

00568
201-14



Universidad Nacional Autónoma de México

Facultad de Química
División de Estudios de Posgrado

DESARROLLO DE LA INGENIERIA BASICA DE UNA
PLANTA PARA PRODUCIR TANINOS

T E S I S

Que para obtener el grado de
MAESTRO EN INGENIERIA QUIMICA
(ORIENTACION PROYECTOS)

present a

EDUARDO MESINAS CRUZ



TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

México, D. F.

1987



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 está 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.

RESUMEN

En este trabajo se desarrolla la Ingeniería Básica de una planta para producir curtientes vegetales proponiéndose un proceso de dos etapas: la primera, de extracción con agua caliente a partir de polvo de cascalote, y la segunda, de extracción con solvente orgánico a partir de la solución acuosa. Dentro del marco de la innovación tecnológica las actividades efectuadas pueden definirse como un proceso de adaptación de tecnología.

Inicialmente se revisa de manera general la operación de curtido estudiando en particular al cascalote como materia prima para la obtención de curtientes vegetales.

A continuación se plantea el modelo de innovación tecnológica y como parte del mismo se lleva a cabo el reconocimiento de la demanda potencial de curtientes vegetales en México la cual define la capacidad de la planta.

Posteriormente se realiza un estudio de los métodos de obtención de curtientes vegetales y se selecciona el más adecuado generándose a partir de este la Ingeniería Conceptual del proceso propuesto. Como resultado de la Ingeniería Conceptual se infiere la necesidad de efectuar pruebas de laboratorio encaminadas a definir algunos parámetros de diseño. El trabajo experimental se dirige hacia dos aspectos principales: la determinación de la composición del cascalote y el estudio de la extracción líquido-líquido de taninos empleando solventes orgánicos.

Enseguida, empleando los resultados obtenidos durante los experimentos se elaboran los documentos fundamentales de la Ingeniería Básica de la planta en cuestión.

Finalmente, se realiza el análisis económico del proyecto operando la planta bajo las condiciones señaladas en el presente estudio.

SUMMARY

In the present work is elaborated the Basic Engineering for a Plant to produce vegetal tannings and is proposed a two stages process: the first consist about of hot water extraction starting from cascalote dust, the second consist of organic - solvent extraction starting from the water solution. Inside Technological Innovation field the activities elaborated can be defined as a Technological Adaptation Process.

Fistly, is revised the tanning operation, studying in - particular the cascalote as raw material to produce vegetals tannings. Secondly, is exposed the technological innovation model, and as part of these model is done the recognition of vegetals tannings potential demand in Mexico which define the Plant Capacity.

Subsequently, is elaborated a study of vegetals tannings obtention methods and the most appropriate is selected. Starting from here the conceptual Engineering is performed and the -- necessity of doing laboratory tests is deduced. The laboratory experiments are directed to two principal aspects: one, - the composition of cascalote and other is the organic solvent extraction starting from the water-tanning solution.

Later on, using the results obtained in experiments, the Basic Engineering of the Plant is elaborated.

Finally, the economic analysis of the project is done.

I N D I C E

CAPITULO I. INTRODUCCION	1
1.0 Objetivo	1
2.0 Antecedentes	1
CAPITULO II. GENERALIDADES	4
1.0 La curtición	4
2.0 Curtientes vegetales o taninos	5
3.0 El cascalote	8
CAPITULO III. METODOLOGIA Y ALCANCE	12
1.0 Modelo innovación tecnológica	12
2.0 Análisis económico	16
CAPITULO IV. RECONOCIMIENTO DE LA DEMANDA POTENCIAL	17
1.0 Cantidad y valor de las importaciones	17
2.0 Capacidad de la planta	23
CAPITULO V. RECONOCIMIENTO DE LA FACTIBILIDAD TECNICA ...	24
1.0 Características del producto	24
2.0 Métodos de purificación	27
CAPITULO VI. INGENIERIA CONCEPTUAL	31
1.0 Definición de los principios básicos	31
2.0 Diagrama de bloques	33
3.0 Descripción del proceso	33
4.0 Evaluación económica preliminar	34
CAPITULO VII. DESARROLLO EXPERIMENTAL	36
1.0 Planeación de experimentos	36
2.0 Reporte de laboratorio	37
3.0 Evaluación económica preliminar	52
CAPITULO VIII. INGENIERIA BASICA	56
1.0 Bases de diseño	56
2.0 Diagrama de flujo de proceso	60
3.0 Descripción del proceso	60
4.0 Lista de equipos de proceso	65

5.0 Hojas de datos de operación de equipos	66
6.0 Requerimientos de servicios auxiliares	66
CAPITULO IX. ANALISIS ECONOMICO	92
1.0 Introducción	92
2.0 Estimado de costo de inversión	92
3.0 Estimado de costos de producción	97
4.0 Estudio de rentabilidad	103
CAPITULO X. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	106
APENDICE A. Resumen de las técnicas de laboratorio empleadas	A-1
APENDICE B. Resumen de cálculos de Ingeniería Básica	B-1
APENDICE C. Estimación de costos de producción por unidad de producto	C-1
REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS.	

CAPITULO I

INTRODUCCION.

1.0 Objetivo.

El presente trabajo tiene como propósito elaborar la Ingeniería Básica de una planta para producir curtientes vegetales de acuerdo al alcance y la metodología que se describen en el Capítulo III. El desarrollo está basado en experiencias anteriores y dentro del marco de la Innovación Tecnológica puede definirse como un proceso de adaptación de Tecnología.

La información que se genera en este trabajo servirá como base para efectuar la Ingeniería de Detalle. Por otra parte, el análisis económico que se realiza es preliminar y su finalidad es proporcionar indicadores económicos de la factibilidad de desarrollo del proyecto.

2.0 Antecedentes.

Los curtientes vegetales tienen gran importancia en la industria de la curtiduría en México, ya que actualmente se deben importar en grandes cantidades, tal como se muestra en el Capítulo IV. Por este motivo, ha existido desde años anteriores la inquietud de que esta sustancia sea producida en México empleando materias primas del país, es por este que existen diversos trabajos (1, 2, 3) que tratan al respecto, analizando puntos tales -- como: selección de la materia prima más adecuada y alternativas de procesos de purificación.

El presente estudio nace como resultado de una solicitud de Industriales de la Curtiduría de León, Gto., a la Facultad de Química de la U.N.A.M., en la cual manifiestan su interés porque esta institución desarrolle la

Ingeniería Básica de una planta para producir curtientes vegetales a partir de cascalote, en virtud del gran problema que representa en la actualidad la importación de estos productos y la disponibilidad de divisas. (5).

Previamente a la realización de este estudio se efectuó una búsqueda de tecnologías existentes en el mundo - para producir curtientes vegetales con el objeto de revisar la posibilidad de adquirir alguna de ellas, obteniéndose las conclusiones siguientes:

- a) En los principales países productores de curtientes - vegetales, (Argentina, Brasil, Africa del Sur y Estados Unidos), las materias primas empleadas, (Quebracho, Acacia y Mimosa, básicamente), Son de una alta - calidad en comparación con el Cascalote, de tal manera que el proceso de obtención de los extractos tánicos se fundamenta en una operación de extracción con agua a partir de la materia prima, lográndose con estos productos de alta pureza.
- b) La materia prima que se usa en el presente desarrollo, el cascalote, tiene como principal inconveniente, con respecto a las sustancias antes mencionadas, su alto contenido de no taninos los cuales son solubles en -- agua, ocasionando esto la necesidad de implementar -- una etapa de purificación posterior a la extracción - con agua cuyo propósito será la eliminación de los no taninos del producto final. Esta operación mantendrá la relación de taninos y no taninos en un valor conveniente para asegurar el poder curtiente del producto.
- c) En el proceso de obtención de curtientes a partir de cascalote que se propone aquí, el paso de extracción con agua se basa en la información técnica disponible

en la literatura respecto a plantas similares, la cual es muy abundante; sin embargo, con respecto al segundo paso de purificación requerido, no se encontraron antecedentes de plantas de características análogas que estén operando en la actualidad y solo se halló información de estudios a nivel de laboratorio los cuales se muestran en el Capítulo V.

A partir de las afirmaciones anteriores se infiere - la necesidad de efectuar estudios que nos lleven al mejor conocimiento del proceso a partir de cascalote, teniéndose información que en la actualidad varias instituciones en el país están llevando a cabo investigaciones a este - respecto, (Tecnológico de Celaya, Instituto Tecnológico - de Estudios Superiores Monterrey y Universidad Iberoamericana), lo que reafirma el interés que ha despertado en la actualidad esta alternativa de producción en México.

CAPITULO II GENERALIDADES

1.0 LA CURTICION.

De manera general podemos decir que la curtición es la operación mediante la cual la piel fresca adquiere estabilidad química y biológica.

Dada la complejidad y variedad de las estructuras de las sustancias curtientes y las protefmas de la piel no es fácil comprender exactamente el mecanismo de este proceso y para explicarlo se han emitido teorías tan diversas como la teoría electrovalente o de formación de sales y la teoría de adsorción física.

Los materiales curtientes pueden agruparse en tres tipos principales: ^(h)

- a) Curtientes vegetales o taninos.
- b) Curtientes sintéticos.
- c) Curtientes inorgánicos.

a) Curtientes vegetales o taninos.- Son sustancias procedentes de la extracción de diversas materias vegetales y cuyo poder curtiente es conocido corrientemente desde la antigüedad. Se emplean principalmente para producir suelas, cuero para bandas o pieles para tapicería a partir de pieles gruesas.

b) Curtientes sintéticos.- Son productos obtenidos por síntesis orgánica cuyo poder curtiente es limitado y

se utilizan primordialmente como productos auxiliares de la curtición, bien para disminuir el tamaño de las moléculas de los taninos vegetales, facilitando su penetración, o bien para mejorar el curtido obtenido -- con los citados taninos.

c) Curtientes inorgánicos.- Algunas sales metálicas poseen las propiedades curtientes, destacando entre ellas las sales de cromo, las cuales son empleadas -- principalmente para pieles ligeras en la fabricación de palas de zapatos. Las sales de circonio también -- son aplicadas para casos especiales, como la elaboración de pieles blancas o pastel.

2.0 Curtientes vegetales o taninos.

2.1 Generalidades.

De manera común el nombre de "Tanino" se asigna a -- unas sustancias muy abundantes en el reino vegetal, que al combinarse con la piel, la hacen prácticamente imputrescible e impermeable. A causa de que la -- acción curtiente de los compuestos mencionados no depende únicamente de un determinado grupo atómico, es difícil dar una definición científica más concreta. Casi todo árbol o arbusto contiene algún tanino en -- las hojas, en las ramas, en la corteza, en la madera o en el fruto. Los materiales que se emplean en la industria son los que contienen gran cantidad de taninos. Materias primas con un contenido de taninos-

menor al 10%, no son considerados valiosos para extraer este material desde el punto de vista económico.

2.2 Materias primas.

Como hemos mencionado el tanino está muy extendido en el reino vegetal, pero existen algunas especies cuya importancia desde el punto de vista tánico es superior al de las demás, dependiendo de circunstancias tales como:

- a) Abundancia.
- b) Porcentaje de taninos.
- c) Características del tanino contenido.
- d) Facilidad de extracción y concentración.
- e) Precio en el mercado del tanino correspondiente.

En este sentido existen en el mercado especies cuya importancia es evidente en función de la producción mundial, tal es el caso de los que se enlistan a continuación: ⁽⁴⁾

- Quebracho (Schinopsis sp.)
- Castaño (Castanea sp.)
- Roble (Quercus sp.)
- Mimosa (Acacia mollissima Willd)

Y en menos escala:

- Valonea (Cúpulas de Quercus sp.)
- Mirabolano (Terminalia sp.)

- Zumaque (Rhus sp.)
- Eucalyptus (Eucaliptus sp.)
- Abetos (Abies, picea, ...)
- Pinos (Pinus sp.)
- Acacia (no incluida la Mimosa)

La tabla I presenta algunas de las fuentes principales de taninos:

TABLA I. FUENTES PRINCIPALES DEL TANINO.

CORTEZAS	MADERAS	FRUTOS	HOJAS	RAICES
Acacia	Quebracho	Mirabolanos	Zumaque	Cañagre
Mangle	Castaño	Valonia	Gambir	Palmito
Roble	Roble	Dividivi		
Eucalipto	Urunday	Tara		
Abeto		Algarrobilla		
Pino				
Alerce				
Mimosa				
Sauce				
Quebracho				

Fuente: "Enciclopedia de la Tecnología Química". Kirk, R.E. & Othmer, D.F. UTEHA, 1961, Vol. VI, pág. 145.

En México las especies que se emplean más como fuente de taninos para la curtición de pieles son: (9)

- El Quebracho (importado de Argentina)
- El Acacia (importada de Brasil) y
- La Mimosa (importada de Sudáfrica).

Las características generales de dichas especies se resumen en la tabla II.

TABLA II

CARACTERISTICAS GENERALES DE LAS MATERIAS PRIMAS FUENTES DE TANINOS EMPLEADAS EN MEXICO.

CARACTERISTICA MATERIA PRIMA	COMPOSICION DEL MATERIAL EN BRUTO	COMPOSICION DEL EXTRACTO NATURAL	APLICACION
QUEBRACHO (Schinopsis sp.)	T: 18-19 % NT: 2.5 % INS: 59-60 % AGUA: 19 %	T: 63 % NT: 8 % INS: 7 % AGUA: 22 %	SE PUEDE EMPLEAR SOLO O MEZCLADO EN TODA CLASE DE PIELS.
ACACIA	T : 14 %		NO PUEDE APLICARSE SOLO A CAUSA DE QUE PUEDE DAR UN CUERO OSCURO Y QUEBRADIZO.
MIMOSA (Acacia Mollissima Willd)	T : 39 %	T: 61.9 % NT: 17.6 % INS: 0.5 % AGUA: 20.0 %	SE PUEDE EMPLEAR SOLO O MEZCLADO (CON CASTAÑO O QUEBRACHO) EN TODA CLASE DE PIELS.

T: TANINO
NT: NO TANINO
INS: INSOLUBLES EN AGUA

Fuente: "Los taninos vegetales" Yagüe Gil A. Ministerio de Agricultura. Madrid, 1969, Pág. 92, 96, 97.

3.0 EL CASCALOTE.

El problema de la selección de la materia prima más adecuada no es considerada en el presente trabajo y se asume que el cascalote resulta ser el más conveniente, en función de estudios realizados con anterioridad (1,2,3) y las recomendaciones efectuadas por la Asociación de Curtidores de León, Gto. A este respecto se considera conveniente efectuar un análisis más riguroso en trabajos posteriores donde sean revisados aspectos tales como: ciclo de reforestación de la planta, sistema de recolección y distribución, áreas de cultivo, etc. En principio

de acuerdo a las pláticas tenidas con los curtidores de León Guanajuato no existen problemas para disponer de - 2530 toneladas de materia prima por año que requiere la planta.

3.1 Características generales. (8)

El cascalote (caecalpinae cacolacae o coriaria), es conocido con el nombre de Divi-divi. Es un arbusto leguminoso que crece en las zonas tropicales secas entre los 400 y 800 metros sobre el nivel del mar y de 400 mm a 800 mm de precipitación pluvial, especialmente en los terrenos de aluvi6n. La altura del arbusto es de 6 a 9 metros con un diámetro aproximado de 50 centímetros. La sustancia tánica se localiza en el fruto, el cual es una vaina de 25 centímetros de ancho por 25 milímetros de largo o más. El cascalote abunda en los estados de Michoacán, Guevrero, - Oaxaca y Colima. Estudios que se han realizado revelan que el cascalote de Michoacán es el de mejor calidad, ya que contiene mayor cantidad de taninos que los que se dan en los demás Estados mencionados. Por otra parte se ha visto que un árbol adulto en edad óptima para su explotación tiene un rendimiento de - 50 a 60 kilos de fruto al año.

Se estima que con las plantas que crecen en las zonas ya citadas, es posible producir 10,000 toneladas de cascalote al año.

3.2 Contenido tánico y Caracterización.

La composición de las materias primas de taninos generalmente no se obtiene por sustancia individual, - en virtud de que resultaría muy difícil y poco práctico. Por tal motivo, se han definido los parámetros que se describen a continuación, los cuales están basados en el análisis oficial A.L.C.A. (6)

TANINOS.- Fracción de extracto soluble en agua que se combina física y químicamente con las proteínas de la piel. (Este concepto aunque comúnmente aceptado en el comercio, estrictamente hablando, es erróneo, pues hay sustancias que sin ser taninos curten el cuero, por ejemplo: el alumbre de cromo.)

NO TANINOS.- Fracción de extracto soluble en agua -- que no se combina con la piel. Pueden estar constituidos por azúcares, sales orgánicas e inorgánicas.

INSOLUBLES.- Fracción de extracto arrastrado por el agua, que no tiene poder curtiente.

De acuerdo a las definiciones anteriores, se establecen las relaciones siguientes:

- EXTRACTABLES SOLUBLES = Taninos + No taninos.
- EXTRACTABLES TOTALES = Extractables solubles + Insolubles.

- PUREZA = (Taninos/extractables solubles).
- SOLIDOS TOTALES = Muestra total-humedad.

El porcentaje de taninos en el fruto del cascalote es reportado en diferentes fuentes, encontrándose valores que están en el rango del 40% al 50% de taninos - respecto al material en bruto. Un análisis típico de la vaina de cascalote basado en el método A.L.C.A. se muestra en la siguiente tabla:

TABLA III
ANALISIS TIPICO DE LA VAINA DE CASCALOTE.

CARACTERISTICAS	CASCALOTE DE APATZINGAN (%)	CASCALOTE DE IGUALA (%)
HUMEDAD	10.12	9.75
EXTRACTABLES TOTALES	72.39	72.25
EXTRACTABLES SOLUBLES	69.88	63.70
INSOLUBLES	2.51	8.55
NO TANINOS	26.26	23.54
TANINOS	43.62	40.16
PUREZA	62.42	63.04

Fuente: "Anteproyecto de Planta Piloto para la manufactura de ácido tánico a partir de dos especies vegetales de México". Collado y Gutiérrez, Pedro. Tesis Profesional, UNAM. México, 1957, pág. 32

CAPITULO III

METODOLOGIA Y ALCANCE

1.0 El Modelo de Innovación Tecnológica.

La secuencia para desarrollar el trabajo se basa en el Modelo de Innovación Tecnológica (25) descrito gráficamente en la figura No. 1. En función del objetivo las actividades a realizar comprenderán hasta la etapa de Ingeniería Básica. Es necesario aclarar que el modelo presentado, muestra solamente los pasos característicos del proceso de Innovación, y el avance de uno a otro durante el proceso en un problema determinado requiere de una -- evaluación económica en función de la información disponible en ese momento. Si la evaluación resulta favorable entonces se puede seguir adelante en el proceso citado.

A continuación se enuncian en forma general las tareas que se llevaron a cabo en cada una de las fases.

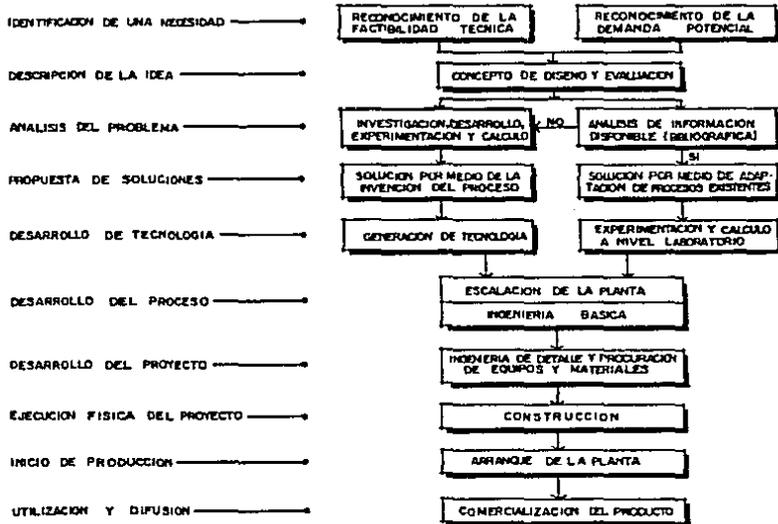
1.1 Identificación de una Necesidad.

1.1.1 Reconocimiento de la Demanda Potencial.

Esta parte del estudio tiene la finalidad de -- verificar la existencia de una demanda no satisfecha del producto y definir la capacidad de la planta por diseñar. Las actividades a realizar con este propósito son las siguientes:

- a) Determinación de la cantidad y el valor de -- las importaciones.
- b) Análisis de la importancia del desarrollo -- del proyecto de acuerdo al carácter estratégico del producto.
- c) Definición de la capacidad de la planta.

EL MODELO DEL PROCESO DE INNOVACION TECNOLOGICA



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

**MAESTRIA EN INGENIERIA
DE PROYECTOS**

Fig

1

1.1.2 Reconocimiento de la Factibilidad Técnica.

El objetivo es diagnosticar el estado tecnológico de los procesos para el producto deseado, llevando a cabo las actividades siguientes:

- a) Definición de las características del producto terminado.
 - calidad
 - presentación
- b) Análisis de la información disponible respecto a los métodos de purificación empleados a nivel de laboratorio y a nivel industrial.

1.2 Ingeniería Conceptual.

Esta fase tiene como propósito establecer la base para el desarrollo de la ingeniería de la planta a efectuarse posteriormente. En ella se seleccionan los principios que rigen el diseño y se establecen las etapas de proceso requeridas y su secuencia. Las actividades que se efectúan con este fin se enuncian en seguida.

- a) Definición de los principios básicos.
- b) Proposición de la alternativa de proceso que se estudia.
- c) Elaboración del diagrama de bloques, definiendo las operaciones unitarias involucradas en el proceso.
- d) Elaboración de la descripción del proceso señalando cualitativamente las condiciones de operación presentes.

Luego de desarrollar este punto, con la información disponible se efectúa una evaluación económica preliminar para saber si es conveniente seguir adelante en el proceso de innovación tecnológica.

1.3 Desarrollo Experimental.

En función del análisis de la información disponible y del diseño conceptual, se establecen los experimentos que será necesario realizar con el objeto de definir los parámetros para llevar a cabo la Ingeniería Básica de la planta. Para cumplir con este propósito se requerirá efectuar las actividades que se enlistan a continuación.

1.3.1 Planeación de los experimentos que serán realizados.

- a) Establecimiento de la necesidad de experimentación.
- b) Definición del alcance del trabajo experimental.
- c) Determinación de las técnicas de laboratorio.

1.3.2 Experimentación en el laboratorio.

1.3.3 Elaboración del reporte de laboratorio

- a) Emisión de resultados y observaciones.
- b) Resumen de conclusiones y recomendaciones.

En base a los resultados obtenidos se realiza una evaluación económica

1.4 Ingeniería Básica.

En esta parte del trabajo se generarán los documentos que constituyen el producto del desarrollo del proceso, los cuales son mencionados a continuación:

- a) Bases de diseño.
- b) Diagrama de flujo de proceso.
- c) Descripción del proceso.
- d) Lista de equipo.
- e) Hojas de datos de operación de los equipos.
- f) Requerimientos de servicios auxiliares.

2.0 Análisis Económico.

En este punto se efectúa la evaluación de los costos de inversión y los costos de producción por medio de métodos cortos, que serán explicados en el capítulo IX, y en función de los resultados obtenidos se realiza el estudio de rentabilidad calculando la tasa interna de retorno y el tiempo de recuperación de la inversión para el proyecto citado.

CAPITULO IV
RECONOCIMIENTO DE LA DEMANDA POTENCIAL

1.0 Cantidad y valor de las importaciones. (9)

Los extractos tánicos para ser usados en la curtición no se producen a nivel industrial actualmente en México y por este motivo es necesario importarlos para satisfacer el mercado nacional. Las tablas IV, V y VI muestran el volumen y el valor de los principales productos importados siendo estos: extracto de quebracho, extracto de mimosa y extracto de acacia, respectivamente. Asimismo, el total de las importaciones de extractos con alto contenido de taninos se presenta en la tabla VII. Del análisis de los datos mostrados anteriormente, se infiere la necesidad de sustituir las importaciones de extractos tánicos por un producto nacional, en virtud de que el volumen de importaciones de 1980 a 1984 mantuvo un nivel de real importancia y además, como se ve en la tabla VIII, el precio de estas sustancias ha tenido un incremento importante en el lapso citado. Además de los extractos tánicos, debe indicarse que existe importación de pieles curtidas lo cual hace que se incremente la demanda potencial de los curtientes vegetales; no obstante, es importante señalar en este momento, que dentro de la industria de la Curtiduría solo una parte de la piel se trabaja con curtientes vegetales y es muy difícil saber que cantidad de piel curtida de importación ha sido tratada por este tipo de curtiente. De cualquier forma, para el caso particular que nos ocupa, es suficiente conocer el orden de magnitud del volumen de importaciones de extractos tánicos debido a que en el proyecto de la planta para los Industriales de León, Guanajuato, existe la limitación del Capital de Inversión disponible, de tal manera que sólo se podrá cubrir una fracción de la demanda nacional, como se señala en el siguiente punto.

TABLA IV

IMPORTACIONES DE EXTRACTO DE QUEBRACHO

AÑO PAIS	1982		1983		1984	
	VOLUMEN (ton)	VALOR (md)	VOLUMEN (ton)	VALOR (md)	VOLUMEN (ton)	VALOR (md)
ARGENTINA	9817.0	8259.0	6570.0	6103.3	7571.8	7086.4
BRASIL	19.8	17.9	--	--	--	--
ESPAÑA	--	--	--	--	0.054	0.196
ESTADOS UNIDOS	906.8	254.0	384.9	380.9	0.2	0.6
FRANCIA	--	--	--	--	13.0	18.4
PARAGUAY	446.3	338.0	553.6	489.1	199.5	185.8
T O T A L	11189.9	8868.9	7508.5	6973.3	7784.5	7291.4

ton: toneladas métricas.

md: miles de dólares americanos en precios corrientes.

Fuente: "Importaciones comparativas por Producto-País". Instituto Mexicano del Comercio Exterior. 1982, 1983, 1984.

TABLA V

IMPORTACIONES DE EXTRACTO DE MIMOSA

PAIS	1982		1983		1984	
	VOLUMEN (ton)	VALOR (md)	VOLUMEN (ton)	VALOR (md)	VOLUMEN (ton)	VALOR (md)
BRASIL	0.095	0.119	0.005	0.039	0.01	0.008
ESTADOS UNIDOS	214.3	246.8	627.8	532.6	809.8	601.9
FRANCIA	--	--	--	--	4.0	3.5
JAPON	--	--	--	--	30.0	22.2
REINO UNIDO	1518.5	1078.7	1751.5	1300.3	1608.9	1203.04
MOZAMBIQUE	14.8	10.531	--	--	--	--
T O T A L	1747.7	1336.2	2379.3	1832.9	2452.7	1830.6

ton: toneladas métricas.

md: miles de dólares americanos en precios corrientes.

Fuente: "Importaciones comparativas por Producto-País". Instituto Mexicano del Comercio Exterior. 1982, 1983, 1984.

TABLA VI

IMPORTACIONES DE EXTRACTO DE ACACIA

AÑO \ PAIS	1982		1983		1984	
	VOLUMEN (ton)	VALOR (md)	VOLUMEN (ton)	VALOR (md)	VOLUMEN (ton)	VALOR (md)
BRASIL	998.0	807.8	602.2	480.2	1321.1	986.3
ESPAÑA	--	--	--	--	0.042	0.157
ESTADOS UNIDOS	--	--	--	--	58.8	43.3
T O T A L	998.0	807.8	602.2	480.2	1380.0	1029.8

ton: toneladas métricas.

md: miles de dólares americanos en precios corrientes.

Fuente: "Importaciones comparativas por Producto-Faís". Instituto Mexicano del Comercio Exterior. 1982, 1983. 1984.

TABLA VII

IMPORTACIONES DE EXTRACTOS CON ALTO CONTENIDO DE TANINOS

AÑO \ EXTRACTO	1980		1981		1982		1983		1984	
	VOLUMEN (ton)	VALOR (md)								
QUEBRACHO	6602.0	3916.0	11871.0	8246.5	11189.9	8868.9	7508.5	6973.3	7784.5	7291.4
ACACIA	193.5	107.4	404.9	235.6	998.0	807.8	602.2	480.2	1380.0	1029.8
MINOSA	4464.0	1366.0	4821.6	2393.7	1747.7	1336.2	2379.3	1832.9	2452.7	1830.6
T O T A L	11259.5	5989.4	17097.5	10875.8	13935.9	11012.9	10490.0	9286.4	11617.2	10151.8

ton: toneladas métricas.

md: miles de dólares americanos en precios corrientes.

TABLA VIII

PRECIOS CORRIENTES DE EXTRACTOS IMPORTADOS CON ALTO CONTENIDO DE TANINOS

(DOLARES AMERICANOS POR KG.)

EXTRACTO \ AÑO	1980	1981	1982	1983	1984
QUEBRACHO	0.60	0.69	0.79	0.93	0.94
ACACIA	0.55	0.58	0.81	0.80	0.75
MIMOSA	0.44	0.50	0.76	0.77	0.75
PROMEDIO	0.53	0.59	0.79	0.83	0.81

2.0 Capacidad de la Planta.

El problema de la selección del tamaño más conveniente de una planta, como producto de un estudio de laboratorio sustentado en experiencias previas a nivel industrial, ha sido revisado con anterioridad en la literatura, recomendándose la construcción de una planta de una capacidad relativamente menor a los requerimientos reales en la cual pueda adquirirse la experiencia necesaria para optimizar posteriores diseños (10). Por otra parte, el hecho de construir una planta de baja capacidad, hace que disminuya considerablemente los costos de inversión, lo cual resulta más atractivo para los industriales.

En función a las aseveraciones anteriores, se propone una capacidad de 1,000 toneladas al año, la cual representa aproximadamente la décima parte de las necesidades actuales. A este nivel la planta ya tiene las características de un sistema industrial, además que posibilita la alternativa de construir un módulo de acuerdo al cual pueden construirse varias plantas similares.

La definición de la capacidad de la planta se verificó en base a los recursos financieros con los que cuentan los Industriales de León, Guanajuato. En reunión con ellos en febrero de 1987, se consideró que el capital involucrado para construir una planta de 1,000 toneladas al año está cerca del límite máximo disponible para el proyecto.

CAPITULO V
RECONOCIMIENTO DE LA FACTIBILIDAD TECNICA

1.0 Características del producto.

1.1 Calidad.

Con la finalidad de establecer las cualidades del producto que deseamos obtener, presentamos la Tabla IX que resume algunas especificaciones de sustancias existentes en el mercado.

De los datos mostrados se observa que en general -- los extractos comerciales se caracterizan por un alto porcentaje de taninos y una elevada pureza, teniendo por ejemplo que en la actualidad, los curtidores de León, Gto. están importando extracto de -- quebracho con un contenido de taninos promedio del 80%.

