

Universidad Nacional de Ingeniería

FACULTAD DE INGENIERIA  
QUIMICA Y MANUFACTURERA



(Diseño de una planta piloto para  
producción de Acido Gálico a  
partir de Caesalpinia Tinctoria)

TESIS

Para Obtener el Título Profesional de  
INGENIERO QUIMICO

**Sonia Longa Yauca**

Lima – Peru

1990

D e d i c a t o r i a

A mi madre, quien sembró en mi  
la semilla del amor al estudio.

A mi hermana Carmen Violeta,  
quien me brindó el mayor  
estímulo en los instantes de  
desaliento.

## Pensamientos

En toda adversidad hay la semilla de un beneficio equivalente o tal vez mayor para aquellos, a quienes una actitud mental positiva los induce a convertirse en personas de éxito.

Cualquier persona que, por la bondad de su corazón, pronuncia una palabra de ayuda, esboza una sonrisa jovial o allana las asperezas del camino de otra, sabe que el deleite que experimenta forma tan íntimamente parte de sí misma que eso la hace vivir;

La alegría de superar los obstáculos que parecían insuperables y de impeler la frontera de los logros cada vez más lejos, que otra alegría se le puede comparar?

## A g r a d e c i m i e n t o

Expreso mi gratitud en forma especial al Instituto General de Investigación (IGI) de la Universidad Nacional de Ingeniería por el financiamiento del proyecto, base de la presente tesis. Asimismo a la compañía Industrias de Alimentos S.A. por las facilidades concedidas en su laboratorio. A los ingenieros: Adolfo Marcelo, Juan Quispe, Emerson Collado; quienes además de profesores fueron amigos sinceros en los momentos mas difíciles, así como a cada una de las no nombradas aquí y que contribuyeron con su invalorable cooperación a la culminación de ésta tesis.

## SUMARIO

La presente tesis comprende un diseño de planta para la producción de ácido gálico.

El ácido gálico es un ácido orgánico ampliamente utilizado en la industria química; interviene en la fabricación de colorantes, tintas, manufactura del papel, en la preparación de galatos y otros.

El estudio se basa en la experimentación a nivel banco y en laboratorio, estableciéndose un diseño de los equipos principales de planta que incluye el tipo, tamaño y material de construcción, para en la parte final presentar una estimación económica del costo de planta y fabricación del producto para tratar 480 TM anuales de materia prima.

El proceso abarca el pesaje, desvainado, molienda, y tamizado, luego el material es sometido a una operación de lixiviación a contracorriente, después los jugos son decantados purificados y filtrados, luego concentrados a presión reducida, llevados al reactor, en el cual se efectúa la reacción química (por hidrólisis) que dará lugar a la obtención del ácido gálico, continuando las etapas de separación, purificación, cristalización y secado.

## CONTENIDO

	pag.
1. ASPECTOS GENERALES	
1.1 Introducción	1
1.2 Conclusiones	4
2. MATERIA PRIMA	7
2.1 Fitologia	
2.1.1 Características botánicas	
2.1.2 Distribución y datos ecológicos	
2.1.3 Características del tanino	8
2.1.4 Propiedades químicas del tanino	
2.2 Aplicaciones y usos del tanino	10
3. DEFINICION DEL PRODUCTO	
3.1 Ácido gálico	13
3.1.1 Características	
3.1.2 Propiedades fisicoquímicas	
3.1.3 Principales reacciones químicas	
3.2 Aplicaciones y usos del Acido galico	17
3.2.1 Algunos derivados: propilgalato, pirogalol.	

4.	ESTUDIO TEORICO EXPERIMENTAL	
4.1	Metodologia	21
4.2	Estudio del efecto del tamaño de particula	
4.3	Influencia de las variables de operación	
4.4	Ensayos de Laboratorio	26
4.4.1	Procedimiento experimental	
	Extracción del Tanino	
	Reacción química	
4.4.2	Resultados	
4.5	Ensayos a nivel de planta piloto	35
	Equipo	
	Procedimiento experimental	
4.6	Observaciones y recomendaciones	38
5.	INGENIERIA DEL PROYECTO	
5.1	Tecnologia disponible	41
5.2	Tecnologia a desarrollarse	
5.2.1	Descripción del metodo de producción	
5.3	Diseño, selección y especificación del equipo de planta	49
5.3.1	Equipo para la molienda	
5.3.1.1	Selección del equipo	53



5.3.2	Diseño del equipo para la extracción	56
5.3.2.1	Generalidades	
5.3.2.2	Equipo	
	Especificaciones	63
5.3.3	Equipo para la separación S-L	
5.3.3.1	Separaciones sólido-líquido durante el proceso	
5.3.3.2	Equipo para la sedimentación del licor extracto	65
	Especificaciones	
5.3.3.3	Equipo de filtración	67
5.3.3.4	Selección	
5.3.4	Diseño del evaporador	71
5.3.4.1	Variables de diseño	
5.3.4.2	Tipos de evaporadores	
5.3.4.3	Selección	74
	Especificaciones	
5.3.5	Reactor	78
5.3.5.1	Objetivos en el diseño del proceso	
5.3.5.2	Variables de diseño	
5.3.5.3	Ecuaciones básicas de diseño	
5.3.5.4	Selección de equipo	83
	Especificaciones	

5.3.6	Condensador	
5.3.6.1	Correlaciones liquido vapor para mezcla de multicomponentes.	87
5.3.6.2	Consideraciones para el diseño y Especificaciones	90
5.3.7	Sistema de bombas para el equipo de extracción	92
	Especificaciones	
5.3.8	Caldero	96
	Especificaciones	
6.	DETERMINACIÓN DE LA INVERSIÓN	98
6.1	Estimación del costo de Planta	
6.2	Estimación del costo de fabricación	
APÉNDICE		
A.	Análisis de identificación del ácido gálico obtenido	105
B.	Coeficientes de transferencia de calor para el reactor de tanque agitado	106
	Balace de calor	
C.	Tablas	
D.	Gráficos: Diagrama de flujo del proceso y otros	
	BIBLIOGRAFIA	116

## **1. ASPECTOS GENERALES**

## 1.1 INTRODUCCION

Uno de los objetivos entre otros, al haber seleccionado el estudio de éste tema, es el deseo de contribuir como nuevo profesional en Ingeniería Química, al desarrollo de un proceso que utiliza fundamentalmente materia prima nacional. En efecto, el material de partida para la producción de ácido gálico en el presente trabajo es el fruto del árbol de la *Caesalpinia Tinctoria* (spinoso), taro, taya o tara; la cual ha sido y sigue siendo exportada a varios países del mundo.

Las estadísticas de exportación de tara ( MICTI, Anuario del comercio exterior 1987 ) nos muestran incrementos anuales en las cantidades demandadas por los países importadores de Europa y Estados Unidos de Norteamérica, estos países utilizan la tara para la producción de ácido tánico, ácido gálico y otros productos, como los propilgalatos. En el año 1984 por ejemplo ( tabla 1 del apéndice) la cantidad de tara exportada fue un renglón significativo en el volumen total de exportación de productos no tradicionales.

Somos conscientes de que en nuestro país, que es muy vasto en todo tipo de plantas, por la variedad de sus microclimas, no se planifica como debe ser, su cultivo para posterior industrialización, es así que parte de estos recursos son exportados sin ninguna transformación, o ignorado en muchos casos. Es evidente que se hace necesario entonces la búsqueda de tecnologías para su industrialización, sobre todo ahora, en que nuestro país atraviesa la peor crisis de su historia, industrialización que generaría un ingreso de divisas comparativamente muy superior por el valor agregado que se le daría a esta materia prima, tanto tiempo explotada por otros países.

Es así que propongo el presente trabajo como un aporte a éste campo; es un diseño del proceso que sistematiza un método de producción del ácido gálico, el cual se utiliza en la industria química y alimentaria, como galatos; en la fabricación de colorantes, tintas de escribir y en la manufactura del papel entre otros.

El estudio está basado en la experimentación a nivel banco y laboratorio, comprende la descripción

de la parte experimental y el diseño de los equipos principales para el proceso, así como la estimación del costo de planta y de fabricación del producto. Se ha considerado lo conveniente de establecer un diseño de planta a nivel piloto, debido principalmente a la carencia de una tecnología en el país para su producción industrial, lo que permitiría conocer las características de las operaciones, balances de materia y energía, velocidades de reacción, materiales de construcción, calidad de productos, comparación entre procesos continuos y batch.

## 1.2 CONCLUSIONES

- 1.- Se ha establecido un diseño del proceso de producción, con especificaciones del tipo, tamaño y material de construcción de los principales equipos de la planta.
- 2.- El costo de planta ha sido estimado en \$316,360 (trescientos dieciseis mil trescientos sesenta dolares) en una estimación preliminar de costos.
- 3.- Ha sido eliminada la etapa de refrigeración y secado que consumen por lo menos 18 horas del proceso, por representar una carga significativa en el costo de producción, buscando condiciones de operación que posibiliten su reemplazo por una de menor costo. Fue posible para efectos de éste trabajo, prescindir de la refrigeración y secado del extracto.
- 4.- Se ha determinado que tres lavados sucesivos a la materia prima es suficiente para el trabajo en planta (tabla 4-1), aún cuando la torta eliminada contiene un 13% de tanino.

- 5.- La planta podria ampliarse para abarcar el tratamiento de las semillas de las que se pueden obtener gomas.
- 6.- La planta podria ser localizada en Trujillo o Huancayo por contar con disponibilidad de materia prima, mano de obra, facilidad para el transporte del producto y otros, pero esto debera ser evaluado en su momento porque ciertos factores cambian con el tiempo.
- 7.- La tara es un árbol de crecimiento muy lento por lo que es necesario un trabajo técnico y planificado de su cultivo que permita asegurar la disponibilidad de materia prima.



## **2. MATERIA PRIMA**

## 2.1 Fitologia

### 2.1.1 Características Botánicas

Comúnmente conocida como tara en nuestro medio es un arbusto o árbol generalmente de 3 a 6 metros de altura con DAP de 20 a 25 cm. El fuste es corto, mas o menos cilindrico y a veces tortuoso. En muchos casos las ramas se inician desde la base, dando la impresión de varios tallos.

Sus flores son de color amarillo, los frutos son vainas de color rojizo-amarillo, las semillas ovoides de color pardo.

### 2.1.2 Distribución y datos ecológicos

La tara se encuentra en la sierra entre los 1,500 a 3,100 m.s.n.m. en el flanco occidental y en los valles y laderas interandinos.

Es común en las formaciones ecológicas estepa espinosa Montano Bajo (2,100 a 3,100 m.s.n.m.) y sabana o bosque seco Montano Bajo. Es una especie muy plástica en clima y suelo.

La tara es propia de climas secos, cálidos y subcálidos, aunque es de crecimiento lento, un crecimiento en altura de apenas 5 a 7 cms. por año (1).

### 2.1.3 Características del tanino

Es un polvo amorfo, brillante, débilmente amarillo, es inodoro de sabor astringente, se ennegrece al contacto con el aire (2) es soluble en agua, alcohol y glicerina.

Punto de fusión	:	210°C
Punto de inflamación	:	199°C
PH en solución al 3%	:	3
Solubilidad	:	1 gr/ml
		agua 1:1
		alcohol 90% 1:2
		glicerina 1:8
Insoluble en	:	Eter, cloroformo.

### 2.1.4 Propiedades Químicas (3)

Tiene la propiedad de precipitar la gelatina de una solución y de combinarse con el colágeno y otras materias proteínicas contenidas en la piel, proceso que consiste en la formación del cuero.

#### Oxidación Fotoquímica

Experimenta fácilmente una reacción de oxidación con el consecuente cambio de color, en forma

análoga a todos los fenoles polihidroxiados vecinales como el catecol y el pirogalol.

La oxidación empieza a un PH 2.5 y es sumamente rápida en condiciones alcalinas o en presencia de agentes oxidantes.

#### Otras Reacciones Químicas de los Taninos

Una solución de ácido peryódico reacciona en frío sobre el tanino con producción de ácido carbónico mezclado con algo de óxido de carbono.

El yodo finamente pulverizado es disuelto por el agua cargado de tanino; el bromo reacciona vivamente y da un residuo marrón.

El ácido sulfúrico concentrado disuelve el tanino con un matiz amarillo limón o marrón amarillento, pasando por un marrón púrpura al calentarse liberando el ácido sulfuroso, auxiliando su acción por la del calor.

Calentando el tanino entre 150 y 160 °C toma un color más oscuro, entre 210 y 225 °C, se descompone

con formación de anhídrido carbónico, pirogalol y ácido melangálico ( $C_6H_4O_2$ ) que queda de residuo.

El porcentaje de productos derivados de éste calentamiento varia conforme a la temperatura de tal manera que a  $250^\circ C$  no se obtiene mas que el ácido melangálico (m-gálico).

El cloro ataca igualmente al tanino y colorea sus soluciones en marrón.

El ácido crómico en solución acuosa y en caliente descompone completamente el tanino, con desprendimiento de ácido carbónico; el bicromato de potasa, lo precipita en amarillo marrón o negro.

El ácido nítrico ataca al tanino en solución acuosa, coloreando primero al licor en amarillo rojizo y finalmente produciendo ácido axálico.

## 2.2 Aplicaciones y Usos del Tanino

-Son empleados en la industria de cueros como material curtiente.

-En la industria Química, para la preparación de tanatos, hidrosoles de metales nobles, ácido gálico, digálico.

- Desnaturalizador del Alcohol.
- Agente de clarificación en la elaboración de vinos.
- Fabricación de Tintas.
- En la industria de tejidos como mordiente y fijador.
- Conservación en los aparejos de pesca.
- En productos farmacéuticos por su propiedad bacteriostática, astringente y cicatrizante.

### **3. DEFINICION DEL PRODUCTO**

### 3.1

## ÁCIDO GÁLICO

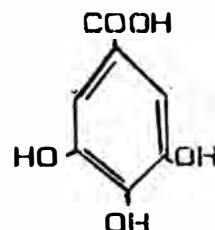
### 3.1.1 Características

El ácido gálico (ácido 3,4,5- trihidroxibenzoico) es un ácido fenólico (4), sólido, ligeramente pardo incoloro que cristaliza con una molécula de agua de cristalización, de sabor áspero y acidulo. Sus soluciones acuosas reducen los iones plata y sus soluciones alcalinas absorben oxígeno.

### 3.1.2 Propiedades fisicoquímicas (5)

punto de fusión	: 240 °C
peso molecular	: 170
densidad a 40 °C	: 1.694 gr/cc.
solubilidad	
en en agua caliente	1:3
acetona	1:5
etanol	1:6
glicerol	1:10
éter	1:100

ácido gálico





### 3.1.3 Principales reacciones químicas

#### -Reacciones por oxidación

Se produce el ácido elálgico, se obtiene produciendo la oxidación del ácido gálico con permanganato potásico en ácido sulfúrico frío o con sulfato férrico.

El ácido oxálico es obtenido degradando el ácido gálico con ácido nítrico concentrado y dióxido de cloro. La galoflavina un colorante indirecto de color amarillento o pardo se obtiene inyectando en el ácido gálico aire através de soluciones alcalinas.

El ácido purpurogálico que se obtiene oxidando el ácido gálico con solución de ferrocianuro de potasio o con oxidación electro-lítica.

#### -Reacciones por esterificación

Se puede obtener saturando una solución de ácido gálico en alcohol con ácido clorhídrico anhidro, ó usando el cloruro de acilo. Los tres grupos fenólicos no tienen la misma actividad de esterificación o hidrólisis

La posición para es la más activa para las tres reacciones ( 3 ).

Estas reacciones dan no sólo éteres, sino también ésteres eterificados. Con alcali diluido se hidroliza preferentemente el grupo éster.

#### -Reacciones por sustitución

Los halógenos en solución acuosa producen solamente la oxidación del ácido gálico, pero si se utiliza disolventes anhidros como el cloroformo se forma ácido gálico dihalógeno sustituido .

