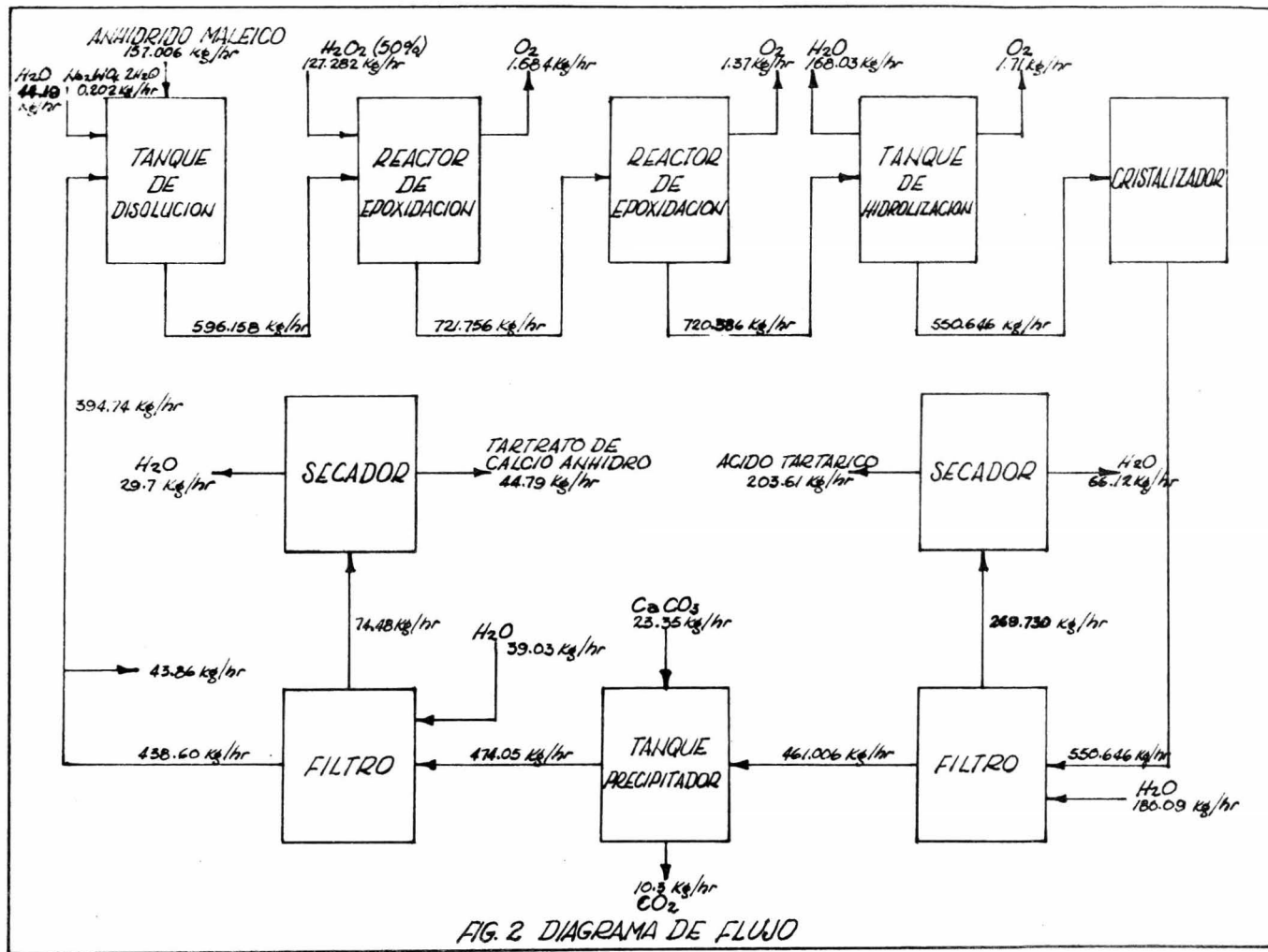


FIG. 2 DIAGRAMA DE FLUJO

Entradas		Salidas	
Anhídrido Maléico	157.006 kg/hr		
Aguas madres	394.740 kg/hr		
Agua	44.190 kg/hr	Solución	596.158 kg/hr
$\text{Na}_2\text{WO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$	<u>0.222 kg/hr</u>		
	596.158 kg/hr		

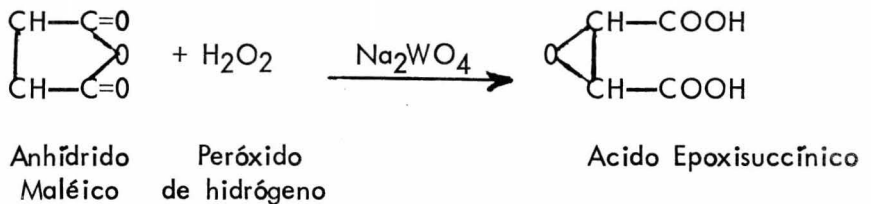
Densidad de la solución de entrada: 1.686 kg/lit.

Volumen: masa/densidad: 596.158 kg/1.686 kg/lit: 354 lts.

Reactor de epoxidación:

Entradas		Salidas	
Solución	596.158 kg/hr	Solución	721.756 kg/hr
H_2O_2 (50%)	127.282 kg/hr	O_2	1.684 kg/hr

Reacción principal que se verifica en los dos reactores:



Balace de energía:

$$\Delta H_R: \Delta H_p - \Delta H_r$$

$$\Delta H_R: (m_{Cp} \Delta T)_{A.E.} - (m_{Cp} \Delta T)_{A.M.} - (m_{Cp} \Delta T)_{\text{H}_2\text{O}_2}$$

$$\Delta H_R: (1112 \text{ gmol/hr} \times 0.248 \text{ cal/gmol } ^\circ\text{K}) (343-300 \text{ } ^\circ\text{K}) - (1600 \text{ gmol/hr} \\ \times 0.415 \text{ cal/gmol } ^\circ\text{K}) (3740 \text{ gmol/hr} \times 8.35 \text{ cal/gmol } ^\circ\text{K}) (300 - \\ 298^\circ\text{K})$$

$$\Delta H_R: - 51.93 \text{ Kcal/hr}$$

Capacidad del reactor:

La velocidad de reacción estará dada por la siguiente ecuación:

(17)

$$r: k | A | | B |$$

en donde: k: 0.076 lt/(hr)(gmol) (12)(13).

$$r: (0.076 \text{ lt/(hr)(gmol)}) \times (2.34 \text{ gmol/lt}) \times (4.47 \text{ gmol/lt})$$

$$r: 0.795 \text{ moles de anhídrido maléico/(lt)(hr)}$$

Para determinar el volumen podemos utilizar la ecuación: (17)

$$V/F: (x_e - x_F/r_e)$$

$$V: F (x_e - x_F/r_e)$$

$$V: 723.44 \text{ kg/hr} (2.34 \text{ gmol/hr} - 1.6 \text{ gmol/hr}/0.795 \text{ gmol/} \\ \text{--} \\ \text{(lt)(hr)})$$

$$V: 670 \text{ lts.}$$

El tiempo de residencia estará dado por la relación: (17)

$$\theta: V/F/\rho$$

$$\theta: 670 \text{ lts}/723.44 \text{ kg/hr}/1.08 \text{ kg/lt}: 1 \text{ hr}$$

Reactor de epoxidación (2):

Entradas		Salidas	
Solución	721.756 kg/hr	Solución	720.86 kg/hr
		O ₂	<u>1.37 kg/hr</u>
			721.756 kg/hr

Capacidad del reactor:

Para este reactor el valor de k: 0.406 lt/(hr)(gmol):(12),(13).

r: (0.406 lt/(hr)(gmol) x (0.926 gmol/lt) x (1 gmol/lt)

r: 0.376 moles de Anhídrido Maléico/(lt)(hr)

El volumen será:

V: 721.756 kg/hr x (0.926 gmol/lt - 0.568 gmol/lt)/0.376 gmol/
(lt)(hr)

V: 687.2 lts.