En virtud de que el contenido de tanino está relacionado con el poder curtiante, para el desarrollo del presente trabajo se tomará como objetivo alcanzar en el producto las cualidades que se señalan a continuación:

Taninos: Porcentaje mayor al 80%.

Pureza : Mayor al 85%

Debe recalcar que en este producto lo que interesa realmente es el funcionamiento del mismo como curtiante de pieles, independientemente de su composición. No obstante a causa de la naturaleza compleja del proceso de curtición, en principio lo que tratamos es de alcanzar características similares a -- las de las sustancias que actualmente se importan -- en las cuales está comprobada su calidad como cur--

TABLA IX

ESPECIFICACIONES DE SUSTANCIAS EXISTENTES EN EL MERCADO

TIPO COMPONENTE	EXTRACTO NATU- RAL (QUEBRA-- CHO ARGENTINO)	EXTRACTO SUL- FITADO (QUE-- BRACHO ARGEN- TINO)	ACIDO TANICO N.F. (ZIASSER & Co., Inc., HUDSON G. N.Y.)	EXTRACTO DE QUEBRACHO - (COMERCIAL EN U.S.A.)	EXTRACTO DE QUE- BRACHO SULFITADO (COMERCIAL EN - U.S.A.)
T (%)	63	66.5	84.57	72.8	75.8
NT (%)	8	11.5	9.84	7.9	15.7
INS (%)	7	-	0.60	5.8	0.5
AGUA (%)	22	22	5.0	13.5	8.5
PUREZA (%)	88.7	85.3	89.6	90.2	82.9

Fuente: "Los Taninos Vegetales". Yagüe Gil A. Ministerio de Agricultura.
Madrid, 1969, pág. 114.

tiende. La capacidad de curtición del producto final deberá corroborarse, tal como lo solicitan los industriales de León, en base a lotes de 10 kg a -- 20 kg de extracto tánico, generado mediante el proceso que se propone en el presente estudio, el cual se aplicará a pieles con el fin de determinar a estas últimas sus características después del tratamiento y con ello definir la calidad del curtiente vegetal obtenido.

TABLA X
CARACTERISTICAS DE LOS PRODUCTOS APLICANDO EL
PROCESO TRADICIONAL DE OBTENCION DE EXTRACTOS
TANICOS

CARACTERISTICAS MATERIA PRIMA	SOLIDOS TOTALES %	TANINOS %	PUREZA %
CHESTNUT	92.5	61.9	67.5
MANGROVE	88.3	66.1	75.2
MIRABOLANOS	95.0	58.6	64.0

Fuente: "Los Taninos Vegetales". Yagüe Gil A. Ministerio de Agricultura. Madrid, 1969, pág. 229.

1.2 Presentación.

Preferentemente los extractos tánicos se venden en las condiciones siguientes:

- Extractos en solución, con contenido de agua del 50% al 60%.
- Extractos secos en bloque, con una humedad del 14% al 20%.
- Extractos en polvo, con un contenido de humedad menor al 5%.

Es importante notar que la sustancia que importan los curtidores nacionales, es del último tipo men--

cionado, a causa de que para manejo y transporte -- conviene que contenga la mínima cantidad de líquidos. Asimismo, al mantener el extracto en solución, ocasiona pérdidas por fermentación (5).

Para la revisión de procesos, se considerará la obtención como producto final de un extracto en polvo con un contenido de líquidos menor al 5%. Esto debido a que como parte final de la purificación se emplea una extracción con solvente y para recuperar lo es necesario removerlo del producto.

2.0 Métodos de Purificación.

El proceso tradicional para la obtención de extractos tánicos a partir de materias primas de alta calidad, involucra las fases que se describen enseguida (4,8).

Preparación de la Materia Prima. Incluye todas las manipulaciones y procesos necesarios para llevar la materia prima a un estado tal que la extracción se haga en las mejores condiciones posibles para conseguir, con la mayor rapidez y economía, el máximo rendimiento y calidad de los extractos. Comprende operaciones tales como: trituración, eliminación de finos, transporte de la materia prima triturada y ensilado.

Extracción con agua. Es un proceso fundamentalmente osmótico y, por tanto, basado en la tendencia de las moléculas a repartirse uniformemente por todo el espacio de que se disponga. Lo común es llevarlo a cabo a contracorriente en baterías de percoladores en los que se efectúan de cinco a siete lavados.

Purificación del Extracto Acuoso. Tiene como objeti

vo eliminar sustancias pesadas que trae el extracto, tales como "gomoresinas", las cuales perjudican la calidad del mismo. Esta fase puede incluir las operaciones que se indican enseguida.

- Adición de sustancias coagulantes.
- Refrigeración.
- Decantación.
- Filtración y centrifugación.

Concentración y Secado. En virtud de que el extracto es muy diluido, se necesita eliminar el agua para que resulte comercial. Durante la concentración se usan evaporadores a vacío o evaporadores de circulación rápida, para evitar que se descompongan los taninos debido a su sensibilidad al calor. Finalmente, es posible generar un producto con una humedad menor al 5%, empleando para tal fin secadores de alta eficiencia entre los que destacan los de "atomización" que son los más usados en la actualidad.

Sometiendo las materias primas a las operaciones antes descritas, es posible obtener productos con las características mostradas en la Tabla IX.

En general, partiendo de materias primas de alta calidad se alcanzan productos de buenas cualidades, tal como se indica en la Tabla X.

Para el caso en el que se usa el cascalote como materia prima la pureza promedio que se consigue es del 48% (4), la cual es baja en comparación con los valores mostrados antes, debido a la alta cantidad de no Taninos contenidos originalmente como se puede observar en la Tabla III del Capítulo II. Este hecho hace que sea nece

sario un tratamiento posterior que tenga como propósito separar una parte importante de no taninos del producto final para incrementar la pureza del mismo y hacerlo similar en calidad a los productos comerciales existentes. Asimismo, para el caso del cascalote no es posible efectuar solamente una extracción acuosa y proseguir con la concentración del extracto, ya que se presenta simultáneamente un fenómeno de fermentación. Es por esto que es necesario efectuar rápidamente una extracción acuosa a partir del cascalote y proseguir con una extracción con solvente.

En la Tabla XI se reumen algunos de los procesos más estudiados mediante los que se consiguen altas purezas. Todos ellos son empleados en el laboratorio y no se tiene información respecto a su aplicación a nivel industrial. De los métodos señalados el más usado es el de extracción líquido-líquido, debido a su baja pérdida de taninos y facilidad relativa de recuperación del solvente empleado durante el proceso. Bajo este antecedente en el presente trabajo usaremos como base de desarrollo el proceso de extracción líquido-líquido.

TABLA XI
CARACTERISTICAS DE LOS PROCESOS DE PURIFICACION DE TANINOS

CARACTERISTICAS PROCESO	SUSTANCIA ALIMENTADA	SECUENCIA DE OPERACIONES	OBSERVACIONES
CRISTALIZACION	EXTRACTO ACUOSO	PRECIPITACION CON ACETONA, DILUCION, PRECIPITACION EN SOLUCION DE SULFATO DE AMONIO, CENTRIFUGACION, SECADO.	POCO EMPLEADO
EXTRACCION LIQUIDO-LIQUIDO.	EXTRACTO ACUOSO	EXTRACCION LIQUIDO-LIQUIDO CON SOLVENTE ORGANICO, EVAPORACION Y SECADO.	EL MAS APLICADO EN EL LABORATORIO.
INTERCAMBIO IONICO	EXTRACTO ACUOSO	CENTRIFUGACION, INTERCAMBIO IONICO, EVAPORACION Y SECADO.	INVOLUCRA UNA ALTA PERDIDA DE TANINOS.
EXTRACCION DIRECTA	SOLIDO EN POLVO	EXTRACCION SOLIDO-LIQUIDO CON MEZCLA SOLVENTE ORGANICO-AGUA, EVAPORACION Y SECADO.	DIFICIL RECUPERACION DEL SOLVENTE.

Fuente: Varias. Ver en referencias Bibliográficas: (1), (2), (3), (8).

CAPITULO VI
INGENIERIA CONCEPTUAL

1.0 DEFINICION DE LOS PRINCIPIOS BASICOS.

De acuerdo a la discusión llevada a cabo en el Capítulo anterior, no se tiene información respecto al funcionamiento a nivel industrial de un proceso que empleando como materia prima el cascalote genere un producto de una pureza en taninos superior al 80%. Por tal motivo para la definición del proceso es necesario acudir a aquellas operaciones que en el laboratorio ha an tenido los resultados más prometedores, como se reporta en la literatura, y complementar la información con estudio experimental propio respecto a algunos aspectos particulares. De manera general, en el proceso seleccionado para la purificación de taninos pueden distinguirse dos etapas fundamentales, dándose en esta medida también diferentes "estados de conocimiento". Cada etapa es definida a continuación.

Obtención del Licor Acuoso.

Tiene como objetivo extraer de la materia prima las sustancias solubles en agua, donde están contenidos los taninos, así como separar del licor acuoso el extracto no soluble, el cual está formado de sustancias tales como almidones y gomorresinas. Esta operación es establecida como primera etapa del proceso propuesto en virtud de la relativamente alta capacidad de disolución de los taninos en agua, de tal manera que se asegura una alta recuperación de los mismos a partir de la materia prima. Asimismo, este paso elimina las sustancias fibrosas presentes originalmente, de tal forma que evita su manejo en operaciones posteriores donde podrían ocasionar problemas de "atascamiento" y por otra parte ocasionarían incremento en el tamaño de los equipos. La posibilidad

de fermentación del cascalote es anulada prácticamente, debido a lo reducido del tiempo de procesamiento del material ya que se propone una planta que opere en régimen continuo. Las operaciones involucradas durante esta etapa se conocen bien, en virtud de que forman parte del -- proceso tradicional descrito anteriormente, existiendo -- ya algunos parámetros para el diseño del sistema.

Eliminación de no Taninos.

El extracto acuoso obtenido en la etapa previamente mencionada resulta con un alto contenido de no taninos, lo que es negativo para la pureza del producto final. -- Por esta razón se deben implementar operaciones posteriores que eliminen este contaminante. A nivel de laboratorio el proceso de extracción líquido-líquido es el más -- atractivo para ser usado como segunda etapa de purificación, siendo el seleccionado para estudiarse en el presente trabajo. La extracción con solventes orgánicos -- garantiza una alta calidad en el producto, en virtud de la propiedad de algunos de ellos de disolver selectivamente a los taninos. Por otra parte, la extracción líquido-líquido facilita la recuperación del solvente para posteriormente ser recirculado al proceso, situación que es más difícil cuando la extracción es efectuada en forma -- directa desde la materia prima.

En función de los conceptos enunciados anteriormente, el proceso que se analiza consta de una primera etapa de operaciones tradicionales que dan lugar al extracto acuoso y un tratamiento posterior basado en la extracción líquido-líquido con un solvente orgánico que genera una solución de alta pureza en taninos. Esta solución se somete finalmente a las fases de concentración y secado, dando lugar al producto final.

2.0 DIAGRAMA DE BLOQUES.

En la figura 2 es presentado el diagrama de bloques del proceso para obtener taninos a partir de cascalote, en el que se muestra en forma simplificada la secuencia de las operaciones involucradas. Es necesario hacer no tar que dentro del desarrollo de la ingeniería básica - no se estudiarán en el presente trabajo las fases de -- preparación de materia prima, carga de polvos y transporte del producto, en virtud de que en la primera, las en tidades interesadas potencialmente en el desarrollo del proceso en cuestión, cuentan con mucha experiencia al - respecto y en las dos restantes, su definición depende de las características de manejo del producto final.

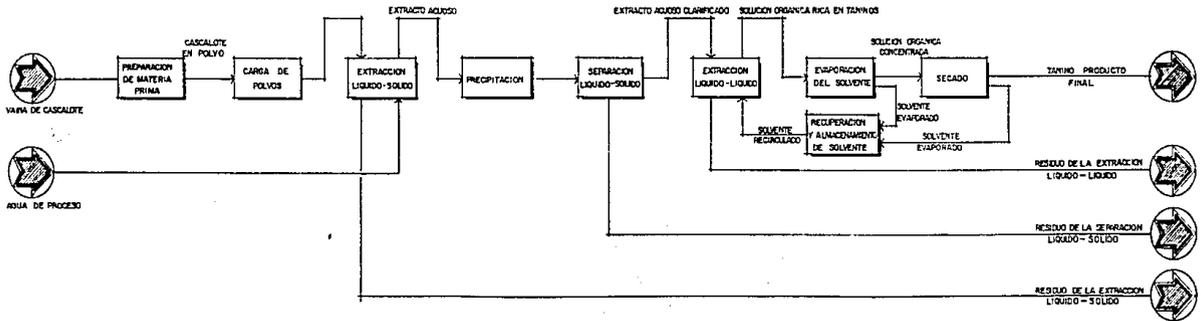
3.0 DESCRIPCION DEL PROCESO.

El objetivo de este inciso es fincar las bases para el análisis posterior del proceso, señalando únicamente de manera cualitativa las condiciones del mismo.

Las vainas de cascalote se alimentan a un sistema - de preparación de materia prima constituido por un molino y un equipo para la eliminación de polvos finos, debido a que éstos últimos tienden a aglomerarse y formar pastas que pueden obstruir tuberías y equipos. Para reducir al mínimo la generación de finos se humedece la - materia prima, teniendo en cuenta que el grosor más conveniente del polvo de cascalote para ser sometido a las demás operaciones es de 7 mm a 15 mm. (4, 8)

El polvo de cascalote es transportado y cargado al - equipo de extracción líquido-sólido donde se pone en contracto a contracorriente con agua caliente, obteniéndose como productos de esta operación un residuo fibroso que no puede se extraído con agua, el cual se envía al lími - te de batería, y un licor acuoso donde se recupera la -

DIAGRAMA DE BLOQUES DEL PROCESO PARA OBTENER TANNOS A PARTIR DE CASCALOTE



mayor parte de taninos y no taninos contenidos en la materia prima.

El extracto acuoso se enfría y posteriormente se somete a una operación de separación líquido-sólido, la que tiene como propósito eliminar del extracto las sustancias sólidas de baja solubilidad en agua que fueron arrastradas durante el proceso de extracción líquido-sólido.

El extracto acuoso clarificado se envía al equipo de extracción líquido-líquido en el cual se pone en contacto a contracorriente con un solvente orgánico, el cual disuelve la mayor parte de los taninos contenidos en el licor acuoso y una baja proporción de los no taninos. De este tratamiento resultan una corriente acuosa residual que contiene un alto porcentaje de no taninos en solución y una solución orgánica diluida de taninos.

Con el objeto de concentrar la solución orgánica, ésta se conduce a un evaporador desde el cual el solvente evaporado se envía al sistema de recuperación y almacenamiento. Posteriormente el solvente recuperado recircula hacia el equipo de extracción líquido-líquido. Por otra parte la solución orgánica concentrada efluente del evaporador se lleva a un sistema de secado que da lugar al producto final con un contenido de solvente de aproximadamente el 5% en peso. Durante la operación de secado, el solvente evaporado se envía también al sistema de recuperación y almacenamiento.

Finalmente el producto es transportado al área de almacenamiento.

4.0 EVALUACION ECONOMICA PRELIMINAR.

Después del desarrollo de la ingeniería conceptual,

la Única información con la que contamos para llevar a cabo el análisis económico, es la materia prima a emplear y su contenido de taninos de acuerdo a datos reportados en la literatura. Por tal motivo solo se hará una revisión con esta base.

Materia prima: Cascalote
 Porcentaje de taninos: 40%
 Porcentaje de taninos
 requeridos por el pro-
 ducto 80%

Suponiendo un rendimiento del 80% calculamos la cantidad necesaria de cascalote para producir un kilogramo de producto.

$$1 \text{ kg. producto} \left[\frac{0.8 \text{ kg. taninos}}{1 \text{ kg. producto}} \right] \left[\frac{\text{kg. cascalote}}{0.4 \text{ kg. taninos } (0.8)} \right]$$

= 2.5 kg. cascalote.

A partir de este dato evaluamos el margen de precio entre la materia prima y el producto.

	MATERIA PRIMA	PRODUCTO
PRECIO UNITARIO (PESOS M.N./KG.)	30 (5)	1100 (5.9)
CANTIDAD POR UNIDAD DE PRODUCTO (KG.)	2.5	1
PRECIO TOTAL (PESOS M.N.)	75	1100
MARGEN (PESOS M.N.)		1025

Con este resultado se concluye la conveniencia de -- seguir adelante con el proyecto.

CAPITULO VII DESARROLLO EXPERIMENTAL

1.0 Planeación de Experimentos.

1.1 Establecimiento de la necesidad de experimentación. Revisando la Ingeniería conceptual desarrollada en el capítulo anterior, se deduce que existe la necesidad de efectuar pruebas que nos conduzcan al conocimiento y verificación de las características del proceso, aunque la mayor parte están reportadas ya en la literatura (1,2,3,4,8), con el fin de obtener los parámetros requeridos, específicos para la materia prima empleada, para elaborar el diagrama de flujo de proceso y diseñar los equipos de la planta. De manera general, los aspectos depurados con trabajo experimental para realizar la ingeniería de la planta son los siguientes:

- a) Determinación de la composición del cascalote empleado como materia prima.
- b) Estudio de la extracción líquido-líquido a partir de la solución acuosa, empleando solventes orgánicos.

La realización de las pruebas fue indispensable para dar sustento a la ingeniería básica desarrollada en los capítulos siguientes.

1.2 Alcance del trabajo experimental.

En función de los recursos disponibles en la facultad de Química de la UNAM, el trabajo experimental fue a nivel de laboratorio, en virtud de las inversiones que involucraría realizarlo a nivel de planta piloto. Por tal motivo las conclusiones que emanen de este punto deberán tomar en cuenta tal consideración.

El desarrollo experimental está basado en los resultados obtenidos en investigaciones previas, las cuales definen el rango de estudio de las variables -- analizadas, y no pretende ser exhaustivo, sino complementario de trabajos anteriores (1,2,3,4,8).

A continuación se enlistan las pruebas que se llevan a cabo.

- a) Análisis del polvo de cascalote empleando el método ALCA (6). [American Leather Chemists Association].
- b) Determinación de la capacidad y selectividad de diferentes solventes orgánicos durante la extracción líquido-líquido a partir de la solución -- acuosa de Taninos.
- c) Definición de la curva de equilibrio de extracción líquido-líquido del solvente orgánico seleccionado con la solución acuosa de taninos.

Cada uno de los ensayos mencionados son descritos -- con detalle en el apéndice A. Es importante hacer notar que para llevar a cabo el análisis del polvo de Cascalote y durante las pruebas de extracción -- líquido-líquido, el primer paso consiste en la extracción con agua a partir del polvo usando el aparato mostrado en la figura 3, por lo que de esta -- operación se pudieron obtener observaciones interesantes, las cuales son mencionadas posteriormente.

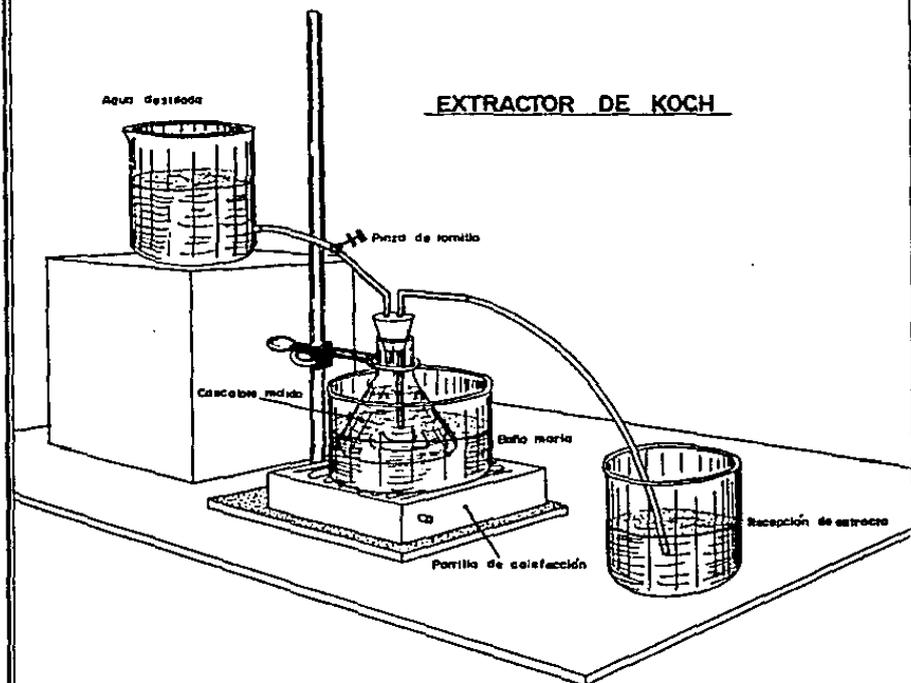
2.0 Reporte de Laboratorio.

2.1 Resultados y observaciones.

- a) Análisis del polvo de cascalote empleando el método ALCA.

Después de efectuar varias pruebas las caracterís

EXTRACTOR DE KOCH



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE QUÍMICA

**MAESTRIA EN INGENIERIA
DE PROYECTOS**

Fig.

3

ticas determinadas para la materia prima son las siguientes:

TABLA XII
ANALISIS ALCA DEL POLVO DE CASCALOTE DE LEON, GTO.

Determinación	Porcentaje en peso
humedad	8.41
sólidos totales	91.59
extractables totales	72.00
no extractables	19.59
extractables solubles	64.00
extractables insolubles	8.00
no taninos	26.00
taninos	38.00
pureza	59.38

- b) Determinación de la capacidad y selectividad de diferentes solventes orgánicos durante la extracción líquido-líquido a partir de la solución acuosa de taninos.

De acuerdo a las definiciones establecidas en el Apéndice A, en la tabla XIII se resumen los resultados obtenidos después de realizar varias pruebas.

TABLA XIII
CAPACIDAD Y SELECTIVIDAD DE DIFERENTES SOLVENTES ORGANICOS

PARAMETRO SOLVENTE	m_{i1} (g)	m_{j1} (g)	m_{i2f} (g)	x_{i1}	x_{i2}	x_{j1}	c_i	s_{ij}
AZEOTROPO METILETIL- CETONA AGUA	1.63	0.22	4.18	0.058	0.061	0.0079	0.95	0.14
ACETATO DE ETILO	1.10	0.14	4.71	0.025	0.084	0.0032	0.30	0.13
ACETONA	NO PUDIERON OBTENERSE RESULTADOS DEBIDO A LA ALTA SOLUBILIDAD DE LA ACETONA EN AGUA.							

Los solventes evaluados fueron seleccionados para este fin en función de la información disponible en la literatura respecto a extracción de taninos (1,2,3,8), donde se señala que estos han sido los más empleados. Debe reconocerse la necesidad de probar otros solventes en posteriores trabajos.

Empleando los resultados reportados en la Tabla XIII se procede a seleccionar el solvente más -- apropiado siguiendo para tal fin los pasos que se indican a continuación:

- Definición de los solventes que se consideran en la evaluación.
- Determinación de los criterios de evaluación y asignación a cada uno de ellos de una función de peso.
- Elaboración de la tabla comparativa.

Definición de los solventes que se consideran en la evaluación.

En función de la información disponible en la literatura (1,2,3,8) y las observaciones obtenidas durante los experimentos, se decide tomar en cuenta solamente al acetato de etilo y al azeótropo de Metiletilcetona-agua. La acetona se descarta desde el inicio, en virtud de su alta solubilidad.

Determinación de los criterios de evaluación y asignación a cada uno de ellos de una función de peso.

La tabla que a continuación se muestra, presenta los criterios de evaluación considerados y la función de peso correspondiente de acuerdo a la importancia relativa asumida para cada uno de ellos.

TABLA XIV
CRITERIOS DE EVALUACION

CRITERIOS DE EVALUACION	FUNCIÓN DE PESO *
Alta capacidad de extracción	4
Alta selectividad	4
Baja solubilidad en agua	4
Baja toxicidad	4
Baja volatilidad	3
Baja corrosividad	3
Bajo costo	4

*Importancia relativa del criterio.

Elaboración de la Tabla Comparativa.

En la tabla comparativa se presenta para todos los casos la calificación que incluye el factor de peso y la calificación de cada concepto de evaluación. El total es la suma de las calificaciones ponderadas de acuerdo a cada criterio y representa el punto final para la toma de decisión entre las alternativas.

La calificación que se otorga, se basa en la escala de valores relativos mostrada en la Tabla XV.

TABLA XV
 ESCALA DE VALORES PARA LA ASIGNACION DE CALIFICACIONES.

	CALIFICACION*
Muy bueno	4
Bueno	3
Satisfecho	2
Malo	1

*Puntuación relativa.

En función de los resultados presentados en la Tabla XVI, el solvente más apropiado para efectuar la extracción líquido-líquido resulta ser el acetato de etilo. Esto debido fundamentalmente a la menor solubilidad de este en agua, (6 partes de acetato/100 partes de agua), respecto a la solubilidad Metil Etil-cetona, (35 partes de MEC/100 partes de agua), lo que facilita la recuperación del solvente seleccionado mediante operaciones simples; asimismo, es evitado el tratamiento de efluentes líquidos con contenido de solvente orgánico, así como el manejo de mezclas azeotrópicas.

- c) Definición de la curva deequilibrio de extracción líquido-líquido del solvente orgánico seleccionado con la solución acuosa de taninos.

La definición del equilibrio se hace para el Acetato de Etilo y a la temperatura ambiente. Esta última se considera la más conveniente en virtud de que la elevación de la misma promueve la descomposición del producto, requiere aplicación de energía adicional, implica ajustes en las condiciones de operación para evitar pérdidas de sol

TABLA XVI
 TABLA COMPARATIVA DE SOLVENTES PARA LA EXTRACCION LIQUIDO-LIQUIDO EN LA
 OBTENCION DE TANINOS

CRITERIO SOLVENTE	ALTA CAPA- CIDAD DE EX- TRACCION			ALTA SE- LECTIVI- DAD			BAJA SOLU- BILIDAD EN AGUA			BAJA TOXICIDAD			BAJA VO- LATILIDAD			BAJA CO- RROSIVIDAD			BAJO COSTO			TO- TAL
	C	F	P	C	F	P	C	F	P	C	F	P	C	F	P	C	F	P	C	F	P	
SOLVENTE AZEOTROPO METILETIL CETONA- AGUA	4	4	16	4	4	16	1	4	4	3	4	12	3	3	9	3	3	9	3	4	12	78
ACETATO DE ETILO	3	4	12	4	4	16	3	4	12	3	4	12	3	3	9	3	3	9	3	4	12	82

C: Calificación

F: Factor de peso

P: Calificación ponderada

vente, (elevación de la presión de trabajo principalmente), y disminuye la capacidad de extracción de acuerdo a las referencias (1) y (2).

La Tabla XVII presente los datos de equilibrio a 20°C para el sistema mencionado a diferentes concentraciones.

Los valores encontrados se grafican en las figuras 4 y 5.

- Revisión de la operación de extracción líquido-líquido.

Como complemento a este inciso se realiza un análisis que tiene como propósito fijar las condiciones de operación del sistema de extracción.

Definición de la relación solvente/solución acuosa libre de taninos.

La concentración de las corrientes de entrada y salida del extractor se especifican a continuación:

- Solvente alimentado: x'_{i10} (fracción peso de taninos en el solvente alimentado, base solvente libre), se considera prácticamente igual a cero.
- Solución acuosa alimentada: x'_{i20} (Fracción peso de taninos en la solución acuosa alimentada, base solvente libre)=0.121, de acuerdo a las características del efluente de la centrifuga.

TABLA XVII

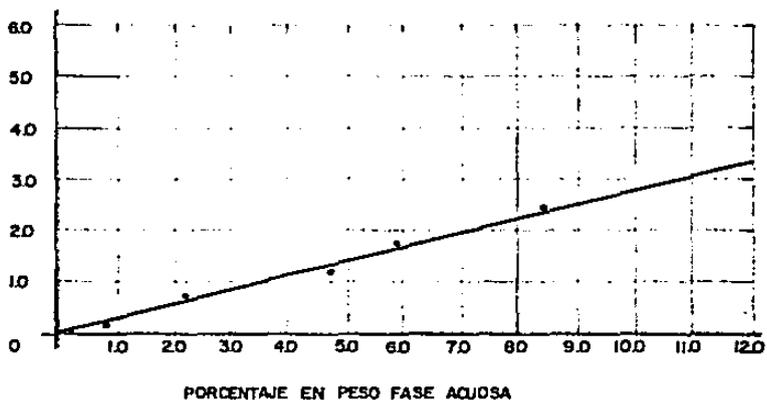
DATOS DE EQUILIBRIO PARA LA EXTRACCION LIQUIDO-LIQUIDO, USANDO COMO SOLVENTE

ACETATO DE ETILO A 20°C

CARACTERISTICA	VOLUMEN (ml)	MASA (g)	m_{i20} (g)	m_{i1} (g)	m_{i2f} (g)	x_{i2}	x_{i1}	x'_{i2}	x'_{i1}
FASE									
ACUOSA ORIGINAL	50	55	5.81						
ACUOSA FINAL		56.40			4.71	0.084		0.092	
ORGANICA FINAL		43.65		1.10			0.0250		0.026
ACUOSA ORIGINAL	50	55	4.10						
ACUOSA FINAL		56.20			3.34	0.059		0.063	
ORGANICA FINAL		43.24		0.76			0.0180		0.0183
ACUOSA ORIGINAL	50	55	2.86						
ACUOSA FINAL		56.17			2.35	0.047		0.049	
ORGANICA FINAL		43		0.53			0.0120		0.0121
ACUOSA ORIGINAL	50	55	1.52						
ACUOSA FINAL		56.10			1.24	0.022		0.0225	
ORGANICA FINAL		42.70		0.28			0.0070		0.0070
ACUOSA ORIGINAL	50	55	0.53						
ACUOSA FINAL		56.10			0.44	0.008		0.0081	
ORGANICA FINAL		42.50		0.09			0.0020		0.0020
ACUOSA ORIGINAL	50	55	0.12						
ACUOSA FINAL		56.06			0.10	0.002		0.002	
ORGANICA FINAL		42.44		0.02			0.0005		0.0005

CURVA DE EXTRACCION LIQUIDO-LIQUIDO
DE TANINOS POR ACETATO DE ETILO A PARTIR DE
SOLUCIONES ACUOSAS (CONCENTRACIONES EN POR-
CENTAJE EN PESO).