Para formar el derivado mononitro se realiza la nitración suavemente luego de esterificar o eterificar los hidroxilos fenólicos de otra forma se produciría la oxidación.

#### -Reacciones por descarboxilación

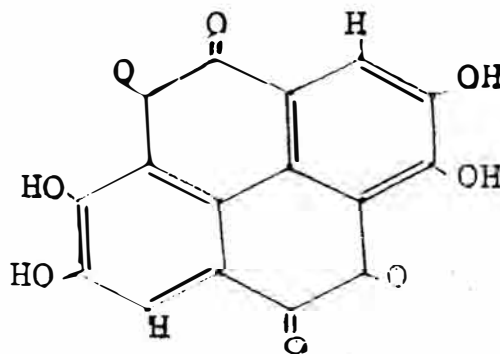
En la preparación del pirogalol, desde hace mucho tiempo se ha empleado la descarboxilación y se produce calentando el ácido gálico en agua a  $240^{\circ}\text{C}$  -  $250^{\circ}\text{C}$ , a 20 atmósferas aproximadamente; el agua y el glicerol redu

con la temperatura necesaria a 190 °C- 200 °C mientras que la anilina reduce aún más la temperatura hasta 120 °C.

-Reacciones por condensación

El ácido gálico participa en reacciones de condensación que son esencialmente reacciones de Friedel Crafts o reacciones Friedel Crafts modificadas.

El ácido Rufigálico se obtiene durante la descarboxilación por este tipo de reacción.



Amarillo de Alizarina

### 3.2 Aplicaciones y usos del ácido gálico

Los principales usos se tienen en la preparación de galatos, pirogalol, revelador fotográfico, preparación de tintas, antioxidante de los mercaptanos de la gasolina, como depresor en flotación de cuarzo, se le utiliza para absorber el oxígeno de los gases de los hornos, como testigo para ácidos minerales libres, en medicina como antiseptico, astringente.

#### 3.2.1 Descripción de algunos de los derivados más importantes

##### PROPILGALATO

Se produce por esterificación del grupo carboxilo del ácido gálico saturando una solución en alcohol con un disolvente como el o-diclorobenceno y eliminando continuamente el agua en un azeotropo.

Usos :

Ampliamente utilizado como antioxidante para alimentos, estabilizador para grasas, aceites, ceras.

El propilgalato es el único éster (hay otros más del ácido gálico) permitido en la industria alimentaria en Estados Unidos (8)

Estudios por Orten demostraron que no tiene efectos tóxicos por ingestión prolongada. Mc Connel y Esselan (8) reportaron que el propilgalato quita los sabores de pepita de algodón y maíz.

#### PIROGALOL

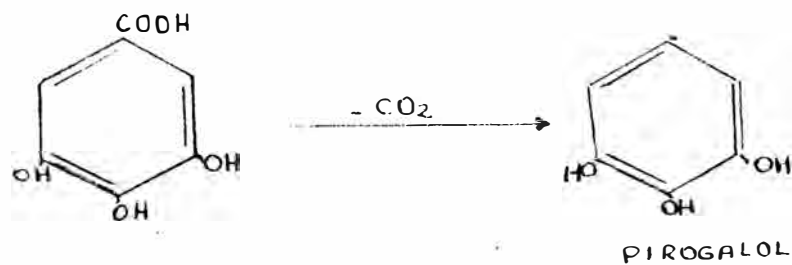
Se calienta el ácido gálico en una autoclave a presión y 175°C eliminándose el vapor de agua y el dióxido de carbono, se purifica la solución fría evaporándose hasta que todo el pirogalol ha destilado y recogido el producto solidificado, se verifica por destilación repetida y sublimación.

#### Usos:

Agente reductor de sales de oro y plata.

Como catalizador álcali soluble rápido y económico para el tratamiento de las soluciones empleadas en la eliminación de los mercaptanos de la gasolina.

- En análisis de mezclas gaseosas para la determinación cuantitativa del oxígeno.
- Ingredientes de pinturas y barnices.
- Fabricación de colorantes azoicos.
- Como regenerador de soluciones de la separación de compuestos sulfuricos de aceites hidrocarburos-aceites puros.
- Reactivo en procedimientos analíticos.



#### **4. ESTUDIO TEORICO EXPERIMENTAL**

#### 4.1 Metodología

La experimentación se llevó a cabo teniendo en cuenta parte de los estudios realizados para la obtención del ácido gálico en laboratorio (6, 7 ).

Es importante mencionar que en la literatura disponible no se reportan datos acerca de la cinética de reacción y otros; y debido a que no se cuenta con suficiente información se hizo necesario iniciar la labor experimental desde el laboratorio

De acuerdo al diagrama de flujo preliminar se consideró importante plantear condiciones de operación adecuadas a fin de dejar la operación de secado luego de la evaporación como alternativa para la obtención de tanino sólido .

Asimismo se llevó a cabo un estudio para encontrar las mejores condiciones que permitan sustituir o eliminar la etapa de refrigeración que podría resultar muy costoso como parte de las operaciones de una planta piloto.



## 4.2 Estudio del efecto de tamaño de partícula

Este estudio tiene como finalidad la determinación del tamaño de partícula óptimo para efectuar la lixiviación, contribuyendo al conocimiento de la naturaleza de las partículas desagregadas en las diferentes mallas y la influencia del tamaño en los procesos de difusión, sedimentación, filtración y en las propiedades del licor tánico.

El estudio comprende el comportamiento del material con molino de martillos o de discos que son los comúnmente usados para éstos vegetales.

El cuadro A-1 del apéndice muestra el comportamiento de las vainas de tara triturado con molino de discos.

La determinación del tanino se puede realizar por mallas; puesto que el material no es uniforme inicialmente en su aspecto físico, sobre todo en los primeros tamices vale decir N° 18, N° 40, N° 60; las partículas retenidas en la malla N° 18 son de naturaleza fibrosa, que proviene del soporte de la estructura vegetal mayormente de la parte interna del fruto, esta parte contiene considerable porcentaje de celulosa.

En las partículas de la malla # 40 se observan partículas similares a los de malla # 18 y además aquellas que corresponden a las partes externas del fruto que se distinguen por su color bronce, en esta malla como en la # 60 las partículas son más uniformes y su contenido en tanino mayor.

El cuadro A-2 del apéndice muestra una comparación por mallas.

El comportamiento que muestra el cuadro A-3 se consigue con un molino de martillos de acero impulsado por motor de 4 Hp y 1800 rpm, obteniendo una distribución más uniforme y menos finos.

#### 4.3

Influencia de las variables de operación para la lixiviación :

Influencia del solvente

El producto de la extracción tánica está influenciado por las cantidades de solvente empleado para la materia prima así como su calidad. El agua no es el mejor solvente para la extracción de los taninos; las demás materias solubles contenidas en los sólidos serán en

definitiva responsables de las características del extracto; pero el agua es el solvente de mayor abundancia y el de menor costo.

La influencia del volumen del solvente estriba en que cuando se le adiciona por defecto no se logra un buen rendimiento, por no disolver todas las sustancias tánicas, y si es por exceso se diluye demasiado incidiendo desfavorablemente en el costo de evaporación de los licores extractados.

Influencia de la temperatura.

El aumento de temperatura aumenta la solubilidad de los taninos y por tanto crece el rendimiento en la extracción por provocar un movimiento difusional mas rápido, pero además se debe considerar que los taninos son susceptibles de sufrir oxidaciones y otras reacciones que son aceleradas por un aumento en la temperatura resultando en una disminución del porcentaje tánico, por ello es necesario aplicar una temperatura óptima en la extracción. En la referencia ( ? ) se recomiendan temperaturas de 60°C - 65°C .

### Influencia del tiempo de contacto

De la escasa literatura existente sobre extractos tánicos se recomienda entre una y dos horas como tiempo de residencia en la extracción según las condiciones de operación, tales como el número de lavados utilizados, métodos de extracción así como el solvente utilizado .

Lo que se busca es una mayor extracción del material tánico con un menor tiempo y lograr un equilibrio al aumentar el tamaño del equipo y la duración del ciclo de extracción por unidad de peso de material tratado.

### Influencia del numero de operaciones .

La cantidad mínima de operaciones desde el punto de vista técnico así como económico, debe satisfacer un rendimiento lo mas alto posible en la obtención del tanino que dé como producto una apreciable cantidad en el extracto sin perjuicio de la calidad.

## 4.4 Ensayos de Laboratorio

### 4.4.1 Procedimiento experimental

#### Extracción del tanino

Se trabajó con vainas de tara molida malla + 65 ; en las tablas 1 y 3 del apéndice se muestra la distribución de tamaños y el respectivo análisis de taninos y otros, en la tabla 4 .

La materia prima que ha sido previamente preparada es colocada en el equipo, adicionandosele agua en relacion 4:1 y el conjunto llevado a un baño Maria a una temperatura constante de 62°C.

En ésta parte correspondiente a la obtención del licor tánico empleamos el sistema de extracción Shanks utilizando los vasos para imitar en lo posible el sistema discontinuo en cubas de percolación.

Durante ésta operación la materia prima es sometida a sucesivas extracciones para obtener el licor tánico. Las variables son las siguientes:

Tamaño de partícula

D

Relación de extracción	R
Temperatura de extracción	Te
Tiempo de contacto sólido/liquido	
Numero de lavados a la materia prima	Ne

En este punto se hacen variables las condiciones de operación a fin de poder observar los efectos sobre el rendimiento de la extracción.

En el acápite 4.4.2 se muestran los resultados correspondientes.

Condiciones de operación:

R = 4/1  
 Te = 62 °C  
 $\theta$  = 90 min  
 Ne = 3

Una vez obtenido el extracto tánico con las características que se muestran en el cuadro 1, se somete a un proceso de evaporación a presión reducida para eliminar gran parte del agua a fin de tener un extracto lo mas concentrado posible.

Operando con una presión absoluta de 107 mmHg, el licor tánico es luego enfriado a temperatura

ambiente, el cuadro 2 muestra las características promedio para el extracto tánico concentrado.

cuadro 1

Características del extracto tánico

color	: miel claro
densidad	: 1.062 gr/ml
viscosidad	: 4.8 cp
ph	: 3.1
sólidos totales	: 18 %

cuadro 2

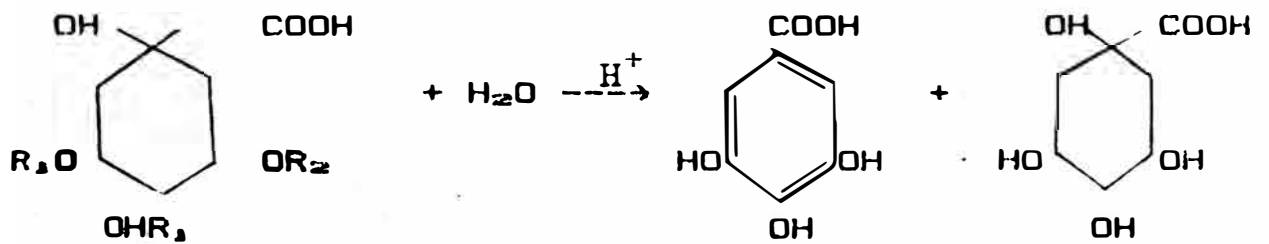
Características del extracto concentrado

color	: miel
densidad	: 1.167 gr/ml
viscosidad	: 9 cp
ph	: 3.5
sólidos totales	: 56 %

## Reacción Química

La reacción química para la producción industrial del ácido gálico se efectúa con los extractos tánicos de las plantas que los contienen. Aunque los procedimientos no son conocidos se sabe que se realizan por hidrólisis ácida o alcalina (6).

La hidrólisis se efectúa mediante:

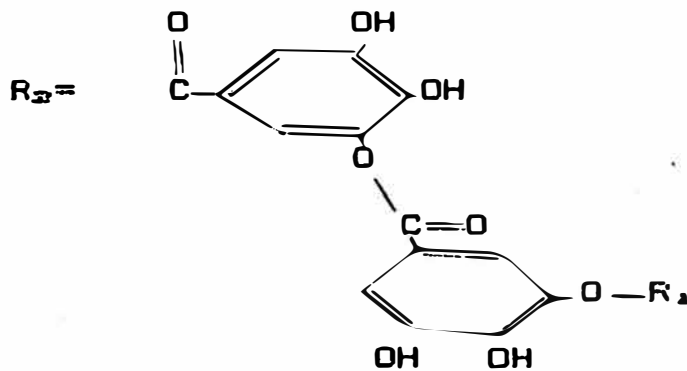
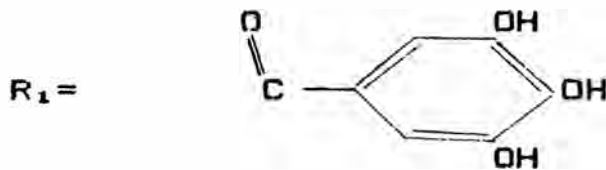


tanino

ácido gálico

ac. quinico

Siendo :





Se trata entonces de establecer las condiciones mas favorables para la reacción, por lo que es necesario el estudio de los efectos de las diferentes variables como son las concentraciones de los reactantes, temperatura, tiempo de residencia en el reactor, presión; para ello se realizan las respectivas corridas experimentales, manteniendolas constantes, cuando se estudia el efecto de una.

#### 4.4.2 Resultados

Es de resaltar que los estudios que corresponden a la obtención del extracto tánico, han sido investigados anteriormente por varios autores (6,9) a nivel de laboratorio; por lo que las pruebas experimentales que se hacen a éste nivel, para el presente trabajo tienen por objetivo corroborar la influencia de las diferentes variables, así como mostrar la experiencia propia adicional, base para el posterior diseño del proceso.

En lo que respecta al estudio de las variables de la hidrólisis, no se tienen datos de anteriores investigaciones, por lo que en esta parte, el objetivo esta encaminado a obtener datos experi

mentales y así poder establecer un diseño del reactor, parte vital del proceso.

La tabla 4-1 muestra el efecto del número de extracciones sucesivas a la materia prima sobre el rendimiento en la lixiviación, para las condiciones ya mencionadas.

La tabla 4-2 muestra la influencia de la temperatura de extracción en la solubilidad de los no tánicos, cuando las muestras son observadas a temperatura ambiente luego de la extracción.

#### Efecto del tiempo de residencia

En esta parte de la investigación los tiempos de hidrólisis se hicieron variables, a fin de observar su efecto en el progreso de la reacción, se mantuvo constante la concentración del tánico en 28.5 % y del ácido clorhídrico. La tabla nº4-3 resume los resultados de cada experimento haciendo variable el tiempo de residencia en el reactor.

## Efecto de la concentración

Las tablas 4-4 y 4-5 resumen el promedio de datos obtenidos para la influencia de la concentración del ácido en la hidrólisis para tiempos de residencia de 240 y 280 minutos respectivamente.

Como se puede observar de la tabla 4-3, para un tiempo de hidrólisis de 240 minutos se tuvo un incremento de 5.9% en la producción, mas allá de este tiempo los incrementos son pequeños, tanto así que para 40 minutos adicionales, hay sólo un aumento del 1% .

tabla 4-1

Efecto del número de extracciones sobre el rendimiento en la lixiviación

Numero de extracc.	Tanino gr	Total tanino extraido %
1	12.974	63.43
2	5.657	72.93
3	5.741	81.67
4	3.942	85.25
5	1.212	87.40

tabla 4-2

Influencia de la temperatura en la solubilidad del material no tánico

Muestra num.	Temperatura	Presencia de gomas y resinas
1	70	alta
2	67	regularmente alta
3	64	muy poca
4	62	no notoria

Tabla 4-3

Efecto del tiempo de residencia sobre la producción

tiempo min	producción	% de incremento
100	3.632	-
130	5.219	43.69
160	8.058	54.33
200	10.137	25.80
220	11.592	14.35
240	12.275	5.89
280	12.395	1.07

**Tabla 4-4**  
**Efecto de la concentración de Hcl**

<b>Corrida</b>	<b>Concentración</b>	<b>Peso Ac.Galico</b>
	<b>Normal</b>	<b>gr</b>
1	0.283	1.782
2	0.401	3.275
3	0.525	3.430
4	0.601	3.616

**Tabla 4-5**  
**Efecto de la concentración de Hcl**

1	0.242	1.254
2	0.281	1.947
3	0.403	3.729
4	0.481	4.422
5	0.527	4.598

#### 4.5 Ensayos a nivel de planta piloto

Equipos disponibles :

- Tanque abierto enchaquetado de 50 lt.  
Agitador de turbina con reductor de velocidad.
- Evaporador de tubos verticales de acero inoxidable
- Unidad reactor destilador de material de vidrio tipo pyrex que comprende un reactor con sistema de alimentación, agitación y sistema de calentamiento eléctrico.
- Otros accesorios y materiales de laboratorio.