El tiempo de residencia será:

θ : 687.2 lts/721.756 kg/hr/1.05 kg/lt: 1 hr

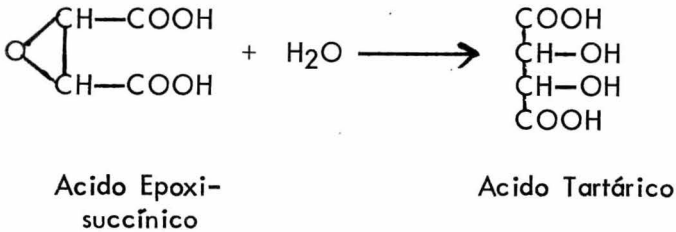
Recipiente de hidrolización:

Balance de materiales:

Entradas		Salidas	
Solución	720.386 kg/hr	Solución	550.646 kg/hr
		O ₂	1.71 kg/hr
		H ₂ O	168.03 kg/hr

Balance de energía:

Reacción que se verifica:



$$\Delta H_R: \Delta H_p - \Delta H_r$$

$$\Delta H_R: (m_{Cp} \Delta T)_{A.T.} - (m_{Cp} \Delta T)_{A.E.}$$

$$\Delta H_R: (15560 \text{ gmol/hr} \times 0.366 \text{ cal/gmol } ^\circ\text{K}) (375-343 \text{ } ^\circ\text{K}) - (1544 \text{ gmol/hr} \times 0.248 \text{ cal/gmol } ^\circ\text{K}) (375-343 \text{ } ^\circ\text{K}).$$

$$\Delta H_R: - 170 \text{ Kcal/hr}$$

Volumen del recipiente:

Densidad de la solución: 1.01 kg/lit

V: masa/densidad: 720.386 kg/1.01 kg/lit

V: 713.25 lts.

Cristalizador:

Cantidad por hora: 550.65 kg/hr

Cantidad de ácido tartárico por hora: 235.87 kg/hr

Calor de cristalización del ácido tartárico: -23 Kcal/kg

La solución se enfría de 102° a 0°C.

Calor específico de la solución: 0.65 Kcal/kg mol °C.

La salmuera de enfriamiento entra a -5°C y sale a 5°C.

El coeficiente U de transferencia de calor es 48 Kcal/(m²)(hr)(°C)

Calor a eliminar de la solución:

Para enfriar: (550.65 kg/hr)(0.65 Kcal/kgmol °C)(102-0°C): 36 508 $\frac{\text{Kcal}}{\text{hr}}$

Para cristalizar: (235.87 kg/hr)(-23 Kcal/kg): - 5 425 Kcal/hr

Calor total: 31 083 Kcal/hr

(ΔT)_m: (102 - 5) - (0 - (-5)) / 2.3 log 102-5/ 0-(-5): 31.1°C

Area de transferencia: Q/U (ΔT)_m: 31 083 Kcal/hr/48 Kcal/(m²)(hr)(°C)

x 31.1°C: 20.89 m²

Filtro de ácido tartárico:

Para una filtración a presión constante, podemos usar una ecuación de la siguiente forma (14):

$$\theta/V/A: K'p (V/A) C \quad \dots(1)$$

Donde:

θ : tiempo de filtrado en segundos.

V: volumen de filtrado en cm^3 .

A: área de filtración en cm^2 .

$K'p$: m ; pendiente de la recta obtenida en la gráfica experimental.

c ; b : ordenada al origen de la gráfica experimental.

La ecuación (1) se transforma en (14):

$$\theta/V A^2 - CA - K'pV: 0 \quad \dots(2)$$

Como esta ecuación es de la forma $ax^2+bx+c: 0$

Despejando a se tiene:

$$a: -\frac{b}{2a} \pm \sqrt{\frac{b^2}{4a^2} - \frac{c}{a}}$$

El área se obtiene del área experimental empleada en la filtración (4).

Datos: $r: 3 \text{ cm}$ $h: 5 \text{ cm}$

$$A: \pi r \sqrt{r^2 + h^2} : 3,1416 \times 3 \sqrt{9 + 25} : 54.6 \text{ cm}^2$$

Tabla de datos experimentales (4):

V cm ³	V/A	θ seg	$\theta/ V/A$
10	0.183	7	19.3
20	0.366	12	33.8
30	0.549	19	35.2
40	0.732	32	44.2
50	0.915	45	49.0
60	1.100	56	65.2
70	1.281	90	70.1
80	1.464	118	80.2
90	1.647	150	90.8
100	1.830	181	99.5

Los resultados anteriores se obtuvieron usando una área de 250 - cm² y los valores se obtuvieron por cada 100 cm³ filtrados (4).

Al graficar los valores de $\theta/ V/A$ obtenemos los siguientes datos:

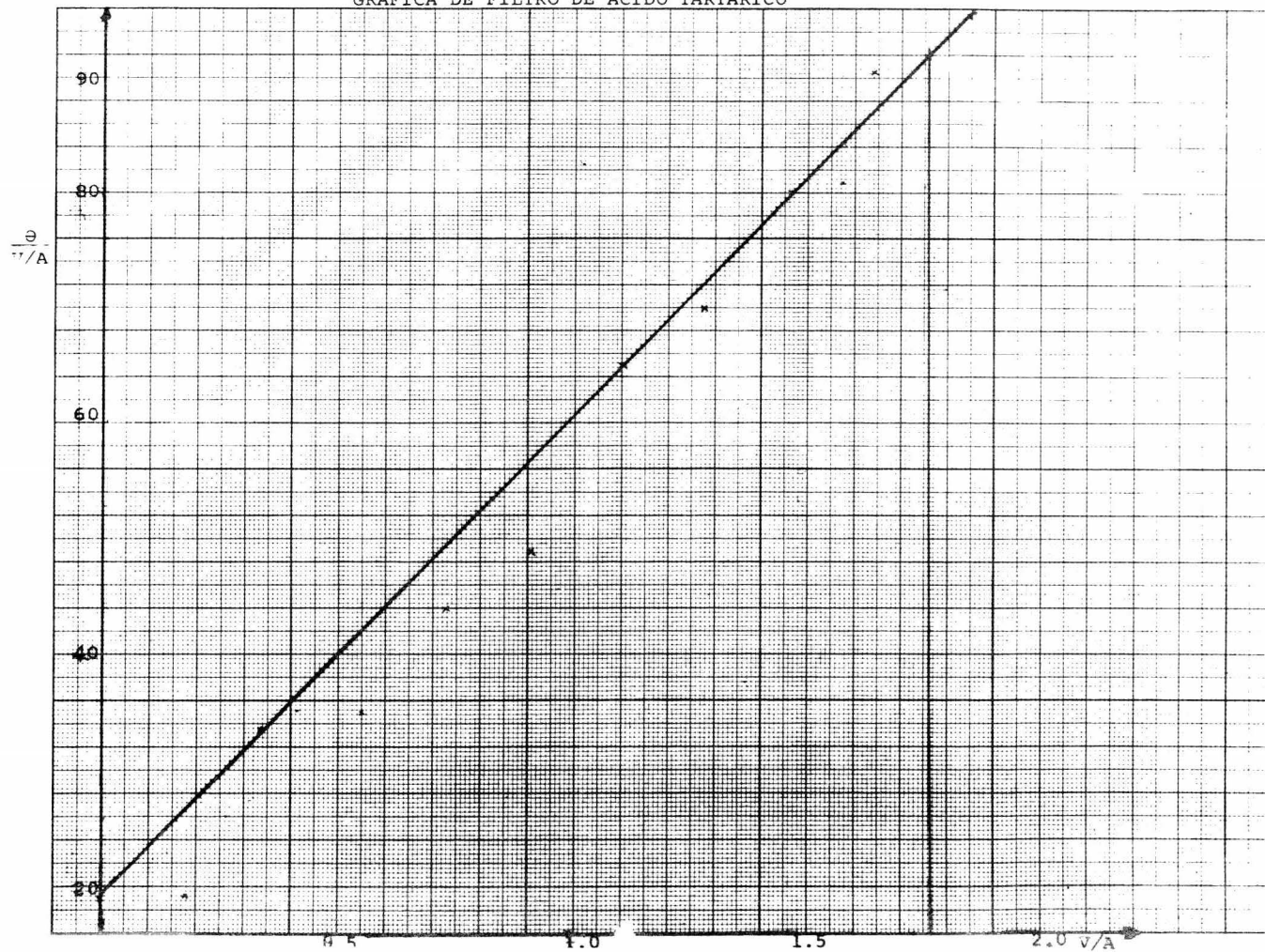
$$C; b : 19 ; K'p : m : 92 - 19/1.76 - 0 : 41.4$$

De la ecuación (2) :

$$\theta/V A^2 - CA - k'pV: 0$$

en donde: $\theta: 1.35 \times 10^4$ segundos de tiempo efectivo de filtrado.