DOCUMENTO DE CURSO DE INVESTIGACION



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

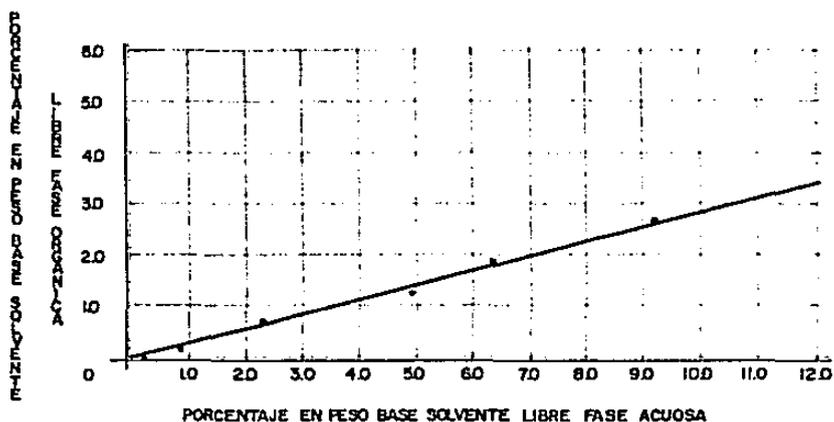
FACULTAD DE QUIMICA

MAESTRIA EN INGENIERIA
DE PROYECTOS

Fig.

4

CURVA DE EXTRACCION LIQUIDO-LIQUIDO
DE TANINOS POR ACETATO DE ETILO A
PARTIR DE SOLUCIONES ACUOSAS



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

MAESTRIA EN INGENIERIA
DE PROYECTOS

Fig.

5

. Solución acuosa producida: x'_{i2f} (Fracción - peso de taninos en la solución acuosa final, base solvente libre)=0.010, considerando un 10.0% de pérdidas.

La ecuación de balance de materia que relaciona estas cantidades es la siguiente:

$$A x'_{i20} + B x'_{i10} = A x'_{i2f} + B x'_{i1f}$$

$$\frac{B}{A} = \frac{(x'_{i20} - x'_{i2f})}{(x'_{i1f} - x'_{i10})}$$

Donde:

A: masa de la fase acuosa libre de taninos (g).

B: masa de la fase orgánica libre de taninos (g).

Basados en la ecuación anterior, definimos la relación (B/A) mínima. La curva de operación -- bajo estas condiciones es mostrada en la figura 6.

$$(B/A) \text{ mínima} = \left[\frac{0.121 - 0.010}{0.0347 - 0} \right]$$

$$= 3.20$$

Usando una B/A de 1.5 veces la mínima tenemos:

$$5 = \left[\frac{0.121 - 0.010}{x'_{i1f} - 0} \right]$$

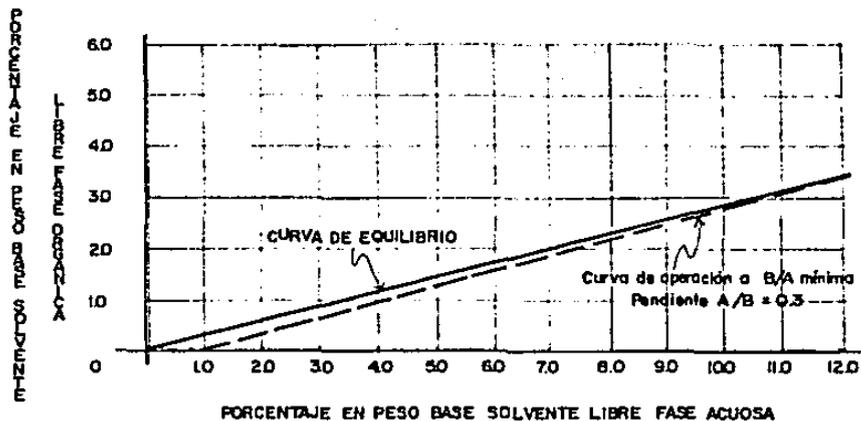
Por tanto:

$$x'_{i1f} = \left[\frac{0.121 - 0.010}{5} \right]$$

$$= 0.0222$$

Con este valor se obtiene el número de etapas teóricas el cual, de acuerdo a la figura 7, -- resulta de 4.3.

ESTIMACION DE LA RELACION B/A MINIMA
PARA LA EXTRACCION DE TANINOS



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE QUÍMICA

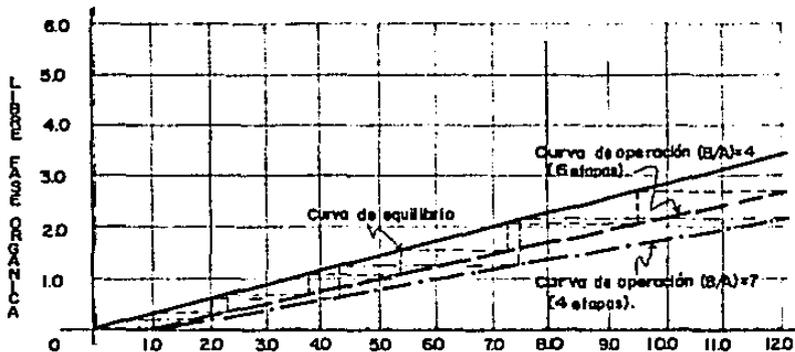
MAESTRÍA EN INGENIERÍA
DE PROYECTOS

Fig.

6

DETERMINACION DE LA CURVA DE OPERACION
Y EL NUMERO DE ETAPAS TEORICAS
PARA LA EXTRACCION DE TANINOS

PORCENTAJE EN PESO BASE SOLVENTE LIBRE FASE ACUOSA



PORCENTAJE EN PESO BASE SOLVENTE LIBRE FASE ACUOSA

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

MAESTRIA EN INGENIERIA
 DE PROYECTOS

Fo

7

Probando alternativamente con una (B/A) de 4, tenemos:

$$x'_{\text{ilf}} = \frac{0.121 - 0.010}{4} \\ = 0.02775$$

El número de etapas teóricas correspondiente es de 6 como se observa en la figura 7.

Debido a los costos de operación elevados que involucra el manejo de una cantidad grande de solvente, se escoge trabajar con una (B/A) de 4.

a) Observaciones.

- Durante la extracción acuosa a partir de la materia prima, la temperatura promedio que se emplea es de 70°C, la cual es aproximadamente la óptima de acuerdo a los resultados reportados en la literatura (4,6,8).
- La relación promedio de agua a materia prima es de 3.6/1.0 en peso, lo que implica que la solución acuosa resultante tiene una concentración aproximada de 20% de sólidos en peso.
- El licor acuoso, producto de la operación de extracción líquido-sólido, tiene una alta cantidad de sólidos suspendidos, los cuales se eliminan por medio de centrifugación, luego que la solución alcanza la temperatura ambiente. El licor clarificado es el que se alimenta a la operación de extracción líquido-líquido.
- La solubilidad del acetato de etilo en el licor acuoso durante la extracción, es en promedio -

del 6%. El presente estudio asume que este hecho no afecta en gran medida el diseño del equipo en base a experiencias tenidas con anterioridad (7).

2.2 Conclusiones y recomendaciones.

En función del trabajo llevado a cabo en el presente Capítulo, en la Tabla XVIII se resumen los parámetros de diseño que se consideran para la elaboración de la Ingeniería Básica.

TABLA XVIII

PARAMETROS DE DISEÑO PARA EL DESARROLLO DE LA INGENIERIA BASICA DE LA PLANTA PARA PRODUCIR CURTIENTES VEGETALES.

<u>CARACTERISTICA</u>	<u>VALOR</u>
<u>COMPOSICIÓN DE MATERIA PRIMA</u>	<u>¥ PESO</u>
Humedad	8.41
Sólidos totales	81.59
Extractables totales	72.00
No extractables	19.59
Extractables solubles	64.00
Extractables insolubles	8.00
No taninos	26.00
Taninos	38.00
Pureza	59.38
Temperatura de Extracción con agua:	70°C
Relación agua/mat.prima durante la extracción	3.6/1.0
Secuencia de eliminación de insolubles: enfriamiento.	enfriamiento.
Solvente para extracción líquido-líquido:	acetato de etilo.
Temperatura de extracción líquido-líquido:	20°C
Relación solvente/fase acuosa menos taninos:	4
Número de etapas teóricas para extrac. líquido-líquido:	6

3.0 Evaluación económica preliminar.

Luego del desarrollo experimental es posible efectuar una evaluación económica más completa que la realizada en el Capítulo VI. Esta evaluación considera los -

costos directos de producción involucrados en el proceso y como resultado se da el margen entre estos costos y el precio del producto. El costo de inversión no fue tomado en consideración en el presente análisis debido a que no se cuenta con la información necesaria para elaborar al menos un estimado de orden de magnitud. En seguida se presenta la evaluación del costo por unidad de producto para cada concepto

Materias primas.

Cascalote:

En base a los parámetros encontrados en el laboratorio, (38% de taninos en la materia prima y un rendimiento del 88%), se calcula la cantidad necesaria de cascalote para producir un kilogramo de producto.

$$1 \text{ kg producto } \left[\frac{0.85 \text{ kg taninos}}{1 \text{ kg producto}} \right] \left[\frac{\text{kg cascalote}}{0.38 \text{ kg taninos (0.88)}} \right] \\ = 2.542 \text{ kg. cascalote.}$$

Multiplicando por el costo unitario, encontramos el costo del cascalote por kg. de producto.

$$\frac{2.542 \text{ kg cascalote}}{\text{kg. producto}} \left[\frac{\$30.00}{\text{kg. cascalote}} \right] = \frac{\$76.26}{\text{kg. producto}}$$

Solvente:

El solvente seleccionado es el Acetato de Etilo y suponiendo que se pierda un 3% por kg de producto final, obtenemos el costo del solvente por unidad de producto.

$$\frac{0.03 \text{ kg Ac. Etilo}}{\text{kg. producto}} \left[\frac{\$420.00}{\text{kg. Ac. Etilo}} \right] = \frac{\$12.60}{\text{kg. producto}}$$

Los conceptos que se señalan a continuación fueron obtenidos como un porcentaje del costo del producto final, (el cual se aproxima para este estimado al precio de venta), de acuerdo a la referencia (26).

Servicios Auxiliares.

Estimado como el 20% del costo total del producto:

$$0.20 \left[\frac{\$1100.00}{\text{kg. producto}} \right] = \frac{\$220.00}{\text{kg. producto}}$$

Materiales de mantenimiento.

Supuesto como el 2% del costo total del producto:

$$0.02 \left[\frac{\$1100.00}{\text{kg. producto}} \right] = \frac{\$22.00}{\text{kg. producto}}$$

Mano de Obra directa de operación.

Estimado como el 15% del costo total del producto:

$$0.15 \left[\frac{\$1100.00}{\text{kg. producto}} \right] = \frac{\$165.00}{\text{kg. producto}}$$

Supervisión de Operación.

Se estima en función de la mano de obra directa de operación (10%).

$$0.10 \left[\frac{\$165.00}{\text{kg. producto}} \right] = \frac{\$16.50}{\text{kg. producto}}$$

Mano de obra directa de mantenimiento.

Supuesta como el 1% del costo total del producto:

$$0.01 \left[\frac{\$1100.00}{\text{kg. producto}} \right] = \frac{\$11.00}{\text{kg. producto}}$$

Supervisión de Mantenimiento.

Se estima como el 1% del costo total del producto:

$$0.01 \left[\frac{\$1100.00}{\text{kg. producto}} \right] = \frac{\$11.00}{\text{kg. producto}}$$

Nómina por cargos de mano de obra.

Se calcula como el 30% sobre el costo de mano de obra total.

$$\begin{array}{r}
0.30 \left[\begin{array}{l} \text{Mano de obra} \\ \text{directa de} \\ \text{operación} \end{array} + \begin{array}{l} \text{Supervisión} \\ \text{de opera-} \\ \text{ción} \end{array} + \begin{array}{l} \text{Mano de obra} \\ \text{directa de} \\ \text{mantenimiento} \end{array} + \begin{array}{l} \text{Supervisión} \\ \text{de manteni-} \\ \text{miento} \end{array} \right] \\
0.30 \left[\begin{array}{l} \frac{\$165.00}{\text{kg. producto}} + \frac{\$16.50}{\text{kg. producto}} + \frac{\$11.00}{\text{kg. producto}} \\ + \frac{\$11.00}{\text{kg. producto}} \right] \\
0.30 \left[\frac{\$203.50}{\text{kg. producto}} \right] \\
= \frac{\$61.00}{\text{kg. producto}}
\end{array}$$

El resumen de los costos directos de producción se presente en la tabla XIX.

TABLA XIX
ESTIMACION DE LOS COSTOS DIRECTOS DE PRODUCCION POR
KILOGRAMO DE PRODUCTO.

<u>CONCEPTO</u>	<u>COSTO POR KG. DE PRODUCTO. (PESOS M.N.)</u>
A. Materiales	
a. materias primas	
cascalote	76.26
Acetato de Etilo	12.60
b. servicios auxiliares	220.00
c. materiales de mantenimiento	22.00
B. Mano de Obra.	
a. Mano de obra directa de operación	165.00
b. Supervisión de operación	16.50
c. Mano de obra directa de manteni- miento.	11.00
d. Supervisión de mantenimiento	11.00
e. Nómina de cargos de mano de obra	61.00
TOTAL DE COSTOS DIRECTOS DE PRODUCCION	595.36

CAPITULO VIII
INGENIERIA BASICA

1.0 BASES DE DISEÑO.

A. Generalidades.

- Localización.

En el estado de Guanajuato.

- Función de la Planta.

Fabricación de curtientes tánicos, usando como materia prima las vainas de cascalote.

- Tipo de proceso.

Purificación, por medio de dos etapas fundamentales: extracción líquido-sólido y extracción líquido-líquido.

B. Capacidad y Flexibilidad.

- Capacidad.

Capacidad de diseño: 1,000 toneladas/año.

Este valor se define con el objeto de modular el total requerido en el país.

. Factor de servicio 0.9

. Sobrediseño 1.0

- Flexibilidad.

La planta no operará bajo las siguientes condiciones:

. Falla de electricidad.

. Falla de aire de instrumentos.

. Falla de agua de enfriamiento.

C. Especificaciones de las alimentaciones de proceso.

De acuerdo a los resultados obtenidos en el laboratorio:

- Cascalote en Polvo.

COMPONENTE	¡PESO
Humedad	8.41
Sólidos totales	91.59
Extractables totales	72.00
No extractables	19.59
Extractables solubles	64.00
Extractables insolubles	8.00
No taninos	26.00
Taninos	38.00
ESTADO FISICO	SOLIDO EN POLVO
FORMA DE RECIBO	EN COSTALES.

- Acetato de Etilo.
Ver especificación anexa.

D. Especificaciones de los productos.

En función del estudio efectuado en el capítulo V, de extractos comerciales:

- Curtiente vegetal de alta concentración de taninos.
Porcentaje en peso de taninos: mayor al 80%
Pureza: mayor al 85%
Contenido de no taninos: menor al 12%; humedad: menor al 8%.

Estado físico SOLIDO EN POLVO
Forma de entrega EN SACOS

E. Servicios Auxiliares.

- Agua de Enfriamiento.

Fuente de suministro: Por definir por el cliente.

Sistema de enfriamiento: Torre de enfriamiento

Presión de entrada en L.B.: 5 kg/cm² man.

Temperatura de entrada en L.B.: 27°C

Disponibilidad: La requerida

Presión de retorno en L.B. (Min.): 4.6 kg/cm² man.

Temperatura de retorno en L.B. (Máx.): 35°C

**ESPECIFICACIONES DE
ACETATO DE ETILO.**

DESCRIPCION:

El Acetato de Etilo es un líquido incoloro de olor característico muy semejante a fruta, poco soluble en agua (6% en peso) y miscible en la mayoría de los líquidos orgánicos.

ESPECIFICACIONES:

ESPECIFICACIONES:	LIMITES	METODO
Acetato de etilo % peso	99.0 Min	CYC-23-70
Acidez como ácido acético % peso	0.01 Máx	CYV-25-67
Humedad % peso	0.4 Máx	CYV-23-67
Arsénico ppm	2 Máx	SMA-147-65
Intervalo de de destilación °C	2.0 Máx	CYE-02-68
Peso específico 20/20 °C	0.900-0.903	CYE-03-67
Color natural APHA	10 - Máx	CYE-04-68
Materia no volátil gr/100 ml	0.002 Máx	CYG-01-69
Indice de Refracción n_D^{20}	1.3710-1.3730	CYE-01-69
Metales pesados como Pb ppm	5 Máx	CYE-27-69
Metanol	Negativo	
Olor residual	Ninguna	

- Agua de proceso.

Fuente de suministro: Por definir por el cliente.

Presión de entrada en L.B.: 1.0 kg/cm² man.

Temperatura de entrada en L.B.: 20°C

Disponibilidad: La requerida

- Aire de instrumentos.

Presión de entrada en L.B.: 7.0 kg/cm² man.

Temperatura de entrada en L.B.: 20°C

Disponibilidad: El requerido

- Aire de Planta.

Presión de entrada en L.B.: 7.0 kg/cm² man.

Temperatura de entrada en L.B.: 20°C

Disponibilidad: El requerido

- Combustible.

Líquido:

Fuente de suministro: por vía terrestre

Tipo: Diesel

Poder calorífico bajo (LHV): 10,700 kcal/kg

Presión de entrada en L.B.: 1.0 kg/cm² man.

Temperatura de entrada en L.B.: 20°C

Disponibilidad: El requerido

F. Instalaciones requeridas para almacenamiento.

- Alimentaciones.

Polvo de cascalote: espacio para almacenar a granel

Solvente Orgánico: tanque atmosférico.

- Productos.

Espacio para apilar sacos.

- Combustibles.

Líquido: tanque atmosférico.

2.0 DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO.

En base a los parámetros de diseño generados en el estudio experimental se elabora el diagrama de flujo de proceso mostrado en la figura 8. Este diagrama contiene la información fundamental relacionada con el proceso, (balance de materia, condiciones de las corrientes de proceso, características principales de los equipos, identificación de los servicios auxiliares utilizados y representación esquemática de los controles básicos), la cual es el punto de partida para seguir avanzando en el diseño de la planta y representa el anlace entre las tareas de experimentación y los trabajos de ingeniería necesarios para la construcción de la planta. En el apéndice B se presenta un resumen de los cálculos y criterios para efectuar el Balance de Materia.

3.0 DESCRIPCION DEL PROCESO.

A. Introducción.

La planta para producir curtientes vegetales tiene una capacidad de 1,000 toneladas al año de extracto tánico con una pureza de 89%. Esta planta consta de dos secciones: sección de purificación y sección de concentración. De la sección de purificación, se obtiene una mezcla con un 3% de sólidos totales y una pureza de taninos del 89%, fundamentalmente por medio de las operaciones de extracción líquido-sólido y extracción líquido-líquido. Esta corriente se procesa posteriormente en la sección de concentración mediante unidades de evaporación y secado, generándose el producto final con un 95% de sólidos totales.

B. Sección de Purificación.

321 kg/hr de polvo de cascalote se alimentan al extractor acuoso EX-101 por medio de la tolva TV-101 donde se pone en contacto con la corriente de agua -

de proceso de 871 kg/hr a 75°C proveniente del calentador de agua de proceso EA-101, el cual emplea como medio de calentamiento aceite térmico y tiene por objeto elevar la temperatura del agua suministrada desde límites de batería de 20°C hasta 75°C.

Durante la extracción sólido-líquido, el agua retiene la fracción de sólidos que contiene los taninos, eliminando las sustancias fibrosas, de esta manera del extractor EX-101 se obtienen dos corrientes: la corriente de residuos de 93 kg/hr, la cual es enviada a límites de batería para posterior tratamiento, y la corriente de licor acuoso de 1099 kg/hr con 20% de sólidos a una temperatura de 70°C. Esta corriente se envía por medio de la bomba de licor acuoso GA-101/R al enfriador de licor acuoso EA-102, que usa como medio de enfriamiento agua, donde a la corriente de proceso se le reduce la temperatura desde 70°C hasta 30°C.

El propósito de realizar este enfriamiento es disminuir la solubilidad de los compuestos pesados arrastrados por el agua durante la extracción líquido-sólido de tal manera que se facilite la separación de los mismos.

Luego del enfriador, el licor acuoso circula a través de la centrífuga separadora de insolubles CE-101 donde los sólidos en suspensión se apartan en la corriente residual cuyo flujo es de 26kg/hr con 90% de contenido de sólidos, conduciéndolos a límites de batería para posterior tratamiento. De la centrífuga emana como corriente principal licor acuoso clarificado con un flujo de 1073 kg/hr y una concentración de sólidos disueltos del 18%, el cual es descargado en el Tanque acumulador FA-102.

El licor clarificado se envía a la columna de extracción de taninos DA-101, mediante la bomba GA-102/R, - donde se pone en contacto a contracorriente con acetato de etilo, el cual es alimentado a razón de 3829 kg/hr. El propósito de esta operación es retener en la fase orgánica la mayor parte de los taninos contenidos en el licor y separarlos de los no taninos aprovechando la propiedad del acetato de etilo de disolver selectivamente a los primeros.

De la columna DA-101 se generan dos corrientes: la acuosa de 924 kg/hr con 8% de sólidos y una pureza de taninos del 11%, que se envía a límites de batería para -- tratamiento, y la orgánica de 3978 kg/hr con 3% de sólidos y una pureza de taninos del 89%. Esta última corriente constituye el producto de la sección de purificación y por su bajo contenido de sólidos es necesario someterla a operaciones de concentración. Por esto, - la corriente citada se envía por medio de la bomba --- GA-103/R a la sección de concentración.

C. Sección de Concentración.

La corriente proveniente de la sección de purificación se alimenta al evaporador de solvente HE-101, el cual emplea como medio de calentamiento aceite térmico, y tiene como propósito generar un producto con una concentración de sólidos del 60%. De HE-101 es evaporado acetato de etilo a razón de 3776 kg/hr de tal manera - que se obtiene la corriente de extracto orgánico concentrado de 201 kg/hr con la concentración deseada de sólidos del 60%. El acetato de etilo evaporado circula por el primer condensador de solvente EA-103, que - usa como medio de enfriamiento agua, donde el acetato pasa a la fase líquida y luego se envía al tanque acumulador de solvente FA-101, el cual es también empleado para separar el agua presente.

Del tanque FA-101 se recircula el solvente a la columna DA-101 a través de la bomba GA-104/R con un flujo de 3829 kg/hr. Con el objeto de recuperar las pérdidas originadas por el proceso, se alimenta desde límites de batería acetato de etilo de repuesto al tanque FA-101.

La solución orgánica concentrada es conducida por medio de la bomba GA-105/R al secador de extracto SC-101, el cual trabaja poniendo en íntimo contacto partículas finamente divididas del líquido con aire calentado mediante aceite térmico, de donde la sustancia principal es recogida en forma de polvo, en parte directamente de la cámara de secado y otra fracción en el ciclón recolector de polvos RP-101. Como resultado de esta operación se obtiene el producto principal con un flujo de 127 kg/hr, un contenido de sólidos del 95% y pureza de taninos del 89%.

El ciclón RP-101, asociado con el secador, tiene por función separar las partículas sólidas de la corriente de aire mezclada con solvente y agua, la cual sale por la parte superior del equipo impulsada por el soplador de gases VE-101, de donde es enviada al segundo condensador de solvente EA-104, que emplea como medio de enfriamiento agua. En este equipo la masa alimentada -- condensa parcialmente, siendo conducida la corriente gaseosa a límites de batería para posterior tratamiento y la corriente líquida se envía al tanque FA-101 para ser recirculada al proceso.

El producto final se lleva al área de almacenamiento -- por conducto de la banda transportadora de taninos -- BT-101.

4.0 LISTA DE EQUIPOS DE PROCESO.

CLAVE	CANTIDAD	DESCRIPCION	CARACTERISTICAS
AC-101	1	PAQUETE DE ACEITE DE CALENTAMIENTO	C. TERM.: 550,000 Kcal/hr.
AI-101	1	PAQUETE DE AIRE	CAP.: 1080 SQM
BT-101	1	BANDA TRANSPORTADORA DE TANINOS	CAP.: 127 kg/hr.
CE-101	1	CENTRIFUGA SEPARADORA DE INSOLUBLES	CAP.: 1100 kg/hr.
DA-101	1	COLUMNA DE EXTRACCION DE TANINOS	D:0.61 m; Long. Empaque 5.5m
EA-101	1	CALENTADOR DE AGUA DE PROCESO	C. TERM.: 47,905 Kcal/hr.
EA-102	1	ENFRIADOR DE LICOR ACUOSO	C. TERM.: 37,366 Kcal/hr.
EA-103	1	PRIMER CONDENSADOR DE SOLVENTE	C. TERM.: 454,297 Kcal/hr.
EA-104	1	SEGUNDO CONDENSADOR DE SOLVENTE	C. TERM.: 17,688 Kcal/hr.
EX-101	1	EXTRACTOR ACUOSO	CAP.: 1100 kg/hr.
FA-101	1	TANQUE ACUMULADOR DE SOLVENTE	D: 0.91 m.; LTT: 2.4 m
FA-102	1	TANQUE ACUMULADOR DE LICOR	D: 0.46 m.; LTT: 1.2 m
GA-101/R	2	BOMBA DE LICOR ACUOSO	CAP.: 17 LPM: POT.: 0.2 HP
GA-102/R	2	BOMBA DE LICOR CLARIFICADO	CAP.: 16 LPM: POT.: 0.1 HP
GA-103/R	2	BOMBA DE EXTRACTO ORGANICO	CAP.: 72 LPM: POT.: 0.5 HP
GA-104/R	2	BOMBA DE RECIRCULACION DE SOLVENTE	CAP.: 71 LPM: POT.: 0.6 HP
GA-105/R	2	BOMBA DE EXTRACTO CONCENTRADO	CAP.: 5 LPM: POT.: 0.05 HP
HE-101	1	EVAPORADOR DE SOLVENTE	C. TERM. 472,770 Kcal/hr.
RP-101	1	CICLON RECOLECTOR DE POLVOS	CAP.: 127 kg/hr de sólidos - (máx.)
SC-101	1	SECADOR DE EXTRACTO	CAP.: 201 kg/hr.
SV-101	1	SISTEMA DE VACIO	PRESION REQ.: 300 mm hg. vacio
TV-101	1	TOLVA DE POLVO DE CASCALOTE	CAP.: 321 kg/hr.
VE-101	1	SOPLADOR DE GASES	POT.: 10 HP

5.0 HOJAS DE DATOS DE OPERACION DE EQUIPOS.

En las páginas siguientes son presentadas las hojas de datos de operación de los equipos de proceso en las - cuales se indican las condiciones de trabajo de los mis- mos, los materiales recomendados para su fabricación, las características básicas de diseño y el tipo de accionador cuando así se requiera. Las condiciones de trabajo se es- tablecen de acuerdo a la información contenida en el dia- grama de flujo de proceso. En la relación de los materia- les se tiene especial cuidado en el manejo de las solucio- nes técnicas, las cuales son procesadas en equipos de ace- ro inoxidable 316, con el objeto de no promover la descom- posición de las mismas. Para definir las características básicas de diseño han sido empleados criterios y métodos de dimensionamiento usados comunmente en firmas de inge- niería, (13, 14) además de los contenidos en literatura -- abierta. (15) Los procedimientos de diseño empleados son - los denominados cortos y son aplicables a este caso, en virtud de que la información resultante será usada para obtener un estimado de costo de la planta en cuestión. - En el apéndice B se presentan de manera breve los princi- pios bajo los cuales fueron llenadas las hojas de datos, agrupando los equipos comunes.

6.0 REQUERIMIENTOS DE SERVICIOS AUXILIARES.

En función de la información presentada en las hojas de datos de operación de cada uno de los equipos se esta- blecen las condiciones de suministro y retorno de los ser- vicios auxiliares requeridos y se calcula la demanda to- tal de los mismos. Los resultados se presentan por con- cepto más adelante.

6.1 Agua de enfriamiento.

SERVICIO AGUA DE ENFRIAMIENTO

CONDICIONES DE SUMINISTRO 27°C, 5.0 kg/cm² man.

CONDICIONES DE RETORNO 32°C, 4.6 kg/cm² man.

CLIENTE: CURTIDORES DE LEÓN GUANAJUATO	No. PROYECTO: _____
PLANTA: PRODUCTORA DE CUESTIONES VEGETALES	No. EQUIPO: AG-101
LOCALIZACIÓN: ESTADA DE GUANAJUATO	No. UNIDADES: UNA

EQUIPO: PAQUETE DE ACEITE DE CALENTAMIENTO
 SERVICIO: PROPORCIONAR CALENTAMIENTO A LOS BOMBOS QUE LO REQUIERAN
 TIPO: CICLO TERMO DE FLUIDO TERMICO CON EQUIPO DE CALENTAMIENTO DE CONTACTO DIRECTO
 OPERACION: CONTINUA

CONDICIONES DE OPERACION.

CARGA TERMICA REQUERIDA: 550,000 Kcal/hr
 FLUIDO DE CALENTAMIENTO: OIL HEAT LIQUID (1)
 CONDICIONES DE SUMINISTRO: 160°C, 5.0 kg/cm² abs (1)
 CONDICIONES DE RETORNO: 170°C, 4.6 kg/cm² abs (1)
 FLUJO REQUERIDO: 27627 LITROS POR HORA (122 GPM) (1)

COMPONENTES DEL SISTEMA.

EL FABRICANTE PROPORCIONARA TODOS LOS EQUIPOS E INSTRUMENTOS NECESARIOS PARA EL BUEN FUNCIONAMIENTO DEL SISTEMA (BOYLA DE CALENTAMIENTO, BOMBAS, TUBERIA DE MANDEAMIENTO DE VAPE, CIRCUITOS DE CONTROL, ETC)

COMBUSTIBLE.

TIPO: DIESEL
 CONSUMO: 56 LITROS/HORA

NOTAS:

(1) EL FABRICANTE DEL EQUIPO PAQUETE DEBEHIA OBTENER LAS CONDICIONES OPTIMAS DEL SERVICIO.

UNAM	HOJA DE DATOS DE OPERACION DEL SISTEMA DE CALENTAMIENTO.			FACULTAD DE QUIMICA	
				MAESTRIA EN INGENIERIA QUIMICA	
POR: EMC	VER: JUR.	APR: JUR.		FECHA: FEB 87	HOJA 1 DE 1

CLIENTE: CURTIDORES DE LEÓN GUANAJUATO	No. PROYECTO: —
PLANTA: PRODUCTORA DE CURTIENES VEGETALES	No. EQUIPO: A1-101
LOCALIZACIÓN: ESTADO DE GUANAJUATO	No. UNIDADES: UNA

EQUIPO: PAQUETE DE AIRE
SERVICIO: PARA SECAR EXTRACTO EN 50-101 Y PARA INSTRUMENTOS
TIPO: SISTEMA COMBUSTO CON COMPRESOR RECIPROCANTE
OPERACIÓN: CONTINUA
ACCIONADOR: MOTOR ELÉCTRICO

CONDICIONES DE OPERACION.

RINNO DE SERVIDO: 1011 5CMH PARA SECADO, 8 5CMH PARA INSTRUMENTOS
CONDICIONES DE SUMINISTRO:
AIRE DE PLANTA: 20°C, 2 Kg./m ² man.
AIRE DE INSTRUMENTOS: 20°C, 2 Kg./cm ² man.

