

Universidad Nacional Autónoma de México

FACULTAD DE QUIMICA



ESTUDIO ECONOMICO TECNICO DE LA INDUSTRIA ACEITERA MEXICANA

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:

INGENIERO QUIMICO

P R E S E N T A :

MARIO VELAZQUEZ CAMPOS

1 9 7 9



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

TESIS 1979
M.T. ~~358~~ 358
-SCHA _____
-RDC _____
5 _____



PRESIDENTE .

ING. GUILLERMO CARSOLIO PACHECO

VOCAL

ING. JOSE LUIS PADILLA DE ALBA

SECRETARIO

ING. JOSE FRANCISCO GUERRA R.

1ER. SUPLENTE

ING. ALFONSO FRANYUTTI ALTAMIRANO

2o. SUPLENTE

ING. JORGE MUÑOZ ESTRADA

SUSTENTANTE

MARIO VELAZQUEZ CAMPOS

ASESOR

ING. JOSE LUIS PADILLA DE ALBA

SUPERVISOR TECNICO

ING. FEDERICO ACEBAL LEDO

A MIS PADRES, A QUIEN LES DEBO TODO EN LA VIDA

A MI PADRE :

POR SU ESFUERZO, DEDICACION Y CONSTANCIA

A MI MADRE :

CON MI MAS PROFUNDO CARINO, RESPETO Y ADMI
RACION, POR SU ALIENTO Y OPTIMISMO, Y POR-
HABERME SEÑALADO EL CAMINO A SEGUIR.

A MIS HERMANAS :

ESTHER Y MARTHA

A MIS SOBRINOS .

CARLOS, GERMAN, PILAR Y GABRIELA.

A MIS MAESTROS, COMPAÑEROS Y AMIGOS, CON LOS QUE CON

VIVI EN LA ESCUELA Y SIGO HACIENDOLO.

CON ESPECIAL ESTIMACION Y AGRADECIMIENTO AL ING. FEDE-
RICO ACEBAL LEDO, QUE ME ASESORO DE UNA MANERA DESINTE-
RESADA, ASI COMO AL ING. JOSE LUIS PADILLA DE ALBA.

CON TODA ESTIMACION Y AGRADECIMIENTO A LA SRITA. LUZ --
MARIA RUIZ, POR SU DESINTERESADA COOPERACION EN LA ELA-
BORACION DEL PRESENTE TRABAJO.

CON ESPECIAL AGRADECIMIENTO A LA EMPRESA
"ACEITES POLIMERIZADOS, S. A." POR SUS -
FINAS ATENCIONES, Y TODA CLASE DE FACILIDADES
DADES QUE ME BRINDARON.

MI AGRADECIMIENTO, POR SU VALIOSA COOPERACION
A LAS PERSONAS QUE INTERVINIERON EN LA ELABO-
RACION DE ESTE TRABAJO.

ING. MIGUEL VELAZQUEZ CAMPOS.

ING. JOSE LUIS TERRONES LOPEZ

ING. JORGE RIVADENEYRA

ING. ARMANDO AGUILERA C.

Y A TODAS LAS PERSONAS QUE COOPERARON DE UNA -
U OTRA MANERA.

ESTUDIO ECONOMICO TECNICO DE LA INDUSTRIA ACEITERA MEXICANA

INTRODUCCION

Capítulo I MATERIAS PRIMAS

- A) Generalidades de las Semillas
 - 1) Semillas Oleaginosas o Materias Primas
 - 2) Zonas Productoras
 - 3) Datos Estadísticos
- B) Almacenaje de las Semillas
- C) Extracción del Aceite por el Proceso del Pre-prensado
- D) Extracción del Aceite con Solventes
- E) Extracción del Aceite sin Pre-prensado ó Proceso Directo
- F) Equipo Auxiliar

Capítulo II ACEITES Y GRASAS

- A) Generalidades de los Aceites
 - 1) Componentes y Características de los Aceites y Grasas
- B) Procesos
 - 1) Desgomado
 - 2) Neutralización
 - 3) Lavado
 - 4) Blanqueo
 - 5) Filtración
 - 6) Deodorización
 - 7) Refinación Física
 - 8) Winterización

- 9) Hidrogenación
- 10) Neutralización de los Aceites de Alta Acidez

C) Envasado de Aceite

Capítulo III MERCADOS

A) Análisis de los Mercados

- 1) Antecedentes de la Industria Aceitera
- 2) Localización y Concentración de las Plantas
- 3) Desarrollo de la Industria y Políticas Gubernamentales
- 4) Importancia de las Importaciones y Exportaciones
- 5) Estructura del Mercado e Importancia del Subproducto (Pastas)
- 6) Fabricación de Especialidades
- 7) Conclusiones
- 8) Balances

Capítulo IV PRODUCCION MUNDIAL (Aceites, Grasas y Semillas)

- A) Generalidades de la Producción Mundial y Análisis Comparativo con respecto a México
- 1) Participación de la Producción y Consumo Nacional a Nivel Mundial
- 2) Niveles de Precios
- 3) Transporte y Almacenaje

BIBLIOGRAFIA

I N T R O D U C C I O N

El presente trabajo, se realizó con el objeto de conocer más profundamente a la Industria Aceitera, que en valor de la producción es una de las más importantes, ya que ocupa el 5o. lugar dentro de las industrias de transformación.

A todas aquellas personas que están involucradas de una u otra manera, hacerles notar la situación actual que atraviesa esta industria y su proyección al futuro, para que se tenga la plena conciencia de que antes de invertir en nuevas plantas o de que las que ya están establecidas quieran ampliarse, deberán considerar si realmente cuentan con las suficientes materias primas o semillas oleaginosas para procesarlas, ya que existe una capacidad instalada sobrada, que se está operando al 50%, debido a que existen muchos problemas agrícolas que no se han podido superar, ni siquiera para satisfacer las necesidades del Mercado Nacional, teniendo que importarse cantidades considerables.

La Industria Aceitera cuenta con los medios tecnológicos y equipo más avanzados a nivel mundial. El 88.5% de la producción de aceite se destina a uso comestible, llegando a ser un producto básico de consumo popular, como es la tortilla, el huevo, el pan, etc.; interviniendo el Gobierno (CONASUPO) en esta industria como regulador del mercado, fijando los precios de garantía a las materias primas o semillas oleaginosas y precio tope al producto final ó aceite.

Por otra parte, se menciona que todos los datos que se obtuvieron para este análisis de las diferentes Cámaras, Asociaciones, Secretarías y Empresas, han sido lo más exacto posible. Los temas desarrollados para este estudio, básicamente se desglosan en dos partes principales: El Técnico y el Económico.

En lo que se refiere a la parte técnica se describe la extracción del aceite a partir de las semillas, todos los pasos que se siguen para la refinación de un aceite y su envasado.

Y con respecto a la parte económica se describe el desarrollo de la industria, desde su iniciación, evolución y situación actual, su estructura, localización de plantas y la proyección al futuro, así como su participación que tiene en el Mercado Mundial.

Semillas Oleaginosas o Materias Primas, son las siguientes:

**Cacahuete, Nabo, Copra, Algodón, Girasol, Linaza, Oliva,
Palma, Higuierilla, Ajonjolí, Soya, Germen de Maíz y Cártamo.**

**Se describe su Origen, Características y Diagrama de Flujo
para su Extracción.**

C A C A H U A T E

El cacahuate es una planta perteneciente a la familia de las leguminosas "Arachis Hypogaea". Crece en las regiones de climas tropicales y subtropicales y en las partes más calientes de las regiones templadas, sus semillas producen uno de los mejores aceites comestibles. El fruto del cacahuate se desarrolla bajo tierra y consiste de una cáscara de 2 a 4 cms. de largo color amarillo claro que contiene las semillas del cacahuate. Cada cáscara contiene de 2 a 3 semillas, éstas son de forma ovoide con un diámetro de 5 a 10 mm. y están envueltas por una piel rojiza de sólo 0.3 a 0.5 mm. de espesor. La composición promedio de una semilla descascarada es la siguiente:

	A M E R I C A		E U R O P A
	T E N E S S E	G E O R G I A	E S P A Ñ A
Agua	4.85	13.15	12.85
Proteína	25.75	27.95	26.57
Aceite	46.24	35.77	37.59
Substancias extractables libres de			
Nitrógeno	18.36	17.73	19.04
Celulosa	2.40	3.04	2.05
Cenizas	2.39	2.36	1.90

Las semillas tiernas sin embargo contienen un porcentaje de agua no inferior al 12 %.

En la industria de aceites y grasas por lo tanto, es usual comprar cacahuates -- completos descascarados en virtud de sus mejores propiedades de conservación.

El cacahuate es procesado para obtener aceite y pasta; ésta última se usa como alimento de ganado siempre y cuando no contenga aflatoxina.

Las semillas son procesadas según el diagrama de flujo que se describe en la Fig. 1.

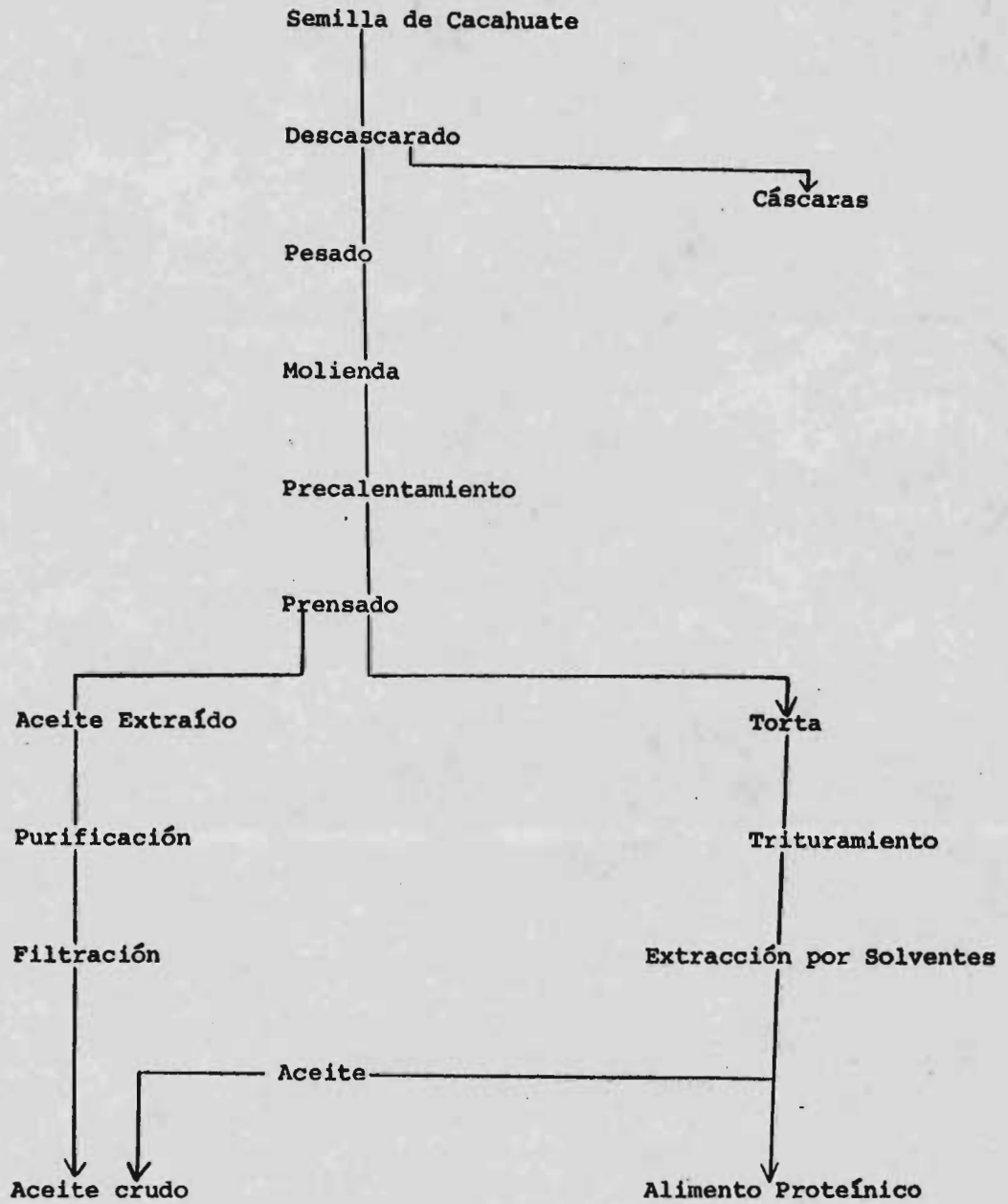


FIG. 1 DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO DE LA SEMILLA DE CACAHUATE.

N A B O

Es una planta perteneciente a la familia de las mostazaceas "Cruciferae". Muchas variedades existen y es más frecuentemente cultivado en la primavera y las semillas son cosechadas en Septiembre. Estas semillas del nabo están contenidas en una bolsita conocida técnicamente como "Sessile Silique" tienen una forma redonda o esférica y son de 1 a 3 mm de diámetro y su color varía de amarillo a café rojizo dependiendo de la localidad. El peso absoluto es de: 1 M³ - equivale a 620 y 700 kgs. La semilla de nabo tiene la siguiente composición:

Agua.....	5-7%
Substancias Nitrogenadas	19-22%
Aceite.....	38-48%
Substancias libres de Nitrógeno	10-24%
Celulosa	6-15%
Cenizas	4-6%

La semilla de Nabo también contiene pequeñas cantidades en forma de compuestos sulfurados como "Sinigrin" y "Misosin" que en la presencia de aire originan la esencia de mostaza. Esta es la razón por la cual la pasta de nabo no es particularmente adecuada para alimento de ganado. Es sin embargo, frecuentemente usada como mezclas en alimentos balanceados y como fertilizantes. Las semillas de nabo son principalmente extraídas para obtener aceite para el consumo humano después de la refinación.

En México los cultivos de nabo contrastan con las extensiones de nabo silvestre donde se mezcla con el chicalote. Esta planta produce una semilla cuya pasta se ha demostrado tiene efectos tóxicos para el ganado por lo que los fabricantes de alimentos balanceados y forrajeros la rechazan a fin de evitar el riesgo que implica. El Canadá ha desarrollado variedades que producen un aceite con bajo contenido de Erúxico, 15% máximo; con lo que se logra una mayor aceptación de su aceite el cual es considerado poco digerible por su longitud molecular y bajo contenido de poli-insaturados.

En México solo se cultivan las variedades de alto contenido de Erúxico, sin que hasta ahora se haya hecho ningún intento serio para adecuar las nuevas variedades que por su naturaleza podrían ser un cultivo de zona semi-árida que darían una fuente alterna de ingresos a este tipo de zonas tan abundantes en México.

Las semillas son procesadas según el diagrama de flujo de la Fig. 2

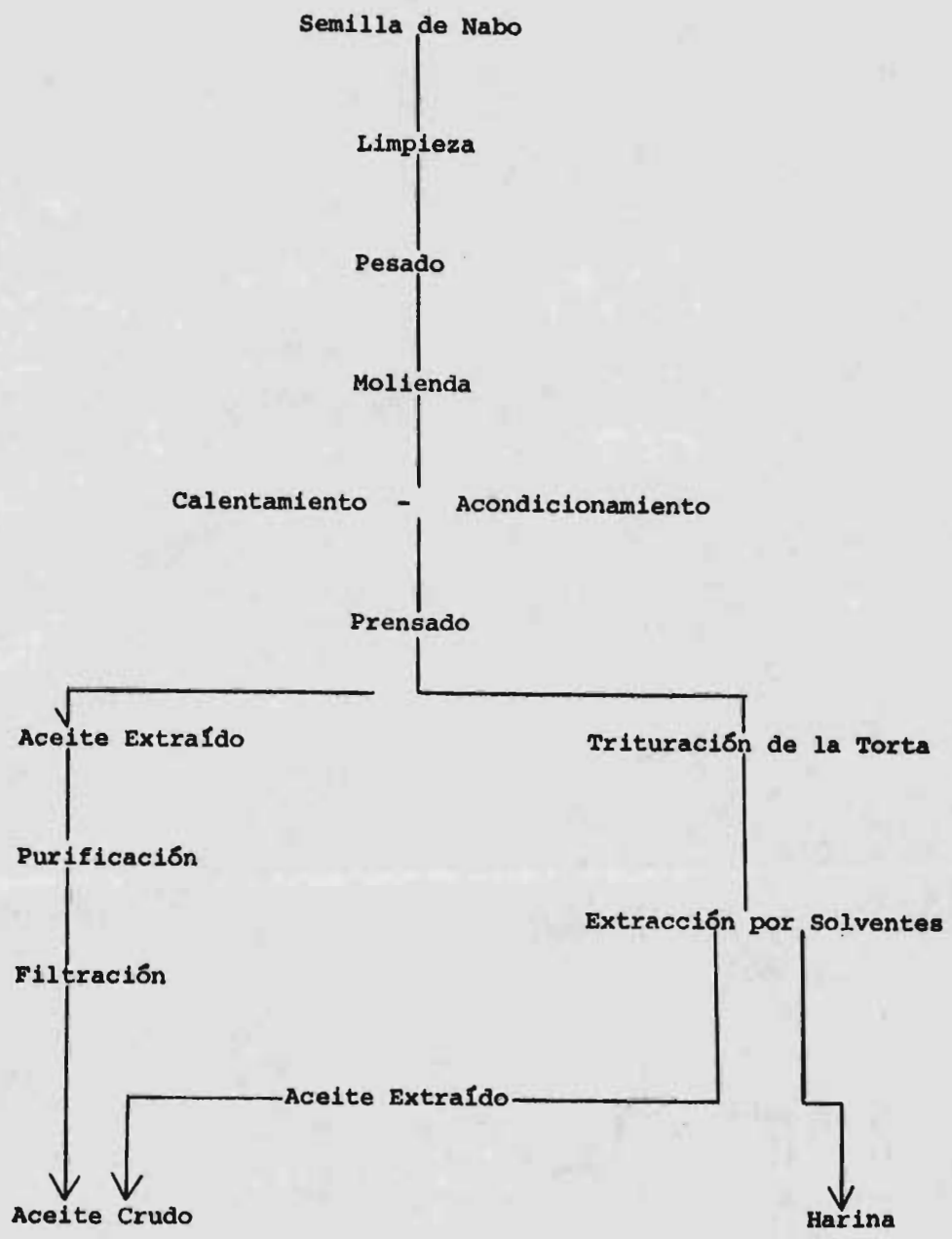


Fig. 2 DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO DE LA SEMILLA DE NABO.

C O P R A

La copra es un material con contenido de aceite obtenido después del secado - de los cocos. Los cocos son los frutos del " *cocos nucifera linn* ", una variedad de palma que crece en casi todas las áreas tropicales del mundo. Los cocos son de forma oval puntiaguda y generalmente de 20 a 25 cms. de largo y de 11 a 25 - cms. de diámetro, los cocos tienen 5 partes principales:

Epicarpio o epidermis.....	0.5 - 1 mm de espesor
Mesocarpio o capas fibrosas	3 - 4 cm de espesor
Endocarpio o nuez de apariencia dura	5 - 9 mm de espesor
-Carnosidad adherida a la concha lig- nosa	1 - 2 mm de espesor
-Agua de coco consistente de una le-- che de sabor agradable.	

Después de remover la parte fibrosa y de tipo madera, la carnosidad húmeda es secada hasta un contenido de humedad de 3 a 4 %. En esta forma la carnosidad es llamada comercialmente " copra " , generalmente en pedazos duros e irregulares de forma concoidal con una cáscara gris rojiza. Se distinguen un número de va-
riedades dependiendo de la calidad (copra de Manila, Singapur, Ceylan, Zanzi-
bar y Guerrero).

La composición promedio es la siguiente:

Agua	3-5%
Grasa	50-70%
Substancia libre de nitrógeno y Nitrogenada.	27-37%
Ceniza	3-4%

La copra es procesada para obtener una grasa adecuada para fines industriales y alimento humano, así como complemento de alimento de animales. En muchos paí-
ses productos de copra la carnosidad de alta calidad es procesada para obtener
aceite de coco que es usado directamente como aceites para cocinar. El aceite -
de coco es usado principalmente en la fabricación de jabón, margarinas y mante-
ca para hornear.

Los residuos de extracción son utilizados como materia prima en la preparación
de alimento balanceado para ganado.