GRAFICA DE FILTRO DE ACIDO TARTARICO



V: 731 litros: $7.31 \times 10^5 \text{ cm}^3$.

Sustituyendo los valores en la ecuación (2) :

$$(1.35 \times 10^4 \text{ seg}/7.31 \times 10^5 \text{ cm}^3) A^2 - A (19) - 41.4 \times 7.31 \times 10^5 \text{ cm}^3 : 0$$

De la ecuación (3) :

$$A: \frac{19 + \sqrt{(19)^2 - 4(1.35 \times 10^4/7.31 \times 10^5) (-41.4 \times 7.31 \times 10^5)}}{2 (1.35 \times 10^4/7.31 \times 10^5)}$$

$$A: 18.21 \text{ m}^2$$

Secador de ácido tartárico:

Contenido de agua de la alimentación:

$$(269.73 \text{ kg/hr}) (0.25) (2.2 \text{ lb/kg}) : 148.351 \text{ lb/hr}$$

Acido tartárico seco:

$$(269.73 \text{ kg/hr}) (2.2 \text{ lb/kg}) - 148.351 \text{ lb/hr} : 445.055 \text{ lb/hr}$$

Cantidad de agua en el producto:

$$x/445.055 + x : 0.0064$$

$$x : 2.887 \text{ lb/hr}$$

Producto total:

$$445.055 \text{ lb/hr} + 2.887 \text{ lb/hr} : 447.942 \text{ lb/hr} : 203.61 \text{ kg/hr}$$

Evaporación:

$$148.351 \text{ lb/hr} - 2.887 \text{ lb/hr} : 145.464 \text{ lb/hr.}$$

Para el aire que tiene una temperatura de bulbo seco de 80°F y una temperatura de bulbo húmedo de 62°F, la humedad es de 0.0075 lb -- H₂O/lb de aire seco. Esta humedad permanecerá sin cambio cuando el aire se caliente a 300°F.

Como la humedad está presente en los cristales en forma de solución saturada, la temperatura de bulbo húmedo del aire es la que corresponde al caso en que se utiliza una solución saturada de ácido tartárico - en lugar de la que se tendría para el agua líquida. Para hacer el cálculo con la anterior consideración, también hacemos notar que el efecto princi-

pal de la solución saturada es la disminución de la presión parcial del --- agua, y podemos obtener un valor aproximado satisfactorio calculando la - temperatura de bulbo húmedo para el agua y sumándole la elevación en el punto de ebullición correspondiente a una solución saturada de ácido tartárico. Para el aire que entra, la temperatura de bulbo húmedo cuando el ai re está en contacto con el agua líquida la podemos calcular mediante el si guiente procedimiento: Suponemos una temperatura de bulbo húmedo de --- 108°F. Usamos $h_G/29K_G P: 0.26$; $t_G: 300^\circ F$; $W_G: 0.0075$; $t_w: 108^\circ F$; ---- $W_w: 0.0558$; $\lambda_w: 1025 \text{ Btu/lb}$; $W_w - W_G: 0.0483$.

Utilizando la fórmula: $\phi : h_G (t_G - t_w) / 29 K_G P \lambda_w$

Sustituyendo los valores correspondientes tenemos:

$\phi: (0.26) (192) / 1032$; $\phi: 0.0483$; por lo tanto la t_w de 108°F

es aceptada.

Para una solución saturada de ácido tartárico a una presión tal - que su punto de ebullición del agua es de 108°F; la elevación del punto - de ebullición es de 12°F. Por lo tanto la temperatura de bulbo húmedo se rá de 120°F.

Si todo el calor fuera transmitido directamente del aire sólido se- co, la temperatura del sólido seco sería de 120°F, puesto que supusimos -- que la humedad está presente sobre la superficie de los cristales y que el - secado se verifica a una temperatura de bulbo húmedo constante. Sobre es ra

ta base, la temperatura del ácido que sale será de 120°F. Sin embargo para tener en cuenta estas aproximaciones y asegurar una capacidad de secado adecuada, se supondrá que el ácido sale del secador a 200°F.

Para el cálculo de la temperatura de salida del aire, procedemos de la siguiente forma: Empíricamente, se ha encontrado que los secadores rotatorios operan más económicamente cuando el número total de unidades de transferencia está comprendido entre 1.5 y 2.5 (14).

Combinando las siguientes ecuaciones: (14)

$$\int_{t_{G2}}^{t_{G1}} \frac{dt_G}{t_G - t_w} = \ln \left(\frac{t_{G1} - t_w}{t_{G2} - t_w} \right) \quad \text{NTU} = \int_{t_{G2}}^{t_{G1}} \frac{dt_G}{t_G - t_w}$$

Tenemos la ecuación:

$$\text{NTU} = \ln \left(\frac{t_{G1} - t_w}{t_{G2} - t_w} \right) \quad \dots (1)$$

La relación anterior es solo aproximada, puesto que se supone -- que todo el calor transmitido desde el aire al sólido lo es durante la evaporación del agua a una temperatura constante del sólido de 120°F y se desprecia el calor necesario para precalentar el ácido hasta 120°F, así como el calor necesario para calentar el producto desde 120°F a 200°F. Si suponemos que se necesitan 1.5 unidades de transferencia en la zona de temperatura constante del sólido, tenemos en la ecuación (1) :

$1.5 \ln(200-120)/(t_{G2}-120)$; resolviendo para t_{G2} obtenemos t_{G2} : 160°F.

Balance de energía:

Calor necesario para elevar hasta la temperatura de descarga, el producto:

$$q: (445 \text{ lb/hr})(0.308 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F})(200-80^\circ\text{F})+(2.881 \text{ lb/hr})(1 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F})(200-80^\circ\text{F})$$

$$q: 16\,794 \text{ Btu/hr}$$

Calor requerido para quitar la humedad:

$$q: (145.5 \text{ lb/hr}) \left[(120-80^\circ\text{F}) + 1025 \text{ Btu/lb} + (0.45 \text{ Btu/lb}^\circ\text{F})(160-120^\circ\text{F}) \right]$$

$$q: 157\,537 \text{ Btu/hr}$$

$$q_t: 16\,794 + 157\,537 : 174\,331 \text{ Btu/hr}$$

Aire requerido:

$$\text{Calor húmedo del aire de entrada: } 0.24 + (0.45)(0.0075): 0.243$$

Usando calor húmedo de 0.250; sustituimos en la ecuación:

$$G'_G S (t_{G1} + t_{G2}): q_t$$

$$G'_G S: (0.250)(300-160^\circ\text{F}): 174\,331 \text{ Btu/hr}$$

$$G'_G S: 4981 \text{ lb aire seco/hr} \approx 5000 \text{ lb aire seco/hr}$$

$$W_2: 145.5 \text{ lb/hr} / 4981 \text{ lb/hr} + 0.0075 \text{ lb H}_2\text{O/lb aire seco}:$$

$$0.0367 \text{ lb H}_2\text{O/lb aire seco.}$$

$$S_2: 0.240 + (0.45)(0.0367): 0.256 \text{ lb H}_2\text{O/lb aire seco.}$$

$$\bar{S}: 0.243 + 0.256/2 : 0.2495 \text{ lb H}_2\text{O/lb aire seco, que checka -}$$

con el valor de 0.250 que habíamos supuesto.

El aire saturado a 160°F tiene una humedad de 0.299 lb H₂O/lb

aire seco.

El porcentaje de humedad del aire que sale es:

$$\% \text{ humedad: } (W_2)(100)/H: (0.0367)(100)/0.299 : 12.27\%$$

Diámetro del secador: El diámetro del secador estará basado en 5050 lb de aire seco/hr, o sea aproximadamente el 10% más del aire calculado anteriormente como necesario, para tener en cuenta las pérdidas por calor. Deberá seleccionarse la velocidad más elevada del aire que puede utilizarse sin ocasionar grandes arrastres de polvo. Suponemos una masa velocidad de 1000 lb/(hr)(ft²) (15).