ACCIONADOR.

CLAVE MOTOR ELÉCTRICO: MG-A1-101
FABRICANTE: (*)
POTENCIA: (*)

COMPONENTES DEL SISTEMA.

EL FABRICANTE DEBEA PROPORCIONAR TODOS LOS EQUIPOS E INSTRUMENTOS NECESARIOS PARA DAR EL SERVICIO A LAS CONDICIONES INDICADAS. (FLEJOS, SECADOR DE AIRE DE INSTRUMENTOS, ENERVIADORES DE AIRE, CUBIERTA DE CONTROL AUTOMÁTICA, ETC.)
NOTAS: (*) PNC FABRICANTE DEL PAQUETE DE AIRE

UNAM	HOJA DE DATOS DEL SISTEMA DE SUMINISTRO DE AIRE.			FACULTAD DE QUÍMICA	
				MAESTRIA EN INGENIERIA QUÍMICA	
POR: EMC.	VER: JLR	APR: JLR	FECH: FEB 87	HOJA 1 DE 1	

CLIENTE: CUENADORES DE LEON GUANAJUATO	No. PROYECTO: —
PLANTA: PRODUCTORA DE CORMIENTES VEGETALES	No. EQUIPO: BT-101
LOCALIZACION: ESTADO DE GUANAJUATO	No. UNIDADES: UNA

EQUIPO: BANCA TRANSPORTADORA DE TAJINOS
SERVICIO: TRANSPORTE DEL PRODUCTO DESDE EL AREA DE PROCESO A ALMACENAMIENTO
TIPO: DE BANDAS
OPERACION: CONTINUA
ACCIONADOR: MOTOR ELECTRICO

CONDICIONES DE OPERACION.

SUSTANCIA MANEJADA: PRODUCTO TERMINADO CON 95.9% DE SOLIDOS (85% TAJINOS, 10% HO TAJINOS) 4.5% DE LIQUIDOS (3.5% DE AGUA, 1.5% ACETATO DE ETILO).
FLUJO MASICO: 173 Kg/hr
DENSIDAD: 0.72 Kg/lit
TEMPERATURA. NORMAL: 60°C MAXIMA: 70°C

MATERIALES.

PARTES EN CONTACTO CON LA SUSTANCIA DE PROCESO: Polímero

ACCIONADOR.

CLAVE MOTOR ELECTRICO: (*)
FABRICANTE: (*)
POTENCIA: 5 Hp (ESTIMADA)

CARACTERISTICAS DE DISEÑO.

LONGITUD DE TRANSPORTE: 30 metros.
CARGA Y DESCARGA: EL FABRICANTE DEBERA SUMINISTRAR EL EQUIPO ADECUADO PARA PODER RECIBIR LA CARGA DESDE EL CICLON, RP-101 Y DESCARGAR EN EL AREA DE ALMACENAMIENTO A NIVEL DE PISO.

ANCHO DE LA BANDA: 12 PULGADAS

NOTAS: (*) POR FABRICANTE DE LA BANCA TRANSPORTADORA
EL FABRICANTE PROPORCIONARA CUBIERTA DE RETENCION DE POLVOS, TENTATIVAMENTE DE UN MATERIAL POLIURETANO, PARA EVITAR PERDIDA DE TAJINOS A LA ATMOSFERA

UNAM	HOJA DE DATOS DE OPERACION DEL TRANSPORTADOR.			FACULTAD DE QUIMICA	
				MAESTRIA EN INGENIERIA QUIMICA	
POR: EMC	VER: JLR	APR: JLR	FECHA: 6/11/87	HOJA 1 DE 1	

CLIENTE: CURTIORES DE LEON GUANAJUATO	No. PROYECTO: _____
PLANTA: PRODUCTORA DE CURTIENTES VEGETALES	No. EQUIPO: CE-101
LOCALIZACION: ESTADO DE GUANAJUATO	No. UNIDADES: UNA

EQUIPO: CENTRIFUGA SEPARADORA DE INSOLUBLES.
 SERVICIO: ELIMINACION DE SÓLIDOS DEL LICOR ACOGO
 TIPO: DE TORN DE DISCO CON VÁLVULAS EN LA PARED DEL EQUIPO
 OPERACION: CONTINUA. REMOCION INTERMITENTE DE SÓLIDOS DEL EQUIPO.
 ACCIONADOR: Motor ELÉCTRICO.

CONDICIONES DE OPERACION. -

CORRIENTE ALIMENTADA: LICOR ACOGO CON 2.2% DE SÓLIDOS INSOLUBLES: 2.2%
 FLUJO MABICO: 1099.2 Kg/hr TAMARO DE SÓLIDOS: MEDIO DE 0.1g
 TEMPERATURA: 30 °C
 PRESION: 0.5 kg/cm² man
 DENSIDAD: 1.1 g/cm³

PRODUCTOS.

PRODUCTO PRINCIPAL: LICOR ACOGO (97.8% SÓLIDOS) PRODUCTO RESIDUAL: MANGA DE 0.12 MANGA DE 0.12
 FLUJO MABICO: 1072.8 Kg/hr FLUJO MABICO: 26.4 Kg/hr
 EFICIENCIA DE SEPARACION: 5% 0.12 MANGA -
 BUS PUDORA (POR CON EL UOFR CLARIFICADO)

MATERIALES.

PARTES EN CONTACTO CON LA SUSTANCIA DE PROCESO: ACERO INOXIDABLE 316
 CUERPO DEL EQUIPO: MANGA DEL FERRUCILITE

ACCIONADOR.

CLAVE MOTOR ELECTRICO: HE-CE101
 FABRICANTE: (*)
 POTENCIA: 5 HP. RPM: (*)

CARACTERISTICAS DE DISEÑO.

DIAMETRO INTERIOR DEL CILINDRO: 26.7 cm
 VELOCIDAD DE ROTACION: 6000 rpm
 CAPACIDAD NOMINAL: 278.5 - 378.5 lt/hr

NOTAS: (*) POR FABRICANTE DE LA CENTRIFUGA

UNAM	HOJA DE DATOS DE OPERACION DE CENTRIFUGAS.			FACULTAD DE QUIMICA	
				MAESTRIA EN INGENIERIA QUIMICA	
POR: E.M.C.	VER: J.L.R.	APR: J.L.R.	FECHA: ene 81	HOJA 1 DE	

CLIENTE: CURTIENTES DE LEÓN GUANAJUATO	No. PROYECTO: —
PLANTA: PRODUCTORA DE CURTIENTES VEGETALES	No. EQUIPO: DA-101
LOCALIZACIÓN: ESTADO DE GUANAJUATO	No. UNIDADES: UNA
SERVICIO: COMUNA DE EXTRACCIÓN DE TANINOS	No. SECCIONES: UNA
DIÁMETRO INTERIOR, SECCIÓN 1: 610 mm (2 Ft)	SECCIÓN 2: —

PROPIEDADES	SECCIÓN 1		SECCIÓN 2	
	FONDO	DOMO	FONDO	DOMO
FASE ACUOSA.	PRODUCTO	ALIMENTACIÓN	X	
FLUIDO.	AGUADO DE ESTUO	LICOR ACUOSO		
FLUJO MASCICO. NORMAL	924 Kg/hr	1073 Kg/hr		
MAXIMO	1010 Kg/hr	1210 Kg/hr		
% TANINOS.	0.9	10.8		
PRESION.	0.5 Kg/cm ² man	2.5 Kg/cm ² man		
TEMPERATURA.	30°C	30°C		
DENSIDAD.	1.05 g/cm ³	1.10 g/cm ³		
VISCOSIDAD.	1.2 c.p.	2.5 c.p.		
TENSION SUPERFICIAL.	73 dinas/cm	73 dinas/cm		
FASE ORGANICA.	ALIMENTACIÓN	PRODUCTO		
FLUIDO.	AGUADO DE ESTUO	EXTRACTO ORGANICO		
FLUJO MASCICO. NORMAL	3829 Kg/hr	3978 Kg/hr		
MAXIMO	4300 Kg/hr	4400 Kg/hr		
% TANINOS.	0.9	2.7		
PRESION.	3.0 Kg/cm ² man	0.5 Kg/cm ² man		
TEMPERATURA.	30°C	30°C		
DENSIDAD.	0.9 g/cm ³	0.929 g/cm ³		
VISCOSIDAD.	0.5 c.p.	0.8 c.p.		
TENSION SUPERFICIAL.	25 dinas/cm	25 dinas/cm		

MATERIALES.

EMPAQUE: Plástico
INTERIORS EN CONTACTO CON LOS FLUIDOS DE PROCESO: Plástico
CUERPO: Acero Inoxidable 316

CARACTERISTICAS DE DISEÑO.

FASE DISPERSA: AGUADO DE ESTUO	DIÁMETRO INTERIO: 610 mm (2 Ft)
PLATOS TEORICOS REQUERIDOS: 5616	ALTIMA EQUIVALENTE DE PLATO:
TIPO DE EMPAQUE: Adulce PALL DE 1 pulg	914 mm (3 Ft)
ALTIMA DE CADA GAMA: 2343 mm (9 Ft)	NÚMERO DE GAMAS: Dos

UNAM	HOJA DE DATOS DE OPERACION DE -- TORRE DE EXTRACCIÓN.			FACULTAD DE QUIMICA	
	MAESTRIA EN INGENIERIA QUIMICA			FECHA	HOJA/ DE 1
POR: EMC	RES: JLR	APR: JLR	ENE 87		

CLIENTE: CURTIADORES DE LEÓN GUANAJUATO	No. PROYECTO —
PLANTA: PRODUCTORA DE CURTIENTES VEGETALES	No. EQUIPO FA-101
LOCALIZACIÓN: ESTADO DE GUANAJUATO	No. UNIDADES UNA

SERVICIO: CALENTADOR DE AGUA DE PROCESO
DIMENSIONES: (★) TIPO: DOBLE TIPO SUP. POR UNIDAD: 15 Ft ² (1.39 m ²)
CUERPOS POR UNIDAD — ARREGLO DE CUERPOS SUP. POR CUERPO: —

FLUIDO CIRCULADO	CORAZA (ANILLO)	ACEITE TERMICO		TUBOS (INTERIOR)	
		ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
TOTAL DE FLUIDO	Kg/hr	2200		AGUA DE EFECTOS	
LIQUIDO					
GR. ESP.		0.93	0.93	1.0	1.0
CONDUCTIVIDAD	Btu/hr (ft ² °F/ft)	0.0652	0.0652	0.340	0.398
CALOR ESPECIFICO	cal/g°C (Btu/lbt)	0.53	0.53	1.0	1.0
VISCOSIDAD	cP	0.873	5.0	1.0	0.4
P.H.	g/g mol	—	—	18	18
VAPOR					
CALOR LATENTE					
P.H.					
CONDUCTIVIDAD					
CALOR ESPECIFICO					
VISCOSIDAD					
DENSIDAD					
TEMPERATURA	°C (°F)	160 (320)	120 (248)	20 (68)	75 (163)
PRESION	Kg/cm ² man	5.0	4.0	1.0	0.6
CAIDA DE PRESION	Kg/mt	CALC. (★)	PERF. 0.4	CALC. (★)	PERF. 0.4
VELOCIDAD		(★)		(★)	
FACTOR ENSUCIAM.	no Ft ² °F/Btu	0.001		0.002	
CALOR INTERCAMBIADO	Kcal/hr (Btu/hr)	4175 (1000)	H.T.D. (CORR.)		°C (°F) 92 (166)
COEFIC. TOTAL DE TRANSF. CALOR		LIMPIO 100		SERVICIO 77	

RTU/hr Ft²°F

No. DE TUBOS (★)	DIAM. EXT. (★)	BWG. (★)	LONG. (★)	ARREGLO —
DIAM. INT. CORAZA —	LONGITUD DE HORQUILLA: 10 Ft.			
PASOS POR ENVOLVENTE: TUBOS —	ENVOLVENTE —			

NOTAS	1) ASTERISCO INDICA POR FABRICANTE
	2) LOS DATOS DEL ACEITE TERMICO SE HAN ANOTADO SUPONIENDO QUE SE TRATA DE MOBIL THERM LIGERO
	3) LA INFORMACION DE DISEÑO ES PRELIMINAR Y DEBERÁ SER VERIFICADA POR EL FABRICANTE
	4) MATERIALES: TUBO INTERIOR: ALUMINIO; TUBO EXTERIOR: ACERO AL CARBÓN

UNAM	HOJA DE DATOS DE OPERACION PARA CAMBIADORES DE CALOR.				FACULTAD DE QUIMICA	
					MAESTRIA EN INGENIERIA QUIMICA	
	FOR: EHC	VER: JLR	*PR.: JLP	REV.	EME FECHA BY	HOJA/ DEI

CLIENTE: CURTIDORES DEL ICOM GUANAJUATO	No. PROYECTO: —
PLANTA: FÁBRICA DE CURTIENTES VEGETALES	No. EQUIPO: EA-107
LOCALIZACIÓN: ESTADO DE GUANAJUATO	No. UNIDADES: UHA

SERVICIO: ENRIADOR DE LÍQUIDO ACUOSO
DIMENSIONES: (*) TIPO: DOBLE TUBO SUP. POR UNIDAD: 46 FT ² (42m ²)
CUERPOS POR UNIDAD: — ARREGLO DE CUERPOS SUP. POR CUERPO: —

		CORAZA (ANILLO)		TUBOS (INTERIOR)	
FLUIDO CIRCULADO		AGUA DE ENRIAMIENTO		SOLUCIÓN ACUOSA, 11% TÁNICO	
TOTAL DE FLUIDO		7473		1099	
		ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
LÍQUIDO					
GR. ESP.		1.0	1.0	1.1	1.1
CONDUCTIVIDAD	$\frac{BTU}{hr} (\frac{m^2}{ft^2} \frac{K}{ft})$	0.356	0.356	0.385	0.356
CALOR ESPECÍFICO	$\frac{cal}{g^{\circ}C} (\frac{BTU}{lb^{\circ}F})$	1.0	1.0	0.85	0.85
VISCOSIDAD	$\frac{cp}{g/mol}$	1.0	1.0	11.0	12.0
P.H.		18	18		
VAPOR					
CALOR LATENTE		X			
P.H.					
CONDUCTIVIDAD					
CALOR ESPECÍFICO					
VISCOSIDAD					
DENSIDAD					
TEMPERATURA	$^{\circ}C (^{\circ}F)$	23 (80)	32 (90)	70 (158)	30 (86)
PRESIÓN	$Kg/cm^2 man$	2.0	4.6	3.5	3.1
CAIDA DE PRESIÓN	Kg/cm^2	CALC. (*)	PERM. 0.4	CALC. (*)	PERM. 0.4
VELOCIDAD		(*)		(*)	
FACTOR ENUCIAM.	$\frac{hr \cdot FT^2 OF}{Am}$	0.002		0.003	
CALOR INTERCAMBIADO	$\frac{KCal}{hr} (\frac{BTU}{hr})$	372 (928)		I.T.D. (CORR.) $^{\circ}C (^{\circ}F)$ 14 (25)	
COEFIC. TOTAL DE TRANSF. CALOR		LIMPIO 375		SERVICIO 130	

$\frac{BTU}{hr \cdot FT^2 OF}$

No. DE TUBOS (*)	DIAM. EXT. (*)	ANG. (*)	LONG. (*)	ARREGLO —
DIAM. INT. CORAZA	—	LONGITUD DE HORQUILLA	10 FT	
PASOS POR ENVOLVENTE:	TUBOS —	ENVOLVENTE	—	

NOTAS	1) ASTERISCO INDICA POR FABRICANTE
	2) LA INTERCAMBIACIÓN DE DISEÑO ES PRELIMINAR Y DEBERÁ SER VERIFICADA POR EL FABRICANTE
	3) MATERIALES: TUBO INTERIOR: AC. INOX. 316; TUBO EXTERIOR: AMMQUALITY.

UNAM	HOJA DE DATOS DE OPERACION PARA CAMBIADORES DE CALOR.				FACULTAD DE QUIMICA	
					MAESTRIA EN INGENIERIA QUIMICA	
FOR: EMC	VER: JLR	APR.: JLR	REV.	FECHA 87	HOJA	DE 1

CLIENTE: CURTIDORES DE LEÓN GUANAJUATO	No. PROYECTO
PLANTA: PRODUCTORA DE CURTIQUES VEGETALES	No. EQUIPO IA-103
LOCALIZACION: ESTADO DE GUANAJUATO	No. UNIDADES UMA

SERVICIO: PRIMER CONDENSADOR DE SOLVENTE
DIMENSIONES: (*) TIPO: ACS SUP. POR UNIDAD: 214 Ft ² (20m ²)
CUERPOS POR UNIDAD UNO ARREGLO DE CUERPOS SUP. POR CUERPO: 214 Ft ² (20m ²)

FLUIDO CIRCULARO		CORAZA		TUBOS	
		ACEITE DE ESTRO		AGUA DE ENFRIAMIENTO	
TOTAL DE FLUIDO	Kg/hr	3777		80259	
		ENTRADA	SalIDA	ENTRADA	SalIDA
LÍQUIDO					
GR. ESP.			0.9	1.0	1.0
CONDUCTIVIDAD	$\frac{BTU}{hr \cdot (in^2 \cdot ^\circ F)}$		0.101	0.356	0.356
CALOR ESPECIFICO	$\frac{BTU}{lb \cdot ^\circ F}$		0.957	1.0	1.0
VISCOSIDAD	cp		0.50	1.0	1.0
P.M.			88.0	18.0	18.0
VAPOR					
CALOR LATENTE	$\frac{BTU}{lb}$	102 (184)			
P.M.		88.0			
CONDUCTIVIDAD	$\frac{BTU}{hr \cdot (in^2 \cdot ^\circ F)}$	0.0096			
CALOR ESPECIFICO	$\frac{BTU}{lb \cdot ^\circ F}$	0.44			
VISCOSIDAD	cp	0.0085			
DENSIDAD	$\frac{lb}{ft^3}$	0.002 (6.12)			
TEMPERATURA	$^{\circ}C$ ($^{\circ}F$)	70 (158)	30 (86)	27 (80)	27 (80)
PRESION	Kg/cm ² man	-0.30	-0.50	5.0	4.0
CAIDA DE PRESION	Kg/cm ²	CALC. (*)	PERM. 0.1	CALC. (*)	PERM. 0.4
VELOCIDAD		(*)			(*)
FACTOR ENSUCIAM.	$\frac{hr \cdot Ft^2 \cdot ^\circ F}{BTU}$	0.001			0.002
CALOR INTERCAMBIADO	Kcal/hr ($\frac{BTU}{hr}$)	51297 (10881) * T.D. (CORR.)		$^{\circ}C$ ($^{\circ}F$) 33 (90)	
COEFIC. TOTAL DE TRANSF. CALOR		LIMPIO 200		SERVICIO 125	

$\frac{BTU}{hr \cdot Ft^2 \cdot ^\circ F}$

No. DE TUBOS (*)	DIAM. EXT. (*)	BWG. (*)	LONG. CM	ARREGLO TRIANG
	DIAM. INT. CORAZA (*)		LONGITUD (*)	
PASOS POR ENVOLVENTE:		TUBOS (*)	ENVOLVENTE UNO	

NOTAS	1) ASTRISCO INDICA POR FABRICANTE
	2) LA INFORMACION DE DISEÑO ES PRELIMINAR Y DEBERÁ SER VERIFICADA POR EL FABRICANTE
	3) MATERIALES: TUBOS: AMIRCALITY; CORAZA: ACERO AL CARBÓN

UNAM	HOJA DE DATOS DE OPERACION PARA CAMBIADORES DE CALOR.				FACULTAD DE QUIMICA	
					MAESTRIA EN INGENIERIA QUIMICA	
POR: EMC	VER: JLR	APR.: JLR	REV.	ENC	FECHA 87	HOJA / DE 1

CLIENTE: CURTIENTES DE LEON GUANAHUATO	No. PROYECTO
PLANTA: PROMOTORA DE CURTIENTES VEGETALES	No. EQUIPO CA-105
LOCALIZACION: ESTADO DE GUANAHUATO	No. UNIDADES UMA

SERVICIO: SERVIDOR CONDENSADO DE SOLVENTE	TIPO: DDBE TUBO SUP. POR UNIDAD: 125 FT ² (1162 m ²)
DIMENSIONES: (*)	CUERPOS POR UNIDAD — ARREGLO DE CUERPOS SUP. POR CUERPO: —

		CORAZA		TUBOS	
FLUIDO CIRCULADO		MEZCLA COEF. DE COEFICIENTE DE		AGUA DE ENFRIAMIENTO	
TOTAL DE FLUIDO		ENTRADA		ENTRADA	
Kg/hr		1450		3538	
LICUIDO	Kg/hr	X		ENTRADA	SALIDA
GR. ESP.	Kg/hr			28	3538
CONDUCTIVIDAD	Btu/hr(°F)(ft ²)			0.9	1.0
CALOR ESPECIFICO	cal/lb(°F)			0.101	0.98
VISCOSIDAD	CP			0.567	1.0
P.H.	CP	0.50	1.0	1.0	
		0.50	1.0	1.0	1.0
VAPOR	Kg/hr	1450	1432 (INGRASA)	X	
CALOR LATENTE	cal/lb(BTU/lb°F)	162 (84)	—		
P.H.	°C	29	29		
CONDUCTIVIDAD	Btu/hr(°F)(ft ²)	0.015	0.015		
CALOR ESPECIFICO	cal/lb(°F)	0.25	0.25		
VISCOSIDAD	CP	0.018	0.018		
DENSIDAD	g/cm ³ (lb/ft ³)	0.022 (0.12)	0.022 (0.12)		
TEMPERATURA	°C (°F)	70 (158)	30 (86)	32 (90)	32 (90)
PRESION	Kg/cm ² man	1.0	0.6	5.0	7.0
CALDA DE PRESION	Kg/cm ²	CALC. (*)	PERM. 0.4	CALC. (*)	PERM. 0.4
VELOCIDAD		(*)	(*)	(*)	(*)
FACTOR ENSUCIAM.	hr Ft ² OF / BTU	0.001	—	0.002	—
CALOR INTERCAMBIADO	cal/hr	1768 (70190)	M.T.D. (CORR.)	°C (°F)	18 (32)
COEFIC. TOTAL DE TRANSF. CALOR		LIMPIO 18	SERVICIO 17		

No. DE TUBOS (*)	DIAM. EXT. (*)	BNG. (*)	LONG. (*)	ARREGLO
DIAM. INT. CORAZA		LONGITUD DE BORDILLA: 10 FT		
PASOS POR ENVOLVENTE:	TUBOS (*)	ENVOLVENTE	UNO	

NOTAS: 1) ASTERISCO INDICA POR FABRICANTE
 2) LA INFORMACION DE DISEÑO ES PRELIMINAR Y DEBERÁ SER VERIFICADA POR EL FABRICANTE
 3) MATERIALES: TUBO INTERIOR: ALUMINUM;
 TUBO EXTERIOR: ALUMINUM

UNAM	HOJA DE DATOS DE OPERACION PARA CAMBIADORES DE CALOR.				FACULTAD DE QUIMICA	
					MAESTRIA EN INGENIERIA QUIMICA	
POR: EMC	VER: JLR	APR: JLR	REV:	FECHA	HOJA	DE 1

CLIENTE: CURTIADORES DE LEÓN GUANAJUATO	No. PROYECTO: —
PLANTA: PRODUCTORA DE CURTIENTES VEGETALES	No. EQUIPO: EY-101
LOCALIZACION: ESTADO DE GUANAJUATO	No. UNIDADES: UNA

EQUIPO: EXTRACTOR ACUOSO
SERVICIO: EXTRAER CON AGUA CALIENTE DEL POLVO DE CACAOTE LOS SÓLIDOS Fijos EN TANQUES
TIPO: DE CONTACTO
OPERACION: CONTINUA, LÍQUIDA Y SÓLIDA EN CONTACTO A CONTINUAMENTE.
ACCIONADOR: MOTORES ELECTRICOS PARA EL MECANISMO DE MOVIMIENTO Y LAS BOMBAS DE REGULACIÓN.

CONDICIONES DE OPERACION.	
CORRIENTE LIQUIDA: Agua de proceso	CORRIENTE SOLIDA: Polvo de cacaote con 8.4 % de agua
FLUJO MASICO: 831 kg/hr	FLUJO MASICO: 321.4 kg/hr
TEMPERATURA DE ALIMENTACION: 75°C	TEMP. DE ALIMENTACION: 20°C
PRESION DE ALIMENTACION: ATM	PRESION DE ALIMENTACION: ATM
DENSIDAD: 1.09/cm ³	DENSIDAD: 0.5 - 0.7 g/cm ³
PRODUCTO PRINCIPAL: ^{envase acuoso con 20% de sólidos y 10.5% de agua}	PRODUCTO RESIDUAL: ^{residuo con 60% de sólidos y 0.5% de agua}
FLUJO MASICO: 1097 kg	FLUJO MASICO: 93.2 kg/hr
TEMPERATURA DE EXTRACCION: 70°C	

MATERIALES.

PARTES EN CONTACTO CON LA SUSTANCIA DE PROCESO: Acero inoxidable 316
CUERPO DEL EQUIPO: ESTANCAR DEL FABRICANTE

ACCIONADOR.

CLAVE MOTOR ELECTRICO: (*)
FABRICANTE: (*)
POTENCIA: 30 HP ^(estimar del total de los equipos) RPM: (*)

CARACTERISTICAS DE DISEÑO.

ETAPAS TEORICAS DE CONTACTO REQUERIDAS: 8 ETAPAS
EFICIENCIA POR ETAPA: (*)
ETAPAS REALES: (*)

NOTAS: (*) DEL FABRICANTE DEL EXTRACTOR ACUOSO

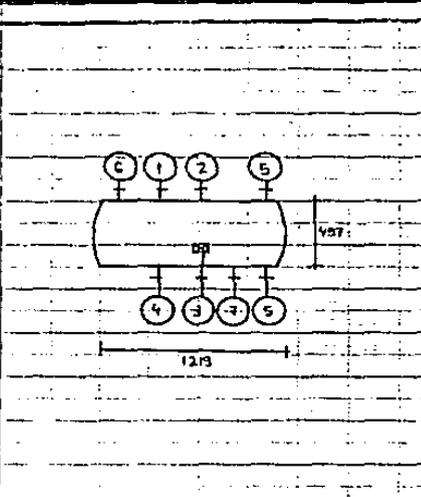
UNAM	HOJA DE DATOS DE OPERACION DEL - EXTRACTOR ACUOSO.			FACULTAD DE QUIMICA	
				MAESTRIA EN INGENIERIA QUIMICA	
POR: EMC	VER: JLR	APR: JLR	FECHA: ENE 67	HOJA	DE

NOMBRE: CURTIEMBRES DE LEÓN GUANAJUATO	NO. OPERACION: _____
PUNTO: PRODUCTORA DE CURTIEMBRES VEGETALES	NO. SERIE: EG-101
LOCALIZACIÓN: ESTADO DE GUANAJUATO	NO. OPERACION: UHA

CONTENIDO: TANQUE ACUMULADOR DE SOLVENTE	
CONEXIONES: 2438 mm (96 pulg)	DIAMETRO: 914 mm (36 pulg)
OP. TAMAÑO: 1600 Lts (SIN TAPAS)	CONEXIONES: HORIZONTAL

USO:	CONTENIDO:	OP. TAMAÑO:
CONTENIDO:	ACETATO DE ETILO	
FLUJO ENTRADA Kg/hr:	3777	
DEBIDA ENTRADA Kg/hr:	0.9	
PROCESO ENTRADA Mat. ENTRADA :	0.4	0.2
TEMPERATURA ENTRADA °C:	30	40
NIVEL ENTRADA mm:	600	800
TIEMPO ENTRADA X min:	700	250
INDICACIONES:	AC AL CARBON (PK)	AC AL CARBON (PK)
CONEXIONES:	1/8"	1/8"
TIPO:	CILINDRICO	TORSEFÉRICO
MATERIAL NO:		
ACUMULADO:	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>
REGISTRO:	<input type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>
CONEXIONES:	SI	(PK)
INDICACIONES:		AC EXTRACT.
INDICACIONES:		(PK)
INDICACIONES:	ACME	<input type="checkbox"/>
INDICACIONES:		<input checked="" type="checkbox"/>

BORNILLAS				
NO.	TAMAÑO	TIPO	MATERIAL	USO
1	1 5/8"	SI	150 #	R.F. ALIMENTACIÓN
2	1 3/8"	SI		REGISTRO DE NIVEL
3	1 5/8"	SI		REGULACIÓN DA-101
4	1 5/8"	SI		DEBIDA
5	2 5/8"	SI		INDICACIONES DE NIVEL
6	1 5/8"	SI		VENTO
7	1 5/8"	SI		CONEXIÓN DE SERVICIO

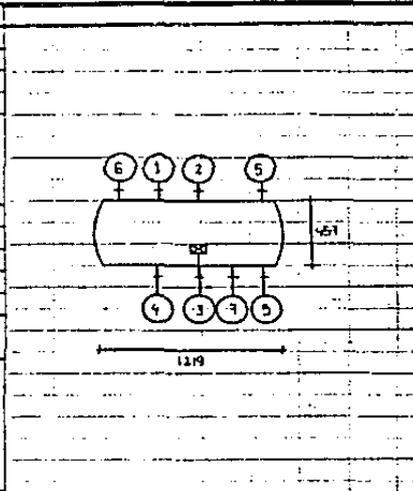


UNAM	HOJA DE DATOS DE OPERACION DE RE- CIPIENTES.				FACULTAD DE QUIMICA		
					MAESTRIA EN INGENIERIA QUIMICA		
OP.:	EMC	OP.:	JLR	OP.:	JLR	OP.:	FEB 87
							1/1

INVENTO: CURTIEMBRO DE LEPID GUANAJUATO	NO. DEL DISEÑO: ---
PLANTA: PRODUCTORA DE CURTIEMBROS VEGETALES	NO. DEL DISEÑO: FA-102
LOCALIZACIÓN: ESTADO DE GUANAJUATO	NO. DEL DISEÑO: UNA

SERVICIO: TANQUE ACUMULADOR DE LICOR	
DIMENSIONES LONG. INT: 1219 mm (48 pulg.)	ANCHO: 457 mm (18 pulg.)
POR TOTAL: 200 Lts (5.47 TONS)	TIPO: HORIZONTAL

