

**UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA
FACULTAD DE INGENIERIA QUIMICA
Y MANUFACTURERA**



**Estudio Técnico Económico para la
Instalación de una Planta Comercial
de Extracción de Xantofila a partir
de la Harina de Marigold**

T E S I S

Para optar el Título Profesional de:

INGENIERO QUIMICO

**Luis Pérez Roca
Luisa Zuñiga De La Cruz**

**Lima-Perú
1997**

ESTUDIO TECNICO ECONOMICO PARA LA INSTALACION DE UNA PLANTA COMERCIAL DE EXTRACCION DE XANTOFILA A PARTIR DE LA HARINA DE MARIGOLD

INDICE

INTRODUCCION

1. CONCLUSIONES
2. RECOMENDACIONES

CAPITULO 1 : ANTECEDENTES

- 1.1 Historia del Marigold
- 1.2 Estudio Botánico
 - 1.2.1 Características Generales
 - 1.2.2 Características de Cultivo
 - 1.2.3 Variedades
- 1.3 Carotenoides y Xantófilas
 - 1.3.1. Resumen histórico
 - 1.3.2 Características
 - 1.3.3 Propiedades
 - 1.3.4 Estabilidad de los pigmentos carotenoides
 - 1.3.5 Aplicaciones como colorante natural

CAPITULO 2 : ESTUDIO DE MERCADO

- 2.1 Formas de industrialización de la xantófila
- 2.2 Estudio de mercado del marigold
- 2.3 Cuadros estadísticos de producción de las xantófilas
- 2.4 Demanda de producto

CAPITULO 3 : DETERMINACIONES EXPERIMENTALES

- 3.1 Selección de la metodología de extracción
 - 3.1.1 Cosecha
 - 3.1.2 Secado
 - 3.1.3 Molienda
 - 3.1.4 Extracción
 - 3.1.5 Extracción con solventes
- 3.2 Selección de los Sistemas Experimentales
Materia Prima y solventes
- 3.3 Resultados Experimentales a nivel banco
 - 3.3.1 Determinación de la curva patrón
 - 3.3.2 Relación carga / solvente
- 3.4 Resultado Experimentales a Nivel Piloto
 - 3.4.1 Equipos usados
 - 3.4.2 Variables controladas
 - 3.4.3 Cálculo de eficiencia
- 3.5 Análisis
 - 3.5.1 Análisis de la Materia prima
 - 3.5.2 Análisis de los productos
 - 3.5.3 Normas de Calidad de Producción del colorante xántofila

CAPITULO 4 : ESTUDIO TECNOLÓGICO

- 4.1 Escalamiento de los resultados experimentales a una unidad comercial
- 4.2. Selección del tamaño de planta
 - 4.2.1 Selección de los equipos
 - 4.2.2 Diseño de los equipos

- 4.3 Descripción del proceso
 - 4.3.1 Diagrama del proceso

CAPITULO 5 : ESTUDIO ECONOMICO

- 5.1 Cálculo de Inversiones
 - 5.1.1 Activos Fijos
 - 5.1.2 Inversión de capital fijo
 - 5.1.3 Capital de Trabajo
 - 5.1.4 Inversión total
 - 5.1.5 Costo de Producción
 - 5.1.6 Precio de venta
- 5.2 Evaluación del proyecto
 - 5.2.1 Criterios de Evaluación
 - 5.2.2 Cálculo de Beneficios
 - Programa de producción y requerimiento
 - Valor de venta de oleorresina
 - Capital de trabajo
 - Servicio de la deuda
 - Estado de pérdidas y ganancias - Flujo de Caja

ANEXOS

- Anexo 1. Composición y análisis de xantófilas totales
- Anexo 2. Estudio del coeficiente de transferencia en extracción sólido-liquido.
- Anexo 3. Métodos para incrementar la actividad de xantófila en las aves de carne
- Anexo 4. Incentivos a la exportación
- Anexo 5. Certificación INASSA
- Anexo 6. Descripción de rotavapor

BIBLIOGRAFIA

INTRODUCCION

Las plantas han sido desde la antigüedad un recurso al alcance del ser humano como base de su alimentación y curación de sus enfermedades.

En el caso de las plantas medicinales los conocimientos de su poder curativo se han transmitido de generación en generación y han llegado en esa forma hasta nuestros días conociéndose como medicina tradicional.

En la actualidad tanto las plantas medicinales como las utilizadas por su capacidad pigmentante están siendo estudiadas con el objetivo de agruparlas para determinar su estructuras química , procurar su síntesis y proponer modificaciones estructurales en la búsqueda de una mayor actividad.

El Perú ha sido tradicionalmente un país exportador de algunas plantas aromáticas, medicinales y de colorantes. Sin embargo la creciente competencia de otros países productores a causado que su posición como productor tienda a decrecer y el horizonte no sea prometedor . Esta situación hace imperativa la necesidad de plantear estrategias a corto y mediano plazo a fin de no sólo recuperar el mercado sino de ampliarlo.

Como parte de esta estrategia el presente estudio tiene como objetivo contribuir al desarrollo de la economía del país y la generación de divisas , mediante la elaboración de oleorresina de harina de marigold.

El marigold tiene como activo colorante a la xantófila y es exportado tradicionalmente por nuestro país en forma de harina. La oleorresina es un producto mas concentrado (relación 1:6 oleorresina : harina) con lo cual recuperaríamos el interés de los compradores internacionales y nuestra posición de exportador por excelencia de este activo.

CONCLUSIONES

1. Para el procesamiento de oleorresina, según el análisis económico, la rentabilidad es directamente proporcional a la concentración de xantófila en la harina empleada. De esto se deduce que se debe trabajar con harinas de concentración mayor a 10 g xantófila / kg harina.
2. La máxima concentración de xantófila que se puede alcanzar en la oleorresina es de 109.74 g xantófila/ kg de oleorresina, trabajando con harina de 13 g xant / kg de harina, considerando una eficiencia constante de 81.96%.
Para obtener concentraciones mayores se tiene que diluir la oleorresina obtenida en otro solvente (ejemplo: eter isopropílico) y concentrar.
3. El estudio de la relación carga / solvente y el tiempo de residencia a nivel laboratorio son un punto de partida, pero no se puede escalar proporcionalmente a la extracción en socklet piloto por la dinámica del proceso.
4. La harina debe estar bien pelletizada , con forma definida y resistente al manipuleo, de preferencia con aplicación de encapsulante a fin de que no pierda su forma cilíndrica con el baño continuo de solvente. En caso contrario se presenta problemas de acanalamiento y disminución del área de transferencia.
5. La temperatura es el parámetro limitante en la etapa de concentración. Temperatura mayor a 68°C degrada el activo originando una menor concentración en la oleorresina.

6. A nivel piloto, el tiempo de concentración por destilación al vacío fue de 3 horas. El equipo de vacío disponible en el Lab. 23A de la FIQM trabajará en forma eficiente con volúmenes de operación mayores al que actualmente tiene el rotavapor. A nivel industrial este tiempo es mayor.

7. La determinación, con aproximación confiable, de las propiedades químicas y físicas de las todas las soluciones involucradas , principalmente de la viscosidad, es crítica para el diseño de los agitadores de los concentradores y en general para todos los equipos.

RECOMENDACIONES

1. Para asegurar el abastecimiento de la harina de marigold es necesario el manejo de los procesos previos como son , terrenos de cultivo de marigold y la planta de producción de harina. De ser el caso se debe tener en cuenta para el análisis económico, los incentivos de suspensión de los derechos de importación existentes para la admisión temporal de la semilla y preservantes los cuales disminuirían los costos de producción.
2. Para la producción de oleorresina para consumo directo, el paso siguiente a la producción de oleorresina es la saponificación, proceso que no ha sido considerado en este estudio.
3. El diseño de planta puede orientarse a cumplir servicios múltiples o multipropósito, de tal forma que pueda realizar otros procesos de obtención de colorantes similares al de la harina de marigold.

CAPITULO 1 : ANTECEDENTES

1.1 HISTORIA DEL MARIGOLD

La flor de marigold (*Tagetes Erecta*), conocida comúnmente como: "clavel chino", "clavelón", "clavel africano" y "flor de muerto", es originaria de México y es cultivada en diversos países : Argentina, Perú, Ecuador, Chile y Venezuela. (3) La flor de marigold es fuente natural de un colorante conocido como xantófila y es considerado como la fuente más concentrada a diferencia de otras fuentes.

Su aplicación principal es en la industria de alimentos balanceados para aves. La industria avícola demanda grandes cantidades de pigmentos para agregarlos a los alimentos de las aves como fuente pigmentante del color amarillo naranja de las yemas de los huevos o la piel de las aves . Este atractivo de pigmentación revaloriza al producto final, lo que se refleja en el comercio de los diversos productos avícolas.

Desde hace 25 años la dieta de las aves ha incidido en los alimentos orgánicos, principalmente maíz y alfalfa, pero sus efectos colorantes son relativos. La industria alimentaria avícola ha investigado con la harina de pimienta, de trébol y de lechuga. Sin embargo, una investigación realizada en 1943 (2) comprobó que los pétalos de la flor de marigold contenían una gran cantidad de colorante amarillo, luteína (64.% del total de xantófila), y que administrado en la dieta de las aves generaba una coloración radiante en la piel, carne y yema de los huevos.

En el Perú , el cultivo del marigold se inició en 1967 en el valle de Cañete, extendiéndose luego a los valles de Barranca y Huaral. Prácticamente casi

toda la producción se encuentra en el departamento de Lima. (1)

En el año 1971 empezó a cultivarse a escala industrial, con una producción variable y con tendencia a incrementarse en un mediano plazo. Este incremento obedece a la mayor demanda de pigmentos naturales en la industria alimentaria de los países desarrollados. Ello se deriva de los resultados de investigaciones sobre el peligro de los pigmentos colorantes sintéticos en la salud.

México es el mayor productor de flores de marigold en el mundo, sin embargo nuestro país tiene la ventaja de estar ubicado en el hemisferio sur donde las estaciones son variadas y las características de nuestra costa, con marcada ausencia de lluvias permiten obtener una harina de mejor calidad.

1.2 ESTUDIO BOTANICO

1.2.1 Características Generales

El marigold es una planta de ciclo anual que crece normalmente hasta una altura variable de 0.7 a 1.2 m, fluctuando el área de cubrimiento de su follaje de 40 a 60 cm (1), y sus flores linguadas de 5 cm de diámetro, aproximadamente, tienen color amarillo naranja, es típicamente un cultivo de transplante por tener la propiedad de reproducir sus raicillas rápidamente (4).

El cultivo crece en mejores condiciones cuando es establecido en áreas de climas cálidos, con baja humedad ambiental, alta luminosidad y altitudes mayores a 500m.

Tanto la temperatura como el largo del día (horas de luz solar diarias) tienen un efecto marcado sobre el proceso de floración, se tienen antecedentes que esta especie florece bajo condiciones de día largo y temperaturas medias (1,3)

El marigold es una planta de polinización cruzada y sus principales agentes polinizantes son los insectos. Se tiene referencia que el grado de polinización es bastante satisfactorio, lo que resulta favorable, desde el punto de vista de rendimiento, expresado en peso de flores (3).

1.2.2 Características de cultivo

La propagación del marigold es por semilla y el período de siembra a la cosecha dura de 90 a 100 días.

Puede cultivarse por el sistema de almácigo y transplante, ya que las plántulas presentan una alta resistencia cuando se someten al "stress" del transplante.

También puede ser sembrada en forma directa en el terreno definitivo, poniendo la siembra sobre la hilera a chorro continuo, para ralearla posteriormente a una distancia que varía entre 25 y 35 cm (3).

Con este sistema la dosis de semilla por hectárea fluctúa entre 1.5 y 3 kg. pero cuando se emplea el sistema de cultivo por almácigo y transplante, esta dosis puede rebajarse considerablemente (3).

a. Almácigos

En algunos países el sistema de almácigo y transplante recomienda la siembra de almácigos en línea (3).

El marigold presenta una pérdida de vigor relativamente rápida por lo que es aconsejable, en la determinación de la dosis de siembra, efectuar un análisis de germinación.

Considerando un valor de germinación del 90% y un número de 220 semillas por gramo, se puede señalar una dosis de 0.7 - 1.0 kg/Ha. Se estima una dosis de siembra en almácigo de 10 gr/m², esto significa 70 - 100 m² de almácigo para completar la cantidad necesaria de plantas para una hectárea de cultivo (3).

b. Distancias de Plantación

Para lograr una alta plantación (120,000 plantas/ Ha), se requiere un distanciamiento de 0.65 cm entre hilera, 0.25 m. sobre hilera y 2 plantas por cada golpe de plantación (3).

El distanciamiento usado es de 20 cm. entre plantas y 90 cm. entre surcos(3).

C. Epocas de Siembra

Según algunos autores, la siembra de marigold puede efectuarse en los meses siguientes

- Marzo, al aire libre Florece de junio a setiembre
- Abril, al aire libre Florece de junio a setiembre
- Mayo, en plena tierra Florece de agosto a octubre
- Setiembre, en tierra Florece de junio a set. del año siguiente (5)

Estos autores mencionan que la época adecuada es en el mes de marzo.

d. Suelos

El marigold no es muy exigente en cuanto al tipo de suelo, aunque responde muy bien a suelos con bastante materia orgánica (3).

Se recomienda suelos moderadamente ricos y bien drenados con un rango de pH de 5-8. El riego es factor principal para obtener una alta producción de flores, ya que la planta tiene alta exigencia de agua (3).

Si el terreno tiene poca materia orgánica conviene añadir estiércol muy descompuesto, en este caso un mes antes de la siembra y en proporciones de unos 100 kg. por hectárea (6).

e. Rendimiento

El cultivo de marigold permite obtener rendimientos altos que en promedio giran alrededor de 15 Ton. métricas de flores frescas por hectárea, debido a su alta densidad de plantas por hectárea y en un

tiempo relativamente corto de 4 a 4.5 meses.

1.2.3 Variedades

Los siguientes son nombres de variedades de marigold

Nombre	<u>Origen</u>
Cupid mixed	Nueva Zelanda
Aquarious	Nueva Zelanda
Guinea Giants	Nueva Zelanda
Petit Mixed	Nueva Zelanda
Guinea Gold	Nueva Zelanda
Russet and gold	Nueva Zelanda
Hawai B.	E.E.U.U

De todas estas variedades, se han destacado muy favorablemente Guinea Gold y Hawai B. Todas han presentado niveles de productividad satisfactorios alcanzando un máximo de 36.8 Tcn. de flores frescas por hectárea (3).

1.3 CAROTENOIDES Y XANTOFILA

Los carotenoides son los más numerosos y expandidos grupos de pigmentos que se presentan en la naturaleza. Son componentes celulares indispensables en los microorganismos, algas, plantas superiores, animales y los seres humanos. (Goodwin, 1952, 1980, 1984; Karnaukhov, 1973, 1988, Feofilova 1974; Liaaen-Jensen 1978). Es por esto que se han llevado a cabo una variedad de estudios sobre estas sustancias durante casi 80 años desde que Ms. Tswett descubrió la diversidad de carotenos y xantófilas y sugirió el término "carotenoideos" como un nombre genérico para ellos (Tswett, 1910, 1911).

1.3.1 RESUMEN HISTÓRICO

Las observaciones con respecto a los carotenoides datan del siglo XIX, Wackewroder (1831) reportó el aislamiento de cristales de pigmentos planos rojo brillantes de las células de las raíces de la zanahoria los cuales llamó "caroteno". Bergelins (1837) aisló un pigmento amarillo proveniente de las hojas caídas y le dió el nombre de xantófila. Al final del siglo XIX la información disponible en pigmentos de plantas y animales; y sobre la solubilidad en los lípidos sugirió los términos "lipocromos" y "cromolípidos" para designarlos.

La Historia de la investigación de los carotenoides como una sustancia química distinta comienza con los primeros trabajos de Tswett que usó una técnica cromatográfica propia. Este método fue a convertirse en una de las herramientas principales en los estudios tanto químicos como biológicos (Tswett 1946,; Senchenkorc 1973-78).

Usando el procedimiento cromatográfico Tswett fue el primero en descubrir el polimorfismo de los carotenos y las xantófilas , llevando a cabo un extenso estudio de éstos pigmentos en varios representantes del reino animal y reino vegetal. La información obtenida fue sumariada en su libro publicado en 1910. Basado en el análisis de información acerca de los carotenos y xantófilas, Tswett sugirió en 1911 un nuevo nombre genérico "carotenoides".

En el mismo período, Willstater y Mieg (1907) realizaron estudios para determinar la fórmula química del caroteno ($C_{40}H_{56}$) y la xantófila ($C_{40}H_{56}O_2$). Esto demostraron que la xantófila puede ser considerada como un producto de la oxidación del caroteno.

Desde éste momento los carotenos empiezan a ser categorizados en dos grupos en la nomenclatura química. Uno de ellos incluye hidrocarburos

designados carotenos, mientras el otro establece sus derivadas oxidados designados como xantófilas.

El concepto de carotenos de Tswett fue ampliado por Palmer (1922) cuyo libro sintetiza los resultados de la primera fase de investigación.

La segunda fase descubierta a finales del siglo XX con los trabajos de los grupos encabezados por Kun en Alemania, Karer en Suiza y Zeichmeister en Hungría. Esta etapa se caracterizó por un extenso uso de las técnicas cromatográficas para la separación del carotenoide y el análisis de absorción espectral para determinar su estructura. En particular Zeichmeister formuló el concepto por el cual sugirió que los carotenoides tenían una estructura fundamental de una cadena polyenica de doble lazo. Simultáneamente Kun demostró usando métodos espectroscópicos que el color de los carotenoides es un producto de acoplamiento en la cadena polyenica de doble enlaces.

En 1930 y 1931 Karer descubrió la simetría en las moléculas de β -caroteno, lycopene y zeaxantina; demostró que el β -caroteno es un precursor de la vitamina A en los tejidos de los humanos y de los animales, su media molécula conforma el todo de la estructura de la vitamina (Fig.1a y 1b).

Durante ésta segunda fase de investigación (de 1925 a 1950) el Número de carotenoides naturales aislados de materiales biológicos, aumentó de cerca de 10 a 80 la estructura de 35 sustancias, siendo positivamente establecidas. La síntesis química total del β -caroteno se cumplió antes de 1950. Simultáneamente, se estableció que el oxígeno de la molécula de la xantófila no solamente formaba grupos de hidroxil sino también Keto-y epoxi enlaces con; las moléculas de los carotenos.

Información obtenida durante la segunda fase de investigación fue resumida por Karer y ncker (1948) "La Bioquímica Comparativa de los Carotenoides".

El avance de los estudios de la estructura química del carotenoide requirió que sus resultados fueran sistematizados y revisadas las nomenclaturas utilizadas anteriormente. De acuerdo a la nueva nomenclatura adoptada por la Unión de Química Pura y Aplicada (Reglas Experimentales, 1973) los carotenoides serán categorizados en las siguientes clases (Straub, 1971):

1. hidrocarburos : carotenos

2. C₄₀ xantófilas

(a) monohidróxidos

(b) dihidróxidos

(c) polihidróxidos

(d) Alicóxidos

(e) Epóxidos

(f) Aldehídos

(g) monocetonas

(h) dicetonas

(l) policetonas

(j) ácidos

(k) sec. compuestos

3. Homocarotenoides

4. Apo - carotenoides

5. Nor - carotenoides

6. Otros carotenoides

1.3.2 Características

De acuerdo a la literatura consultada, el número total de carotenoides con estructuras bien conocidas ha aumentado desde cerca de 50 a 600 durante los últimos 30 años (Goodwin 1959, 1980, 1984).

Para la obtención de xantófila se ha escogido como fuente natural a la



Fig. 1a LUTEINA



Fig. 1b ZEAXANTINA

harina de marigold basados en los Cuadros 1 y 3. Adicionalmente de acuerdo al objetivo de este estudio , la xantófila se producirá con fin comercial, orientado a la exportación.

Varios autores reportan que el marigold es la fuente más concentrada de xantófilas, pero más del 80% se encuentra en forma esterificada a diferencia del maíz y la alfalfa que lo presentan como alcohol (Cuadro 2). Los esterres de marigold son grandes palmitatos tipo cera, resistentes a la hidrólisis.

En los pétalos de marigold, aproximadamente el 98.7% se encuentra en forma de ésteres : luteína (84 %), zeaxantina (6%) . La relación de las otras xantófilas se detalla en el Cuadro 3. Estas son las xantófilas que imparten coloración amarilla a los depósitos de grasas de la piel de las aves y yema de huevos.

Luteína : Pertenece al grupo de las xantófilas, es un dihidroxido, originalmente fue aislado de la yema de huevo, ahora se obtiene de algas y de pétalos de muchas flores. No posee la actividad de la vitamina A. Soluble en agua, solventes orgánicos pero mucho más soluble en metanol hirviendo (1:700). Fig (1.a)

Zeaxantina : Es un dihidroxido, uno de los más abundantes alcoholes carotenoides en la naturaleza. No posee el valor vitaminico de la vitamina A. Fig (1.b).

1.3.3 Propiedades

Como consecuencia del avance tecnológico y el movimiento de regreso a lo natural, el uso de pigmentos naturales se ha incrementado en los últimos años.

El pigmento xantófila tiene la propiedad de dar coloración a la piel de los

CUADRO 1. CONTENIDO DE OXICAROTENOIDES EN FUENTES PIGMENTANTES NATURALES

FUENTE PIGMENTANTE	XANTOFILA TOTAL mg / kg		
	(1)	(2)	(3)
HARINA DE MARIGOLD	4275.0	8000.0	4000.0
CONCENTRADO DE MARIGOLD	-	-	23000.0
HARINA DE MAIZ AMARILLO	8 - 50	23.0	-
HARINA DE GLUTEN DE MAIZ	200.0	330.0	120.0
ALFALFA DESHIDRATADA	325.0	475.0	-
ALFALFA DESHIDRATADA (17% PROTEINA)	-	-	110.0
ALFALFA DESHIDRATADA (25% PROTEÍNA)	-	-	220.0
HARINA DE ALGAS (CHLORELLO PYRENOIDOSA)	4000.0	-	4000.0
HARINA DE ALGA COMUN	2200.0	-	-
HARINA DE ALGA MARINA	380.0	-	-
HARINA DE PIMENTON	965.5	-	-

Fuente : (1) Karujeewa et al (1984) , citado por Montilla y Angulo (1986)

(2) Scott et al (1976)

(3) Marusich y Baurneind (1981)

CUADRO 2.

CONTENIDO DE LUTEINA Y ZEAXANTINA COMO PORCENTAJE DE
OXICAROTENOIDES TOTALES

PIGMENTOS	ALFALFA	MAIZ AMARILLO	GLUTEN DE MAIZ	MARIGOLD	ALGAS
LUTEINA	46	54	53	88	78
ZEAXANTINA	04	23	29	04	05

Fuente : Karujeewa et al (1984) , citado por Montilla y Angulo (1986)

CUADRO 3.**DISTRIBUCION PORCENTUAL DE OXICAROTENOIDES EN VARIOS TIPOS DE PETALO DE MARIGOLD DE DIFERENTE PROCEDENCIA (%)**

OXICAROTENOIDES	AMERICANO		FRANCES		MEXICANO COMERCIAL
	ROJO	AMARILLO	ROJO	AMARILLO	
LUTEINA	87.3	72.3	85.5	87.3	88.0
ANTEROXANTINA	0.2	0.1	0.2	0.1	0.1
ZEAXANTINA	4.0	16.4	4.1	4.0	3.6
NEOXANTINA	0.2	0.8	0.1	0.1	0.1
CRISAR+XANTINA	0.3	0.8	0.2	0.2	0.2
FLAVOXANTINA	0.4	1.3	0.3	0.3	0.3
AUROXANTINA	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1

fuelle : Quackenbush y Miller (1972)

pollos, aumentando su valor comercial. La principal razón de compra de las aves es por su coloración lo cual es sinónimo de producto natural y sano. Frente a esta realidad del mercado , los pigmentantes tienen un rol importante para el avicultor y determinante en los gustos y preferencias del público consumidor.

A nivel químico la función de la xantófila ha sido poco estudiada y no está completamente explicada y no es el objetivo de este estudio.

1.3.4 Estabilidad de los pigmentos carotenoides

La estabilidad de los carotenoides es relativa, dependiendo de las fuentes de procedencia, procesamiento, condiciones de almacenamiento, tipo de antioxidantes usados.

Harina de marigold

En el caso de la harina de marigold se contempla aquellos factores que pueden afectar la producción de oleoresina. Estos factores se presentan durante la etapa de almacenamiento de la materia prima, tenemos la temperatura, humedad relativa, microorganismo y otros; ocasionando pérdidas cuantitativas y cualitativas.

a. Temperatura:

La velocidad de las reacciones bioquímicas es directamente proporcional a la temperatura. El crecimiento de hongos y bacterias se favorece con la temperatura y humedad.

Las reacciones enzimáticas favorecen las reacciones entre los aminoácidos libres de las proteínas de la harina y los azúcares (Reacción Mayllard) dando lugar a la formación de un complejo insoluble de color pardo. El pardeamiento enzimático ocurre por la acción de una oxidasa. En esta reacción hay formación de peróxidos de hidrógeno y luego la formación de pigmento oscuro. (18)

b. Humedad relativa y contenido de humedad

Las harinas en general son higroscópicas, produciéndose cambios en el color, acidez y textura. Para efectos de almacenamiento la humedad relativa del producto debe ser $< 14\%$; una humedad relativa y de almacenamiento $< 75\%$ y $< 299\text{ K}$ respectivamente. (17)

c. Tiempo de almacenamiento :

Según Cuadro 4. los estudios sobre el almacenamiento de la harina de marigold se concluye que el tiempo máximo de almacenamiento no debe ser mayor a 30 días:

Cuadro 4

PERDIDA MENSUAL DE XANTOFILA TOTAL EN % A TEMPERATURA Y HUMEDAD RELATIVA DEL MEDIO AMBIENTE				
Origen	1 mes	2 meses	3 meses	4 meses
Barranca	16.5	12	10.5	8.7
Cañete	19	15.5	13.5	9

Fuente : (16)

d. Microorganismos

Predomina el ataque por hongos, que se desarrollan a humedades entre 13 - 17%. Con un aumento de temperatura su crecimiento es favorecido. El problema ocasionado por los microorganismos es la generación de ácidos de acuerdo a su metabolismo. A condiciones de bajo pH, los ésteres isomerizan y pierden su actividad como pigmentantes.(19) Por lo tanto debe mantenerse la temperatura baja $< 299\text{ K}$ para evitar el crecimiento de microorganismos.

Xantófila

Las xantófilas se degradan por oxidación e isomerización cuando están en forma de harina.

La pérdida de neoxantina, luteína y violaxantina parece deberse a procesos oxidativos, según estudios realizados en alfalfa (20). La adición de antioxidantes aparentemente protege a las xantófilas del deterioro oxidativo por efecto del tiempo. Este efecto a su vez se ve incrementado por un aumento de la temperatura.

Por otro lado, las grasas insaturadas y las enzimas (oxidasas, peroxidasas y lipoxidasas) son agentes catalíticos más comunes en la destrucción de los pigmentos por oxidación, así las xantófilas por su inestabilidad tienden a formar ácidos grasos libres.

La isomerización sería la principal causa de pérdida de xantófila(22). El pH tiene un influencia importante en la isomerización, al disminuir por la presencia de compuestos ácidos mencionados por oxidación y la contribución de los microorganismos acelera la isomerización de la xantófila. (19)

1.3.5 Aplicaciones como colorante natural

Tanto la harina como el extracto del marigold son muy apreciados en la industria de alimentos concentrados para aves, por su poder de dar una coloración saludable a la yema del huevo, piel, patas, pico y grasa del ave; además de ser fuente natural de provitamina A.