A continuación se muestra el diagrama de flujo para el proceso de la copra.
Fig. 3

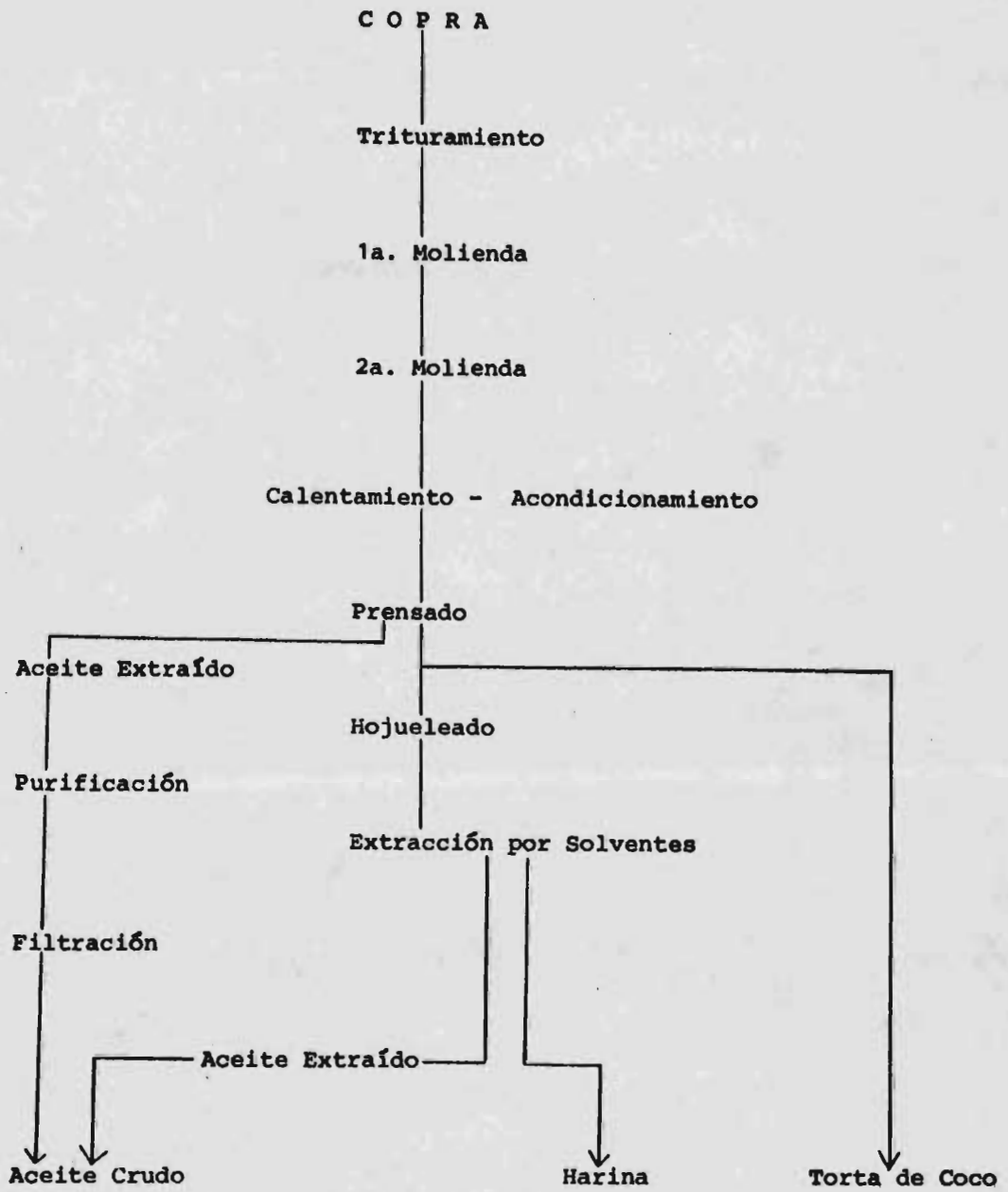


FIG. 3 DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO DE COPRA.

SEMILLA DE ALGODON

La semilla de algodón se encuentra en un fruto consistente de los siguientes componentes:

Linters o fibras cortas aún adheridas a la semilla de algodón después de que el algodón fué removido de la semilla.

Cáscara o corteza y la semilla propiamente dicha. La composición promedio es:

Linters o fibras cortas.	6 - 14%
Cáscara	30 - 40%
Carnosidad	50 - 70%

La composición final de la semilla es como sigue:

Agua	7 - 11%
Substancias Nitrogenadas	15 - 21%
Extractables libres de Nitrógeno	22 - 32%
Celulosa	15 - 23%
Grasa	17 - 23%
Cenizas	4 - 5%

El contenido de grasa en semillas descortezadas varía del 28 al 30%.

Las semillas de algodón crecen en todas las zonas tropicales y subtropicales, situadas entre los 40° de Latitud Norte y los 30° de Latitud Sur, 1 M³ de semilla de algodón completa pesa entre 600 y 690 kgs., la semilla de algodón se distingue dependiendo de la localidad como:

- A) Semillas Americanas
- B) Semillas Egipcias
- C) Semillas de Asia Menor
- D) Semillas Indias.

Los productos que se obtienen de su procesamiento son:

Linters (fibras cortas)

Aceites de semilla de algodón usado para fabricación de Productos alimenticios (aceite, manteca para hornear y margarinas).

Alimento para animal de semilla de algodón.

El alimento de la semilla de algodón debe estar libre de "Gossypol", pigmento venenoso contenido en la semilla de algodón de 0.5 a 0.7%, que es eliminado calentando la semilla en presencia de humedad. Las semillas de algodón son procesadas de dos diferentes maneras, dependiendo si las semillas -- desfibradas están descascaradas o no.

Las figuras 4 y 5 ilustran los dos métodos.

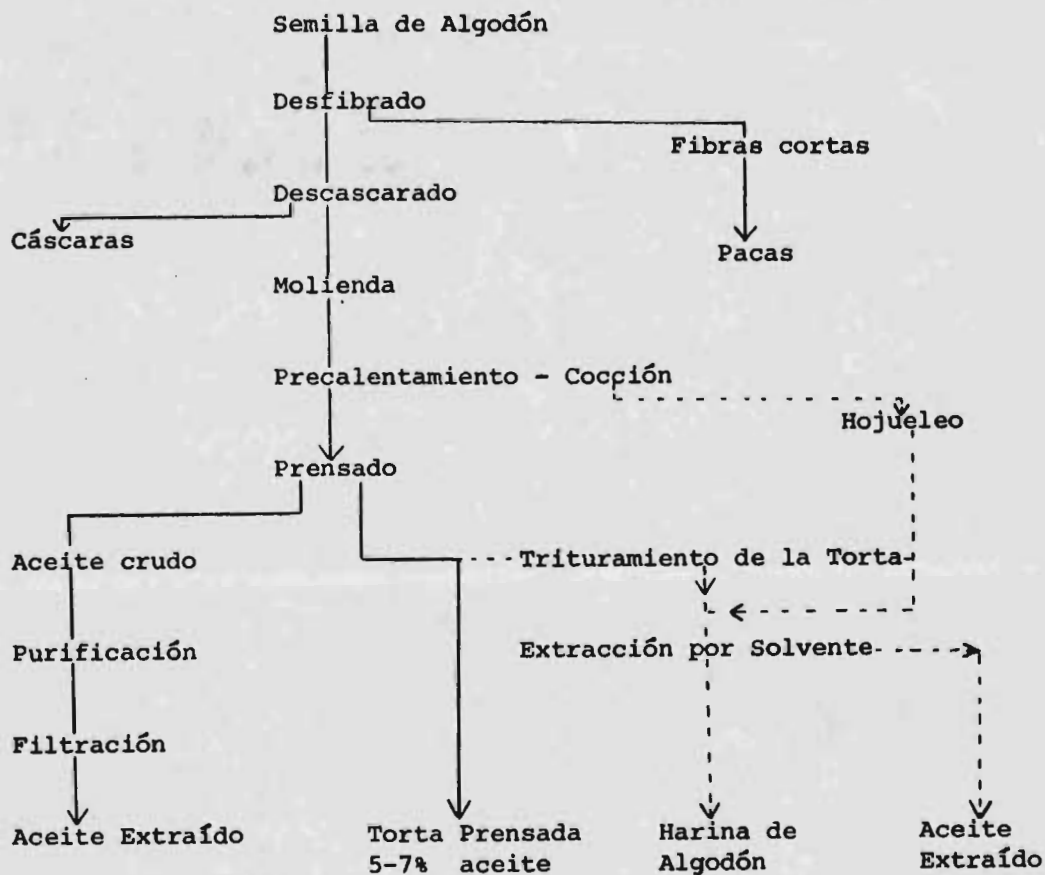


FIG. 4 DIAGRAMA DE FLUJO DE LA SEMILLA DE ALGODON.

Cuando se opera de acuerdo al primer proceso, Fig. 4, en las plantas con equipos modernos de extracción por solventes se puede eliminar el proceso de prensado pasándose directamente al hojueleado. A continuación se describe el diagrama de flujo del segundo proceso. Fig. 5

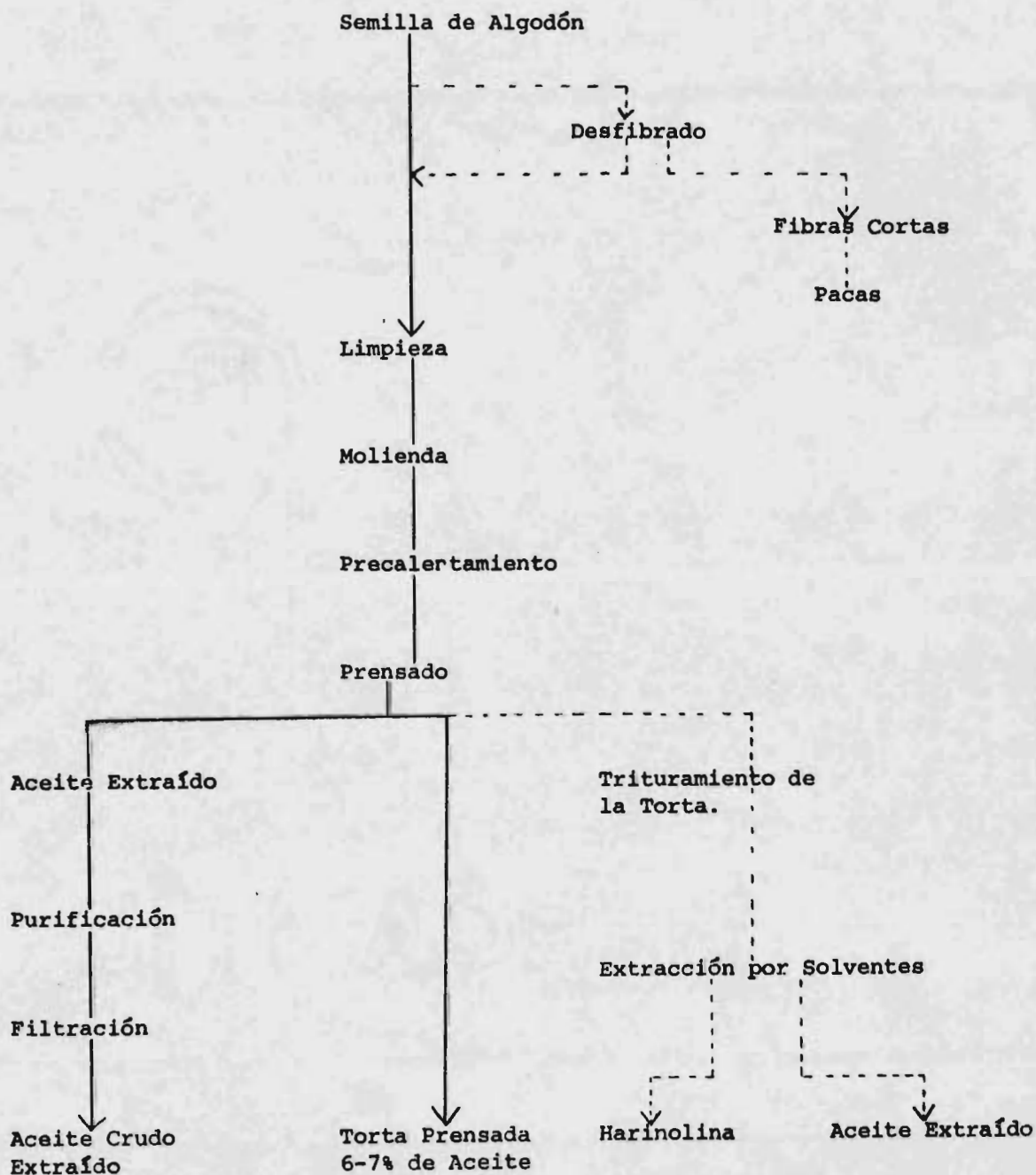


FIG. 5 DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO DE LA SEMILLA DE ALDOGON.

G I R A S O L

El aceite de la semilla de girasol es extraído de la semilla de la "Helianthus Annuus ", perteneciente a la familia Composite.

Esta planta es nativa de México, pero su crecimiento recientemente se ha difundido por casi todos los países Europeos, Asiáticos y Americanos con clima templado. Mientras algunos años atrás era producida como planta ornamental, actualmente es considerada una de las mejores plantas productoras de aceite, debido a que el aceite extraído de sus semillas tiene excelentes propiedades digestivas.

Adicionalmente cuando la tierra es adecuada, el cultivo de Girasol es extremadamente fácil y muy productivo. Es una verdadera solución para zonas semi-áridas si se vencen algunos obstáculos técnicos.

Existen algunas variedades de uso comercial, su composición varía en rangos amplios especialmente en su contenido de aceites, la composición promedio de varias semillas de diferentes localidades se proporciona en la tabla siguiente:

COMPOSICION PROMEDIO DE SEMILLAS DE
GIRASOL.

	AGUA	SUBSTANCIAS NITROGENADAS	GRASAS	SUBSTANCIAS LIBRES DE N ₂ EXTRAIBLES	FIBRAS CRUDAS	CENIZA
	%	%	%	%	%	%
Italia	10.30	8.97	29.21	13.17	30.00	2.38
Hungría	6.88	15.19	28.79	17.36	28.54	1.20
Alemania	9.62	14.12	33.48	39.90	---	2.86
Rusia	7.80	13.80	34.25	40.50	---	3.56
India	8.00	13.40	23.6	24.80	27.50	2.70

100 Kgs. de semillas contienen de 30 a 40 kgs. de cáscara y de 60 a 70 kgs. de carnosidad. (Semillas descascaradas). El contenido promedio de aceite en semillas al cosecharse es del 29 al 30%, las semillas descascaradas contienen de 45 a 55% de aceite. El contenido de semilla en la cáscara es inferior del 0.5% y excepcionalmente puede llegar al 1.2%. El valor nutricional de las partes de las semillas de girasol varía de acuerdo al contenido de aceite de la semilla, un buen alimento también se obtiene de semillas no descortezadas siempre y cuando estén bien seleccionadas. Obviamente tales tortas son menos digeribles que aquellas obtenidas de semillas descortezadas, no obstante estas últimas ---

siempre contienen por lo menos entre 5 y 50% de cáscaras. El descascarado - es un problema técnico para el que aún no están adecuadas las plantas procesadoras en México.

La composición promedio de una torta obtenida de semillas descascaradas, es la siguiente:

Agua	9.2%
Proteína.....	39.4%
Grasa.....	12.6%
Substancias extraíbles libres de Nitrógeno	20.7%
Fibra.....	11.8%
Ceniza.....	6.3%

El proceso de extracción de la semilla del girasol está representado en la Fig. 6

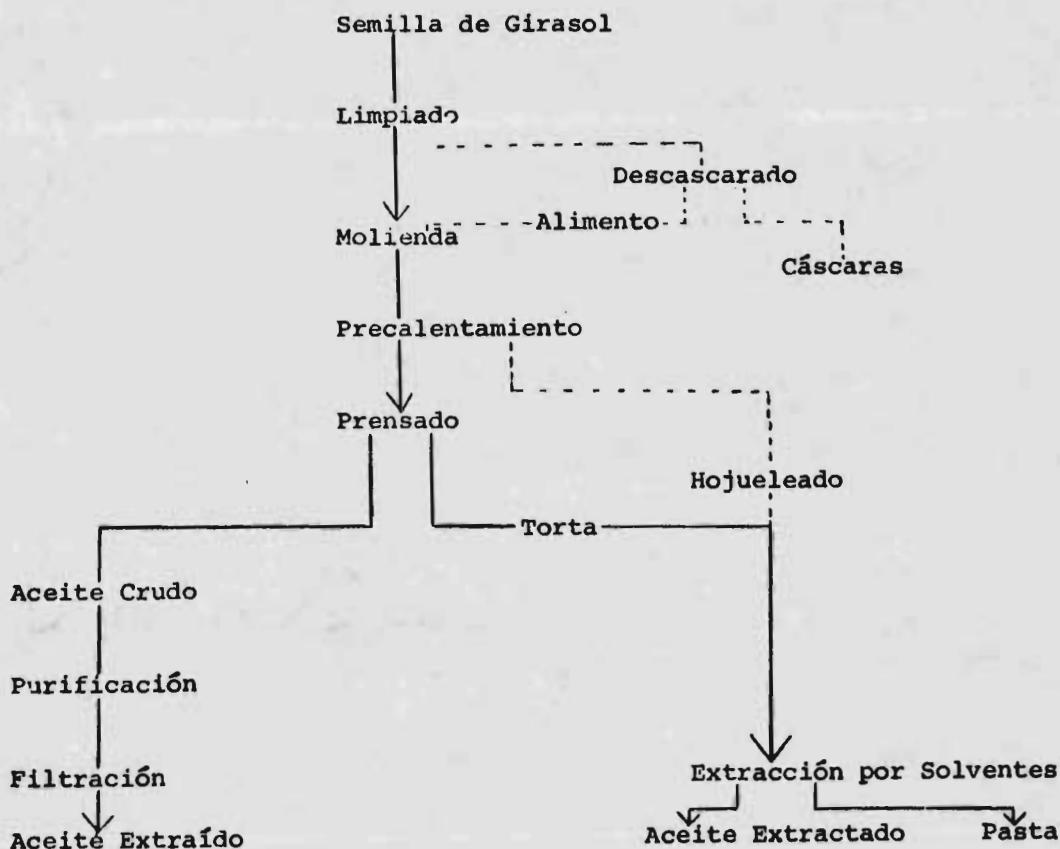


FIG. 6 DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO DE LA SEMILLA DE GIRASOL

SEMILLA DE LINAZA

La semilla de linaza se obtiene de una planta perteneciente a la familia - del lino (linacea). Un gran número de plantas linaceas existen dependiendo de la localidad. Las semillas son de color café rojizo y son ovoides elipticas, planas y puntiagudas, en la parte inferior son normalmente de 3 a 6 mm. de largo y de 2 ó 3 mm. de ancho. El peso de un M³ de semillas varía de 700 a 750 kgs.

Las semilla contienen dos partes principales:

Cáscara:	Color café rojizo
Carnosidad:	Color blanco amarillento

La composición promedio de las semillas cae dentro de los siguientes límites:

Humedad.....	6 - 8%
Substancias Nitrogenadas	22 - 26%
Grasa	34 - 40%
Substancias extractables libres de Nitrógeno.....	20 - 25%
Celulosa.....	6 - 8%
Ceniza.....	3 - 5%

La semilla de linaza es procesada para obtener los siguientes productos:

Aceite de Linaza

Pasta de semilla de linaza.

El aceite de linaza debido a su alto poder de secado es principalmente utilizado en la preparación de pinturas de aceite y linoléums. En algunos países, el aceite de la semilla de linaza de alto grado, es refinado para hacerlo adecuado para consumo humano.

La torta de la semilla de linaza es prensada y sometida a extracción por -- solventes para eliminar los residuos de aceites que contiene.