BASE	CONCRETO	VAPOR DE AGUA	
FLUIDO	SOLUCION ACIDA 18.7% SOLUCION		
FLUIDO (K) Kg/hr	1073		
DENSIDAD (K) Kg/lt	1.1		
PRESION (K) Kg/cm ² ABS.	0.1	MAX. 0.2	DES. 0.5
TEMPERATURA (K) °C	30	MAX. 40	DES. 70
NIVEL (K) mm	NOM. 234	MAX. 567	DES. 152
ALTAZAR NIVEL (K) mm ALTO	366	NOM. 200	DES. 152
MATERIAL	AC INOX. 316		AC INOX. 316
ESPESOR	(*)		(*)
COND. DEP.	1/8"		1/8"
TIPO	CILINDRICO		IMPRESERVA
MALLA: NO	TIPO	MATERIAL	
ASISTENCION	SI <input type="checkbox"/> NO <input checked="" type="checkbox"/>	TIPO	
INDIC. INTERNO	SI <input type="checkbox"/> NO <input checked="" type="checkbox"/>	TIPO	
CONCRETO	SI <input type="checkbox"/> NO <input checked="" type="checkbox"/>	MATERIAL	AC ESTRICTO
ESPECIFICACION DE MATERIAL	INDICAR DATOS		(*)
TIPO	ASME	TIPO	SI <input type="checkbox"/> NO <input checked="" type="checkbox"/>



BOQUILLAS					
NO.	TIPO	COND.	COND.	COND.	COND.
1	1	SI	ISOJE	RF	ALIMENTACION
2	1	SI			REGISTRO DE MANDO
3	1	SI			SALIDA DE PRODUCTO
4	1	SI			ORBE
5	2	SI			INSTRUMENTOS DE NIVEL
6	1	SI			VENTOS
7	1	SI			DETECCION DE SERVICIO

M. D. T. A. S.	
1-	ACEROS EN mm
2-	ACEROS INDICA POR FABRICANTE

UNAM	HOJA DE DATOS DE OPERACION DE RE- CIPIENTES.				FACULTAD DE QUIMICA	
	REV. EMC	REV. JLR	REV. JLR	REV.	FEB 87	1 / 1

ESTA TESIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA

CLIENTE: CURTIDORES DE LEÓN GUANAJUATO	No. PROYECTO —
PLANTA: COMERCIA DE CUERTIDOS VEGETALES	No. EQUIPO GA-101/R
LOCALIZACION: ESTADO DE GUANAJUATO	No. UNIDADES 005

SERVICIO BOMBAS DE LICOR AZUCERO	
No. REQ: USO CONTINUO una	ACCIONADOR MOTOR ELECTRICO
EN RELEVOS una	ACCIONADOR MOTOR ELECTRICO
FABRICANTE DE BOMBA (*)	TAMARO Y TIPO (*)

CONDICIONES DE OPERACION			
LIQUIDO SOLUCION ACUOSA CON 2% DE SOLIDOS EN SUSPENSIÓN, 10% DE TANINOS			
TEMPERATURA DE BOMBEO (T.B.)	NORMAL 70°C	MAXIMA 95°C	
GASTO A T.B. (LPM)	NORMAL 17	MAXIMO 20	GR.ESP. A T.B. 1.1
PRESION DE DESCARGA	3.5 Kg/cm ² man		
PRESION DE SUCCION (kg/cm ² man)	NORMAL 0.2	MAXIMA 0.2	
DIFERENCIA DE PRESION	3.3 Kg/cm ² man	DIFERENCIA DE CARGA	30 m
VISCOSIDAD A T.B.	8 (cP)	NORMAL 11.0	MAXIMA 11.0
N.P.S.H. DISPONIBLE 3.0 m LIQ. (BOQUILLA DE SUCCION)			
POTENCIA H.P. 0.2 (MOTOR)	CORR./EROS. CAUSADA POR: —		

MATERIALES		
CLAVE DE LOS MATS.	CODIGO	MATERIAL
F : FIERRO FUNDIDO	CARCASA	F
B : BRONCE	PARTES INTERNAS:	C (2)
S : ACERO	IMPULSOR	
C : CROMO (11-13t)	INTERIORES (CARCASA)	
A : ALEACION	CAMISA (EMPAQUADA)	
H : ENDURECIDO	CAMISA (DE SELLO)	
P : PULIDO	PARTES DESGASTABLES	
	FLECHA	

ACCIONADOR	
MOTOR ELECTRICO CL. MF - GA - 101 / R	
FABRICANTE (*)	
POTENCIA H.P. 1/4 RPM (*)	

NOTAS	1. ACERCA INDICA POR EXPERIENCIA
	2. ES NECESARIO ACEPTAR INDICAR PARA EVITAR LA DESCOMPOSICION
	DE LOS TANINOS CONTENIDOS EN LA SOLUCION ORGANICA

UNAM	HOJA DE DATOS DE OPERACION DE BOMBAS CENTRIFUGAS				FACULTAD DE QUIMICA	
					MAESTRIA EN INGENIERIA QUIMICA	
POP: EMC	VER: JLR	APR: JLR	REV: FEB	FECHA: 83	HOJA 1	DE 1

CLIENTE: CURTIEDORES DE LEÓN GUANAJUATO	No. PROYECTO: —
PLANTA: PRODUCTORA DE CORRIENTES VEGETALES	No. EQUIPO: CA-102/B
LOCALIZACIÓN: ESTADO DE GUANAJUATO	No. UNIDADES: 005

SERVICIO: BOMBA DE AGUA CLARIFICADO	ACCIONADOR MOTOR ELÉCTRICO
No. REQ: USO CONTINUO UNA	ACCIONADOR MOTOR ELÉCTRICO
EN RELEVOS UNA	TAMAÑO Y TIPO: (*)
FABRICANTE DE BOMBA: (*)	

CONDICIONES DE OPERACION			
LIQUIDO: SUCROSA ACUOSA CON 18% DE SUCROSOS DISUELTOS, 11% DE TANINOS			
TEMPERATURA DE BOMBEO (T.B.):	NORMAL	30°C	MAXIMA: 40°C
GASTO A T.B. (LPM):	NORMAL	16	MAXIMO: 20 GR.ESP. A T.B. 1.1
PRESION DE DESCARGA (kg/cm ² man):		2.5	
PRESION DE SUCCION (kg/cm ² man):	NORMAL	0.1	MAXIMA: 0.1
DIFERENCIA DE PRESION (kg/cm ² man):		2.4	DIFERENCIA DE CARGA (metros): 2.4
VISCOSIDAD A T.B.:	NORMAL		MAXIMA:
N.P.S.H. DISPONIBLE 10m L.I.Q. (BOQUILLA DE SUCCION)			
POTENCIA H.P. HIDRAULICA: 0.12		CORR./EROS. CAUSADA POR: —	

MATERIALES		
CLAVE DE LOS MATS.	CODIGO	MATERIAL
F: FIERRO FUNDIDO	CARCASA	F
B: BRONCE	PARTES INTERNAS:	C (2)
S: ACERO	IMPULSOR	
C: CROMO (11-13%)	INTERIORES (CARCASA)	
A: ALEACION	CANISA (EMPACADA)	
H: ENDURECIDO	CANISA (DE SELLO)	
P: PULIDO	PARTES DESCASTABLES	
	FLECHA	

ACCIONADOR	
MOTOR ELÉCTRICO CL. MR-CA-102/B	
FABRICANTE: (*)	
POTENCIA H.P. 1/4 HP	RPM: (*)

NOTAS	1- ASTERISCO INDICA POR FABRICANTE
	2- SE NECESITA ACERO INOXIDABLE PARA EVITAR LA DESCOMPOSICION DE LOS TANINOS CONTENIDOS EN LA SOLUCION ACUOSA.

UNAM	HOJA DE DATOS DE OPERACION DE BOMBAS CENTRIFUGAS				FACULTAD DE QUIMICA	
					MAESTRIA EN INGENIERIA QUIMICA	
POP: EMC	VER: JLR	APR: JLR	REV:	FECHA: FEB 87	HOJA: /	DE 1

CLIENTE: CURTIDORES DE LEÓN GUANAJUATO	No. PROYECTO —
PLANTA: PRODUCTORA DE CUERTELOS VEGETALES	No. EQUIPO GA-103/R
LOCALIZACIÓN: ESTADO DE GUANAJUATO	No. UNIDADES Dos

SERVICIO BOMBA DE EXTRACCIÓN ORGÁNICA	
No. REQ: USO CONTINUO UNA	ACCIONADOR MOTOR ELÉCTRICO
EN RELEVOS UNA	ACCIONADOR MOTOR ELÉCTRICO
FABRICANTE DE BOMBA (*)	TAMAÑO Y TIPO (*)

CONDICIONES DE OPERACIÓN			
LIQUIDO SOLUCIÓN ORGÁNICA CON 3% DE SÓLIDOS DESTILADOS, 2.7% DE TANINOS			
TEMPERATURA DE BOMBEO (T.B.)	NORMAL 30°C	MAXIMA	40°C
GASTO A T.B. (LPM)	NORMAL 72	MAXIMO	85 GR.ESP. A T.B. 0.92
PRESION DE DESCARGA (Kg/cm ² man)	3.0		
PRESION DE SUCCION (Kg/cm ² man)	NORMAL 0.5	MAXIMA	0.5
DIFERENCIA DE PRESION (Kg/cm ² man)	2.5	DIFERENCIA DE CARGA	27 metros
VISCOSIDAD A T.B.	NORMAL	MAXIMA	
N.P.S.H. DISPONIBLE 10 m LÍQ. (BOQUILLA DE SUCCION)			
POTENCIA H.P. HIDRAULICA: 0.47	CORR./EROS. CAUSADA POR: —		

MATERIALES		
CLAVE DE LOS MATS.	CODIGO	MATERIAL
F : FIERRO FUNDIDO	CARCASA	F
B : BRONCE	PARTES INTERNAS:	c(2)
S : ACERO	IMPULSOR	
C : CROMO (11-15%)	INTERIORES (CARCASA)	
A : ALEACION	CANISA (EMPACADA)	
H : ENJURECIDO	CANISA (DE SELLO)	
P : PULIDO	PARTES DESGASTABLES	
	FLECHA	

ACCIONADOR	
MOTOR ELÉCTRICO CL. ME-CA-104/R	
FABRICANTE (*)	
POTENCIA H.P. 3/4	RPM (*)

NOTAS	1 - ASTERISCO INDICA POR FABRICANTE
	2 - SE NECESITA ACERO INOXIDABLE PARA EVITAR LA DECOMPOSICIÓN DE LOS TANINOS CONTENIDOS EN LA SOLUCIÓN ORGÁNICA.

UNAM	HOJA DE DATOS DE OPERACION DE BOMBAS CENTRIFUGAS				FACULTAD DE QUIMICA	
					MAESTRIA EN INGENIERIA QUIMICA	
POF: EMC	VER: JLR	APR: JLR	REV:	FECHA:	HOJA/ DE 1	

CLIENTE: CURTIDORES DE LEÓN GUANAJUATO	No. PROYECTO —
PLANTA: PRODUCTORA DE CORTINAS VEGETALES	No. EQUIPO CA-104/R
LOCALIZACIÓN: ESTADO DE GUANAJUATO	No. UNIDADES DOS

SERVICIO BOMBA DE RECIRCULACIÓN DE SOLVENTE	ACCIONADOR MOTOR ELÉCTRICO
No. REQ: USO CONTINUO UNA	ACCIONADOR MOTOR ELÉCTRICO
EN RELEVOS UNA	TAMANO Y TIPO (*)
FABRICANTE DE BOMBA (*)	

CONDICIONES DE OPERACIÓN			
LIQUIDO ACETATO DE SILLA			
TEMPERATURA DE BOMBEO (T.B.)	NORMAL 30°C	MAXIMA	50°C
GASTO A T.B. (LPM)	NORMAL 71	MAXIMO	85 GR.ESP. A T.B. 0.9
PRESION DE DESCARGA (kg/cm ² man)	2.5		
PRESION DE SUCCION (kg/cm ² man)	NORMAL 0.6	MAXIMA	0.6
DIFERENCIA DE PRESION 3.0 kg/cm ² man		DIFERENCIA DE CARGA (m.c.v.)	27
VISCOSIDAD A T.B. (c.p)	NORMAL 0.47	MAXIMA	0.5
N.P.S.H. DISPONIBLE m	LIQ. (BOQUILLA DE SUCCION)		
POTENCIA H.P. HIDRAULICO: 0.50	CORR./EROS. CAUSADA POR: —		

MATERIALES		
CLAVE DE LOS MATS.	CODIGO	MATERIAL
F : FIERRO FUNDIDO	CARCASA	F
B : BRONCE	PARTES INTERNAS:	S
S : ACERO	IMPULSOR	
C : CRONO (11-15%)	INTERIORES (CARCASA)	
A : ALEACION	CANISA (EMPACADA)	
H : ENDURECIDO	CANISA (DE SELLO)	
P : PULIDO	PARTES DESGASTABLES	
	FLECHA	

ACCIONADOR	
MOTOR ELECTRICO CL. MF-CA-104/R	
FABRICANTE (*)	
POTENCIA H.P. 1	RPM (*)

NOTAS	1.- ASTRISCO INDICA POR FABRICANTE

UNAM	HOJA DE DATOS DE OPERACION DE BOMBAS CENTRIFUGAS				FACULTAD DE QUIMICA	
					MAESTRIA EN INGENIERIA QUIMICA	
POF: EMC	VER: JLR	APR: JLR	REV:	FECHA: FEB 87	HOJA 1 DE 1	

CLIENTE: CURTIERES DE LEÓN GUANAJUATO	No. PROYECTO: ---
PLANTA: PRODUCTORA DE CURTIENTES VEGETALES	No. EQUIPO WF-101
LOCALIZACION: ESTADO DE GUANAJUATO	No. UNIDADES: UNA

SERVICIO: EVAPORADOR DE SOLVENTE	
DIMENSIONES: (4*)	TIPO: TUBO VERTICAL SUP. POR UNIDAD: 274 FLZ (210")
CUERPOS POR UNIDAD: ---	ARREGLO DE CUERPOS SUP. POR CUERPO:

FLUIDO CIRCULADO		CORAZA		TUBOS	
		ACQUE TÉRMICO		ACQUE TÉRMICO	
TOTAL DE FLUIDO	Kg/hr	ENTRADA	SALIDA	ENTRADA	SALIDA
LIQUIDO		3978	3978	3978	3978
GR. ESP.		0.9	0.92	0.93	0.95
CONDUCTIVIDAD	$\frac{BTU}{(pie \cdot hr) \cdot (^{\circ}F/ft)}$	0.101	0.14	0.0652	0.0652
CALOR ESPECIFICO	$\frac{cal}{gr} (BTU/lb \cdot ^{\circ}F)$	0.457	0.7	0.53	0.52
VISCOSIDAD	cp	0.50	20	0.73	3.0
P.H.		84.0	---	---	---
VAPOR					
CALOR LATENTE	cal/gr (Btu/lb)		102 (184)		
P.H.			88.0		
CONDUCTIVIDAD	$\frac{BTU}{(pie \cdot hr) \cdot (^{\circ}F/ft)}$		0.0030		
CALOR ESPECIFICO	$\frac{cal}{gr} (BTU/lb \cdot ^{\circ}F)$		0.44		
VISCOSIDAD	cp		0.0085		
DENSIDAD	$g/cm^3 (lb/ft^3)$		0.002 (0.12)		
TEMPERATURA	$^{\circ}C (^{\circ}F)$	30 (86)	70 (158)	100 (212)	120 (248)
PRESSION	Kg/cm ² man		-0.3 max	5.0	4.6
CAIDA DE PRESSION	Kg/cm ² man	CALC. ---	PERM. ---	CALC. (4*)	PERM. 0.4
VELOCIDAD					(*)
FACTOR ENSUCIAM.	$\frac{hr \cdot Ft^2 \cdot ^{\circ}F}{Btu}$		0.003		0.001
CALOR INTERCAMBIADO	$\frac{Kcal}{hr} (BTU/hr)$	19720 (8700) T.D. (CORR.) $^{\circ}C (^{\circ}F)$ 73 (131)			
COEFIC. TOTAL DE TRANSF. CALOR		LIMPIO 86		SERVICIO 64	

No. DE TUBOS (4*)					DIAM. EXT. (4*)	BUG. (4*)	LONG. REF.	ARREGLO (4*)
DIAM. INT. CORAZA					---	LONGITUD	---	---
PASOS POR ENVOLVENTE:					TUBOS (4*)	ENVOLVENTE	---	---

NOTAS	1- BATERIA INDICA POR FABRICANTE
	2- LOS DATOS DEL ACQUE TÉRMICO ADICIONADOS, SON DE MOBIL THERM LIGERO
	3- LA INFORMACION DE RENDIMIENTO ES PRELIMINAR Y DEBERA SER VERIFICADA POR EL FABRICANTE
	4- MATERIALES EN CONTACTO CON LA SUSTANCIA DE PROCESO: AL INOX 316

UNAM	HOJA DE DATOS DE OPERACION PARA CAMBIADORES DE CALOR.				FACULTAD DE QUIMICA	
					MAESTRIA EN INGENIERIA QUIMICA	
POR: EMC	VER: JLR	APR.: JLR	REV.	FECHA	FEB 87	HOJA / DE 1

CLIENTE: CUENTISTAS DE LEÓN GUANAJUATO	No. PROYECTO: —
PLANTA: PRODUCTORA DE CORRIENTES VEGETALES	No. EQUIPO: RP-101
LOCALIZACION: ESTADO DE GUANAJUATO	No. UNIDADES: UNA

EQUIPO: CICLÓN RECOLECTOR DE POLVOS.
 SERVICIO: SEPARAR EL AIRE ALIMENTADO EN EL SECADOR DEL PRODUCTO SÓLIDO.
 TIPO: ANÁLOGO A LOS MODELOS COMERCIALES "DUCIONE" O "SIRCOO" TIPO D.
 OPERACION: CONTINUA.
 ACCIONADOR: MOTOR ELÉCTRICO.

CONDICIONES DE OPERACION.

SUSTANCIA MANEJADA: EXTRACTO TÁNICO EN BOLSA MEZCLADO CON AIRE SATURADO CON
 AGUA Y ACTIVO DE FULO.
 FLUJO MASICO: SÓLIDOS: 127 Kg/hr max. AIRE: 1460 Kg/hr max.
 TAMAÑO DE PARTICULAS SOLIDAS: (*)
 EFICIENCIA DE SEPARACION REQUERIDA: MAYOR AL 95%.

MATERIALES.

PARTES EN CONTACTO CON LA SUSTANCIA DE PROCESO: ACERO INOXIDABLE 316.

ACCIONADOR.

CLAVE MOTOR ELECTRICO: (+)
 FABRICANTE: (+)
 POTENCIA: 10 Hp. (ESTIMADA) RPM: (+)

CARACTERÍSTICAS DE DISEÑO.

QUALIDADES ESPECIFICAS: PROVISIÓN DE TAPA SUPERIOR PARA FACILITAR EL MANTENIMIENTO
 DEL EQUIPO. DEBERÁ SUMINISTRARSE CON VALVULA ROTATORIA PARA DESCARGA CONTINUA
 DE POLVOS.

NOTAS: (*) PENDIENTE DE DEFINIR POR FABRICANTE DE SECADOR
 (+) POR FABRICANTE DEL CICLÓN.
 ES RECOMENDABLE QUE EL CICLÓN SEA SUMINISTRADO EN PAQUETE CON EL SECADOR
 DE EXTRACTO POR EL MISMO FABRICANTE EN VIRTUD DE QUE ES NECESARIO CONOCER
 BIEN LAS CARACTERÍSTICAS DE OPERACION DEL SECADOR PARA ESPECIFICAR CORRECTA-
 MENTE EL EQUIPO SEPARADOR DE POLVOS.

UNAM	HOJA DE DATOS DE OPERACION DEL CICLÓN.				FACULTAD DE QUIMICA	
	POR: EMC	VER: JLR	APR: JLR	FECHA: ENE 87	MAESTRIA EN INGENIERIA QUIMICA HOJA 1 DE 1	

CLIENTE: CURTIADORES DE LEÓN GUERRAVATO	No. PROYECTO: —
PLANTA: PRODUCTORA DE CURTIENTES VEGETALES	No. EQUIPO: 50-101
LOCALIZACION: ESTADO DE GUERRAVATO	No. UNIDADES: UNA

EQUIPO: SECADOR DE EXTRACTO
SERVICIO: ELIMINACIÓN DE LIQUIDO DEL EXTRACTO ORGANICO CONCENTRADO
TIPO: DE ATOMIZACIÓN
OPERACION: CONTINUA, EN CONTACTO A CONTINUACION DE AIRE Y EXTRACTO
ACCIONADOR: —

CONDICIONES DE OPERACION.	
BUSTANCIA MANEJADA: EXTRACTO TÁNICO, 60% DE SÓLIDOS, 19% DE AGUA, 21% DE ACETATO DE ETILO	PRODUCTO REQUERIDO: SÓLIDO EN POLVO CON 5% DE LIQUIDOS
FLUJO MASICO: 201 Kg/hr	FLUJO MASICO: 123 Kg/hr
TEMPERATURA: 60°C	CANTIDAD DE LIQUIDO ELIMINADO: 74 Kg/hr
PRESION: 0.5 Kg/cm ² man	
TEMPERATURA MAXIMA ADMISIBLE: 70°C	

MATERIALES.	
PARTES EN CONTACTO CON LA SUSTANCIA DE PROCESO: ACERO INOXIDABLE 316	

ACCIONADOR.	
CLAVE MOTOR ELECTRICO: —	
FABRICANTE: —	
POTENCIA: —	RPM: —

CARACTERISTICAS DE DISEÑO.	
ATOMIZADOR: BOquilla alimentando el fluido a presión	
SISTEMA DE CALENTAMIENTO DE AIRE: (4) EMPLEA COMO MEDIO DE CALENTAMIENTO ACEITE TERMOICO EL CUAL TRANSIERRE INDIRECTAMENTE CALOR AL AIRE ALIMENTADO	
TIPO DE CAMARA DE SECADO: DE FONDO CÓNICO	
SISTEMA DE CONTROL: (4) AUTOMÁTICO, TAL QUE MANTENGA UN CONTENIDO DE LIQUIDOS CONSTANTE EN EL SÓLIDO PRODUCIDO	

NOTAS: (2) DE FABRICANTE DEL SECADOR DE EXTRACTO
--

UNAM	HOJA DE DATOS DE OPERACION DEL SECADOR.				FACULTAD DE QUIMICA	
					MAESTRIA EN INGENIERIA QUIMICA	
POR: EPC	VER: JLR	APR: JLR	FECHA: 8/87	HOJA: DE 1		

CLIENTE: CULTIVADORES DE LEGUM. GUANAJUATO	No. PROYECTO: —
PLANTA: PRODUCTORA DE CURRIENTES VEGETALES	No. EQUIPO: 5V-101
LOCALIZACION: ESTADO DE GUANAJUATO	No. UNIDADES: UNA

EQUIPO: SISTEMA DE VACIO
 SERVICIO: REDUCIR LA PRESION EN EL EVAPORADOR DE SOLVENTE HC-101
 TIPO: BOMBA
 OPERACION: CONTINUA
 ACCIONADOR: MOTOR ELECTRICO

CONDICIONES DE OPERACION.

PRESSION MINIMA REQUERIDA: 700 mm Hg DE VACIO (NORMAL: 300 mm Hg DE VACIO)
 TEMPERATURA NORMAL: 70°C MAXIMA: 85°C
 SUSTANCIA MANEJADA: ACEITO DE ETILO

MATERIALES.

PARTES EN CONTACTO CON LA SUSTANCIA DE PROCESO: ACERO AL CARBON

ACCIONADOR.

TIPO MOTOR ELECTRICO: ME - 5V-101
 FABRICANTE: (*)
 POTENCIA: 1/2 HP (ESTIMADO)

COMPONENTES DEL SISTEMA.

EL FABRICANTE DEBERA SUMINISTRAR LOS EQUIPOS E INSTRUMENTOS NECESARIOS PARA EL BUEN FUNCIONAMIENTO DEL SISTEMA (CONTROL AUTOMATICO DE VACIO, TERMO, ETC)

NOTAS: * POR FABRICANTE DEL SISTEMA DE VACIO

UNAM	HOJA DE DATOS DE OPERACION DEL SISTEMA DE VACIO.			FACULTAD DE QUIMICA	
				MAESTRIA EN INGENIERIA QUIMICA	
POR: ETC	VER: JLR	APR: JLR	FECHA: FEB 87	HOJA 1 DE 1	

CLIENTE: CURTIADORES DE LEÓN GUANAJUATO	No. PROYECTO: —
PLANTA: PRONORCSA DE CURTIENDES VEGETALES	No. EQUIPO: TV-101
LOCALIZACION: ESTADO DE GUANAJUATO	No. UNIDADES: UNA

EQUIPO: TOLVA DE POLVO DE CASCAOTE
SERVICIO: CARGAR POLVO DE CASCAOTE AL EXTRACTOR AEREO EX-101
TIPO: DE VIBRACION PERPENDICULAR AL CANAL DE FLUIDO
OPERACION: CONTINUA
ACCIONADOR: MOTOR ELECTRICO PARA EL VIBRADOR

CONDICIONES DE OPERACION.

DISTANCIA: POLVO DE CASCAOTE CON 8.4% DE HUMEDAD, TAMAÑO DE PONOS DE 3mm A 15mm	
TEMPERATURA. NORMAL: 20°C	MAXIMA: 20°C
PRESION. NORMAL: ATM	MAXIMA: ATM
PLUJO MASCICO. NORMAL: 321 Kg/hr	MAXIMO: 321 Kg/hr
DENSIDAD: 0.5-0.7 g/m ³	

MATERIALES.

CUERPO: ACERO AL CARBÓN
INTERIOR: ACERO AL CARBÓN

ACCIONADOR.

GLAVE MOTOR ELECTRICO: ME-TV 101
FABRICANTE: (*)
POTENCIA: 5 HP (ESTIMADA) RPM: (*)

CARACTERISTICAS DE DISEÑO.

TIEMPO DE RESIDENCIA: 15 minutos
VOLUMEN DE TRABAJO: 535 litros (20 pres. cúbicas)

NOTAS: (*) POR EL FABRICANTE DE LA TOLVA

UNAM	HOJA DE DATOS DE OPERACION DE TOLVAS.			FACULTAD DE QUIMICA	
				MAESTRIA EN INGENIERIA QUIMICA	
	FOR: EMC	VER: JLR	APR: JLR	FECHA: 87	HOJA DE 1

CLIENTE: CURTIADORES DE LEÓN GUANAJUATO	No. PROYECTO: —
PLANTA: PRODUCTORA DE CURTIENTES VEGETALES	No. EQUIPO: VC-101
LOCALIZACION: ESTADO DE GUANAJUATO	No. UNIDADES: UNA

EQUIPO: SOPLADOR DE CASCAS
SERVICIO: REMOVER LOS VAPORES SERRADOS EN EL CUCÓN RP-101
TIPO: CENTRÍFUGO DE UN SOLO PASO
OPERACION: CONTINUA
ACCIONADOR: MOTOR ELÉCTRICO

CONDICIONES DE OPERACION.

SUSTANCIA MANEJADA: AIRE SATURADO CON VAPORES DE AGUA Y ACETATO DE ETILO
FLUJO VOLUMETRICO: 1100 m ³ STD. POR HORA MÁX.
TEMPERATURA: NORMAL: 70°C MAXIMA: 100°C
PRESIÓN DE ENTRADA: 0 Kg/cm ² man
PRESIÓN DE SALIDA: 0.21 Kg/cm ² man

MATERIALES.

PARTES EN CONTACTO CON EL FLUIDO: ACERO AL CARBÓN
CUBIERTA: HIERRO FUNDIDO

ACCIONADOR.

CLAVE DEL MOTOR ELÉCTRICO: ME-VC101
FABRICANTE: (*)
POTENCIA: 5 Hp RPM: (*)

CARACTERÍSTICAS DE DISEÑO.

TIPO DE CUBIERTA: DEVOYITA CON DESCARGA TANCIENCIAL Y ENTRADA SIMPLE
NUMERO DE PASOS: UNO
TIPO DE RODETE: CON ALAPES HACIA ADELANTE

NOTAS: (*) POR EL FABRICANTE DEL SOPLADOR

UNAM	HOJA DE DATOS DE OPERACION DEL SOPLADOR.				FACULTAD DE QUIMICA	
					MAESTRIA EN INGENIERIA QUIMICA	
	POR: EMC	VER: JLR	APR: EMC		FECHA: ^{EMC} 87	HOJA 1 DE 1

- Estimación del área de transferencia.

$$A = \frac{Q}{U \text{ LMTD}}$$

$$= \frac{190099 \text{ BTU/hr}}{77 \frac{\text{BTU}}{\text{hrft}^2\text{°F}} \times 166\text{°F}}$$

$$= 15.0 \text{ ft}^2 [1.38\text{m}^2]$$

- Cantidad de aceite requerido

$$m = \frac{Q}{C_p \Delta T}$$

$$= \frac{47905 \text{ kcal/hr}}{0.53 \text{ kcal/kg°C} \times 40\text{°C}}$$

$$= 2260 \text{ kg/hr.}$$

b) Enfriador de licor acuoso (EA-102)

- Carga térmica:

$$Q = m C_p \Delta t$$

$$= 1099 \text{ kg/hr} [0.85 \text{ kcal/kg°C}] [70\text{°C}-30\text{°C}]$$

$$= 37366 \text{ kcal/hr} [148278 \text{ BTU/hr}]$$

- Temperatura media logarítmica.

	AGUA DE ENFRIAMIENTO	LICOR ACUOSO
Temp. entrada	89°F	158°F
Temp. salida	90°F	86°F

$$\text{LMTD} = \frac{(158-90) - (86-80)}{\ln \left[\frac{(158-90)}{(86-80)} \right]}$$

$$= 25\text{°F}$$

- Coeficiente de transferencia.

RD Agua de enfriamiento = 0.002

RD Licor acuoso = 0.003

U Limpio = 375 BTU/hr ft²°F

U sucio = 130 BTU/hr ft²°F

- Estimación del Area de transferencia

$$A = \frac{Q}{U \text{ LMTD}}$$

$$= \frac{148278 \text{ BTU/hr}}{130 \frac{\text{BTU}}{\text{hrft}^2\text{°F}} \times 25\text{°F}}$$

$$= 46\text{ft}^2 [4.3 \text{ m}^2]$$

- Cantidad de agua requerida.

$$m = \frac{Q}{C_p \Delta t} = \frac{37366 \text{ kcal/hr}}{1.0 \text{ kcal/kg}^\circ\text{C} [15^\circ\text{C}]} = 7473 \text{ kg/hr}$$

c) Primer condensador de solvente (EA-103).

- Carga térmica:

$$\begin{aligned} Q_{\text{Total}} &= Q_{\text{latente}} + Q_{\text{sensible}} \\ &= m \lambda + m C_p \Delta t \\ &= 3777 \frac{\text{kg}}{\text{hr}} [102 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}}] + 3777 \frac{\text{kg}}{\text{hr}} [0.457 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}^\circ\text{C}}] [70^\circ\text{C} - 30^\circ\text{C}] \\ &= 385254 \frac{\text{kcal}}{\text{hr}} + 69043 \frac{\text{kcal}}{\text{hr}} \\ &= 1'528,786 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}} + 273,980 \text{ BTU/hr} \\ &= 1'802,766 \frac{\text{BTU}}{\text{hr}} [454297 \frac{\text{kcal}}{\text{hr}}] \end{aligned}$$

Por tanto:

$$Q_{\text{latente}} = 0.848 Q_{\text{total}}$$

$$Q_{\text{sensible}} = 0.152 Q_{\text{total}}$$

- Temperatura media logarítmica.