Otros usos para estos productos se están concentrando en la industria farmacéutica, alimenticia y otras por su gran valor como colorante orgánico; ejemplo de ello se aprecia en la extracción del pigmento carotenoide xantofila, en la coloración de ciertos productos lácteos o en la forma de extracto liposoluble que se emplea en productos de panadería y en la industria de embutidos, el extracto generalmente contiene 70 - 98% de xantofila.

En el caso de la industria avícola, la acción de un agente pigmentante depende de su estructura química y de su comportamiento frente a la interacción biológica a que es sometido durante el proceso de ingestión, digestión, asimilación, etc.

CAPITULO 2. ESTUDIO DE MERCADO

2.1 FORMAS DE INDUSTRIALIZACIÓN DE LA XANTOFILA

La xantófila es industrializada como harina de marigold y extracto (Oleorresina).

HARINA:

La FDA (Food and Drug Administración de los E.U.A) indica que el color aditivo conocido con el nombre de "Tagetes", es la harina de marigold proveniente de los pétalos de la flor de marigold deshidratados y molidos, mezclado con un antioxidante "ethoxyquin" cuyo contenido no debe ser mayor de 0.3%.

EXTRACTO:

El extracto aditivo "Tagetes", es un extracto hexano de los pétalos de flor de marigold. Este se mezcla con un aceite vegetal comestible o con un aceite vegetal hidrogenado y no más de 0.3% de "ethoxyquin" como antioxidante. También puede mezclarse con harina de soya o emplear como vehículo la harina de maíz.

Ambos productos (harina y extracto) poseen alto contenido de xantofilas, muy apreciadas en la industria de alimentos concentrados para aves.

INDUSTRIALIZACION PROPUESTA

El estudio propone comercializar la xantófila como oleorresina, partiendo de la harina de marigold por su mayor contenido de xantófila y el menor volumen de materia prima a procesarse.

2.2 Estudio de Mercado del Marigold

Los datos de producción de marigold han sido extraídos del 1er y 2do Compendio de Estadística Agraria 1950 - 1991 y 1990 - 1993 respectivamente, publicación oficial del Ministerio de Agricultura.

2.3 Cuadros estadísticos de la producción de xantófilas

El marigold empieza a figurar como cultivo principal desde 1971, a partir de este año la producción empieza lentamente a incrementarse hasta el año 1983 donde la producción se incrementa exponencialmente por una mayor demanda de producto para abastecer el mercado nacional y de exportación.

Este crecimiento llega a un máximo en el año 1992 con 88,771 TM, para descender a 72,000 TM en el año 1993. Esta variación de la demanda se debe a disminución de la exportación de harina por los altos precios y una disminución en la demanda para exportación.

El estudio del comportamiento de la producción permitió ajustar los valores y obtener una curva característica. El comportamiento obtenido fue crecimiento exponencial. La baja producción de 1993 y 1994, las condiciones del mercado predicen una recuperación lenta del nivel de producción.

Se ha asumido que el escenario de los próximos años puede alcanzar como nivel mínimo el correspondiente a 1989.

El Gráfico 1 corresponde a la producción real y la proyección estimada hasta el año 2000; los precios en centros de cultivo se reportan en el Gráfico 2.

Gráfico 1

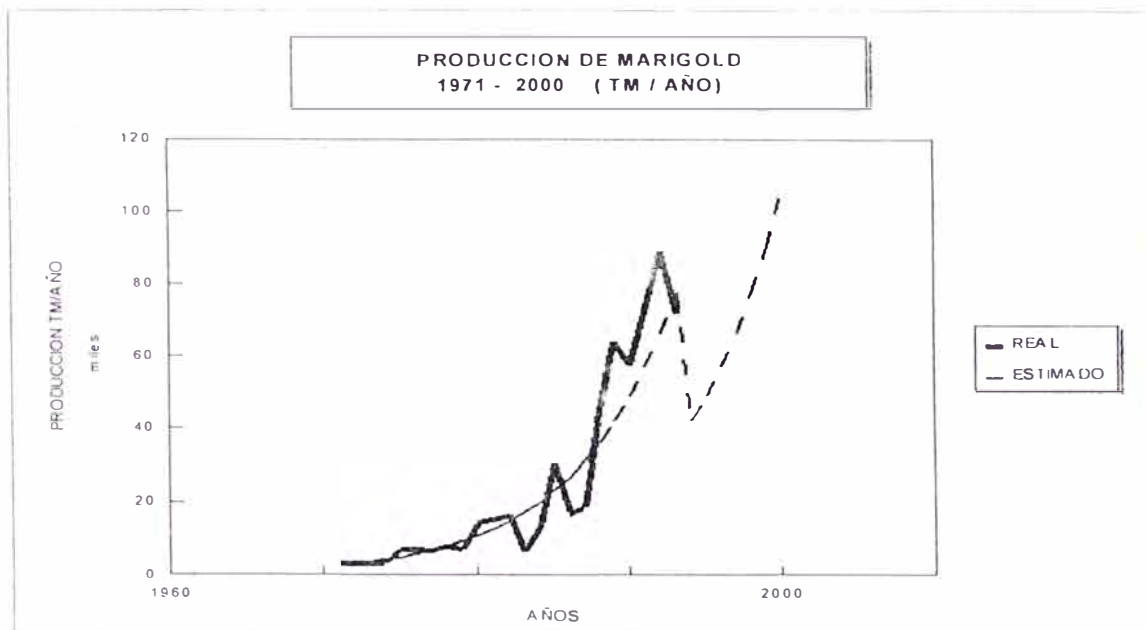
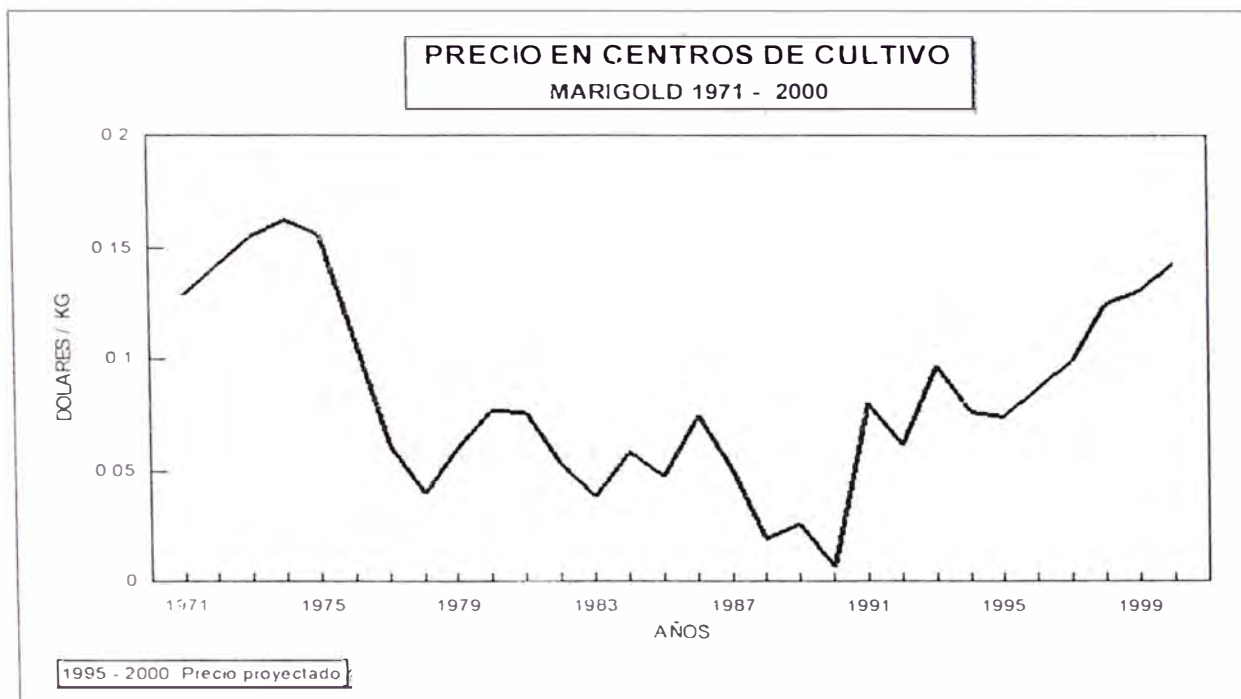


Gráfico 2



2.4 Demanda de producto

Datos históricos - Proyecciones

La información sobre la demanda y producción de xantófila está expresada como harina de marigold. Cada lote de harina de marigold tiene una concentración diferente de xantófila o componente dependiendo de la variedad, la estación y la eficiencia en el proceso de producción de la harina. La concentración promedio de xantófila en la harina es de 9.0 - 13.0 g de xantófila / kg de harina, se ha considerado para el cálculo de la producción y demanda de xantófila un promedio de 11.0 g / kg de harina.

La producción de harina de marigold a partir de la flor de marigold requiere de un promedio de una tonelada de pétalos de marigold / 145 kg de harina. El estudio de la producción histórica indica que para ciertos años la eficiencia en la producción de harina ha sido baja, requiriéndose cantidades mayores de harina.

La demanda de este producto esta dividida en dos mercados, nacional e internacional.

Mercado Nacional

El mercado nacional de xantófila está comprendido por la industria avícola, como elemento utilizado en la formulación de alimento balanceado para aves destinadas a carne (Clasificación de alimentos por tipo de ave: Carne, postura y reproducción). (15,16)

Alimento balanceado

Formulación balanceada para alimentación de aves. Su composición varía según el tipo de ave y etapa de crecimiento.

Para aves carne, la formulación consta de (8):

Maiz amarillo Pasta algodón torta de soya

harina de pescado afrecho

Grasa

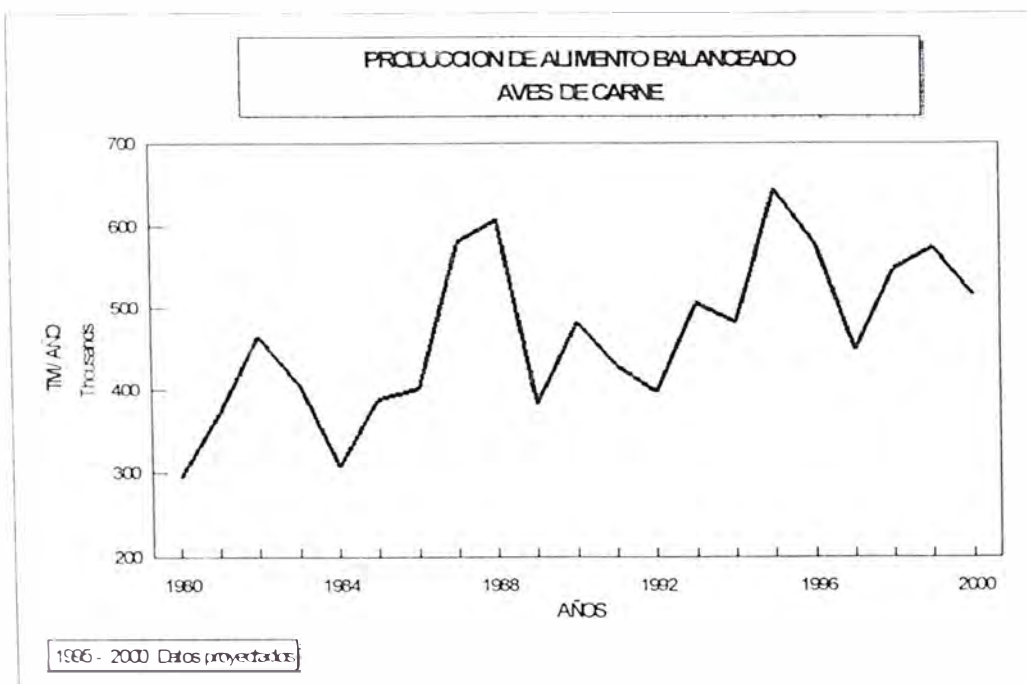
El promedio de harina de marigold adicionada a ésta formulación es de 2.1 kg / Mg de alimento balanceado (8). Este valor sera considerado para los cálculos de demanda de xantófila.

La efectividad de la dosis o asimilación de la xantófila en las aves es por comparación entre el color alcanzado en los tarsos del ave y el abanico colorimétrico de Hoffman La Roche. Los grados 1-2 corresponden a un tono amarillo pálido; los grados 3-4 amarillo-naranja y grado 5-6 es una coloración naranja intensa (8).

PRODUCCION

La producción de harina de marigold para la industria avícola es función de la producción de alimento balanceado para aves carne. El gráfico 3. presenta su producción desde 1980 . El estudio estadístico de los datos reportan un comportamiento estacional.

Gráfico 3



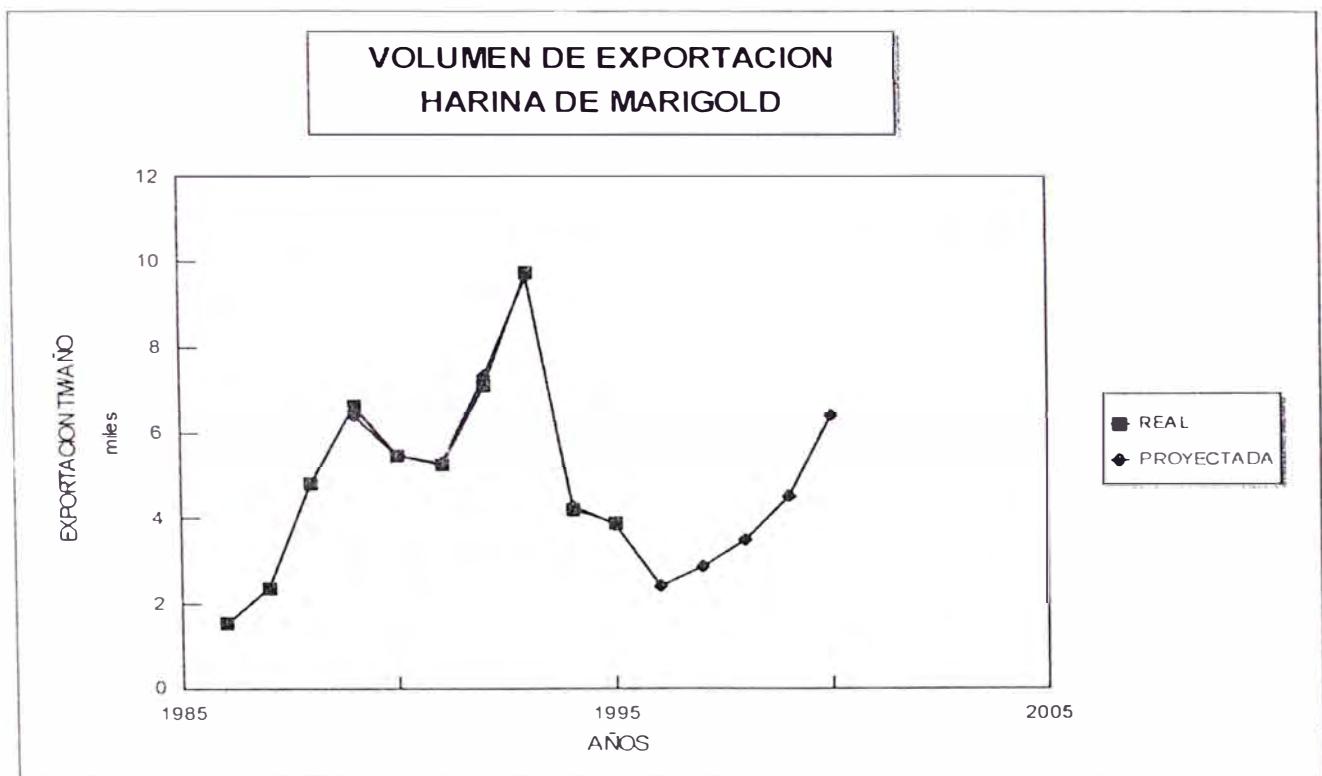
EXPORTACION

Los principales consumidores de harina de marigold son México , Estados Unidos de Norteamérica y España. Adicionalmente en forma irregular Argentina, Brasil, Chile, Francia, Holanda, Inglaterra , Italia y Japón.(15, 16)

El volumen de exportación de harina de marigold ha bajado considerablemente en el año 1994, esto se debe a la disminución del variación del precio internacional por una mayor oferta de harina procedente de Brasil.

El volumen de exportación de harina de marigold se reporta en el Gráfico 4.

Gráfico 4



La demanda total de xantófila se ha calculado considerando el mercado nacional y de exportación de harina de marigold; tomando un valor promedio de 11 g xantófila / kg de harina.

Para el mercado nacional , el total de xantófila se calculó a partir de los datos de alimento balanceado, con un promedio de 2.1 kg de harina / Mg de alimento balanceado.

Para el mercado de exportación, se calculó en base al volumen total de harina por el contenido de xantófila.

El mercado mundial para la harina de flores de marigold muestra cierta tendencia a incrementarse, particularmente en los Estados Unidos de Norteamérica. Sin embargo, el mercado de extracto aún no ha sido bien establecido y es probable que reciba competencia de los sintéticos en una forma más apreciable. En general, se espera que la demanda mundial de productos derivados del marigold, se incremente en la medida en que las legislaciones futuras regulen el uso de los colorantes en alimentos para consumo humano y animal en los principales países consumidores.

DATOS HISTORICOS

Para el mercado nacional los datos corresponden al periodo de 1980 a 1993, Gráfico 5; y para exportación desde 1986 a 1995 , Gráfico 6. La información se presenta por cada uno de los mercados y en forma total Gráfico 7.

Grafico 5

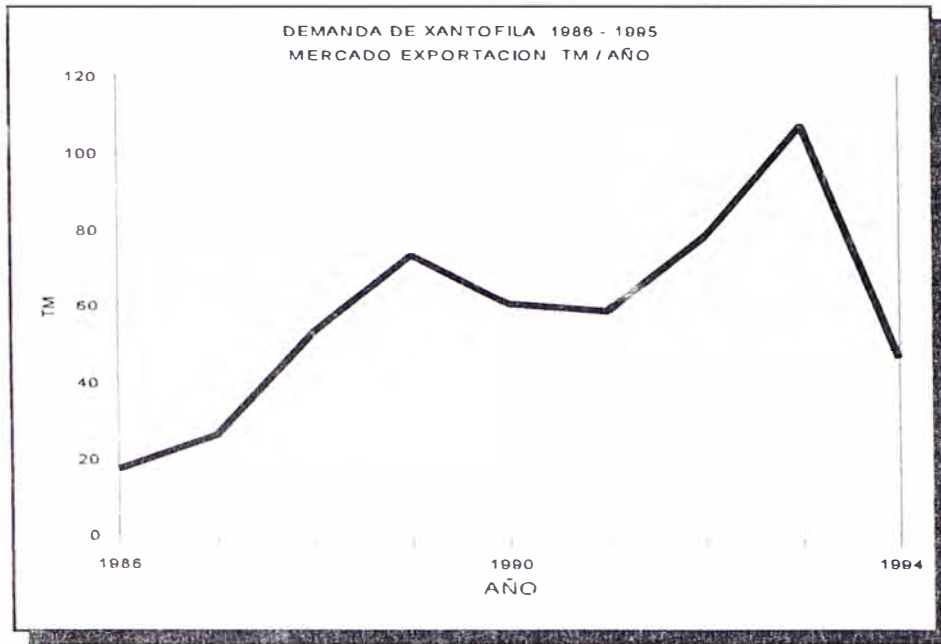


Gráfico 6

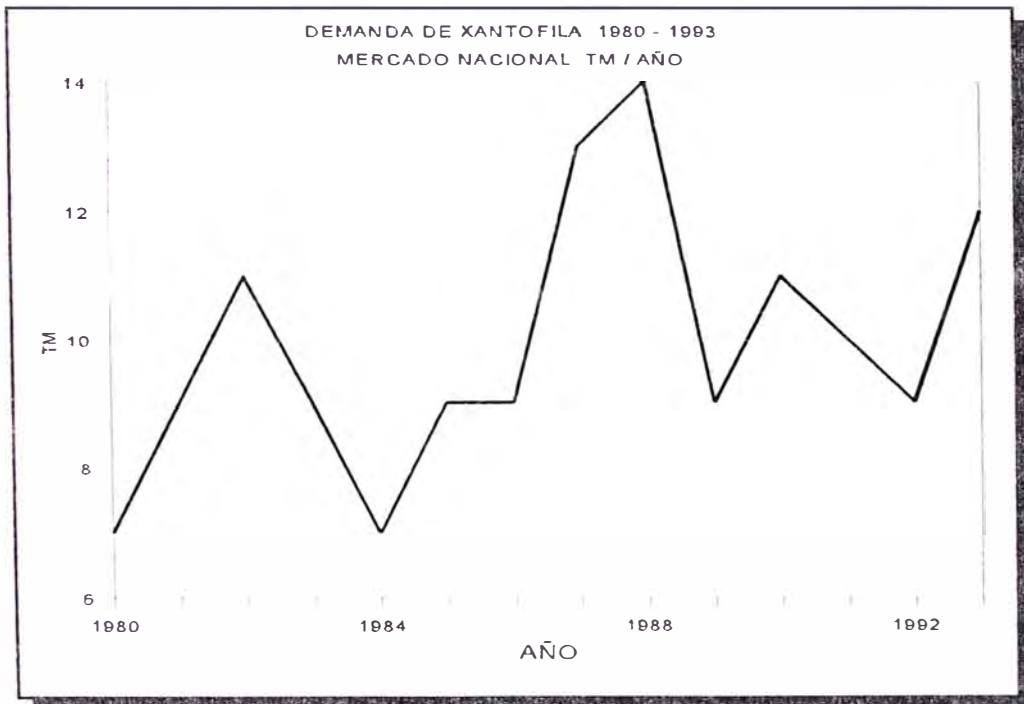
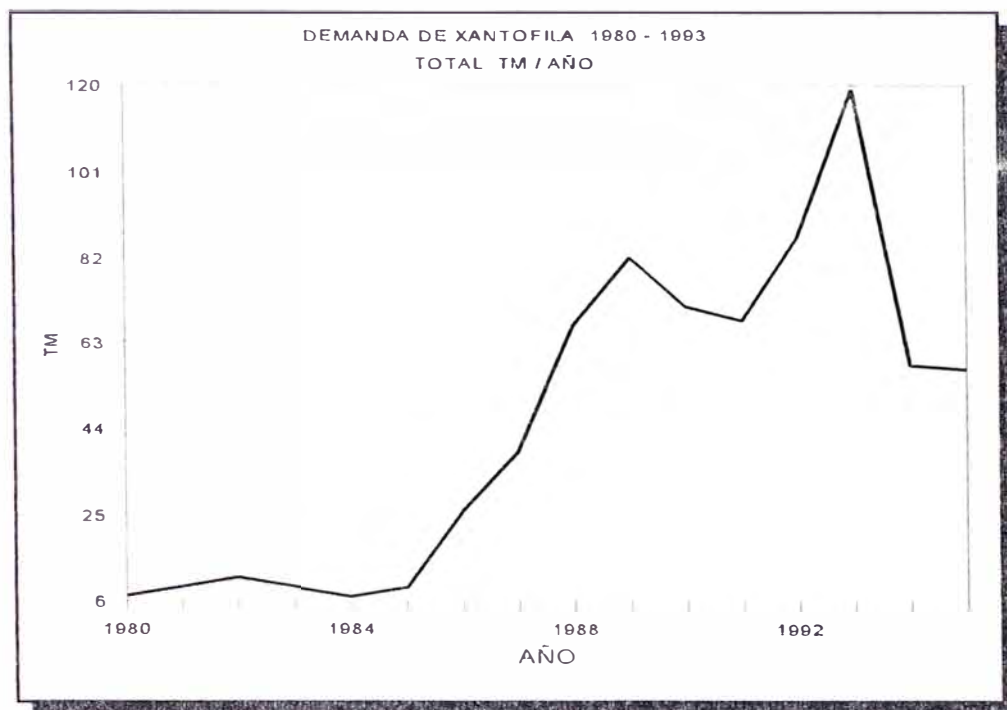


Gráfico 7



De los gráficos concluimos que entre 10 - 30 % de la demanda total de xantófila es nacional, por lo cual el mercado objetivo para el presente estudio es el mercado internacional.

PROYECCIONES

Para cada mercado se ha proyectado los datos mediante el estudio estadístico de cada grupo.

En el caso del mercado nacional, Gráfico 8, el comportamiento fue estacional, se corrieron diversas series para la proyección. El mejor comportamiento se obtuvo con la Serie Estacional de Winter, proyectándose el período de 1995 a 2000.

Para el caso de exportación, Gráfico 9 , el comportamiento del mercado predice una disminución de la venta. Asumimos un panorama probable de llegar al nivel mas bajo en el año 1989 y recuperar mercado a partir de 1995 según el comportamiento histórico.

El estudio de los datos se realizó con el programa Statgraphics , corriendo datos de regresión de tipo linear, multiplicativo, reciproco y exponencial. El mejor coeficiente de correlación fue para la regresión reciprocal.

Las proyecciones se presentarán por separado para cada mercado Gráfico 8,9 y en total Gráfico 10.