En la salida del secador tenemos:

$$G_G S: 5000 \text{ lb aire seco/hr } (1+(0.0367) 5000/5050): 5181.6 \text{ lb/hr}$$

$$S: 5181.6 \text{ lb/hr}/1000 \text{ lb/(hr)(ft}^2\text{)}: 5.18 \text{ ft}^2$$

$$\text{Diámetro: } (4 W_G / \pi G)^{1/2}: (6.59)^{1/2}: 2.56 \text{ ft.}$$

Coefficiente de transferencia de calor total:

Para determinar U_a , Perry (20-35), propone la ecuación:

$$U_a: K G_G^n / D$$

Donde K: 15 (Friedman and Marshall, Chem. Eng. Prog.

573-578 (1949))

$$U_a: 15 G_G^{0.16} / D; \text{ en donde } G_G: 5181.6 \text{ lb/hr}/5.18 \text{ ft}^2: 1000 \text{ lb/(hr)(ft}^2\text{)}$$

$$U_a: (15)(1000)^{0.16}/2.56: 17.5$$

Volumen del secador:

q_p : calor necesario para precalentar el sólido mojado desde la temperatura de entrada hasta la del bulbo húmedo.

q_s : calor necesario para calentar el producto desde la temperatura de bulbo húmedo hasta la temperatura de descarga.

q_v : calor necesario para evaporar el agua a la temperatura de bulbo húmedo.

Período de precalentamiento:

$q_p: (445 \text{ lb/hr})(0.308 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F})(120-80^\circ\text{F})+(148.35 \text{ lb/hr})(1 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F})(120-80^\circ\text{F}): 11\,417 \text{ Btu/hr}$

Cambio de la temperatura del aire:

$(11417 \text{ Btu/hr}/174331 \text{ Btu/hr})(300-160^\circ\text{F}): 9^\circ\text{F}.$

Temperatura del aire al término del período: $160 + 9: 169^\circ\text{F}.$

Diferencia de temperatura media:

$(169-80) - (160-120)/ \ln (169 - 80)/(160-120): 61^\circ\text{F}.$

Período de calentamiento:

$q_s: (445 \text{ lb/hr})(0.308 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F})(200-120^\circ\text{F}) +(2.88 \text{ lb/hr})(1 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F})(200-120): 11\,197 \text{ Btu/hr}.$

Cambio de la temperatura del aire:

$(11197 \text{ Btu/hr} /174331 \text{ Btu/hr}) (300-160^\circ\text{F}): 9^\circ\text{F}.$

Temperatura del aire al inicio del período: $300-9:291^\circ\text{F}.$

Diferencia de temperatura media:

$$(291-120) - (300-200)/\ln (291-120)/300-200): 132^{\circ}\text{F}.$$

Período de evaporación:

$$q_v: (174331 \text{ Btu/hr}) - (11417 \text{ Btu/hr} - 11197 \text{ Btu/hr}): 151\ 717 \text{ Btu/hr}$$

Temperatura del aire: 291-120: 171°F: 169-120: 49°F.

Diferencia de temperatura media: (171-49)/ \ln 122/49: 98°F.

La diferencia de temperatura media para todo el secador, puede calcularse suponiendo que U_a es constante a lo largo del mismo por medio de la ecuación:

$$1/(\Delta t)_m: (q_p/q_t)(1/\Delta t_p) + (q_v/q_t)(1/\Delta t_v) + (q_s/q_t)(1/\Delta t_s) \\ : (11417 \text{ Btu/hr}/174331 \text{ Btu/hr})(1/61) + (151717 \text{ Btu/hr}/174331$$

$$\text{Btu/hr})(1/98) + (11197 \text{ Btu/hr}/174331 \text{ Btu/hr})(1/132): 0.01042$$

$$(\Delta t)_m: 96^{\circ}\text{F}.$$

$$U_a(\Delta t)_m Sz: 174\ 331 \text{ Btu/hr}.$$

$$z: (174331 \text{ Btu/hr}) / (17,5 \text{ Btu/hr}(\text{°F})(\text{ft}^3)) (96^{\circ}\text{F})(5.18 \text{ ft}^2): 20 \text{ ft}.$$

L/D : 20/2.56: 7.81 que concuerda con Perry (20-35), que L/D para este tipo de secador es entre 4 y 10.

Número total de unidades de transferencia:

$$(\text{NTU})_p: (160-80) - (169-120)/61: 0.508$$

$$(\text{NTU})_v: \ln (201-120)/(169-120): 1.24$$

$$(\text{NTU})_s: (291-120) - (300-200)/132: 0.537$$

$(NTU)_{total}: 2.29$

Que es un valor aceptable de acuerdo a Perry (20-35); que considera un rango de 1.5 a 2.5 para las unidades de transferencia totales.

Tanque precipitador:

Balance de materiales:

Entradas		Salidas:	
Aguas Madres	461.006 kg/hr	Precipitado	474.05 kg/hr
CaCO ₃	<u>23.35</u> kg/hr	CO ₂	<u>10.30</u> kg/hr
	484.35 kg/hr		484.35 kg/hr

Densidad de la solución: 1.3 kg/lit.

Volumen de la solución: $461.006 \text{ kg/hr} / 1.3 \text{ kg/lit} : 354.62 \text{ lts/hr}$

Densidad del CaCO₃: 2.7 kg/lit.

Volumen de CaCO₃: $23.35 \text{ kg/hr} / 2.7 \text{ kg/lit} : 8.65 \text{ lts/hr}$.

Volumen Total: 363.27 lts.

Filtro de tartrato de calcio:

Para el cálculo de este filtro, seguimos el mismo procedimiento que para el filtro de ácido tartárico, exceptuando el área experimental, la cual es distinta.

Datos experimentales (19):

r: 6 cm; h: 9 cm; V: 404 litros: $4.04 \times 10^5 \text{ cm}^3$.

Cálculo del área experimental:

$$A: \pi r \sqrt{r^2 + h^2} : 3.1416 \times 6 \sqrt{36 + 81} : 204 \text{ cm}^2$$

Tabla de datos experimentales (19):

V cm ³	V/A	θ seg	θ/ V/A
10	0.049	11	224.5
20	0.098	22	225.0
30	0.147	35	239.0
40	0.196	48	245.0
50	0.245	64	261.0
60	0.294	80	273.0
70	0.343	97	287.0
80	0.392	115	294.0
90	0.441	136	307.0

Con los datos experimentales anteriores, hacemos una gráfica de

$\theta/V/A$ vs V/A y de esta gráfica obtenemos los siguientes datos:

$$C: b: 206; K'p: m : 300 - 206/0.418 - 0 : 224.8$$

De la ecuación (2):

$$\theta/V A^2 - CA - K'pV: 0$$

en donde: $\theta: 1.35 \times 10^4$ segundos de tiempo efectivo de filtrado.

$$V: 513 \text{ litros: } 5.13 \times 10^5 \text{ cm}^3.$$

Sustituyendo los valores en la ecuación (2):