Procedimiento experimental

La materia prima molida y pesada es cargada en el tanque ,agua en relacion 4/1 es adicionado a la vez que la mezcla es agitada suavemente , vapor de calentamiento pasa por el enchaquetado para dar una temperatura de 62°C en el sistema ,a ésta temperatura es realizada la extraccion por un tiempo de 90 minutos.

Al término de los 90 minutos el licor es pasado a un segundo tanque en el que se tiene materia prima fresca con la que se vuelve a realizar una segunda extracción.

Obtenido el extracto tánico éste es pasado a un cilindro en el cual se deja sedimentar por espacio de dos horas ,este licor lo filtramos a través de tela (tocuyo) y depositamos en baldes con tapa despues se carga al evaporador donde se elimina el agua concentrándolo hasta aproximadamente 56 % esta operación se hizo en varias cargas.

El licor obtenido es cargado en el reactor y ácido clorhidrico es adicionado lentamente a través del embudo dosificador a la vez que la mezcla es agitada a una velocidad de 50 rpm .

Terminado el tiempo de hidrólisis descargamos el reactor dejando que el ácido gálico y demás impurezas precipiten . En este punto debemos hacer uso de un sistema de filtros para pasar al tan que de purificación,pero en ésta parte de la labor experimental no se contó con un filtro adecuado

al proceso, por lo que las operaciones siguientes se hicieron a escala de laboratorio.

Los ensayos fueron efectuados bajo las siguientes condiciones de operación:

Lixiviación:

Temperatura constante : 62°C  
Número de extracciones : 3  
Relación de extracción : 4:1  
Tiempo de residencia : 90 min

Evaporación:

Presión : 110 mmHg  
Temperatura : 54 - 56 °C  
Flujo de condensado : 315 ml/min  
Temperatura agua de entrada: 20 °C  
Flujo de agua enfriamiento : 3840 ml/min

Hidrólisis:

Temperatura constante  
tiempo de residencia : variable

composición

Tánico	0.2340
Ac. clorhídrico	0.5591



## OBSERVACIONES Y RECOMENDACIONES

- En la parte correspondiente a la lixiviación para la extracción tánica, es importante el estado de división de la materia prima; la división facilita un mayor contacto, pero pulverizada por ejemplo a malla 120 tiende a formar masas compactas y mucilaginosas, dificultando las operaciones de separación y bajando el rendimiento en la extracción, se recomienda el tamaño hasta malla 65.
- En el reactor trabajamos un sistema de densidad constante homogéneo, en una operación no estacionaria, y desde el punto de vista de ingeniería, se tendría que tener en cuenta el efecto de mezcla, sin embargo como en este caso, el tiempo para que resulte homogénea la mezcla es menor que el tiempo para la reacción, se ha supuesto que no existe reacción durante la mezcla.
- En la tabla 4 se puede observar que para una concentración 0.52 normal de HCl se tiene un mayor rendimiento en producto que a mayores concentraciones pero sólo aumenta un 0.7 % cuando esta sube a 0.6 molar.

Es importante anotar que la etapa de cristalización fue una de las operaciones que mayor consumo de tiempo y atención requirió debido a que fundamentalmente se desconocía ciertos factores que influyen en este sistema: grado de sobresaturación, composición y temperatura.

Se recomienda promover investigaciones para profundizar los estudios de cinética de la reacción cinética de cristalización y secado del ácido galico.

## **5. INGENIERIA DEL PROYECTO**

## 5.1 TECNOLOGIA DISPONIBLE

El ácido Gálico se produce industrialmente partiendo de extractos de soluciones tánicas de las plantas que las contienen y se efectúa mediante hidrólisis por ácidos o alcalis; otro procedimiento es el enzimático que se realiza con mohos como el *Aspergillus Niger* o el *penecilium Glaucum*, los mohos producen la enzima tanasa que cataliza la hidrólisis.

Recientemente en Europa se ha venido investigando el procedimiento biotecnológico; cuyos resultados a nivel de laboratorio solo se conocen en parte, pero las conclusiones finales no han sido aún publicadas (10).

## 5.2. TECNOLOGIA A DESARROLLARSE

### 5.2.1 Descripción del método de producción

Debido a que las semillas de la tara no poseen tanino se hace necesaria su eliminación con este fin se usa un desvainador, que es un tornillo por el que se hace pasar las vainas enteras obteniendo se una mezcla de semillas, fibras y parte pulveru

lenta ,la semilla es entonces separada luego de un tamizado en el que se tiene el material fibroso y polvo,la semilla es almacenada como subproducto.

El material fibroso es conducido al molino donde se pulveriza, eventualmente es tamizado y unido al polvo de tara en almacén.

La materia prima es después pesada y transportada al alimentador ubicado sobre los extractores correspondientes donde se lixivía el material, al tiempo que ingresa el licor que proviene del tanque anterior, vapor de calentamiento está puesto en circulación,el sistema es mantenido por el tiempo de contacto establecido; así circula el licor en contracorriente al material hasta que al salir del tercer lavado, es conducido al tanque de sedimentación en el que se ha de sedimentar los coloides no tánicos,e insolubles a temperatura ambiente.

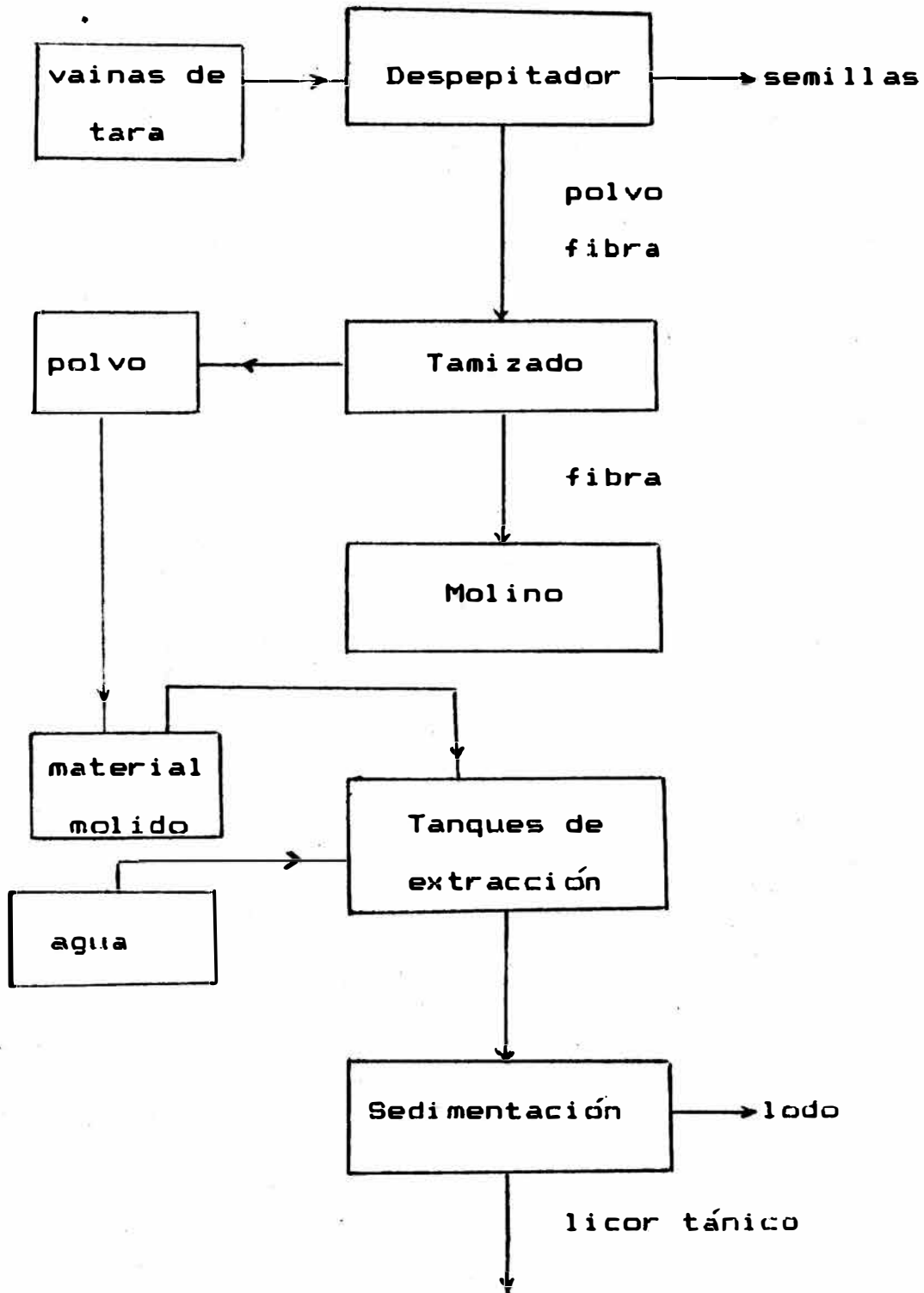
El licor es luego filtrado, bombeado al evaporador para concentrarlo a una temperatura de ebullición de 55°C,luego es cargado al reactor agitado en el

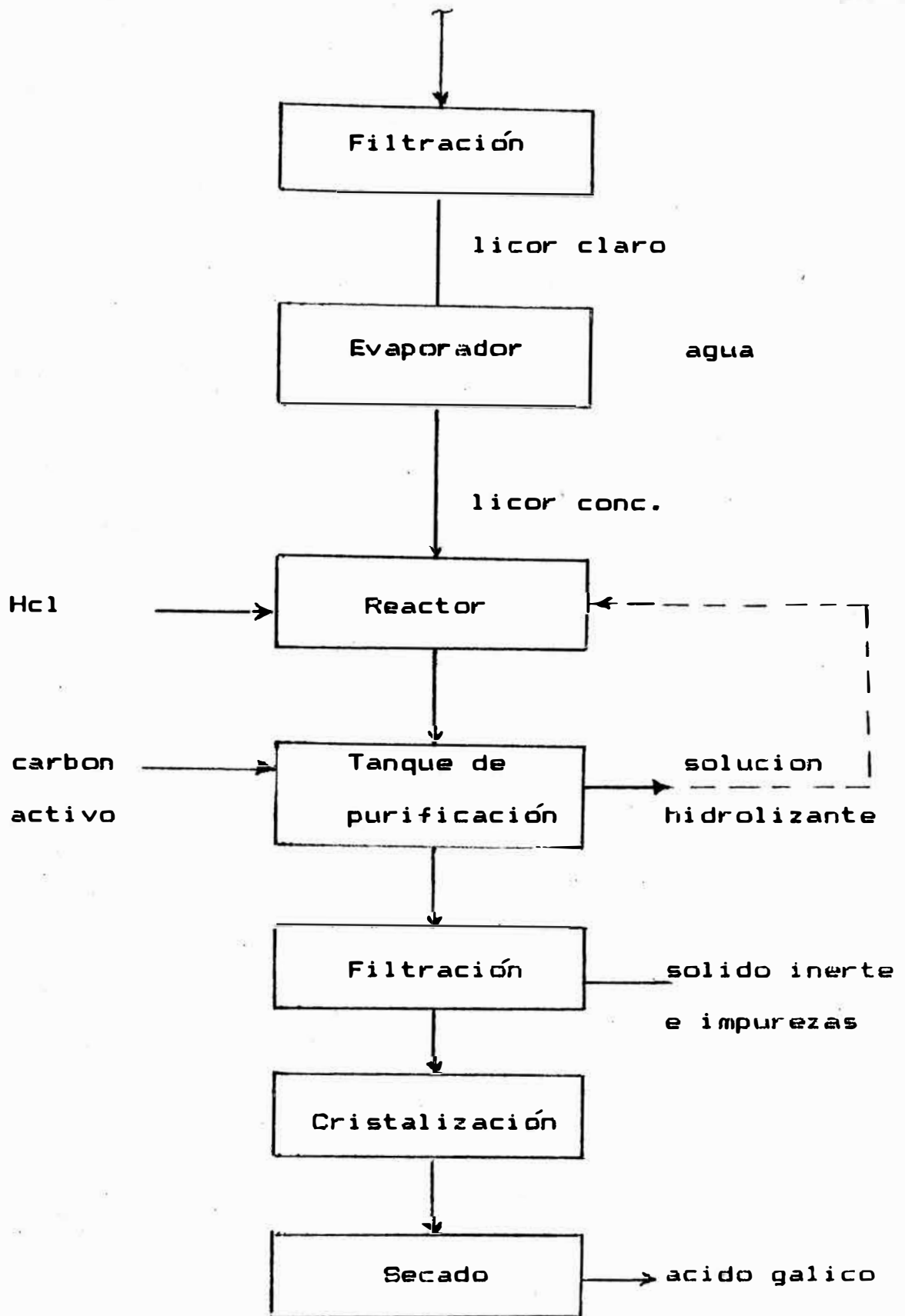
que se realiza la hidrólisis en presencia de ácido clorhídrico.

Concluida la reacción, la mezcla es bombeada a un tanque donde el ácido gálico y demás impurezas precipitan, la mezcla es filtrada luego de una purificación con carbón activo, éste licor es conducido a los cristalizadores donde es obtenido el ácido gálico en forma cristalina.

El siguiente esquema muestra el diagrama de flujo del proceso:

# DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO







**BALANCE DE MATERIA**

Unidad de masa : Kg

**Balance de materia en el desvainador**

**ingresa:**

tara en bruto	1604	
<b>sale :</b>		
mezcla de materia fibrosa, polvo y semillas		1604

**Balance da materia en el tamiz**

**ingresa:**

Mezcla del desvainado	1604	
material fibroso	655	
material pulvurulento	348	
semillas	601	
<b>sale :</b>		
material fibroso		655
polvo		348
semillas		601

**Balance de materia en el molino**

**ingresa:**

material fibroso	655	
------------------	-----	--

sale :  
producto pulverizado 655

Balance de materia en el equipo de Extracción

ingresa:

tara en polvo 1000

agua 4000

sale:

licor extracto 2720

bagazo humedo 2320

Balance de materia en el filtro

ingresa:

licor extracto 2720

sale :

licor claro 2546

lodo 174

Balance de materia en el evaporador

ingresa:

licor extracto 2546

sólidos totales. 459

agua 2087

sale :

licor extracto concentrado	818
solidos totales	458
agua	360
agua evaporada	1727
	2545

### 5.3 DISEÑO, SELECCION Y ESPECIFICACION DEL EQUIPO DE PLANTA

El propósito de esta parte es presentar un cálculo de diseño y selección del equipo de planta en relación con el proceso propuesto.

Entendemos que durante el desarrollo del diseño de un nuevo proceso se tienen diversas etapas en la que es necesario ir considerando los costos, sin embargo en su mayor parte no se ha tenido en cuenta ello precisamente porque se trata de un diseño mas que preliminar y por lo complicado que resultaria incluir valores óptimos .