Gráfico 8
Mercado nacional

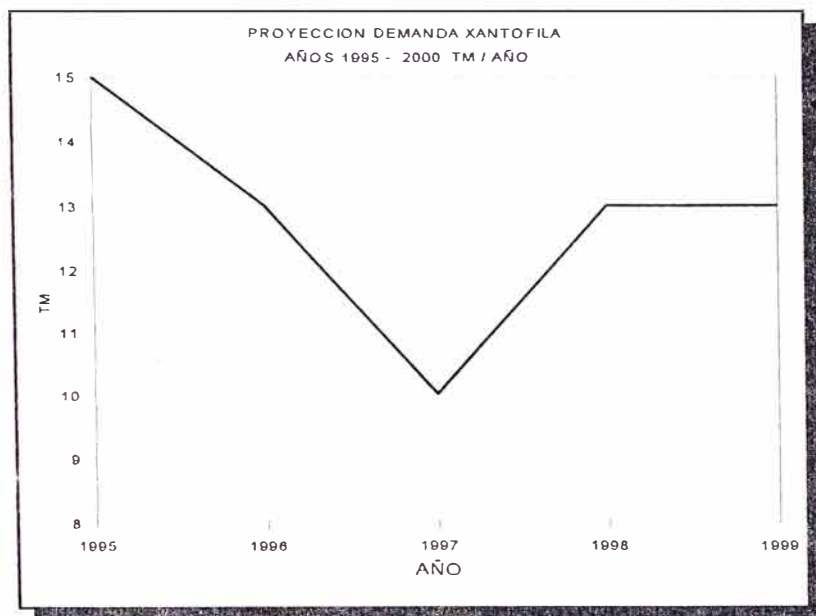


Gráfico 9
Mercado Exportación

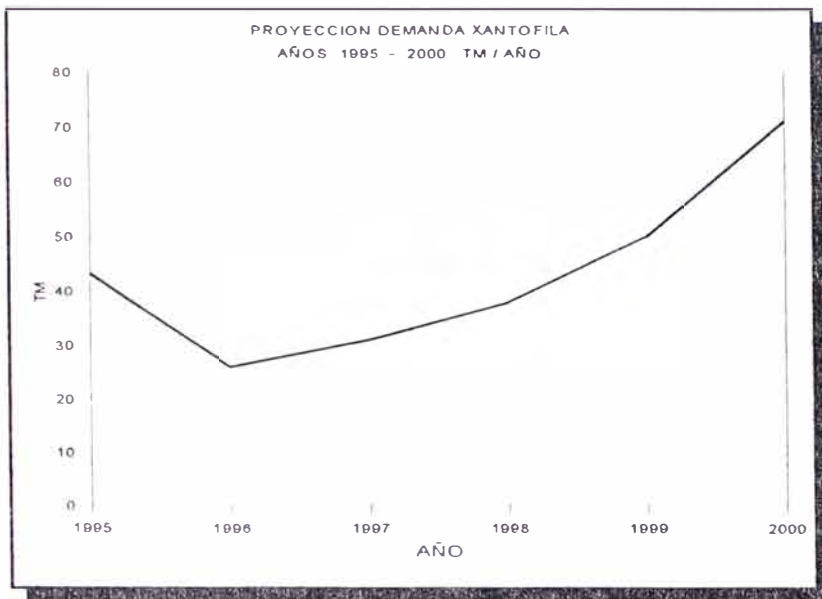
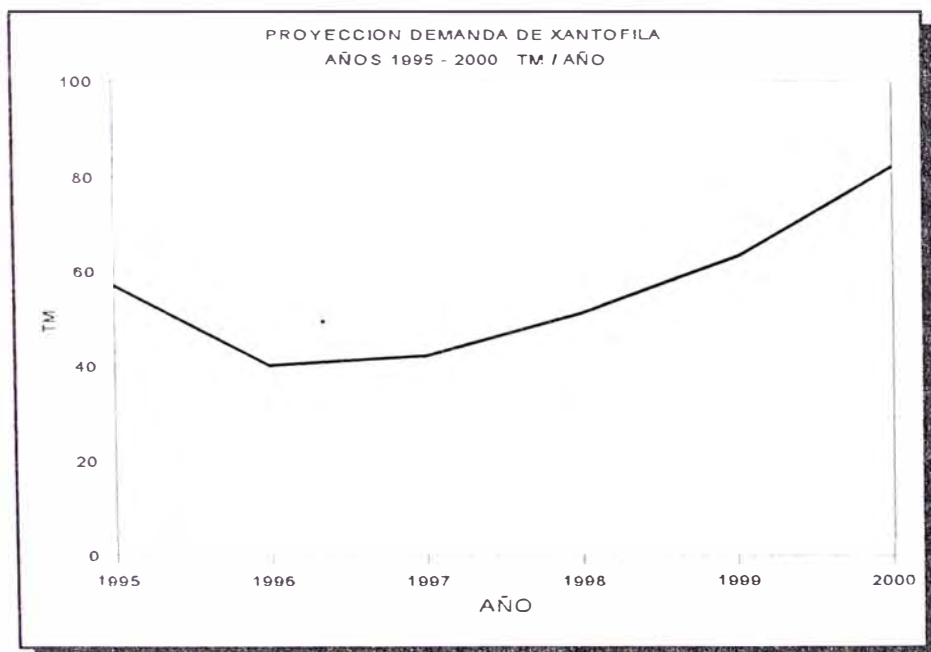


Gráfico 10
Demanda Total Proyectada



CAPITULO 3. DETERMINACIONES EXPERIMENTALES

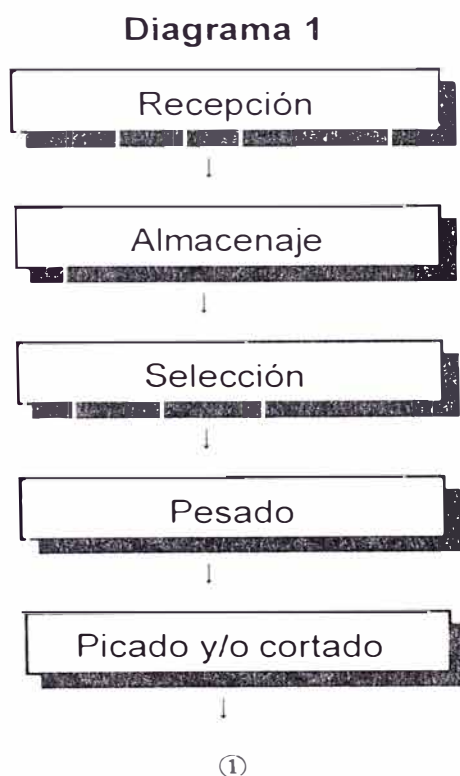
3.0 SELECCIÓN DE LA METODOLOGÍA DE EXTRACCIÓN.

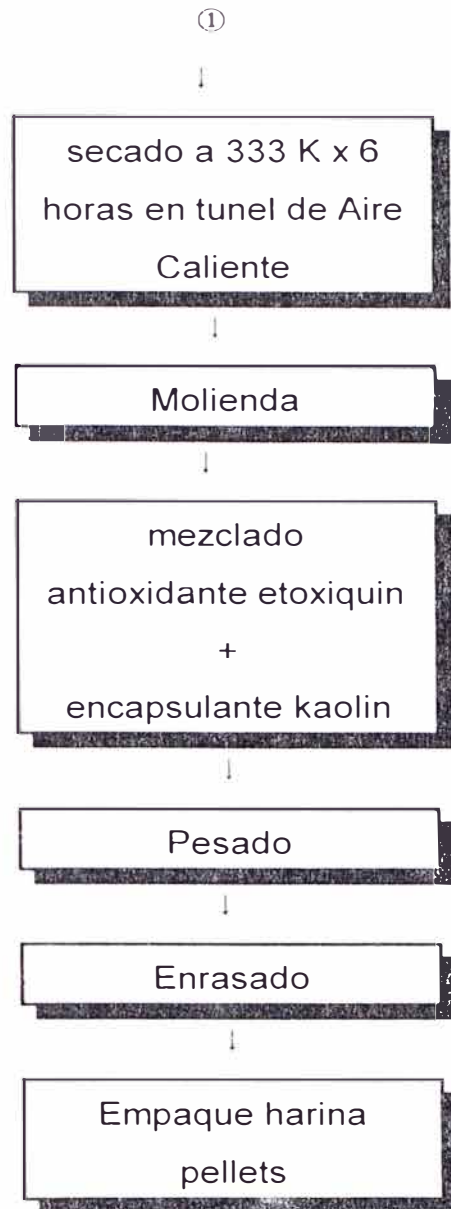
Para la obtención del extracto (Oleoresina) con fines comerciales a escala industrial fue seleccionada la harina del Marigold como fuente concentrada de xantófila.

3.0.1 PRODUCCION DE HARINA DE MÁRIGOLD

Incluimos , en forma descriptiva y con el objetivo de proporcionar una breve referencia , el proceso de producción de harina de marigold. Como parte de un estudio económico integral se recomienda incluir estos procesos para disminuir costos de producción. Esquema del proceso Diagrama 1 Diagrama de proceso . Fig 2.

Estos procesos no se realizaron por no ser objetivo del estudio.





3.0.2 COSECHA

La ventaja de extraer directamente de la harina y no de la flor radica en la concentración que se alcanza en la harina (9 - 13 g xantófila / kg de harina). El objetivo del estudio es producir la oleorresina concentrada con un contenido de xantófila entre 70 - 97 g / kg de oleorresina para exportación. Debe mencionarse que la producción por hectárea de flores frescas de Marigold es de 15 TM promedio; y para obtener 1 tonelada de harina se

utiliza aproximadamente 10 TM de flores frescas. Relación 1:10.

Esta relación alta entre la harina y la flor determina el dimensionamiento de equipos, los cuales para el caso de la harina serán de menor volumen con un mayor concentrado de componente activo.

3.0.3 SECADO

Las flores de marigold una vez cosechadas manualmente pueden secarse al sol para su posterior procesamiento o enviarse directamente a la planta en donde se inicia una selección de las flores, las cuales son pesadas y luego desmenuzadas mediante una operación de picado y/o cortado. El producto así obtenido se le somete a un proceso de deshidratación (a 333 K por 6 horas en tunel de aire caliente) Fig 2.

3.0.4 MOLIENDA

Obtenido el pétalo deshidratado es finamente dividido con un equipo de molienda obteniéndose la harina, la cual es envasada en bolsas de polietileno y empacada en sacos de yute quedando listas para el expendio. Para la producción de oleorresina, es necesario que la harina sea pelletizada en forma cilíndrica , de 0.8 cm de diámetro y 1.3 cm de altura aprox. Esto favorece el contacto entre la harina y el solvente en el proceso de extracción.

No se puede utilizar harina sin pelletizar porque forma acanalamiento, problemas de percolación de solvente, ineficiencia en el contacto entre solvente y harina; estos factores influyen en la eficiencia de recuperación del componente activo valioso. Adicionalmente el arrastre de sólidos por el solvente es mayor en harina sin pelletizar , lo cual incrementaría los costos de mantenimiento de los equipos y disminuye el porcentaje de componente activo en el volumen total de oleorresina.

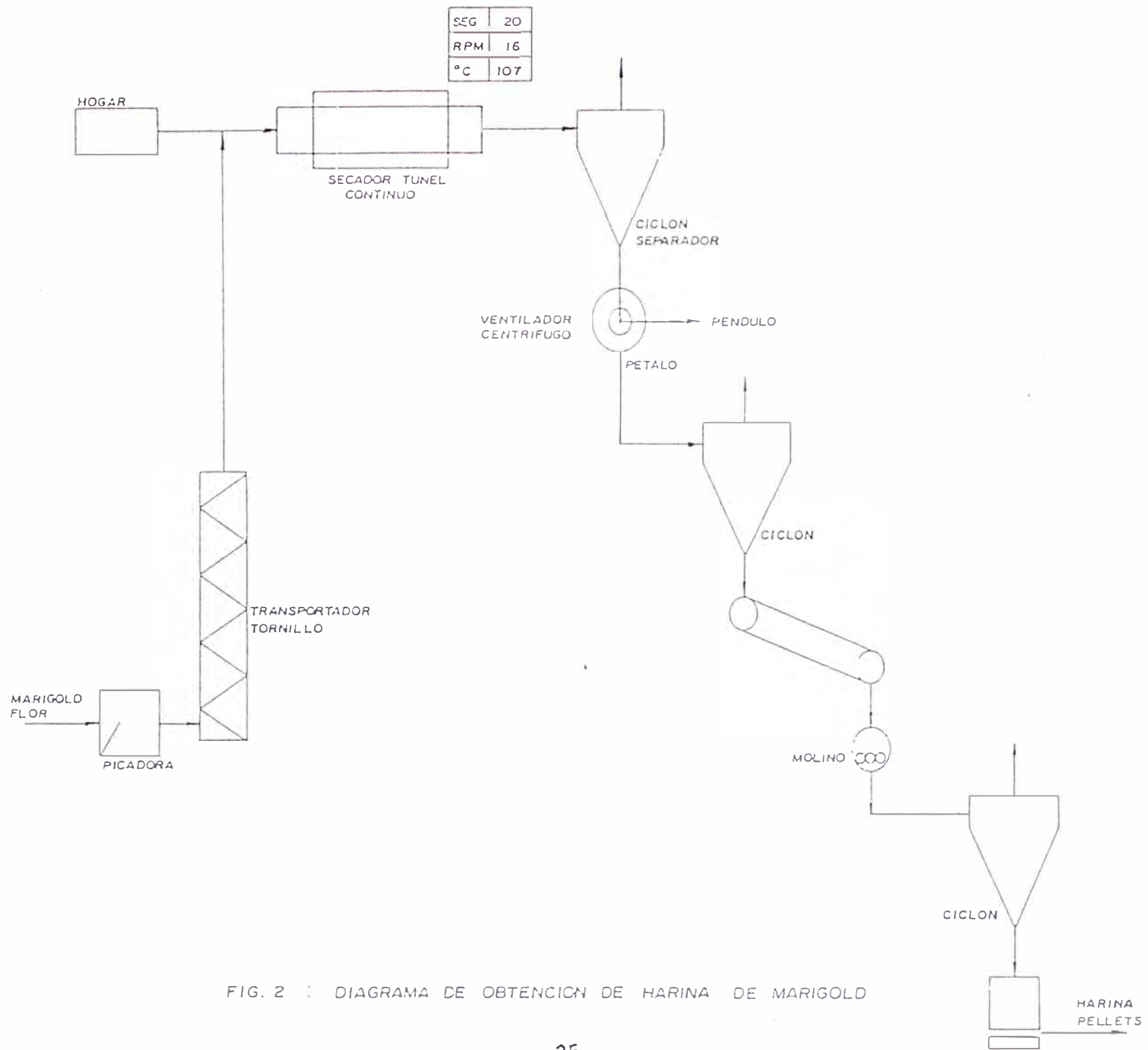


FIG. 2 : DIAGRAMA DE OBTENCION DE HARINA DE MARIGOLD

3.1 EXTRACCIÓN

La extracción es un método de separación de componentes de una mezcla utilizando solubilidad preferencial de uno o más componentes en una segunda fase. Comúnmente esta segunda fase es un líquido, mientras que la mezcla a ser separada puede ser sólida o líquida. Si la mezcla inicial es líquida, entonces el solvente añadido debe ser inmiscible o sólo parcialmente miscible con la fase original y de naturaleza tal que los componentes a ser separados tienen solubilidades relativas diferentes en las dos fases líquidas.

Extracción sólido líquido

La extracción sólido-líquido puede ser considerada como la disolución de uno o más componentes de una matriz sólida mediante una dilución simple o por la formación de un compuesto soluble mediante reacción química.

La aplicación principal de la extracción sólido-líquido está en las industrias extractivas metalúrgicas, aceites vegetales y azucarera.

El campo puede ser dividido en las siguientes categorías: lixiviación, extracción por lavado y difusional.

La lixiviación implica el contacto de un líquido y un sólido que es el mineral a extraer, en donde se lleva a cabo una reacción química de una o más sustancias de la matriz sólida de tal forma de hacerlas solubles.

En la extracción por lavado el sólido es triturado permitiendo que el producto soluble valioso sea lavado de la matriz.

En la extracción difusional el producto soluble se difunde a través de las paredes celulares (no involucra trituración), se trata de un lavado del sólido. El tamaño de la partícula es crítico en todos los casos pues es función directa del área superficial total que estará disponibles para reacciones y difusión.

En menas , la porosidad y la distribución de tamaño de poro afecta enormemente la velocidad de extracción pues el solvente debe difundirse dentro y fuera de los poros; y, en muchos casos, el soluto se mueve a través de los poros hacia la superficie de la partícula mediante difusión.

3.1.1 EXTRACCION CON SOLVENTES

Existen diversos métodos de separación siendo el más común la extracción por solvente seguido de la destilación para la separación del solvente y concentración del componente activo.

Mas del 90% de las xantófilas en los pétalos de marigold se encuentran en forma de ésteres, a diferencia de otras fuentes como el maíz y la alfalfa donde las xantófilas se presentan predominantemente como alcoholes libres y en estado natural.

Para el tratamiento del extracto de xantófila, primero debe tratarse la harina de marigold con un solvente orgánico inerte como isopropil éter, hexano o cloroformo , los solventes a utilizar tienen que ser del tipo no polar; luego se somete a un proceso de destilación para la separación del extracto.

En el proceso de extracción existen variables que influyen en el rendimiento, calidad de extracto y la economía del proceso. Estos factores son : temperatura, tiempo de contacto, número de extracciones, relación solvente-extracto y tipo de solvente.

a. Tem eratura

La temperatura de ebullición del solvente y de degradación del extracto deben ser consideradas al momento de fijar la temperatura de operación del proceso.

En general la velocidad de recuperación es directamente proporcional a la temperatura, pero el límite máximo lo establece la menor temperatura permisible entre solvente y extracto.

Para la xantófila la temperatura límite de extracción la fija el solvente que no debe alcanzar su punto de ebullición de 341K.

b. Tiempo

El tiempo de extracción es inversamente proporcional a la temperatura. Este tiempo debe ser fijado para cada colorante de acuerdo al proceso seleccionado para extracción.

La determinación de la concentración (C) en el tiempo (t) , fijando la temperatura, peso de materia prima y solvente permite determinar el tiempo de residencia por extracción.

La construcción de curvas C vs t con variación de la relación materia prima/solvente (m/v) a una temperatura fija (T), permite obtener el tiempo mínimo requerido para una máxima extracción por cada relación cuando la curva presenta un comportamiento tipo tangencial.

c. Número de extracciones

El número de extracciones depende de la temperatura de operación y el volumen de producción. Asimismo un mayor número de etapas disminuye el tiempo de residencia del solvente evitando los problemas de oxidación a los que el extracto puede estar sometido.

d. Influencia del solvente

Se puede utilizar diversos tipos de solvente para la extracción, la selección del mismo depende de factores de selectividad de extracción, economía del proceso de recuperación y operatividad del proceso.

La operatividad del proceso se refiere a que la selección debe buscar un número mínimo de operaciones de purificación, por esta razón se elige solvente selectivos de una eficacia aceptable de tal forma que no diluya impurezas.

Para el caso de la xantófila se utiliza el hexano por ser no contaminante, por su gran selectividad por la xantófila y es de uso común en la industria

de extracción por el menor costo por extracción.

e. Influencia de la relación materia prima / solvente

La cantidad de solvente utilizado será la mínima que asegure una máxima recuperación de extracto y mínimo tiempo de contacto.

Si se usa demasiado solvente , un extracto muy diluído no sería comercialmente aceptable (Mínimo 70 g xantófila / kg de oleorresina) ; si se maneja soluciones muy concentradas hay el peligro de degradar el extracto, con un mayor tiempo de contacto y temperatura , por que se dificulta el agotamiento total de la materia prima.

3.2 SELECCIÓN DE LOS SISTEMAS EXPERIMENTALES

MATERIA PRIMA Y SOLVENTE

Selección de solvente

La selección del solvente cumple con las especificaciones de la FDA para oleorresina, las mismas que se han establecido para el control de calidad del producto terminado. Requieren hexano como extractante. (3)

Selección de materia prima

La selección de la fuente de xantófila está basada en la información de los Cuadros 1 y 2, resultando la harina de marigold como fuente de activo para efectos de este estudio.

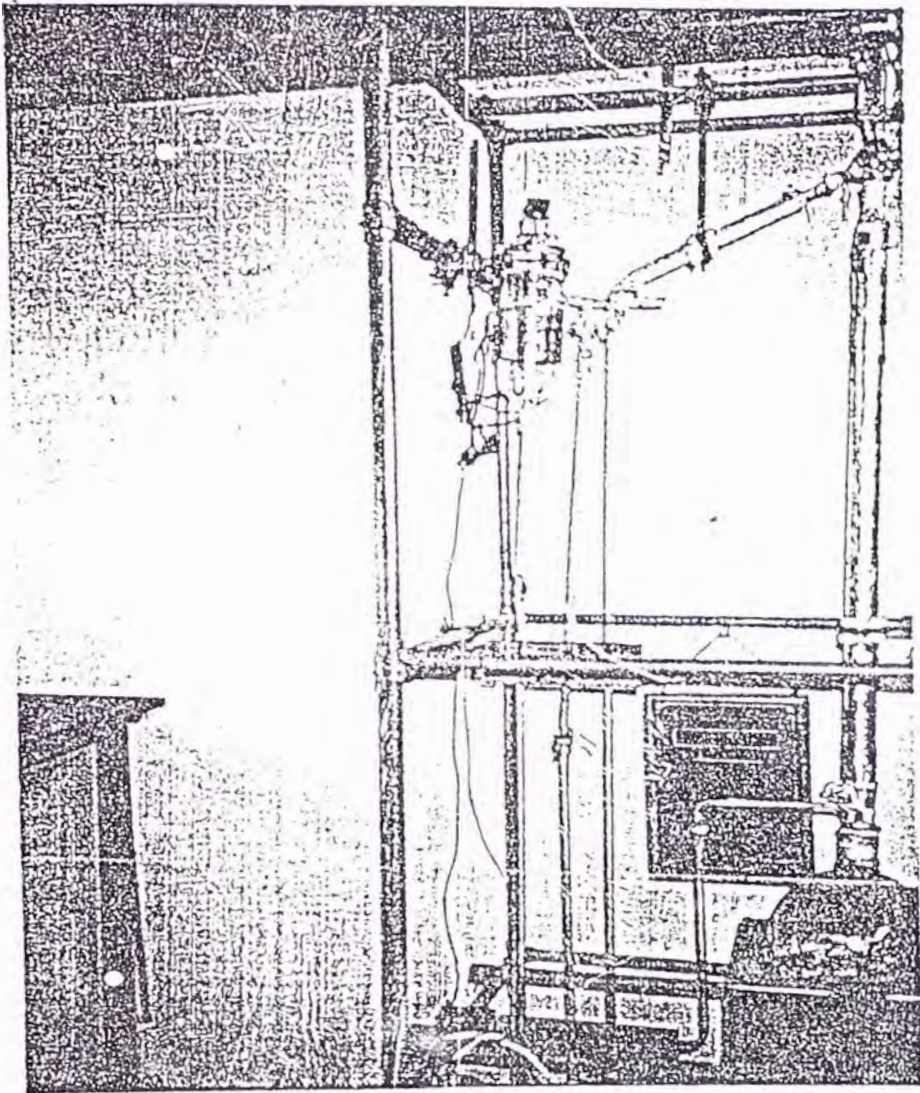
La harina de marigold utilizada procedía del Valle de Cañete. La muestra era fresca, sin aditivo antioxidante. Cantidad adquirida de harina para nivel laboratorio, 1 kg.

La determinación de la concentración de xantófila en la muestra fue realizada por INASSA, compañía seleccionada por su trabajo reconocido como empresa certificadora de control de calidad, reportando 11.2 g xantófila / kg de harina (Dato proporcionado por proveedor Molinos Santa Angela, Cañete).

La harina fue pelletizada, llegando a un tamaño similar al standard: $\phi = 8.3$ mm, $L = 11.3$ mm. (promedio determinado en muestra de 40 unidades).

El control de calidad en el tamaño y consistencia de la harina se hizo aleatoriamente tomando una muestra de 40 unidades, se midió largo, diámetro y peso de cada pellet; determinándose la densidad aparente de la harina: 0.89 g/cm^3 . Este dato será posteriormente correlacionado con la densidad aparente del lecho de harina en el extractor.

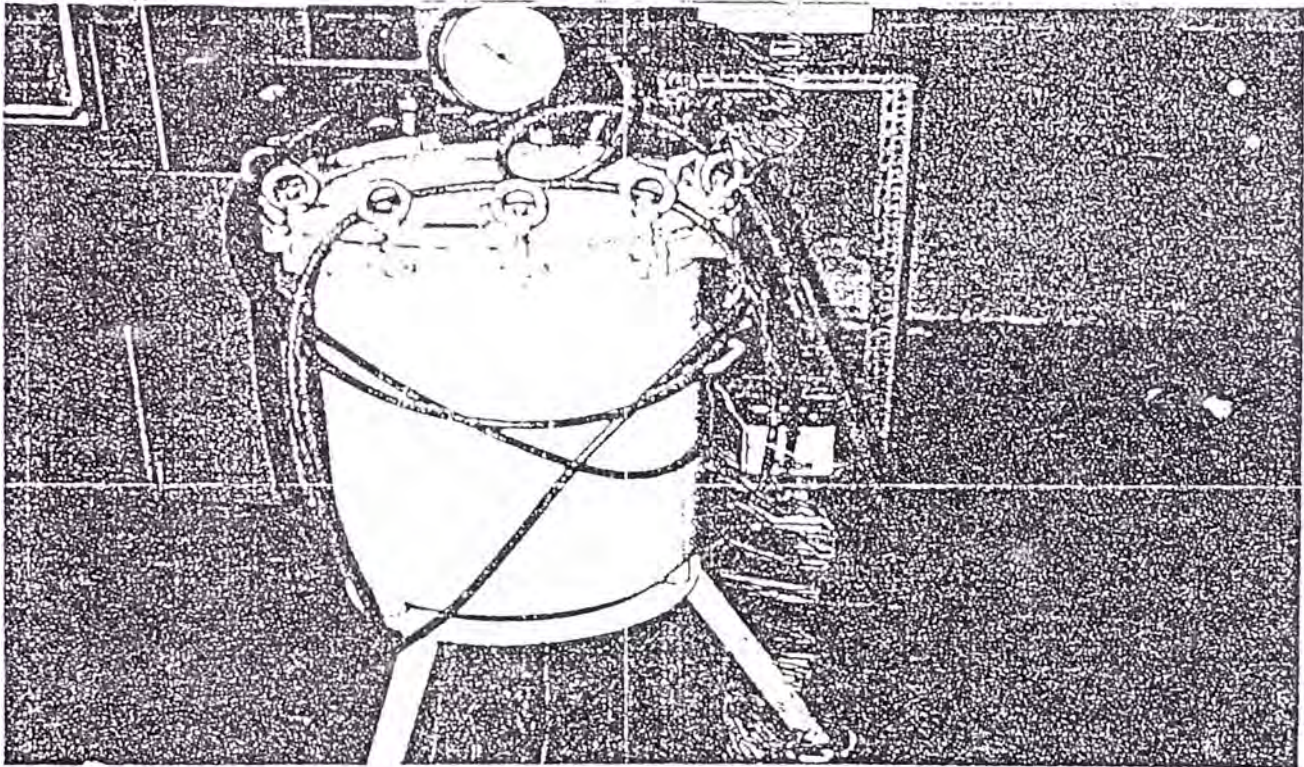
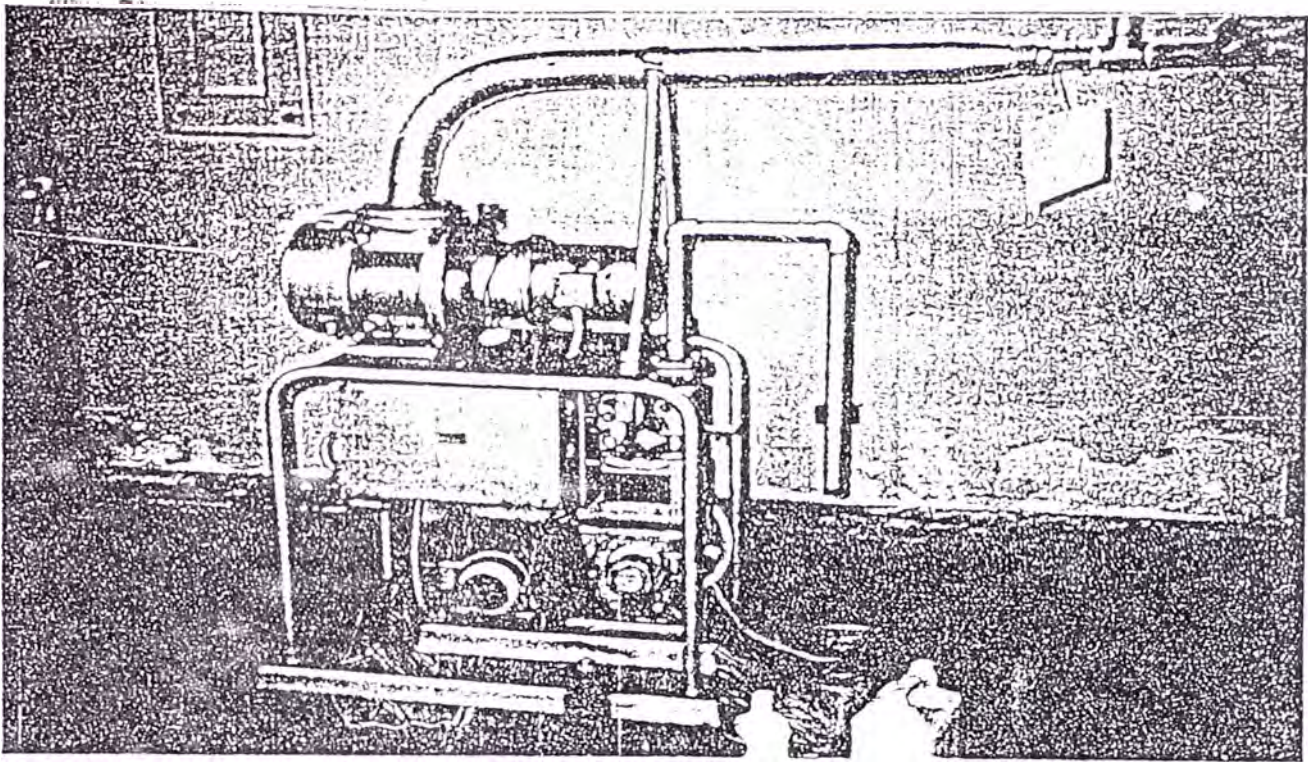
La extracción fue por baños continuos (batch) empleando el equipo Socklet piloto. Fig 3 y Fig 3.1.