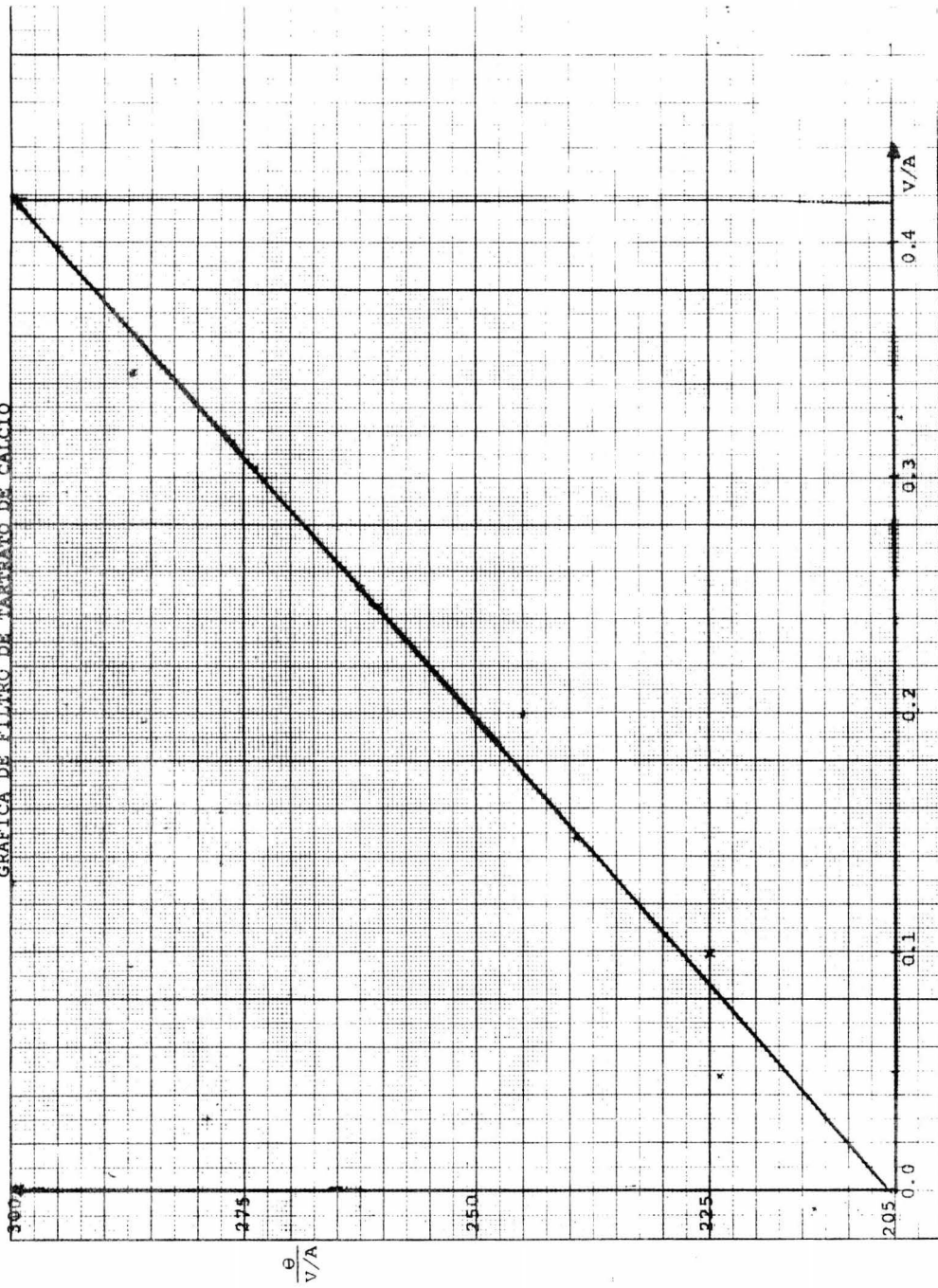
$$(1.35 \times 10^4 \text{ seg/ } 5.13 \times 10^5 \text{ cm}^3) A^2 - (206) A - 224.8 \times 5.13 \times 10^5 \text{ cm}^3: 0$$

De la ecuación (3):

$$A: \frac{206 + \sqrt{(206)^2 - 4 (1.35 \times 10^4 / 5.13 \times 10^5) (-224.8 \times 5.13 \times 10^5)}}{2 (1.35 \times 10^4 / 5.13 \times 10^5)}$$

$$A: 7.01 \text{ m}^2$$

GRAFICA DE FILTRO DE TARTARATO DE CALCIO



Secador de tartrato de calcio:

Contenido de agua en la alimentación:

$$(74.48 \text{ kg/hr})(0.40)(2.2 \text{ lb/kg})$$

$$: 65.54 \text{ lb/hr}$$

Tartrato de calcio seco:

$$(74.48 \text{ kg/hr}) (2.2 \text{ lb/kg}) - 65.54 \text{ lb/hr}$$

$$: 98.316 \text{ lb/hr}$$

Cantidad de agua en el producto:

$$x/98.316 + x: 0.00225$$

$$x: 0.222 \text{ lb/hr}$$

Producto total:

$$98.316 \text{ lb/hr} + 0.222 \text{ lb/hr}: 98.538 \text{ lb/hr}; 44.8 \text{ kg/hr}$$

Evaporación:

$$65.54 \text{ lb/hr} - 0.222 \text{ lb/hr}: 65.318 \text{ lb/hr}$$

Para el aire que tiene una temperatura de bulbo seco de 80°F y una temperatura de bulbo húmedo de 62°F, la humedad es de 0.0075 lb - H₂O/lb aire seco. Esta humedad permanecerá sin cambio cuando el aire se caliente a 392°F.

Como la humedad está presente en los cristales en forma de solución saturada, la temperatura de bulbo húmedo del aire, es la que corresponde al caso en que se utiliza una solución saturada de tartrato de cal--

cio en lugar de la que se tendría para el agua líquida. Para hacer el cálculo con la anterior consideración, también hacemos notar que el efecto principal de la solución saturada es la disminución de la presión parcial -- del agua, y podemos obtener un valor aproximado satisfactorio calculando la temperatura de bulbo húmedo para el agua y sumándole la elevación del punto de ebullición correspondiente a una solución saturada de tartrato de calcio.

Para el aire que entra, la temperatura de bulbo húmedo, cuando el aire está en contacto con el agua líquida la podemos calcular mediante el siguiente procedimiento:

Suponemos una temperatura de bulbo húmedo de 121°F. Usamos -- $h_G/29k_G P$: 0.26; t_G : 392°F; W_G : 0.0075; t_w : 121°F; W_w : 0.0842;

λ_w : 1023 BTU/lb $W_w - W_G$: 0.0767 lb H₂O/lb aire seco.

Utilizando la fórmula: $\phi = h_G(t_G - t_w) / 29 k_G P \lambda_w$

Substituyendo los valores correspondientes tenemos:

ϕ : (0.26)(392-121°F)/1023 BTU/lb: 0.0768 lb H₂O/lb aire seco.

Como este valor es cercano al de $W_w - W_G$: 0.0767; t_w : 121°F -- es aceptada.

Para una solución saturada de tartrato de calcio a una presión -- tal que su punto de ebullición del agua es de 121°F; la elevación del punto de ebullición es de 12°F. Por lo tanto la temperatura de bulbo húmedo

será de 133°F. Si todo el calor fuera transmitido directamente del aire al sólido seco, la temperatura del sólido seco sería 133°F, puesto que suponemos que la humedad está presente sobre la superficie de los cristales y que el secado se verifica a una temperatura de bulbo húmedo constante. Sobre esta base, la temperatura del tartrato que sale será de 133°F. Sin embargo para tener en cuenta estas aproximaciones y asegurar una capacidad de secado adecuada, se supondrá que el tartrato sale del secador a 200°F.

Temperatura de salida del aire:

Empíricamente, se ha encontrado que los secadores rotatorios, -- operan más económicamente cuando el número total de unidades de transferencia está comprendido entre 1.5 y 2.5 (14).

Combinando las siguientes ecuaciones: (14)

$$\int_{t_{G2}}^{t_{G1}} dt_G / t_G - t_w : \ln (t_{G1} - t_w) / (t_{G2} - t_w) \quad \text{NTU:} \int_{t_{G2}}^{t_{G1}} dt_G / t_G - t_w$$

Tenemos la ecuación:

$$\text{NTU:} \ln (t_{G1} - t_w) / (t_{G2} - t_w) \quad \dots (1)$$

La relación anterior es solo aproximada, puesto que se supone -- que todo el calor transmitido del aire al sólido, es durante la evaporación -- del agua a una temperatura constante del sólido de 133°F y se desprecia -- el calor necesario para precalentar el tartrato hasta 133°F, así como el ca

lor necesario para calentar el producto desde 133°F a 200°F. Si suponemos que se necesitan 1.5 unidades de transferencia en la zona de temperatura- constante del sólido, tenemos en la ecuación (1):

$$1.5: \ln (200-133)/t_{G2}-133); \text{ resolviendo para } t_{G2}: t_{G2}: 166.5^{\circ}\text{F}$$

Balance de energía:

Calor necesario para elevar hasta la temperatura de descarga, el producto:

$$q: (98.316 \text{ lb/hr})(0.36 \text{ BTU/lb } ^{\circ}\text{F})(200-80^{\circ}\text{F})+(0.222 \text{ lb/hr})(1 \text{ BTU/lb } ^{\circ}\text{F})(200-80^{\circ}\text{F}): 4 \text{ 273.9 BTU/hr.}$$