El desarrollo del presente trabajo nos ha permitido familiarizarnos con los problemas generales que atañe a este proceso y con el enfoque de cada una de sus fases para hacer las consideraciones que se mencionan en el acápite correspondiente y presentar éste diseño para tratar 480 toneladas metricas de vainas secas de tara en 300 dias de operación por año.

### 5.3.1 EQUIPO PARA LA MOLIENDA DE LA MATERIA PRIMA

Los principales tipos de molinos que se utilizan para desmenuzar materiales de curtición son los molinos de martillos y los de discos. El desmenuzamiento de la materia prima en este caso las vainas requiere de corte percusión y rotura .

#### Molino de Martillos

Estos molinos tienen un rotor de alta velocidad que gira dentro de una carcasa cilíndrica. El eje es generalmente horizontal; sostiene a los martillos llamados a veces agitadores y pueden ser elementos en forma de T, de estribos, barras o anillos fijos pivoteados al eje o a los discos fijos que van sobre el eje.

El rotor funciona dentro del recipiente que contiene placas o revestimientos de molienda.

El espacio abierto que se conserva entre los revestimientos y el rotor es importante respecto a la finura del producto.

### *Características de operación*

La alimentación es introducida por la parte superior de la carcasa, se rompe y sale por una abertura en el fondo. Las partículas son rotas por un grupo de martillos móviles conectados al disco giratorio, se quiebran en trozos que se proyectan contra la placa estacionaria dentro de la carcasa, donde se rompe en fragmentos todavía más pequeños, estos a su vez son convertidos en polvo por los martillos que lo empujan a través de un enrejado o tamiz que cubre la abertura de descarga. La finura del producto se regula cambiando la velocidad del rotor, la velocidad de alimentación o la abertura entre los martillos y la placa de molienda así como cambiando la cantidad y el tipo de martillos utilizados y el tamaño de las aberturas de descarga.

La capacidad y la potencia necesaria de un molino de martillos varía mucho con la naturaleza de la alimentación y no puede estimarse con seguridad a partir de consideraciones teóricas, es preferible realizar ensayos en pequeña o gran escala con el molino (10).

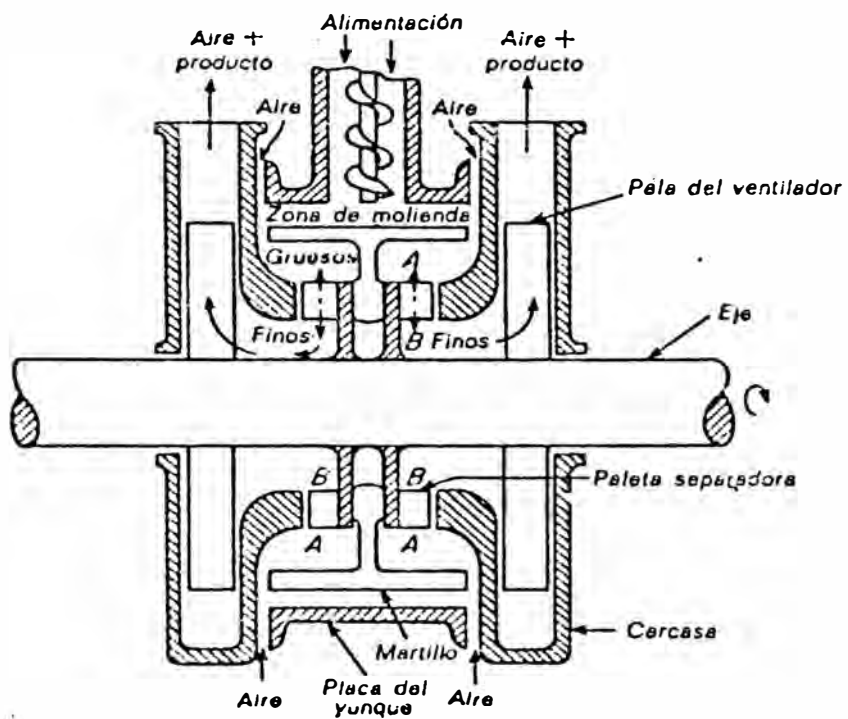


fig. 5-1 Diagrama esquemático de un molino de martillos

## Molino de frotamiento de Discos

El molino de discos o fricción es un equivalente moderno de los antiguos molinos de piedra. Consta de discos de acero en los que se montan placas de molienda intercambiables, que giran a gran velocidad.

En un molino de frotamiento las partículas de sólidos blandos se frotran entre las caras estriadas de los discos circulares giratorios.

El eje de los discos generalmente es horizontal y a veces vertical.

En un molino sencillo un disco es estacionario y el otro gira, en una maquina de doble rotor ambos discos giran a alta velocidad y en direcciones opuestas.

Los discos metálicos son generalmente de fundición aunque, a veces, se requieren discos de acero inoxidable.

Los discos de un molino de un rotor tienen un diametro que oscila entre 25 centímetros y 1.50 metros y giran a 350-700 RPM. En los molinos de doble rotor los discos giran mas rápidamente entre 1200 y 7000 RPM.



### *Características de operación*

La alimentación entra por una abertura en el eje de uno de los discos, pasa a través del espacio estrecho entre los discos y descarga por la periferia sobre una carcasa estacionaria. La amplitud del espacio entre los discos es regulable dentro de ciertos límites.

Los molinos con diferentes diseños de estrias, rugosidades o dientes en los discos realizan una variedad de operaciones que incluyen molienda, desintegración y trituración.

En general los molinos de un solo impulsor se usan para los mismos fines que los de dos impulsores, excepto que reciben una materia prima más gruesa. Su gama de reducción es más limitada y ofrecen correspondientes salidas superiores con un gasto menor de potencia.

### SELECCIÓN DEL EQUIPO DE PULVERIZACIÓN

Como se ha mencionado los pulverizadores que se adaptan a los materiales fibrosos y blandos como son las vainas de tara, son los molinos de martillos y los de discos.

**VENTAJAS :**

- Se fabrican en gran numero de tipos y tamaños.
- Se utiliza en una mayor variedad de materiales suaves que cualquier otra clase de maquinaria.
- Producción del grado de fineza deseado.
- Bajo costo de mantenimiento.
- El uso de una variedad de placas y construcciones hacen que estas unidades tengan aplicaciones de lo mas variado.

Por otra parte es conveniente acoplar al molino o instalar en el circuito de salida ciclones y mangas para eliminar el aire y que recojan separadamente los finos producidos.

Teniendo en cuenta la tabla 8-7 de "Chemical Engineer's Handbook" como una guia para selección de equipo se tiene que los molinos de martillos y de discos caen dentro de la clasificación recomendada para las siguientes consideraciones técnicas:

Operación de reducción de tamaño	: secundaria
Dureza de material	: suave
Tamaño max. pulg	: 20
min. pulg	: 4

Gama de productos max. pulg : 2  
min. pulg : 0.4

**ESPECIFICACIONES:**

Numero de unidades requerido : 1 unidad  
Material manipulado :  
Materia fibrosa de las vainas  
Tipo :  
Molino de martillos con ciclon acoplado  
Capacidad : 250 kg/hora  
Material de construcción :  
martillos de acero, cuerpo de fierro fundido.

## 5.3.2 EQUIPO PARA LA EXTRACCION

### 5.3.2.1 Generalidades

La lixiviación es un proceso en el cual se retiran uno o varios solutos de un sólido, en éste caso, la tara, mediante la utilización de un disolvente líquido. Originalmente se referia a la percolación de líquidos por un lecho fijo; pero en la actualidad se usa también en el sentido de la extracción sólido-líquido, en general.

El mecanismo de la lixiviación puede incluir una solución física simple o la disolución facilitada por una reacción química.

Sea cual sea el mecanismo, resulta evidente que el proceso de la lixiviación se verá favorecido por el aumento de la superficie por unidad de volumen de sólidos que se deben lixiviar y por la disminución de las distancias radiales que se deben atravesar al interior de los sólidos. La disminución del tamaño de las partículas contribuye a ambas cosas.

La lixiviación, tiene varios otros nombres. Entre los que se encuentran en la práctica de la Ingeniería Química están la extracción, percolación, extracción sólido-líquido, infusión .

Métodos de funcionamiento. Los principales tipos de métodos operacionales que se utilizan en sistemas de lixiviación son:

Etapa simple; representa la operación completa de poner en contacto la alimentación de sólidos y el disolvente nuevo, además de la separación mecánica subsiguiente.

Sistema a corriente paralela de etapas múltiples; se mezclan con la primera etapa la alimentación de sólidos y el disolvente. El subflujo de la primera etapa se envía a la segunda, donde se agrega más disolvente. Este patrón se repite en todas las etapas sucesivas.

Sistema de contactos múltiples a contracorriente; por lotes, consiste en cierto número de unidades de contacto por lotes dispuestas en un círculo o una hilera denominada batería de extracción. El funcionamiento a contracorriente de la batería se obtiene al hacer avanzar el tanque receptor y el de extracción, uno a la vez, cuando se cargan o retiran sólidos.

Sistema continuo a contracorriente de etapas múltiples; la corriente superior y la inferior circulan a contraflujo una de la otra.

### 5.3.2.2 Equipos

Los equipos de lixiviación se dividen en dos clases principales: 1) los que realizan la lixiviación por percolación y 2) aquellos en que los sólidos de partículas se dispersan en un líquido y, posteriormente se separan de él. Cada una de estas clases tiene unidades continuas y por lotes

Tanques agitados por lotes. Los tanques agitados mediante hélices coaxiales se utilizan comúnmente para la disolución por lotes de sólidos en líquidos y se pueden usar para la lixiviación de sólidos finos. Hasta donde la velocidad controlante en la transferencia de masa es la de transferencia de materiales que entran o salen del interior de las partículas sólidas, en lugar de la velocidad de transferencia a, o de, la superficie de las partículas, la función principal del agitador es proporcionar disolvente no agotado a partículas, mientras se encuentran en el tanque el tiempo suficiente para que se complete el proceso de difusión. El agitador realiza esto en forma muy eficiente, si se limita a hacer circular suavemente los sólidos a través del fondo del tanque o los suspende simplemente por encima del fondo.

Percoladores por lotes. El tanque por lotes no es diferente de un gran filtrador de succión circular o rectangular de fondo falso. Los sólidos a lixiviar se dejan caer en el tanque hasta una profundidad uniforme. Se rocian con disolvente hasta que su contenido de soluto se reduce a un mínimo económico y, a continuación se excavan.

El flujo a contracorriente del disolvente a través de una serie de tanques es común, entrando nuevo disolvente al tanque que contiene el material más agotado.

Proceso Shanks. Es un sistema en el que se obtiene una solución más concentrada empleando un esquema a contracorriente en donde la solución final obtenida se logra por contacto con el sólido más fresco y en donde el disolvente más fresco se agrega al sólido del cual ya se ha lixiviado la mayoría de soluto.

*Características de operación,* Se realiza en un tanque provisto de un falso fondo perforado, que sirve de soporte a sólidos y permite el escurrido del disolvente.

Los sólidos se cargan en los tanques, disolvente fresco se introduce en el tanque que contiene el

sólido mas agotado en soluto, fluye a través de los distintos tanques en serie y finalmente sale por el tanque recién cargado con el sólido.

Los sólidos contenidos en cualquier tanque se mantienen estacionarios hasta que termina la extracción .

El sistema de tuberías se dispone de forma que, tanto el disolvente fresco como la solución concentrada, se puedan introducir y retirar de cualquier tanque, pudiendo en cualquier momento descargar y cargar en un tanque. Los demás tanques de la batería se mantienen en operación en contracorriente, avanzando los tanques de entrada y salida del disolvente a medida que se carga y descarga el material sólido.

#### VENTAJAS:

- El sistema puede operarse con cualquier número de tanques.
- Los tanques pueden colocarse a niveles progresivamente decrecientes, a fin de que el líquido pueda fluir de uno a otro por gravedad con un mínimo de bombeo.





2 turnos de 8 horas c/u = 1 día de trabajo  
Duración de un periodo de extracción: 1.75 h  
Número de periodos en un día de trabajo de 16 horas:

$$16/1.75 = 9 \text{ periodos de extracción}$$

Capacidad

Base : 1 periodo de extracción

Polvo de tara alimentado en un día de operación

$$480 \text{ TM/año} \times 1 \text{ año} / 300 \text{ días} \times 0.63 = 1008 \text{ Kg/día}$$

Alimentación para los extractores:

$$1008/9 = 112 \text{ Kg}$$

Agua alimentada: 448 kg

Volumen de agua: 448 litros

Aumento de volumen debido a la tara en polvo:

$$448 \times 1.3 = 582 \text{ litros}$$

Volumen del tanque de extracción :

Asignando un coeficiente de seguridad de 20%

$$582 \times 1.2 / 3.7854 = 185 \text{ Gl}$$

**ESPECIFICACIONES:**

Numero de unidades requerido : 3 unidades  
Material manipulado : licor de extracción  
de tara  
Tipo : tanque agitado  
cilindrico  
Capacidad : 185 Gl  
Dimensiones  
Diametro interno : 0.85 m  
Altura interna : 1.10 m  
Material de construccion : acero inoxidable

**TANQUE DE LICOR DRENADO**

Base : 1 periodo de extracción

Licor producido en un dia de operacion de 16 horas  
86 Gl

**ESPECIFICACIONES:**

Numero de unidades requerido : 3 unidades  
Material manipulado :  
Licor drenado del tanque de percolación.  
Volumen : 90 Gl.  
Material de construcción : cobre, acero

### 5.3.3 EQUIPO PARA LA SEPARACION SOLIDO LIQUIDO

#### 5.3.3.1 Separaciones sólido líquido durante el proceso

Las operaciones que implican separaciones sólido líquido vamos a tenerlas durante las siguientes etapas: en la corriente de salida de los extractores, antes de ingresar al sistema de evaporación, en la corriente de salida del reactor, en la etapa siguiente a la purificación, así como en la corriente de salida de los cristalizadores para la separación de los cristales.

El licor extracto que sale del sistema de lixiviación se encuentra a una temperatura entre 50°C y 60°C y contiene en solución al material insoluble, no tánicos, insolubles a temperatura ambiente, los que deberán ser separados por decantación, filtración y/o centrifugación. En la parte experimental se trabajó con la sedimentación de estas partículas y la subsiguiente decantación del licor tánico.

Así para cada separación sólido líquido en las que cambian las condiciones de operación según la parte del proceso considerada hemos de proyectar

el equipo de filtración que mejor se adapte tales exigencias, por ejemplo las condiciones severamente corrosivas en la línea de proceso.

#### 5.3.2.2 Equipo para la sedimentación del licor extracto

Los dispositivos más simples y antiguos que se utilizan para el espesamiento de sólidos son los tanques de asentamiento por lotes. Tienen tamaños limitados debido a las dificultades para retirar sólidos de los mayores. En consecuencia se considera en general que las unidades de asentamiento por lotes tienen costos operacionales grandes debido a las necesidades elevadas de mano de obra.

La pendiente del ángulo del cono limita el diámetro de la unidad y, por tanto la capacidad de la unidad desde un punto de vista práctico.

La incorporación al proceso de los tanques de almacenamiento para el licor extracto además de cumplir con el principal propósito cual es el de almacenar el licor que proviene de la batería de extracción puede cumplir las siguientes funciones:

- a) Permitir la sedimentación del material insoluble que posee el licor extracto.

b) Disponer de una corriente de alimentación al evaporador.

En el diseño se dispone de dos tanques que serán utilizados alternativamente en la carga y descarga del licor .