SOCKLET

Fig 3.

... 41



BOMBA DE VACIO Y TANQUE PULMON

Fig 3.1

En este equipo los vapores condensados del solvente entran en contacto con la materia prima y bañan el lecho de harina para la extracción del componente activo.

La concentración (Destilación) se tiene que realizar aplicando vacío para conseguir que el solvente se evapore a temperaturas que no degraden al pigmento (xantófilas) . Según especificación de la FDA el producto final no debe contener más de 25 ppm de solvente (Hexano).

3.3 RESULTADOS EXPERIMENTALES A NIVEL BANCO

A nivel banco se procedió a la determinación de una curva patrón de concentración de xantófila y la relación carga / solvente.

3.3.1 Determinación curva patrón

Para la determinación de la curva patrón se llevó a analizar una muestra de oleoresina con alto contenido de xantófila. El objetivo de construir una curva patrón es contar con un valor referencial de concentración durante la etapa de extracción y concentración.

A nivel comercial , el análisis de xantófila en la oleoresina debe ser reportado por empresa reconocidas como INASSA, SGS, etc., quien expide un informe el cual permite exportar con precios sobre el valor de la concentración.(US\$/gr de xantófila).

La construcción de la curva patrón fue a partir de una muestra obtenida en una corrida previa para obtener oleoresina con alta concentración según el procedimiento de extracción y concentración explicado en el anexo 2 . Esta

concentración fue de 94.7 g xant / kg de oleorresina (Anexo 4) .

Se determinó la densidad de la oleorresina experimentalmente (volumen y peso conocidos) y se construyó la curva tomando volúmenes y pesos conocidos de oleorresina dentro del rango 94.7 - 1 g Xantófila/kg de oleorresina y para cada uno se siguió el procedimiento descrito:

Procedimiento

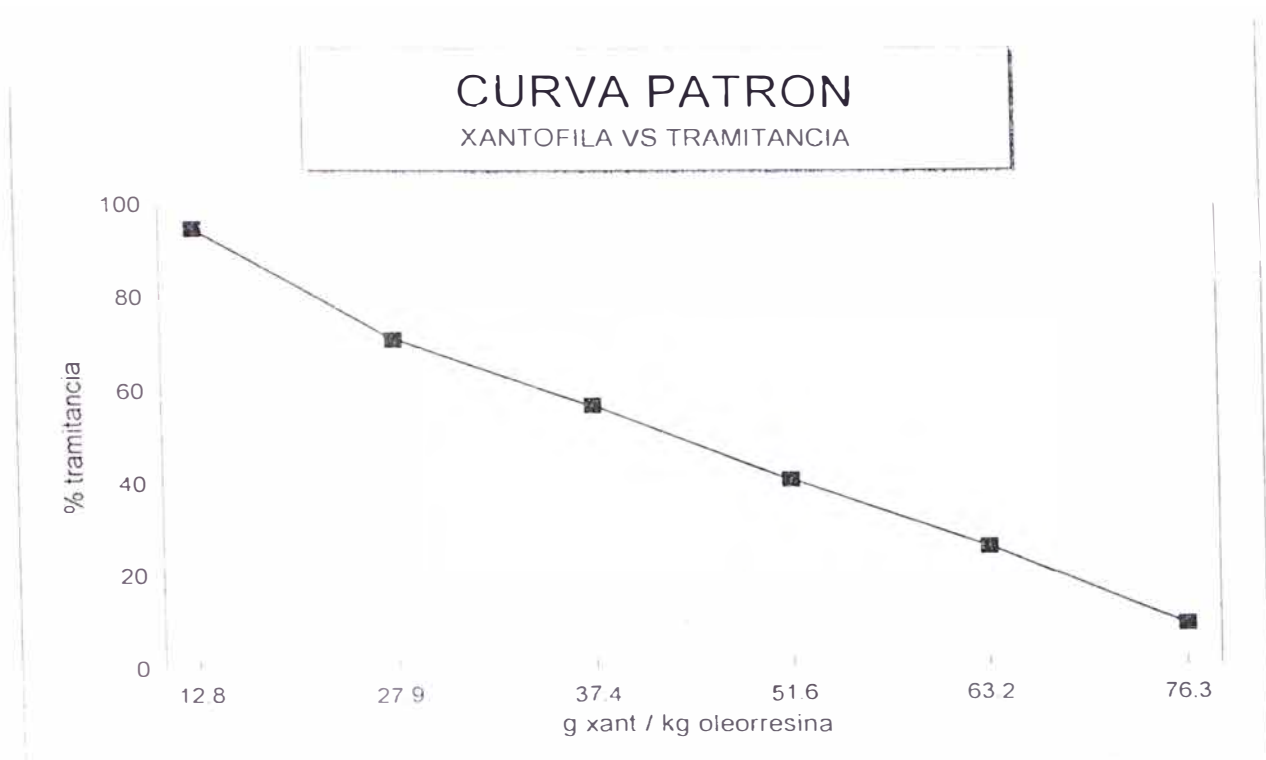
1. Tomar 1 ml de oleorresina
2. Aforar a 100 ml de solución con hexano comercial
3. Tomar 1 ml de la solución diluída en 2.
4. Aforar (3) a 100ml de solución con hexano comercial.
5. Leer en el espectronic 20 la solución blanco con hexano comercial puro y setear el equipo a 100T%
6. Leer T% de solución obtenida en 4. en el espectronic 20.

Con los puntos obtenidos se construyó la curva patrón que se muestra en el Gráfico 11 Y 11.1.

Gráfico 11



Gráfico 11.1



3.3.2 Relación carga / solvente

Para el estudio de la relación carga / solvente y tiempo de extracción se aplicó la extracción directa harina/ hexano con agitación. La harina utilizada contenía 11.2 g xantófila / kg de oleoresina.

El procedimiento por lote o batch para la determinación de la relación carga /solvente fue el siguiente

1. Peso conocido de harina en un vaso precipitado de volumen conveniente.
2. Adición de solvente hexano , relación 1: 2, 1:3 y 1: 4 carga harina , g/ volumen de solvente en ml.
3. Muestreo de la solución obtenida cada hora por un periodo total de 19 horas.
4. Determinación de concentración de xantófila en las muestras extraídas con el Espectronic 20 según el procedimiento descrito en 3.3.1 . Lectura de Tramitancia.

De los datos obtenidos reportados en la Tabla No. 1 y el Gráfico 12 se concluye que la mejor relación carga / solvente es de 1: 3 y el tiempo estimado es de 17 horas de extracción.

Comparando las curvas obtenidas en el Gráfico 12, todas las curvas se estabilizan a partir de las 17 horas ; en el caso de la concentración la curva 1:2 requiere de un mayor tiempo (20 -25 horas) para igualar el desgaste en las otras dos; la curva 1:4 requiere de una mayor cantidad de solvente y un tiempo similar a la curva 1:3 , por lo cual concluimos que por el ahorro de solvente y otros costos inherente al manejo con el mismo, económicamente la mejor relación es de 1:3.

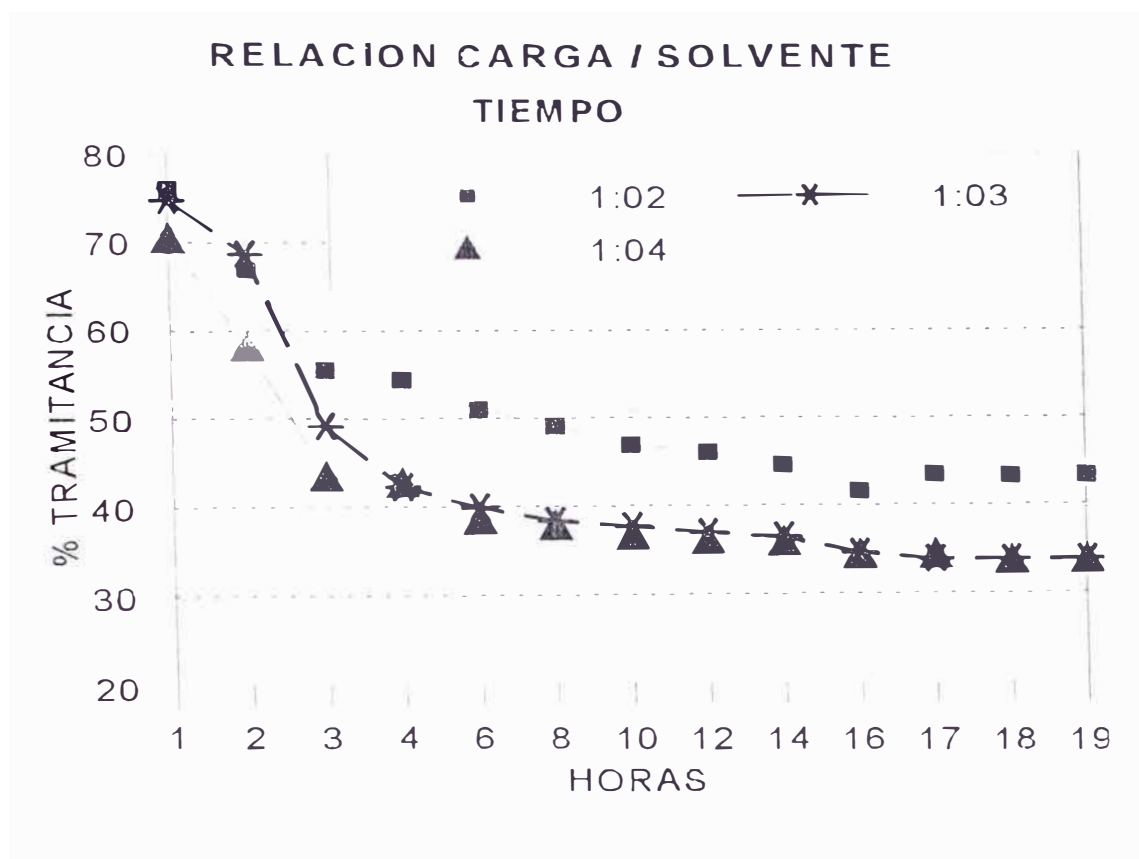
Analizando el tiempo, los resultados graficados indican que el comportamiento de las diluciones 1:3 y 1:4 son muy similares, por lo cual trabajar con diluciones mayores no mejoraría los resultados de extracción ni disminuiría el tiempo. Siendo este el menor tiempo obtenido se determina como tiempo de residencia de cada lote para una extracción máxima.

TABLA No. 1

ESTUDIO CARGA / SOLVENTE
 TIEMPO DE EXTRACCION
 TIEMPO vs TRAMITANCIA

TIEMPO HORAS	EXP. 1 1 : 2 %T	EXP.2 1 : 3 %T	EXP.3 1 : 4 %T
1	76.0	74.7	70.5
2	66.9	62.7	58.2
3	55.5	49.1	43.5
4	54.4	42.2	42.8
6	51.0	39.9	38
8	49.1	38.3	37.6
10	46.9	37.7	36.8
12	46.1	36.9	36.2
14	44.6	36.4	35.9
16	41.6	34.5	34.4
17	43.5	33.8	34.1
18	43.3	33.8	33.8
19	43.3	33.8	33.8

GRAFICO 13



Un mayor volumen de solvente en el extracto diluido ocasionaría un dimensionamiento mayor en la siguiente etapa de concentración para obtener valores en el rango 70 - 98 g de xantófila / kg de oleorresina.

3.4 RESULTADOS EXPERIMENTALES A NIVEL PILOTO

A nivel piloto se trabajó en el Laboratorio 23 A de la Facultad de Ingeniería Química y Manufacturera. Sólo se presentan los resultados completos de dos experiencias que reportaron similares datos, descartándose experiencias fallidas e incompletas.

3.4.1 EQUIPOS USADOS

A escala laboratorio y para obtener extracción continua de una alimentación pequeña, el extractor Socklet es el más recomendado. (23)

Si la muestra inicial es sólida primero debe reducirse al tamaño de partícula requerido. A escala comercial el equipo utilizado para obtener contacto eficiente con el solvente líquido tiende a ser específico para el tipo de industria y puede emplear transportadores de tornillo, tanques sucesivos de mezcla y sedimentación, o una variedad de diseños patentados.

a. EXTRACCION :

En este tipo de extracción la harina entra en contacto directo con el solvente. Equipo Socklet Fig 3.

El solvente hexano fue adicionado al balón y calentado a 68°C. (temperatura de ebullición del hexano)

El tiempo de extracción determinado en la experiencia fue un promedio de 20 horas cuando se alcanza una concentración constante.

Características

Capacidad del balón de concentración : 5 l

Capacidad de materia prima (harina) : 350 g

b. **CONCENTRACION** : Evaporador rotatorio al vacío

Se utilizó un evaporador rotatorio al vacío (rotavapor) para concentrar la solución . Se estableció la temperatura de ebullición de solución a 50°C y una presión de 68,06 kPa . Anexo 6.

En operación el motor hace girar a velocidades variables el balón que contiene la solución a concentrar, produciendo una película delgada de solución de una extensa área expuesta. El balón está sumergido en un baño de agua , de esta forma la evaporación es controlada térmicamente. El vacío es aplicado a través del tubo de vapor en el condensador.

Es importante mencionar que entre el rotavapor y la bomba de vacío hay un tanque pulmón con la finalidad de protegerla del arrastre de solvente.

c) ANALISIS : Espectronic 20

3.4.2 VARIABLES CONTROLADAS

El procedimiento experimental considera las siguientes variables :

a. Extracción

Peso de muestra

Volumen de solvente hexano

Tiempo de extracción

Concentración de extracto obtenido

Volumen gastado de hexano

Temperatura

Peso de torta gastada

Medio filtrante

b. Concentracion

Volumen de extracto diluido
Volumen de hexano recuperado
Tiempo de concentración
Concentración de extracto obtenido
Volumen gastado de hexano
Temperatura
% Eficiencia de recuperación de hexano
% Eficiencia de recuperación de xantófila

Procedimiento de Extracción.

Para cada experimento se peso una cantidad de harina de marigold con un contenido de 11.2 g xantófila / kg de harina.

El volumen total de solvente usado se distribuye entre el volumen de extracción en el balón y el llenado de las líneas. Las cantidades empleadas se reportan en la Tabla 2.

El criterio para terminar la extracción es la baja concentración alcanzada en solución extraída, criterio similar al de selección de la relación carga /solvente.

Las muestras se tomaron a intervalos de una hora con un promedio de extracción total de 21 horas por experimento.

La concentración de las muestras se determinaron siguiendo el procedimiento descrito en 3.3.1 . Los resultados de concentración de xantófila durante la extracción se reportan en la Tabla 3.

Procedimiento de Concentración

Se utilizó el equipo rotavapor descrito en equipos usados. La carga al equipo fue por lotes debido a la capacidad del frasco de muestra del rotavapor.

Las variables que se determinaron durante la experiencia y se mantuvieron

TABLA No. 2

EXTRACCION EQUIPO SOCKLET
NIVEL PILOTO

VARIABLE	Unid	EXP. 1	EXP.2
Peso de muestra	g	316,00	316,00
Volumen hexano	ml	1350.0	1350,00
Balón	ml	800,00	800,00
Líneas + adicional	ml	550,00	550,00
Tiempo de extracción	h	21,00	21,00
Temperatura	°C	68,00	68,00
Volumen de extracto diluido	ml	740,00	738,00
Concentración de extracto	g/kg	26,56	26,40
Peso de torta gastada	g	236,00	240,00
Volumen gastado hexano	ml	60,00	60,00

TABLA No. 3

**RESULTADOS EXPERIMENTALES
EXTRACCION A NIVEL PILOTO -EQUIPO SOCKLET
TIEMPO vs TRAMITANCIA**

TIEMPO HRS	EXP.2 1 : 3 %T	EXP.3 1 : 3 %T
1	81.64	81.63
2	80.63	80.69
3	79.78	79.77
4	79.02	79.02
5	78.74	78.75
6	78.66	78.65
7	78.57	78.57
8	78.47	78.53
10	78.49	78.49
12	78.09	78.1
14	77.43	77.42
15	75.29	75.29
17	74.5	74.5
19	74.48	74.48
20	74.47	74.47
21	74.47	74.47

constantes fueron :

- Temperatura del baño maría : 70°C
- Vacío : 68,06 - 77,78 kPa

El factor determinante fue la temperatura del extracto diluido en el frasco de muestra., que no debía sobrepasar 50°C para no degradarse.

Los resultados teóricos se reportan en la Tabla 4.

Se realizaron 3 corridas de prueba , la primera el producto se quemó dando un valor de concentración de 35.4 g xantófila/ kg de oleorresina (INASSA Anexo 5) . Los resultados y variables no se han considerado para el cálculo ni se presentan en el presente estudio.

3.4.3 CALCULOS DE EFICIENCIA

El cálculo de eficiencia de recuperación de xantófila se realizó según el siguiente procedimiento :

Peso de Harina = 0.632 kg

Concentración xantófila (xant) = 11.2 g xant /kg de Harina

Peso de xantófila en harina = 7.07 g xant ... (1)

Peso oleorresina obtenido = 61.23 g (Sumatoria peso Exp 1 y 2)

Concentración xant = 94.7 g xant /kg oleorresina

Peso de xant en oleorresina = 5.798 g xant ... (2)

% Eficiencia de recuperación = (2)*100/(1) = 81.96

Relacion g harina / g oleorresina = 10

La dosificación de etoxiquin es de 1.5 kg por 1 tonelada de harina.

3.5 ANALISIS

3.5.1 Análisis de la Materia prima

Harina

La harina de marigold es comercializada de acuerdo al contenido de

TABLA No. 4

CONCENTRACION ROTAVAPOR
OBTENCION DE OLEORESINA

VARIABLES	UNID	EXP.1	EXP 2.
Volumen de solución extraída	ml	740	738
Volumen de hexano recuperado	ml	700	700
Tiempo de concentración	hr	2	2
Concentración de extracto obtenido	g/kg	94,7	94,7
Volumen gastado de hexano	ml	40	38
Volumen recuperado de oleoresina	ml	17.75	17.04
Volumen perdido de hexano	ml	22,25	22,96
Temperatura	°C	50	50
% Eficiencia recuperación de hexano	%	87,5	87,5
% Eficiencia recuperación xantófila	%	81,96	81,96

xantófila, el precio referencial utilizado es de 0,25 US\$/g de xantófila.

La harina puede tener diversas concentraciones, que varían entre 9 - 13 g Xantófila / kg de harina. Para el análisis económico del presente estudio se ha calculado en base a 11,2 g xant / kg de harina.

La concentración de la harina es certificada por laboratorios independientes, como es el caso de INASSA, para verificación de las condiciones físicas y químicas del lote.

...

El Anexo 1 detalla el procedimiento de determinación de xantófila en harina de marigold. Este sería utilizado para el control de calidad de la harina pero no se utilizó para el presente estudio.

Hexano

Solvente hexano, grado alimenticio , es adquirido de PETROPERU con el respectivo certificado de lote , que debe cumplir con un contenido mínimo de aromáticos (<2 ppm) recomendables para consumo y un punto de ebullición de 68°C.

Etoxiquin - Preservante

Preservante para extracto final que evita la rápida oxidación de la xantófila. Es adquirido a la empresa ROCSA Internacional S.A., con el respectivo certificado de calidad.

3.5.2 Análisis de los productos

Durante la operación se analiza las soluciones procedentes de los extractores y concentración final de xantófila en la oleorresina utilizando la curva patrón obtenida y el Espectronic 20.

El resultado final es utilizado como comparación con la muestra que debe ser enviada a INASSA para certificación. El precio se debe fijar en función a los gramos de xantófila (US\$ / g xantófila).

3.5.3 Normas de Calidad de Producción del colorante xántofila

El extracto de marigold según la FDA, debe reunir las especificaciones siguientes (3) :

Punto de ebullición	326 .65 - 328.65 K
Indice de yodo	132 - 145
Indice de saponificación	175 - 200
Indice de ácido	0.6 - 1.2
Temperatura de titulación	308.65 - 310.15 K
Materia Insaponificable	23.0%- 27.0%
Residuo de hexano	< 25 ppm

La determinación del hexano en el extracto se hace después de añadir el preservante.

CAP. 4 ESTUDIO TECNOLÓGICO

4.1 ESCALAMIENTO DE LOS RESULTADOS EXPERIMENTALES A UNA UNIDAD COMERCIAL

Los resultados obtenidos fueron tomados como referencia para el dimensionamiento de los equipos. Se toma como referencia equipos de producción de colorantes del mercado.

4.2 SELECCIÓN DEL TAMAÑO DE PLANTA

La selección del tamaño de planta se basa en la proyección de la venta de xantófila para los próximos 5 años, tiempo estimado de duración del proyecto, y una participación promedio del 10% del mercado de exportación de xantófila. Gráfico 11.

4.2.1 Selección de los equipos

Los equipos han sido diseñados para cumplir con los requerimientos de la demanda proyectada y utilizando como referencia los datos obtenidos a nivel piloto.

4.2.2 Diseño de los equipos

Se presenta una tabla resumen por cada uno de los equipos diseñados para el proceso de producción de oleorresina de xantófila. Cada tabla especifica el método de diseño utilizado, los parámetros principales, codificación y función en el proceso. Cálculos detallados en el Anexo 3.

El principal problema presentado fue la determinación de las propiedades de las soluciones de trabajo, en especial la viscosidad.

La densidad se determinó pesando una cantidad conocida de oleorresina y volumen conocido. Para ambos equipos se trabajó con la misma densidad

para efectos de un primer estudio. El resumen de las propiedades se presentan en la Tabla 5.

Para afinamiento de los cálculos será necesario enviar muestras a un laboratorio especializado para determinar la viscosidad y otras propiedades. La propiedad determinante en los concentradores ha sido la viscosidad por lo cual , datos mas precisos pueden cambiar el diseño propuesto.

<u>Relación de equipos</u>	<u>Tabla</u>	<u>Fig</u>
1. Extractores	6	6
2. Concentrador 1 + agitador	7	7
3. Concentrador 2 + agitador	8	7
4. Tanque vacío	9	8
5. Bomba vacío	10	
6. Caldero	11	
7. Ablandador	12	9
8. Tanque diario	13	8
9. Condensador 101	14	
10. Condensador 201	15	
11. Tanque alimentación	16	8
12. Torre de Enfriamiento	17	10
13. Bombas de servicio	18	

Los equipos principales se han diagramado en forma genérica : tanques de almacenamiento , enchaquetados , bomba , torre de enfriamiento, ablandador y extractor .

Extractor - EX101 A/B

Para efectos de diseño , se determinó el coeficiente de transferencia de masa en el solvente según el método de cálculo detallado en el Anexo 2.

Se asumió las dimensiones de un tanque standard, ajustando el volumen de

tanque de acuerdo al volumen de sólido obtenido incluyendo el factor de volumen libre o espacio libre.

Adicionalmente se incluye un spray para alimentación de hexano , con lo cual se mejora la distribución del solvente en el sólido, evitando los acanalamientos en el lecho de sólido y una mayor probabilidad de contacto entre el solvente y el sólido aumentando el área de transferencia de soluto al solvente.

Se seleccionó dos extractores como número mínimo de equipo para asegurar una producción continua de extracción. Como propósito del estudio, se evaluará sólo el número mínimo para efectos de cálculo económico.