El proceso del digrama de flujo de la semilla de linaza se muestra en la -- Fig. 7

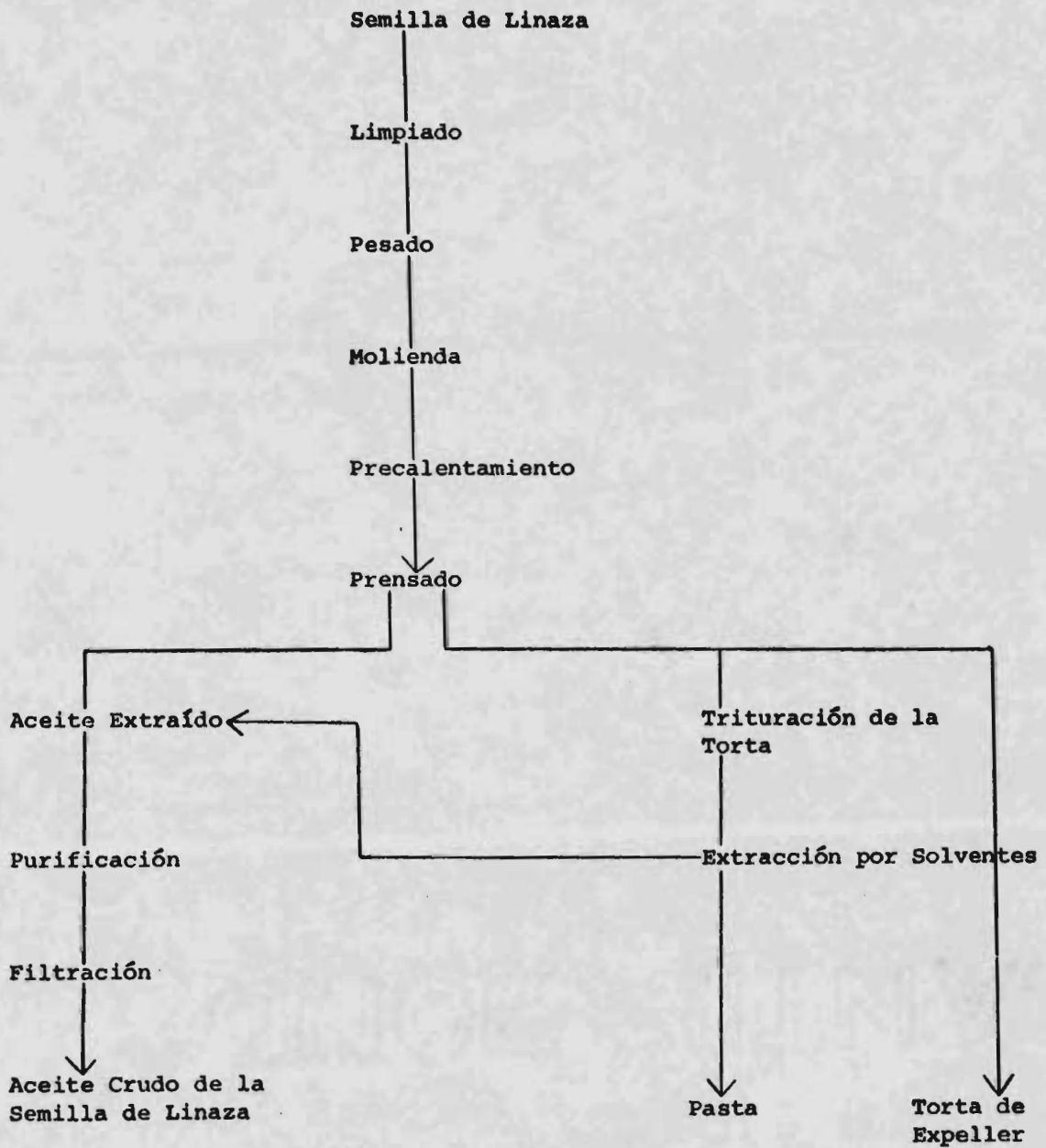


FIG. 7 DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO DE LA SEMILLA DE LINAZA.

O L I V A

La Oliva es una fruta de un árbol perteneciente a la familia de los olivos (oleacea). Este árbol es muy adecuado a la temperatura del Mediterráneo y crece en casi todos los países que bordean el mar Mediterráneo. Durante el último siglo, árboles de olivo fueron plantados en Centro y Sudamérica y algunas partes de Australia.

El rendimiento de olivos por hectárea varía en forma considerable de 300 a 1,000 kgs. La fruta de los olivos es de forma oval y es de 15 a 20 mm. de diámetro, esta fruta consiste de las siguientes partes:

- 1) Piel de negro a verde, dependiendo de la madurez
- 2) Pulpa Verde blanquecina
- 3) Semilla Amarilla, café dura.
- 4) Almendra Amarilla-blanquecina

La composición promedio de la fruta fresca es la siguiente:

Piel	1 - 2%
Pulpa.....	63 - 86%
Semilla.....	10 - 30%
Almendra.....	2 - 6%

El aceite es encontrado principalmente en la pulpa y el contenido de aceite de la fruta completa varía del 20 al 30% con un máximo de 35%. El contenido de humedad de la fruta varía del 35 al 50%.

Los siguientes productos son obtenidos del proceso de los olivos:

Aceite de Oliva.....	15-22%
Residuos de Oliva.....	30-40%
-Conteniendo aceite:	5-10%
Agua vegetal	35-50%

Residuos de oliva frescos y vírgenes contienen la siguiente composición:

Agua	2- 30%
Grasa.....	6- 10%
Piel	7- 8%
Semilla.....	35- 45%

El aceite virgen de oliva se vende como tal. El aceite derivado de los - residuos es usado para dos propósitos:

Los aceites de acidez baja y promedio son refinados y convertidos en acei - te alimenticio.

El aceite de alta acidez es normalmente empleado en la fabricación de ja - bones. El proceso del diagrama de flujo se muestra en la Fig. 8.

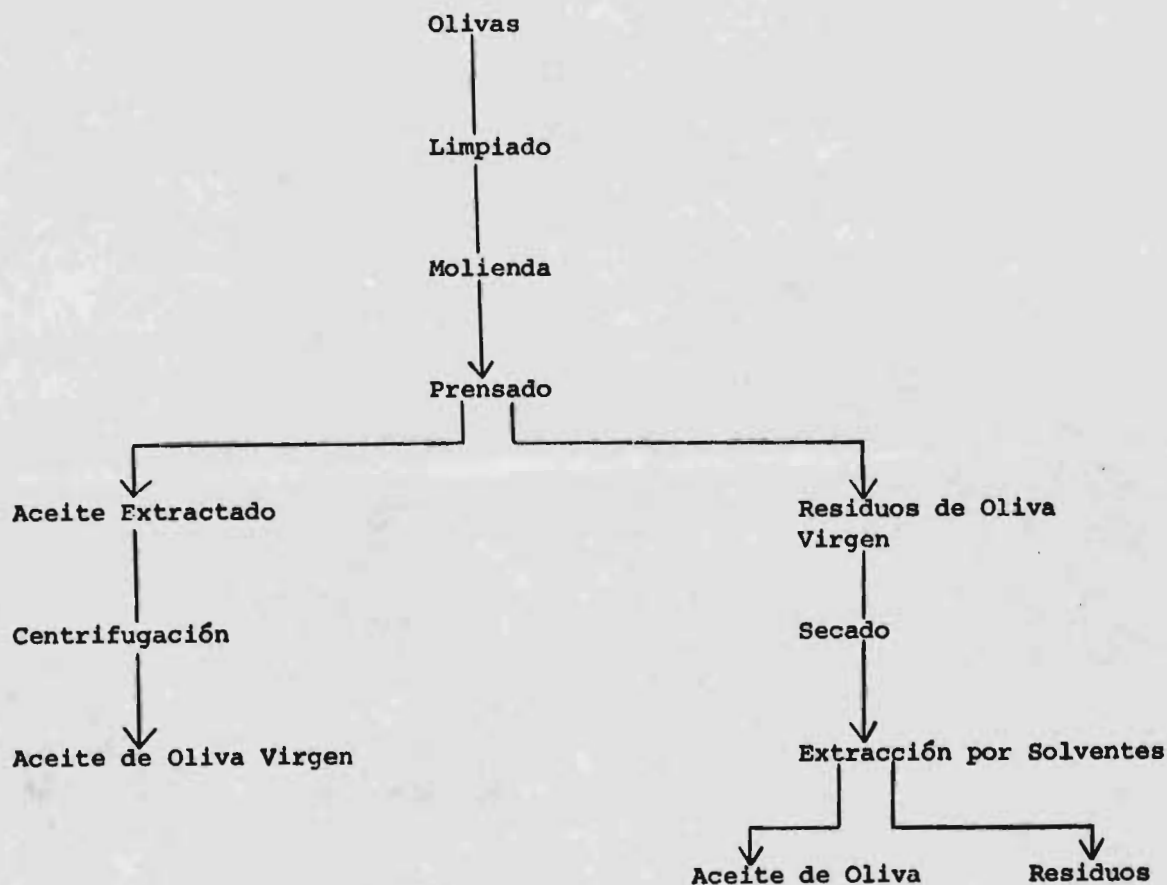


FIG. 8 DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESAMIENTO DE LA OLIVA.

FRUTO DE PALMA

La palma de aceite es un árbol de talle largo, perteneciente a la familia de las palmas (Palmae). Muchas variedades de esta planta existen y su clasificación siempre ha sido difícil, en vista de que existen muchas hibridaciones las cuales han generado muchas sub-especies. Una clasificación elaborada por Wanderwey es basada en el grueso del endocarpio y distingue 4 variedades a saber:

Macrocaria.- Grueso de 6 a 8 mm
 Dura.- Medio grueso de 2 a 5 mm
 Tenera.- Concha delgada menos de 2 mm
 Pisifera.- Sin endocarpio

Sección Transversal de la fruta de palma.

- A) Epicarpio
- B) Pulpa
- C) Endocarpio
- D) Almendra

La fruta varía en tamaño de acuerdo a la localidad. La fruta de la variedad tenera, es generalmente de forma ovoide y es de 3 a 5 cms. de largo y de 3 a 4 cms. de diámetro. Las frutas de las variedades tenera y dura, pesan de 1 a 2 grs. y de 4 a 6 gramos respectivamente.

La fruta está compuesta de las siguientes partes:

Epicarpio
 Mesocarpio o pulpa
 Endocarpio o concha
 Almendra

El aceite de palma se encuentra únicamente en la pulpa cuya composición es la siguiente:

Aceite.....	40-50%
Fibra.....	15-20%
Agua	
Albuminoides	
Substancias pécticas y	
Residuos.	

La carnosidad comunmente conocida como almendra de palma contiene del 5 al 7% de humedad y de 48 a 52% de aceite.

El cultivo de palma de aceite ha pasado por dos etapas. Durante los siglos pasados esta planta creció en una forma silvestre, solo recientemente se han establecido plantaciones de variedades seleccionadas de talle corto con el objeto de producir frutas con alto contenido de aceite y fáciles de cosechar.

En México sólo existe una plantación de palma Africana en el Estado de Chiapas y recientemente se han importado y plantado cantidades considerables.

La fruta de la palma de aceite crece en grandes manojos que pesan de 10 a 25 kgs. cada uno y contienen de 800 a 4,000 frutos; 1,200 a 1,500 en promedio.

Los manojos son recogidos a mano cuando maduran, el tiempo de cosecha es crítico debido al hecho de que las frutas de palma se deterioran después de madurar. La cosecha de las frutas se debe llevar a efecto lo antes posible para prevenir fermentaciones que es factor responsable de la pobre calidad y bajo rendimiento.

Hasta recientemente el aceite de palma era extensamente usado en la fabricación de jabón, en las naciones desarrolladas. En la actualidad con el desarrollo de tecnologías modernas tales como la fraccionación y la refinación física, el aceite de palma se ha ampliado en su campo de aplicaciones incluyendo la industria alimenticia y compite ventajosamente con los mejores.

El proceso del diagrama de flujo para los manojos de palma se muestra en la fig. 9

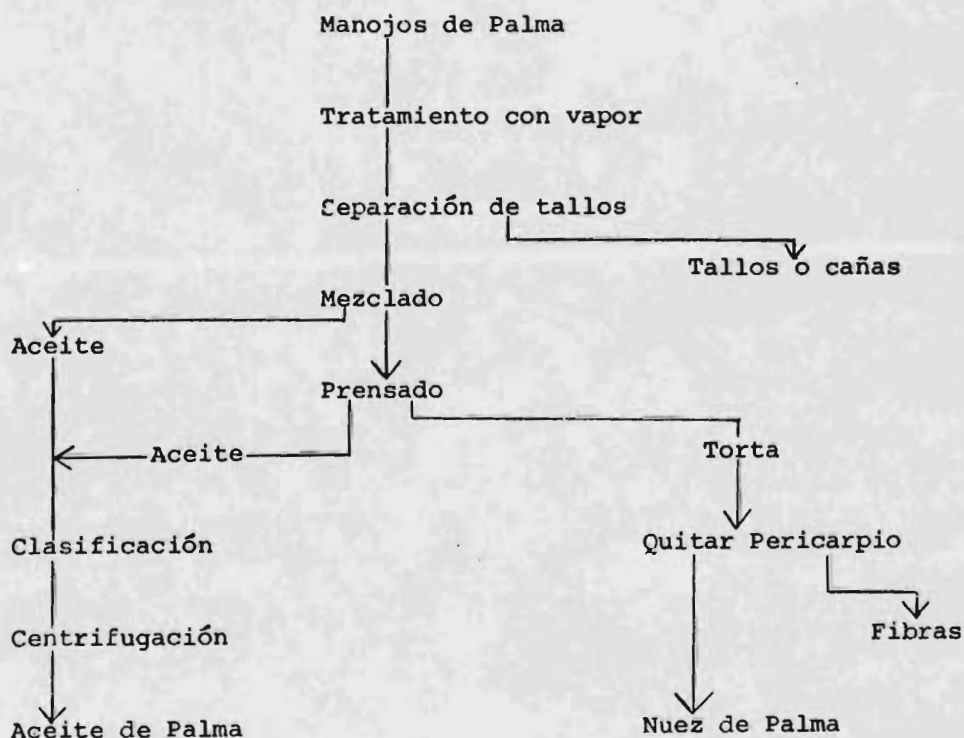


FIG. 9 DIAGRAMA DEL FLUJO DEL PROCESO DE LA FRUTA DE PALMA

ALMENDRA DE PALMA

La almendra de palma es la carnosidad contenida en la semilla que a su vez se encuentra dentro de la fruta de palma.

La composición promedio de la almendra de palma es la siguiente:

Agua.....	5-10%
Grasa.....	48-50%
Albuminoides, sustancias nitrogenadas	40-50%
Ceniza.....	2-5%

Puesto que la almendra de palma es obtenida como un subproducto del procesamiento de la fruta de palma, se puede tomar de referencia a la fruta de palma como información adicional.

El diagrama de flujo para el proceso de la nuez de palma de almendra, se muestra en la Fig. 10.

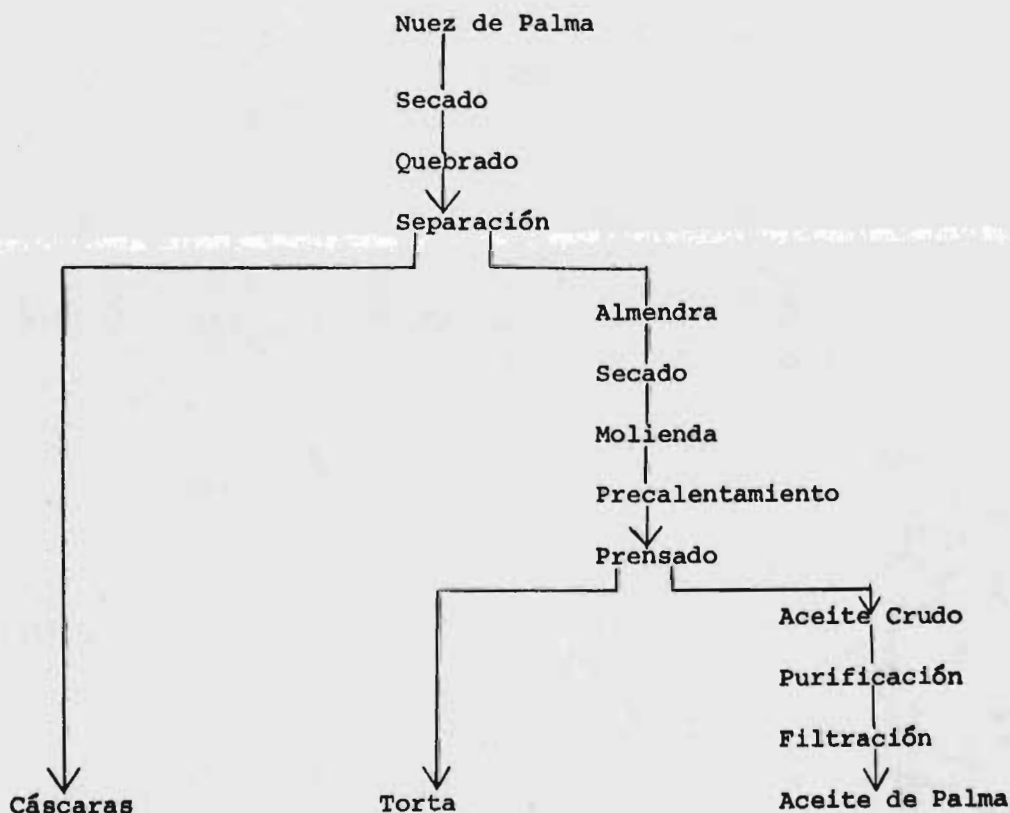


FIG. 10 DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO DE LA ALMENDRA DEL FRUTO DE LA PALMA.

El aceite de almendra de palma tiene muchas aplicaciones en la industria alimenticia. La torta obtenida de la extracción de aceite es usada como materia prima para preparación de alimentos balanceados. Las cáscaras y desperdicios son usados como combustible de generación de vapor.

H I G U E R I L L A

La semilla de higuera es obtenida de una planta tropical y sub-tropical perteneciente a la familia de las Euphorbiaceas que crece en la India, Indochina, Java, Egipto, etc. El fruto de la higuera consiste de una cápsula de 3 cámaras de forma redonda y está cubierta con numerosas espinas y púas. Las semillas están contenidas en la cápsula y varían de tamaño de 15 a 20 cms. de largo y de 5 a 12 mm. de ancho. Están cubiertas de una cáscara brillante café rojiza que puede separarse fácilmente de la almendra. La cáscara representa el 20% en peso, 1 M³ de semilla pesa alrededor de 620 kgs.

La composición promedio de la semilla de higuera es la siguiente:

Agua.....	5-6%
Substancias nitrogenadas.....	19%
Substancias libres de nitrógeno..	20.5%
Ceniza.....	3%
Grasa.....'	51%

Las semillas de higuera son procesadas para la extracción del aceite, la torta es venenosa e inadecuada para propósitos alimenticios debido a la presencia de " Recin y Ricini" ambos materiales tóxicos. Las semillas de higuera no permiten el almacenaje, debido a que contienen una enzima que causa que los glicéridos se hidrolicen y se descompongan en ácidos grasos y glicerina. La semilla de higuera es utilizada en la manufactura de aceites medicinales y productos químicos procesados según el diagrama de flujo de la Figura 11.

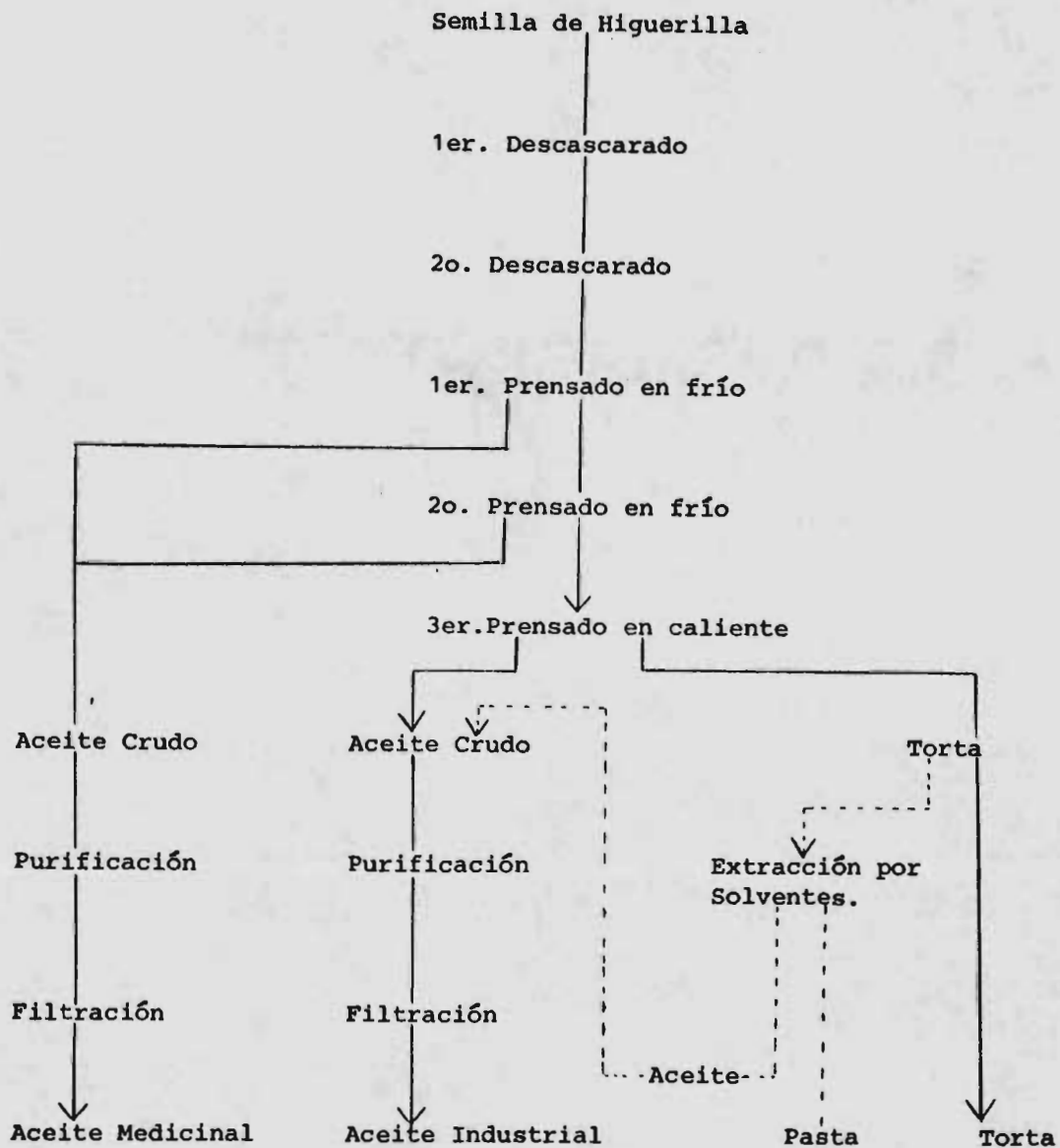


FIG.11 DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO DE LA SEMILLA DE HIGUERILLA.