#### CALCULO

Licor producido en un día de operación: 2766 Kg

Capacidad de cada tanque :  $\frac{2766 \text{ Kg}}{2 \times 1.062 \text{ Kg/l}} = 1302 \text{ l}$  (345 Gl)

#### ESPECIFICACIONES

Numero de unidades requerido: 2 unidades

Material manipulado :

Licor proveniente de la batería de extracción

Tipo :

Cilindrico vertical abierto con descarga lateral

Capacidad : 350 Gl

Dimensiones

Diámetro interno : 1.50 m

Altura interna : 0.75 m

Material de fabricación :

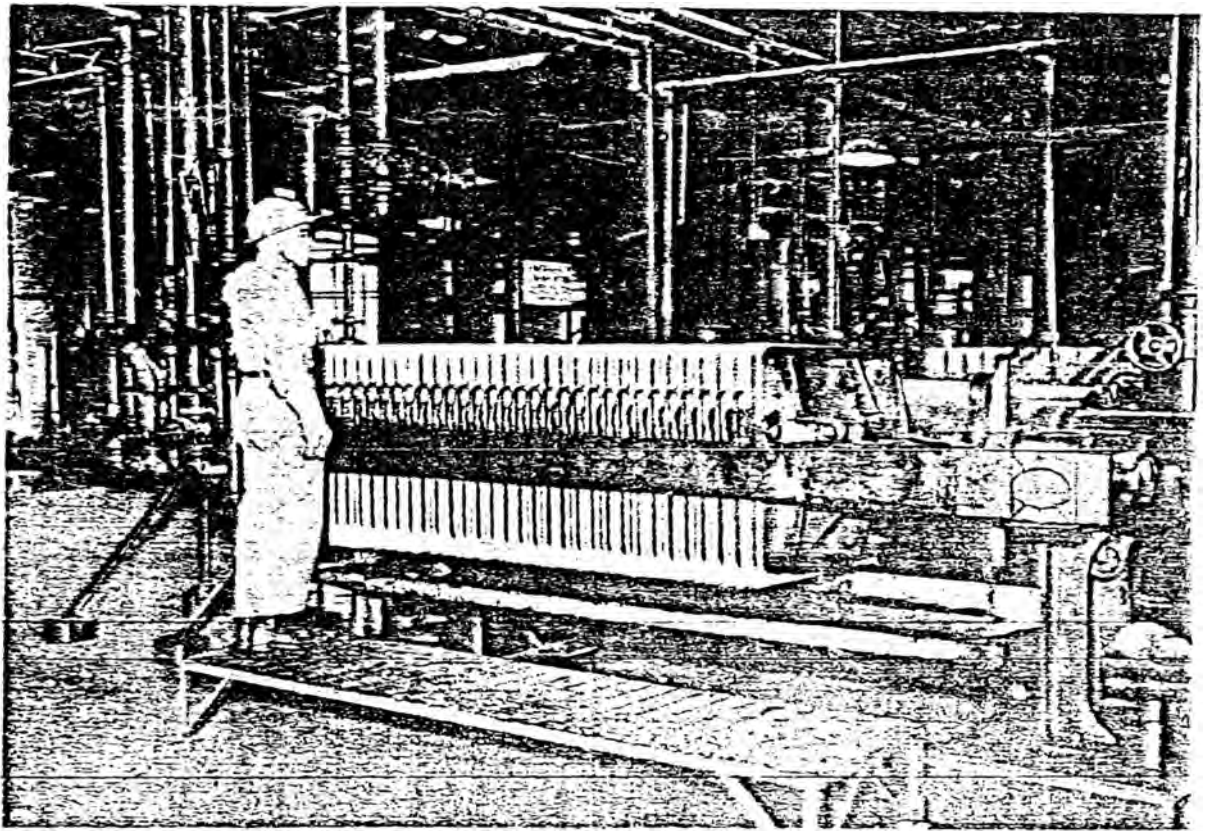
Madera, cobre, bronce o acero inoxidable.

### 5.3.3.3 EQUIPO DE FILTRACION

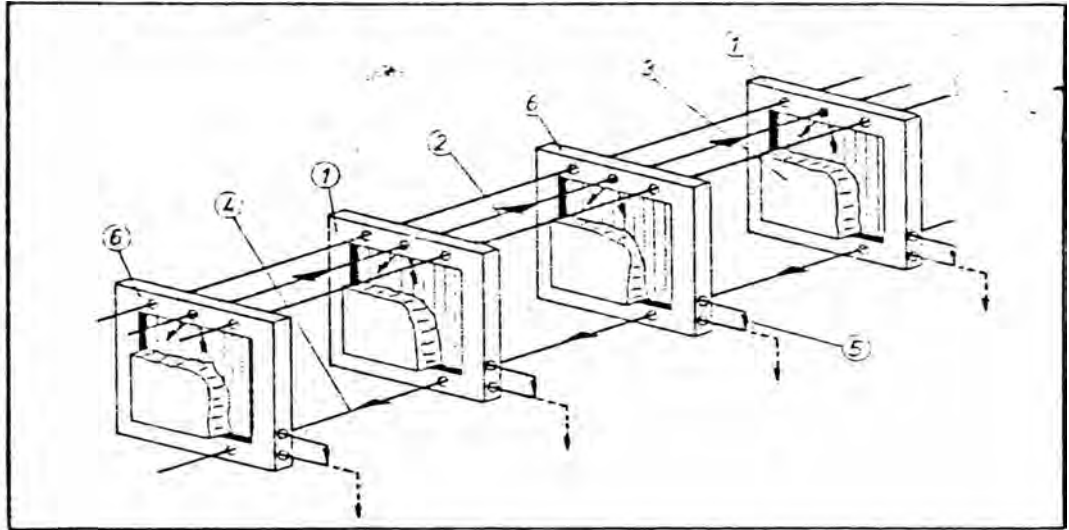
Los filtros liquido sólido pueden dividirse en cuatro grupos dependiendo del servicio que realicen : coladores, clarificadores, filtros de torta y espesadores. Para nuestro caso tomaremos sólo los filtros de torta, éstos separan grandes cantidades de sólidos en forma de una pasta de cristales o lodo. A menudo están provistos de dispositivos para lavar los sólidos y retirar de ellos la mayor parte de liquido posible antes de la descarga.

*Filtros discontinuos de presión.* Pueden operar con una gran diferencia de presión a través del medio filtrante para obtener la filtración rápida y económica de líquidos viscosos o sólidos finos. Los tipos más comunes son: filtro prensa, filtro de hojas y carcasa, filtros de cartucho.

*Filtros continuos de presión.* Para suspensiones que filtran lentamente, la diferencia de presión a través del medio filtrante debe ser mayor que la que puede obtenerse en un filtro de vacío, para procesos a gran escala. Se tiene los de tambor giratorio y los filtros espesadores de presión.







#### 5.3.3.4 SELECCION DEL EQUIPO DE FILTRACION

Para la selección del filtro tomaremos en cuenta los factores identificados con los requisitos de empleo debido a que se hace uso de operaciones de filtración en diferentes etapas del proceso; comparando con las características del equipo. Los factores más importantes son las características de la alimentación, condiciones de procesamiento, requisitos de rendimiento y los materiales admisibles de construcción.

Entre los factores asociados con la clase de equipo tenemos: clase de ciclo, fuerza impulsora, precisión de la separación, capacidad de lavado, seguridad, material factible de construcción y costo. La estimación del costo incluirá depreciación, mantenimiento, costo de funcionamiento con inclusión de mano de obra y medios de filtración. A continuación se detalla algunos de los equipos seleccionados para nuestro proceso:

Filtro Prensa. Es el más simple de los filtros de presión y sigue siendo uno de los más utilizados. Hay dos diseños básicos: la prensa de placas a nivel o de placas y marcos y la prensa de placas

con recesos. Las placas de los dos tipos se pueden hacer de una gran variedad de materiales.

Una prensa de placas y marcos como lo indica su nombre es un conjunto de placas sólidas alternas cuyas caras están perforadas para permitir el drenaje y marcos huecos, en que se recoge la torta durante la filtración.

Las velocidades de filtración y las densidades de la torta que se logran en prensas de filtración cubren una amplia gama, tomando en cuenta la gran variedad de materiales filtrados, los diferentes espesores de marcos que existen y el alcance de las presiones que se emplean.

#### VENTAJAS:

Simplicidad.

Flexibilidad y capacidad para funcionar a presiones elevadas, ya sea como filtro clarificador o de torta.

Necesidades de espacio superior y de piso por unidad de capacidad de filtración son pequeñas.

Bajo costo.

#### DESVENTAJAS:

- Lavado de torta imperfecto debido a la densidad variable de la torta.
- Duración de la tela del filtro relativamente breve, debido al desgaste mecánico que se produce al vaciar y limpiar un filtro.
- Necesidad grande de mano de obra.

El costo de los filtros prensa de placas y marcos se relaciona en forma compleja, con el tamaño, material de construcción, y grado de mecanización (13). El precio asciende generalmente conforme disminuye el área del filtro. Los de tamaño laboratorio cuestan más.

#### 5.3.4 EQUIPO DE EVAPORACION

##### 5.3.4.1 Variables de diseño

Algunas de las propiedades mas importantes del licor extracto sometido a evaporación son:

*Concentración.* Aunque el licor que entra como alimentación es lo suficientemente diluido 18 % , a medida que aumenta la concentración, el licor adquiere cada vez mas un carácter particular. la densidad y la viscosidad aumentan con el contenido de sólidos hasta que la solución si llega a saturarse se hace demasiado dificultosa para la adecuada transmisión del calor .

*Formación de espuma.* El licor tánico tiende a formar espuma durante la vaporización . Con el vapor sale del evaporador una espuma estable que podría originar un gran arrastre.

*Sensibilidad a la temperatura.* Siendo el tanino un material termosensible es preciso utilizar vacío para reducir la temperatura del liquido y el tiempo de calentamiento.

*Formación de costras.* Algunas soluciones depositan costras sobre la superficie de calentamiento. Por

éste motivo el coeficiente global disminuye paulatinamente. De la experiencia se ha podido comprobar que el licor extracto deja insignificantes incrustaciones durante la operación .

#### 5.3.4.2 Tipos de Evaporadores

Los principales tipos de evaporadores tubulares calentados con vapor que se utilizan son :

1. Evaporadores de tubos cortos.
2. Evaporadores de tubos largos verticales
  - a) Circulación forzada
  - b) Flujo ascendente (película ascendente)
  - c) Flujo descendente
3. Evaporadores de película agitada.

Los evaporadores pueden operar como unidades de un solo paso o como unidades de circulación. En la operación de un solo paso el líquido de alimentación pasa una sola vez a través de los tubos, desprende el vapor y sale de la unidad como líquido concentrado. Toda la evaporación se produce en un único paso.

En una unidad de un solo paso la relación de la evaporación a la alimentación está limitada, y por

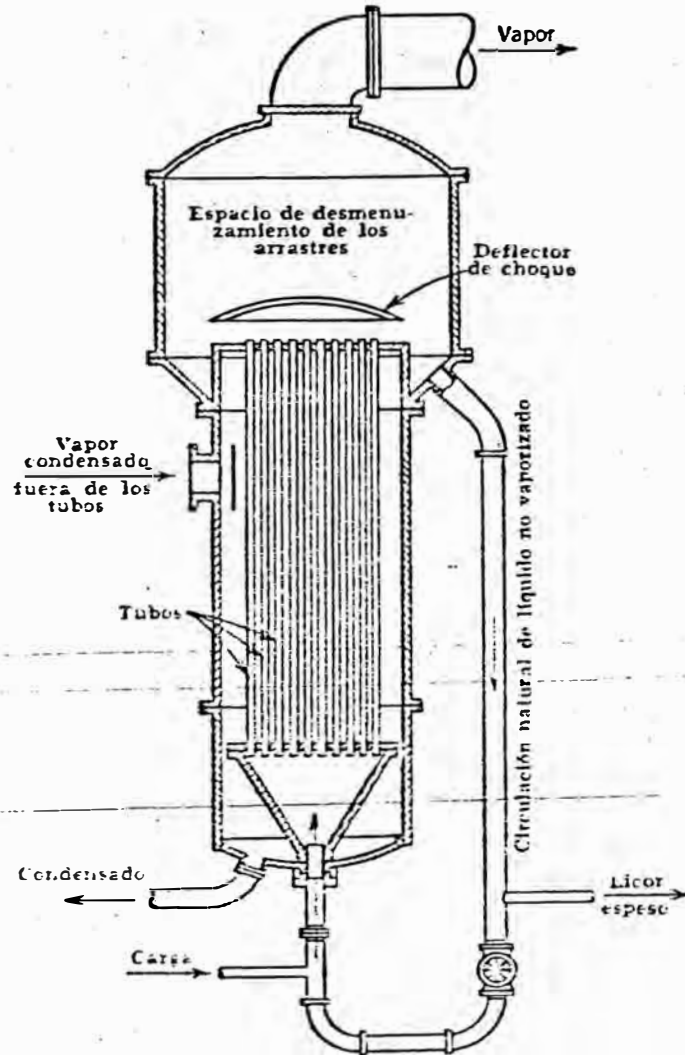


fig. 5-7 Corte longitudinal del evaporador de tubos largos verticales.

ésta razón estos evaporadores se adaptan muy bien a la evaporación en múltiple efecto, donde la concentración total se puede alcanzar en varios efectos .

Los evaporadores de un sólo paso son especialmente útiles para el tratamiento de materiales sensibles al calor. Operando con un vacío elevado se puede mantener el líquido a baja temperatura.

Los evaporadores de circulación operan con una carga de líquido dentro del aparato. La alimentación que entra se mezcla con el líquido contenido en el evaporador y la mezcla pasa posteriormente a través de los tubos. El líquido no evaporado que sale de los tubos se une con la carga contenida en el aparato, de forma que en cada paso solamente se produce una parte de la evaporación total. Todos los evaporadores de tubos cortos y circulación forzada operan de esta forma . Los evaporadores de película ascendente pueden operar como unidades de un sólo paso o como unidades de circulación.



#### 5.3.4.3 SELECCIÓN DEL EQUIPO

Para nuestro proceso vamos a seleccionar un evaporador de tubos largos verticales; este equipo esta formado por un elemento calefactor tubular diseñado para el paso del licor a través de los tubos sólo una vez. El vapor entra a través del cinturón y el haz de tubos tiene deflectores a manera de lograr un movimiento libre del vapor, condensados y no condensados hacia abajo.

El espejo superior de los tubos está libre, y justamente sobre el hay un deflector de vapor para reducir el arrastre. La velocidad del licor es lo suficientemente alta como para que el deflector actúe también como un rompedor eficaz de espuma.

Nuestra selección esta basada en las siguientes características que hemos podido observar cuando se evapora el licor tánico:

Material termosensible.

Tendencia a formar espuma.

Viscosidad relativamente baja.

No deja incrustaciones.

## CÁLCULO DE DISEÑO

Base : 1 día de operación de 2 turnos = 16 hr

alimentación	2546 Kg
densidad	1.062 Kg/l
temperatura de entrada	50 °C

Del balance de materia :

agua evaporada :	1728 Kg
licor concentrado :	818 Kg

Condiciones de operación :

Medio de calentamiento: vapor saturado a 126.5 C

calor latente :	2183 KJ/Kg
vacio en el condensador:	653 mmHg

temperatura de ebullición	53 °C
calor latente	2375 KJ/Kg

Del balance de calor :

vapor a emplear	1893 Kg
asumiendo 10% de pérdidas por radiación	2082 Kg

Economía de vapor :

$$1728/2081 = 0.83$$

Cálculo del área de transferencia de calor

vapor por hora empleado =  $2082/16 = 130.1$  Kg/h

agua evaporada = 108 Kg/h

Calor transmitido al evaporador

$$q = 130.1 \text{ Kg/h} \times 2183 \text{ KJ/Kg} = 284,008 \text{ KJ/Kg}$$

$t_s$  = temperatura de saturación del vapor de calentamiento :  $126.5^\circ\text{C}$

$t_1$  = temperatura de ebullición del líquido en el evaporador :  $53^\circ\text{C}$

Diferencia logarítmica media de temperaturas:

$$\text{MLDT} = 86.7 \text{ C}$$

$$A = \frac{284,008}{125 \times 4.882 \times 86.7} \times 1/4.18 = 1.30 \text{ m}^2$$

#### ESPECIFICACIONES

Cantidad requerida	:	1 unidad
Tipo	:	Evaporador vertical de tubos largos
Material manipulado	:	Licor tánico
Función	:	Concentración del licor
Capacidad	:	130 Kg/h

Superficie : 1.30 m<sup>2</sup>  
diametro de tubos : 1.25"  
longitud de tubos : 4 ft (1.3 m)  
numero : 12  
material de fabricación: tubos de cobre, acero o  
bronce; cámaras de distribución y difusores de  
bronce o acero inoxidable para las partes en con-  
tacto con el licor extracto.