Para efectos de diseño se hizo las siguientes consideraciones

- a. Sóluto soluble en el solvente
- b. Los pellets de harina tendrán siempre la misma forma y tamaño .
- c. Tiempo de extracción por cada extractor 21 horas, tiempo de carga total 3 hrs. Total operación / extractor = 24 hrs.
- d. Producción máxima proyectada : 845 kg oleorresina / semana, para una producción de 40 ton / año.
- e. Relación g harina / g oleorresina = 10
- f. Requerimiento de harina / semana = $845 \times 10 = 8450$ kg harina
- g. Planeamiento de producción = 6 días extracción y 1 día concentración.
Entonces : Capacidad máxima / extractor = $8450/6 = 1408$ kg de harina.
Volumen de hexano requerido = 4225 l
- h. Año operativo = 330 días
- i. Máxima resistencia a la transferencia en la fase sólida
- j. Coeficiente de transferencia en la fase líquida * area de superficie interfacial total entre las partículas sólido-líquido : 11257,12

Tabla 5

PROPIEDADES FISICAS PARA DISEÑO DE EQUIPOS

Propiedad	Unidades	323 K	341 K
Calor Especifico (*)	J / kg K	4186.8	2.46E+03
Viscosidad (*)	N / s m ²	10	1.2
dens. rel. @ 25°C (*)		1.76	1.00
hexano			
Peso molecular	g	86.1	
Calor latente	J / kg	2.09E+05	3.72E+05
densidad relativa	Kg/l	1.76	
Conductividad termica	J / K m s	0.13667	0.13667
Diseño de condensadores			
Condensador		E-201	E-101
Temperatura pared tubo	K	308.78	311.29
Temperatura película (Tp)	K	314.96	344.00
Conductividad térmica a Tp	J / K m s	0.13667	0.13667
Densidad relativa hexano		0.66	0.66
viscosidad vapor hexano	N / s m ²	1.82E-05	1.69E-05
viscosidad liquido hexano	N / s m ²	2.80E-04	2.40E-04

(*) Propiedades asumidas para solución hexano-soluto
Fuente (25)

Tabla 6
CARACTERISTICAS DE EQUIPO

EQUIPO	Extractor	CODIGO	EX-101	A / B
OPERACION	Extraccion xantofila de harina			
Material de construccion	acero inoxidable			
Presion operacion , kPa	142.4			
PELLETS HARINA				
Longitud		cm		1.13
Diametro		cm		0.41
Esfericidad (1)				0.29
Volumen libre (1)		ε		0.70
Vol solvente/ Vol solido (1)				0.43
Harina al extractor		kg		1408.33
Relacion carga / solvente (2)				0.33
Volumen solvente		l		3673.69
Volumen solido		l		1574.44
Volumen tanque (3)		l		5590.45
Diametro tanque , (De)		m		1.68
Lado recto , (Lr)		l / m		2206.92
Altura lecho harina, (Al)		m		0.71
Altura total tanque , (Le)		m		2.73
Altura libre		m		0.36
Relacion altura lecho/total				1.42
altura total / diametro				1.63
Cabeza = fondo tanque			concava bridada ASME	
Capacidad cabeza		l		393.64
Altura cabeza , (Lc)		m		0.28
Flujo solvente		l / s		0.44
Concentracion saturacion (2)		g Xant/kg sol		26.55
Malla fondo		mesh		100.00
Distribuidor		ranura simple cuatro brazos		
Flujo volumétrico por brazo		m ³ / s	1.104E-04	
longitud de tubería por brazo		m	0.80	
velocidad de entrada		m / s	0.28	

(1) Datos extraídos (27), Pag.5-46, Fig 5-35

(2) Datos experimentales nivel piloto

(3) Selección tanque Ref (20) Tabla 12.2, Pag 12-10

Figura 6
EXTRACTOR

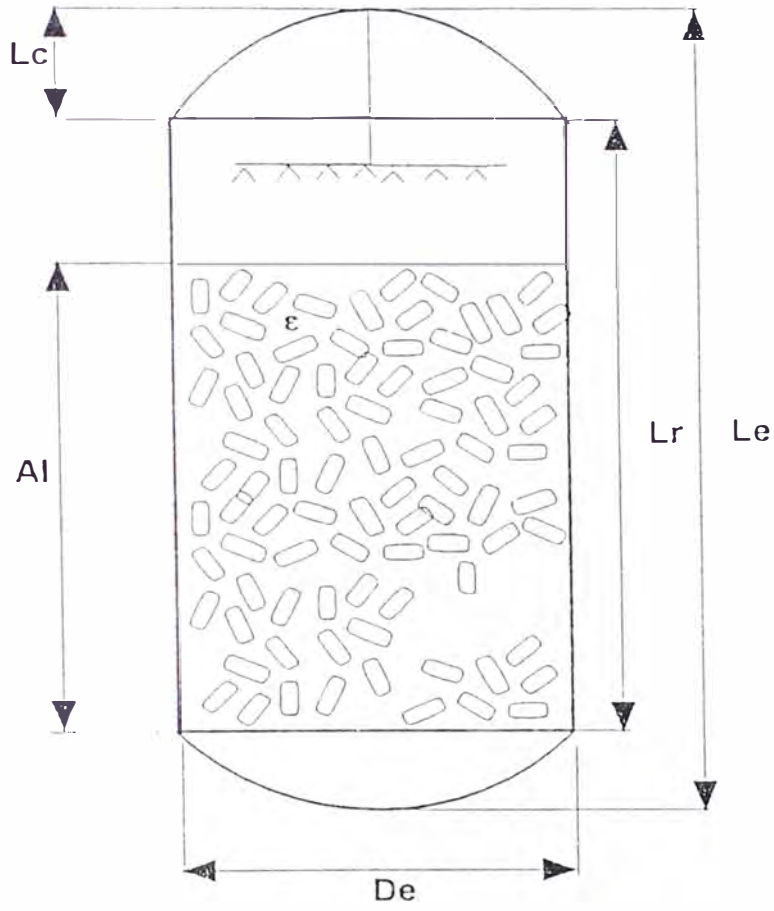


Tabla 7

CARACTERISTICAS DE EQUIPO

EQUIPO	Concentrador 1	Codigo	C-101
OPERACION	Primera Etapa de concentracion de producto		
Material de construccion	Acero inoxidable 304		
Presion de operacion, kPa	4.19		
Capacidad requerida			4250.00
capacidad diseño			5650.00
Volumen cuadrado,			4800.00
lado recto,	l / cm		26.25
diametro, (Dt)	cm		182.88
Altura tanque , (L)	cm		238.00
nivel de liquido (Z)	cm		173.58
cabeza tipo			concava bridada ASME
profundidad	cm		30.48
volumen			510.98
Fondo tipo			concava standard
profundidad	cm		24.64
volumen			340.65
ACCESORIOS			
AGITADOR			
tipo impulsor			álabe inclinado
nro. paletas			6 paletas
altura impulsor , fondo (Z1)	cm		57.86
diametro impulsor (dt)	cm		73.15
altura impulsor (a)	cm		14.63
potencia agitador	kW		1.49
velocidad de rotacion	rad / s		8.80
2. DEFLECTORES			
nro. deflectores			4.00
ancho de deflector (ad)	cm		15.24
AREA ENCHAQUETADA			
Area (lado recto)	m ²		8.22
Calor requerido	J / s		185614

(*) Metodo diseño (24) Cap 12

(**) Seleccion tanque Ref (20) Tabla 12.2, Pag 12-10

Figura 7

TANQUE AGITADO CON
CHAQUETA DE CALENTAMIENTO

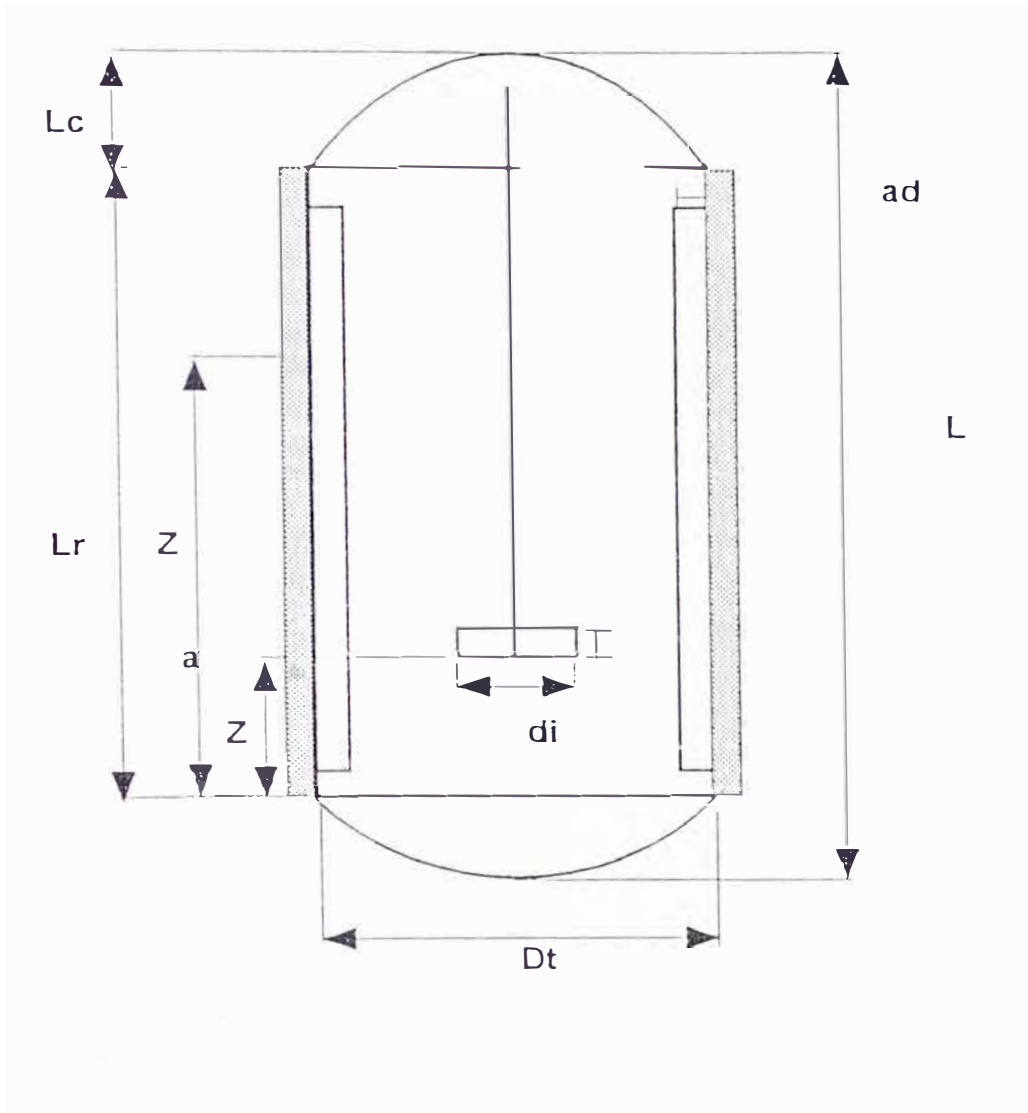


Tabla 8

CARACTERISTICAS DE EQUIPO

EQUIPO	Concentrador 2	CODIGO	C-201
OPERACION	Etapa final de concentracion de producto		
Material de construccion	Acero inoxidable 304		
Presion de operacion, kPa	2.84		
Capacidad requerida			4250.00
capacidad diseño			5655.00
Volumen cuadrado,			4803.00
lado recto, (Lr)	l / cm		26.26
diametro, (Dt)	cm		182.88
Altura tanque , (L)	cm		238.00
nivel de liquido (Z)	cm		173.49
cabeza tipo			concava bridada ASME
Altura cabeza, (Lc)	cm		30.48
volumen			510.98
fondo tipo			concava standard
Altura cabeza, (Lc)	cm		24.64
volumen			340.65
ACCESORIOS			
1. AGITADOR			
tipo impulsor			álabes inclinados
nro. paletas			4 paletas
altura impulsor , fondo (Z1)	cm		57.83
diametro impulsor (di)	cm		73.15
altura impulsor (a)	cm		14.63
potencia agitador	kW		1.49
velocidad de rotacion	rad / s		6.28
2. DEFLECTORES			
nro. deflectores			4.00
ancho de deflector (ad)	cm		15.24
AREA ENCHAQUETADA			
Area (lado recto)	m ²		8.22
Calor requerido	J / s		35232.2

(*) Metodo diseño (24) Cap 12

(**) Seleccion tanque Ref (20) Tabla 12.2, Pag 12-10

Tabla 9

CARACTERISTICAS DE EQUIPO

EQUIPO	Tanque Vacio	CODIGO	T-201
OPERACION	Etapa final de concentracion de producto		
Material de construccion	acero al carbono		
Presion de operacion, kPa	2.84		
Capacidad requerida	m ³		4.50
capacidad diseño	m ³		4.13
Volumen cuadrado,	m ³		3.70
lado recto,	m ³ / m		2.21
diametro, (Dt)	cm		167.64
Altura tanque , (L)	cm		212.85
cabeza tipo		concava bridada ASME	
profundidad	cm		22.61
volumen	m ³		0.39
fondo tipo		standard concavo	
profundidad	cm		22.61
volumen	m ³		0.39

(*) Metodo diseño (24) Cap 12

(**) Seleccion tanque Ref (20) Tabla 12.2, Pag 12-10

Figura 8
TANQUE RECEPTOR / ALMACENAMIENTO

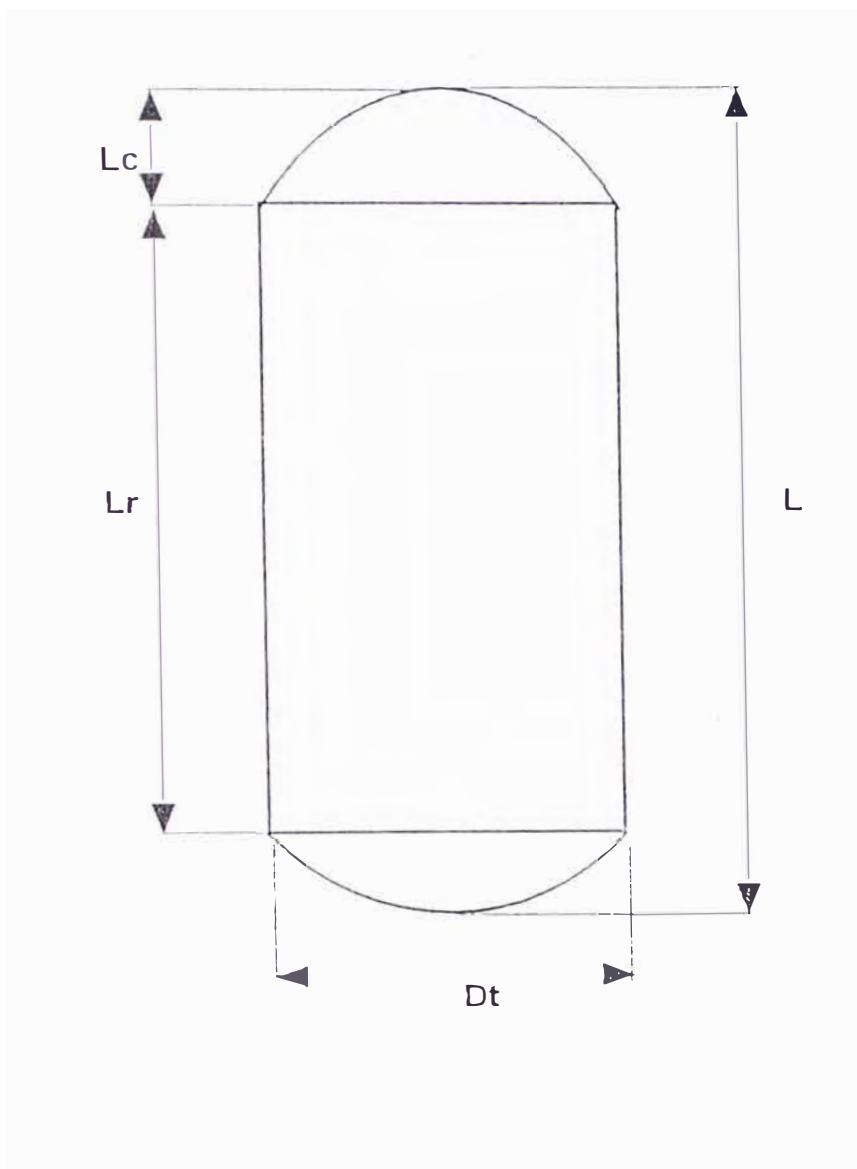


Tabla 10

CARACTERISTICAS DE EQUIPO

EQUIPO	Bomba vacío	CODIGO	P-201
OPERACION	Etapa final de concentración de producto		
Material de construcción	acero al carbono		
Presion de operacion, kPa	2.84		
Especificación	Prueba de explosión		
Volumen sistema (*)	m ³	27.10	
Tipo bomba	rotatoria con sello de aceite		
Velocidad desplazamiento	m ³ / s	0.01	
Potencia requerida	kW	0.75	

(*) Incluye : evaporador, condensador, tanque diario, tanque vacío y tuberías
 Metodo diseño (29), Pag 3.320

Tabla 11

CARACTERISTICAS DE EQUIPO

EQUIPO	Caldero	CODIGO	B-101
OPERACION	Produccion de vapor para evaporadores		
Material de construccion	acero al carbono		
Presion de operacion, MPa	6.76		
Requerimiento energia (*)	J / s	220846	
Eficiencia de operacion	%	85.00	
Requerimiento diseño	J / s	259819	
Produccion de vapor	kg / s	0.10	
Temperatura vapor	K	554.26	
Entalpia de vapor	kJ / kg	2714.67	
Flujo de alimentacion	kg / s	0.11	
Purga continua (% Fw)	%	10.00	
Potencia requerida	kW	344.78	
Combustible		diesel	
consumo	m ³ / s	1.06E-05	

Metodo diseño (25)

Tabla 12

CARACTERISTICAS DE EQUIPO

EQUIPO	Ablandador	CODIGO	T-104	Material de construccion	acero al carbono
OPERACION	Produccion de agua alimentacion caldero			Presion de operacion, kPa	104.66
TIPO RESINA	ZEOLITA				
1. TANQUE ABLANDADOR					
Dureza total agua alimentacion	ppm CaCO3	350.00	Volumen requerida agua	m ³ / s	0.0001
Limite permisible de dureza	ppm CaCO3	3.00	Volumen diseño agua	m ³ / s	0.0001
Frecuencia de regeneracion	veces/dia	0.50	Regenerante (1)	kg NaCl/m ³	64.13
Tiempo por regeneracion	s	3600.00	Capacidad regeneracion (1)	kg/m ³	565.03
Tiempo / ciclo regeneracion	s	172800	Volumen resina requerida	m ³	241.47
Volumen de agua / ciclo	m ³ / ciclo	20	Velocidad de espacio	m ³ / m ³ s	0.0006
Dureza a remover	kg CaCO3 / ciclo	109.40	Caida de presion teorica	kg/ m ² / m	1385.24
Altura lecho resina (Alr)	m	0.91	Caida de presion resina	kPa	12.82
Area transversal resina	m ²	0.21	Diametro columna (Dlr)	m	0.52
Velocidad lineal	m / s	0.0041	Altura columna , (La)	m	1.83
2. RETROLAVADO RESINA					
Tiempo / retrolavado	s / ciclo	900	Flujo / area	m ³ / m ² s	0.0043
Velocidad retrolavado	m ³ / s	0.0009	Volumen agua lavado	m ³ / ciclo	0.83
Regenerante requerido , puro	kg / ciclo	12.42	Regenerante, solucion 10%	m ³ / ciclo	0.12
Consumo regenerante solucion	m ³ / s	0.0004	Tiempo /retrolavado	s / ciclo	268.46
Consumo agua lavado	m ³ / m ³	3.34	Consumo total enjuague	m ³	0.65
Consumo Enjuague lento	m ³ / s	0.0004	Tiempo enjuague lento	s	660.00
Consumo enjuague rapido	m ³ / s	0.0009	Tiempo enjuague rapido	s	360.00

Metodo diseño (24), Pag 14-27

(1) Datos tipicos fabricante

Figura 9
ABLANDADOR

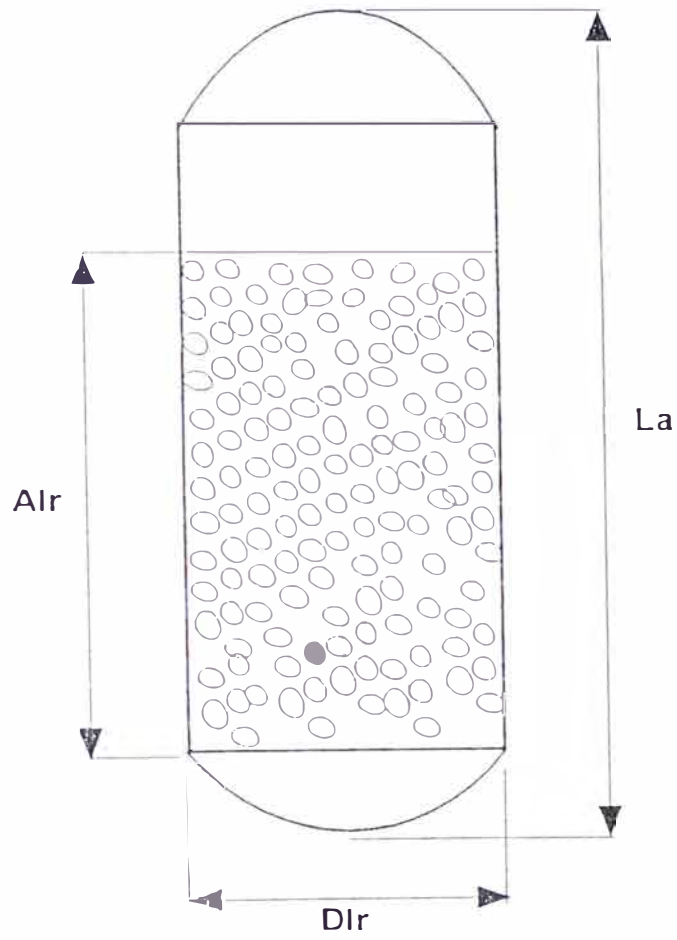


Tabla 13

CARACTERISTICAS DE EQUIPO

EQUIPO	Tanque Diario	CODIGO	T-101
OPERACION	Recepcion de hexano condensado y carga continua		
Material de construccion	Acero al carbono		
Presion de operacion, kPa	4.19		
Capacidad requerida	m ³		3.80
capacidad diseño	m ³		3.80
Volumen cuadrado,	m ³		2.78
lado recto, (Lr)	m ³ / m		1.82
diametro, (Dt)	m		1.52
Altura tanque , (L)	m		1.52
nivel de liquido (Z)	m		1.14
cabeza tipo			standard
Altura cabeza (Lc)	cm		20.57
volumen	m ³		0.30

(*) Metodo diseño (24) Cap 12

(**) Seleccion tanque Ref (20) Tabla 12.2, Pag 12-10

Tabla 14

CARACTERISTICAS DE EQUIPO

EQUIPO	Condensador concentrador 1	Codigo	E-101
OPERACION	Primera Etapa de concentracion de producto		
Material de construccion	Acero inoxidable 304		
Presion de operacion, kPa	4 19		
		CORAZA	TUBOS
Fluido caliente / frio		hexano	agua
Flujo	kg / s	0 29	4 33
Temperatura Caliente	K	341 15	305 15
Temperatura Fria	K	341 15	299 15
Temperatura Media LMTD	K		294 30
Nro.		1 00	47 00
Arreglo tubos			triangular
Espaciado tubos	cm		2 38
Diametro Externo , DE	cm	25 40	1 91
Area	m ²	6 22	
Largo	m	2 44	2 44
Nro. pasos			4 00
Area transversal flujo	m ² / m ²	38 00	3 55
Velocidad masa	kg / m ² s	11 91	1889 20
Factor (as) flujo/velocidad masa	m ²	0 02	0 00229
Nro . deflectores		2 00	Velocidad agua tubos
Nro. cruces		3 00	m / s 1 89
Carga ficticia	kg / m s	0 009	NRe 33014 62
Temperatura pared	K		311 29
Temperatura pelicula	K		326 22
Conductividad termica	J / K m s	0 14	
densidad relativa		0 66	1 00
viscosidad	N s / m ²	0 36	1 49
coeficiente total operacion	J / s cm ² K	1703 40	1304 17
caida de presion	kg / m ²	0 0737	65 91
Factor de obstruccion			0 0083

Metodo diseño (25) , pag 327

Tabla 15

CARACTERISTICAS DE EQUIPO

EQUIPO	Condensador concentrador 2	CODIGO	E201
OPERACION	Etapa final de concentracion de producto		
Material de construccion		Acero inoxidable 304	
Presion de operacion, kPa		4.19	
		CORAZA	TUBOS
Fluido caliente / frio		hexano	agua
Flujo	kg / s	0.02	1.46
Temperatura Caliente	K	321.15	305.15
Temperatura Fria	K	321.15	299.15
Temperatura Media LMTD	K		274.21
Nro.		1.00	40.00
Arreglo tubos			triangular
Espaciado tubos	cm		2.38
Diametro Externo , DE	cm	25.40	1.91
Area	m ²	6.02	
Largo	m	2.44	2.44
Nro. pasos		4.00	
Area transversal flujo	m ² / m ²	77.50	43.49
Velocidad masa	kg/ m ² s	3.51	750.96
Factor (as) flujo/velocidad masa	m ²	0.05	0.0019
Nro . deflectores		2.00	Velocidad agua tubos
Nro. cruces		3.00	m / s 0.75
Carga ficticia	kg / m s	0.0062	NRe 13123.32
Temperatura pared	K	308.71	
Temperatura pelicula	K	314.82	
Conductividad termica	J / m s K	0.14	
densidad relativa		0.66	1.00
viscosidad	N / m ² s	0.0001	0.0009
coeficiente	J / m ² s K	407.05	651.28
caida de presion	kg / m ²	1.0372	634.74
Factor de obstruccion			0.01

Metodo diseño (25) , pag 327

Tabla 16

CARACTERISTICAS DE EQUIPO

EQUIPO	Tanque Alimentacion	CODIGO	T-102
OPERACION	Recepcion de hexano condensado y carga continua		
Material de construccion	Acero al carbono		
Presion de operacion, kPa	4.19		
Capacidad requerida	m ³		3.80
capacidad diseño	m ³		3.10
Volumen cuadrado,	m ³		2.78
lado recto, (Lr)	m ³ / m		1.8230
diametro, (Dt)	m		1.52
Altura tanque , (L)	m		1.94
nivel de liquido (Z)	m		1.45
cabeza tipo			standard
Altura cabeza (Lc)	cm		8.10
volumen	m ³		0.30

(*) Metodo diseño (24) Cap 12

(**) Seleccion tanque Ref (20) Tabla 12.2, Pag 12-10

Tabla 17

CARACTERISTICAS DE EQUIPO

EQUIPO	Torre de Enfriamiento	CODIGO	CT-101
OPERACION	Produccion agua de enfriamiento		
Material de construccion	concreto		
Presion operacion , kPa	104.66		
PARAMETROS OPERACION			
Volumen requerido	kg / s		5.79
Flujo recirculacion , (Re)	dm ³ / s		5.788
Flujo alimentacion , (FW)	dm ³ / s		0.087
Purga, (P)	dm ³ / s		0.028
Ciclos de concentracion			3.00
Caida temperatura	K		260.93
Evaporacion , (E)	kg / s		0.0579
Perdidas al ambiente	kg / s		0.0013
Holding Capacity	m ³		4.54
Volumen tina	m ³		3.79
Tiempo por ciclo	s		784.7
Holding time index	s		82800
DISEÑO TORRE			
Tipo de empaque			total
Direccion flujo inducido			contracorriente
Area transversal	m ²		3.40
Aire requerido	dm ³ / s		5359
Altura torre, (Le)	m		2.50
Potencia del ventilador	kW		5.96

Metodo Calculo parametros operacion (28), Pag 38.11

Metodo diseño torre (27), Pag 5.4

Figura 10

TORRE DE ENFRIAMIENTO

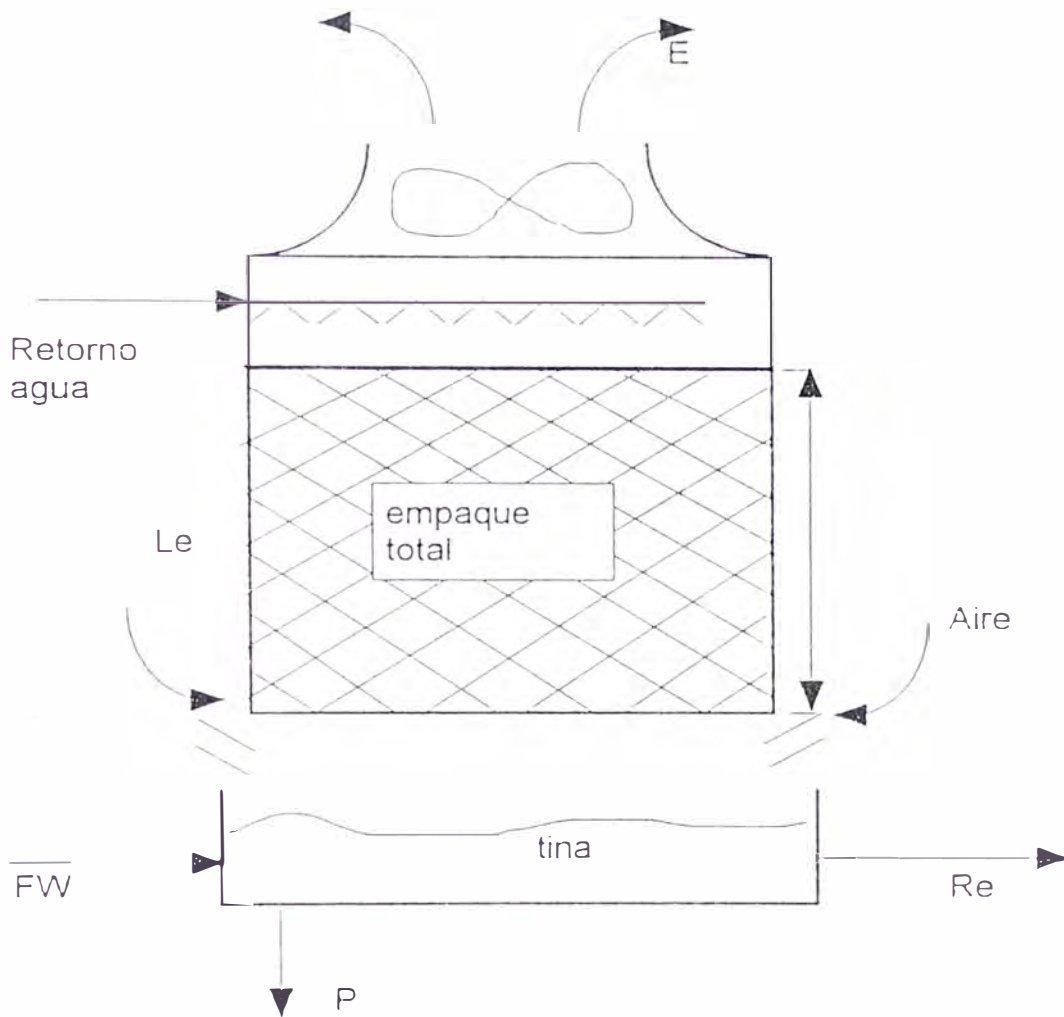


Tabla 18

CARACTERISTICAS DE EQUIPO

CODIGO BOMBA		p-101	p-102	p-103 A/B
Servicio		enfriamiento	vapor	extraccion
Bomba centrifuga, simple				
cabeza	m	100.00	300.00	150.00
Flujo Requerido	dm ³ / s	5.788	0.117	0.443
Flujo maximo	dm ³ / s	6.41	0.13	0.53
Potencia requerida	kW	50.00	3.73	1.49

Tabla de Seleccion (27) Pag 2-27, Fig. 2-29

4.3 Descripción del proceso

1. Arranque de producción de vapor y agua de enfriamiento a condensador E-101 y E-201
2. Carga de harina en pellets a extractores EX 101 A / B , 800 kg de harina por extractor.
3. Bombeo de hexano al sistema (arranque bomba p103 A) : extractores y tanque concentrador 1 , C-101 , aproximadamente 7.19 m³ para estabilizar el sistema.
4. Inyección de vapor a la chaqueta de concentrador 1.
5. Inicio de extracción manteniendo un nivel constante en C-101 , (3,0 m³). El hexano evaporado se envía al condensador E-101, pasa al tanque diario T-102 y regresa al sistema.
6. Tiempo de extracción promedio : 21 hr
7. En base a la coloración , se separa el extractor mas agotado del proceso, se descarga la harina agotada y se carga nuevamente con harina fresca. El sistema opera con solo un extractor.
8. Se reinicia el sistema de dos extractores y se procede con esta operación de carga y descarga de extractores hasta agotar 6 extractores.
9. Parada de extracción completado el lote de 6 extractores. Sale fuera de servicio p103 A.
10. Bombeo de la solución obtenida , aproximadamente 3,0 m³ , al concentrador 2 de vacío. C-201
11. Trasvasada la solución y verificado el sistema de vacío, arranque de bomba p201 , se inicia el proceso de concentración al vacío e inyección de vapor a la chaqueta. Tiempo de concentración 7- 7.6 hrs. El hexano evaporado pasa al condensador E-201 y al tanque de vacío T-202.
12. Simultáneamente reiniciamos el proceso de extracción.
13. Concluido el tiempo de concentración de recuperación, se apaga p201.
14. Enfriamiento de la solución en concentrador, inyección de agua a la

chaqueta, hasta obtener una viscosidad que permita el trasvase a cilindros en donde adicionamos preservante.