SEMILLA DE AJONJOLI

La semilla de ajonjolí es obtenida de la planta perteneciente a la familia " Pedaliaceae", muchas variedades de esta planta existen y las más cultivadas son Sesamun Indicum, Sesamun Orientale, Sesamun Radiatum.

El fruto de esta planta consiste de una cápsula cuadrangular de tipo piramidal conteniendo las semillas que tienen un aspecto ovoide, planas, puntiagu das y son de 4 mm. de largo, 2 mm. de ancho y 1 mm. de espesor aproximadamen te.

La composición de las semillas de ajonjolí es la siguiente:

Agua.....	5.5%
Susbstancias nitrogenadas	20.3%
Grasa.....	45.6%
Substancias libres de Ni- trógeno extraíbles....	14.9%
Fibra ligracea.....	7.1%
Ceniza.....	6.4%

La semilla de ajonjolí es ampliamente usada en la industria de aceites y - grasas, los productos son obtenidos del proceso de esta semilla: aceite de -- ajonjolí y pasta.

El aceite de ajonjolí tiene algunas características especiales debido a la presencia de un substancia conocida como " Sesamín" que produce reacciones de colores característicos. En vista de tales características es usado como de-- tector cuando se mezcla con otras semillas oleaginosas.

El diagrama de flujo de la semilla de ajonjolí se muestra en la Fig. 12.

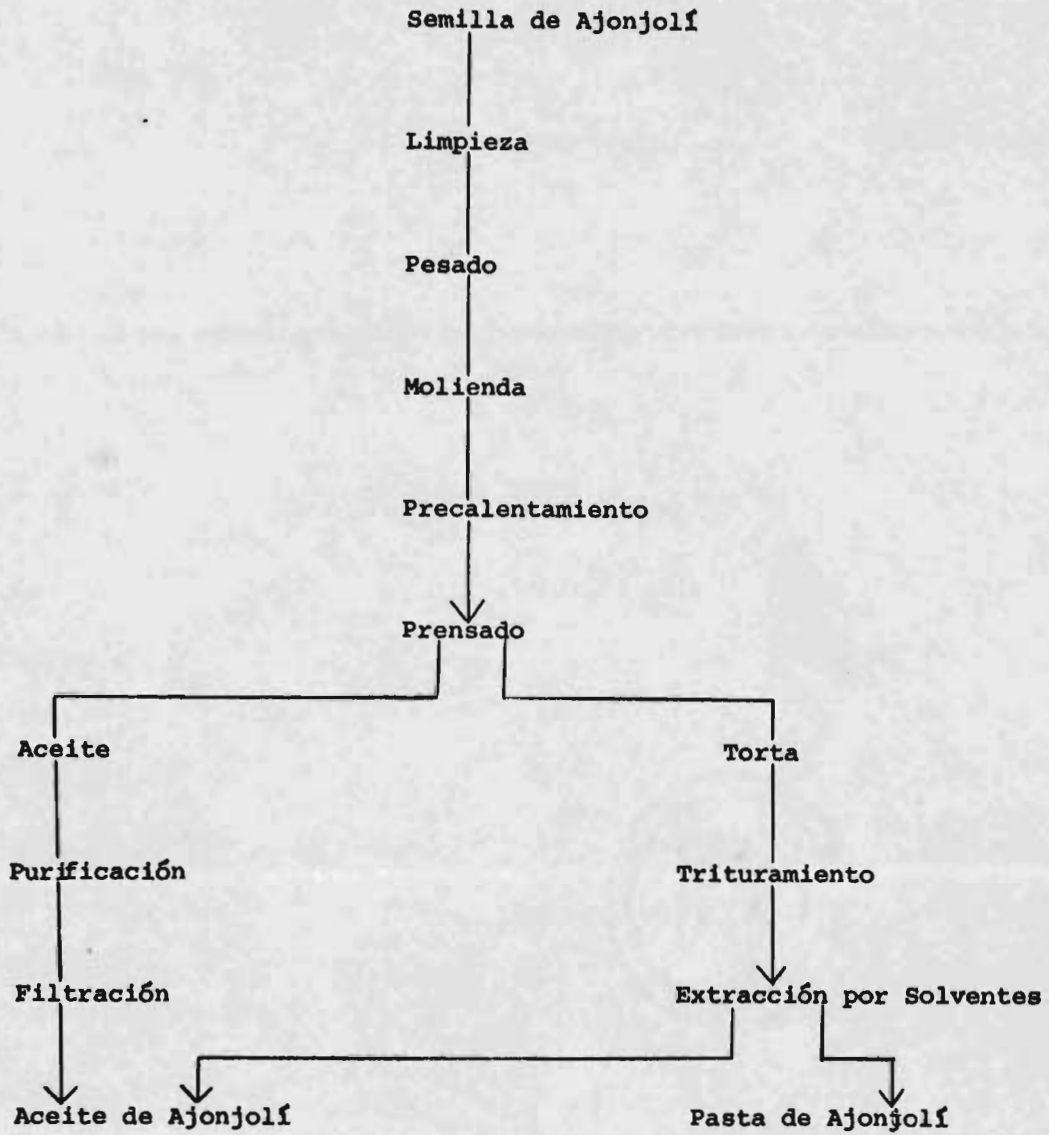


FIG. 12 DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO DE LA SEMILLA DE AJONJOLI.

2. re 01

FRIJOL SOYA

(El aceite del frijol soya es extraído de la semilla de soya (glicine hispida), (soya hispida), (glicine soya) y (Dolichos soya), que son variedades leguminosas nativas del este de Asia. El cultivo de frijol soya, sin embargo se está expandiendo a todos los Continentes. Las semillas son pequeños frijoles y están contenidos en vainas. Unicamente unas cuantas especies dentro de la gran variedad existente son adecuadas para la extracción de aceite. El contenido de aceite del frijol soya extraído con solventes varía de 15.5 a 22 % aproximadamente de acuerdo con la variedad.

La mejor variedad para aceite es la glicine hispida cultivada primordialmente en China que promedia porcentajes de aceites del 21%. También las mejores variedades norteamericanas, especialmente la de tipo: frijol amarillo, tiene un contenido de aceite del 20% . Actualmente el mayor productor de frijol soya en el mundo es Estados Unidos de Norteamérica. Comercialmente e Internacionalmente está dividido el producto en 5 categorías.

Grado Especial	Semilla Entera %	Semilla Dañada %	Semilla sin Madurar %	Otras calidades de Soya %	Materia Extraña %
1er. Grado	93	4.1	1.4	1.0	0.5
2o. Grado	86	8.5	2.8	1.7	1.0
3er. Grado	81	11.1	3.7	3.2	1.0
4o. Grado	77	12.7	4.4	4.4	1.5
5o. Grado	68	19.2	6.3	5.0	1.5

Los dos primeros grados son utilizados directamente para fines alimenticios en el este de Asia, mientras las otras calidades son adecuadas para usos industriales en general; se puede decir que el frijol soya no deja ningún desperdicio, cada parte de la semilla tiene una aplicación valiosa o útil.]

2. re 2. [La composición promedio del frijol soya amarillo es la siguiente:

Agua.....	8-10%
Grasa.....	17-20%
Substancias Nitrogenadas	38-40%
Substancias libres de Nitrógeno.....	26-29%
Fibra como materia prima	5%
Ceniza.....	5.5%

El frijol soya es rico en valor nutricional. Los usos tradicionales son obtener albúmina de los frijoles de soya y usarla en el alimento para fabricar leche, queso, etc. La bien conocida salsa de soya es en realidad leche de soya fermentada.

2. re [Una considerable cantidad de lecitina es obtenida cuando el aceite es refinado, también es posible extraer materiales similares a la caseína que son de interés en algunas industrias como la del plástico, fibras sintéticas, pinturas y resinas.

Los modernos procesamientos de soya pueden producir alimentos nutritivos ricos en proteínas para ser vendidos o usados en varias formas, harinas, mezclas, pastas, etc.

El frijol de soya es procesado según el diagrama de flujo que se muestra en la Fig. 13. Este diagrama nos muestra que dos clases de alimento de soya se pueden obtener: crudo y tostado, así como alimentos proteínicos al 50% a partir de la semilla completa, y del 55 al 57% de alimentos superproteínicos a partir de semillas descascaradas.

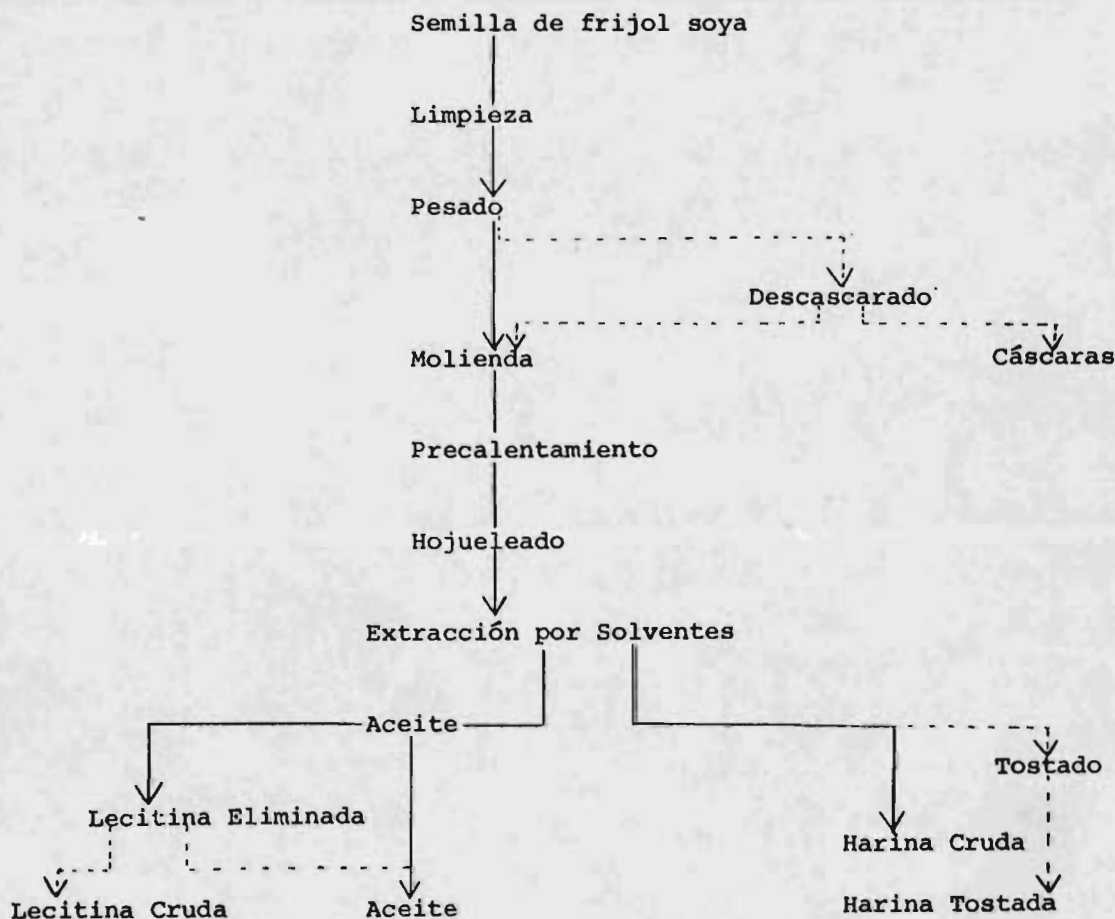


FIG.13 DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO DEL FRIJOL SOYA.

GERMEN DE MAIZ

El germen de maíz es obtenido del procesamiento de almendras de granos de maíz. Fábricas modernas están equipadas con desgerminadores, máquinas especiales para separar las semillas del germen que representa por peso -- del 4 al 6% de la almendra. La composición promedio de los germenes húme-- dos es la siguiente:

Agua.....	35-45%
Grasa.....	15-20%
Substancias libres de nitrógeno y Nitrogenadas.....	45-50%
Ceniza	2-3%
Agua.....	5-7%
Grasa.....	30-35%
Substancias libres de nitrógeno y Nitrogenadas.....	55-60%
Ceniza.....	3-5%

Cuando el germen del maíz no es secado inmediatamente, ocurre una fermentación rápida y violenta, y la acidez del aceite aumenta considerablemente.

El germen del maíz es procesado para obtener aceite y alimento proteico. El diagrama más característico se muestra en la figura 14.

En la antigüedad el germen era procesado por medio de expeller pero la - baja producción y altos costos operacionales volvieron tal proceso antieco-- nómico.

El aceite de maíz refinado se supone que tiene propiedades especiales -- adecuadas para personas que sufren enfermedades cardíacas.

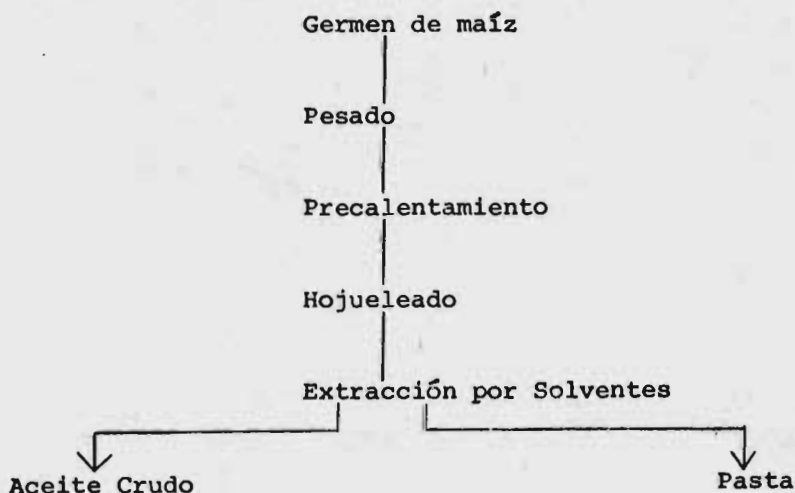


FIG.14 DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO DEL GERMEN DE MAIZ.

C A R T A M O

El aceite de la semilla de cártamo (*Carthamus Tintorius*) pertenece a la familia de los compositae.

Dicho aceite por su insaturación corresponde al grupo de los semisecantes, por lo que su aplicación para fabricar resinas y pinturas compete con su aplicación principal en comestibles, donde se considera un aceite de primera calidad con excelentes propiedades digestibles.

El cártamo fué introducido a México en forma experimental en Baja California y posteriormente se arraigo en Sonora.

Actualmente la región del Mante en Tamaulipas produce una variedad que promete complementar las producciones del Noroeste.

El análisis típico de una semilla de cártamo es:

Peso específico	540 gr/lt
Humedad	6%
Impurezas	3%
Grano dañado	3%
Contenido de Aminoácidos.....	23.4-28.2%

Los rendimientos típicos en la extracción de esta semilla sin decorticar son los siguientes:

Contenido de aceite.....	35%
Contenido de pasta.....	60%

La pasta tiene un contenido proteico del 35% en promedio, cuando no se descascara la semilla.

A continuación se describe el diagrama de flujo de la semilla de cártamo en la Fig. 15 .

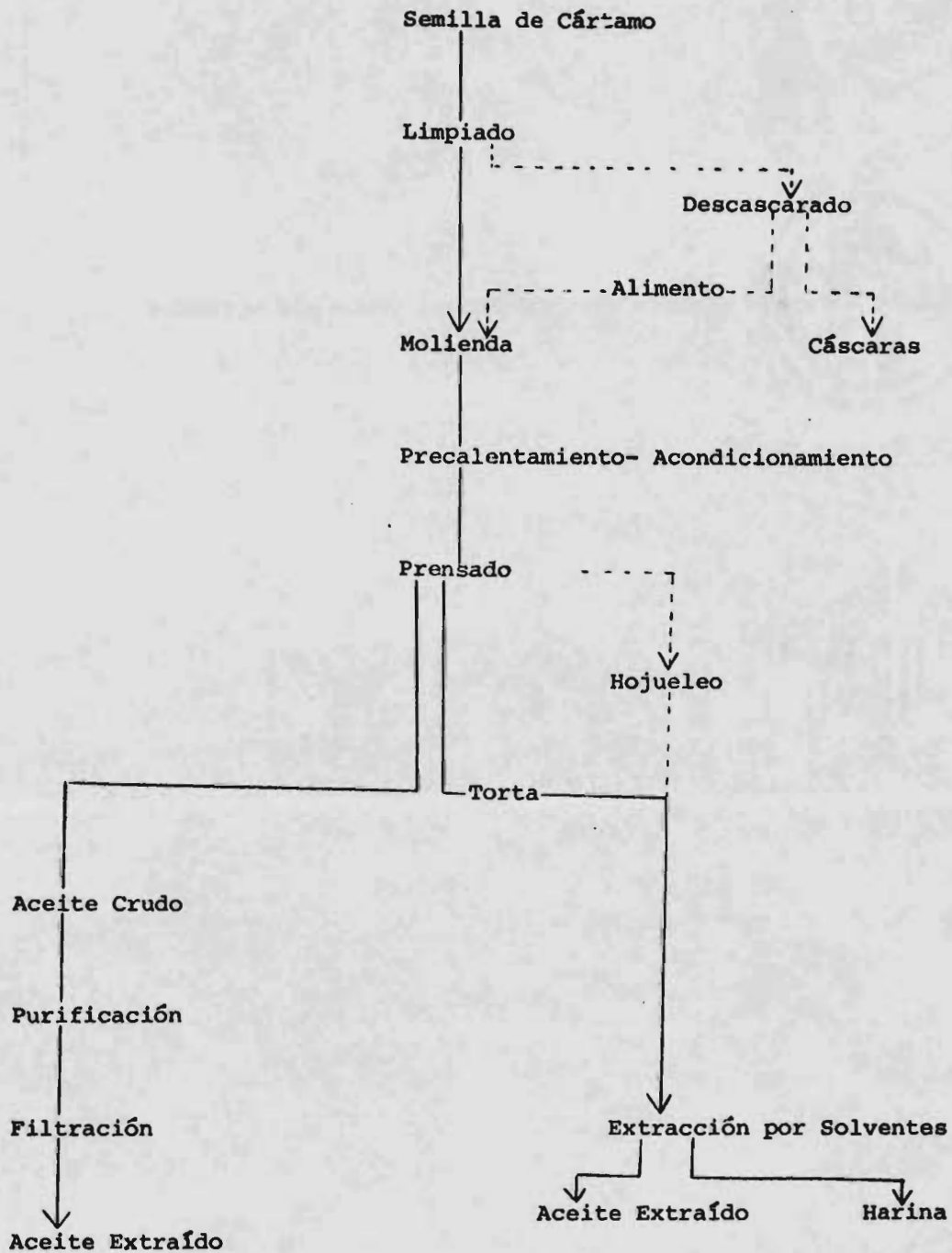


FIG. 15 DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO DE LA SEMILLA DE CARTAMO.