## 5.3.5 REACTOR

### 5.3.5.1 Objetivos en el diseño del proceso:

- 1) Seleccionar el tipo de reactor entre muchas alternativas de diseño.
- 2) Determinar el tamaño necesario del reactor.
- 3) Especificar las condiciones de funcionamiento.

### 5.3.5.2 Variables de diseño

Cinética de la reacción. La velocidad con que el producto reacciona es la característica más importante del diseño del reactor.

La velocidad de la reacción química está determinada por factores tales como las condiciones de flujo, los límites de interfase y presencia de sustancias extrañas, además de otras variables que también influyen sobre el equilibrio, tales como temperatura, presión y concentraciones de los reactantes.

La cinética de la reacción tiene como uno de sus objetivos el establecer el mecanismo químico de la reacción y la correlación de datos cinéticos experimentales empleando ecuaciones matemáticas u otros medios.

Efecto calorífico de la reacción. La reacción química tiene un efecto calorífico. Se va a diseñar el reactor de modo que acepte calor.

Naturaleza corrosiva de los materiales reaccionantes. Esto va a determinar la selección adecuada del tipo de material de construcción que va a tener un efecto importante en el diseño y en el costo del reactor.

#### 5.3.5.3 Ecuaciones Básicas de Diseño

Entre las principales consideraciones que se va a tener en cuenta en el diseño del reactor desde el punto de vista de la economía del proceso es la capacidad de producción del mismo y la capacidad para dar la composición del producto deseada.

Capacidad del reactor.

El parámetro utilizado comúnmente como medida de la capacidad del reactor es el tiempo medio de residencia  $\theta$ , o el espacio de tiempo  $\theta$ .

El tiempo medio de residencia es el promedio de periodos durante los cuales las porciones individuales de la mezcla de reaccion permanecen dentro del reactor, y se describe matemáticamente como:

$$\bar{\theta} = \frac{\int_{N_{to}}^{N_{tf}} dN_t}{V(-r_t)}$$

donde  $N_{tf}$  y  $N_{to}$  son las moles de tánico que entran y salen del reactor respectivamente.

Para el caso de trabajar con un reactor de flujo,  $V$  es el volumen de reactor que es ocupado en realidad por la mezcla de reacción, y  $-r_t$  representa la velocidad de desaparición del reactante  $T$ . La ecuación se aplica a los reactores discontinuos y a los de flujo tapón.

En reactores continuos reales, el comportamiento de la mezcla de reacción se desvia a veces de la conducta ideal supuesta para los reactores de retromezclado y de flujo tapón. En consecuencia el tiempo medio de residencia  $\bar{\theta}$  tiene poca importancia en éste genero de reactores, ya que las

porciones individuales de fluido reaccionante tienen valores muy diferentes de  $\theta$  debido al flujo no ideal que atraviesa el reactor.

#### Balances de materia y energía

Para el diseño del equipo de transferencia de calor para el reactor se necesitan también las ecuaciones que representen los balances de materia y energía. El Balance de materia describe las velocidades de transformación química de los componentes en lo que respecta a una expresión de la velocidad específica, de la velocidad de flujo de la alimentación y el volumen del reactor.

La velocidad de absorción de calor expresada como una función de la velocidad de reacción y varias propiedades térmicas del sistema de reacción, lo derivamos del balance de energía; utilizando esta información para tal efecto.

En el apéndice se da pautas para el cálculo de los coeficientes de transferencia de calor para el reactor de tanque agitado.



#### 5.3.5.4 SELECCION DEL EQUIPO

El extracto tánico concentrado es conducido al reactor en el que se ha de efectuar la hidrólisis que dará lugar a la obtención del ácido Gálico. Esta reacción la efectuamos en fase homogénea en un sistema a temperatura constante, para el cual se va a especificar el equipo en base a los datos experimentales.

Hemos considerado proyectar en este diseño un reactor de tipo discontinuo debido a la producción de poco tonelaje.

En los procesos de operación discontinua utilizamos comúnmente los reactores de tanque. Se considera un reactor de tanque agitado con chaqueta para la transferencia de calor.

##### VENTAJAS:

- La mayoría de los datos cinéticos básicos de diseño se obtienen con este tipo.
- Se utilizan frecuentemente para reacciones en fase líquida particularmente cuando la producción requerida es pequeña.
- Es versátil, da un rendimiento elevado de producto.

#### DESVENTAJA :

- La operación de los reactores intermitentes es generalmente más costosa que la de los continuos para los mismos requerimientos de producción.

#### CALCULO DEL REACTOR

Base: 2 periodos de extracción = 3.5 hr.  
(De acuerdo al analisis de distribución de tiempo)

Licor extracto proveniente del evaporador: 204.5 Kg

Volumen de mezcla reactante :  $223.97 / 1.1198 =$   
 $199.58 \text{ l} = (7.05 \text{ ft}^3)$ .

Considerando que se trabaja a un 75 % de la capacidad del reactor:

$$V = 7.05 \text{ ft}^3 / 0.75 \times 7.48 \text{ gal/ft}^3 = 70.1 \text{ gal}$$

Capacidad del reactor : 70 gal

#### ESPECIFICACIONES

Número de unidades requerido : 1 unidad

Material manipulado :

Mezcla reactante licor tánico y acido clorhidrico.

Tipo : Reactor de tanque agitado

Operacion : Discontinua.

Capacidad : 70 Gl

**Forma geométrica** : toriesferico

**Dimensiones**

**Diametro interno** : 25 1/2" ( 0.65 m )

**Altura** : 31 3/4" ( 0.80 m )

**Medio de calentamiento** : vapor por el encamisado

**Material de fabricación** : acero vidriado, Haste -  
1loy C o Zirconium .

### 5.3.6 CONDENSADOR

Los vapores que se generen durante el proceso van a ser regresados al sistema y para ello se instala un condensador.

La condensación tiene lugar a muy diferentes velocidades de transferencia de calor por cualquiera de los mecanismos físicos: condensación en forma de gota y en forma de película.

El coeficiente de película en la condensación está influido por la textura de la superficie en la cual tiene lugar la condensación y también si la superficie está montada verticalmente u horizontalmente.

El cálculo del condensador se hará basado en la condensación en forma de película.

El fenómeno de condensación en forma de película es susceptible de análisis matemático y la naturaleza de la condensación en la superficie fría puede ser considerado como de autodifusión.

Más adelante se expone algunas de las consideraciones que se tendrán en cuenta para este proceso en particular.

#### 5.3.6.1 Correlaciones vapor liquido en la mezcla de multi componentes.

La condensación de las mezclas de vapores tiene lugar sobre un amplio rango de temperatura, esto va a implicar que tendremos que tener en cuenta que la fracción de la carga total de calor liberado durante un descenso fraccional en la temperatura del vapor no va a ser uniforme en todo el rango de condensación y ésto invalida el uso de la media logaritmica, se requiere entonces determinar la curva de condensación para la mezcla.

En la mezcla algunos componentes son mas volátiles que otros y el vapor y liquido en equilibrio tiene diferente composicion siendo el porcentaje del compuesto mas volátil mayor en la fase vapor.

#### 5.3.6.2 Consideraciones para el diseño

Los aspectos principales que implican el diseño para el condensador han sido expuestos en los párrafos anteriores, lo que se calcula en este punto es un diseño preliminar basado en la misma razon de ebullición experimental con las siguientes consideraciones:

- El rango de temperaturas en que la condensación de la mezcla tiene lugar es pequeño, es decir no excede de  $20^{\circ}\text{F}$ . por lo que se va a utilizar el calor latente de vaporización del agua.
  
- Se va a considerar que no hay influencias de los compuestos diferentes al agua en la condensación aunque sabemos que esto puede no ser cierto .
  
- Trabajando la condensación a presión atmosférica sería necesario que operemos el condensador con una diferencia de temperaturas cercano a  $16.5\text{ F}$ .
  
- El coeficiente global de transferencia de calor como  $180\text{ Btu/h}\cdot\text{ft}^2$  .  
Este valor tan solo es útil para estimaciones preliminares porque ciertos factores como la velocidad de los fluidos, cantidad de gases no condensables, viscosidad, presión de operación y otros tienen efectos importantes sobre los coeficientes de transferencia de calor.

Este valor tan solo es útil para estimaciones preliminares porque ciertos factores como la velocidad de los fluidos, cantidad de gases no condensables, viscosidad, presión de operación y otros tienen efectos importantes sobre los coeficientes de transferencia de calor.

CALCULO :

En esta parte del cálculo emplearemos unidades inglesas para facilitar la entrada de datos y lectura de gráficos en la referencia indicada.

$$\text{superficie exp.} = 2.18 \text{ ft}^2$$

Flujo másico de vapor :

$$108.7 \text{ lb/h} \times \text{ft} \times 2.18 \text{ ft}^2 = 237 \text{ lb/h}$$

Balance de calor :

$$Q = 237 \text{ lb/h} \times 970 \text{ Btu/lb} = 229,890 \text{ Btu/h}$$

temperatura de agua a la entrada = 68°F

temperatura de agua a la salida = 84°F

Diferencia media logaritmica de temperatura:

$$\text{MLDT} = 136^\circ \text{F}$$

Fluido frio : coraza, agua

Fluido caliente : tubos, vapores

temperatura media del agua =  $68 + 84/2 = 76$  F

viscosidad  $\mu = 0.95 \times 2.42 = 2.30$  lb/ft $\times$ h

(fig. 14, Kern Donald, Process Heat Transfer)

utilizando tubos de 3/4 pulg paso de 1 pulg en

cuadro; diametro equivalente = 0.0792

(fig. 28 ref. ant.). Suponiendo un diametro interno de 5.75 pulg (Tabla XXXIV ref. ant.) para el area de diseño.

$$a_o = 5.75 \times 0.25 \times 12 / 144 = 0.12 \text{ ft}^2$$

$$G_o = 14,368 / 0.12 = 119,733 \text{ lb/hxft}$$

$$Re_o = 0.079 \times 119,733 / 2.30 = 4112$$

$$K = 0.398 \text{ Btu/hxft}^2 \times \text{F}$$

Cálculo del Numero de Prandtl : Pr

$$Pr = 1 \times 2.30 / 0.398 = 5.778$$

$$j_H = 35 \text{ (fig. 28 ref. ant.)}$$

$$h = j_H \times K \times Pr^{1/3} / D_o =$$

$$= 35 \times 398 \times 1.794 / 0.079 = 316 \text{ Btu/hft}^2 \text{F}$$

Area de transferencia de Calor:

$$A = 229,890 / 180 \times 136 = 11.16 \text{ ft}^2$$

un valor para el numero de tubos es 13 con longitud 4' 3/8" lo que da un area de 11.16 ft $^2$  con un



flujo de :

$$G' = 237/3.14 \times 13 \times 0.0517 = 114 \text{ lb/hxft}$$

$$Re = 4 \times 114 / 0.556 = 820$$

La película estaria en flujo laminar y el coeficiente para el lado de los tubos se puede expresar como :

$$h \left( \frac{\text{p.u.}}{\text{kg}} \right)^{1/3} = 1.5 (4 G' / u)^{-1/3}$$

lo que da  $h = 243 \text{ Btu/hxft}^2\text{F}$  ,  $h_{10} = 201$

por lo que se puede expresar el coeficiente calculado como :  $201 \times 316 / 201 + 316 = 128$

Es decir para el cálculo que resulta de las consideraciones puede obtenerse los coeficientes de transferencia de calor siempre que se conozcan las principales propiedades de las fases implicadas en el rango de temperaturas de trabajo para el intercambiador considerado.

#### ESPECIFICACIONES

Tipo	: Condensador vertical
Presión de trabajo	: $1.0 \times 10^6 \text{ N/m}^2 = 14.7 \text{ Psia}$
Area de transferencia de calor	: $13 \text{ ft}^2$
Fluido en el casco	: agua

**Fluido en los tubos** : vapor de proceso

**Dimensiones**

**Diametro del casco** : 5 3/4" (0.15 m )

**Longitud** : 4' (1.30 m)

**Materiales de fabricacion:** coraza de acero, tuberia  
de acero inoxidable 430

### 5.3.7 SISTEMA DE BOMBAS PARA EL EQUIPO DE EXTRACCION

En cada tanque de percolación se tiene por cada periodo de extracción :

$$774 \text{ gal} / 9 \text{ p.} = 86 \text{ gal}$$

Tiempo de bombeo : 4 min.

Volumen unitario :  $86/4 = 21.5 \text{ GPM}$

Calculo del diametro económico de tuberia

En este punto de selección del tamaño de tuberia que se va a utilizar en el sistema de manejo de licor nos encontramos frente a una gama de diámetros permisibles que comprenden dos o mas tamaños estandar de tuberia . Haremos uso de las graficas que para flujo turbulento se dispone ( // ) esto porque corresponde a longitudes que se usan comúnmente en una planta quimica.

densidad : 66.45 lb/ft<sup>3</sup>

velocidad : 21.5 GPM

lo que da un diametro de 1 1/2" ; DI 1.64" (0.134')

como el mas adecuado para las características de flujo del licor extracto.

velocidad :

$$v = 2.87/60 \times 0.785 \times 0.01795 = 3.5 \text{ ft/s}$$

Comprobación del flujo turbulento:

$$D = 0.134 \text{ ft}$$

$$v = 3.5 \text{ ft/s}$$

$$p = 66.45 \text{ lb/ft}^3$$

$$u = 9.68 \times 10^{-4} \text{ lb/ft}^2$$

$$R_e = \frac{3.5 \times 1.34 \times 66.45 \times 10^4}{9.68} = 3.2 \times 10^4$$

$$9.68$$

Este valor del Numero de Reynolds pertenece a flujo en la zona turbulenta, se puede entonces aceptar el diametro de 1 1/2" como el recomendado.

CALCULO DE LA ALTURA TOTAL REQUERIDA PARA EL SISTEMA

Z = 0 , salida del tanque separador entrada a la bomba.

Longitud de tuberia desde el tanque extractor

Longitud vertical  $h_v = 10.5 \text{ ft}$

Longitud de tuberia horizontal 12 ft

Accesorios:	unid.	L/D	L e
Valvulas de compuerta	5	13	8.64
Tee	2	20	7.98
Codos 90	3	30	11.97
			28.60

Longitud de tuberia recta equivalente = 29 ft

## Cálculo de la carga de fricción en la descarga

Longitud de tubería total = 64.5 ft

Línea : tubería de cobre de 1 1/2" de diámetro

DI 0.134

v 3.5 ft/s

Q 21.5 GPM

p 66.45 lb/ft<sup>3</sup>

Re 3.2 x 10<sup>4</sup>

Del Apéndice C-3 ( ref. Foust A.S ,Principios de Operaciones Unitarias):

f = 0.0225

e /D = 0 ( tubería nueva de cobre)

$$H_f = \frac{0.0225 \times 3.5^2 \cdot L_e}{2 \times 32.1 \times 0.134}$$

$$H_{f,d} = 0.030 \times 64.5 = 1.94 \text{ ft}$$

Descarga estática  $h_{e,d} = 10.5 \text{ ft}$

Lado de la succión :

Carga estática en la succión = 0

Pérdida de energía en el ducto:

Coefficiente de resistencia debido a la entrada, salida del tubo K = 0.5 (Apéndice C-2d ref.Foust)

Longitud equivalente en ft de tubo = 3.4

Longitud de tubería recta ft = 2.0

total 5.4

De la misma forma :  $f = 0.029$

$H_{f_s} = 0.0075 \times 5.4 = 0.040$  ft (Altura despreciable).