15. Los envases deben ser de color oscuro a fin de evitar el efecto de la luz sobre la xantófila.

4.3.1. Diagrama del proceso

El diagrama del proceso se presenta incluyendo líneas de vapor y agua de enfriamiento. Diagrama 2

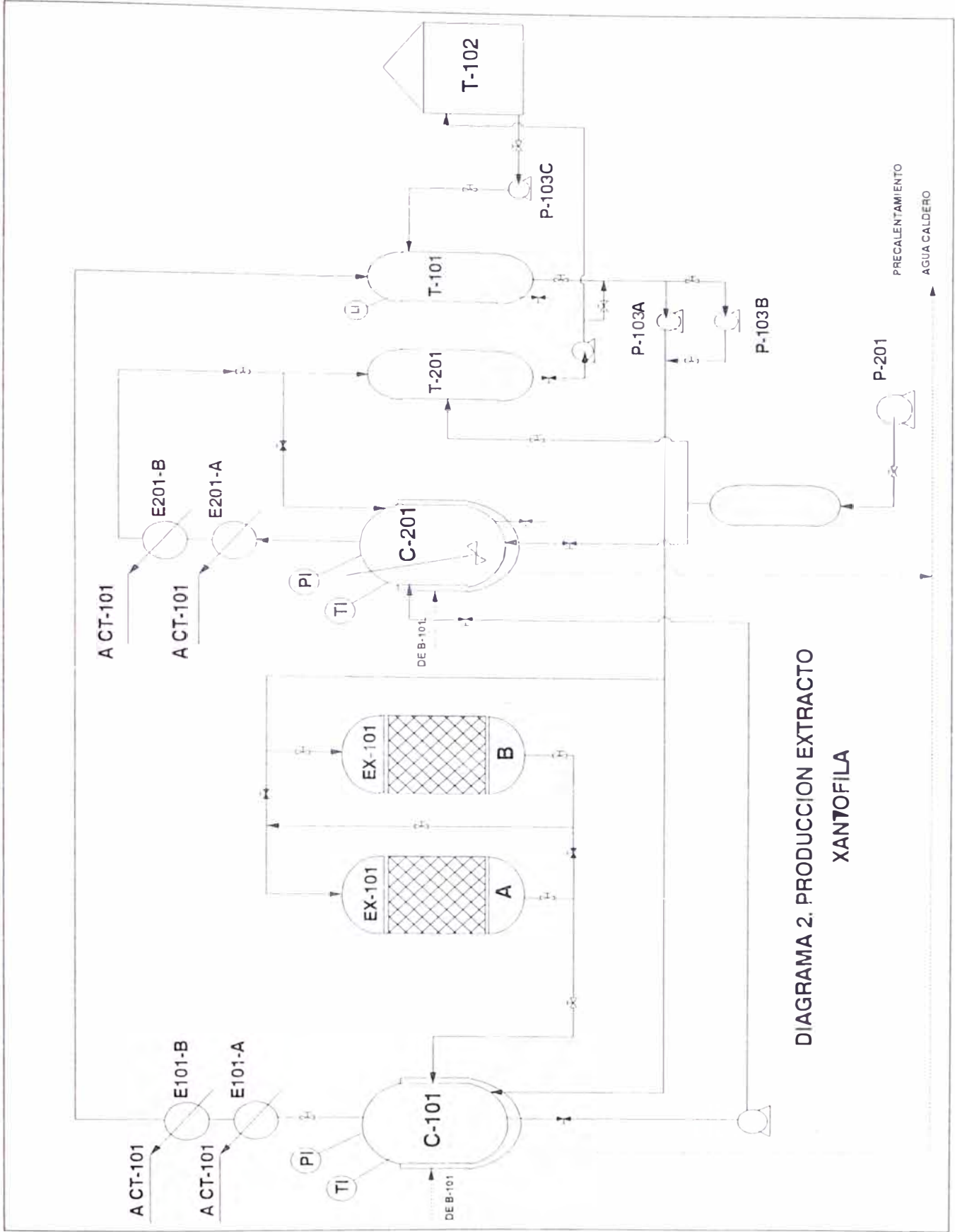


DIAGRAMA 2. PRODUCCION EXTRACTO XANTOFILA

CAPITULO 5 : ESTUDIO ECONOMICO

5.1 CÁLCULO DE INVERSIONES

Para el cálculo de inversiones y costos se ha utilizado el método de evaluación económica de Max S. Peters, pag 151.

5.1.1 Activos Fijos

Los equipos principales diseñados en el ítem 4. han sido presupuestados según precio en mercado.

Costos de Equipos para producción de oleorresina . Tabla 19.

5.1.2 Inversión de capital fijo

La inversión de capital fijo es la sumatoria de los costos directos y costos indirectos como sigue

Costos directos (CD)

- a. Equipos adquiridos (EA) incluye instalación, instrumentación, tubería , instalación de equipo eléctrico, pintura. Costo = US\$ 230,240 (EA)
- b. Obras civiles, 10% de EA.
- c. Instalación de servicios y mejoras de terreno , 10% de EA.
- d. Terreno , 8% de EA.

Costos indirectos (CI)

- a. Ingeniería de supervisión , 5% de CD
- b. Gastos de construcción y honorarios del contratista , 10% de CD

Inversión de capital fijo ICF

Es la sumatoria de CD + CI

5.1.3 Capital de trabajo

Según el método indicado el capital de trabajo considerado es del 10% de la inversión de capital fijo.

5.1.4 Inversión total de capital (ICT)

Es la sumatoria de capital de trabajo mas inversión de capital fijo :
US\$ 372, 805. Tabla 20.

5.1.5 Costo de Fabricación

Es la sumatoria de los costos directos de producción + gastos fijos + gastos generales de planta :

Costos directos de producción

a. Materia prima

Harina pellets	US\$ 0.25 / g de xantófila
Hexano industrial	US\$ 2.5 / kg
Etoxiquin	US\$ 10.0 / kg

b. Mano de obra : obreros

Salario mensual US\$ / mes	: 100
Pago de beneficios US\$ / mes	30
Gratificaciones dos salarios / año	
Nro .total de obreros	: 4

c. Supervisión directa

Sueldo mensual US\$ / mes	: 400
Pago de beneficios US\$ / mes	: 120
Gratificaciones dos sueldos / año	
Nro .total de supervisores	: 2

d. Mantenimiento y reparaciones : parada / año , 10% de ICF

Parada 30 días

f. Suministros para la operación , 10% de mantenimiento y reparaciones

g. Gastos de laboratorio , 10% de mano de obra de obreros

Gastos fijos

- a. Depreciación , 20% de ICF
- b. Impuestos locales , 2% de ICT
- c. Seguro , 1% de ICT

Gastos generales de planta

Corresponde al 50% de la sumatoria de los costos por mantenimiento y reparaciones; mano de obra obreros; y supervisión.

Costos de fabricación (1)

Sumatoria de costos directos de producción, gastos fijos y gastos generales de planta.

Gastos Generales (2)

Gastos de administración, 10% de gastos generales de planta.

Costos total de producción

Es la sumatoria de (1) y (2). Corresponde al costo por kg de oleorresina.

5.1.6 Precio de venta

El precio de venta fue fijado en US\$ 0.59 / g xantófila, manteniendo este precio se ajusta el porcentaje de ganancia neta sobre el costo unitario de producción. De acuerdo a los cálculos y resultados, este porcentaje promedio es de 20%, trabajando con harina de 11.2 g xantófila / kg de harina, eficiencia de 81.96% y 94.7 g xantófila / kg oleorresina.

Resultados en Tabla 21 Costos de Producción y Precio de Venta.

5.2 Evaluación del proyecto

5.2.1 Criterios de Evaluación

- a. Concentración de xantófila en la harina constante en 11.2 g xantófila / kg harina, eficiencia recuperación de xantófila 81.96% y 94.7 g xantófila / kg de oleorresina.
- b. Precios de la materia prima no varían así como los costos por mano de obra y supervisión directa.
- c. Producción destinada a satisfacer el 10% del mercado de exportación total.
- d. No se considera gastos por eventualidades.
- e. El proyecto es financiado en un 70% , a tres años, con un interés de 8% e inflación del 4%. Moneda constante de 1995.
- f. Capital de trabajo considerando : Inventarios:
 - materia prima , 30 días
 - Productos terminados, 15 días
 - Cuentas por cobrar , 15 días de venta
 - Cuentas por pagar , 20 días de materia prima.
- g. Impuesto a la renta , 35 % de renta neta
- h. Reserva legal , 10% de utilidad neta
- I. Utilidad retenida , 10% de reserva legal
- j. Tasa de descuento , 15%
- k. Precio de venta constante en US\$ 0.59 / g xantófila durante el tiempo de duración del proyecto.
- l. Horizonte de planeamiento : 5 años
- m. Ganancia neta promedio : 20%.

5.2.2 Cálculo de Beneficios

Programa de producción y requerimiento , Tabla 22

Valor de venta de oleorresina , Tabla 23

Capital de trabajo	Tabla 24
Servicio de la deuda,	Tabla 25
Estado de perdidas y ganancias,	Tabla 26
Flujo de caja	Tabla 27

De acuerdo a los criterios establecidos, el proyecto ofrece lo siguientes resultados

Valor neto de fondos M US\$ 355

Tasa interno de retorno 52

Con estos resultados concluimos que el proyecto es factible y se recomienda pasar a la etapa de cálculo en detalle.

LZ|LP Jun 96

Tabla 19

**COSTOS DE EQUIPOS PARA PROCESO DE PRODUCCION
OLEORRESINA , US\$**

EQUIPO	CODIGO	US\$ / Unid	Unid	US\$
Extractor	EX-101	40000	2	80,000
Concentrador 1+agitador	T-101	15000	1	15,000
Aislamiento T-101				2,250
Concentrador 2 + agitador	T-201	15000	1	15,000
Aislamiento T-201		2100		2,250
tanque vacio	T-202	2000	1	2,000
bomba vacio	P-201	6000	1	6,000
* Caldero	B-101		1	
* Tanque alimentacion			1	
* Sistema ablandamiento	T-104	17600	1	17,600
tanque diario	T-102	3000	1	3,000
condensador tope 1	E-101	3200	2	6,400
condensador tope 2	E-201	3200	2	6,400
tanque almacenamiento	T-105	5000	1	5,000
Torre de enfriamiento	CT-101	15000	1	15,000
bomba vapor	P-102	5000	1	5,000
bomba agua	P-101	6000	1	6,000
bomba hexano	P-103	3000	2	6,000
Laboratorio				8,000
Extintores				1,000
Balanza				1,500
Camioneta				8,000
tuberia instalada (Incluye conexiones varias)				18,840
TOTAL EQUIPO ADQUIRIDO				230,240

Tabla 20

INVERSION TOTAL DE CAPITAL

COSTOS DIRECTOS

Equipos adquiridos (instalacion+instrumentacion)	230,240
Obras civiles para el proceso y auxiliares	23,024
Instalaciones de servicios y mejoras	23,024
Terreno	18,419
(1) Sub-Total Costos directos	294,707

COSTOS INDIRECTOS

Ingenieria de supervision	14,735
Gastos de construccion y contratista	29,471
(2) Sub-Total Costos indirectos	44,206

TOTAL INVERSION CAPITAL FIJO (1)+(2) 338,913

CAPITAL DE TRABAJO 33,891

INVERSION TOTAL DE CAPITAL 372,805

Tabla 21

COSTOS Y GASTOS DE PRODUCCION US\$/AÑO
PRECIO DE VENTA US\$ / Kg / AÑO

	1	2	3	4	5
harina	840000	903000	970725	1043529	1121794
hexano	168750	181406.3	195011.7	209637.6	225360.4
preservante	4500	4837.5	5200.313	5590.336	6009.611
Sub-total materia prima	1013251	1089246	1170940	1258761	1353169
mano de obra	7040	7040	7040	7040	7040
Supervision directa	14080	14080	14080	14080	14080
Agua	24000	25800	27735	29815.13	32051.26
Electricidad	1800	1935	2080.125	2236.134	2403.844
Combustible	32987	35461	38120	40979	44053
Suministro operacion	3389	3643	3917	4210	4526
Gastos laboratorio	704	757	814	875	940
COSTOS DIRECTOS	1097250	1177960	1264723	1357993	1458258
depreciacion	67783	67783	67783	67783	67783
impuestos locales	7456	7456	7456	7456	7456
seguro	3728	3728	3728	3728	3728
GASTOS FIJOS	78967	78967	78967	78967	78967
GASTOS GENERALES DE PLANTA	27506	27506	27506	27506	27506
COSTOS DE FABRICACION	1203722	1284432	1371195	1464465	1564731
GASTOS GENERALES	5501	5501	5501	5501	5501
COSTO TOTAL FABRICACION/TN	1209224	1289933	1376696	1469966	1570232
COSTO UNITARIO / Kg	40.31	40.00	39.71	39.44	39.19
GANANCIA NETA	24.00%	29.00%	29.00%	29.00%	30.00%
PRECIO VENTA	53.04	56.34	55.93	55.55	55.99
Precio US\$ / gr xantófila	0.56	0.59	0.59	0.59	0.59

Tabla 22
PROGRAMA DE PRODUCCION Y REQUERIMIENTO
TN / AÑO

PRODUCCION	1	2	3	4	5
Oleorresina	30.0	32.3	34.7	37.3	40.1
REQUERIMIENTO					
Hexano extraccion	540	581	624	671	721
Eficiencia de recuperacion	87.50%	87.50%	87.50%	87.50%	87.50%
Hexano requerido	68	73	78	84	90
Preservante	0.45	0.48	0.52	0.56	0.60
Harina de marigold	300	323	347	373	401

Tabla 23
VALOR DE VENTAS OLEOPESINA

	1	2	3	4	5
TN / año	30	32	35	37	40
US\$/Kg	53	56	56	56	56
MUS\$/año	1591	1817	1939	2070	2243

Tabla 24
CAPITAL DE TRABAJO
M US\$ / AÑO

		1	2	3	4	5
Inventarios						
Materia prima						
Dias	30	92.1	99.0	106.4	114.4	123.0
Producto Terminado						
Dias	15	55.0	58.6	62.6	66.8	71.4
Cuentas por cobrar						
Dias venta	15	72.3	82.6	88.1	94.1	102.0
Cuentas por pagar						
Dias	20	61.4	66.0	71.0	76.3	82.0
Materia prima						
TOTAL CAPITAL DE TRABAJO		280.8	306.3	328.1	351.6	378.4
INCREMENTO CAPITAL TRABAJO		280.8	25.4	21.9	23.5	(-351.6)

Tabla 25
SERVICIO DE LA DEUDA
M US\$ / AÑO

INTERES	8%	Plazo pago	3	
INFLACION	4%	en años :		
Financiado	70%			
Inversion Capital Fijo				
		0	1	2
				3
MONEDA CORRIENTE				
Prestamo		237.2		
Amortizacion		0.0	79.1	79.1
Saldo a fin		237.2	158.2	79.1
Interes		0.0	19.0	12.7
				6.3
MONEDA CONSTANTE AÑO 0				
Prestamo		237.2		
Amortizacion		0.0	75.9	72.8
Saldo a fin		237.2	161.3	88.6
Interes			18.2	12.1
				6.1

Tabla 26

ESTADO DE PERDIDAS Y GANANCIAS
M US\$ / AÑO

	1	2	3	4	5
INGRESOS	1591.1	1816.8	1939.0	2070.4	2243.2
EGRESOS					
Costos Total Produccion	1209.2	1289.9	1376.7	1470.0	1570.2
UTILIDAD BRUTA	381.9	526.9	562.3	600.4	673.0
Gastos administrativos	5.5	5.5	5.5	5.5	5.5
Gastos de ventas	159.1	181.7	193.9	207.0	224.3
UTILIDAD DE OPERACION	217.3	339.7	362.9	387.9	443.1
Gastos financieros	18.2	12.1	6.1	0.0	0.0
Depreciacion	67.8	67.8	67.8	67.8	67.8
RENTA NETA	131.2	259.8	289.1	320.1	375.4
IMPUESTO A LA RENTA	45.9	90.9	101.2	112.0	131.4
UTILIDAD NETA	85.3	168.8	187.9	208.1	244.0
RESERVA LEGAL	8.5	16.9	18.8	20.8	24.4
UTILIDAD RETENIDA	0.9	1.7	1.9	2.1	2.4
DIVIDENDOS	75.9	150.3	167.2	185.2	217.1

Tabla 27

FLUJO DE CAJA
M US\$ / AÑO

	0	1	2	3	4	5
INVERSIONES						
Inversion propia	101.7					
Amortizacion deuda		75.9	72.8	69.6	0.0	0.0
Capital de trabajo		280.8	25.4	21.9	23.5	(-351.6)
TOTAL INVERSION	101.7	356.7	98.2	91.5	23.5	-351.6
UTILIDAD		85.3	168.8	187.9	208.1	244.0
DEPRECIACION		67.8	67.8	67.8	67.8	67.8
FLUJO NETO DE FONDOS	-101.7	-203.6	138.4	164.2	252.3	663.4

Anexo 1

COMPOSICIÓN Y ANÁLISIS DE XANTOFILAS TOTALES

MÉTODO AOC PARA LA DETERMINACIÓN DE XANTOFILAS EN MARIGOLD

1.1 EQUIPO

- Tubo Cromatográfico: 12.5 mm Dx 30cm con tubo capilar de 2 mm d.x10 cm
- Filtro a vacío

1.2 REACTIVOS

- Acetona
- Hexano: alta pureza o equivalente
- Extractante: Hexano-Acetona-Alcohol absoluto-Tolueno (10: 7: 6: 7)
- Adsorbente 1: Mezclar mecánicamente por 1 - 2 hrs. 1:1 w/w sílica gel y diatomita.
- Adsorbente 2: Mezclar mecánicamente por 1-2 Hrs. 1:1 w/w magnesia activada y diatomita.
- Hidróxido de Potasio metanólico 40%: Disolver 40g. de KOH en MeOH, enfriar y diluir hasta 100 ml con MeOH.
- Sulfato de Sodio 10%: Disolver 10 g. de sulfato de sodio anhidro en 100 cm³ de agua.
- Eluentes: Monohidroxi pigmentos (MHP)
Hexano Acetona (90 : 10)
Dihidroxipigmentos (DHP)
Hexano Acetona (80 : 20)

Xantofilas totales (XT)

Hexano Acetona MeOH 80 + 10 + 10

- Solución Stock: 1-(fenilazo)-2 naphthol 1.C mM

Disolver 0.124 g en 500 cm³ acetona Isopropanol 1:1

- Solución de trabajo: Sol. al 0.04 mM.

1.3 PREPARACION DE LA MUESTRA

Triturar la muestra y pasarla por la malla 40. Pesar exactamente 50 mg. de Marigold en un frasco volumétrico de 100 cm³. Pipetear 30 cm³ del extractamente al frasco tapar y agitar por un minuto.

1.3.1 Saponificación en caliente

Para una rápida determinación pipetear 2 cm³ al 40% de potasa metanólica al frasco y agitar por un minuto, colocar en un baño a temperatura constante de 56°C por 20 minutos. Evitar la pérdida del solvente refrigerando el cuello del frasco. Enfrie la muestra y dejela en la oscuridad por una hora. Pipetear 30 cm³ de hexano al frasco, agitar por 60 s y diluir a volumen con sol H₂SO₄ al 10%, agitar vigorosamente por 60 s. Deje en la oscuridad una hora antes de la cromatografía.

1.4 CROMATOGRAFIA

Taponear el fondo de la columna con algodón o fibra de vidrio, colocarla al filtro y añadirle el adsorbente hasta una altura de 12 cm. Aplicar vacío total y agregar más adsorbente para obtener una capa de 7 cm.

Usar un instrumento plano tal como un corcho invertido adaptado a una varilla de vidrio para aplanar la superficie del adsorbente. Agregar 2 cm. de Na₂SO₄ anhidro encima del adsorbente y presionar fuertemente.

1.4.1 Separación de Xantofilas

Las xantofilas quedan retenidas en la columna. Para la separación de MHP,

dejar que el nivel del eluyente alcance la superficie de la columna inmediatamente agregue el eluyente de MHP. Se utilizara frascos volumétricos de 25 cm³. como recibidor. La banda de MHP (zeaxantina, cryptoxantina) y cualquier otro mono o diester deberá ser expulsado delante de las otras bandas MHP.

Colocar el frasco en la oscuridad para que alcance la temperatura del ambiente. Antes de proceder como con los carotenos, recoger la banda de los otros pigmentos con DHP, eluyente. Utilizar un frasco de 25 o 50 cm³. La Violaxantina, neoxantina y otros polioxipigmentos quedan retenidos en la columna.

1.4.2 Xantofilas totales

Si se desea determinar el valor de xantofila totales, pipetear una alicuota fresca de la extracción original a una columna de 7 cm de adsorbente 11. Eluir los carotenos con hexano-acetona (90 + 10) y las xantofilas totales con hexano-acetona- MeOH (80 + 10 + 10).

1.5 DETERMINACION

Si se dispone del Spectronic 20 para la determinación de la absorbancia ya no se hace necesario la calibración con la solución de trabajo.

Se lee la absorbancia de DHP y XT a 475 nm siendo el coeficiente de extinción 253.

1.6 CALCULOS

La siguiente ecuación (1) da la concentración de MHP, DHP y XT en ppm.

$$\text{PPM} = \frac{A \times 50 \text{ cm}^3 \text{ de la fase Sup.} \times V}{\text{cf} \times m \times \text{vfsc}}$$

ppm : %g / kg de harina

A : absorbancia

m : peso de muestra en gramos

vfsc : volumen de la fase superior de la columna en cm³

V : volumen final en cm³

cf : coeficiente de extinción

2. PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL

Para la determinación de dihidroxipigmentos en pétalos de Marigold, se siguió el método descrito anteriormente.

Se siguió el procedimiento para la determinación de carotenos monohidro-xipigmentos y dihidroxipigmentos ya que estos se encuentran relacionados entre sí. También se determinó Xantofilas totales como referencia. En la experiencia no se encontró MHP ni carotenos.

3. CALCULOS

Las pruebas se realizaran por duplicado, obteniendo los siguientes datos a 475 nm. Reemplazando en la ecuación (1) los siguientes valores constantes para todos los casos :

m : 0.05 g de muestra

cf : 253

vsfc: 5 cm³

PRUEBA N°1

	% Trasmittancia	Absorbancia	Dil Final cm ³	ppm
DHP	53.1	0.2700	50	10.672
XT	30.0	0.5229	25	10.334

PRUEBA N°2

	% Trasmitancia	Absorbancia	Dil Final cm ³	ppm
DHP	53.0	0.2757	50	10.897
XT	29.2	0.5346	25	10.565

Los valores de DHP y XT difieren ; las xantófilas están sujetas a perdidas por oxidación e isomerización.

ANEXO 2

ESTUDIO DEL COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA EN EL PROCESO DE EXTRACCION SOLIDO-LIQUIDO (batch)

Del balance de masa para extracción sólido-líquido en una proceso tipo batch obtenemos la siguiente relación :

Acumulacion = entrada - salida

$$\frac{\partial Ma}{\partial t} = \frac{\partial M2}{\partial t} - LC \quad \dots (1)$$

Donde :

$\frac{\partial M2}{\partial t}$ = cantidad de masa que se transfiere a través del liquido en cada intervalo de tiempo t

$\frac{\partial Ma}{\partial t}$ = cantidad de masa que se transfiere a través del sólido en cada intervalo de tiempo t

L = flujo de alimentación de solvente

C = concentración de soluto en cada intervalo de tiempo t

Para este caso la velocidad de difusión a través de la fase líquida se expresa:

$$\frac{\partial M2}{\partial t} = \kappa_L A (C_o - C) \quad \dots (2)$$

$\kappa_L A$ = producto del coeficiente individual medio de transferencia de masa a través de la fase líquida por la superficie interfacial total entre las partículas sólidas y el líquido.

C_o = concentración de equilibrio o de saturación a cada temperatura

Reemplazando (2) en (1)

$$\frac{\partial Ma}{\partial t} = \kappa_L A (C_o - C) - LC \quad \dots (3)$$

Resolviendo para condiciones de frontera se obtiene el modelo matemático del sistema y con las siguientes consideraciones resolvemos la ecuación propuesta :

- Soluto soluble en el solvente
- Efecto térmico despreciable
- No existe deformación de las partículas sólidas
- Posibilidad de tiempos de experimentación lo suficientemente largos que permitan considerar valores medios precisos.
- Sistema de volumen de disolución y superficie interfacial constantes.

$$V = \text{cte.}$$

Reemplazando $C = m/V$ y reorganizando la ecuación (3) tenemos :

$$\frac{\partial C}{\partial t} = \frac{\kappa_1 A C_s}{V} - \frac{(\kappa_1 A + L) C}{V} \dots (4)$$

Donde $C_0 = C_s$ solubilidad del soluto en el líquido, constante a temp. cte.