SUPERFICIE NACIONAL COSECHADA DE LAS PRINCIPALES OLEAGINOSAS
(HECTAREAS)

C I C L O S	ALGODON (SEMILLA)	AJONJOLI	CARTAMO	SOYA	GIRASOL	LINAZA	COPRA	COQUITO DE ACEITE	OLIVA	HIGUERILLA	CACAHUATE
1972	523 606	276 495	198 837	221 639	16 300	6 826	129 861	12 780	4 479	10 458	48 492
O.I. 1971/1972	67 536	4 079	198 837	A	284	4 446	---	---	---	---	1 219
P.V. 1972/1972	456 070	272 416	---	221 639	16 016	2 380	---	---	---	10 458	47 163
1973	425 134	255 166	197 992	311 895	6 231	9 843	131 823	13 371	4 479	10 471	41 395
O.I. 1972/1973	47 772	2 500	197 992	55	100	7 426	---	---	---	---	840
P.V. 1973/1973	377 362	252 666	---	311 840	6 131	2 417	---	---	---	10 471	40 555
1974	578 322	240 257	191 654	300 118	2 870	4 890	137 127	12 644	4 983	10 298	48 266
O.I. 1973/1974	95 000	2 700	191 654	1 469	30	2 555	---	---	---	---	835
P.V. 1974/1974	483 322	237 557	---	298 649	2 840	2 335	---	---	---	10 298	47 431
1975	131 363	249 501	360 839	323 614	310	14 424	130 193	12 675	5 016	10 331	61 640
O.I. 1974/1975	23 907	2 854	360 839	182	200	12 824	---	---	---	---	802
P.V. 1975/195	107 456	246 617	---	322 832	110	1 600	---	---	---	10 331	60 838
1976	234 981	197 959	184 937	172 379	2 533	8 371				10 326	42 930
O.I. 1975/1976	9 338	5 800	184 937	A	475	4 531				---	1 006
P.V. 1976/1976	225 643	192 159	---	172 379	2 058	3 840				10 326	41 924

NOTAS: ---.- No se registra información por ciclo, debido a que la cosecha se realiza todo el año.

A.- No se proyectó en el plan.

FUENTES: Dirección General de Economía Agrícola., S.A.G.

RENDIMIENTO MEDIO DE LAS PRINCIPALES OLEAGINOSAS
(KG./HA.)

ciclos	ALGODON (SEMILLA)	AJONJOLI	CARTAMO	SOYA	GIRASOL	LINAZA	COPRA	COQUITO DE ACEITE	OLIVA	HIGUERILLA	CACAHUATE
1972	1 280	581	1 364	1 700	923	1 491	1 131	868	2 796	326	1 436
O.I. 1971/1972	1 089	1 314	1 364	A	1 032	1 870	---	---	---	---	1 345
P.V. 1972/1972	1 308	570	---	1 700	921	783	---	---	---	326	1 441
1973	1 401	698	1 506	1 877	655	1 532	1 098	978	2 025	378	1 389
O.I. 1972/1973	1 288	1 250	1 506	1 218	1 000	1 733	---	---	---	---	1 808
P.V. 1973/1973	1 416	693	---	1 877	650	915	---	---	---	378	1 380
1974	1 429	665	1 421	1 636	1 302	1 397	1 184	949	2 107	400	1 032
O.I. 1973/1974	1 220	715	1 421	1 383	1 600	1 846	---	---	---	---	1 032
P.V. 1974/1974	1 469	664	---	1 637	1 289	904	---	---	---	400	1 032
1975	315	665	1 427	1 846	2 000	1 934	1 114	1 218	2 825	421	1 118
O.I. 1974/1975	1 378	1 470	1 427	1 500	1 000	2 090	---	---	---	---	1 148
P.V. 1975/1975	3 014	656	---	1 846	2 122	1 289	---	---	---	421	1 117
1976	1 485	428	1 299	1 755	749	1 585				401	1 005
O.I. 1975/1976	1 310	710	1 299	A	1 469	2 029				---	1 202
P.V. 1976/1976	1 492	420	---	1 755	583	1 060				401	1 290

NOTAS: ---.- No se registra información debido a que la cosecha se registra todo el año.

A.- No se proyectó en el plan

FUENTES:: Dirección General de Economía Agrícola., S.A.G.

PRODUCCION NACIONAL DE LAS PRINCIPALES OLEAGINOSAS
(TONELADAS)

C I C L O S	ALGODON (SEMILLA)	AJONJOLI	CARTAMO	SOYA	GIRASOL	LINAZA	COPRA	COQUITO DE ACEITE	OLIVA	HIGUERILLA	CACAHUATE
1972	669 784	160 573	271 286	376 785	15 049	10 176	146 537	11 093	12 527	3 406	69 620
O.I. 1971/1972	73 377	5 359	271 286	A	293	8 312	---	---	---	---	1 640
P.V. 1972/1972	596 407	155 214	---	376 786	14 756	1 864	---	---	---	3 406	67 980
1973	595 477	178 169	298 172	585 474	4 083	15 079	143 752	13 077	9 010	3 959	57 488
O.I. 1972/1973	61 133	3 125	298 172	67	100	12 867	---	---	---	---	1 519
P.V. 1973/1973	534 344	175 044	---	585 407	3 983	2 212	---	---	---	3 959	55 469
1974	826 373	159 865	272 429	491 084	3 737	6 830	153 882	11 999	10 500	4 123	62 871
O.I. 1973/1974	115 937	1 931	272 429	2 032	48	4 719	---	---	---	---	1 088
P.V. 1974/1974	710 436	157 934	---	489 052	3 689	2 111	---	---	---	4 123	61 783
1975	356 872	141 852	514 958	637 051	324	28 094	145 000	15 438	14 170	4 353	68 935
O.I. 1974/1975	32 944	4 241	514 958	273	200	26 814	---	---	---	---	921
P.V. 1975/1975	323 938	137 611	---	636 778	124	1 280	---	---	---	4 353	68 014
1976	348 928	84 777	240 318	302 492	1 897	13 264				4 137	43 134
O.I. 1975/1976	12 235	4 120	240 318	A	698	9 192				---	1 210
P.V. 1976/1976	336 693	80 657	---	302 492	1 199	4 072				4 137	41 924

NOTAS: ---.- No se registra información por ciclo, debido a que la cosecha se realiza en todo el año

A .- No se proyectó en el plan.

FUENTES: Dirección General de Economía Agrícola., S.A.G.

PRODUCCION NACIONAL DE LAS PRINCIPALES OLEAGINOSAS
(TONELADAS)

C I C L O S	ALGODON (SEMILLA)	AJONJOLI	CARTAMO	SOYA	GIRASOL	LINAZA	COPRA	COQUITO DE ACEITE	OLIVA	HIGUERILLA	CACAHUATE
1972	669 784	160 573	271 286	376 786	15 049	10 176	146 537	11 093	12 527	3 406	69 620
O.I. 1971/1972	73 377	5 359	271 286	A	293	8 312	---	---	---	---	1 640
P.V. 1972/1972	596 407	155 214	---	376 786	14 756	1 864	---	---	---	3 406	67 980
1973	595 477	178 169	298 172	585 474	4 083	15 079	143 752	13 077	9 010	3 959	57 488
O.I. 1972/1973	61 133	3 125	298 172	67	100	12 867	---	---	---	---	1 519
P.V. 1973/1973	534 344	175 044	---	585 407	3 983	2 212	---	---	---	3 959	55 469
1974	826 373	159 865	272 429	491 084	3 737	6 830	153 882	11 999	10 500	4 123	62 871
O.I. 1973/1974	115 937	1 931	272 429	2 032	48	4 719	---	---	---	---	1 088
P.V. 1974/1974	710 436	157 934	---	489 052	3 689	2 111	---	---	---	4 123	61 783
1975	356 872	141 852	514 958	637 051	324	28 094	145 000	15 438	14 170	4 353	68 935
O.I. 1974/1975	32 944	4 241	514 958	273	200	26 814	---	---	---	---	921
P.V. 1975/1975	323 938	137 611	---	636 778	124	1 280	---	---	---	4 353	68 014
1976	348 928	84 777	240 318	302 492	1 897	13 264	160 099	14 927	9 720	4 137	43 134
O.I. 1975/1976	12 235	4 120	240 318	A	698	9 192	---	---	---	---	1 210
P.V. 1976/1976	336 693	80 657	---	302 492	1 199	4 072	---	---	---	4 137	41 924

NOTAS: ---.- No se registra información por ciclo, debido a que la cosecha se realiza en todo el año

A -- No se proyectó en el plan.

FUENTES: Dirección General de Economía Agrícola., S.A.G.

PRODUCCION Y VALOR DE LAS PRINCIPALES SEMILLAS OLEAGINOSAS

AÑO 1977

TOTAL

CULTIVOS	SUPERFICIE COSECHADA HECTAREAS	RENDIMIENTO MEDIO KGS. POR HA.	PRODUCCION TONELADAS	PRECIO MEDIO RURAL POR TONELADA	VALOR DE LA PRODUCCION EN PESOS
AJONJOLI	204 623	603	123 382	7 583	936 635 870
ALGODON SEMILLA	--	1 515	595 744	3 513	2 092 857 710
CACAHUATE	42 790	1 303	55 735	9 545	531 986 200
CARTAMO	399 747	1 305	521 688	4 170	2 176 680 560
GIRASOL	3 071	1 137	3 491	4 914	17 153 300
HIGUERILLA	10 000	400	4 000	3 800	15 200 000
LINAZA	11 596	1 532	17 770	5 537	98 936 100
SOYA	314 190	1 614	507 056	5 698	2 889 329 600
ACEITUNA	5 850	1 950	11 408	5 000	57 040 000
COPRA	--	--	150 000	6 000	900 000 000
COQUITO DE ACEITE	12 500	1 250	15 625	400	62 500 000

CICLO PRIMAVERA - VERANO 1977-1977

AJONJOLI	202 047	600	121 269	7 600	921 644 400
ALGODON SEMILLA	--	--	557 587	3 500	1 951 544 500
CACAHUATE	42 000	1 300	54 600	9 630	525 798 000
GIRASOL	2 500	1 200	3 000	3 850	14 550 000
HIGUERILLA	10 000	400	4 000	3 800	15 200 000
LINAZA	4 100	1 000	4 100	6 000	24 600 000
SOYA	313 591	1 615	506 511	5 700	2 887 112 700

CICLO OTORO - INVIERNO 1976-1976

AJONJOLI	2 576	820	2 113	6 620	13 991 470
ALGODON SEMILLA	--	1 151	38 157	3 700	141 303 210
CACAHUATE	790	1 436	1 135	5 450	6 188 200
CARTAMO	399 747	1 305	500 688	4 170	2 176 680 560
GIRASOL	571	859	491	5 300	2 603 300
LINAZA	7 496	1 823	13 670	5 400	73 786 100
SOYA	599	909	545	4 070	2 218 900

FUENTE: SECRETARIA DE AGRICULTURA Y RECURSOS HIDRAULICOS. DIRECCION GENERAL DE ECONOMIA AGRICOLA

PRODUCCION Y VALOR DE LAS PRINCIPALES SEMILLAS OLEAGINOSAS

AÑO 1978 (*)

TOTAL

CULTIVOS	SUPERFICIE COSECHADA HECTAREAS	RENDIMIENTO MEDIO KGS. POR HA.	PRODUCCION TONELADAS	PRECIO MEDIO RURAL POR TONELADA	VALOR DE LA PRODUCCION EN PESOS
AJONJOLI	233 400	612	142 900	8 000	1 143 200 000
ALGODON SEMILLA	(339 431)	1 610	546 647	4 431	2 422 258 600
CACAHUATE	55 090	1 300	71 600	9 520	681 600 000
CARTAMO	435 095	1 412	615 659	4 600	2 832 031 400
GIRASOL	3 650	1 036	3 781	5 938	22 451 700
HIGUERILLA	10 500	400	4 200	4 500	18 900 000
LINAZA	10 800	1 537	16 508	6 407	106 351 240
NABO	12	12 500	150	2 300	345 000
SOYA	230 500	1 405	323 839	5 598	1 942 269 000
ACEITUNA	5 900	2 034	12 000	7 800	93 600 000
COPRA	--	--	160 000	7 000	1 120 000 000
COQUITO DE ACEITE	12 300	1 057	13 000	6 500	84 500 000

CICLO PRIMAVERA - VERANO 1978-1978

AJONJOLI	230 000	609	140 000	6 000	1 120 000 000
ALGODON SEMILLA	--	--	500 000	4 500	2 250 000 000
CACAHUATE	54 000	1 300	70 200	9 500	666 900 000
CARTAMO	--	--	--	--	--
GIRASOL	3 100	968	3 000	6 000	18 000 000
HIGUERILLA	10 500	400	4 200	4 500	18 900 000
LINAZA	24 000	950	3 800	6 500	24 700 000
NABO	12	12 500	150	2 300	345 000
SOYA	230 000	1 406	323 329	6 000	1 939 974 000

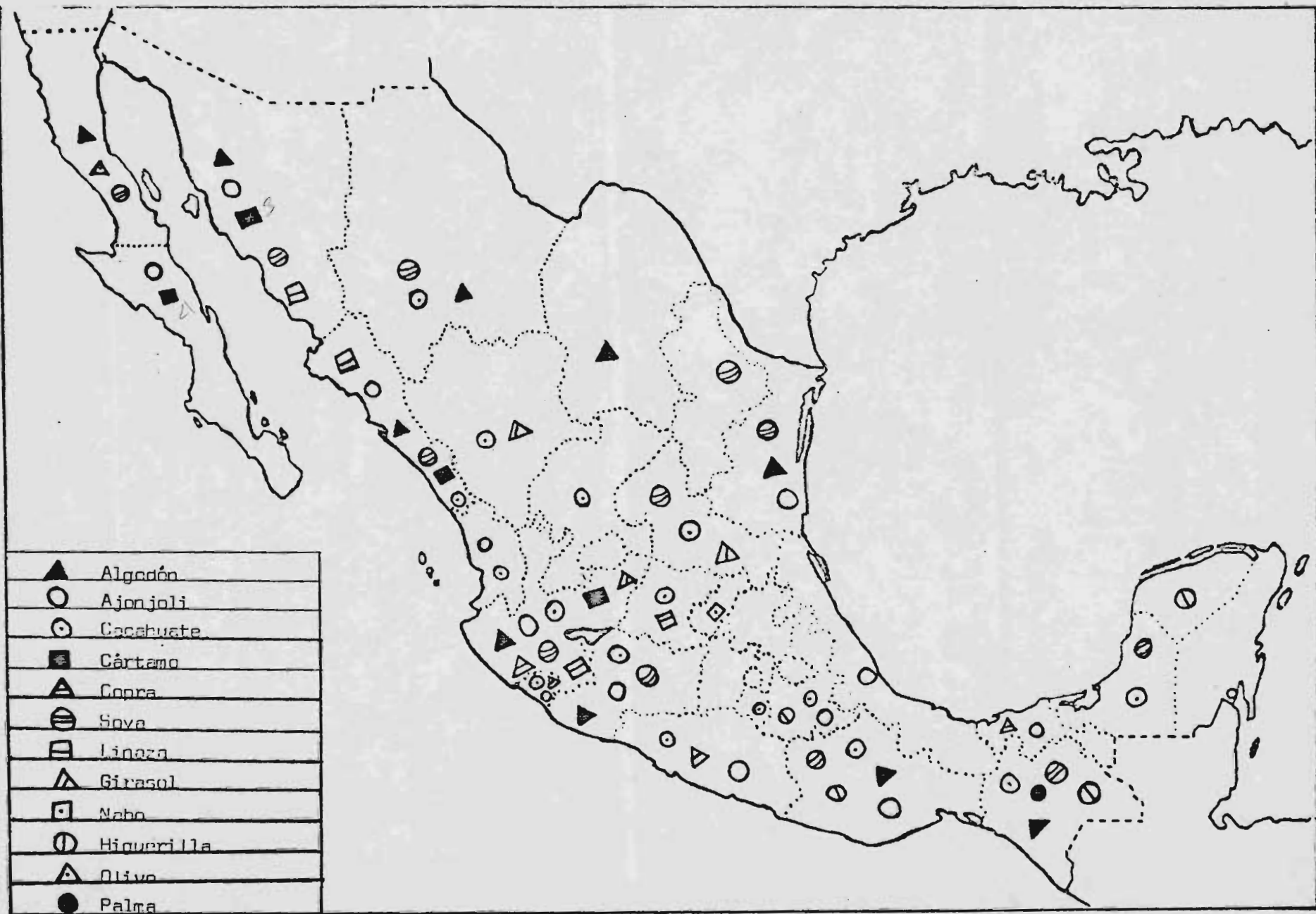
CICLO OTONO - INVIERNO 1977-1978

AJONJOLI	3 400	853	2 900	8 000	23 200 000
ALGODON SEMILLA	(39 431)	1 183	46 647	3 800	172 258 600
CACAHUATE	1 090	1 284	1 400	10 500	14 700 000
CARTAMO	435 095	1 415	615 659	4 600	2 832 031 400
GIRASOL	550	1 420	781	5 700	4 451 700
HIGUERILLA	--	--	--	--	--
LINAZA	6 800	1 882	12 798	6 380	81 651 240
NABO	--	--	--	--	--
SOYA	500	1 020	510	4 500	2 295 000

FUENTE: SECRETARIA DE AGRICULTURA Y RECURSOS HIDRAULICOS. DIRECCION GENERAL DE ECONOMIA AGRICOLA

(*) ESTIMADO

ZONAS PRODUCTORAS



Almacenaje de Semillas y Aceites

Se describe la importancia y los problemas relacionados con el Almacenaje.

ALMACENAJE DE SEMILLAS Y ACEITES

1) Rendimiento de semilla y aceite.

Las semillas bleaginosas son recibidas en los molinos y fábricas como sigue .

- a) Por mar.
- b) Por tierra.

Por tierra por medio de camiones o carros de Ferrocarril.

Un moderno molino aceitero por lo tanto, debe estar equipado con rápidos y eficientes equipos de descarga.

Cuando un molino aceitero está localizado en un embarcadero, las semillas son normalmente descargadas por transportadores neumáticos donde se succionana las semillas directamente de los depósitos del barco y las trasladan a una red de transportadores mecánicos, estos transportadores trasladan las semillas a la bodega en el molino de aceite.

En el caso de que el molino de aceite se encuentre localizado retirado del puerto, se debe de prevenir un sistema diseñado para descargar carros de ferrocarril y camiones rápidamente.

Una gran variedad de sistemas para este fin son utilizados, pero solamente los más típicamente usados en México y en el Mundo se mencionarán .

DESCARGA DE CARROS DE FERROCARRIL

El rápido desembarque de carros de ferrocarril conteniendo materiales a granel no es fácil. El método más rápido consiste en voltear los carros de Ferrocarril de lado, para descargarlos, Las semillas oleaginosas pasan por gravedad a una tolva adyacente, siendo un método fácil aparentemente, pero implica algunas dificultades, debido a que los ejes de los vagones y baleros de las ruedas se les cae el aceite; para mejorar la operación es esencial que los carros de Ferrocarril estén equipados con baleros especiales, lo cual en México no es factible.

DESCARGA DE CAMIONES

En general los camiones son descargados rápidamente por medio de reclinados mecánicos, esto se puede efectuar de lado o a la largo, los camiones o trailers son manejados a una plataforma móvil que levante el vehículo a lo largo o a lo ancho con una inclinación de 45°, por un sistema hidráulico operado por medio de un control automático, gracias a este equipo los trailers o camiones pueden descargarse en dos minutos, los andenes están equipados con varias plataformas de volteo para los vehículos motorizados utilizados para descargar las semillas de un barco. Este sistema no se ha popularizado en México, ya que el transporte en camiones desde las zonas productoras es muy elevado, comparado con el transporte en furgón.

El hecho de que los barcos se deban de descargar en el lapso de 24 horas, da una idea de cuantos camiones pueden arribar a un molino en un día.

Actualmente existen equipos modernos para descargar vehículos de motor,

las semillas descargadas en tales sistemas mecánicos son generalmente reunidas en una tolva y de ahí un sistema de transportadores las conduce a -- los depósitos de almacenamiento. Estas tolvas están localizadas abajo de -- un nivel de tránsito y están cubiertas con enrejados de acero que permiten el paso a camiones y trailers por medio de tales tolvas y es posible des-- cargar semillas empacadas, en el segundo caso el camión es llevado al en-- rejado, sus lados son abiertos y descargados sobre el enrejado.

ALMACENAMIENTO Y PROBLEMAS RELACIONADOS.

El almacenamiento de semillas oleaginosas siempre implica algunas difi-- cultades, debido a varias causas, de las cuales las más importantes son:

- a) Naturaleza de la semilla
- b) Contenido de humedad
- c) Posible fermentación

A) La naturaleza de las semillas oleaginosas puede ser:

Muy pequeñas y redondas	(nabo)
Largas o redondas	(soya y cacahuete)
Ovaladas	(girasol, uva y cártamo)
Muy pequeñas y alargadas	(semilla negra de ajonjolí)
Redondas y vellosas	(algodón)
Granular	(germen de maíz, arroz, salvado)

La mayor parte de las semillas oleaginosas no presentan ningún problema - en lo que se refiere a su almacenamiento en depósitos verticales, excepto - en el caso de la semilla de algodón, germen de maíz y arroz salvado. El alm-- acenaje de semillas de algodón en depósitos verticales no es recomendable a no ser que sean construcciones especiales. El mejor método para almace-- nar estas semillas se ha demostrado que es en bolsas de yute, mantenidas en cuartos amplios y bien ventilados. El germen de maíz y arroz salvado, deben ser almacenados en depósitos pequeños, para fácil transporte y ambiente --- fresco, ya que son susceptibles a la fermentación rápida.