Altura total requerida por el sistema = 12.5 ft

En unidades de columna de agua :

$$66.45/62.4 \times 12.5 = 13.4 \text{ ft}$$

Cálculo del NPSH disponible:

Presión de vapor a temperatura max. de 176 F:  
15.84 ft .

$$\text{NPSH d} = 33' - 15.84' = 17 \text{ ft}$$

La selección de las bombas será sobre la base de las siguientes características:

Capacidad 21 GPM , Carga 14 ft

#### ESPECIFICACIONES

Cantidad requerida : 3 unidades

Tipo : Bomba Centrifuga con motor  
1 HP , 1750 RPM.

Material manipulado : Licor extracto

Servicio : Discontinuo.

Capacidad : 21 GPM , Carga 14 ft

Material de fabric. : acero inoxidable

### 5.3.8 CALDERO

Temperatura de entrada del condensado 30 °C ,

Entalpia de liquido = 30 Kcal/Kg .

A 96.1 psia , H ga = 660 Kcal/Kg

Adición de calor por kilo de condensado :

$$660 - 30 = 630 \text{ Kcal}$$

Para vapor en la extracción; coeficiente de seguridad 1.5

$$\text{HPb} = \frac{25 \times 1.5 \text{ Kg/h} \times 2633.4 \text{ KJ/Kg}}{35,381 \text{ KJ/h/HPb}} = 2.79$$

$$\text{HPb}_2 = \frac{204 \times 2579}{35,381} = 14.9$$

$$\text{HPb}_3 = \frac{112.5 \times 2545.6}{35,381} = 8.0$$

$$\text{HPb}_{\text{total}} = 26$$

Consumo de combustible.

Energia requerida por dia de operación :

$$350 \text{ Kg/dia} \times 2073 \text{ KJ/Kg} = 725,550$$

$$1904 \text{ Kg/dia} \times 2182 \text{ KJ/Kg} = 4,154,528$$

$$1050 \text{ Kg/dia} \times 2198 \text{ KJ/Kg} = \underline{2,307,900}$$

$$7,187,978 \text{ KJ}$$

Suponiendo 70% de eficiencia para el caldero;

$$\text{Energia} = 10,268,540 \text{ KJ/dia}$$

Suministro de petróleo :

$$10,268,540 \text{ KJ/dia} = 244 \text{ Kg/dia}$$

$$42,098.8 \text{ KJ/Kg}$$

$$244 / 3.36 = 72.5 \text{ gal/dia}$$

## ESPECIFICACIONES

Cantidad requerida : 1 unidad  
Material manipulado : Vapor  
Tipo : Caldero horizontal, tubos  
de fuego, quemador de petroleo o para quemar carbon  
Material de construc. : varios.



## **6. DETERMINACION DE LA INVERSION**

## Estimación del costo total de planta

## Estimación de costos de equipos

item	descripcion	capacidad	costo
			\$
A-2	báscula de plataforma	1000 kg	700
D-1	despepitador	250 kg/h	3,000
C-1	tamiz vibratorio	10 ft	3,800
C-2	molino de martillos	200 kg/h	4,600
E-1	tanque extractor en-		
	camisado	185 gal	5,300
E-2	idem	185 gal	5,300
E-3	idem	185 gal	5,300
T-1	tanque separador	160 gal	650
T-2	tanque separador	160 gal	650
T-3	tanque separador	160 gal	650
B-1	bomba centrifuga	21GPM/14ft	1,025
B-2	bomba centrifuga	21GPM/14ft	1,025
F-1	filtro prensa	1.5 ft	2,800
B-3	bomba centrifuga	21GPM/17ft	1,025
E-4	evaporador	17.5 ft <sup>2</sup>	38,700
R-1	reactor vitrificado		
	con agitador	70 gal	24,200
G-1	tanque vitrificado	50 gal	950
D-2	decantador	70 gal	800

F-2	filtro prensa	1.5 ft <sup>2</sup>	2,850
H-1	cristalizador		1,500
H-2	secador		4,500
I-1	tanque de almacenamiento.	350 gal	2,400
I-2	tanque de almacenamiento.	350 gal	2,400
K-1	caldero	20BHP	20,155
s-1	agitador de turbina	1Hp	2,740
s-2	agitador de turbina	1Hp	2,740
s-3	idem	1Hp	2,740
			\$ 142,500

Costos de instalación	factor
tuberías de proceso	
proceso mixto	0.10
instrumentación	
poco automatizado	0.02
edificio de fabricación	
construcción semiabierta	0.40
planta de servicios	
nueva	0.25
	0.77

Costo físico total  $(1+0.77) \times I = \$ 252,225$

Costos indirectos                      factor

Ingenieria y construcción

ingenieria inmediata                      0.20

factor de tamaño

unidad experimental                      0.15

contingencias                              0.10

0.45

costos indirectos = \$ 64,125

costo total de planta = \$ 316,350

6.2                      Estimación del costo de fabricación

materia prima	cantidad kg	\$/kg	costo \$
vainas de tara	481200	0.63	303,156
ácido clorhidrico	11100	11.4	126,540
carbón activado	1920	93.5	179,520
			<hr/>
			\$ 609,216

mano de obra directa :

20 horas-hombre/dia x 6 etapas x 300 dias/año =

36,000 horas-hombre                      = 7.5 hombre/dia  
año

costo = 8 op x 120\$/mes-op x 14mes/año = \$ 13,440

potencia y servicios

servicio	consumo estimado	costo unit.	costo
vapor	1'132,800 kg	0.037	41,914
agua	1316 metros cub.	0.80	1,053
energia	14,500 Kw-h	0.19	2,750
			\$ 45,722

Resumen de costos :

Costos de fabricación

costos directos

materia prima	609,216
mano de obra de operación	13,440
potencia y servicios	45,722
total costos directos	668,378

gastos fijos

mantenimiento y reparaciones	0.06
seguros	0.01
servicios generales	0.02
depreciaciones	0.10
	0.19

total costos indirectos :  $0.19 \times I = 27,075$

gastos generales de planta 3,080

Costo de fabricación : \$ 698,533

Gastos generales

5,880

Costo total de producción = \$ 707,413

Costo directo de producción por unidad = \$ 20

(kg)

## **APENDICE**

## A. ANALISIS DE IDENTIFICACIÓN DEL ÁCIDO GÁLICO OBTENIDO

- 1) Punto de fusión
- 2) Pruebas de solubilidad
- 3) Análisis espectrofotométrico y análisis de espectroscopia de absorción infrarrojo

- 1.- Punto de fusión.- Se tomó el punto de fusión a una muestra del ácido gálico obtenido y se comparo con el de referencia.
- 2.- Pruebas de solubilidad.- Se efectuó el test para un gramo de muestra en agua hiryiente, etanol cloroformo y benceno; se observó su disolución total en 3 ml de agua 8 de alcohol no se disolvió en cloroformo ni en benceno.
- 3.- Análisis espectrofotométrico y espectroscópico  
Los análisis de reconocimiento y determinación del ácido gálico obtenido se efectuaron en los laboratorios de Química organica de la Universidad Particular Cayetano Heredia (análisis espectrofotométrico) y de la Universidad Nacional de Ingeniería (espectroscopia de infrarrojo) utilizando ácido gálico puro como patrón.



B. COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE CALOR PARA EL REACTOR DE TANQUE

Coeficiente del lado del reactor. Basándose en gran cantidad de datos tanto para los coeficientes de transferencia de calor de la camisa como del serpentín, Chilton, Drew y Jebens (12) desarrollaron las siguientes ecuaciones empíricas.

Para la transferencia de calor en la camisa :

$$\frac{h_k d}{K} (\mu_s/\mu) = 0.36 \left( \frac{P N p}{u} \right)^{0.14} \left( \frac{c u}{K} \right)^{2/3} \left( \frac{1}{K} \right)^{1/3}$$

Siendo  $h_k$  el coeficiente de película del lado del reactor en la superficie interna del mismo.

$d$ , diámetro del reactor,  $\mu_s$  viscosidad de la mezcla del reactor a la temperatura de superficie del mismo,  $\mu$  viscosidad a la temperatura del seno de la mezcla del reactor,  $P$  longitud del agitador de paleta.

Coeficiente del lado de la camisa. Los datos para este caso son limitados, sin embargo este coeficiente es a menudo relativamente elevado a comparación con la resistencia general a la transferencia de calor.

## BALANCE DE CALOR

1) Balance térmico en la Bateria de extracción:

Base : 1 día de operación = 16 horas

Vapor disponible a 96.1 Psia, calor latente de vaporización = 2073 KJ/Kg

$q_{v1}$  = calor cedido por el vapor

$$q_{v1} = W_1 \text{ Kg/día} \times 2073 \text{ KJ/Kg} + W(163-70) \times 4.18$$

$$q_{v1} = 2461.7 \text{ KJ} / 4.18 \text{ Kcal/KJ} = W_1 \times 589 \text{ Kcal/Kg}$$

día

$q_1$  = calor ganado por el agua que se añade al primer extractor y por los sólidos retenidos en este.

$$q_1 = 2345 \times 1 \times 50 + 1464 \times 1 \times 10 = 131,890 \text{ Kcal/día}$$

sale:

$$m_2 = 1464 \text{ Kg} \times 1.030 = 1508 \text{ Kg}$$

$$q_2 = 1508 \times 1 \times 10 = 15,080 \text{ Kcal/día}$$

ingresa:

$$q_{v2} = 589 \times W_2 \text{ Kcal/Kg} \times \text{día}$$

sale :

$$q_3 = 1464 \times 1 \times 40 = 58560 \text{ Kcal/día}$$

ingresa:

$$q_{v3} = 589 \times W_3 \text{ Kcal/Kg} \times \text{día}$$

resolviendo el balance se tiene:

$$W_1 = 224 \text{ Kg/día}$$

$$W_2 = 25.60$$

$$W_3 = 99.50$$

Vapor necesario en la extracción:

$$224 + 26 + 100 = 350 \text{ Kg/dia}$$

2) Balance térmico en el evaporador

Vapor disponible a 121 °C

Calor latente = 2183 KJ/Kg

ingresa:

$$W \times 2183 = W \times 522.3 \text{ Kcal/Kg} \times \text{dia}$$

sale:

$$1727.3 \times 1021 \times 2.3259 = 4'101,830 \text{ KJ/dia}$$

$$= 981,299 \text{ Kcal/dia}$$

Calor para la alimentación :

$$2545.5 \times (53-50) \times 1 = 7636.5 \text{ Kcal/dia}$$

Calor total de salida = 988,935.5 Kcal/dia

$$\text{Vapor : } W = \frac{988,935.5}{522.3} = 1,893.6 \text{ Kg}$$

$$W = 1,894 \text{ Kg}$$

3) Balance térmico en el reactor

Calor del encamisado:

$$q_v = W \times 2198.5 = 522.95 \times W \text{ Kcal/dia}$$

Calor de la mezcla reactante :

$$q_r = 900 \times 1 \times (100-30) + 900 \times 2257/4.18 =$$

$$= 548,939.3 \text{ Kcal/dia}$$

$$W_r = 1043.7 \text{ Kg/dia}$$

VOLUMEN DE EXPORTACIONES NO TRADICIONAL  
1970-1984  
(TM)

PRODUCTO	1970	1975	1980	1981	1982	1983	1984
CACAQ CRUDA	300	101	839	664	465	765	327
AJOS FRESCO	2,660	1,028	1,195	548	1,147	912	123
TARA O TALL	8,488	2,057	2,981	3,544	2,481	2,199	<u>4,358</u>
ESPARRAGO	1,126	811	1,183	2,481	1,078	1,187	236
ACHIOTE	766	1,217	2,248	2,084	2,054	1,632	1,335
MAIZ AMILAC	259	2,345	2,870	1,614	1,654	1,508	652
TABACO RAMA	586	1,595	276	209	99	121	129
NUECES CAST	509	876	1,652	876	1,255	1,662	6
TE	100	206	963	76	49	63	502
FRIJOL	1,296	843	1,105	1,658	551	669	1,590
CGCA	254	640	300	164	-	253	46
COCHINILLA	163	104	150	202	198	222	162
MELON	2,884	593	425	84	10	60	243
PALTA	103	189	1,355	1,022	953	281	404

FUENTE : ENCI, CECODAF, BCR, MITI, MEFC, D.G. ADUANAS

CUALQUIER TECLA MENU ANTERIOR---->?

tabla A-1

Distribución de tamaños de partículas de tara empleando molino de discos

Nº malla	Dp (pulg)	fracción
- 18 40	0.0246	0.397
- 40 60	0.0120	0.291
- 60 80	0.0083	0.108
- 80 100	0.0063	0.049
- 100 120	0.0052	0.025
- 120 150	0.0045	0.024
150		0.110

tabla A-2

Contenido promedio de tanino por mallas

Nº malla	% peso	% tanino
18	40	29.5
40	29	20.0
60	24	11.0
80 120	14.5	13.7

tabla A-3

Distribución de tamaños de partículas de tara empleando molino de martillos

Nº malla	Dp (pulg)	fracción
- 40 50	0.0126	0.2768
- 50 60	0.0103	0.2025
- 60 80	0.0083	0.0997
- 80 100	0.0063	0.1076
- 100 120	0.0052	0.0841
- 120 150	0.0044	0.0190
150		0.2105

tabla A-4

Análisis químico de la composición del fruto de tara

componente	%
taninos	38.40
no taninos	25.17
insolubles	2.24
no extractivos	22.14
humedad	11.95