	AGUA DE ENFRIAMIENTO	ACETATO DE ETILO
Condensación	Tem. entrada	82°F
	Tem. salida	158°F
Enfriamiento	Tem. entrada	80°F
	Tem. salida	82°F

$$\text{LMTD Condensación} = \frac{(158-90) - (158-82)}{\ln \frac{158-90}{158-82}}$$

$$= 72^\circ\text{F}$$

$$\text{LMTD enfriamiento} = \frac{(158-82) - (86-80)}{\ln \frac{158-82}{86-80}}$$

$$= 27^\circ\text{F}$$

- Coeficientes de transferencia.

Condensación:

$$RD_{\text{Agua de enfriamiento}} = 0.002$$

$$RD_{\text{Solvente}} = 0.001$$

CLAVE	EQUIPO	CONSUMO (LPH)
EA-102	ENFRIADOR DE LICOR ACUOSO	7,473
EA-103	PRIMER CONDENSADOR DE SOLVENTE	90,259
EA-104	SEGUNDO CONDENSADOR DE SOLVENTE	3,538
	T O T A L	101,270

6.2 Agua de Proceso.

SERVICIOS AGUA DE PROCESO

CONDICIONES DE SUMINISTRO 20°C, 1.0 kg/cm² man.

CONDICIONES DE RETORNO _____

CLAVE	EQUIPO	CONSUMO (LPH)
EX-101	EXTRACTOR ACUOSO	871

6.3 Combustible.

SERVICIO COMBUSTIBLE LIQUIDO (DIESEL)

CONDICIONES DE SUMINISTRO LO INDICARA EL FABRICANTE DEL PAQUETE DE CALENTAMIENTO CON ACEITE TERMICO.

CONDICIONES DE RETORNO _____

CLAVE	EQUIPO	CONSUMO (LPH)
AC-101	CALENTADOR DE ACEITE TERMICO	56 (a)

6.4 Aceite Térmico.

SERVICIO ACEITE TERMICO

CONDICIONES DE SUMINISTRO ^(b) 160°C, 5.0 kg/cm² man.

CONDICIONES DE RETORNO 120°C, 4.6 kg/cm² man.

(a) Suponiendo un poder calorífico de 10,700 Kcal/kg.

(b) El fabricante del equipo paquete de calentamiento definirá las condiciones óptimas del servicio.

CLAVE	EQUIPO	CONSUMO (LPH)
EA-101	CALENTADOR DE AGUA DE PROCESO	2,430
HE-101	EVAPORADOR DE SOLVENTE	22,300
SC-101	SECADOR DE EXTRACTO	879 ^(a)
	T O T A L	22,609

6.5 Energía Eléctrica.

SERVICIO ENERGIA ELECTRICA

CONDICIONES DE SUMINISTRO MOTORES 1/4- 3/4 HP: 115

Volts, 1 FASE, 60 Hz; MOTORES 1-200 HP: 440 volts,

3 FASES, 60 Hz.

CLAVE	EQUIPO	CONSUMO (KW)
EX-101	EXTRACTOR ACUOSO	45.0
CE-101	CENTRIFUGA SEPARADORA DE INSOLUBLES	4.0
SC-101	SECADOR DE EXTRACTO	2.0
RP-101	CICLON RECOLECTOR DE POLVOS	8.0
VE-101	SOPLADOR DE GASES	8.0
BT-101	BANDA TRANSPORTADORA DE TANINOS	22.0
GA-101/R	BOMBA DE LICOR ACUOSO	0.4
GA-102/R	BOMBA DE LICOR CLARIFICADO	0.2
GA-103/R	BOMBA DE EXTRACTO ORGANICO	0.7
GA-104/R	BOMBA DE RECIRCULACION DE SOLVENTE	0.7
GA-105/R	BOMBA DE EXTRACTO -- CONCENTRADO	0.2
TV-101	TOLVA DE POLVO DE -- CASCALOTE	4.0
	T O T A L	95.2

(a) Estimado.

CAPITULO IX
ANALISIS ECONOMICO

1.0 Introducción.

El objetivo de este Capítulo es obtener los parámetros que nos indiquen las posibilidades económicas de -- ejecución y éxito que tiene el proyecto de la planta que se estudia en el presente trabajo. El análisis se considera preliminar y por tal motivo se emplean procedimientos cortos de cálculo para la evaluación.

2.0 Estimado de Costo de Inversión.

a) Antecedentes.

El método de estimación es del tipo intermedio, el -- cual consiste en obtener el costo del equipo principal y en base a él, mediante la aplicación de factores se calculan los costos del resto de los conceptos que -- constituyen el total de la inversión.

b) Estimado de Costo del Equipo.

En la tabla XX se presenta el costo del equipo principal, indicando la fuente de donde se obtuvo el dato. En términos generales, el costo del equipo se obtuvo por dos caminos principales: a) Por medio de correlaciones y gráficas disponibles en la literatura, las -- cuales presentan el costo del equipo en función de parámetros básicos de diseño y b) en función de catálogos y cotizaciones de proveedores. En ambos casos, -- el costo calculado se ha escalado a diciembre de 1986. Para el equipo de fabricación nacional la escalación se hizo de acuerdo a los índices del Banco de México, y los precios de los equipos de importación se escalaron conel índice de costo de plantas de la revista -- Chemical Engineering obteniéndose luego el costo en -

TABLA XX

ESTIMADO DE COSTO DEL EQUIPO PRINCIPAL (a)

CLAVE	CANTI- DAD	EQUIPO	COSTO (PESOS M.N.)	OBSERVACIONES
AC-101	1	PAQUETE DE ACEÍTE DE CA- LENTAMIENTO.	15'000,000.00	INFORMACION DE INDUSTRIAS TERMOFLUX.
AI-101	1	PAQUETE DE AIRE	20'000,000.00	INFORMACION DE AIR PNEUMATIC.
BT-101	1	BANDA TRANSPORTADORA DE TANINOS.	25'000,000.00	ESTIMADO DE DATOS DE LITE-(21) RATURA. INCLUYE MOTOR.
CE-101	1	CENTRIFUGA SEPARADORA DE INSOLUBLES.	30'000,000.00	ESTIMADO DE DATOS DE LITE-(21) RATURA. INCLUYE MOTOR.
DA-101	1	COLUMNA DE EXTRACCION DE TANINOS.	18'000,000.00	ESTIMADO DE DATOS DE LITE-(21) RATURA. INCLUYE EMPAQUE.
EA-101	1	CALENTADOR DE AGUA DE -- PROCESO	5'000,000.00	ESTIMADO DE DATOS DE LITE-(21) RATURA.
EA-102	1	ENFRIADOR DE LICOR ACUO- SO	3'200,000.00	ESTIMADO DE DATOS DE LITE-(21) RATURA.
EA-103	1	PRIMER CONDENSADOR DE - SOLVENTE	4'500,000.00	INFORMACION DE CSR DE MEXICO.
EA-104	1	SEGUNDO CONDENSADOR DE SOLVENTE.	3'000,000.00	ESTIMADO DE DATOS DE LITE-(21) RATURA.
EX-101	1	EXTRACTOR ACUOSO	110'000,000.00	ESTIMADO DE DATOS DE LITE-(21) RATURA. INCLUYE LOS EQUIPOS -- ADICIONALES PARA QUE OPERE EL SISTEMA.
FA-101	1	TANQUE ACUMULADOR DE SOLVENTE.	2'000,000.00	INFORMACION DE CSR DE MEXICO.
FA-102	1	TANQUE ACUMULADOR DE LICOR	2'500,000.00	INFORMACION DE CSR DE MEXICO.
GA-101/R	2	BOMBA DE LICOR ACUOSO	4'400,000.00	INFORMACION DE UNION CARBIDE. INCLUYE MOTOR.
GA-102/R	2	BOMBA DE LICOR CLARIFI- CADO.	4'400,000.00	INFORMACION DE UNION CARBIDE. INCLUYE MOTOR.
GA-103/R	2	BOMBA DE EXTRACTO ORGA- NICO.	4'400,000.00	INFORMACION DE UNION CARBIDE. INCLUYE MOTOR.

CLAVE	CANTI- DAD	EQUIPO	COSTO (PESOS M.N.)	OBSERVACIONES
GA-104/R	2	BOMBA DE RECIRCULACION - DE SOLVENTE	2'800,000.00	INFORMACION DE WORTHINGTON INCLUYE MOTOR.
GA-105/R	2	BOMBA DE EXTRACTO CONCEN- TRADO.	3'800,000.00	INFORMACION DE WALLACE. & TIERNAN. INCLUYE MOTOR.
HE-101	1	EVAPORADOR DE SOLVENTE	25'000,000.00	ESTIMADO DE DATOS DE LITE-(21) RATURA.
RP-101	1	CICLON RECOLECTOR DE POLVOS	16'000,000.00	ESTIMADO DE DATOS DE LITE-(21) RATURA. INCLUYE MOTOR.
SC-101	1	SECADOR DE EXTRACTO.	60'000,000.00	ESTIMADO DE DATOS DE LITE-(21) RATURA. INCLUYE EL SISTEMA DE CALENTAMIENTO DE AIRE.
SV-101	1	SISTEMA DE VACIO.	10'000,000.00	INFORMACION DE BICOR.
TV-101	1	TOLVA DE POLVO DE CAS- CALOTE.	3'500,000.00	ESTIMADO DE DATOS DE LITE-(21) RATURA. INCLUYE MOTOR.
VE-101	1	SOPLADOR DE GASES	3'500,000.00	ESTIMADO DE DATOS DE LITE-(21) RATURA. INCLUYE MOTOR.

COSTO TOTAL

376'000,000.00

(a) El costo es de diciembre de 1986.

moneda nacional con la paridad de esta frente al dólar en la fecha indicada.

c) Estimado de Inversión.

Para la evaluación de este parámetro se aplican dos procedimientos con el objeto de tener un más completo criterio de análisis, como se mencionó antes, ambos parten del costo del equipo principal.

METODO DE LOS FACTORES DE LANG.

Emplea la siguiente relación:

Costo de equipo x factor de Lang = Inversión de Capital fijo.

En este caso el factor de Lang (17) es de 3.63, por tanto:

$(\$376'000,000.00 \text{ M.N.}) \times (3.63) = \$1'364,880,000.00 \text{ M.N.}$

Debemos hacer notar que el factor de Lang seleccionado es para plantas que manejan sólidos y líquidos, en concordancia con el sistema que estamos estudiando.

A continuación se presenta el cálculo del factor global por medio del método Rudd-Watson (19) con el fin de corroborar el factor de Lang estipulado.

METODO DE RUDD-WATSON.

Usa la siguiente ecuación:

$$C_{FC} = \phi_1 \phi_2 \phi_3 C_{EQ}$$

Donde:

C_{FC} : Inversión de capital fijo.

C_{EQ} : Costo de equipo.

ϕ_1, ϕ_2, ϕ_3 : Factores de Rudd-Watson.

Los factores se escogen de acuerdo a las características de la planta, de la manera siguiente:

Factor de peso de acuerdo al estado físico de las sub

tancias manejadas (sólidos, líquidos, sólidos-líquidos).

$\phi_1 = 1.39$, para plantas que manejan sólidos y líquidos.

Factor por concepto de instrumentos, materiales y servicios auxiliares

$$\phi_2 = 1 + f_1 + f_2 + f_3 + f_4 + f_5$$

Donde:

f_1 (factor de tubería) = 0.10

f_2 (factor de instrumentación) = 0.05

f_3 (factor de edificios) = 0.20

f_4 (factor de inst. de servicios) = 0.10

f_5 (factor de líneas externas) = 0.02

$$\phi_2 = 1 + 0.10 + 0.05 + 0.20 + 0.10 + 0.02$$

$$\phi_2 = 1.47$$

Factor de proyecto y construcción.

$$\phi_3 = 1 + f_6 + f_7 + f_8$$

Donde:

f_6 (factor de ingeniería y construcción) = 0.20

f_7 (factor de tamaño) = 0.05

f_8 (factor de contingencias) = 0.20

$$\phi_3 = 1 + 0.20 + 0.05 + 0.20$$

$$\phi_3 = 1.45$$

Por tanto, sustituyendo en la ecuación escrita inicialmente obtenemos:

$$C_{FC} = C_{EQ} (1.39 \times 1.47 \times 1.45)$$

$$C_{FC} = C_{EQ} \times (2.96)$$

$$C_{FC} = (\$376'000,000.00 \text{ M.N.}) \times 2.96$$

$$= \$1,112'960,000.00 \text{ M.N.}$$

Los procedimientos usados suponen que la inversión de capital fijo es proporcional al costo del equipo de acuerdo a un factor determinado. En este caso ocurre que, dado que se trata de equipo con materiales resistentes a la corrosión, algunos conceptos de costo, tales como instrumentación y edificios, corresponden a una proporción

menor respecto al costo del equipo que si se tratara de equipo fabricado con acero al carbón. Este hecho solo es tomado en cuenta en el método de Rudd-Watson en el cual se han considerado valores bajos para determinados componentes del factor. En este sentido se concluye que el valor más representativo de la inversión de capital fijo es de \$1,112'960,000.00 M.N. a precios de diciembre de 1986.

3.0 Estimado de costos de producción.

3.1 Definición de los costos por Unidad de Producto.

En función del balance de materia y energía evaluado previamente, en los costos unitarios presentados en la Tabla XXI y en la asignación de personal y costo por hora, mostrados en la Tabla XXII, se calculan los costos por unidad de producto. El cálculo detallado se muestra en el Apéndice C y los resultados del mismo se presentan en las tablas XXIII y XXIV.

3.2 Costos de producción por año.

A partir de los costos por unidad de producto se estiman los costos de producción por año. Para llevar a cabo esta evaluación, es necesario emplear la capacidad de producción de la planta, la cual en condiciones normales es de 1,000 toneladas al año. En este momento es importante apuntar que toda planta al iniciar su operación tiene un período en el cual trabaja por debajo de su capacidad normal cuyo objetivo es estabilizar las condiciones de la misma. A menudo el comportamiento inicial de plantas productivas puede ser revisado en función de los modelos conocidos como curvas de aprendizaje, los cuales han sido desarrollados mayormente para la industria manufacturera. En plantas de proceso, de acuerdo a la

referencia (27), este modelo puede simplificarse su-
poniendo que el primer año la planta operará en un
porcentaje del 60% al 70% de su capacidad de produc-
ción normal. Aplicando para el primer año el 60% de
la producción normal y para los años posteriores las
1,000 toneladas al año ya referidas, calculamos los
costos de producción para estos dos casos los cuales
se reportan en las Tablas XXV y XXVI.

TABLA XXI

COSTOS UNITARIOS DE CONCEPTOS INVOLUCRADOS EN LA
PRODUCCION (a)

<u>CONCEPTO</u>	<u>COSTO UNITARIO</u>
Materias Primas	
Cascalote en polvo	30 pesos/kg (5)
Acetato de etilo	420 pesos/kg (22)
Servicios Auxiliares (16)	
Agua de enfriamiento	60 pesos/ton.
Agua de proceso	400 pesos/ton.
Combustible líquido	50 pesos/lt.
Energía eléctrica	16 pesos/kw-hr.

(a) Costos en diciembre de 1986.

TABLA XXII

DISTRIBUCION Y COSTO POR HORA DEL PERSONAL PARA OPE-
RACION Y MANTENIMIENTO DE LA PLANTA PARA PRODUCIR --
TANINOS (b)

<u>PERSONAL POR TURNO (c)</u>	<u>COSTO POR HORA (5)</u>
Mano de obra de Operación	
Dos operadores	450 pesos/hora
Un tablerista	450 pesos/hora
Un supervisor	1000 pesos/hora
Mano de obra de mantenimiento	
Un obrero de mantenimiento	450 pesos/hora
Un supervisor	1000 pesos/hora

(b) Costos en diciembre de 1986.

(c) Considerando tres turnos por día.

TABLA XXIII

COSTOS DE PRODUCCION POR UNIDAD DE PRODUCTO
(Caso 60% de la capacidad normal: 600 Ton/año)

CONCEPTO	COSTO POR KILOGRAMO DE PRODUCTO (PESOS M.N.)
----------	--

I. COSTOS DE OPERACION

1. Costos directos de producción

A. Materiales

a. Materia prima.	
Cascalote	75.84
Acetato de Etilo	50.40
b. Servicios Auxiliares	84.83
c. Materiales de manteni-	
miento.	17.81

B. Mano de Obra

a. Mano de obra directa de		
operación	11.83	(a)
b. Supervisión de operación	8.76	(a)
c. Mano de obra directa de		
mantenimiento	3.94	(a)
d. Supervisión de manteni-		
miento.	2.92	(a)
e. Nómina por cargos de mano		
de obra.	8.24	(a)

2. Costos indirectos de producción.

A. Overhead	52.91	(a)
B. Depreciación (se evaluó el		
costo anual que es de -----		
\$100'166,400.00).	166.94	(a)

3. Contingencias. 15.87

4. Costos de Distribución.

A. Recipientes y empaques	11.00
B. Fletes.	33.00

II. GASTOS GENERALES.

1. Mercadeo o costos de ventas 33.00

2. Gastos administrativos (se eva-
luó el costo anual que es de --
\$33'338,800.00) 55.56 (a)

T O T A L 632.85

(a) Estos conceptos son prácticamente independientes del volumen producido.

TABLA XXIV

COSTOS DE PRODUCCION POR UNIDAD DE PRODUCTO.
(Caso capacidad normal: 1000 ton/año).

CONCEPTO	COSTO POR KILO- GRAMO DE PRODUC TO (PESOS M.N.)
I. COSTOS DE OPERACION.	
1. Costos Directos de Producción	
A. Materiales	
a) Materia prima.	
Cascalote	75.84
Acetato de Etilo	50.40
b) Servicios Auxiliares	84.83
c) Materiales de mantenimiento	17.81
B. Mano de Obra	
a) Mano de obra directa de opera- ción.	11.83 (a)
b) Supervisión de operación.	8.76 (a)
c) Mano de obra directa de mante- nimiento.	3.94 (a)
d) Supervisión de mantenimiento	2.92 (a)
e) Nómina por cargos de mano de - obra.	8.24 (a)
2. Costos indirectos de producción.	
A. Overhead.	52.91 (a)
B. Depreciación (se evaluó el costo anual que es de \$100'166,400.00)	100.17 (a)
3. Contingencias.	15.87
4. Costos de Distribución.	
A. Recipientes y empaques	11.00
B. Fletes	33.00
II. GASTOS GENERALES.	
1. Mercadeo o costos de ventas.	33.00
2. Gastos administrativos (Se evaluó - el costo anual que es de ----- \$33'338,800.00)	33.34
T O T A L	543.86 (a)

(a) Estos conceptos son prácticamente independientes del volumen producido.

TABLA XXV

COSTOS DE PRODUCCION POR AÑO

(Costo 60% de la capacidad normal: 600 ton/año)

CONCEPTO	COSTO (MILLONES DE PESOS M.N.)
I. COSTO DE OPERACION	
1. Costos Directos de Producción	
A. Materiales	
a) Materias primas.	
Casalote	46
Acetato de Etilo	30
b) Servicios auxiliares	51
c) Materiales de mantenimiento	11
B. Mano de obra.	
a) Mano de obra directa de operación	12
b) Supervisión de operación	9
c) Mano de obra directa de mantenimiento	4
d) Supervisión de mantenimiento	3
e) Nómina por cargos de mano de obra	8
2. Costos Indirectos de Producción.	
A. Overhead	53
B. Depreciación.	100
3. Contingencias	10
4. Costos de distribución.	
A. Recipientes y empaques	7
B. Fletes	20
TOTAL DE COSTOS DE OPERACION	364
II. GASTOS GENERALES	
1. Mercadeo o costos de ventas	20
2. Gastos administrativos	33
TOTAL DE GASTOS GENERALES	53
TOTAL DE COSTOS DE PRODUCCION	417

TABLA XXVI
COSTO DE PRODUCCION POR AÑO
 (Caso capacidad normal: 1000 Ton/año)

CONCEPTO	COSTO (MILLO NES DE PESOS M.N.)
I. COSTOS DE OPERACION.	
1. Costos directos de producción.	
A. Materiales	
a) Materias primas.	
Cascolote	76
Acetato de etilo	50
b) Servicios auxiliares	85
c) Materiales de mantenimiento	18
B. Mano de Obra.	
a) Mano de obra directa de operación	12
b) Supervisión de operación	9
c) Mano de obra directa de mantenimiento	4
d) Supervisión de mantenimiento	3
e) Nómina por cargos de mano de obra	8
2. Costos Indirectos de Producción.	
A. Overhead.	53
B. Depreciación.	100
3. Contingencias.	16
4. Costo de distribución	
A. Recipientes y empaques	11
B. Fletes	33
TOTAL DE COSTOS DE OPERACION	478
II. GASTOS GENERALES	
1. Mercadeo o Costos de ventas.	33
2. Gastos Administrativos	33
TOTAL DE GASTOS GENERALES	66
TOTAL DE COSTOS DE PRODUCCION	544

4.0 Estudio de rentabilidad.

4.1 Estimación de capital de trabajo.

La evaluación de este parámetro es importante debido a que se debe considerar en la inversión. La tabla - XXVII presenta el desglose de este capital, el cual fue evaluado en función de los costos unitarios reportados en las tablas XXIII y XXIV.

TABLA XXVII
ESTIMACION DE CAPITAL DE TRABAJO

CONCEPTO	COSTO (MILLONES DE PESOS M.N.)
1. Inventario de materia prima (1 mes)	11
2. Inventario de producto terminado (1 mes)	26
3. Suministros para manufactura del producto, incluyendo refacciones para operación y materiales para mantenimiento -- (1 mes).	22
4. Cuentas por cobrar (1 mes)	10
5. Efectivo disponible para salarios (1 mes)	2
6. Cuentas pagaderas (1 mes)	-40
INVERSION DE CAPITAL DE TRABAJO	31

4.2 Estado proforma.

En la tabla XXVIII se muestran los datos del estado proforma, mismos que serán usados para el análisis - de rentabilidad.

4.3 Análisis de rentabilidad.

En este punto se evalúan algunos parámetros para el reconocimiento de la rentabilidad del proyecto basados en un precio de venta del producto de \$1,100.00 por kilogramo. Este precio es el que se pagaba -- aproximadamente en diciembre de 1986, (un dolar al tipo de cambio de entonces), por extractos de características similares al aquí estudiado. Es impor

TABLA XXVIII
ESTADO PROFORMA
(Millones de Pesos M.N.)

CONCEPTO	ANO	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
INVERSION FIJA		-1'113	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
INGRESOS (VENTAS) (a)		-	660	1'100	1'100	1'100	1'100	1'100	1'100	1'100	1'100	1'100
EGRESOS (COSTOS DE PRODUCCION)		-	- 417	- 544	- 544	- 544	- 544	- 544	- 544	- 544	- 544	- 544
UTILIDAD ANTES DE IMPUESTOS (INGRESOS-EGRESOS)		-	243	556	556	556	556	556	556	556	556	556
IMPUESTOS (b)		-	- 102	- 234	- 234	- 234	- 234	- 234	- 234	- 234	- 234	- 234
REPARTO DE UTILIDADES (c)		-	- 24	- 56	- 56	- 56	- 56	- 56	- 56	- 56	- 56	- 56
UTILIDAD NETA		-	117	266	266	266	266	266	266	266	266	266
CAPITAL DE TRABAJO Y VALOR DE RESCATE		- 31	-	-	-	-	-	-	-	-	-	148
DEPRECIACION		-	100	100	100	100	100	100	100	100	100	100
FLUJO DE EFECTIVO		-1'144	217	366	366	366	366	366	366	366	366	514

NOTAS:

- (a) Los ingresos están basados en un precio de \$1,100/kg.
- (b) Calculados como el 42% de la utilidad antes de impuestos.
- (c) Calculado como el 10% de la utilidad antes de impuestos.

tante hacer notar que este precio no incluye el incremento correspondiente a los fletes e impuestos de este producto de importación y por tanto la evaluación efectuada de esta forma resulta conservadora y fué aceptada de esta manera por los Industriales de León Guanajuato. En la actualidad el incremento del precio por los conceptos antes citados es aproximadamente el siguiente:

- a) Fletes: 20% sobre el precio del producto.
- b) Impuestos: 10% sobre el precio del producto.

A. Tasa interna de retorno.

Para la evaluación de este parámetro es empleada - (18) la fórmula siguiente:

$$- 1144 + \left[\frac{217}{(1+i)^2} \right] + 366 \left[\frac{(1+i)^8 - 1}{-i(1+i)^9} \right] + \left[\frac{514}{(1+i)^{10}} \right] = 0$$

El valor de la tasa interna de retorno calculado en forma iterativa de la expresión anterior es de:

$$\text{TIR (i\%)} = 27\%$$

- B. Tiempo de recuperación de la inversión (18). De manera global podemos decir que la inversión inicial se recuperaría en tres años, cinco meses, de acuerdo a la relación siguiente:

$$\text{Tiempo de recuperación} = \frac{\text{Inversión fija} - \text{Flujo de efectivo (1er. año)}}{\text{Flujo de efectivo anual}} + 1$$

Sustituyendo los valores correspondientes en millones de pesos moneda nacional.

$$\text{Tiempo de recuperación} = \frac{1'113 - 217}{366} + 1$$

$$= 3.4 \text{ años (3 años, 5 meses).}$$

CAPITULO X

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

En primer plano, es factible producir curtientes vegetales en México de calidad equivalente e inclusive superior a los de importación, bajo los principios tecnológicos enunciados en el presente trabajo.

Asimismo, el cascalote es una materia prima técnicamente conveniente para ser usada en la fabricación de curtientes vegetales; sin embargo, se recomienda revisar en trabajos posteriores aspectos tales como: ciclo de reforestación de la planta, sistemas de recolección y distribución, áreas de cultivo, etc.

El proceso propuesto en esta tesis es altamente innovativo en el sector de la curtición ya que es de operación -- continua, y produce un curtiente de alta pureza con altos -- rendimientos globales. El proceso se basa en dos etapas -- fundamentales. En primera instancia la materia prima se extrae con agua caliente, siendo ésta la forma tradicional para obtener extractos tánicos aunque en forma discontinua o por lotes. Esta extracción tiene como propósito retener en el agua los taninos contenidos en la materia prima, eliminando sustancias fibrosas, generándose un producto con una pureza del 59%. En segundo término, en el proceso innovativo, el licor acuoso obtenido en la primera etapa se somete a una extracción con acetato de etilo, la cual tiene por objeto -- obtener en el solvente orgánico la mayor parte de los taninos contenidos en el licor, separándolos de los no taninos y lográndose una pureza del 89% en el producto final. La -- extracción líquido-líquido es la operación fundamental del proceso propuesto y por ella es posible lograr purezas tan altas como la mencionada anteriormente. El desarrollo expe

rimental efectuado en este trabajo está encaminado al estudio de la operación citada, con lo cual se valida plenamente el proceso en cuestión.

Con la finalidad de lograr que la inversión de capital fijo esté al alcance de los industriales interesados, se sugiere el empleo de plantas modulares con una capacidad de - 1,000 toneladas al año de extracto tánico, lo que representa la décima parte de las necesidades actuales en el País.

Desde el punto de vista económico, el proyecto requiere de una inversión de capital fijo moderada (1'113 millones de pesos M.N. a precios de diciembre de 1986), obteniéndose una tasa interna de retorno del 28% y un tiempo de recuperación de la inversión de 3 años 5 meses, los cuales se consideran adecuados, dadas las condiciones actuales del -- País. Además de esto la construcción de la planta resolvería el problema de disponibilidad de divisas y todas las dificultades relacionadas con la importación del material, -- las cuales actualmente padecen los Industriales de la Curtidurfa.

APENDICE A

RESUMEN DE LAS TECNICAS DE LABORATORIO APLICADAS.

1.0 ANALISIS DEL POLVO DE CASCALOTE EMPLEANDO EL METODO - ALCA. (6)

Este procedimiento se basa en la formación de la -
solución analítica, obtenida por extracción acuosa con
polvo de cascalote, a partir de la cual se determinan -
las características de la materia prima de acuerdo a --
los parámetros definidos en el Capítulo II.

- Preparación de la solución analítica.

Para llevar a cabo la extracción de la materia prima
se emplea el extractor de Koch⁽⁴⁾ el cual se mostró en
la figura 3. Se toma una cantidad de polvo de casca-
lote, tal que se obtengan en un litro de solución --
aproximadamente 4 gramos de materias absorbibles por
el polvo de piel. La extracción se pone en marcha a
una velocidad que genere cuatro litros en cuatro horas,
obteniéndose el primer litro a 50°C y después se ele-
va la temperatura hasta un máximo de 70°C.

- Determinación de extractables totales.

Se determina por evaporación hasta sequedad aparente
en baño maría de 50 ml de la solución analítica, bien
mezclada y homogenizada en una cápsula de porcelana.
La cápsula con el extracto se seca en una estufa a una
temperatura de 100°C, aproximadamente. Se enfría en
un desecador durante veinte minutos y se pesa.

- Determinación de extractables solubles.

Se determinan por evaporación y secado de 50 ml de so-
lución analítica filtrada. El filtro plisado se colo

ca en un embudo cuyo pico se cierra con una pinza. Se llena el embudo con la solución analítica y se tapa con un vidrio plano para evitar evaporaciones. Pasados diez minutos, se abre la pinza y se vacía el embudo, desechando el filtrado; se llena de nuevo y se procede a la filtración, desechando los primeros 100 ml. y recogiendo los siguientes 50 ml. El filtrado se coloca en una cápsula de porcelana donde se evapora y seca para posteriormente ser pesado.

- Determinación de no taninos.

Con un matraz se coloca un peso de piel cromado equivalente a 6.25 g de sustancia seca. Se añaden 100 ml de solución analítica, agitando y filtrando posteriormente. El filtrado se evapora y se seca de la manera en que se ha indicado en puntos anteriores para finalmente ser pesado.

- Determinación de humedad.

Para obtener este parámetro se emplea el método Karl - Fisher el cual es un procedimiento bastante confiable(12).

- Cálculos a efectuar.

$\% \text{ Taninos} = \frac{\% \text{ Extractables totales} - \% \text{ no taninos.}}{\% \text{ sólidos totales}} \times 100$

$\% \text{ sólidos totales} = 100 - \% \text{ humedad.}$

$\% \text{ residuo fibroso} = \frac{\% \text{ sólidos totales} - \% \text{ extractables totales}}{\% \text{ sólidos totales}} \times 100$

$\% \text{ extractables insolubles} = \frac{\% \text{ extractables totales} - \% \text{ extractables solubles}}{\% \text{ extractables totales}} \times 100$

$\% \text{ pureza} = \frac{\% \text{ taninos}}{\% \text{ extractables solubles}} \times 100$

2.0 Determinación de la capacidad y selectividad de diferentes solventes orgánicos durante la extracción líquido-líquido a partir de la solución acuosa de taninos.