Calor requerido para quitar la humedad:

$$q: (65.318 \text{ lb/hr})((133-80^{\circ}\text{F}) +1023 \text{ BTU/lb} + (0.45 \text{ BTU/lb } ^{\circ}\text{F})(166.5-133^{\circ}\text{F}))$$

$$q: 71 \text{ 397 BTU/hr}$$

$$q_t: 4 \text{ 273.9} + 71 \text{ 397}: 75 \text{ 670.9 BTU/hr}$$

Aire requerido:

$$\text{Calor húmedo del aire de entrada: } 0.24 + (0.45)(0.0075): 0.243$$

Usando un calor húmedo de 0.255; sustituimos en la ecuación:

$$G'_G \text{ SCs } (t_{G1}-t_{G2}) : q_t$$

$$G'_G \text{ S } (0.255)(392-166.5): 75 \text{ 670 BTU/hr}$$

$$G'_G \text{ S}: 1 \text{ 316 lb aire seco/hr}$$

$$W_2: 65.318 \text{ lb/hr} / 1316 \text{ lb a.s./hr} + 0.0075 \text{ lb H}_2\text{O/lb a.s.}: 0.057$$

$$\frac{\text{lb H}_2\text{O}}{\text{lb a.s.}}$$

$$S_2: 0.240 + (0.45)(0.057): 0.265 \text{ lb H}_2\text{O/lb a.s.}$$

\bar{S} : $0.243 + 0.265/2 : 0.254 \text{ lb H}_2\text{O/lb a.s.}$, que checa con el valor de 0.255 que habíamos supuesto.

El aire saturado a 166.5°F tiene una humedad de $0.375 \text{ lb H}_2\text{O/lb a.s.}$

El porcentaje de humedad del aire que sales es:

$$\% \text{ Humedad: } (W_2)(100)/H : (0.057)(100)/0.375 : 15.2\%$$

Diámetro del secador:

Estará basado en $1447.6 \text{ lb a.s./hr}$, o sea aproximadamente el 10% más del aire calculado como necesario, para tener en cuenta las pérdidas por calor. Seleccionamos la velocidad más elevada del aire que pueda utilizarse sin ocasionar grandes arrastres de polvo. Suponemos una masa velocidad de $1000 \text{ lb/(hr)(ft}^2)$ (14).

En la salida del secador tenemos:

$$G_G S: 1316 \text{ lb a.s./hr } (1+(0.057)(1316/1447.6)): 1384.2 \text{ lb/hr}$$

$$S: 1384.2 \text{ lb/hr } /1000 \text{ lb/(hr)(ft}^2): 1.38 \text{ ft}^2$$

$$\text{Diámetro: } (4 \times 1384.2 \text{ lb/hr } / 3.1416 \times 1000 \text{ lb/(hr)(ft}^2))^{1/2}: 1.32 \text{ ft.}$$

Coefficiente de transferencia de calor total:

Para determinar U_a , Perry (20-35), propone la ecuación:

$$U_a: \text{KG}_G^n/D$$

Donde K: 15 (Friedman and Marshall, Chem. Eng. Prog. 573-578 (1949)

$$U_a: (15)(1000)^{0.16}/1.32: 34.09 \text{ BTU}/(\text{hr})(^\circ\text{F})(\text{ft}^3)$$

Volumen del secador:

q_p : Calor necesario para precalentar el sólido mojado desde la temperatura de entrada hasta la del bulbo húmedo.

q_s : Calor necesario para calentar el producto desde la temperatura de bulbo húmedo hasta la temperatura de descarga.

q_v : Calor necesario para evaporar el agua a la temperatura de bulbo húmedo.

Período de precalentamiento:

$$q_p: (98.316 \text{ lb/hr})(0.36 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F})(121-80^\circ\text{F}) + (65.54 \text{ lb/hr})(1 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F})(121-80^\circ\text{F}): 4 \ 138.3 \text{ BTU/hr}$$

Cambio de la temperatura del aire:

$$(4138.3/75670)(392-166.5^\circ\text{F}) : 12^\circ\text{F}$$

Temperatura del aire al término del período:

$$166.5 + 12 : 178.5^\circ\text{F}.$$

Diferencia de temperatura media:

$$(178.5-80)-(166.5-121)/\ln (178.5-80)/(166.5-121) : 68^\circ\text{F}.$$

Período de calentamiento:

$$q_s: (98.316 \text{ lb/hr})(0.36 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F})(200-121^\circ\text{F}) + (0.222 \text{ lb/hr})(1 \text{ BTU/lb}^\circ\text{F})(200-121^\circ\text{F}): 2 \ 813.6 \text{ BTU/hr}$$

Cambió de la temperatura del aire:

$$(2813.6/75670)(392-166.5^{\circ}\text{F}): 9^{\circ}\text{F}$$

Temperatura del aire al inicio del período:

$$392-9: 383^{\circ}\text{F}.$$

Diferencia de temperatura media:

$$(383-121)-(392-200)/ \ln (383-121)/(392-200): 227^{\circ}\text{F}.$$

Período de evaporación:

$$q_v: (75670 \text{ BTU/hr}) - (4138.3 \text{ BTU/hr} + 2813.6 \text{ BTU/hr}): 68718 \text{ BTU/hr}$$

Temperatura del aire:

$$383-121: 262^{\circ}\text{F}; 178.5-121: 57.5^{\circ}\text{F}$$

Diferencia de temperatura media:

$$(262-57.5)/ \ln (262/57.5): 135^{\circ}\text{F}$$

La diferencia de temperatura media para todo el secador, puede calcularse suponiendo que U_a es constante a lo largo del mismo por medio de la ecuación:

$$\begin{aligned} 1/(\Delta t)_m &: (q_p/q_t)(1/\Delta t_p) + (q_v/q_t)(1/\Delta t_v) + (q_s/q_t)(1/\Delta t_s) \\ &: (4138.3/75670)(1/68) + 68718/75670(1/135) + (2813.6/75670)(1/227) \end{aligned}$$

$$(\Delta t)_m: 130^{\circ}\text{F}$$

Para el cálculo de la longitud usamos la ecuación: (15)

$$Q: U_a(\Delta t)_m S z$$

$$z: (75670 \text{ BTU/hr}) / (34.09 \text{ BTU/hr}(\text{°F})(\text{ft}^3)(130^{\circ}\text{F})(1.38 \text{ ft}^2)): 13 \text{ ft}.$$

L/D: $13/1.37: 9.8$ que concuerda con Perry (20-35), que L/D para este tipo de secador es entre 4 y 10.

Número total de unidades de transferencia:

$$(NTU)_p: (166.5-80)-(178.5-121)/68: 0.426$$

$$(NTU)_v: \ln (383-121)/(178.5-121): 1.51$$

$$(NTU)_s: (383-121)-(392-200)/227: 0.308$$

$$(NTU)_{total}: 2.24$$

Que es un valor aceptado de acuerdo a Perry (20-35); que considera un rango de 1.5 a 2.5 para las unidades de transferencia totales.

CAPITULO V

ANALISIS ECONOMICO

CAPITULO V

ANALISIS ECONOMICO

Este análisis económico está basado en una capacidad instalada - de 1 466 Toneladas por año.

La siguiente estimación del costo del equipo, fué hecha tomando precios estimativos de compañías nacionales y mediante el uso de catálogos de las mismas.