tabla A-5

Composición del fruto de tara

	%
fibra	41.09
polvo	22.45
semilla	36.21

# DIAGRAMA DE PROCESO PARA LA PRODUCCIÓN DE ÁCIDO GÁLICO

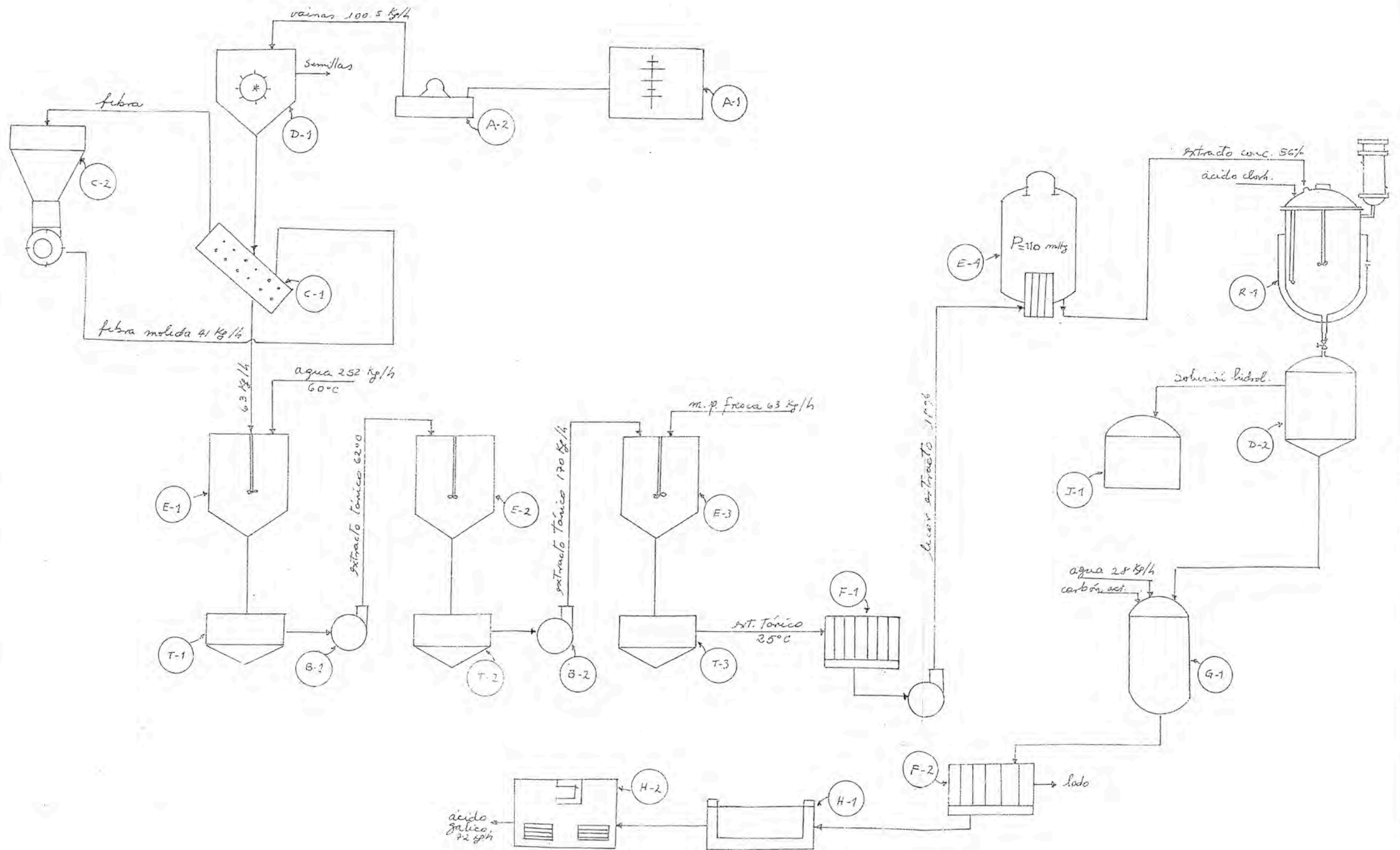


Grafico 4-1

Numero de extracciones vs % extraido de T

% TÁNICO

84  
80  
76  
72  
68  
64  
60

1 2 3 4 5 6 NE

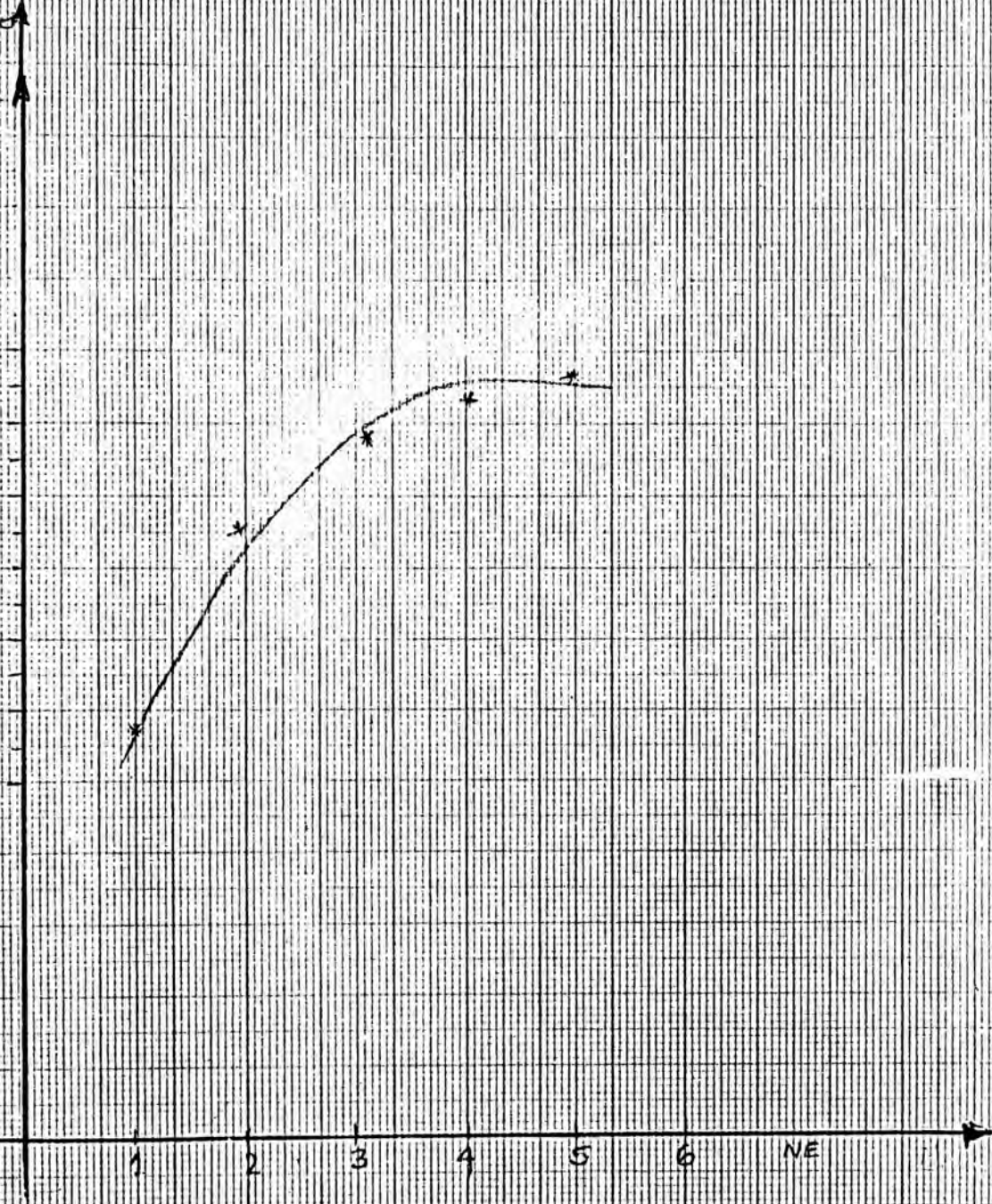




Gráfico 4-2

Gráfico de Retenção vs. tempo filtración libre.

$\frac{K_p \text{ de filtración}}{K_p \text{ total}}$  ↑

4.0

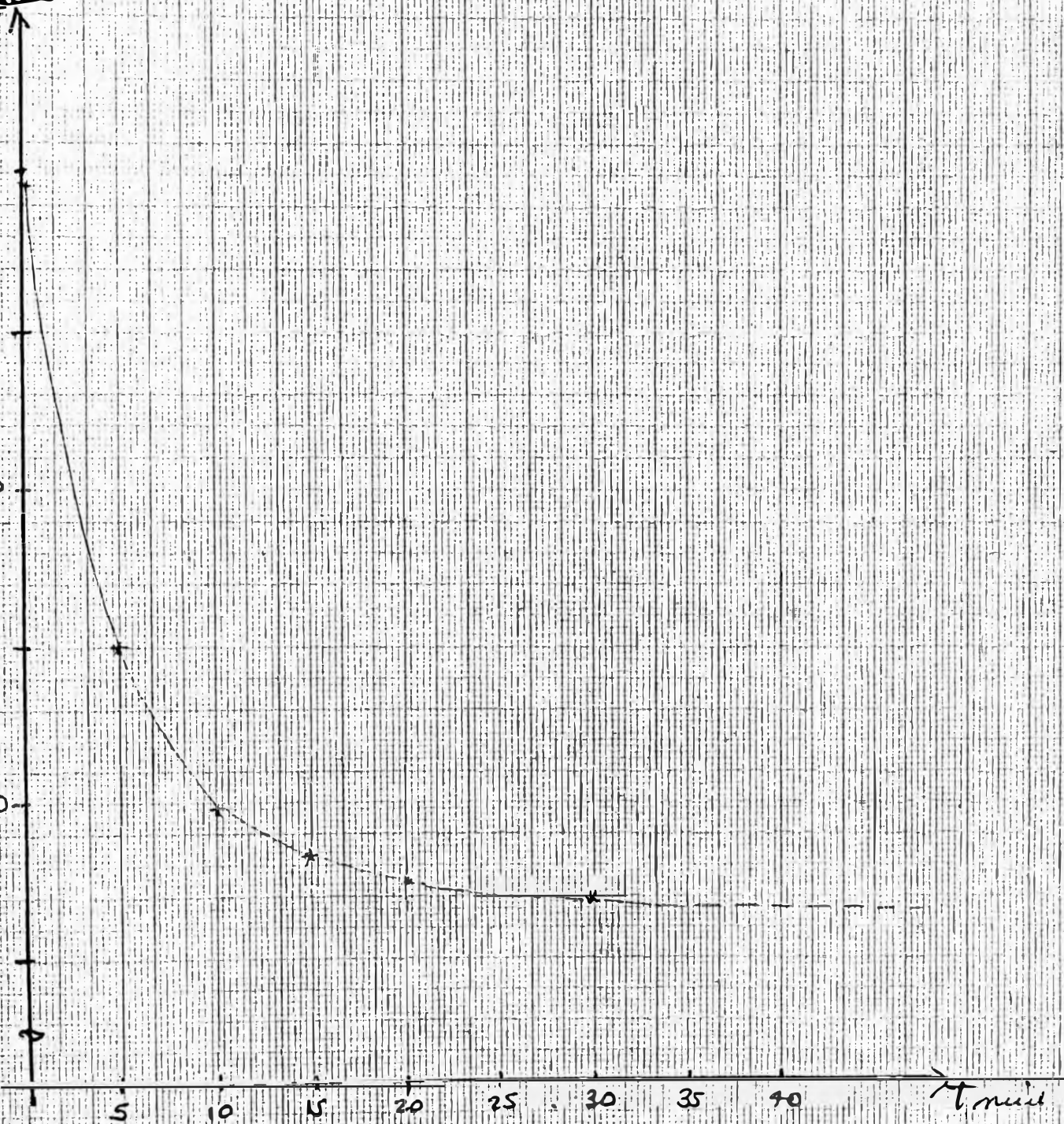
3.5

3.0

2.5

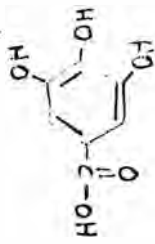
2.0

1.5

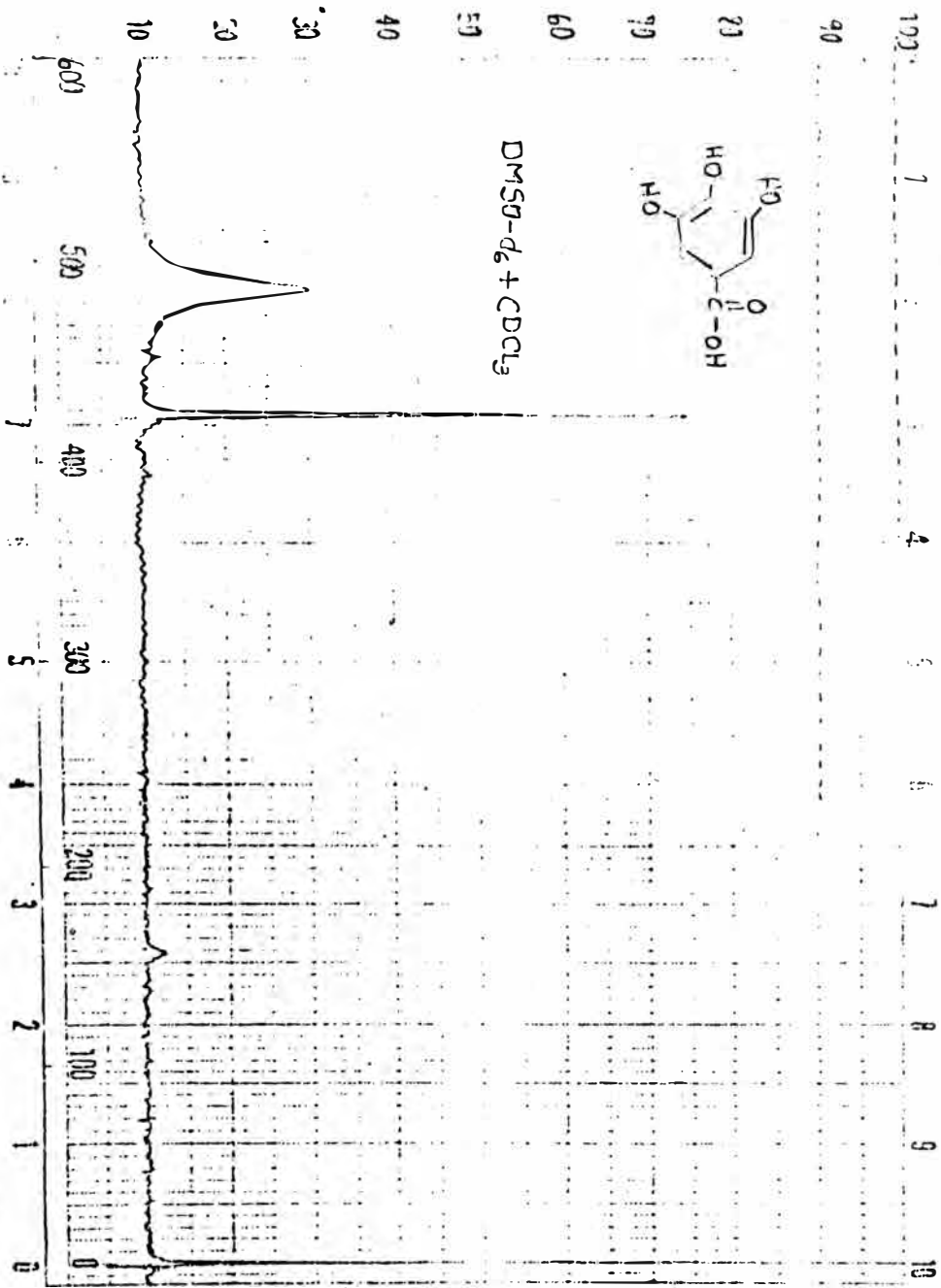


t, min

Gallic acid monohydrate H.F.  
 $C_7H_6O_5$  (CO<sub>2</sub>H) · H<sub>2</sub>O  
 MW: 170.12  
 m.p. 251° (dec.) Boil. 104/170  
 IR 731E



DMSO-d<sub>6</sub> + CDCl<sub>3</sub>



solvent: Dimethylsulfoxid + Chloroform deuteriert

1H NMR

## **BIBLIOGRAFIA**

#### Bibliografía citada

- 1) - Productos Naturales. FAO 1985
- 2) - The Tannins of tara, J. Chem. Soc. 1961
- 3) - Kirk R. et al. Encyclopedia of chemical Technology. 1966
- 4) - Introducción al estudio de los productos naturales. DEA 1986
- 5) - Gessner G. Hawley. Diccionario de química y productos químicos. Ed. Oregesa. Barcelona 1975
- 6) - Preparation of gallic acid from Yugoslav tannin extracts. Chem. Abst. 1955
- 7) - Arce Muñoz Marina, Lutgardo Yanez Javier. Determinación de parámetros óptimos de extracción e hidrólisis para la obtención del ácido gálico a partir de la caesalpinia tinctoria. Tesis UNI Lima 1985.
- 8) - Morris, S.G., L.A. Kraekel, J. Am. Oil Chemists' Soc.; 24, 309 (1947)
- 9) - Cacho Rojas Luis y otros. Estudio técnico para la obtención de taninos en polvo a partir de la tara. Tesis UNA. Lima 1974.
- 10) - Jean Michel Lebaut and Alain M. Deschamps, Biotechnolog. Lett. vol 9, n 3, 237-239. Compiègne 1987.

- 11)- London, Ralph ed. The chemical plant from process selection to commercial operation. 1969
- 12)- Donald Q. Kern. Process heat transfer. Ed. Mc Graw Hill Book. N.Y. 1965.
- 13)- A.S. Foust- Principio de operaciones Unitarias, ed. Continental. Mexico 1980.
- 14)- Robert H. Perry, Cecil H. Chilton. Manual del Ingeniero Quimico. Ed. Libros Mc Graw Hill. Mexico 1984..