- Método Experimental.

Se prepara la solución analítica mediante extracción acuosa tal como se indicó anteriormente, determinando luego la composición de la misma. Se colocan en un em budo de separación volúmenes iguales de solución analí tica y del solvente a probar. Después de esperar que la mezcla alcance el equilibrio, se procede a separar las fases.

Para la fase acuosa se hace la evaluación de taninos - y no taninos de acuerdo al procedimiento descrito pre viamente.

- Cálculos a efectuar.

A partir de los valores obtenidos se hacen los siguien tes cálculos:

. Masa de taninos extraídos por el solvente.

$$m_{i1} = m_{i20} - m_{i2f}$$

Donde:

m_{i1} : masa de taninos extraídos por el solvente (g).

m_{i20} : masa de taninos en la solución acuosa inicial (g).

m_{i2f} : masa de taninos en la solución acuosa final (g)

. Masa de no taninos extraídos por el solvente.

$$m_{j1} = m_{j20} - m_{j2f}$$

Donde:

m_{j1} : masa de no taninos extraídos por el solvente (g)

m_{j20} : masa de no taninos en la solución acuosa ini cial (g).

m_{j2f} : masa de no taninos en la solución acuosa final (g)

- . Fracción peso de taninos en el solvente.

$$x_{i1} = m_{i1} / m_{ts}$$

Donde:

x_{i1} : fracción peso de taninos en el solvente.

m_{ts} : masa total de la fase orgánica.

- . Fracción peso de taninos en la solución acuosa final.

$$x_{i2} = m_{i2f} / m_{TAF}$$

Donde:

x_{i2} : fracción peso de taninos en la solución acuosa final.

m_{TAF} : masa total de la fase acuosa.

- . Fracción peso de no taninos en el solvente.

$$x_{j1} = m_{j1} / m_{ts}$$

Donde:

x_{j1} : fracción peso de no taninos en el solvente.

- . Capacidad de extracción de taninos (11).

$$c_i = x_{i1} / x_{i2}$$

- . Selectividad del solvente (11).

$$s_{ij} = x_{j1} / x_{i1}$$

3.0 Definición de la curva de equilibrio de extracción líquido-líquido del solvente orgánico seleccionado, con la solución acuosa de taninos.

- Método experimental.

Se prepara la solución analítica mediante extracción acuosa tal como se mencionó antes. A partir de esta solución se generan 6 muestras de diferentes concentraciones preestablecidas, diluyendo con agua destilada.

Cada muestra se somete a extracción líquido-líquido a una temperatura de 20°C colocándose en un embudo de -

separación con un volumen igual de acetato de etilo.

A la fase acuosa, producto del proceso de extracción, se hace la evaluación de taninos y no taninos de acuerdo al procedimiento descrito previamente.

- Cálculos.

Se sigue la misma secuencia descrita en el inciso b) - de tal forma que se obtengan los siguientes valores:

- . Fracción peso de taninos en la solución acuosa final

$$x_{i2}$$

- . Fracción peso de taninos en el solvente: x_{i1}

Dado que el solvente empleado, acetato de etilo, es poco soluble en agua, se calcula la concentración - en base solvente libre, de acuerdo a las siguientes fórmulas:

- . Fracción peso de taninos en la solución acuosa final base agua libre.

$$x'_{i2} = x_{i2} / (1-x_{i2})$$

- . Fracción peso taninos en el solvente, base solvente libre:

$$x'_{i1} = x_{i1} / (1-x_{i1})$$

RESUMEN DE CALCULOS DE INGENIERIA BASICA

1.0 BALANCE DE MATERIA.

a) Alimentación.

La composición de la corriente 1 es la reportada en el análisis de materia prima en la tabla XVIII. La cantidad alimentada se basa en el factor de servicio de 0.9 y la capacidad de la planta de 1,000 toneladas al año de un producto de 89% de pureza, (taninos/extractables solubles), como se obtuvo en el laboratorio. El rendimiento total en el proceso de los taninos alimentados es del 88% como resultado de las pérdidas en las operaciones involucradas en el sistema - como se detalla posteriormente.

CANTIDAD DEL PRODUCTO FINAL.

$$1000 \frac{\text{toneladas}}{\text{año}} \left[\frac{1000 \text{ kg}}{1 \text{ ton}} \right] \left[\frac{1 \text{ año}}{365 \text{ días}} \right] \left[\frac{1}{0.9} \right] \left[\frac{1 \text{ día}}{24 \text{ hrs}} \right]$$

= 127 $\frac{\text{kg}}{\text{hr}}$. corriente $\diamond 11$ con 89% de pureza y 84.55% de taninos (obtenidos en el laboratorio)

CANTIDAD ALIMENTADA DE MATERIA PRIMA. $\diamond 1$

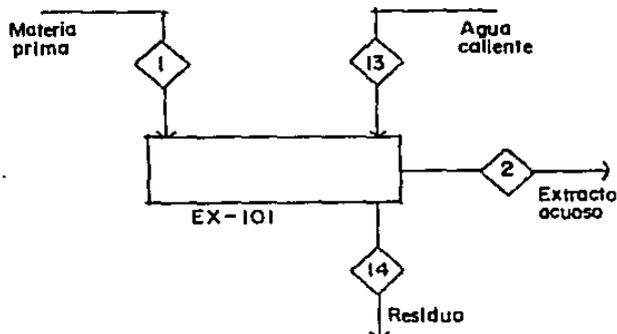
$$127 \frac{\text{kg producto}}{\text{hr}} \left[\frac{0.8455 \text{ kg taninos producidos}}{\text{kg producto}} \right] \left[\frac{1 \text{ kg tanino alimentado}}{0.88 \text{ kg tanino producido}} \right] \left[\frac{1 \text{ kg materia prima}}{0.38 \text{ kg taninos alimentados}} \right] = 321 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

b). Balance en Torno al Extractor acuoso EX-101.

Los principios básicos en los que se fundamenta el balance son los siguientes:

- El producto principal, corriente $\diamond 2$, es una mezcla de 20% de sólidos y 80% de agua siendo ésta la proporción adecuada para extraer los materiales que contienen los taninos de acuerdo a las referencias.

- Durante esta operación son eliminados los no extractables presentes en la corriente $\diamond 1$.
- La temperatura óptima de extracción está entre 60°C y 70°C.
- Eficiencia del equipo 95%.



BALANCE EXTRACTABLES TOTALES (ET).

$$ET \diamond 1 + ET \diamond 13 = ET \diamond 2 + ET \diamond 14$$

$$0.72 \left[\frac{321 \text{ kg}}{\text{hr}} \right] + 0 = 0.95 \times 0.72 \left[\frac{321 \text{ kg}}{\text{hr}} \right] + 0.05 \times 0.72 \left[\frac{321 \text{ kg}}{\text{hr}} \right]$$

DE DONDE:

$$ET \diamond 1 = 231.1 \text{ kg/hr}$$

$$ET \diamond 13 = 0$$

$$ET \diamond 2 = 219.6 \text{ kg/hr}$$

$$ET \diamond 14 = 11.5 \text{ kg/hr.}$$

BALANCE DE NO EXTRACTABLES (NET).

$$NET \diamond 1 + NET \diamond 13 = NET \diamond 2 + NET \diamond 14$$

$$0.20 \frac{321 \text{ kg}}{\text{hr}} + 0 = 0 + NET \diamond 14$$

DE DONDE:

$$NET \diamond 14 = 64.2 \text{ kg/hr.}$$

AGUA (A)

$$A \text{ 1} + A \text{ 13} = A \text{ 2} + A \text{ 14}$$
$$0.08 \left[\frac{321 \text{ kg}}{\text{hr}} \right] + 1.0 \text{ 13} = 0.8 \text{ 2} + 0.2 \text{ 14}$$

TOTAL DE LA CORRIENTE 14

$$ET \text{ 14} + NET \text{ 14} + A \text{ 14} = \text{ 14}$$
$$11.5 \frac{\text{kg}}{\text{hr}} + 64.2 \frac{\text{kg}}{\text{hr}} + 0.2 \text{ 14} = \text{ 14}$$

DE DONDE:

$$\text{ 14} = 93 \text{ kg/hr.}$$

TOTAL DE LA CORRIENTE 2

$$ET \text{ 2} + NET \text{ 2} + A \text{ 2} = \text{ 2}$$
$$219.6 \frac{\text{kg}}{\text{hr}} + 0 + 0.8 \text{ 2} = \text{ 2}$$

DE DONDE:

$$\text{ 2} = 1099 \text{ kg/hr}$$

TOTAL DE LA CORRIENTE 13

DEL BALANCE DE AGUA

$$A \text{ 1} + A \text{ 13} = A \text{ 2} + A \text{ 14}$$
$$0.08 \left[\frac{321 \text{ kg}}{\text{hr}} \right] + 1.0 \text{ 13} = 0.8 \left[\frac{1099 \text{ kg}}{\text{hr}} \right] + 0.2 \left[\frac{93 \text{ kg}}{\text{hr}} \right]$$

c) Balance en torno a la centrífuga CE-101.

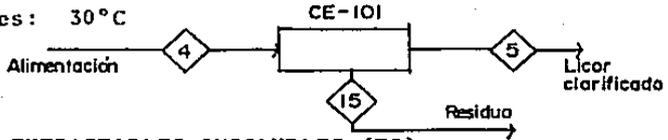
Los fundamentos del balance son los siguientes:

- Durante esta operación son eliminados los extractables insolubles contenidos en la corriente 4.
- Eficiencia del equipo 95%.

$$\text{eficiencia} = \left[1 - \frac{\text{insolubles en el licor clarificado}}{\text{insolubles alimentados}} \right] 100$$

- Temperatura para la precipitación de extractables -

insolubles: 30°C



BALANCE DE EXTRACTABLES INSOLUBLES (EI)

$$EI \text{ (4)} = EI \text{ (5)} + EI \text{ (15)}$$

$$0.0222 \left[1099 \frac{\text{kg}}{\text{hr}} \right] = EI \text{ (5)} + EI \text{ (15)}$$

$$0.0222 \left[1099 \frac{\text{kg}}{\text{hr}} \right] = 0.05 \times 0.0222 \times 1099 \frac{\text{kg}}{\text{hr}} + 0.95 \times 0.0222 \times 1099 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

DE DONDE:

$$EI \text{ (4)} = 24.4 \text{ kg/hr}, \quad EI \text{ (5)} = 1.22 \text{ kg/hr.}$$

$$EI \text{ (15)} = 23.2 \text{ kg/hr.}$$

BALANCE DE AGUA (A)

$$A \text{ (4)} = A \text{ (5)} + A \text{ (15)}$$

$$879 \frac{\text{kg}}{\text{hr}} = A \text{ (5)} + 0.1 \text{ (15)}$$

EXTRACTABLES SOLUBLES (ES) PERDIDOS EN LA CORRIENTE (14)

Podemos saberlo en función del agua que se va en (15).

Se cumpla la relación siguiente:

$$\frac{\% \text{ ES (4)}}{\% \text{ A (4)}} = \frac{\% \text{ A (15)}}{\% \text{ ES (15)}} = 0.02$$

TOTAL DE LA CORRIENTE (15)

$$EI \text{ (15)} + A \text{ (15)} + ES \text{ (15)} = \text{(15)}$$

$$23.18 \frac{\text{kg}}{\text{hr}} + 0.1 \text{ (15)} + 0.02 \text{ (15)} = \text{(15)}$$

DE DONDE:

$$\text{(15)} = 26 \text{ kg/hr.}$$

CALCULO DE LA CORRIENTE (5)

Del balance total:

$$\text{(4)} = \text{(5)} + \text{(15)}$$

$$\text{(5)} = \text{(4)} - \text{(15)}$$

$$= 1099 \text{ kg/hr} - 26 \text{ kg/hr}$$

$$= 1073 \text{ kg/hr.}$$

d) Balance en torno a la columna de Extracción de Taninos DA-101.

Los principios básicos en los que se fundamenta el balance son los siguientes:

- Los parámetros principales del funcionamiento de la columna se establecen como resultado de los experimentos realizados en el Capítulo VII.

$$\text{Relación: } \frac{\text{Solvente}}{\text{Fase acuosa menos taninos}} = 4$$

Fracción peso base solvente libre en el extracto orgánico final (x'_{11f}) = 0.02775

Pureza de taninos (taninos/ext. solubles) en el extracto orgánico final = 89%

Temperatura de extracción = 30°C

- Solubilidad de acetato de etilo en agua:

$$\frac{6 \text{ Acetato etilo}}{100 \text{ agua}}$$

- Solubilidad del agua en acetato de etilo:

$$\frac{2 \text{ agua}}{100 \text{ acetato etilo}}$$

ACETATO DE ETILO ALIMENTADO

17

$$B/A = 4$$

A: Masa de la fase acuosa libre de taninos alimentada en 6

B: Masa de la fase orgánica libre de taninos alimentada en 17

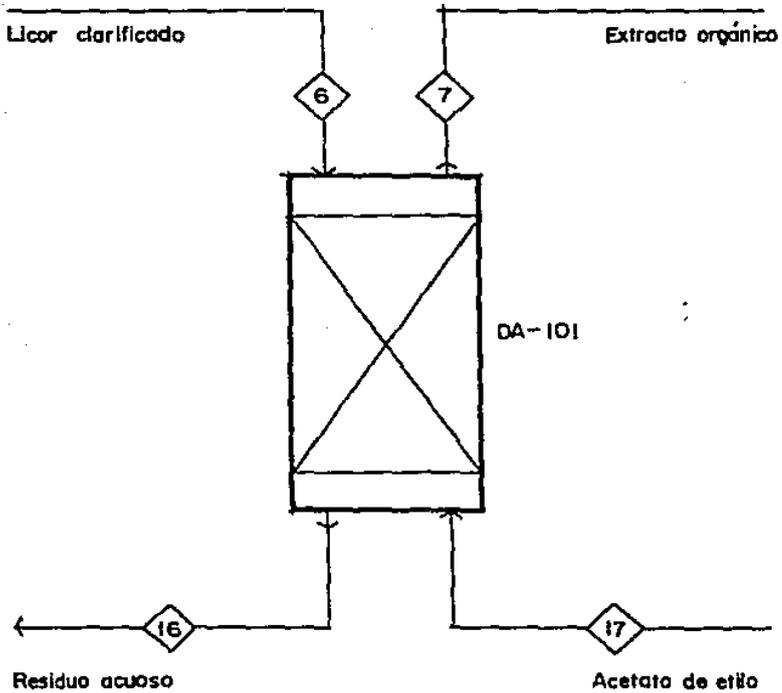
A = 6 - taninos

$$A = 1073 \text{ kg/hr} - 0.1079 \left[1073 \frac{\text{kg}}{\text{hr}} \right]$$
$$= 957.2 \frac{\text{kg}}{\text{hr}}$$

POR TANTO:

$$B = 4 \times 957.2 \text{ kg/hr.}$$

$$B = 3829 \text{ kg/hr, } 17 = B = 3829 \text{ kg/hr.}$$



FRACCION PESO DE TANINOS EN EL EXTRACTO ORGANICO 7

Se obtiene a partir de la fracción peso base solvente libre (x_{ilf}).

$$\text{Fracción peso taninos (T)} = \frac{x_{ilf}}{1+x_{ilf}} = \frac{0.02775}{1+0.02775} = 0.027$$

BALANCE DE AGUA.

$$\begin{aligned} A_{\langle 7 \rangle} &= 0.02 [3829 \text{ kg/hr}] \\ &= 76.58 \text{ kg/hr. Por disolución del agua en acetato de etilo} \end{aligned}$$

Elaborando el balance total:

$$\begin{aligned} A_{\langle 6 \rangle} + A_{\langle 17 \rangle} &= A_{\langle 7 \rangle} + A_{\langle 16 \rangle} \\ A_{\langle 16 \rangle} &= A_{\langle 17 \rangle} + A_{\langle 6 \rangle} - A_{\langle 7 \rangle} \\ &= 0 + 0.8172 [1073 \text{ kg/hr}] - 7658 \text{ kg/hr} \\ &= 800.27 \text{ kg/hr.} \end{aligned}$$

BALANCE DE SOLVENTE (S)

$$\begin{aligned} S_{\langle 16 \rangle} &= 0.06 [800.27 \text{ kg/hr}] \\ &= 48 \text{ kg/hr. Por disolución de acetato de etilo en agua.} \end{aligned}$$

Elaborando el balance total:

$$\begin{aligned} S_{\langle 17 \rangle} + S_{\langle 6 \rangle} &= S_{\langle 7 \rangle} + S_{\langle 16 \rangle} \\ S_{\langle 7 \rangle} &= S_{\langle 17 \rangle} + S_{\langle 6 \rangle} - S_{\langle 16 \rangle} \\ &= 3829 \text{ kg/hr} + 0 - 48 \text{ kg/hr.} \\ &= 3781 \text{ kg/hr.} \end{aligned}$$

EVALUACION DE LA CORRIENTE 7

Determinamos primero la concentración de extractables solubles en 7. Esto quiere decir: ES 7

En base a la definición de pureza:

$$\begin{aligned} \frac{T}{ES} &= 0.89 \\ ES &= T/0.89 \\ &= \frac{0.027}{0.89} \\ &= 0.030337 \end{aligned}$$

total de 7 :

$$A \ 7 + ES \ 7 + S \ 7 = 7$$

$$76.58 \text{ kg/hr} + 0.030337 \ 7 + 3781 \text{ kg/hr} = 7$$

DE DONDE:

$$7 = 3978 \text{ kg/hr.}$$

EVALUACION DE LA CORRIENTE 16

Del Balance total:

$$17 + 6 = 7 + 16$$

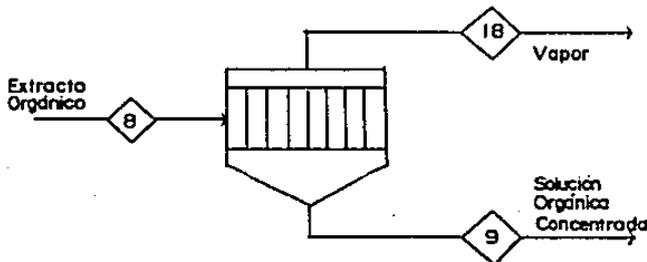
$$16 = 17 + 6 - 7$$

$$= 3829 \text{ kg/hr} + 1073 \text{ kg/hr} - 3978 \text{ kg/hr}$$

$$= 924 \text{ kg/hr}$$

c) Balance en torno al evaporador.

- En función de la información disponible en la literatura para la evaporación de extractos (2,4,8) tánicos, los criterios empleados para la operación de este equipo son los siguientes:
 - La concentración del producto será de 60% de sólidos.
 - La temperatura de evaporación para que no se descomponga el producto es de 70°C la cual se alcanza a una presión de -0.3 kg/cm² man.



EVALUACION DE LAS CORRIENTES.

BALANCE DE EXTRACTABLES SOLUBLES (ES).

$$ES \diamond 8 = ES \diamond 9 + ES \diamond 18$$

$$0.0303 \times 3978 \text{ kg/hr} = 120.53 \text{ kg/hr} + 0$$

DE DONDE:

$$ES \diamond 9 = 120.53 \text{ kg}$$

Calculando la corriente $\diamond 9$:

$$\diamond 9 = \frac{120.53 \text{ kg/hr}}{0.60} = 201 \text{ kg/hr.}$$

BALANCE TOTAL

$$\diamond 8 = \diamond 18 + \diamond 9$$

$$\diamond 18 = \diamond 8 - \diamond 9$$

$$= 3978 \text{ kg/hr} - 201 \text{ kg/hr}$$

$$= 3777 \text{ kg/hr}$$

COMPOSICION DEL VAPOR Y EL LIQUIDO.

Se estima de acuerdo a la relación siguiente:

$$Y_i = \frac{K_i N_i}{L + V K_i}$$

Aplicada a las condiciones de trabajo (70°C , $-0.3 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2 \text{man}}$)

DONDE:

Y_i = Fracción mol del componente i en fase vapor.

N_i = Fracción mol del componente i en la corriente alimentada.

L = moles de líquido.

V = moles de vapor

K_i = Constante de equilibrio de vaporización.

$$Y_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{0.09 \times 0.272}{0.02 + 0.98 \times 0.272} = 0.09$$

$$Y_{\text{AC ET}} = \frac{0.91 \times 0.728}{0.02 + 0.87 \times 0.728} = 0.91$$

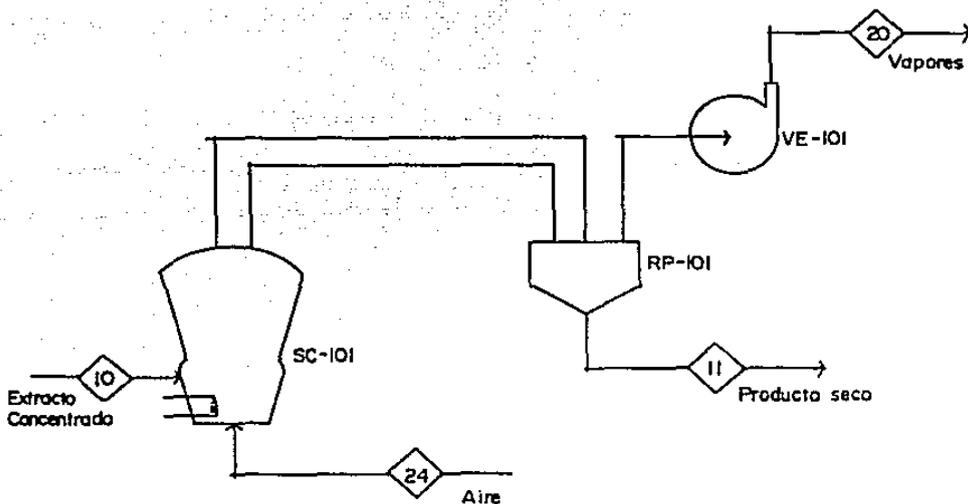
Los cuales expresados en fracción peso son:

$$Y_{\text{H}_2\text{O}} = 0.01, Y_{\text{AC ET}} = 0.99$$

f) Balance en torno al sistema de secado.

Los aspectos fundamentales a ser tomados en cuenta para su análisis son los siguientes:

- El producto obtenido tendrá un contenido de líquidos del 5%.
- La operación se llevará a cabo a 70°C para evitar la descomposición del producto.



BALANCE DE EXTRACTABLES SOLUBLES (ES)

$$ES \text{ } \diamond 10 = ES \text{ } \diamond 11$$

$$0.6 [201 \text{ kg/hr}] = 0.95 \text{ } \diamond 11$$

DE DONDE:

$$\diamond 11 = \frac{0.6 \times 201 \text{ kg/hr}}{0.95}$$

$$= 127 \text{ kg/hr.}$$

BALANCE DE ACETATO DE ETILO + AGUA (LICUABLES (L)).

$$L \text{ 10} = L \text{ 20} + L \text{ 11}$$

$$0.40 [201 \text{ kg/hr}] = 0.05 \text{ 20} + 0.05 [127 \text{ kg/hr}]$$

DE DONDE:

$$\text{20} = 1460 \text{ kg/hr.}$$

BALANCE DE AIRE (AR)

$$AR \text{ 24} = AR \text{ 20}$$

$$AR \text{ 24} = 0.95 [1460 \text{ kg/hr}] \\ = 1387 \text{ kg/hr}$$

2.0 CARACTERISTICAS DE EQUIPOS.

2.1 Bombas

La potencia de estos equipos se estimó en función de las condiciones de proceso y suponiendo las pérdidas por fricción en equipos y tubería.

a) Bomba de licor acuoso (GA-101/R).

Presión de succión: $0.2 \text{ kg/cm}^2 \text{ man.}$

Presión de descarga: $3.5 \text{ kg/cm}^2 \text{ man.}$

Diferencia de presión: $3.2 \text{ kg/cm}^2 \text{ man.}$

Diferencia de carga:

$$= 3.3 \text{ kg/cm}^2 \left(\frac{14.2233 \text{ psi}}{\text{kg/cm}^2} \right) \left(\frac{144}{68.6} \right)$$

= 98.5 pies (30.0m).

Potencia hidráulica (HP_H)

Usamos la fórmula:

$$HP_H = QH (P.E.) / 3960$$

DONDE:

Q : Flujo volumétrico (GPM).

H : Diferencia de carga (ft).

PE: Peso específico

$$= \frac{5.3 \frac{\text{gal}}{\text{min}} (98.5 \text{ ft}) (1.1)}{3960}$$

= 0.15 HP

NPSH disponible:

Usamos la fórmula:

$$NPSH = S + (p_a - p_v) \frac{(2.31)}{P.E.} - h_s$$

DONDE:

S : Cabeza estática de succión (ft).

p_a : Presión absoluta en el recipiente desde donde se succiona (psia).

p_v : Presión de vapor del líquido bombeado (psia).

h_s : Pérdidas por fricción (ft).

$$NPSH = 6 + (14.7 - 4.8) \frac{(2.31)}{1.1} - 1$$

$$= 26 \text{ ft (7.9m).}$$

b) Bomba de licor clarificado (GA-102/R).

Presión de succión: $0.1 \text{ kg/cm}^2 \text{ man}$

Presión de descarga: $2.5 \text{ kg/cm}^2 \text{ man}$

Diferencia de presión: $2.4 \text{ kg/cm}^2 \text{ man}$

Diferencia de carga:

$$= 2.4 \text{ kg/cm}^2 \frac{(14.2233 \text{ psi})}{\text{kg/cm}^2} \frac{144}{62.37}$$

$$= 78.8 \text{ ft (24m).}$$

Potencia hidráulica (HP_H)

$$= \frac{5.3 \frac{\text{gal}}{\text{min}} (78.8 \text{ ft}) (1.0)}{3960}$$

$$= 0.11 \text{ HP}$$

NPSH Disponible:

$$NPSH = 3 + (14.7 - 0.70) \frac{(2.31)}{1.0} - 1$$

$$= 34 \text{ ft (10.3 m)}$$

c) Bomba de extracto orgánico (GA-103/R)

Presión de succión: $0.5 \text{ kg/cm}^2 \text{ man}$.

Presión de descarga: $3.0 \text{ kg/cm}^2 \text{ man}$.

Diferencia de presión: $2.5 \text{ kg/cm}^2 \text{ man}$

Diferencia de carga:

$$= 2.5 \text{ kg/cm}^2 \left(\frac{14.2233 \text{ psi}}{\text{kg/cm}^2} \right) \frac{144}{56.13}$$

$$= 91.22 \text{ ft (27.8m)}$$

Potencia hidráulica (HP_H)

$$= 22.46 \frac{\text{gal}}{\text{min}} (91.22 \text{ ft}) (0.9)$$

3960

$$= 0.47 \text{ HP}$$

NPSH Disponible:

$$\text{NPSH} = 18 + (14.7 - 2.32) \left(\frac{2.31}{0.9} \right) - 2$$

$$= 48 \text{ ft (15m)}$$

d) Bomba de recirculación de solvente (GA-104/R).

Presión de succión: $0.6 \text{ kg/cm}^2 \text{man.}$

Presión de descarga: $3.0 \text{ kg/cm}^2 \text{man.}$

Diferencia de presión: $2.4 \text{ kg/cm}^2 \text{man.}$

Diferencia de carga:

$$= 2.4 \text{ kg/cm}^2 \left(\frac{14.2233 \text{ psi}}{\text{kg/cm}^2} \right) \frac{144}{56.13}$$

$$= 87.6 \text{ ft (27m)}$$

Potencia hidráulica (HP_H)

$$= \frac{23 \text{ gal/min (88ft)} (0.9)}{3960}$$

$$= 0.46 \text{ HP}$$

NPSH disponible:

$$\text{NPSH} = 4 + (8.5 - 8.5) \left(\frac{2.31}{0.9} \right) - 0.3$$

$$= 3.7 \text{ ft (1.13m)}$$

e) Bomba de extracto concentrado (GA-105/R).

Presión de succión: $0.1 \text{ kg/cm}^2 \text{man.}$

Presión de descarga: $3.5 \text{ kg/cm}^2 \text{man.}$

Diferencia de presión: $3.4 \text{ kg/cm}^2 \text{man.}$

Diferencia de carga:

$$= 3.4 \text{ kg/cm}^2 \left(\frac{14.2233 \text{ psi}}{\text{kg/cm}^2} \right) \frac{144}{60}$$

$$= 166 \text{ ft (35m)}$$

Potencia hidráulica (HP_H)

$$= \frac{1.32 \text{ gal/min (116ft) (0.96)}}{3960}$$

$$= 0.04$$

NPSH disponible:

$$NPSH = 3 + (11.4 - 11.4) \frac{(2.31)}{0.96} - 0.3$$

$$= 2.7 \text{ ft (0.82m)}.$$

2.2 Cambiadores de calor.

Para estos equipos se efectúa un estimado del área de transferencia usando coeficientes de transferencia y factores de ensuciamiento recomendados en la referencia (14).

Las condiciones de proceso fueron establecidas en el balance efectuado previamente.

a) Calentador de agua de proceso EA-101

- Carga térmica

$$Q = mcp \Delta t$$

$$= 871 \text{ kg/hr [1.0 kcal/kg}^\circ\text{C] } 75^\circ\text{C} - 20^\circ\text{C}$$

$$= 47905 \text{ kcal/hr [190099 BTU/hr]}$$

- Temperatura media logarítmica.

	AGUA	ACEITE
Temp. entrada	68°F	320°F
Temp. salida	167°F	248°F

$$LMTD = \frac{(320-167) - (248-68)}{\ln \frac{320-167}{248-68}}$$

$$= 166^\circ\text{F}$$

- Coeficiente de transferencia.

$$RD \text{ Aceite térmico} = 0.001$$

$$RD \text{ Agua de proceso} = 0.002$$

$$U \text{ LIMPIO} = 100 \text{ BTU/hrft}^2\text{ }^\circ\text{F}$$

$$U \text{ SUCIO} = 77 \text{ BTU/hrft}^2\text{ }^\circ\text{F}$$

U Limpio	200 BTU/hrft ² °F
U Sucio	125 BTU/hrft ² °F
Enfriamiento:	
RD Agua de enfriamiento	0.002
RD Solvente	0.001
U Limpio	200 BTU/hrft ² °F
U Sucio	125 BTU/hrft ² °F

- Estimación del Area de transferencia.