<u>Costos del equipo</u>	<u>Pesos</u>
1 tanque mezclador de acero inoxidable de 354 lts.	13 000
2 reactores de acero inoxidable de 690 lts.	50 500
1 tanque de hidrolización de acero inoxidable de 714 lts.	24 500
1 cristalizador (Swenson-Walker) de 21 m ² .	150 000
1 filtro prensa de 8.21 m ² .	62 000
1 secador rotatorio de 0.48 m ² .	98 000
1 tanque de acero inoxidable de 364 lts.	13 500
1 filtro prensa de 7.01 m ² .	54 000
1 secador rotatorio de 0.12 m ² .	38 000
11 bombas centrífugas de acero inoxidable	<u>55 000</u>
Costo total del equipo en pesos mexicanos (C.E.)	558 500

<u>Inversión Total</u> : Los porcentajes son de acuerdo a (2).	<u>Pesos</u>
1.- Costo del equipo	558 500
2.- Instalación del equipo (20% C.E.)	111 700
3.- Instrumentación (25% C.E.)	139 625
4.- Tuberías (27% C.E.).	150 795
5.- Instalaciones eléctricas (15% C.E.)	83 775
6.- Inmuebles	190 000
7.- Terreno (10 000 m ² ; a \$ 45.00 m ² (16))	<u>450 000</u>
Costo Físico total	1 684 395
8.- Ingeniería y construcción (40% C.E.)	<u>223 400</u>
Costo Directo de la Planta (C.D.P.)	1 907 795
9.- Contratista (15% C.D.P.)	286 170
10.- Contingencias (15% C.D.P.)	<u>286 170</u>
Inversión de Capital Fijo (I.C.F.)	2 480 135
11.- Capital de trabajo: (Para el primer año).	
Efectivo en caja (5 días de venta)	302 166
Cuentas por cobrar (30 días de venta)	1 812 999
Inventario de materia prima (15 días)	667 000
Inventario de proceso (2 días)	9 500
Inventario de producto terminado (15 días)	885 300
Otros inventarios (5 días de venta)	302 166

	<u>Pesos</u>
Cuentas por pagar (30 días)	(1 345 434)
Total de capital de trabajo:	2 633 697
INVERSION TOTAL:	5 113 832

Costos Directos de Producción:

a) Gastos variables de producción: (Para el primer año)

1.- Materias primas:

	Ton/año	Costo	
Anhídrido maléico	713.00	11 700 4/Ton	8 342 036
Peróxido de hidrógeno (50%)	578.00	8 000 \$/Ton	4 623 738
Na ₂ WO ₄ .2H ₂ O	0.91	60 750 \$/Ton	55 580
Carbonato de Calcio	106.00	3 020 \$/Ton	<u>320 128</u>
Total en pesos			13 341 482

2.- Servicios:

Electricidad	1 112 400 kw/hr	\$ 0.45	500 580
Vapor	10 784 Ton	\$ 25.00	269 600
Agua de proceso	1 176 Ton	\$ 1.80	<u>2 116</u>
Total en pesos			772 296

b) Gastos Fijos:	<u>Pesos</u>
1.- Mano de obra:	
2 hombres por turno \$140 día (incluye 40%, prestaciones)	306 600
2 hombres por día \$140 día (incluye 40%, prestaciones)	<u>102 200</u>
Total en pesos	408 800
2.- Supervisión:	
1 supervisor por turno \$ 260 día (incluye 30%, prestaciones)	<u>280 800</u>
Total de mano de obra y supervisión en pesos	689 600
3.- Materialde operación (20% de M.O.+Sup.)	137 920
4.- Mantenimiento y reparaciones (3% I.C.F.)	74 404
5.- Depreciación (9% I.C.F.)	223 212
6.- Gastos Generales:	
a) Administrativos (25% M.O.+Sup.+Materiales)	207 000
b) Seguros (1% I.C.F.)	<u>24 801</u>
Total de Gastos Generales	231 801
7.- Costos fijos de servicios	120 000
8.- Laboratorio	<u>93 600</u>
Total de gastos fijos	1 570 537
Total de Costos Directos de Producción:	15 684 315

<u>Costos Indirectos de Producción:</u>	<u>Pesos</u>
Gastos de arranque (15 días de operación) (sólo primer año)	885 300
Administración y venta (7% de las ventas)	1 269 100
Interés (16% anual de I.C.F.)	396 822
Regalías (3% de las ventas)	<u>543 900</u>
Total de Costos Indirectos:	3 095 122

Costo Total de Manufactura: Costos Directos +
Costos Indirectos

Costo Total de Manufactura: 15 684 315 + 3 095 122: 18 779 437

Utilidad Bruta: Ventas-Costo Total de Manufactura

Utilidad Bruta: 18 130 000 - 18 779 437: (649 437)

Utilidad Neta: Utilidad Bruta - Impuestos (50%: 42% de I.S.R. + 8% R.U.)

Utilidad como % de Ventas: Utilidad Neta/ Ventas x 100

Retorno de Inversión: Utilidad Neta/ Inversión x 100

Efectivo Generado: Utilidad Neta + Depreciación.

Seguimos el mismo procedimiento para los años posteriores, los resultados es
tán en las hojas siguientes.

ANALISIS ECONOMICO PARA 10 AÑOS.

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
CAPITAL DE TRABAJO:										
Efectivo en caja (5 días de venta)	302 166	350 515	407 280	473 715	551 215	642 675	749 300	874 875	1 021 880	1 194 355
Cuentas por cobrar (30 días de venta)	1 812 999	2 103 680	2 443 680	2 842 290	3 307 290	3 856 050	4 495 800	5 249 250	6 131 280	7 166 130
Inventario de materia prima (15 días)	667 000	746 400	838 400	941 000	1 057 000	1 190 000	1 339 500	1 510 000	1 701 000	1 920 000
Inventario de proceso (2 días)	9 500	9 700	9 884	10 000	10 200	10 404	10 612	10 824	11 040	11 260
Inventario de producto terminado (15 días)	885 300	911 860	939 215	967 390	996 411	1 026 303	1 057 092	1 088 800	1 121 460	1 155 000
Otros inventarios (5 días de venta)	302 166	350 515	407 280	473 715	551 215	642 675	749 300	874 875	1 021 880	1 194 355
Cuentas por pagar (30 días)	(1 345 434)	(1 504 663)	(1 689 230)	(1 895 000)	(2 128 240)	(2 393 261)	(2 694 266)	(3 035 488)	(3 419 000)	(3 858 700)
TOTAL CAPITAL DE TRABAJO	2 633 697	2 967 417	3 356 509	3 813 110	4 345 091	4 974 846	5 707 338	6 573 136	7 587 540	8 782 400
Inversión de capital fijo	2 480 135	2 480 135	2 480 135	2 480 135	2 480 135	2 480 135	2 480 135	2 480 135	2 480 135	2 480 135
INVERSION TOTAL	5 113 832	5 447 552	5 836 644	6 293 245	6 825 226	7 454 981	8 187 473	9 053 271	10 067 675	11 262 535
COSTOS DIRECTOS DE PRODUCCION:										
Materias primas	13 341 482	14 927 980	16 767 546	18 818 558	21 144 447	23 787 503	26 790 014	30 194 270	34 021 415	38 408 888
Servicios	772 296	810 910	851 455	894 028	938 730	985 666	1 034 950	1 086 697	1 141 032	1 198 000
Mano de Obra+Supervisión (10% anual)	689 600	758 560	834 416	917 857	1 009 642	1 110 606	1 221 666	1 343 832	1 478 215	1 626 036
Materiales (6% anual)	137 920	146 195	154 966	164 263	174 821	185 310	196 428	208 213	220 705	233 947
Mantenimiento:	74 404									
aumento anual 60% materiales		87 717	92 979	98 557	104 892	111 186	117 856	124 927	132 423	140 368
aumento anual 40% Mano de obra		171 696	180 280	189 294	198 759	208 696	219 131	230 088	241 592	253 673
Depreciación	223 212	223 212	223 212	223 212	223 212	223 212	223 212	223 212	223 212	223 212
Gastos generales:										
Administrativos (25% MO. SUP. MAT.)	207 000	226 188	247 345	270 530	296 115	323 977	354 520	388 010	424 727	464 992
Seguros (1% I.C.F.)	24 801	24 801	24 801	24 801	24 801	24 801	24 801	24 801	24 801	24 801
Total de gastos generales	231 801	250 989	272 146	295 331	320 916	348 778	379 321	412 811	449 528	489 793
Costos fijos de servicios	120 000									
Laboratorio	93 600									
aumento anual 10%	213 600	234 960	258 456	284 301	312 731	344 000	378 400	416 240	457 864	503 650
TOTAL DE COSTOS DIRECTOS DE PRODUCCION	15 684 315	17 612 219	19 635 457	21 885 401	24 428 150	27 304 957	30 559 978	34 240 290	38 365 986	43 077 567
COSTOS INDIRECTOS DE PRODUCCION:										
Gastos de arranque (15 días de operación)	885 300									
Administración y venta (7% de las ventas)	1 269 100	1 472 163	1 710 576	1 989 603	2 315 103	2 699 235	3 147 060	3 674 475	4 291 896	5 016 291
Interés (16% anual)	396 822	396 822	396 822	396 822	396 822	396 822	396 822	396 822	396 822	396 822
Regalías (3% de las ventas)	543 900	630 927	733 104	852 687	992 187	1 156 815	1 348 740	1 574 775	1 839 384	2 149 938
TOTAL DE COSTOS INDIRECTOS DE PRODUCCION:	3 095 122	2 499 912	2 840 502	3 239 112	3 704 112	4 252 872	4 892 622	5 646 072	6 528 102	7 562 952