B) Contenido de humedad en las semillas.

Este es un factor de gran importancia en las propiedades de la buena con-- servación de las semillas y del aceite durante su almacenaje. Cuando se al-- macena, los materiales portadores de aceite normalmente contienen del 5 al 7% de humedad con un máximo del 8%. Si al arribar a las fábricas el conteni-- do de humedad es superior al 8% deben ser secadas antes de almacenarse. Los secadores de semilla comunmente usados en las fábricas de aceites y grasas son los siguientes:

- Secador rotatorio con aire caliente.
- Secador vertical de cavidades
- Secadores calentados por vapor

C) Fermentación de semillas de aceite.

Uno de los más serios riesgos involucrados en el almacenaje de semillas - oleaginosas es la fermentación, que puede ocurrir en las semillas. Los pro--

cesos de fermentación son originados por enzimas presentes en las semillas, cuando tales enzimas se encuentran en condiciones favorables, su acción da lugar a la fermentación que puede ocasionar un daño irreparable, las condiciones que propician la fermentación son las siguientes:

Humedad y temperatura.

La experiencia ha demostrado que cuando se almacena a una humedad del 6% y a una temperatura inferior a 30°C., las semillas oleaginosas casi nunca dan lugar a un proceso de fermentación excepto en algunos casos como son: maíz, germen de maíz y arroz salvado.

Para prevenir la fermentación en las industrias de Aceites y Grasas que almacenan semillas oleaginosas, deben tener en sus plantas sistemas bien diseñados de secado y refrigeración que contengan tableros de control de temperatura de la semilla, que señale la temperatura interior de los depósitos cuando pasen los límites de tolerancia, tener un sistema de movilización rápida para pasar el contenido de un depósito a otro vacío y con esto bajar la temperatura de la semilla por aereación.

En México el almacenamiento en dichas plantas se hace levantando muros de contención con sacos llenos de semilla, cuando ésta se almacena alcanza un ancho, dichas estibas hasta de 3 hileras de sacos. En la parte central del espacio encerrado por dicha estiba se almacena a granel, con lo que se aprovechan espacios en bodegas que han sido adaptadas para estos fines.

ALMACENES DE SEMILLAS OLEAGINOSAS

Los almacenes de semillas oleaginosas pueden ser divididos en cuatro categorías principales:

- a) Depósitos verticales con celdillas hechas de acero.
- b) Depósitos verticales con concreto reforzado.
- c) Depósitos hechos a granel
- d) Diseños Especiales

La selección para el tipo diseñado depende básicamente del clima.

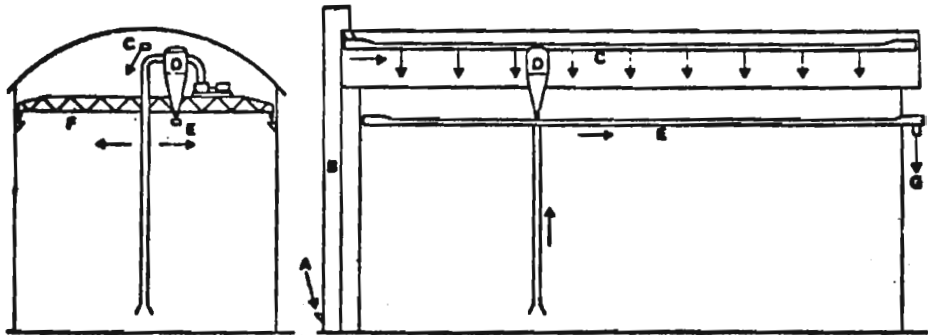
a) Generalmente los depósitos de acero verticales son usados en países en donde la temperatura es baja, mientras que los de concreto reforzado son usados en áreas en donde la temperatura externa es de 35 a 45°C., no obstante que los depósitos de acero son más baratos.

b) Los depósitos de concreto requieren de un costo mayor de instalación, pero no requieren mantenimiento especial.

Los verticales del tipo de celdilla pueden ser: redondos, octagonales o cuadrados, según figuras 16, 17 y 18.

Los depósitos de acero son: Normales, herméticos y hechos de placas de 3 a 6 mm., el diámetro de tales depósitos varía de un mínimo de 10 a un máximo de 12 mts. y la altura un promedio entre 2 y 2.5 veces el diámetro.

Otras clases de silos que existen son como los que se describen en la figura 19.



- A.- entrada de la semilla
- B.- Elevador
- C.- Distribuidor del transportador de cadena
- D.- Transportador neumático
- E.- Transportador de acumulación
- F.- Grúa transportando la parte superior
- G.- Salida de la semilla

Fig. 19 Depósito horizontal

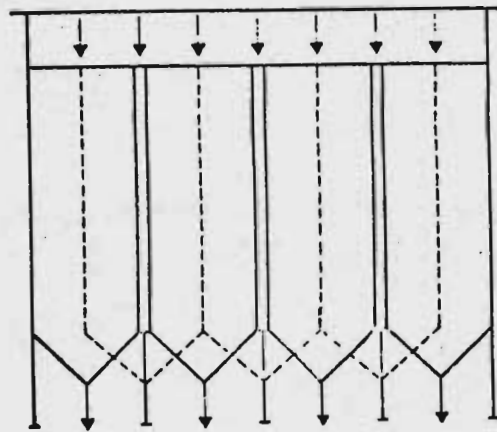
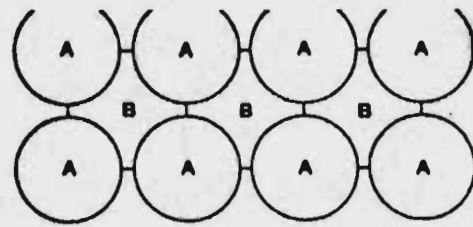


Fig. 16 Depósitos Redondos

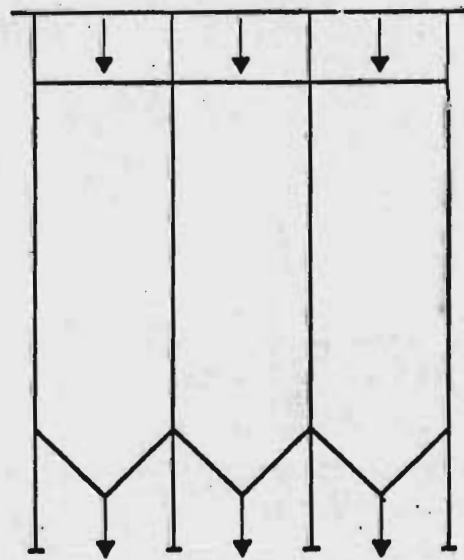
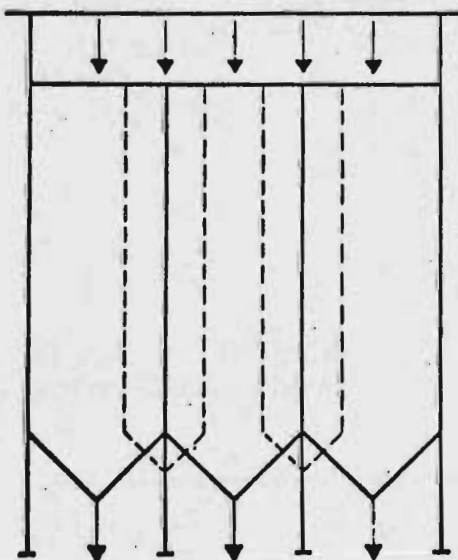
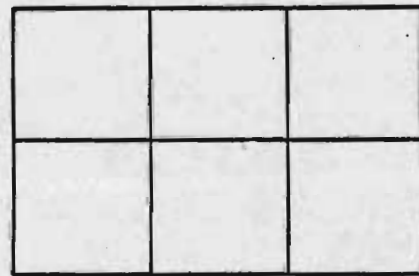
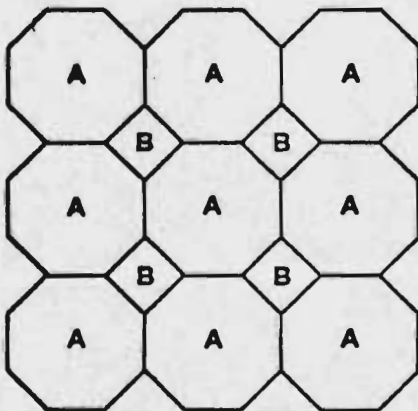


Fig. 17 Depósitos Octagonales

Fig. 18 Depósitos Cuadrados

A. CELDAS
B. INTER-CELDAS

Extracción de Aceites por el Método de Pre-prensado

**Se describe el Proceso de Extracción de las Semillas
por medio de Prensas Mecánicas o Expellers.**

EXTRACCION DE ACEITES POR EL METODO DE PRE-PRENSADO

Prensas de tornillo sinfin o expeller.

En la actualidad el prensado de las semillas es llevado a cabo por expeller. Prensas primitivas abiertas y prensas hidráulicas de bolas son ahora obsoletas por lo cual nos referiremos exclusivamente a prensas de proceso continuo. Estas máquinas consisten especialmente de las siguientes partes:

- A) Alimentador de semillas
- B) Tornillo cónico de presión
- C) Caja
- D) Cono ajustable para la salida de la torta prensada.

Las semillas entran en la parte trasera del tornillo de presión y caen en las cuerdas helicoidales del gusano que impulsa las semillas a través de una caja de forma especial o barril. Durante este movimiento hacia adelante, el espacio entre el tornillo y la caja es reducido gradualmente y la masa de la semilla es sometida a presión o a incremento de presiones.

La caja está hecha de un número de barras especiales de acero, las cuales están espaciadas la una de la otra y permiten el paso del líquido a través de ellas. El aceite pasa entre las barras y fluye de la caja siguiendo su paso a lo largo del tornillo, la semilla llega al final del tornillo donde un cono de acero está montado. El cono se mueve a lo largo de la flecha del expeller y el espacio entre el tornillo y el cono son regulados. Esto permite un control fácil del grueso de la pasta y de la presión que sobre ésta se ejerce.

El primer tornillo sinfin fué diseñado por la compañía V.D. Anderson y la presión en la caja del expeller no excedía de 600 Kg/cm^2 .

Los expellers modernos operan a $1,600 \text{ kg/cm}^2$ o más, lo cual indica el avance en este sector. Estas mejorías fundamentalmente se refieren a:

Alimentación del Expeller
Presión de Prensado
Tiempo de Prensado.

Se puede considerar que estas máquinas pueden ser usadas para dos distintos fines:

- A) Eliminar la cantidad máxima posible de aceite de la semilla, la cual no será sujeta a ningún otro proceso.
- B) Eliminar una cierta cantidad de aceite y la semilla prensada (torta) sigue otro tratamiento para extraer el aceite residual que contiene.

Esto nos indica que las prensas de tornillo sinfin del grupo "A" deben ejercer una mayor presión que aquellas del grupo B, y que el aceite residual dejado en las tortas sea el mínimo. Cuando estas máquinas son bien operadas, el contenido del aceite residual es aproximadamente del 5%.

Para llegar a esta cifra se requiere de una energía mayor de 45 Kw/hora por tonelada de semilla procesada. Puesto que este tipo de procesamiento es

utilizado exclusivamente en pequeños molinos de tipo artesanal.

Las prensas de tornillo sinfin del grupo "B" son en la actualidad usadas en casi todos los molinos de procesamiento de semillas, con alto contenido de aceite. Estos expeller son empleados para extraer una buena parte de -- aceite contenido en las semillas oleaginosas que serán sometidas posteriormente a extracción de aceites sin pre-prensado.

Como mencionamos previamente durante el proceso de prensado, la semilla es sujeta a presiones extremadamente altas, como resultado se genera calor entre la fricción de las semillas con las cuerdas del tornillo, el cilindro del tornillo y las paredes de la caja. Concurrentemente estas dos acciones causan un considerable aumento de calor en las semillas que llegan a alcanzar hasta 160°C. dentro de la caja del expeller, este incremento en temperatura obviamente afecta la calidad de los aceites y es un factor limitativo para la aplicación de esta máquina.

Cuando semillas con un alto contenido de aceite, como el cacahuate pelado son procesadas, la secuencia de operación es la siguiente:

- A) Reducción y cocción de la semilla
- B) Primer prensado que extrae del 76 al 78% de aceite contenido en la semilla.
- C) Segundo prensado que reduce el contenido de aceite de la torta prensada a 12 o 14%

En algunas fábricas que no están equipadas con eficientes y modernas prensas de tornillo continuo, las semillas de cacahuate son prensadas en 3 pasos antes de que la torta sea sometida al proceso de extracción por solventes. En este punto, es interesante mostrar en la figura 20, la relación entre aceite residual, la torta y la energía requerida por un expeller por tonelada de cacahuate procesado. Estos datos son obtenidos por pruebas realizadas con prensas de tornillo sinfin, modernas y con una capacidad de producción de 40 toneladas por día, indicando que los requerimientos de energía siguen siendo iguales, la capacidad del expeller disminuye progresivamente en proporción a la reducción del contenido de aceite en las tortas.

Estas máquinas tienen tres serias desventajas:

- A) Reducida capacidad
- B) Requerimientos extremadamente altos de energía.
- C) Costos extremadamente altos de mantenimiento.

Recientemente los fabricantes de prensas de tornillos sinfin, han diseñado máquinas con una capacidad por día de 100 a 150 tons. de semilla de pre-prensado. El aceite residual en la torta prensada es aproximadamente de 16 a 18%. Y los requerimientos de energía de 120 a 160 H.P.

PURIFICACION DE ACEITE

Dos productos son obtenidos del proceso: Aceite de prensado y torta.

El aceite de prensado está siempre lleno de impurezas tales como: partículas de semilla, finos y otros. Como no puede ser almacenado en esta forma, se sujeta a purificación para eliminar las materias extrañas, al máximo posible,

de otro modo se alteraría la calidad de los aceites durante el almacenaje y procesos subsecuentes, las más importantes operaciones para eliminar esas impurezas son:

- 1) Separación del aceite de las partículas de semilla por medio de sedimentación, mallas vibratorias y centrífugas separadoras.
- 2) La separación del aceite de los finos que no han sido eliminados en la clarificación, se encuentran como partículas finas suspendidas en el aceite. Esto generalmente se lleva a cabo por filtrado del aceite a través de los filtros prensa. La fig. 21 muestra el corte transversal de un tanque de sedimentación. Las partes que se pueden distinguir en esta máquina son:
 - A) Una cámara de sedimentación que permite que los sólidos en suspensión se asienten en el fondo por gravedad.
 - B) Una cadena sinfin con un lento movimiento de rotación que efectúa una acción de dragado a lo largo de la parte inferior de la cámara de sedimentación. Como la cadena está provista de recipientes que recogen los sedimentos en la parte inferior, estos son dragados y transportados al área de filtración, situada en la parte superior de la cámara y puestos arriba del nivel del aceite.
 - C) Un filtro-malla de acero inoxidable para el drenado de las partículas sólidas colectadas en los recipientes.
 - D) Un tornillo extractor para eliminar los sedimentos que han sido separados y drenados. Estos sedimentos son procesados continuamente en el expeller. Esta máquina tiene la gran ventaja de tener una operación simple y continua a grandes capacidades.

En México este sistema es prácticamente omitido y solo se filtra el aceite crudo en filtros prensa.

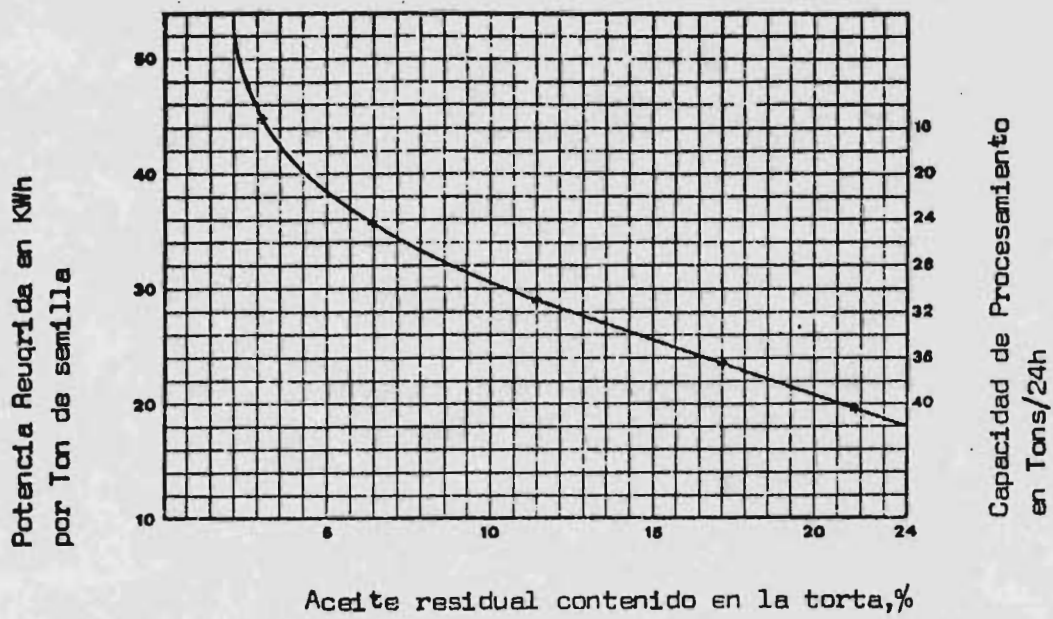


Fig. 20 Relación entre la potencia requerida por un expeller y un aceite residual contenido en la torta

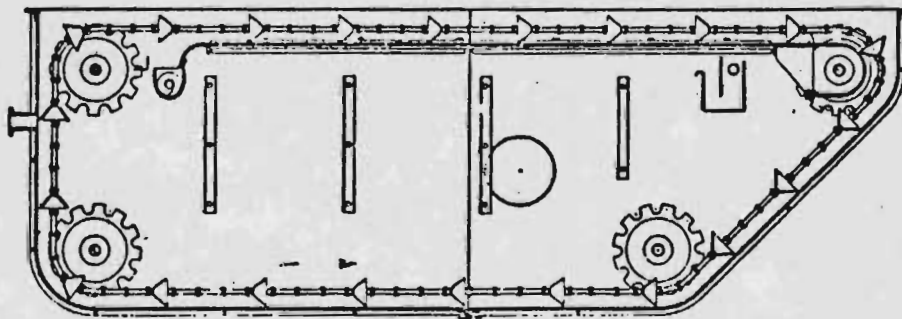


Fig. 21 Tanque continuo de asentamiento para un aceite extraído

Extracción por Solventes

Se describe el Proceso para extraer el Aceite contenido en la Harina por medio de Solventes y el Equipo más comunmente usado.

EXTRACCION POR SOLVENTES

Teoría de la Extracción:

La extracción de aceites de las semillas oleaginosas con solventes, es un proceso usado en casi todas las fábricas procesadoras de estos materiales, por lo que debemos examinar las reglas teóricas que gobiernan el paso del aceite de la masa sólida de la semilla al solvente con el que se pone en contacto.

Los estudios llevados a cabo y todas las ecuaciones que han sido desarrolladas para explicar el mecanismo de la extracción, han proporcionado exclusivamente datos teóricos fuera de la realidad.

La ecuación que mejor representa el rango de difusión de la grasa de las semillas al solvente, es la de Fan y colaboradores, siendo ésta:

$$\log \frac{Q}{Q_0} = 0.0911 - 4.286 \frac{D}{(2L)^2} t$$

Q = Cantidad de aceite por unidad de peso después de extracción.

Q_0 = Cantidad de aceite por unidad de peso antes de extracción.

D = Constante de difusión a una temperatura dada.

L = Espesor de las hojuelas

t = Tiempo de extracción.

Cuando se calculan algunos de los valores mencionados tales como D a diferentes tiempos de extracción, nos encontramos que este valor no es siempre constante. Esto se explica por el hecho que durante el tiempo de contacto entre la semilla y el solvente, dos procesos de extracción ocurren simultáneamente, uno más rápido que el otro. En realidad puede ser verificado que la mayor parte de extracciones fáciles provienen de las células rotas durante los procesos preliminares de prensado, cocinado y hojueleado, mientras que la parte más difícil de extraer se encuentra en las células que permanecen intactas o parcialmente rotas.