Reemplazando las siguientes variables en (4):

$$\beta_1 = \frac{\kappa_1 A C_s}{V} \dots (4.1)$$

$$\beta_2 = \frac{(\kappa_1 A + L)}{V} \dots (4.2)$$

$$\frac{\partial C}{\partial t} = \beta_1 - \beta_2 C \dots (5) \text{ modelo matemático}$$

1. MODELO EXPERIMENTAL

Correlacionando los valores experimentales de la Tabla 3, escogemos la mejor curva y obtenemos la siguiente ecuación :

$$C(t) = 21.29897 + 0.250065t \dots (6)$$

Reemplazando (6) en (5) e integrando obtenemos (7):

$$C(t) = \beta_1 t - 21.29897\beta_2 - 0.125032 \beta_2 t^2 \dots (8)$$

Reemplazando para dos valores obtenidos en la experiencia a nivel piloto en el laboratorio , en la ecuación (8) :

$$C = 23.04942 \text{ g xantófila / kg solución} \quad t = 7$$

$$C = 23.29949 \text{ g xantófila / kg solución} \quad t = 8$$

Obtenemos :

$$\beta_1 = 70.74$$

$$\beta_2 = 3.041845$$

1.1 Flujo teórico calculado a nivel piloto

Con los datos teóricos obtenidos para construir el modelo experimental, calculamos el flujo teórico en el equipo socklet, sustiyendo el volumen de solución V : 1.350 dm^3 (Tabla No. 2) volumen total de hexano , utilizando las ecuaciones 4.1 y 4.2 :

$$\text{Flujo (L)} = 0.14 \text{ cm}^3 / \text{s}$$

1.2 Flujo calculado para planta

El escalamiento es lineal , asumiendo que el coeficiente de transferencia y la concentración de saturación se mantienen a la escala industrial como punto para el diseño de equipos. bajo estos supuestos calculamos el flujo de alimentación.

Reemplazando en 4.1 y 4.2 con los siguientes valores :

$$V = 4,225 \text{ m}^3$$

$$C_s = 26.55 \text{ g xantófila / kg solución}$$

$$\text{El coeficiente } \kappa_L A = 11257.12$$

El flujo calculado es $L = 442.97 \text{ cm}^3 / \text{s}$. El flujo de salida, estabilizado el sistema, asumimos será igual al flujo de entrada al concentrador para efectos de diseño.

ANEXO 2i

CALCULO DE CONCENTRACIONES PARA LA CONSTRUCCION DE LA CURVA PATRON

1. PROCEDIMIENTO

El procedimiento para la construcción de la curva patrón utilizada en el modelo matemático es como se detalla a continuación:

1. Determinación de la concentración de xantófila en una muestra de oleorresina comprada en el mercado. Para la curva utilizada , la concentración fue de 94.7 g xantófila / kg oleorresina.
2. Selección de un peso base de oleorresina : 3 g .
3. Adición de un volumen de solvente hexano para dilución 1.096 cm^3 (densidad 0.66 g / cm^3)
4. Determinación del peso total (Wt) de solución (peso de oleorresina + peso de hexano añadido)
$$Wt : 3 + 0.66 \times 1.096 = 3.723 \text{ g}$$
5. Cálculo de la cantidad de xantófila (Xt) en la muestra :
$$Xt = 94.7 \text{ g xant/ kg oleorresina} \times 0.003 \text{ kg} = 0.2841 \text{ g}$$
6. Con esta solución preparada, determinar la concentración de xantófila :
$$0.284 \text{ g xant / kg de oleorresina} / 0.003723 \text{ kg oleorresina}$$
7. Repetir procedimiento desde la etapa 2. de acuerdo al numero de puntos que se estime conveniente.

2. RESULTADOS

Con los valores dados en la parte 1 , determinamos seis puntos :

g Xant/ kg oleorresina	76.30	63.20	51.60	37.40	27.90	12.80
V hexano, cm ³	1.09	2.26	3.79	6.96	10.88	29.08

La medición de la tramitancia en cada muestra preparada, se procede según el acápite 3.3.1 del capítulo 3.

ANEXO 3

CALCULOS PARA DISEÑO DE EQUIPOS

1.	EQUIPO	Extractor	
	PROCESO	Extraccion xantofila de harina	
	CODIGO	EX-101	A / B
	Material de construccion		acero inoxidable
	Presion operacion , kPa		142.40

1.1 Cálculo de volumen de sólido en el extractor

Para el cálculo del volumen de sólido en el extractor , requerimos los siguientes datos:

Dimensiones del pellet de harina de marigold :

Radio promedio, cm	0.41
Longitud promedio, cm	1.13

Esfericidad

Relación del área de una esfera equivalente al área del cilindro de pellet

Esfera equivalente

Determinada por el diámetro equivalente de una esfera de igual volumen ocupado por el pellet

r_1 : radio de pellet r_e : radio equivalente

l : longitud de pellet

$$V_{\text{esfera}} = V_{\text{cilindro}} \quad \pi r_1^2 l = 4/3 \pi r_e^3$$

Despejando r_e en la fórmula en función de r_1 y l obtenemos : $(3/4 r_1^2 l)^{3/3}$

Reemplazando en la definición de esfereicidad e , tenemos : $e =$ 0.29

De Tabla 5-35 de (27) , encontramos que el volumen libre (volumen de solvente entre volumen total de soluto+solvente) es : 0.70

Densidad aparente

La densidad aparente promedio para efectos de cálculo se obtuvo, tomando las medidas correspondientes de diámetro, largo y peso de una muestra de 40 pellets de harina de marigold.

Diámetro promedio , cm :	0.83
Largo promedio , cm :	1.13
Volumen de pellet , cm ³ :	0.62
Peso promedio por pellet , g :	0.56
Densidad aparente , g / cm ³ :	0.89

La carga de harina al equipo es de	1408.33 (BALANCE DE MASA)
Volumen de harina, m ³ :	1.57

Del volumen libre obtenido , despejamos la relación volumen sólido a volumen de solvente : 3.67 m³ Volumen total, m³ : 5.25

1.2 DIMENSIONES DE EXTRACTOR

De acuerdo al volumen de diseño , seleccionamos un tanque de las sgtes. dimensiones :

Volumen tanque diseño , m ³ :	4.80
Diámetro tanque, m :	1.68
Altura tanque, m :	2.18
Volumen lado recto, m ³ / m :	2.21
Altura del lecho de harina , m :	0.71
Altura del lecho en solvente, m :	1.66
Altura disponible , m :	0.28

Seleccionamos la cabeza y el fondo bridado ASME de igual dimensiones :

Volumen fondo y cabeza , m ³ :	0.39
Altura de fondo y cabeza , m :	0.28
Altura total de tanque , m :	2.73
Volumen total tanque, m ³ :	5.59

En este equipo se considera instalar distribuidor , tipo flauta , giratorio , para asegurar un regadío continuo al lecho y evitar acanalamiento.

1.3 Caída de presión en el lecho de sólidos

Para la caída de presión de lecho de sólidos utilizamos la sgte. ecuación :
extraída del Manual de Perry , pag 5.59

$$\Delta P, \text{ lb / ft}^2 = \frac{2 f_m G L (1 - e)^{3-n}}{D_p g_c \rho p_f^{(3-n)} e^3} \quad \dots (1.3.1)$$

L : longitud de lecho , ft : 7.80

g_c : 32.17

D_p : diámetro de una esfera del mismo volumen,ft: 0.03

e : volumen fraccionario 0.70

n : función del N^oRe modificado N^oRe= D_p G /μ

ρ : densidad del solvente lb / ft³ 41.25

G : velocidad superficial de masa del fluido basado en la sección transversal de cámara vacía , lb / s ft²

f_m : factor de fricción , función del N^oRe.

p_f : factor de forma=área equivalente de esfera / área real de partícula : 0.29

Cálculo del N^oRe modificado :

Flujo de solvente , lb / s : 0.643

Area transversal de cámara vacía : 23.76 ft²

G , lb / s ft² : 0.03

μ, lb / ft s : 0.000168

N^oRe : 5.55 Con este valor determinamos f_m y n ,

De la fig 5.69, pag 5.60 , f_m : 70.00 y n : 1.00

Reemplazamos en la fórmula 1.3.1., tenemos ΔP: 0.05 lb / ft²

Convirtiendo a SI, kPa : 0.38

1.4 Diseño de distribuidor de solvente

La distribución de solvente en el lecho se hará por medio de un distribuidor de ranura simple u orificio redondeado con 4 brazos .

Se asume que el flujo de solvente se distribuye uniformemente en los brazos distribuidores , el flujo volumétrico por brazo será de : 0.004 ft³/s

Con un diámetro de tubería por brazo en ft : 0.07

Longitud de tubería por brazo en ft: 2.63

Velocidad de entrada , ft /s 0.9333

Para el cálculo de la caída de presión en el orificio , requerimos hallar el factor de fricción de Fanning , f, en función del Nre para cada distribuidor , NRe: $DV\rho/\mu$ donde D, diámetro de tubería en ft ; V, velocidad de flujo , ft/s; ρ , densidad de solvente en lb/ft³ ; μ , viscosidad en lb / ft s , reemplazando valores conocidos encontramos que NRe : 16707.96 , de la fig. 5.26 del Manual de Perry, encontramos que f = 0.00900

La pérdida neta de carga entre la entrada y el extremo cerrado del brazo de distribuidor se expresa como :
$$p_{Hp} : \left(\frac{4 f L}{3 D} - 2 \right) \frac{V^2}{2 g_c}$$

Reemplazamos valores y obtenemos p_{Hp} : 0.05

2. EQUIPO	Concentrador 1
OPERACION	Primera Etapa de concentracion de producto
CODIGO	C-101

BASE DE CALCULO

2.1 CONCENTRADOR

Para producir 845 kg oleorresina , la solución a concentrar será de 4,25 m³.

Capacidad requerida , m ³	4.25
% capacidad requerido	75

Capacidad de diseño , m³ capacidad requerida / %cap.req

Capacidad diseño, m ³	5.67
----------------------------------	------

De la tabla 12.2 del Manual de Cálculos en Ing.Quimica , la capacidad mas cercana es de que satisface nuestros requerimientos es de 4.8 m³.

Diametro de recipiente , m (Dt)	1.83	
Volumen cuadrado, m ³	4.80	... (1)
Lado recto, m ³ / m	2.62	... (8)
Altura volumen cuadrado, m	1.83	... (2)

De la misma tabla , seleccionamos la cabeza tipo cóncava , bridada con acceso al equipo para mantenimiento y el fondo cóncava estandar sin brida

	Cabeza		Fondo	
Profundidad, m	0.30	...(3)	0.25	...(5)
volumen , m ³	0.51	...(4)	0.34	...(6)

Volumen total , m³ (6)+(4)+(1) 5.65

Altura total, m (2) + (3) + (5) 2.38

El nivel de liquido en el tanque es calculado, en función al volumen real restando el volumen del fondo del tanque 0.35 m³ , y el resto se obtiene dividiendo el volumen resultante entre la capacidad del lado recto.

Volumen en lado recto , m ³	3.91	... (7)
Altura , m (7) / (8)	1.49	... (9)
Altura liquido, m (5) + (9) , (Z)	1.74	...(10)

2.2 AGITADOR

Para efectos de diseño se ha trabajado con la guía de la pag. 12-11 del Manual de Cálculos en Ingeniería Química.

La viscosidad del producto $< 25 \text{ N / m}^2 \text{ s}$ y la altura del impulsor , a partir del fondo del tanque es igual a $Z_1 = Z / 3$

Z = Altura de liquido en el tanque , m	1.74
Z ₁ = Altura impulsor fondo, Z/3, m	57.86
Z/Dt =	0.95 < 1.4

Con la relación $Z/Dt < 1.4$, se necesita sólo un impulsor.

Elegimos trabajar con relaciones conocidas para la determinación del diámetro (dt) y ancho (a) del impulsor .

dt se encuentra entre $Dt/3 - Dt/2$, elegimos el promedio

$$dt = 0.4 Dt \text{ , m} = 0.73$$

Para la selección del tipo de impulsor , requerimos calcular el Nre, relacionando dt y una iteración con N= nro. de revoluciones.

De la pag. 12,3 ,tenemos :

$$Nre = 10.7 \frac{dt^2 N \rho}{\mu} \dots (a)$$

para unidades inglesas

μ = viscosidad de la solución en $\text{N / m}^2 \text{ s}$, Tabla 5 a 341.15 K

ρ = densidad de la solución adimensional, Tabla 5 a 341.15 K

N= nro. revoluciones del impulsor , rad / s

De la Fig 12.2 , pag 12,4 , encontramos que para Nre obtenido corresponde un impulsor de álabe inclinado.

De la fig 12.1 , la relación del ancho (a) al diametro del impulsor es :

$$a = dt / 5 \qquad a , m = 0.15$$

Consideramos deflectores para una mezcla uniforme , el ancho de los deflectores (ad) es

$$ad = Dt / 12 \qquad ad , m = 0.15$$

Para el cálculo de la potencia requerida (P) por el impulsor , utilizamos la fórmula Pag. 12.2 del Manual.

$$P (hp) = (Np \rho N^3 dt^5) / 1.524 \times 10^{13} \dots (b) \text{ unidades inglesas.}$$

Donde Np es el número de potencia, variable adimensional, que relaciona la potencia con variables de operación tales como la densidad, velocidad de rotación del agitador y el diámetro del impulsor.

Para el tipo de álabe seleccionado y número de paletas, de la Fig 12.1 el Np es igual a 1.7 .Para alábes inclinados este factor debe ser corregido por el factor de potencia por viscosidad en función del Nre. De la fig 12.2 , este factor es 1.2 aprox. por lo tanto $Np = 1.7 * 1.2 = 2.04$

Reemplazando los valores conocidos en la fórmula b. tenemos :

$$P (hp) = 1.57$$

Eficiencia de 85%

$$P (hp) = 1.85$$

Llevando al standard del mercado , la potencia nominal en hp del impulsor debe ser 2.0

$$\begin{aligned} \text{Potencia del agitador, hp} &= 2.00 \\ \text{Expresado en unidades SI} &= 1.49 \text{ kW} \end{aligned}$$

Comprobación de los resultados de la primera iteración :

De la tabla 12.1, Resultados de la agitación asociados con las velocidades de volumen, el rango para producir una superficie ondulada a bajas viscosidades y características para la mayor parte de las operaciones de agitación utilizadas en los procesos químicos está entre 0.3 - 0.6

ft / seg. Elegimos trabajar con velocidad de volumen igual $VI = 0.415$ ft/se

$$N, \text{ rpm} = \frac{Q}{Nq \text{ dt}^3} \dots (c)$$

Donde : $Q =$ capacidad requerida de bombeo
 $Nq =$ número de bombeo

Calculo de Q

Para determinar Q , VI se multiplica por el área adecuada de sección transversal.

Como base de diseño para la velocidad de volumen se supone un lote cuadrado, debemos calcular el diámetro equivalente del tanque Teq .

$$Teq^3 = \frac{V * 4}{\pi} \dots (d)$$

Donde V es el volumen de liquido a mover en galones :

Reemplazando en (d), tenemos $Teq, \text{ cm} = 174.37$

Un tanque de diámetro equivalente Teq a 174.37 cm , tiene un área transversal (at) igual a : 2.39 m^2

Entonces la capacidad de bombeo Q es : $VI * at, (\text{m}^3 / \text{s}) = 0.30$

De la fig. 12.3, pag 12.9 del Manual, ingresamos con el Nre y la relación $dt/Dt = 0.4$, el número de bombeo es 0.55 para impulsores con álabes inclinados.

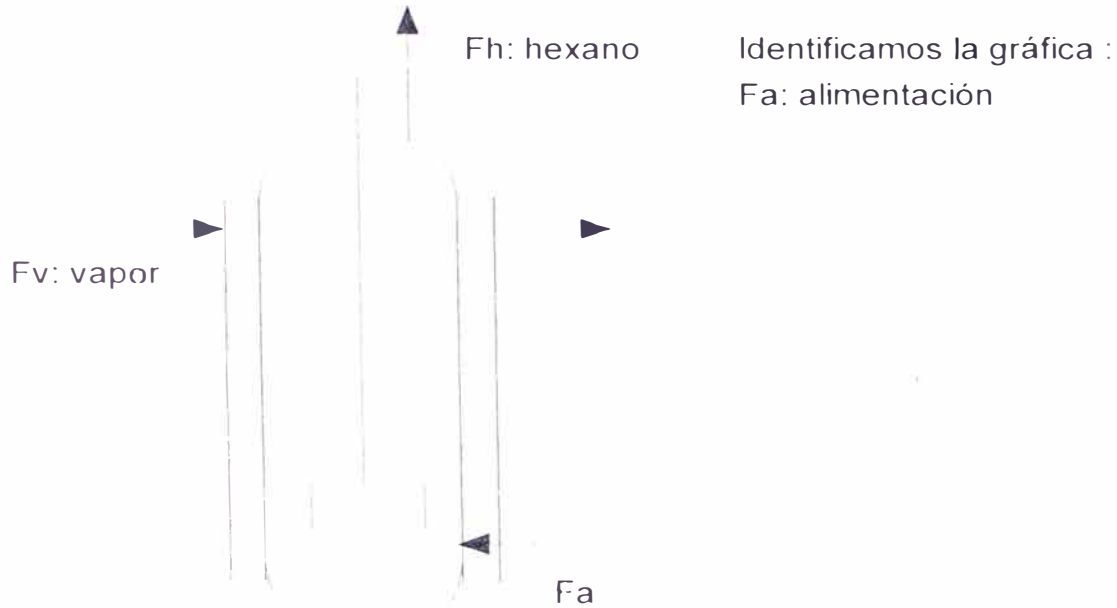
Reemplazando los valores calculados en (c), $N = 84.18$

Para efectos del estudio y con la comprobación de N, tenemos todos los datos para especificar el agitador para el concentrador 1.

2.3 BALANCE CALORICO

En el anexo 2. se detalla el procedimiento para la obtención del flujo de hexano evaporado que es alimentado a los extractores.

Flujo evaporado hexano = flujo ingreso al extractor = 0.44 cm³ / s



Del balance de calor tenemos :

$$F_v \xi_v = F_h \xi_h \quad \dots (e)$$

Donde :

ξ_v = calor latente de vapor

ξ_h = calor de vaporización del hexano

De la tabla 5. Propiedades físicas para diseño de equipos.

$$\xi_h = \text{calor de vaporización del hexano a } 341 \text{ K, J/kg} = 372160$$

Como el sistema tiene un impulsor que imparte energía que se transforma en calor, restamos el aporte energético del impulsor.

$$HP \text{ (J / s)} = 982.73$$

Con lo cual, reemplazando valores en (e), calor requerido para evaporar el hexano necesario es de Q , (J / s) = 122,274

Para el cálculo del área enchaquetada, asumimos que el fondo no está enchaquetado, solo las paredes que están en contacto con el líquido.

$$\begin{aligned} \text{con } Z, \text{ cm} &= 1.74 \\ \text{Area, m}^2 &= \pi D_t Z = 8.22 \end{aligned}$$

2.4 VAPOR REQUERIDO

Cálculo de coeficiente de transferencia de calor

Para la determinación del coeficiente utilizamos la sgte fórmula del Manual :

$$N_{nu} = 0.85 N_{re}^{0.66} N_{Pr}^{0.33} (Z / D_t)^{-0.56} (dt / D_t)^{0.13} (\mu / \mu_w)^{0.14} \dots (1)$$

De los cálculos anteriores, tenemos :

$$N_{re} = 621.25$$

$$\text{Número de Prandtl } N_{Pr} = C_p \mu / k$$

Donde k = conductividad térmica

Considerando una concentración de soluto máxima de 50%

$$\text{Reemplazamos las propiedades de la Tabla 5 y calculamos } N_{Pr} = 22056$$

Luego las relaciones :

$$Z / D_t = 0.95$$

$$dt / D_t = 0.40$$

Reemplazando en (f) , $N_{nu} = 1637.77$

El coeficiente interno de transferencia de calor , $h_i = N_{nu} k / D_t$

Reemplazando : $h_i \text{ J / s m}^2 \text{ K} = 25.08$

De la tabla 8 de (24) para intercambiadores con fluido caliente , vapor de agua y fluido frío una sustancia orgánica media, el valor aproximado del coeficiente externo de transferencia de calor , $h_o : 174.45$

El coeficiente total de transferencia de calor , U_o , es la suma de resistencias ofrecidas a la transferencia de calor por los coeficientes internos y externos.

$U_o = (1/h_i + 1 / h_o)^{-1} = 21.93 \text{ J / s m}^2 \text{ K}$

Cálculo de temperatura requerida del medio de calentamiento

La temperatura del medio de calentamiento se calcula en base a la carga de calor y el coeficiente total de transferencia de calor : $Q = U_o A (T_i - T_o)$

Reemplazando los valores obtenidos , despejamos $(T_i - T_o) \text{ K} : 466.25$

Para obtener una diferencia de temperatura de 466.24 K con la temperatura de proceso , la temperatura del medio debe ser , $K = 552.02$

De la tabla de vapor , seleccionamos vapor de , $\text{MPa} : 6.76$ y temperatura de vapor saturado , $K = 554.26$

Flujo caliente : CORAZA - HEXANO

Asumimos máximo espaciado de deflectores :

Largo de tubos , (Lt) m	2.44		
Distribución , m =	0.83	0.79	0.83
Nro de deflectores =	2.00		
Nro. cruces de lado a lado =	3.00		

Cálculo del área transversal al flujo en la coraza (at)

$$at \text{ (ft}^2\text{)} = \frac{DI \times C \times B}{144 Pt} \dots \text{ (g)}$$

Unidades inglesas, convirtiendo a SI :

Donde :

DI , cm =	diámetro de la coraza =	25.40
C, cm =	espacio entre tubos =	0.48
B , cm=	espaciamiento mínimo de deflectores =	48.26
Pt , cm=	espaciamiento del arreglo triangular =	2.38

$$\text{Reemplazando en (g) , } at \text{ (cm}^2\text{)} = 245.16$$

$$\text{Velocidad de masa , } G_s \text{ (kg / s m}^2\text{)} = F_h / at : 11.91$$

Calculado para SI :

$$\text{Carga , } G'' = F_h / Lt Nt^{(2/3)} = 0.03$$

$$\text{Asumimos } h_o \text{ , coeficiente externo de la coraza = } 348.90$$

Flujo frio - agua

Area transversal al flujo por tubo, de Tabla 10 (24) , $a't = 1.948 \text{ cm}^2$

Area transversal total tubos , $A't \text{ (cm}^2\text{)} = Nt \cdot a't / 144 \cdot n_p = 22.8935$

$$\text{Carga en tubos , } G_t \text{ (kg / s m}^2\text{)} = F_w / A't = 1889$$

$$\text{Velocidad lineal, } V \text{ (m / s)} = G_t / (3600p) = 1.89$$

$$\text{Temperatura media , } T_m \text{ } ^\circ\text{K} = 302.15$$

$$\text{De tablas } \mu \text{ a } T_m \text{ (kg m s)} = 0.90$$

$$\text{Nre para tubo} = dt G_t / \mu = 33014.62$$

De la fig 25. de (24) , el coeficiente h_i (J / s m² K) = 1139.74

Corrección por variación de diámetro interno de tubo = $h_{io} = h_i \cdot DI / DO$
 $h_{io} = 942.19$ J / s m² K

Cálculo de la temperatura de la pared del tubo, $T_w =$

$$T_w = T_m + \frac{h_o \cdot (T_v - T_m)}{h_{io} + h_o} \quad \dots (h)$$

Donde T_v es la temperatura del hexano, reemplazando , T_w (K) = 311.29

Temperatura de película , $T_s = (T_v + T_w) / 2 = 326.22$

Conductividad térmica a $T_s = 0.092$

Viscosidad a T_s , N / s m² = 0.00024

Densidad a T_s , = 0.66

Con estos valores se ingresa a la Fig. 12.9 de (24) , $h_o = 267.13$

Las propiedades del hexano no cambiarán en forma radical por lo cual se considera el valor obtenido , h_o correcto

Cálculo de la caída de presión en la coraza

$$dP = \frac{f G_s^2 D I^* (n + 1)}{2 \cdot 5.22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot \rho} \quad \dots (i)$$

De tablas, obtenemos las propiedades del hexano a $T = 341.15$ K

Viscos. vapor hexano , N / s m² = 0.00002

De la Fig 28 de (24), diámetro equivalente , D_e (cm) = 1.3970

Densidad de vapor , ρ (kg / m³) = 6.16

Factor de fricción , f (m² / m²) = 0.3312 de fig 29

Reemplazando los valores conocidos en (h), tenemos dP (kPa) = 0.1074

Cálculo de la caída de presión en tubos

$$dP = \frac{f \cdot G^2 \cdot L_t \cdot n}{5.22 \cdot 10^4 \cdot D_e^5} \quad \dots (i)$$

Factor de fricción , f (m^2 / m^2) = 0.024952

Reemplazando valores , tenemos dP (kPa)= 28.35

Caída de presión de regreso , dPr (lb / in^2) = $(4n/b) \cdot (V^2 / 2g)$... (j)

g = aceleración de la gravedad

Reemplazando , dPr = 67.68

Caída de presión total , dPt = 96.03

Cálculo de coeficiente total U_c limpio = $\frac{h_{io} \cdot h_o}{h_{io} + h_o} \quad J / s \cdot m^2 \cdot K = 267.13$

Factor de obstrucción R_d = $\frac{U_c - U_d}{U_c \cdot U_d} \quad J / s \cdot m^2 \cdot K = 0.0097$

La caída de presión está en el límite aceptable para los valores asumidos $dP < 71.2 \text{ kPa}$, el factor de obstrucción es mayor debido al número de tubos que es pequeño.

4. EQUIPO Concentrador 2
 OPERACION Etapa final de concentracion de producto
 CODIGO C-201

BASE DE CALCULO

4.1 CONCENTRADOR

Capacidad requerida , m ³	4.25
% capacidad requerido	75.00

Capacidad de diseño , m³ capacidad requerida / %cap.req

Capacidad diseño, m ³	6
----------------------------------	---

De la tabla 12.2 del Manual de Cálculos en Ing. Química , la capacidad mas cercana es de que satisface nuestros requerimientos es de 4.8 m³ mas el volumen del fondo.

Diametro de recipiente , cm (Dt)	1.83	
Volumen cuadrado, m ³	4.80	... (1)
Lado recto, m ³ / m	2.63	... (8)
Altura volumen cuadrado, m	1.83	... (2)

De la misma tabla , seleccionamos la cabeza tipo cóncava , bridada con acceso al equipo para mantenimiento y el fondo cóncava estandar sin brida

	Cabeza		Fondo
Profundidad, m	0.30	...(3)	0.25
volumen ,m ³	0.51	...(4)	0.34

Volumen total , m³ (6)+(4)+(1)	5.66
--	-------------

Altura total, m (2) + (3) + (5)	2.38
--	-------------

El nivel de liquido en el tanque es calculado, en funcion al volumen real restando el volumen del fondo del tanque 0.43 m³ , y el resto se obtiene dividiendo el volumen resultante entre la capacidad del lado recto.

Volumen en lado recto , m ³	3.91	... (7)
Altura , m (7) / (8)	1.49	... (9)
Altura liquido, m (5) + (9) , (Z)	1.73	
		...(10)

4.2 AGITADOR

Para efectos de diseño se ha trabajado con la guía de la pag.12-1 del Manual de Cálculos en Ingeniería Química.

La viscosidad del producto < 25 kPa y la altura del impulsor , a partir del fondo del tanque es igual a $Z_1 = Z / 3$

Z = Altura de liquido en el tanque , m	1.73
Z ₁ = Altura impulsor fondo, Z/3 , m	0.58
Z/Dt =	0.95 < 1.4

Con la relación $Z/Dt < 1.4$, se necesita sólo un impulsor.