Condensación:

$$A_c = \frac{1'528,786 \text{ BTU/hr}}{125 \frac{\text{BTU}}{\text{hrft}^2 \text{°F}}} \times 72 \text{°F}$$

$$= 170 \text{ ft}^2$$

Enfriamiento:

$$A_E = \frac{273,980 \text{ BTU/hr}}{125 \frac{\text{BTU}}{\text{hrft}^2 \text{°F}}} \times 27 \text{°F}$$

$$= 81 \text{ ft}^2$$

$$A_{\text{total}} = 251 \text{ ft}^2 [23\text{m}^2]$$

- Cantidad de agua requerida.

$$m = \frac{Q}{C_p \Delta t}$$

$$= \frac{454,297 \text{ kcal/hr.}}{1 \text{ kcal/kg}^\circ\text{C} \times 5^\circ\text{C}}$$

$$= 90,859 \text{ kg/hr.}$$

d) Segundo condensador de Solvente (EA-104)

Carga térmica.

$$Q_{\text{total}} = Q_{\text{latente}} + Q_{\text{sensible gas}} + Q_{\text{sensible líquido}}$$

$$= m \lambda + m C_{p\text{gas}} \Delta t + m C_{p\text{liq.}} \Delta t$$

$$= 28 \text{ kg/hr} [102 \text{ kcal/kg}] + 1432 \text{ kg/hr} \left[0.25 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}^\circ\text{C}}\right] [70^\circ\text{C}-30^\circ\text{C}]$$

$$+ 28 \text{ kg/hr} [0.457 \text{ kcal/kg}^\circ\text{C}] [70^\circ\text{C}-30^\circ\text{C}]$$

$$= 2856 \text{ kcal/hr} + 14320 \text{ kcal/hr} + 512 \text{ kcal/hr.}$$

$$= 11333 \text{ BTU/hr} + 56825 \text{ BTU/hr} + 2032 \text{ BTU/hr.}$$

$$= 70190 \text{ BTU/hr} [17688 \text{ kcal/hr.}]$$

Por tanto:

Q latente = 11333 BTU/hr.

Q sensible = 58857 BTU/hr

Q latente = 0.16 Q total

Q sensible = 0.84 Q total

- Temperatura media logaritmica.

		AGUA DE ENFRIAMIENTO	MEZCLA ACETATO DE ETILO-AIRE
Condensación	Temp. entrada	88°F	158°F
	Temp. Salida	90°F	158°F
Enfriamiento	Temp. entrada	80°F	158°F
	Temp. salida	88°F	86°F

$$\text{LMTD Condensación} = \frac{(158-88) - (158-90)}{\ln \left[\frac{158-88}{158-90} \right]}$$
$$= 69^\circ\text{F}$$

$$\text{LMTD enfriamiento} = \frac{(158-88) - (86 - 80)}{\ln \left[\frac{(158-88)}{86-80} \right]}$$
$$= 26^\circ\text{F}$$

- Coeficientes de transferencia.

Condensación.

Agua de enfriamiento: 0.002

Vapores: 0.001

limpio: 18 BTU/hrft²°F

Sucio: 17 BTU/hrft²°F

Enfriamiento:

Agua de enfriamiento: 0.002

Condensado + vapores: 0.001

Limpio: 18 BTU/hrft²°F

Sucio: 17 BTU/hrft²°F

- Estimación del area de transferencia.

Condensación:

$$A_c = \frac{11333 \text{ BTU/hr}}{17 \text{ BTU/hrft}^2 \text{°F} \times 69^\circ\text{F}}$$
$$= 10 \text{ ft}^2$$

Enfriamiento:

$$AE = \frac{58857 \text{ BTU/hr}}{17 \text{ BTU/hrft}^2 \times 26^\circ\text{F}}$$
$$= 133 \text{ ft}^2$$

$$A_{\text{total}} = 10 \text{ ft}^2 + 133 \text{ ft}^2$$
$$= 143 \text{ ft}^2$$

- Cantidad de agua requerida.

$$m = \frac{Q}{C_p \Delta t}$$
$$= \frac{17688 \text{ kcal/hr}}{1 \text{ kcal/kg}^\circ\text{C} \times 50^\circ\text{C}}$$
$$= 3538 \text{ kg/hr}$$

e) Evaporador de solvente (HE-101).

- Carga térmica.

$$Q_{\text{total}} = Q_{\text{sensible}} + Q_{\text{latente}}$$
$$= m C_p \Delta t + m \lambda$$
$$= 3978 \text{ kg/hr} (0.55 \text{ kcal/kg}^\circ\text{C}) (70^\circ\text{C} - 30^\circ\text{C})$$
$$+ 3777 \text{ kg/hr} (102 \text{ kcal/kg}).$$
$$= 87516 \text{ kcal/hr} + 385254 \text{ kcal/hr}$$
$$= 347286 \text{ BTU/hr} + 1'528,786 \text{ BTU/hr}$$
$$= 472,770 \text{ kcal/hr} \quad 1'876,072 \text{ BTU/hr}$$

Por tanto:

$$Q_{\text{sensible}} = 0.185 Q_{\text{total}}$$

$$Q_{\text{latente}} = 0.815 Q_{\text{total}}$$

- Temperatura media logarítmica.

	SOLUCION ORGANICA	ACEITE TERMICO	
Calentamiento	Temp. entrada	86°F	262°F
	Temp. salida	158°F	248°F
Evaporación	Temp. entrada	158°F	320°F
	Temp. salida	158°F	262°F

$$LMTD_{\text{calentamiento}} = \frac{(248-86) - (262-158)}{\ln \frac{(248-86)}{(262-158)}}$$

$$= 131 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\text{LMTD evaporación} = \frac{(320-158) - (262-158)}{\ln \left[\frac{320-158}{262-158} \right]}$$

$$= 131^{\circ}\text{F}$$

- Coeficientes de transferencia.

Calentamiento:

Aceite térmico: 0.001

Solución orgánica: 0.003

Limpio: 86 BTU/hrft²°F

Sucio: 64 BTU/hrft²°F

Evaporación:

Aceite térmico: 0.001

Solución orgánica: 0.003

Limpio: 86 BTU/hrft²°F

Sucio: 64 BTU/hrft²°F

- Estimación del área de transferencia.

Calentamiento:

$$A_c = \frac{347,286 \text{ BTU/hr}}{64 \text{ BTU/hrft}^2\text{°F} \times 131^{\circ}\text{F}}$$

$$= 42 \text{ ft}^2$$

Evaporación:

$$A_E = \frac{1,528,786 \text{ BTU/hr}}{64 \text{ BTU/hrft}^2\text{°F} \times 131^{\circ}\text{F}}$$

$$= 182 \text{ ft}^2$$

$$A_{\text{total}} = 224 \text{ ft}^2 \text{ (21 m}^2\text{)}$$

Cantidad de Aceite térmico requerido

$$m = Q/C_p \Delta t$$

$$= \frac{472770 \text{ kcal/hr}}{0.53 \text{ kcal/kg}^{\circ}\text{C} \times 40^{\circ}\text{C}}$$

$$= 22300 \text{ kg/hr.}$$

2.3 Columna de extracción de Taninos (DA-101).

Las condiciones de operación de este equipo fueron establecidas en el punto 2.2 del presente capítulo en base a los resultados experimentales obtenidos.

Las características de diseño se obtuvieron usando - los procedimientos de cálculo contenidos en la referencia (13).

a) Tipo de unidades de contacto.

Se escoge empaque por las razones siguientes:

- Los flujos manejados y el diámetro de la columna son lo suficientemente pequeños de tal manera que el problema de canalización prácticamente no está presente.
- En virtud de las características de los taninos es necesario que los internos sean de material especial de tal manera que se prevenga su descomposición. Esto puede lograrse empleando empaque de plástico lo cual resulta muy barato.
- Para el mismo espacio proporciona un mayor número de etapas de contacto.

Son seleccionados anillos pall de plástico los cuales se recomiendan para servicio de extracción líquido-líquido.

b) Diámetro de la columna.

Como fase dispersa se selecciona a la fase orgánica por estar presente en mayor volumen.

El diámetro del empaque será de una pulgada en atención a experiencias previas y que debe cumplir se la relación siguiente:

$$d/D < 1/8$$

donde:

D: diámetro de la columna.

d: diámetro del empaque.

Para la evaluación del diámetro se usa el siguiente procedimiento:

- Evaluación del parámetro Y de la figura 2.

$$Y = 2.42 \frac{\mu_c}{\Delta \rho} (a/F)^{1.5} (g)^{-0.5}$$

donde:

μ_c : viscosidad de la fase continua (cp).

$\Delta \rho$: diferencia de densidad entre las fases (lb/ft³)

a : área superficial del empaque (ft²/ft³)

F : fracción de huecos por volumen de empaque.

g : constante gravitacional = 4.17×10^8

Sustituyendo los valores:

$$Y = 2.42 \left(\frac{1.0}{9}\right) \left(\frac{66.3}{93.4}\right)^{1.5} (4.17 \times 10^8)^{-0.5}$$

- Con este valor leemos X de la figura 2

$$\text{con } Y = 7.87 \times 10^{-6} \rightarrow X = 1000$$

- Cálculo de la velocidad superficial.

$$U_d = \frac{2.42 a \mu_c X}{\mu_c [1 + R^{0.5}]^2}$$

donde:

U_d : velocidad superficial de la fase dispersa - (ft/hr).

R : relación en volumen de la fase continua a la fase dispersa.

Sustituyendo los valores:

$$U_d = \frac{2.42 (66.3) (1.0) (1000)}{62.4 [1 + (4.16)^{0.5}]^2}$$

$$= 278 \text{ ft/hr.}$$

Usando el 50% de este valor para diseño.

$$U_d \text{ para diseño} = 0.5 \times 278 \text{ ft/hr}$$

$$= 139 \text{ ft/hr.}$$

- Cálculo del diámetro.

Se hace con la ecuación siguiente:

$$D = \left[\frac{127 \sqrt{d}}{0.5 U_d} \right]^{0.5}$$

$$D = \left[\frac{1.27 (169 \text{ ft}^3/\text{hr})}{0.5 (278 \text{ ft/hr})} \right]^{0.5}$$

$$= 1.24 \text{ ft}$$

Diámetro seleccionado: 2 ft

c) Altura del empaque.

En base a la altura equivalente de unidad de transferencia recomendada en la referencia citada.

$$Z = N (\text{HEUT})$$

donde:

Z: altura de empaque (ft).

N: número de etapas teóricas.

HEUT: altura equivalente por unidad de transferencia.

(3 ft)

Sustituyendo los valores correspondientes:

$$Z = 6 (3\text{ft})$$

$$= 18 \text{ ft}$$

Altura máxima de cama:

Cinco veces al diámetro de la columna.

$$= 5 (2\text{ft})$$

$$= 10 \text{ ft}$$

Se escogen 2 camas de 9 ft.

2.4 Tanques acumuladores.

a) Tanque acumulador de solvente (FA-101)

- Flujo másico: 3829 kg/hr

Densidad de la sustancia manejada: 0.9 kg/lt

- Flujo volumétrico: 3829 kg/hr (1t/0.9 kg)=4254 lt/hr

- Tiempo de residencia: 15 min.

$$V = 4254 \text{ lt/hr (1hr/60 min.) (15 min)}$$

$$= 1064 \text{ lt (37.6 ft}^3\text{)}$$

- Usando una L/D=3 y 10% de espacio vapor.

$$L = (\sqrt[3]{36/\pi} 0.81)^{1/3}$$

$$= 8 \text{ ft}$$

$$D = 8 \text{ ft}/3$$

$$= 2.7 \text{ ft.}$$

- Aproximando a dimensiones comerciales:

$$D = 3 \text{ ft}$$

$$L = 8 \text{ ft}$$

$$V \text{ Sección recta} = 1600 \text{ lt } (56.5487 \text{ ft}^3)$$

b) Tanque acumulador de licor (FA-102)

- Flujo másico: 1073 kg/hr.

Densidad de la sustancia manejada: 1.1 kg/lt

- Flujo volumétrico: 1073 kg/hr (1t/1.1 kg) = 975 lt/hr

- Tiempo de residencia: 10 min.

$$V = 975 \text{ lt/hr } (1 \text{ hr}/60 \text{ min}) (10 \text{ min})$$

$$= 162.5 \text{ lt } (5.7 \text{ ft}^3)$$

- Usando una L/D = 3 y 10% de espacio vapor.

$$L = (V 36/\pi 0.81)^{1/3}$$

$$= 4.33 \text{ ft}$$

$$D = 4.33 \text{ ft}/3$$

$$= 1.44 \text{ ft}$$

- Aproximado a dimensiones comerciales:

$$D = 1.5 \text{ ft}$$

$$L = 4.0 \text{ ft}$$

$$V \text{ Sección recta} = 200 \text{ lt } (7.069 \text{ ft}^3).$$

2.5 Equipos varios.

PAQUETE DE ACEITE DE CALENTAMIENTO (AC-101).

a) Carga térmica total requerida:

En base a la demanda de cada equipo.

CLAVE	EQUIPO	CARGA TERMICA (kcal/hr)
HE-101	Evaporador de solvente	472770
EA-101	Calentador de agua de proceso	47905
SC-101	Secador de extracto	<u>25000</u>
		545675

Empleando las características del Mobiltherm ligero y sus condiciones de operación mas comunes en un sistema de calentamiento obtenemos los parámetros siguientes:

b) Propiedades, condiciones de alimentación y retorno del aceite.

$$C_p = 0.53 \text{ kcal/kg}^\circ\text{C}$$

$$p = 0.93 \text{ kg/lt}$$

Condiciones de alimentación: 160°C , $5.0 \text{ kg/cm}^2\text{man.}$

Condiciones de retorno : 120°C , $4.6 \text{ kg/cm}^2\text{man.}$

c) Flujo de aceite.

$$545675 \text{ Kcal/hr (kg}^\circ\text{C/0.53 kcal)(/40}^\circ\text{C)(1 lt/0.93kg)}$$

$$= 27677 \text{ lt/hr}$$

$$= 122 \text{ gal/min}$$

d) Consumo de combustible.

Usando diesel con un poder calorífico bajo de 10700 kcal/kg y densidad de 0.85 kg/lt.

$$545675 \text{ kcal/hr (kg/10700 kcal)(1 lt/0.85kg)}$$

$$= 60 \text{ lt/hr}$$

PAQUETE DE AIRE (AI-101)

a) Condiciones de suministro.

La función de la información contenida en catálogos de secadores y válvulas de control, seleccionamos los valores siguientes:

Aire para secado: 20°C , $2 \text{ kg/cm}^2\text{man.}$

Aire de instrumentos: 20°C , $2 \text{ kg/cm}^2\text{man.}$

b) Flujo requerido.

- Aire para secado

De acuerdo al balance de materia el flujo requerido es de 1387 kg/hr.

$$\begin{aligned}
 \text{Flujo volumétrico A} &= \frac{\text{Flujo Másico}}{\text{Densidad A Cond. STD}} \\
 \text{condic. STD} &= \frac{1387 \text{ kg/hr}}{0.001295 \text{ kg/lt}} \\
 &= 1'071,043 \text{ lt/hr} \\
 &= 1071 \text{ SCMh} \\
 &= 1071 \text{ SCMh} \left[\frac{1 \text{ ft}}{0.3048 \text{ m}} \right]^3 \left[\frac{1 \text{ hr}}{60 \text{ min}} \right] \\
 &= 630 \text{ SCFM}
 \end{aligned}$$

- Aire para instrumentos.

Demanda promedio por instrumento: 0.6 SCFM

Suponiendo 8 instrumentos.

$$\begin{aligned}
 \text{Flujo volumétrico A} &= \frac{0.6 \text{ ft}^3_{\text{std}}}{\text{min}} (8) \left[\frac{0.3048 \text{ m}}{1 \text{ ft}} \right]^3 \left[\frac{60 \text{ min}}{1 \text{ hr}} \right] \\
 \text{condic. STD.} &= 8 \text{ SCMh} \\
 &= 8 \text{ SCMh} \left[\frac{1 \text{ ft}}{0.3048 \text{ m}} \right]^3 \left[\frac{1 \text{ hr}}{60 \text{ min}} \right] \\
 &= 4.7 \text{ SCFM}
 \end{aligned}$$

CENTRIFUGA SEPARADORA DE INSOLUBLES (CE-101)

Las condiciones de operación se toman del diagrama de flujo mostrado previamente.

La eficiencia de separación y las características de diseño fueron obtenidas en función de la información contenida en el Artículo: "Centrifuge Selection". -- Sharples Centrifuges, Pennwalt Corp. Chemical Engineering, Deskbook Issue". Febrero 15, 1971. Esta referencia contiene cualidades típicas para diseños comerciales en función de la capacidad de la misma. El equipo seleccionado es el que se indica en la Hoja de Datos de Operación.

La centrífuga de disco se recomienda debido a que es la empleada con mayor frecuencia en la clarificación de mezclas tánicas y es adecuada para las condiciones de operación presentes.

CICLON RECOLECTOR DE POLVOS (RP-101)

Las condiciones de trabajo de este equipo se presentan en el diagrama de flujo de proceso. El tipo de equipo y las características del mismo, (eficiencia de separación y potencia estimada), se obtuvieron en base a las recomendaciones contenidas en las referencias (8) y (15). Estas propuestas son tentativas en virtud de que se desconocen con exactitud las condiciones del extracto después de secarse, (por ejemplo: el tamaño de partícula), de tal forma que es recomendable comprar este ciclón en paquete con el sistema de secado para garantizar su buen funcionamiento.

SECADOR DE EXTRACTO (SC-101).

Las condiciones de operación de este aparato son las señaladas en el diagrama de flujo de proceso. El secador de atomización se recomienda en base a las experiencias previas para este servicio en el tratamiento de extractos tánicos señaladas en la literatura (23). El sistema cuenta con un calentador de aire el cual usa como medio de calentamiento aceite térmico.

SISTEMA DE VACIO (SV-101).

El objetivo de este sistema es reducir la presión del evaporador HE-101 para evitar que la temperatura de la solución durante la ebullición sea mayor a 70°C. - Se usa bomba accionada con motor eléctrico para proporcionar el servicio deseado.

TOLVA EN POLVO DE CASCALOTE. (TV-101).

Las condiciones de operación son las presentadas en el Diagrama de Flujo de Proceso. El tipo de tolva se selecciona de acuerdo a la información mostrada en la referencia (24).

BANDA TRANSPORTADORA DE TANINOS (BT-101)

Las condiciones de operación fueron obtenidas del balance de materia detallado anteriormente.

EXTRACTOR ACUOSO (EX-101)

Las condiciones de operación fueron establecidas en páginas anteriores en base a las experiencias previas adquiridas en esta parte del proceso.

SOPLADOR (VE-101).

Las características de trabajo se muestran en el Diagrama de Flujo de Procesos. En función de la presión de descarga requerida y el flujo manejado se selecciona un soplador centrífugo de un paso.

La potencia estimada del equipo se calcula por medio de la relación siguiente:

$$\text{HP AIRE} = \frac{144Q (P_2 - P_1)}{33000}$$

Donde:

Q: Flujo de gas (ft^3/min)

P_1 : presión de entrada (lb/in^2)man

P_2 : Presión de salida (lb/in^2) man

Sustituyendo los valores respectivos obtenemos:

$$\begin{aligned} \text{HP AIRE} &= \frac{144 (800) (3-0)}{33000} \\ &= 10 \text{ HP} \end{aligned}$$

APENDICE C

ESTIMACION DE COSTOS DE PRODUCCION POR UNIDAD DE PRODUCTO.

I. COSTOS DE OPERACION.

1. Costos directos de producción.

A. Materiales.

a. Materias primas

CASCALOTE: Obtenido en base a la información siguiente:

Rendimiento= 88%

Porcentaje de taninos en la materia prima=38%

Porcentaje de taninos en el producto=84.55%

$$1 \text{ kg producto } \left[\frac{0.8455 \text{ kg taninos}}{1 \text{ kg. producto}} \right] \left[\frac{\text{kg. cascalote}}{0.38 \text{ kg. taninos (0.88)}} \right]$$

$$= 2.528 \text{ kg. cascalote}$$

Multiplicando por el costo unitario, encontramos el costo del cascalote por kg. de producto.

$$\frac{2.528 \text{ kg cascalote}}{\text{kg. producto}} \left[\frac{\$30.00}{\text{kg. cascalote}} \right] = \frac{\$75.84}{\text{kg. producto}}$$

SOLVENTE: El solvente seleccionado es el acetato de etilo y en función del balance de materia - se pierde un 12% del mismo por unidad de producto.

$$\frac{0.12 \text{ kg. solvente}}{\text{kg. producto}} \left[\frac{\$420.00}{\text{kg}} \right] = \frac{\$50.40}{\text{kg. producto}}$$

b. Servicios auxiliares.

De este concepto se hizo una evaluación en la cual en función de los consumos reportados en el punto 6.0 del capítulo VIII, se calcularon los totales por año encontrándose los resultados siguientes:

<u>SERVICIO</u>	<u>CONSUMO ANUAL</u>
Agua de enfriamiento	798,413 toneladas
Agua de proceso	6,867 toneladas
Combustible líquido	441,504 litros
Energía eléctrica	750,557 kw-hr.

Los consumos por años multiplicados por los cos
tos unitarios respectivos presentados en la ta-
bla XXI nos dan el costo por servicios anual.

<u>SERVICIO</u>	<u>COSTO ANUAL (MILES DE PESOS M.N.)</u>
Agua de enfriamiento	48,000
Agua de proceso	2,747
Combustible líquido	22,075
Energía eléctrica	12,009
T O T A L	84,831

Conociendo que la capacidad de producción de la
planta es de 1,000 toneladas al año, traducimos
los costos anuales a costo por kilogramo de pro
ducto.

<u>SERVICIO</u>	<u>COSTO POR KG. DE PRODUCTO (PESOS M.N.)</u>
Agua de enfriamiento	48.00
Agua de proceso	2.75
Combustible líquido	22.08
Energía eléctrica	12.01
T O T A L	84.83

c. Materiales de Mantenimiento.

Los costos por año en este sentido pueden calcu-
larse como el 40% de los costos de mantenimien-
to, los cuales a su vez se estiman como el 4% -
del monto de la inversión inicial.

Costo de mantenimiento=0.04 (0.40)(\$1'112,960,000.00
anual M.N.)

= \$17'807,360.00 M.N.

Evaluando este costo por kilogramo de producto en función de la capacidad de la planta obtenemos:

Costo de materiales de mantenimiento por kg. de producto (pesos M.N.) = 17.81

B. Mano de obra.

a. Mano de obra directa de operación.

Considerando que se opera tres turnos de ocho horas cada uno, con tres operadores por turno, calculamos el costo anual en función del costo por hora reportado en la tabla XII.

$$\frac{3 \text{ operadores}}{\text{turno}} \left[\frac{3 \text{ turnos}}{\text{día}} \right] \left[\frac{8 \text{ horas}}{\text{operador}} \right] [365 \text{ días}] \left[\frac{\$450.00}{\text{hora}} \right]$$

= \$11'826,000.00 M.N.

De acuerdo a la capacidad de producción evaluamos el costo por kilogramo concerniente a este concepto, el cual resulta expresado en pesos moneda nacional:

11.83

b. Supervisión de Operación.

Suponiendo que labora un supervisor por turno - calculamos el costo por año.

$$\frac{1 \text{ supervisor}}{\text{turno}} \left[\frac{3 \text{ turnos}}{\text{día}} \right] \left[\frac{8 \text{ horas}}{\text{supervisor}} \right] [365 \text{ días}] \left[\frac{\$1,000.00}{\text{hora}} \right]$$

= \$8'760,000.00 M.N.

En función de la capacidad de producción se obtiene el costo por kilogramo en pesos moneda nacional:

8.76

c. Mano de obra directa de mantenimiento.

Suponiendo que labora un obrero por turno estimamos el costo por año:

$$\frac{1 \text{ obrero}}{\text{turno}} \left[\frac{3 \text{ turnos}}{\text{día}} \right] \left[\frac{8 \text{ horas}}{\text{obrero}} \right] [365 \text{ días}] \left[\frac{\$450.00}{\text{hora}} \right]$$

$$= \$3'942,000.00 \text{ M.N.}$$

De acuerdo a la capacidad de producción obtenemos el costo por kilogramo en pesos moneda nacional:

$$3.94$$

d. Supervisión de mantenimiento.

Se evalúa el costo anual suponiendo que un supervisor trabaja un turno al día.

$$\frac{1 \text{ supervisor}}{\text{día}} \left[\frac{8 \text{ horas}}{\text{supervisor}} \right] [365 \text{ días}] \left[\frac{\$1,000.00}{\text{hora}} \right]$$

$$= \$2'920,000.00 \text{ M.N.}$$

En función de la capacidad de producción calculamos el costo por kilogramo en pesos moneda nacional:

$$2.92$$

e. Nómina por cargos de mano de obra.

Este concepto se calcula como el 30% sobre el costo de mano de obra total

$$0.30 \left[\begin{array}{l} \text{Mano de obra di-} \\ \text{recta de opera-} \\ \text{ción} \end{array} + \begin{array}{l} \text{Supervisión} \\ \text{de Opera-} \\ \text{ción} \end{array} + \begin{array}{l} \text{Mano de obra} \\ \text{directa de} \\ \text{mantenimiento} \end{array} \right]$$

$$+ \left. \begin{array}{l} \text{Supervisión} \\ \text{de Manteni-} \\ \text{miento.} \end{array} \right\}$$

$$= 0.3 \left[\frac{\$11.83}{\text{kg. producto}} + \frac{\$ 8.76}{\text{kg. producto}} + \frac{\$ 3.94}{\text{kg. producto}} + \frac{\$ 2.92}{\text{kg. producto}} \right]$$

$$= 0.3 \left[\frac{\$27.45}{\text{kg. producto}} \right]$$

$$= \frac{\$8.24}{\text{kg. producto}}$$

2. Costos indirectos de producción.

A. Overhead (administración, mano de obra indirecta, compras, relaciones industriales, contabilidad, -- inspección y seguridad, etc.).

Se estima como un 20% de los costos directos:

0.2 (Costos directos)

$$\begin{aligned} &= 0.2 \left[\frac{\$264.57}{\text{kg. producto}} \right] \\ &= \frac{\$52.91}{\text{kg. Producto}} \end{aligned}$$

B. Depreciación.

Se calcula anualmente suponiendo un tiempo de vida de la planta de 10 años y depreciación lineal, mediante la relación siguiente:

$$\text{Depreciación anual} = \frac{I_f - V_r}{N}$$

Donde:

I_f: Inversión de capital fijo.

V_r: Valor de rescate.

N: Número de años de vida de la planta.

Sustituyendo los valores correspondientes:

$$\frac{\$1,112'960,000.00 - \$111'296,000.00}{10}$$

$$= \$100'166,400.00 \text{ M.N.}$$

Este es el costo anual y es independiente de la capacidad de producción.

3. Contingencias.

Se estima como el 5% de los costos indirectos más los costos directos menos depreciación.

$$0.05 \left[\frac{\$317.48}{\text{kg. producto}} \right]$$

4. Costos de distribución.

A. Recipiente y empaqués.

Se calcula como un 1% de las ventas.

$$0.01 \left[\frac{\$1100.00}{\text{kg. producto}} \right]$$

$$= \frac{\$11.00}{\text{kg. producto}}$$

B. Fletes.

Se estiman como un 3% de las ventas.

$$0.03 \left[\frac{\$1100.00}{\text{kg. producto}} \right]$$

$$= \frac{\$33.00}{\text{kg. producto}}$$

II. COSTOS GENERALES.

1. Mercadeo o costos de ventas.

Se estiman como el 3% de las ventas:

$$0.03 \left[\frac{\$1100.00}{\text{kg. producto}} \right]$$

$$= \frac{\$33.00}{\text{kg. producto}}$$

2. Gastos Administrativos.

El costo anual se evalúa como el 3% de la inversión - de capital fijo.

$$0.03 (\$1,112'960,000.00)$$

$$= \$33'388,800.00 \text{ M.N.}$$

Este concepto es independiente de la capacidad de producción.

REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS

1. "Purification of Vegetables Tannis". Filachione E.M., - Harris E.H. & Lurisi F.P." Journal of ALCA. New Jersey. Marzo, 1955.
2. "Anteproyecto de Planta Piloto para la manufactura de -- Acido Tánico a partir de dos especies vegetales de México". Collado y Gutiérrez, Pedro. Tesis Profesional, -- UNAM. México, 1957.
3. "Purification, Crystallization, and Properties of Tannase from Divi Divi Pods". W. Madhava Krishna & S.M. Bose. -- Bull. Central Leather Research Inst. Madras. 8, 153, 65, 1961.
4. "Los Taninos Vegetales. Yagüé Gil A. Ministerio de Agricultura. Madrid, 1969.
5. Comunicación directa de la Asociación de Curtidores de - León, Guanajuato. México, 1986.
6. "Analysis of Vegetable Tanning Materials". ALCA Official Method. New Jersey. Junio, 1956.
7. "Estudio de Acido Tioglicólico". Universidad Iberoamericana, Reporte de Investigación. México, 1985.
8. "Enciclopedia de la Tecnología Química". Kirk, R.E. & -- Othmer, D.F. Uteha, 1961. Vol. V, VI, VII.
9. "Importaciones Comparativas por producto-País". Instituto Mexicano del Comercio Exterior. México. 1980-1984.
10. "How Much Experimentation Before Comercialization". Conn A.L. Chemical Engineering Progress. Vol. 67, No. 6, Junio, 1971.
11. "Separation Processes". King, C. Judson. McGraw-Hill Book Company. New York, 1971.
12. "Compendio de Análisis Químico Cuantitativo". Fishers & Peters. Editorial Interamericana.
13. "Packed Extraction Tower Design Procedure". Esso, Design Practices. 1963.
14. "Instructivos Internos de Trabajo" Instituto Mexicano del Petróleo. México, 1977.

15. "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical - Plants", Vol. 1. Ludwig, Ernest E. Gulf Publishing Company. Houston Texas, 1964.
16. "Costos de Servicios Auxiliares, Químicos y Combustible". Superintendencia General de Ingeniería de Proceso, Petróleos Mexicanos. México, 1983.
17. "Simplified Approach to Preliminary Cost Estimates", Lang H.J. Chemical Engineering. Junio, 1948.
18. "Cost and Optimization Engineering". Jelen F.C. McGraw-Hill, 1970.
19. "Introduction to Process Economics", Holland, F.A., Watson, F.A. & Wilkinson, J.K. John Wiley & Sons, 1974.
20. Comunicación directa con los Industriales del Cuero de - León Guanajuato.
21. "Process Equipment Cost". Hall Richard S., et. al. Chemical Engineering. Abril 5, 1982.
22. Información directa de Celanes e Mexicana. Departamento de Ventas. México, 1986.
23. "Anhydro Spray Drying Plants". Anhydro A/S. Copenague, - Dinamarca, 1978.
24. "Chemical Engineers Handbook". Perry Robert & Chilton, - Cecil. McGraw-Hill Company. New York, 1973.
25. "Seminario de Tecnología de Anfi". Asociación Nacional - de Firmas de Ingeniería, A.C. México, D.F. Octubre 1984.
26. "Plant Design and Economics for Chemical Engineers". Peters, Max & Timmerhaus, Klaus. McGraw-Hill Company. New York, 1980.
27. "Estudio de Factibilidad del Proyecto de Plantas Petroquímicas para la Obtención de Aromáticos y Solventes en la Cangrejera, Ver." Instituto Mexicano del Petróleo, México, 1972.