Consecuentemente se distinguen dos procesos de extracción llamados "extracción por solución" (cuando el aceite es obtenido de las celdillas rotas) y "extracción por difusión" (cuando el aceite es obtenido de las celdas intactas).

Esta distinción permite entender por qué el coeficiente D varía considerablemente en tiempos de extracción y el tipo de semilla.

Estudios realizados han confirmado que el tiempo de extracción es una función de la cantidad de aceite extraído, pudiéndose representar como una función lineal hasta llegar a un contenido residual del 5%, mientras que arriba de esta cifra, la función tiene una forma curvilínea como se muestra en la Fig. 22. y los factores que están relacionados con el solvente usado en el

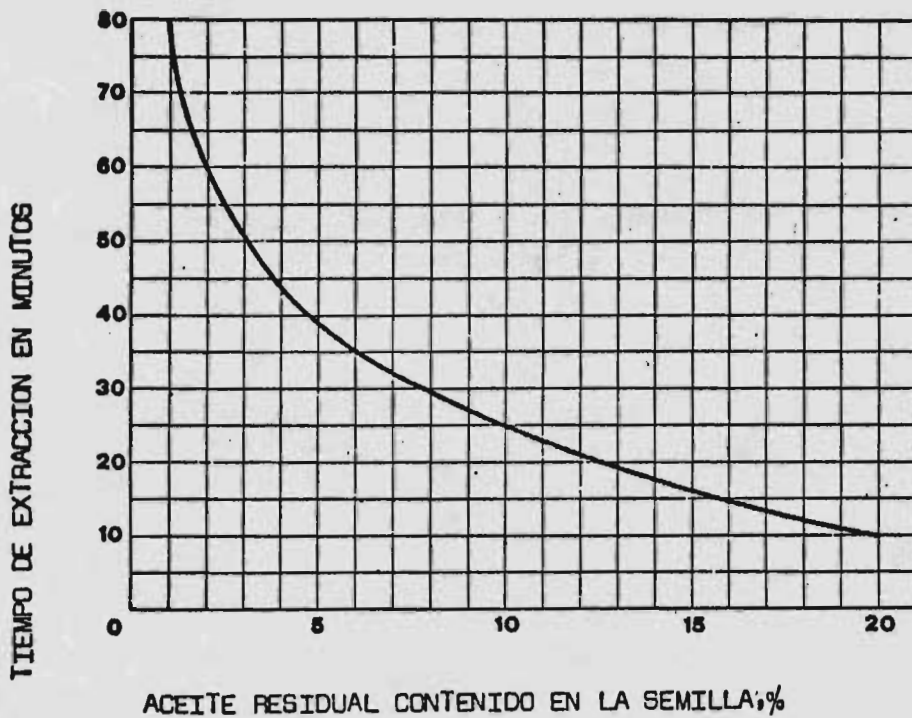


Fig. 22 Relación del tiempo de extracción para un aceite contenido en la harina

proceso de extracción son los siguientes:

- A) Tiempo de extracción
- B) Cantidad de solvente
- C) Temperatura del solvente
- D) Tipo de solvente

A) TIEMPO DE EXTRACCION

La tabla 1 presenta los más importantes valores concernientes al solvente (hexano), las pruebas de extracción se llevaron a cabo con iguales cantidades de semillas (100 gramos) y a una misma temperatura, la única variable fué el proceso de extracción y proporcionalmente la cantidad de solvente usado de acuerdo con la siguiente secuencia:

Tiempo de Extracción	Volumen de Solvente Usado
30 minutos	90 cc.
60 "	1,800 cc.
120 "	3,720 cc.

Las conclusiones que se han obtenido de estos estudios realizados, así como en la práctica industrial son los siguientes:

- 1) El tiempo de extracción tiene una importancia fundamental por la cantidad de aceite recuperado de las semillas.
- 2) La mayor cantidad de aceite es extraída durante los primeros 30 minutos de extracción.
- 3) Se requiere un tiempo de extracción extremadamente largo para obtener un contenido de aceite residual abajo del 1% .
- 4) Cada tipo de semilla se comporta diferente durante el proceso de extracción.

T A B L A 1

1-A

TIEMPO DE EXTRACCION 30 MINUTOS	Contenido de Aceite en grs.	Residuos de aceite después de la ex-- tracción, grs.	Cantidad de Solvente, cc.
Hojueleado de frijol soya	19.69	1.27	930
Torta de la semilla de cacahuete	12.60	1.07	930
Torta de semilla de Girasol	11.90	1.40	930
Torta de semilla de nabo	14.55	2.65	930
Hojueleado de uva	15.75	3.77	930
Bagazo de Olivo	6.21	2.78	930

1-B

TIEMPO DE EXTRACCION 60 MINUTOS	Contenido de Aceite en grs.	Residuos de aceite después de la ex-- tracción, grs.	Cantidad de Solvente, cc
Hojueleado de frijol soya	19.69	0.96	1,860
Torta de cacahuete	12.60	0.48	1,860
Torta de semilla de Girasol	11.90	0.74	1,860
Torta de semilla de nabo	14.55	1.36	1,860
Hojueleado de semilla de uva	15.75	2.08	1,860
Bagazo de olivo	6.21	1.98	1,860

1-C

TIEMPO DE EXTRACCION 120 MINUTOS	Contenido de aceite en grs.	Residuos de aceite después de la ex-- tracción, grs.	Cantidad de Solvente, cc.
Hojueleado de frijol soya	19.69	0.25	3,720
Torta de cacahuete	12.60	0.26	3,720
Torta de semilla de Girasol	11.90	0.42	3,720
Torta de semilla de nabo	14.55	0.72	3,720
Hojueleado de semilla de uva	15.75	0.90	3,720
Bagazo de Olivo	6.21	0.94	3,720

B) CANTIDAD DE SOLVENTE

Pruebas para observar la cantidad de solvente en el proceso de extracción. Tiempo de extracción 60 minutos, temperatura de extracción constante, la tabla 2 muestra estos datos experimentales:

T A B L A 2

TIEMPO DE EXTRACCION 60 MINUTOS	Contenido de Aceite en grs.	Residuos de aceite después de la ex-- tracción, grs.	Cantidad de Solvente, cc.
Hojueleado de frijol soya	19.69	1.83	930
Torta de cacahuete	12.60	1.05	930
Torta de semilla de Girasol	11.90	1.44	930
Torta de semilla de nabo	14.55	2.18	930
Hojueleado de semilla de uva	15.75	2.40	930
Bagazo de Olivo	6.21	2.85	930

2-B

TIEMPO DE EXTRACCION 60 MINUTOS	Contenido de Aceite en grs.	Residuos de aceite después de la ex-- tracción, grs.	Cantidad de Solvente, cc.
Hojueleado de frijol soya	19.69	1.83	1,860
Torta de cacahuate	12.60	0.48	1,860
Torta de semilla de Girasol	11.90	0.74	1,860
Torta de semilla de Nabo	14.55	1.36	1,860
Hojueleado de semilla de uva	15.75	2.08	1,860
Bagazo de Olivo	6.21	1.98	1,860

2-C

TIEMPO DE EXTRACCION 60 MINUTOS	Contenido de Aceite en grs.	Residuos de aceite después de la ex-- tracción, grs.	Cantidad de Solvente, cc.
Hojueleado de frijol soya	19.69	0.84	2,790
Torta de cacahuate	12.60	0.45	2,790
Torta de semilla de Girasol	11.90	0.73	2,790
Torta de semilla de Nabo	14.55	1.33	2,790
Hojueleado de semilla de uva	15.75	1.80	2,790
Bagazo de Olivo	6.21	1.75	2,790

De esta segunda serie de valores se llegó a las siguientes conclusiones:

- 1) Cuando el tiempo de extracción y las temperaturas son constantes, la cantidad de solvente tiene un gran poder de extracción sobre el aceite (peso-volumen) de una semilla en una relación aproximada de: -- 1:18. Con el incremento de esta relación la producción de aceite aumenta muy poco, arriba del factor 1:88 no hay incremento en el rendimiento de aceite.
- 2) La cantidad de solvente requerido para reducir el contenido de aceite de diferentes semillas con los mismos valores, varía de acuerdo al tipo de semilla.
- 3) Las semillas oleaginosas lignofibrosas tales como uva y bagazo de -- olivo, requieren de una mayor cantidad de solvente para obtener los mismos aceite residuales que otras semillas.

C) TEMPERATURA DEL SOLVENTE

Una tercera serie de pruebas experimentales fué realizada para determinar la influencia de la temperatura de solvente en el rendimiento de aceite durante el proceso de extracción, las condiciones bajo las que se efectuaron fueron:

Cantidad de aceite procesado	100 grs.
Tiempo de extracción	2 horas
Cantidad de solvente usado	2,790 cc.
Temperatura de extracción	20,30,40 y 50°C.

Estos datos se indican en la tabla 3.

T A B L A 3

TIEMPO DE EXTRACCION 2 HORAS	Contenido de aceite en grs.	Residuos de aceite después de la Extracción en gramos.			
		Temperatura de Extracción			
		20	30	40	50
Hojueleo de frijol soya	19.69	0.88	0.40	0.23	0.20
Torta de cacahuete	12.60	0.70	0.35	0.20	0.19
Torta de semilla de Girasol	11.90	1.00	0.51	0.36	0.28
Torta de semilla de nabo	14.55	1.14	0.78	0.60	0.53
Hojueleado de semilla de uva	15.20	1.07	0.64	0.47	0.40
Bagazo de Olivo	6.21	1.38	0.97	0.77	0.67

D) TIPO DE SOLVENTE

Los solventes más comunmente usados para la extracción de semillas oleaginosas son:

Hexano comercial
Benceno
Tricloroetileno
Bisulfuro de Carbono

Para evaluar el poder de extracción de estos cuatro solventes, fueron efectuadas bajo las mismas condiciones, una serie de pruebas mostradas en la tabla 4.

Las condiciones de las pruebas fueron las siguientes:

Cantidad de semilla procesada	100 grs.
Tiempo de extracción	4 horas
Cantidad de Solvente usado	2,790 cc.
Temperatura de extracción	45°C.

T A B L A 4

TIEMPO DE EXTRACCION 4 HORAS	Contenido de aceite en grs.	Residuos de aceite en gramos			
		Hexano	Benceno	Bisulfuro de Carbono	Tricloro- etileno.
Hojueleado de frijol soya	19.69	0.40	0.44	0.32	0.18
Torta de cacahuete	12.60	0.35	0.32	0.27	0.20
Torta de semilla de Girasol	11.90	0.51	0.58	0.47	0.31
Torta de semilla de nabo	14.55	0.78	0.72	0.51	0.27
Hojueleado de semilla de uva	15.75	0.64	0.70	0.58	0.31
Bagazo de Olivo	6.21	0.97	0.92	0.68	0.38

De los resultados obtenidos se puede concluir:

- 1) El hexano y benceno prácticamente tienen el mismo poder de extracción.
- 2) El bisulfuro de carbono tiene un poder más alto de extracción que el hexano y el benceno.
- 3) El poder de extracción del tricloroetileno es casi dos veces más alto que el hexano.

Las cifras antes mencionadas nos llevarían a pensar que el tricloroetileno es el solvente más adecuado para la extracción de aceite de semilla. Con el fin de checar la pureza del aceite extraído, la cantidad de material insoluble en éter de petróleo (solvente altamente selectivo) ha sido determinada en la tabla 5.

T A B L A 5

TIPO DE SEMILLA	INSOLUBLE EN ETER DE PETROLEO			
	HEXANO	BENCENO	BISULFURO DE CARBONO	TRICLOROETILENO
Hojueleado de la semilla de frijol soya	0.36	0.41	0.91	1.06
Torta de cacahuete	0.22	0.22	0.68	0.91
Torta de semilla de Girasol	0.31	0.42	0.86	1.36
Torta de semilla de Nabo	0.27	0.31	0.71	1.05
Hojueleado de semilla de uva	0.41	0.40	0.31	1.30
Bagazo de Olivo	0.68	0.61	1.10	1.78

Estos resultados muestran que un poder más alto de extracción está siempre asociado con un deterioro en la calidad del aceite obtenido. Como se puede ver la insolubilidad en el éter indica que además del aceite otros materiales industriales tales como fosfátidos y oxiácidos han sido extraídos.

Cuando se seleccione el tipo de solvente más adecuado para obtener la mejor calidad de aceite, la preferencia debe ser dada exclusivamente al hexano

y benceno puesto que en la actualidad casi todos los aceites vegetales son - producidos para consumo humano y es esencial que el aceite sea de más alto grado de pureza. Esta es la razón por la cual la extracción por solventes - es llevada por todo el mundo únicamente con hexano y benceno. Sin embargo -- queremos mencionar que no solamente la calidad de aceite producido ha deter- minado la selección de solvente sino también otros factores que son de natu- raleza física.

Teniendo en mente que la extracción con solventes es una operación lleva- da a cabo en grandes volúmenes y tomando en consideración las principales - propiedades físicas de estos solventes se han obtenido las siguientes con- clusiones:

- a) El benceno y hexano tienen un calor latente de vaporización que es mucho más bajo que el bisulfuro de carbono y tricloro- etileno.
- b) El bisulfuro de carbono tiene un punto de ebullición muy ba- jo y con alta presión de vapor a 20°C.
- c) El tricloroetileno no obstante su baja presión de vapor a - 20°C. tiene alta temperatura de ebullición.

Aparte de estos factores cualitativos y físicos también hay factores quí- micos que hacen al hexano y al benceno, preferibles, siendo estos principal- mente la acción corrosiva producida por el bisulfuro de carbono y tricloro- etileno, así como de sus vapores en los materiales de los que son hechas las plantas de extracción en donde están en contacto. De hecho el bisulfuro de - carbono y tricloroetileno ocasionan a largo plazo compuestos sulfurosos y -- vapores clorinados respectivamente. Referente a la toxicidad, el bisulfuro - de carbono es el más peligroso, prácticamente 32 g/m³ son suficientes para - poner el ambiente intolerable.

De estas consideraciones se concluye que de los cuatro solventes analiza- dos:

- 1) Los solventes más adecuados para la extracción de semillas son hexano y benceno.
- 2) El bisulfuro de carbono debe ser eliminado por su extrema toxi- cidad y peligrosidad.
- 3) El tricloroetileno puede ser usado únicamente cuando la calidad del aceite producido no sea de importancia.

La tabla 6 proporciona las características físico-químicas de estos cua- tro solventes referidos a 1 kg. de solvente.

T A B L A 6

TIPO DE SOLVENTE	PESO MOLECULAR	GRAVEDAD ESPECIFICA A 15°C.	PUNTO DE EBULLICION A 15°C.	CALOR LATENTE DE VAPORIZACION Kg.-Cal.	CALOR ESPECIFICO Kg.-Cal.	PRESION DE VAPOR A 20°C. mm	TOXICIDAD mg/m ³ A 20°C.
HEXANO	86	0.680	68.60	79.4	0.527	88	10.800
BENCENO	84	0.700	60.70	78.79	0.527	80	10.800
BISOLFURO DE CARBONO	86	1.292	46.26	80.0	0.240	298	1.500
TRICLORO-ETILENO	131	1.469	87.00	56.5	0.223	70	11.000

Además de los cuatro solventes mencionados, otros productos son usados pero solamente en casos especiales. Entre éstos está el éter de petróleo, que es empleado cuando la temperatura de ebullición no debe exceder límites dados (como por ejemplo en el caso de la extracción de aceites esenciales); la acetona es usada como solvente selectivo para eliminar el gossipol de la semilla de algodón y el dicloroetileno es usado en la extracción de manteca de cacao, etc.

Lo que se ha dicho es puramente de naturaleza técnica y experimental y no ha indicado claramente como opera una planta industrial. Hemos únicamente ilustrado algunos puntos del proceso de extracción de semillas oleaginosas por medio de algunos solventes especiales.

El siguiente paso es examinar la forma que esta operación se lleva a cabo a escala industrial para determinar el equipo más adecuado del proceso. Se ha mencionado previamente que el aceite está contenido en células portadoras de aceite conglomeradas en la masa de la semilla y que tales células pueden estar intactas o rotas como resultado de la molienda, cocinado, prensado u operación de hojueleado a las cuales las semillas son sometidas antes del proceso de extracción. también ha sido mencionado que el aceite proveniente de las celdillas rotas es más fácilmente extraíble que aquel contenido en la membrana intacta de la célula.

Los procesos de extracción han sido definidos; proceso de solución y proceso de difusión, el primero más rápido que el segundo.

PROCESOS DE EXTRACCION POR PERCOLACION E INMERSION.

Las semillas oleaginosas pueden ser extraídas por medio de solventes por los siguientes procesos:

- A) Percolación
- B) Inmersión
- C) Combinado percolación-Inmersión

El primer proceso efectuado por percolación consiste en esparcir el solvente sobre toda la masa, sin llenar completamente los espacios vacíos entre las partículas sólidas de la semilla. En otras palabras, una percolación tiene lugar cuando el solvente forma una película continua de líquido cambiante sobre la superficie completa de los granulos de la semilla.

Por otro lado el proceso de inmersión, ocurre cuando la masa de la semilla esta completamente sumergida en el solvente aún si éste está circulando.

Esta distinción nos lleva a las siguientes conclusiones:

- A) En el proceso de percolación, el rango al cual el solvente se pone en contacto con la superficie granular de la semilla, es siempre alta, debido a que la película del líquido fluye rápidamente sobre los granulos por gravedad.
- B) En el proceso de inmersión los granulos de semilla se ponen en con-

tacto con el solvente en una forma estática, puesto que están totalmente sumergidos en el solvente y consecuentemente el solvente fluye lentamente sobre la superficie de los granulos aún si está circulando rápidamente.

- C) Para obtener percolación, las particulas de semilla deben de ser de un cierto tamaño para que el solvente drene fácilmente a través de la masa de la semilla.
- D) El proceso de inmersión puede ser efectuado fácilmente aún si las semillas han sido reducidas a tamaños pequeños.
- E) En ambos procesos el solvente debe ser circulado en contra-corriente al flujo de las semillas, por ejemplo: Las semillas con la menor cantidad de aceite deben de ponerse en contacto con el solvente de la más baja concentración de aceite.

Es evidente que los procesos de percolación están hechos a la medida para la extracción de aceite que se ha liberado de las células portadoras de aceite durante el pretratamiento de las semillas (Extracción por solución), mientras que el proceso de inmersión es más adecuado para la extracción del aceite de las células que están intactas (Extracción por difusión).

Dado que en el proceso de percolación, el paso del solventes se lleva a cabo a una menor velocidad, es necesario que este solvente sea recirculado continuamente, consecuentemente se requiere múltiples pasos de lavado de solvente, para que las semillas con bajo contenido de aceite puedan estar en contactos con el solvente de la más baja concentración de aceite y viceversa. Por lo tanto la percolación es una extracción de múltiples pasos, la cual si es de un tipo continuo nunca dará un completo lavado de la semilla a contracorriente.

Un completo lavado a contracorriente y extracción continua de la semilla puede por otro lado ser obtenido por el proceso de inmersión en el cual la velocidad de circulación del solvente es bajo y no es necesario que sea recirculado. Este factor en favor del proceso de inmersión es contrabalanceado por otro factor que concede ventaja al proceso de percolación. Este factor es la concentración de aceite en la miscela que en los casos de percolación puede alcanzar muy altos valores (35% como resultado de la recirculación de la miscela) mientras tanto en el proceso de inmersión difícilmente llega al 15% . Este elemento fundamental tiene una marcada influencia en los costos de operación.

El proceso de extracción por percolación es adecuado para semillas bien preparadas conteniendo pequeñas cantidades de finos, mientras que el proceso de extracción por inmersión puede ser exitosamente aplicados en todos los casos en donde las semillas estén en la forma de pequeños pedazos y tengan un alto contenido de finos. Consideremos que este problema ha sido resuelto por el aparato Soxhlet, donde una combinación del proceso de percolación-inmersión da una completa extracción. De hecho este aparato es usado para la determinación analítica de aceite retenido después de la extracción en materias grasas.

PLANTAS DE EXTRACCION CONTINUA

Con base a lo que se ha mencionado anteriormente, las plantas de extracción por solvente serán clasificadas en tres grupos, y en función del equipo auxiliar siendo parte integral de éstas, y que frecuentemente han tenido importancia en eficiencia y economía.

- 1) Plantas de extracción por inmersión
- 2) Plantas de extracción por percolación
- 3) Plantas de extracción combinado inmersión-percolación

EXTRACTORES DE INMERSION

Este tipo de planta ha encontrado un gran éxito en los últimos 50 años. Mencionaremos cuatro extractores que han sido reales inovaciones en la tecnología de aceites y grasas y han encontrado amplia aplicación industrial.