Elegimos trabajar con relaciones conocidas para la determinación del diámetro (dt) y ancho (a) del impulsor .

dt se encuentra entre Dt/3 - Dt/2 , elegimos el promedio

$$dt = 0.4 Dt , m = 0.73$$

Para la selección del tipo de impulsor , requerimos calcular el N_{re}, relacionando dt y una iteración con N= nro. de revoluciones.

De la pag. 12,3 ,tenemos :

$$N_{re} = 10.7 \frac{dt^2 N \rho}{\mu}$$

para unidades inglesas

- μ = viscosidad de la solución en cP , Tabla 5 a 323.15 K
- ρ = densidad de la solución adimensional, Tabla 5 a 323.15
- N= nro. revoluciones del impulsor , rpm

Primera iteración

N = 60.00
Nre = 93.72

De la Fig 12.2 , pag 12,4 , encontramos que para Nre obtenido corresponde un impulsor de álabe inclinado.

De la fig 12.1 , la relación del ancho (a) al diametro del impulsor es :

$$a = dt / 5 \qquad a , m = 0.15$$

Consideramos deflectores para una mezcla uniforme , el ancho de los deflectores (ad) es

$$ad = Dt / 12 \qquad ad , m = 0.15$$

Para el cálculo de la potencia requerida (P) por el impulsor , utilizamos la fórmula Pag. 12.2 dei Manual.

$$P (hp) = (Np \rho N^3 dt^5) / 1.524 \times 10^{13} \dots (b) \text{ unidades inglesas.}$$

Donde Np es el número de potencia, variable adimensional, que relaciona la potencia con variables de operación tales como la densidad, velocidad de rotación del agitador y el diámetro del impulsor.

Para el tipo de álabe seleccionado y número de paletas, de la Fig 12.1 el Np es igual a 1.37 .Para alábes inclinados este factor debe ser corregido por el factor de potencia por viscosidad en función del Nre. De la fig 12.2 , este factor es 1.8 aprox. por lo tanto $Np = 1.37 * 1.8 = 2.329$

Reemplazando los valores conocidos en la fórmula b. tenemos :

$$P (hp) = 1.15$$

Eficiencia de 85%

$$P (hp) = 1.35$$

Llevando al standard del mercado , la potencia nominal en hp del impulsor debe ser 2.0

Potencia del agitador, hp = 2.00
Expresado en SI , kW = 1.49

Comprobación de los resultados de la primera iteración :

De la tabla 12.1, Resultados de la agitación asociados con las velocidades de volumen, el rango para mover en movimiento todo el liquido del lote o movimiento mínimo del líquido. Por la viscosidad que puede alcanzar la solución está entre 0.03 - 0.06 m/ s. Elegimos trabajar con velocidad de de volumen igual $V_l = 0.06$ m/s

$$N, \text{ rpm} = \frac{Q}{N_q \text{ dt}^3} \dots (c)$$

Donde : $Q =$ capacidad requerida de bombeo
 $N_q =$ número de bombeo

Calculo de Q

Para determinar Q , V_l se multiplica por el área adecuada de sección transversal.

Como base de diseño para la velocidad de volumen se supone un lote cuadrado , debemos calcular el diámetro equivalente del tanque T_{eq} .

$$T_{eq}^3 = \frac{V * 4}{\pi} \dots (d)$$

Donde V es el volumen de liquido a mover en galones :

Reemplazando en (d), tenemos $T_{eq}, m = 1.76$

Un tanque de diámetro equivalente T_{eq} a 1.75 m , tiene una área transversal (a_t) igual a : 2.42 m^2

Entonces la capacidad de bombeo Q es : $V_l * a_t, (\text{m}^3 / \text{s}) = 0.15$

De la fig. 12.3, pag 12.9 del Manual, ingresamos con el N_{re} y la relación $dt/Dt = 0.4$, el número de bombeo es 0.35 para impulsores con álabes inclinados.

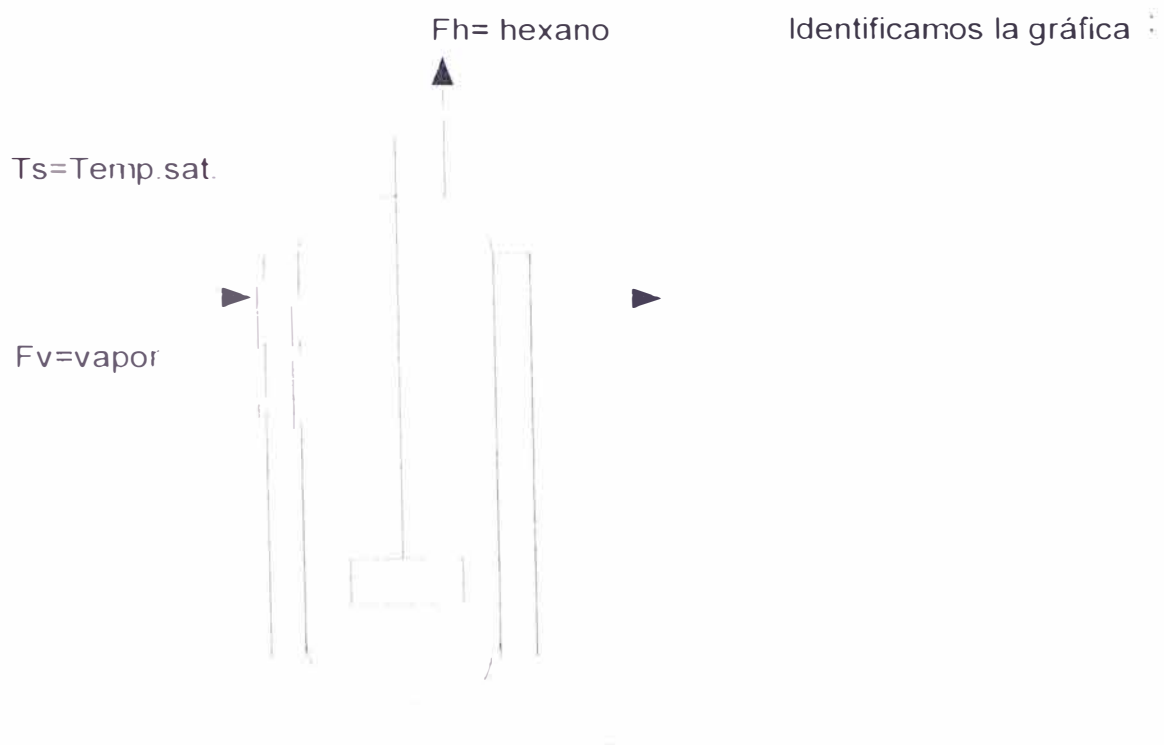
Reemplazando los valores calculados en (c) , $N = 60.00$

Después de varias iteraciones, en función de N y la velocidad de volumen llegamos a los valores presentados, con lo cual tenemos la configuración del Concentrador 2.

4.3 BALANCE CALORICO

En el acápite 2.3 obtenemos la producción de solución para concentrar, evaporando hexano hasta dejar en la oleoresina sólo 25 ppm.

Flujo evaporado hexano = 0.18 kg / s



Del balance de calor tenemos :

$$F_v \xi_v = F_h \xi_h \quad \dots (e)$$

Donde :

ξ_v = calor latente de vapor

ξ_h = calor de vaporización del hexano

De la tabla 5. Propiedades físicas para diseño de equipos.

$$\dot{Q}_h = \text{calor de vaporización del hexano a } 341.15 \text{ K, kJ / kg} = 209.34$$

Como el sistema tiene un impulsor que imparte energía que se transforma en calor, restamos el aporte energético del impulsor.

$$HP \text{ (J / s)} = 982.73$$

Con lo cual, reemplazando valores en (e), calor requerido para evaporar el hexano necesario es de Q , (J / s) = 23,209

Para el cálculo del área enchaquetada, asumimos que el fondo no está enchaquetado, solo las paredes que están en contacto con el líquido.

$$\begin{aligned} \text{con } Z, \text{ m :} & 1.73 \\ \text{Area, m}^2 &= \pi D_t Z = 9.97 \end{aligned}$$

4.4 VAPOR REQUERIDO

Cálculo de coeficiente de transferencia de calor

Para la determinación del coeficiente utilizamos la siguiente fórmula del Manual :

$$N_{nu} = 0.85 N_{re}^{0.66} N_{Pr}^{0.33} (Z / D_t)^{-0.56} (d_t / D_t)^{0.13} (\mu / \mu_w)^{0.14} \dots (f)$$

De los cálculos anteriores, tenemos :

$$N_{re} : 93.72$$

$$\text{Número de Prandtl } N_{Pr} = C_p \mu / k$$

Donde k = conductividad térmica

Considerando una concentración de soluto máxima de 50%

Reemplazamos las propiedades de la Tabla 5 y calculamos $N_{pr} = 306329$

Luego las relaciones :

$$Z / Dt = 0.95$$

$$dt / Dt = 0.40$$

Reemplazando en (f) , $N_{nu} = 1120.33$

El coeficiente interno de transferencia de calor , $h_i = N_{nu} k / Dt$

Reemplazando : $h_i \text{ J / s m}^2 \text{ K} = 10.29$

De la tabla 8 de (24) para intercambiadores de calor con fluido caliente vapor de agua y fluido frío una sustancia orgánica media, el valor aproximado del coeficiente externo de transferencia de calor, h_o : 69.78

El coeficiente total de transferencia de calor , U_o , es la suma de resistencias ofrecidas a la transferencia de calor por los coeficientes internos y externos.

$$U_o = (1/h_i + 1 / h_o)^{-1} = 8.97 \text{ J / s m}^2 \text{ K}$$

Cálculo de temperatura requerida del medio de calentamiento

La temperatura del medio de calentamiento se calcula en base a la carga de calor y el coeficiente total de transferencia de calor : $Q = U_o A (T_i - T_o)$

Reemplazando los valores obtenidos , despejamos $(T_i - T_o) \text{ K} : 353.28$

Para obtener una diferencia de temperatura de 172.36°F con la temperatura de proceso , la temperatura del medio de calentamiento debe ser, $K = 419.06$

De la tabla de vapor , seleccionamos vapor de, $\text{kPa} = 462.80$ y temperatura de vapor saturado , $K = 420.37$

5. EQUIPO Condensador concentrador 2
 OPERACION Segunda Etapa de concentracion de producto
 CODIGO E- 201

Material de construccion Acero inoxidable 304
 Presion de operacion, kPa 4.19

Método de diseño : Pag 328 , (24) D. Kern

Cálculo de la temperatura media para intercambiador

	Hexano	Agua
Temperatura caliente , K	321.15	305.15
Temperatura fria , K	321.15	299.15
Temperatura media, (Tm) K		302.15
dTemp , K		261.37
MLDT , K	274.21	

Del balance de calor, tenemos :

Flujo hexano evaporado * calor latente = Flujo agua (Fw) * Cpagua * dTemp

Flujo hexano evaporado , Fh (kg / s) = 0.18

Reemplazando propiedades conocidas , tenemos, Fw (kg / s) = 1.46

Seleccionamos tubos de 1.91 cm , arreglo triangular de 2.39 cm y diámetro d coraza de DI =30.32 cm

Asumiendo un coeficiente de 60, de la fórmula $Q = A \cdot U \cdot MLDT$, despejamos

A (área de intercambio) , m² = 6.02

Largo de tubos , m (Lt) = 2.44

Diámetro de tubo , cm (di) = 5.9832

No. tubos(Nt) $\frac{A}{di \cdot Lt} = 41.28$

Tabla 9 de (24), el número mas cercano de tubos = 40.00
 para nro. de pasos, np = 4

Corrigiendo el área de intercambio , m² = 5.84

Coeficiente corregido Ud , J / m² K s = 68.41

Flujo caliente : CORAZA - HEXANO

Asumimos máximo espaciado de deflectores :

Largo de tubos , (Lt) m =	2.44		
Distribución , m =	0.83	0.79	0.83
Nro de deflectores =	2.00		
Nro. cruces de lado a lado =	3.00		

Cálculo del área transversal al flujo en la coraza (at)

$$at \text{ (ft}^2\text{)} = \frac{DI \times C \times B}{144 Pt} \dots \text{ (g)}$$

Se reemplaza en pulg . unidades inglesas, pero en SI

Donde :

DI , m =	diámetro de la coraza =	0.25
C, cm =	espacio entre tubos =	0.64
B , m=	espaciamiento mínimo de deflectores =	0.79
Pt , cm=	espaciamiento del arreglo triangular =	2.54

$$\text{Reemplazando en (g) , } at \text{ (cm}^2\text{)} = 500.00$$

$$\text{Velocidad de masa , } G_s \text{ (kg / s m}^2\text{)} = F_h / at = 3.51$$

$$\text{Carga , } G'' = F_h / Lt Nt^{(2/3)} = 0.02$$

$$\text{Asumimos } h_o \text{ , coeficiente externo de la coraza = } 337.27$$

Flujo frio - agua

Area transversal al flujo por tubo, de Tabla 10 (24) , a't= 1.948 cm²

$$\text{Area transversal total en tubos , } A't \text{ (cm}^2\text{)} = Nt \cdot a't / 144 \cdot n_p = 19.51$$

$$\text{Carga en tubos , } G_t \text{ (kg / s m}^2\text{)} = F_w / A't = 751$$

$$\text{Velocidad lineal, } V \text{ (cm /seg)} = G_t / (3600p) = 6.25$$

$$\text{Temperatura media , } T_m \text{ K} = 302.15$$

$$\text{De tablas } \mu \text{ a } T_m \text{ (N / s m}^2\text{)} = 0.00090$$

$$\text{Nre para tubo} = dt G_t / \mu = 13123.32$$

$$\text{De la fig 25. de (24) , el coeficiente } h_i \text{ (J / s m}^2\text{ K)} = 651.28$$

Corrección por variación diámetro interno de tubo = $h_{io} = h_i \cdot DI / DO$

$$h_{io} = 538.39 \text{ J / s m}^2 \text{ K}$$

Cálculo de la temperatura de la pared del tubo, $T_w =$

$$T_w = T_m + \frac{h_o \cdot (T_v - T_m)}{h_{io} + h_o} \quad \dots (h)$$

Donde T_v es la temperatura del hexano, reemplazando , $T_w \text{ (K)} = 308.63$

$$\text{Temperatura de película , } T_s = (T_v + T_w) / 2 = 314.89$$

$$\text{Conductividad térmica a } T_s = 0.137 \text{ J / s m K}$$

$$\text{Viscosidad a } T_s \text{ , kPa} = 0.00028$$

$$\text{Densidad a } T_s \text{ ,} = 0.66$$

Con estos valores se ingresa a la Fig. 12.9 de (24) , $h_o = 337.27$

Las propiedades del hexano no cambiarán en forma radical por lo cual se considera el valor obtenido , h_o correcto

Cálculo de la caída de presión en la coraza

$$dP = \frac{f G_s^2 D I^* (n + 1)}{2 \cdot 5.22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot \rho} \quad \dots (i)$$

De tablas, obtenemos las propiedades del hexano a $T = 321.15 \text{ K}$

$$\text{Viscosidad vapor hexano , N / s m}^2 = 0.00002$$

$$\text{De la Fig 28 de (24), diámetro equivalente , } D_e \text{ (cm)} = 0.0458$$

$$\text{Densidad de vapor , } \rho \text{ (lb / ft}^3 \text{)} = 0.34$$

$$\text{Factor de fricción , } f \text{ (ft}^2 \text{ / in}^2 \text{)} = 0.0023 \text{ de fig 29}$$

Reemplazando los valores conocidos en (h), tenemos $dP \text{ (kPa)} = 0.0105$

Cálculo de la caída de presión en tubos

$$dP = \frac{f \cdot G_t^2 \cdot L_t \cdot n}{5.22 \cdot 10^{10} \cdot D_e \cdot \rho} \quad \dots (i)$$

$$\text{Factor de fricción , } f \text{ (m}^2 \text{ / m}^2 \text{)} = 0.009919$$

Reemplazando valores , tenemos dP (kPa)= 1.78

Caida de presión de regreso , dPr (lb / in²) = $(4n/p) * (V^2 / 2 g)$.. (i)

g = aceleración de la gravedad

Reemplazando , dpr kPa = 4.64

Caida de presión total , dPt kPa = 6.42

Cálculo coeficiente total Uc limpio = $\frac{h_{io} * h_o}{h_{io} + h_o}$ J /s m² K= 207.36

Factor de obstrucción Rd = $\frac{Uc - U_d}{Uc * U_d}$ J /s m² K= 0.013

6.0 EQUIPO	Tanque Vacio	CODIGO	T-201
operacion	Etapa final de concentracion de producto		
Material de construccion	acero al carbono		
Presion de operacion, kPa	0.40		

Cálculos

Se estimo un volumen para el tanque de vacío inicial en m³ de : 4.50 con este dato seleccionamos las dimensiones de un tanque standard siguiendo el mismo procedimiento que en acápite anteriores .

Volumen de tanque , en m ³ :	4.54
Volumen tanque, lado cuadrado m ²	3.70
Cabeza ASME bridada, m ³	0.39
Fondo cóncava standard, m ³	0.04
Diámetro de tanque , m :	1.68
Volumen total del tanque, m ³	4.13
Altura total del tanque, m :	2.03

El volumen del tanque fue tomado a partir de los datos proporcionados por la Cia. Barba.

7.0 EQUIPO	Tanque diario	CODIGO	T-101
operacion	Recepcion de hexano condensado y carga continua		
Material de construccion	Acero al carbono		
Presion de operacion, kPa	4.19		

Cálculos

Se estimo un volumen para el tanque de vacío inicial en m³ de : 3.80 con este dato seleccionamos las dimensiones de un tanque standard siguiendo el mismo procedimiento que en acápite anteriores .

Volumen de tanque , en m ³ :	3.79
Volumen tanque, lado cuadrado m ²	2.78
Cabeza cóncava standard, m ³	0.30
Diámetro de tanque , m :	1.52
Volumen total del tanque, m ³	3.07
Altura total del tanque, m :	1.73

8.0	EQUIPO	Bomba vacio	CODIGO	P-201
	operacion	Etapa final de concentracion de producto		
	Material de construccion	acero al carbono		
	Presion de operacion, kPa	2.84		
	Especificacion	Prueba de explosion		

Cálculos

Volumen total que incluye todos los equipos involucrados y las líneas de servicio.

Volumen de equipos en m³

Concentrador :	5.67
Condensador,coraza:	0.12
Tanque vacío,	4.13
Tanque diario,	3.07
Tubería , 5%	0.65
Volumen total	13.65
Volumen diseño,	27.30

Se utilizará como valor inicial , el vacio alcanzado en el equipo experimental, donde la presión de vacío es de , en kPa: 2.84

Según (29) , utilizamos la tabla de Van Atta para la selección de la bomba :

En el rango 50 - 0.05 torr : bomba de una etapa simple , rotatoria con sello de aceite.

De acuerdo a nuestra experiencia debemos operar a , kPa: 2.84 ,considerando una presión atmosférica de kPa : 4.19 construimos el sgte. cuadro.

Asumimos velocidad de desplazamiento de la bomba : 0.01 m³/s construimos el sgte. cuadro. para determinar la velocidad del aire removido hasta llegar a la presión de vacío necesaria, asi mismo elegimos como etapas iguales descendentes en 0.14 kPa

presion absoluta y relativa en tanque		cantidad de aire libre en m ³					
kPa	p/pa	en tanque	removido	eficiencia	s		
4.19	1.00	8.40					
3.91	0.93	7.84	0.56	0.90	13.50	88.09	
3.63	0.87	7.27	0.56	0.82	12.30	96.69	
3.35	0.80	6.71	0.56	0.72	10.80	110.12	
3.07	0.73	6.15	0.56	0.70	10.50	113.26	
2.79	0.67	5.59	0.56	0.62	9.30	127.88	
						536.05	

Volumen desplazado , m ³ :	2.81
Tiempo total , s	536.05
Velocidad salida aire , m ³ /s	0.01

Con este valor de salida de aire y el tipo de bomba seleccionado , de acuerdo a los valores de la Fig 2.22 , pag 2-21 del Process Design and Engineering Practice encontramos que la potencia requerida sera en kW 0.30 , para el diseño calculamos 50% de dimensionamiento,entonces: 0.60

Anexo 4

INCENTIVOS A LA EXPORTACIÓN

En el proceso para la obtención de la oleorresina se importa dos de los principales materias primas que son la semilla de Marigold y el Antioxidante (Etoxiquin). En el país existen mecanismo de apoyo a las exportaciones, para que los costos de importación sean menores .

A continuación describiremos los pasos que se tienen que realizar para el mecanismo de la admisión temporal de la semilla.

Definición de Admisión Temporal.-

La Admisión Temporal es el regimen aduanero mediante el cual se permite el ingreso de ciertos tipos de mercancías con suspensión de derechos a la importación. Debe presentarse diversos documentos (Cuadro Insumo/Producto) ante la Aduana por la cual se quiere ingresar la mercancía. En resumen :

- a. Pedido de Admisión Temporal (Llenado y firmado por una agencia de Aduana)
- b. Documento de Embarque (Guía Aerea, B/L, Carta Porte)
- c. Factura
- d. Certificado Fitosanitario (cuando corresponda)
- e. Declaración Jurada
- f. Fianza por el monto de los derechos de Importación.

ANEXO 6

EVAPORADOR ROTATORIO AL VACIO

Se utilizó un evaporador rotatorio al vacío (rotavapor) para concentrar la solución al vacío. Se estableció la temperatura de operación de solución a 333 K (fig 4) y una presión de 0.7 kg / cm² .

Especificaciones .

Marca : Yamato

Modelo : RE - 46

Velocidad de motor : 3.14 - 18.72 rad / s

Energía : 115 V , 50 / 60 Hz , 1 A

Dimensiones del motor : 12,95 cm x 23,88 cm x 12,95 cm

Peso neto : 9.0 kg

Accesorios importantes :

- condensador
- frasco de condensado (1000 cm³)
- frasco de muestra (1000 cm³)
- tubos de destilación
- sellos de vacío
- ductos de vapor
- soportes
- baño de agua
- bomba de vacío

En operación el motor hace girar a velocidades variables el balón que contiene la solución a concentrar, produciendo una película delgada de solución de una extensa área expuesta. El balón está sumergido en un baño de agua, de esta forma la evaporación es controlada térmicamente. El vacío es aplicado a través del tubo de vapor en el condensador.

BIBLIOGRAFIA

1. *CULTIVO DEL MARIGOLD NUEVA ALTERNATIVA AGRONOMICA*
Agustín Alijaro U; Moises Escaff G. Investigación y Progreso Agropecuario La Platina (Chile). No. 10, 1982, Pág 13-15
2. *VENTAJAS DE LOS COLORANTES NATURALES*
Extraído del boletín de la Asociación Nacional de Colorantes Naturales, Ing. Raúl Chau Ayon, El Comercio, Abril 1991
3. *MARIGOLD*
Fondo de Promoción de Exportaciones No Tradicionales , Perú SNI. Pág 169-185
4. *EL MARAVILLOSO MARIGOLD*
Fomento Agrícola, Ubicación (CEDIA) En P-R CIIBANTRAL 0428, Pág 20 - 21.
5. *ENCICLOPEDIA PRACTICA DE FLORICULTURA Y JARDINERIA*
Tina Cechini, Ed.De Vecchi,S.A., Barcelona 1975, p. 183- 184
6. *COMMERCIAL CHICKEN PRODUCTION MANUAL*
Mack O.North, Second Ed. The Avi Pub.Co.Inc. 1981 , p. 170
7. *CULTIVO DE PLANTAS MEDICINALES*
Manuel Madueno Box, 2a. Ed. Madrid 1973, p. 141-144
8. *EVALUACION DE UNA MEZCLA DE CAROTENOIDES NATURALES Y LA HARINA DE MARIGOLD EN PIGMENTACION DE POLLOS PARA ENGORDE*
Carlos A.Uriarte, Revista Ciencias Veterinarias, Vol.7 N°5. Set 1991, p 2 - 7.

9. *CAROTENOIDES: RECENT PROGRESS, PROBLEMS AND PROSPECTS.*
V.N. Karnaukhov, 1990 Compendio Biochem, Physiol, Vol 95B, No.1, pp, 1 - 20, 1990.

10. *MÉTODOS DE INVESTIGACIÓN FITOQUÍMICA*
Dominguez, X.A, John Wiley, México, 1973.

11. *MARKET FOR SELECTED MEDICINAL PLANTS AND THEIR DERIVATIVES.*
International Trade Centre UNCTAD/GATT. Génova, 1982.

12. *HOJAS TÉCNICAS DE COLORANTES NATURALES. ESPECIES, PLANTAS MEDICINALES E INSUMOS VEGETALES PARA LA INDUSTRIA QUÍMICA.*
FOPEX. Lima, 1984

13. *NOMBRES VULGARES DE LA FLORA PERUANA.*
Soukup, J. Ed. Salesianos, Lima, 1970.

14. *LA MATERIA MÉDICA EN EL INCANATO.*
Chávez, N. Ed. Mejía Baca, Lima, 1977.

15. *1er COMPENDIO ESTADISTICO AGRARIO 1950 - 1991*
Ministerio de Agricultura, 1991

16. *2do COMPENDIO ESTADISTICO AGRARIO 1990 - 1993*
Ministerio de Agricultura, 1994

17. *MANEJO DE LOS ALIMENTOS*
Jamieson , M.,P. Jobber, Editorial Pax. Imprenta Galvez, 1975

18. *FOOD CHEMISTRY*

Meyer, H.M.L. Rienhold publishing 4ta edicion orporation , new York , 1966

19. *TECNICA DE LABORATORIO PARA ANALISIS DE ALIMENTOS*

Pearson D., Ed. Acribia, Zaragoza, España 331 p. 1976

20. *XANTOPHYLL AND CAROTENE STORAGE STABILITY IN COMMERCIALY DEHYDRATED AND FREEZE DRIED ALFALFA.*

Knowles, R.E., A.L. Livingston, J.V. Nelson y G.L Kohler. J.Agr. Food Chem. 16(4): 654-658. 1968a.

21. *STABILIZATION OF CAROTENOIDES BY ETHOXYQUIN IN HARVESTED FRESH ALFALFA*

Knowles, R.E., A.L. Livingston, J.V. Nelson y G.L Kohler. J.Agr. Food Chem. 16(6): 985 - 988 . 1968b.

22. *TREATMENT OF MARIGOLD PETAL MEAL TO OBTAIN XANTHOPHYLL PRODUCT.*

Grant Peter M.,Rochester, United States Patent Office , No.3,523,138 , Patente 4 de agosto de 1970.

23. *McGRAW HILL ENCYCLOPEDIA OF CHEMISTRY*

2da edición, editorial Mc Graw Hill, 1993

24. *MANUAL DE CALCULOS DE INGENIERIA QUIMICA*

Chopey P. Nicholas, Hicks G. Tyler, 1era Edicion, Editorial Mc Graw Hill, 1986

25. *PROCESOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR*

Kern Q. Donald, 1era Edición, Cia. Ed. Continental , S.A. de C.V. Mexico, 1986

26. *DISEÑO DE PLANTAS Y SU EVALUACION ECONOMICA PARA INGENIEROS QUIMICOS*

Peters, S. Max, Timmerhaus D. Klaus, 2da Edicion, Editorial Geminis S.R.L,1978

27. *PROCESS DESIGN AND ENGINEERING PRACTICE*

Woods, R. Donald, Editorial Prentice - Hall , Inc. 1995

28. *THE NALCO WATER HANDBOOK*

2da Edicion, Editorial Mc Graw Hill, 1988

29. *STANDARD HANDBOOK OF ENGINEERING CALCULATIONS*

Hicks G. Tyler , 2da Edicion, Editorial Mc Graw Hill Company, 1985