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
<u>COSTO TOTAL DE MANUFACTURA:</u>										
Costos Directos	15 684 315	17 612 219	19 635 457	21 885 401	24 428 150	27 304 957	30 559 978	34 240 290	38 365 986	43 077 567
Costos Indirectos	3 095 122	2 499 912	2 840 502	3 239 112	3 704 112	4 252 872	4 892 622	5 646 072	6 528 102	7 562 952
TOTAL DE COSTO DE MANUFACTURA	18 779 437	20 112 131	22 475 958	25 124 513	28 132 262	31 557 829	35 452 600	39 886 362	44 894 088	50 640 519
<u>UTILIDAD BRUTA:</u>										
Ventas	18 130 000	21 030 900	24 436 800	28 422 900	33 072 900	38 560 500	44 958 000	52 492 500	61 312 800	71 661 300
Costo total de Manufactura	18 779 437	20 112 131	22 475 958	25 124 513	28 132 262	31 557 829	35 452 600	39 886 362	44 894 088	50 640 519
UTILIDAD BRUTA:	(749 437)	918 769	1 960 842	3 298 387	4 940 638	7 002 671	9 505 400	12 606 138	16 418 712	21 020 781
Impuestos 50% (42% I.S.R. 8% Rep. Util.)		459 384	980 421	1 649 193	2 470 319	3 501 335	4 752 700	6 303 069	8 209 356	10 510 391
<u>UTILIDAD NETA:</u>		459 384	980 421	1 649 193	2 470 319	3 501 335	4 752 700	6 303 069	8 209 356	10 510 391
Utilidad/Ventas x 100		2.18	4.0	5.8	7.4	9.0	10.6	12.0	13.4	14.7
Utilidad/Inversión x 100		8.43	16.79	26.2	36.2	47.0	58.0	69.6	81.5	93.3
<u>EFFECTIVO GENERADO:</u>										
Utilidad Neta		459 384	980 421	1 649 193	2 470 319	3 501 335	4 752 700	6 303 069	8 209 356	10 610 391
Depreciación		223 212	223 212	223 212	223 212	223 212	223 212	223 212	223 212	223 212
TOTAL DE EFFECTIVO GENERADO		682 596	1 203 633	1 872 405	2 693 531	3 724 547	4 975 912	6 526 281	8 432 568	10 733 603

CAPITULO VI

CONCLUSIONES

CAPITULO VI

CONCLUSIONES

1.- Podemos concluir que el proceso propuesto para la obtención de Acido Tartárico, ofrece una buena posibilidad de operación con magníficos rendimientos. Porque nos representa algunas ventajas sobre los -- otros procesos de obtención.

Dentro de estas ventajas, podemos señalar como principales las de materias primas y los volúmenes manejados, así como el rendimiento total del proceso.

En lo que se refiere a las materias primas, la ventaja es que la materia prima que se utiliza tiene variaciones en el precio que se pueden preveer y una provisión asegurada de acuerdo a las necesidades de -- consumo. Lo que no sucede en los otros procesos más usuales, porque al depender estos de la industria del vino, hay grandes variaciones - en precio y volumen.

Los volúmenes manejados por el proceso propuesto, son más bajos que los volúmenes que manejan los otros procesos, lo que nos redonda una inversión menor en el equipo a emplear.



QUIMICA

En cuanto al rendimiento, obtenemos un rendimiento del 98% debido a que se obtiene el Acido Tartárico y también Tartrato de Calcio, lo cual no sucede en los otros procesos, en donde generalmente se obtiene Acido Tartárico pero con rendimientos muy bajos.

2.- En lo que respecta al mercado, como lo señalamos en el capítulo correspondiente, es un mercado que está en un crecimiento constante, - el cual está representado en su mayor parte por las Industrias: Refresquera, Farmacéutica y Dulcera; en función de estas industrias el mercado ofrece un incremento con respecto al crecimiento de la población, que es en última instancia la que consume el producto.

3.- En el aspecto técnico, podemos concluir que el equipo en su totalidad puede conseguirse en el país, esto nos representa un menor gasto y evitamos una fuga de divisas por este aspecto.

Dentro de este mismo aspecto técnico, es importante señalar que el proceso al ser cíclico, nos da un rendimiento alto en el uso del catalizador, el cual se pierde en cantidades ínfimas.

4.- En lo que se refiere a la economía del producto, de acuerdo a los resultados de la evaluación económica, podemos decir que nos ofrece buenas utilidades el proyecto y que sería una buena inversión.

En este aspecto, cabe hacer notar que el precio de venta base para el primer año fué de \$ 19.60 por kg, y que el precio real de importación para el año anterior era de \$ 22.84 por kg., lo que consideramos importante, porque tenemos buenas posibilidades de competir -- ventajosamente con el precio de importación.

5.- En cuanto a la localización de la planta:

Consideramos a la Ciudad de Puebla, como más viable, porque nos ofrece una serie de ventajas, como la cercanía con el lugar de mayor consumo del producto, que es la Ciudad de México y sus alrededores.

También en la Ciudad de Puebla, está localizada la planta que produce el Anhídrido Maléico; el terreno estaría localizado en el Parque Industrial "El Conde", que cuenta con todos los servicios que requiere el establecimiento de una industria.

La instalación fuera de la ciudad de México y sus alrededores, nos representa una ayuda a la descentralización de la industria y una fuente de empleos para gente de la región.

CAPITULO VII

BIBLIOGRAFIA

CAPITULO VII

BIBLIOGRAFIA

- 1.- Anuario Estadístico del Comercio Exterior de los Estados Unidos Mexicanos.
Secretaría de Industria y Comercio.
Dirección General de Estadística.
(1965,1966,1967,1968,1969,1970,1971,1972,1973,1974)
- 2.- Aires and Newton.
Chemical Engineering Cost Estimation.
Mc Graw Hill (1956)
- 3.- Badger and Banchemo
Introduction to Chemical Engineering.
Mc Graw Hill (1955).
- 4.- Black, J.W.
The Manufacture of Tartaric Acid.
The Industrial Chemistry.
Págs. 443-448 (1948).
- 5.- Church and Blumberg.
Synthesis of Tartaric Acid by the hydroxylation of maleic acid.
Industrial and Engineering Chemistry.
43, págs. 1780-1785 (1951).
- 6.- Comisión Nacional de Salarios Mínimos.
(1975).
- 7.- Foust.
Principles of Unit Operations.
John Wiley & Sons. (1970).

- 8.- Giral B. José.
Manual para desarrollo, transferencia y adaptación de tecnología química apropiada.
Facultad de Química, Div. Estudios Superiores (1974).
- 9.- Hur.
Chemical Process Economics in Practice.
Reinhold Publishing Corporation (1956).
- 10.- Nacional Financiera, S.A.
Fideicomiso para la Promoción de Conjuntos, Parques y Ciudades Industriales.
Puebla, Cuaderno 19 (1972).
- 11.- Organización de Naciones Unidas.
Manual de Proyectos de Desarrollo Económico.
Sales No. 58.II. G.5. (1958).
- 12.- Patente Alemana No. 2 016 668
Procedimiento circulatorio para preparar Acido Tartárico.
Solvay & Cie. (1969).
- 13.- Patente Francesa No. 2 040 732
Procedimiento Cíclico de fabricación de Acido Tartárico.
Solvay & Cie. (1971).
- 14.- Perry and Chilton.
Chemical Engineer's Handbook.
Mc Graw Hill, Fifth Edition (1973).
- 15.- Schmidt and List.
Material and Energy Balances.
Prentice-Hall (1962).
- 16.- Sistema Bancos de Comercio S.A.
Colección de Estudios Económicos Regionales.
La Economía del Estado de Puebla (1968).
- 17.- Smith J.M.
Chemical Engineering Kinetics.
Mc Graw Hill 2th. Ed. (1970).

- 18.- Treybal, Robert E.
Mass Transfer Operations.
Mc Graw Hill 2th. Ed. (1968).
- 19.- Ze'ev Halperin.
Tartrates Recovered from Winery Wastes.
Chemical & Metallurgical Engineering.
5, 116 (1945).