Extractor Hildebrandt
 Extractor Olier
 Extractor Anderson
 Extractor CMB

A continuación se describirá el extractor Hildebrandt por ser el más usado en la industria aceitera mundial, los demás solo se mencionan.

EXTRACTOR HILDEBRANDT.

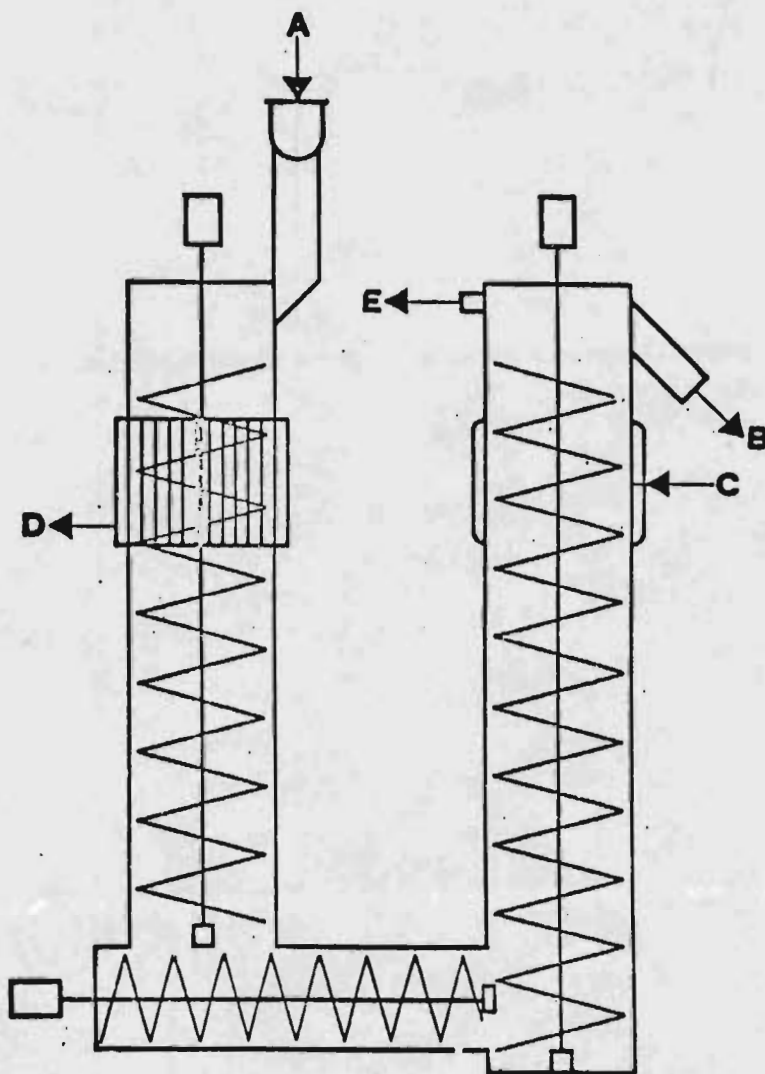
Este extractor (patente alemana) consiste de un sistema de tres tubos en forma de "U". El primero, en el cual las hojuelas descienden en forma vertical, el segundo es horizontal y el tercero en donde las hojuelas ascienden, es también vertical.

Los tres tubos están acondicionados con transportadores de tornillo -- los cuales mueven la masa de las hojuelas a través del extractor. La operación de esta unidad es como sigue:

Las hojuelas entran en el punto A y salen en el punto B, Fig. 23. El solvente se mueve a través del extractor a contracorriente del flujo del material el cual entra en el punto C y la miscela resultante sale del punto D. Cuando está en operación, el extractor es llenado completamente con hojuelas y los transportadores se mueven a una velocidad fija. El tiempo de retención de las hojuelas varía, de 1 a 1.5 hora y la concentración de aceite de la miscela no excede del 12%.

La parte superior del extractor, donde las hojuelas extractadas son -- descargadas, está equipado con una chaqueta de vapor la cual está diseñada para calentar esta área lográndose una destilación parcial del solvente. Los vapores del solvente salen del punto E y son transportados a los condensadores.

La zona donde la miscela sale, es provista de un equipo de filtración el cual impide que las hojuelas se salgan.



- A.- Entrada de la hojuela
- B.- Salida de la harina
- C.- Entrada del solvente
- D.- Salida de la miscela
- E.- Salida para los vapores del solvente

Fig. 23 Sección transversal del Extractor Hildebrant

EXTRACTORES POR PERCOLACION

Estos extractores han reemplazado a todos aquellos del tipo de inmersión, debido a que todos involucran un menor costo de operación, requieren un menor espacio y tienen más alta capacidad productiva, mencionaremos las plantas típicas y renombradas.

Extractor Rotocel (Blow-Knox)
 Extractor Lurgi (Alemán)
 Extractor CMB (Italia)
 Extractor Anderson(U.S.A.)

Además de este tipo de extractores existen otros muchos tales como: el French (U.S.A.), De Smet (Bélgica) Rosedown (Inglaterra) y el Gianazza (Italia), que están basados todos en el mismo principio operacional.

Todos estos extractores tienen en común dos importantes características que lo distinguen:

a) Las semillas preparadas son puestas en compartimientos movibles separados y rociadas con solvente o con una mezcla de aceite-solvente.

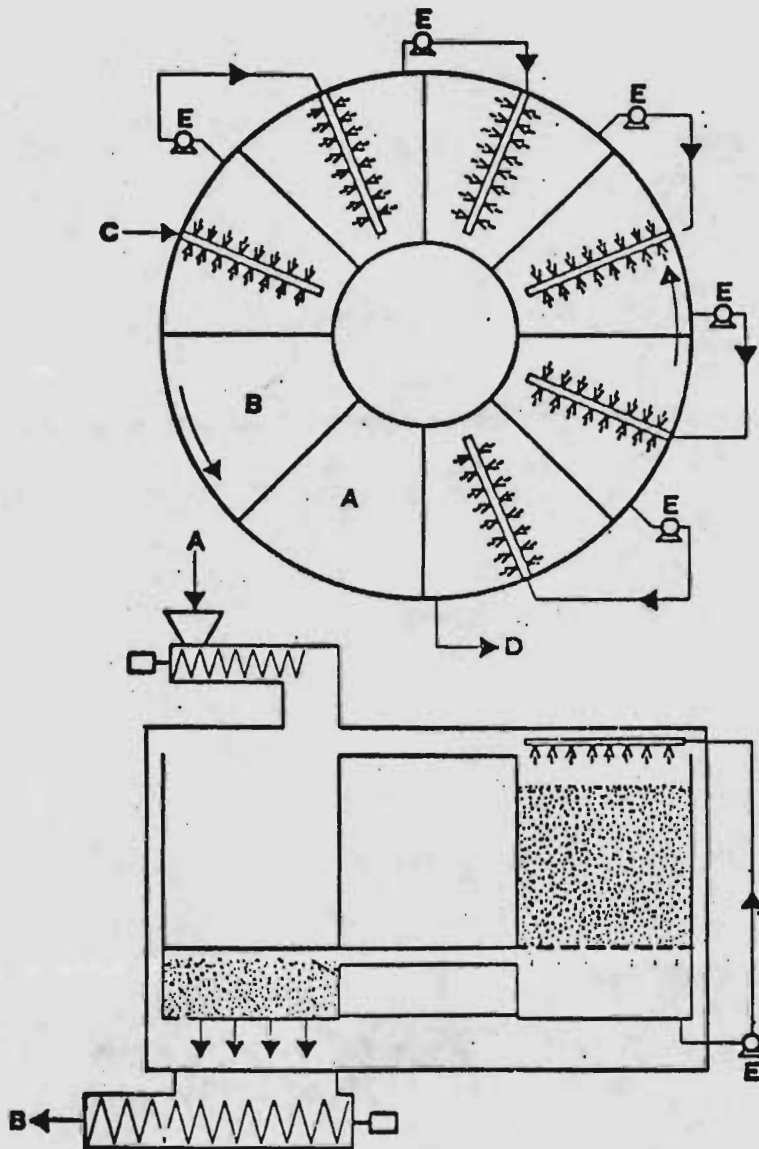
b) La miscela que ha sido percolada a través de las hojuelas colocadas en un compartimiento, es recogida por una serie de bombas y después esparcida en el siguiente compartimiento, conteniendo hojuelas más ricas en aceite, bajo estas condiciones la miscela fluye a través de las hojuelas en varios pasos en contracorriente al movimiento de los compartimientos y como resultado, varios pasos de extracción a contracorriente se suceden.

EXTRACTOR ROTOCEL

Este extractor consiste en una serie de canastas perforadas las cuales tienen un movimiento rotatorio, en un plan horizontal. La parte superior del extractor es provisto de atomizadores, los cuales se diseñaron para percolar el solvente a través de las canastas durante su movimiento rotatorio. La parte inferior de cada canasta está perforada para permitir el drenaje de la miscela. En la parte inferior del extractor hay algunos compartimientos donde la miscela percolada es recogida. Cada compartimiento es provisto de una bomba la cual recircula la miscela a contracorriente de las hojuelas, como lo muestra la Fig. 24. La parte inferior de cada canasta se abre al punto de descarga para hacer fluir las hojuelas.

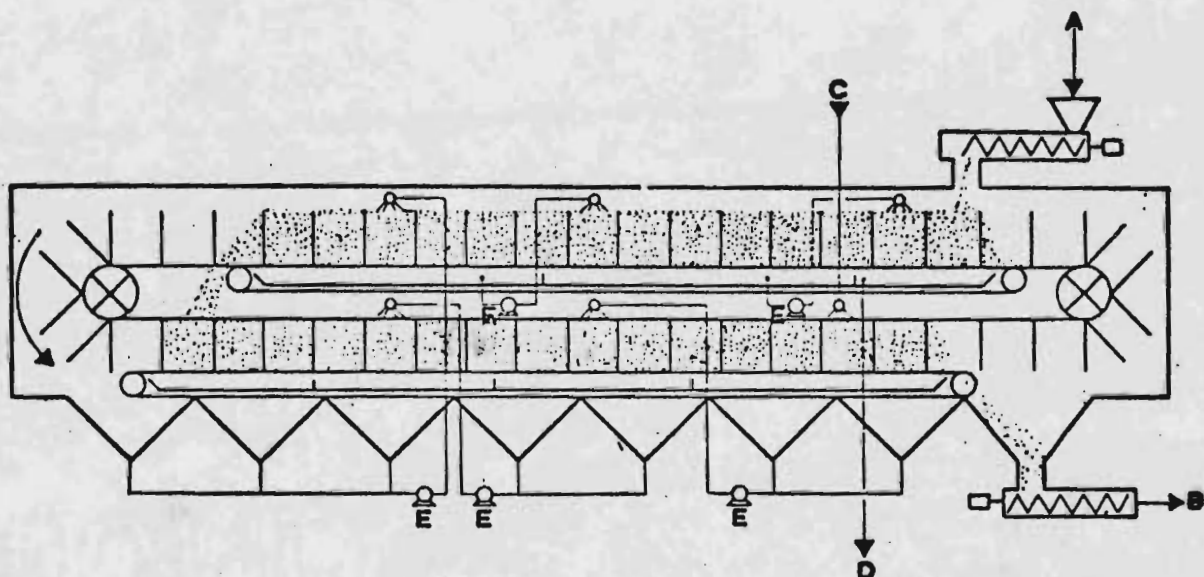
La operación del extractor es la siguiente:

Las hojuelas entran en el punto A, siendo alimentadas por un transportador de tornillo que llena las canastas a su capacidad, durante su movimiento giratorio. Durante este movimiento, la masa de las hojuelas contenidas en cada canasta es rociada con la miscela la cual fluye a través de la masa a la parte inferior perforada y es recogida en los compartimientos de abajo. De ahí la miscela es tomada por una serie de bombas y se recircula a las canastas conteniendo hojuelas con más alto contenido de aceite. Las hojuelas contenidas en las canastas cercanas al punto de descarga son lavadas con solvente fresco y así el aceite remanente es eliminado. Cuando la canasta llega hasta el punto de descarga la parte inferior se abre automáticamente y descarga las hojuelas, cayendo al transportador.



- A.- Entrada de la hojuela
- B.- Salida de la harina
- C.- Entrada del solvente
- D.- Salida de la miscela
- E.- Bombas de recirculación de la miscela

Fig. 24 Extractor de percolación Rotocel



- A.- Entrada de la semilla hojueleada
- B.- Salida de la harina
- C.- Entrada del solvente
- D.- Salida de la miscela
- E.- Bombas de recirculación de la -
miscela

Fig. 25 Extractor de percolación Lurgi

tador de tornillo.

Un extractor de este tipo con una capacidad de 300 tons./día de semilla preparada tiene las siguientes características:

Diámetro: 8 mts.

Altura: 4 mts.

El espesor de la masa de las hojuelas en las canastas individuales varía entre 1 y 1.5 mts.

Como en todos los extractores de percolación una concentración alta de aceite en la miscela puede ser obtenida, si la semilla está bien preparada.

El extractor dá buenos resultados con hojuelas de frijol soya y finos de la torta de aceite y se obtienen malos resultados cuando se procesan semillas de pequeño tamaño conteniendo finos.

EXTRACTOR LURGI (ALEMANIA)

El extractor Lurgi, consiste en una cadena sinfin la cual es rotada sobre dos ejes. Sobre esta cadena están montadas mamparas especiales, que forman una serie de canastas o celdas. La parte inferior de ambas series de celdas están en una banda de transmisión perforada con movimiento, como se ilustra en la Fig. 25 . Una serie de charolas colocadas debajo de la banda recoge la miscela la cual se extrae. Arriba las canastas son rociadas, una serie de bombas recircula la miscela a contracorriente. Todo el sistema es encerrado en un recipiente hermético con mirillas. Dos transportadores de tornillo alimentan y descargan el material.

La operación del extractor es la siguiente:

Las semillas hojueleadas entran en el punto A y por medio de un transportador de tornillo llenan las canastas extractoras. Durante el movimiento lento las canastas son abundantemente rociadas de miscela. Al final del trayecto superior la banda perforada se termina. En este punto las hojuelas caen por gravedad a las canastas inferiores y comienza el segundo paso de percolación similar al primero. Cuando las canastas llegan al final del viaje horizontal inferior se acaba nuevamente la banda perforada y como resultado las hojuelas extraídas caen por gravedad al transportador de tornillo B. El solvente fresco es introducido en el punto C, y es recirculado varias veces a través de las canastas por medio de bombas, la miscela resultante fluye hacia fuera en el punto D.

EXTRACTOR ANDERSON (U.S.A.)

El extractor Anderson de percolación el cual se muestra esquemáticamente en la figura 26, consiste de una serie de canastas montadas en rodillos los cuales siguen un trayecto rectangular. El cambio de las canastas es efectuado por medio de cuatro cilindros hidráulicos que las mueve hacia delante y a los lados. Las canastas tienen perforaciones en la parte inferior y se abren mecánicamente en el punto de descarga del extractor. En la parte inferior del extractor hay un número de charolas las cuales recogen la miscela que drena de las canastas. La miscela es entonces reco-

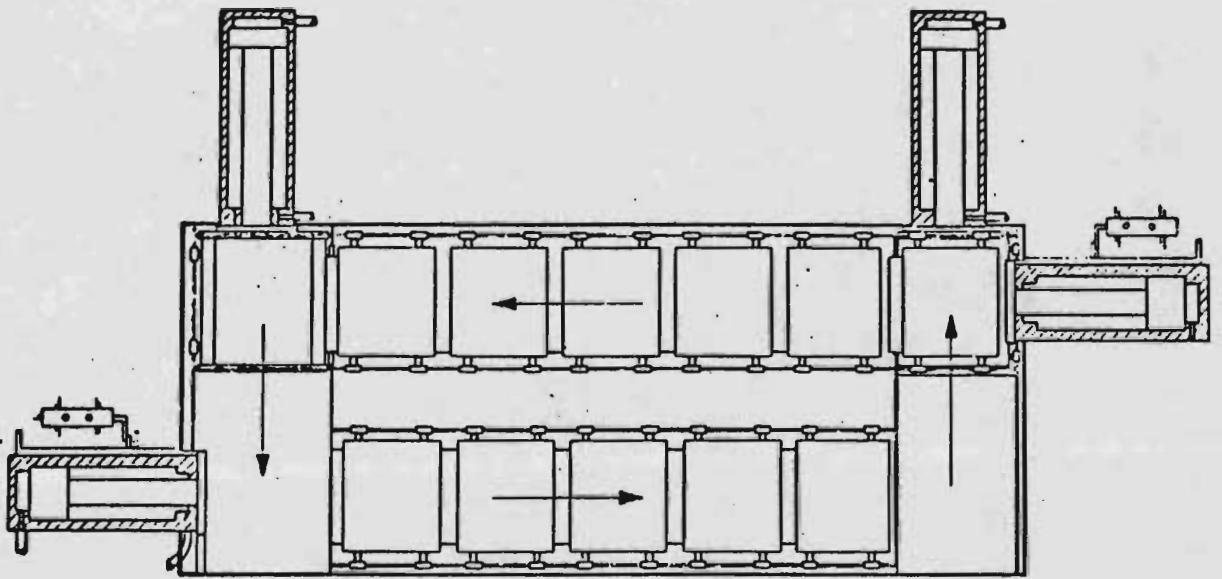


Fig. 26 Extractor de percolación Anderson

gida y recirculada a través del extractor por una serie de bombas.

El extractor opera de la siguiente manera:

Las hojuelas para su extracción son alimentadas a las canastas, en el -- punto de descarga. Después de que las canastas han sido llenadas, siguen un camino rectangular hasta que se efectúa una vuelta completa.

Durante su viaje las canastas llenas de hojuelas, son rociadas con -- miscela, la cual drena por el fondo perforado de las canastas y se recolecta en las charolas localizadas abajo. La miscela es recirculada por - bombas a través de las hojuelas; cuando la canasta ha completado su viaje y alcanza un punto de descarga, las rejas se abren y las hojuelas --- caen por gravedad dentro de un área de descarga. Un transportador mecánico traslada el material afuera del extractor. El solvente se mueve en - dirección opuesta a las hojuelas.

Este extractor ha encontrado aplicación en U.S.A., pero en México tie ne poca importancia.

EXTRACTORES POR COMBINACION DE PERCOLACION-INMERSION.

Recientemente CMB (Italia) ha construido un interesante extractor, - el cual encontró inmediatamente una aplicación industrial. Esta unidad - consiste de dos extractores ensamblados en serie, el primero usando el - principio de percolación y el segundo usando el principio de inmersión. Este extractor doble da al proceso de extracción las ventajas de las dos técnicas percolación-inmersión:

- a) Alta concentración de aceite en la miscela.
- b) Extremadamente bajo requerimiento en servicios y partes.
- c) Bajo residuo de aceite en la semilla extraída.
- D) Posibilidad de procesar semillas con bajo contenido de aceite, aún en pedazos pequeños.

Extracción de Aceite sin Pre-prensado

Se describe el proceso de Extracción Directa sin el previo prensado, usado para Semillas Oleaginosas que contengan menos del 20% de Aceite, pero antes haber pasado por un tratamiento previo de preparación para su extracción.

EXTRACCION DE ACEITE SIN PREPENSADO.

Hemos explicado los procesos convencionales usados en la industria de aceites y grasas para la extracción de la materia grasa contenida en las semillas después de que éstas han pasado por un tratamiento previo y se han descrito los siguientes equipos:

Extractores de Inmersión
Extractores de Percolación
Extractores Combinados Percolación-Inmersión

y hemos llegado a la conclusión que las semillas con un contenido inferior del 20% pueden ser tratadas en plantas de extracción con solventes, obviamente después de una preparación adecuada, mientras que todas las semillas que contienen más del 20% de aceite deben ser sometidas al proceso de preensado con el fin de reducir su contenido de aceite a valores del orden del 15% como preensado, involucra altos gastos y un gran número de maquinaria con consumo de energía eléctrica muy elevado.

Además tales maquinarias son susceptibles de desgaste y por tal motivo ocasionan altos costos de mantenimiento, tanto en mano de obra como refacciones.

Los técnicos de estas unidades, conocen bien estos problemas y desearían que la tecnología de aceite-grasa desarrollara un proceso capaz de eliminar este equipo, una investigación reciente se llevó a cabo en un molino grande, procesando mil toneladas de semilla/día y equipados con 12 prensas de tornillo continuos de los cuales 6 se usaron en la primera prensada y los otros 6 en la segunda, demostrando que 2 de las 12 máquinas están siempre en reparación y el costo anual de mantenimiento de un expeller incluyendo mano de obra es alto. Muchos intentos se han hecho para resolver estos problemas y un nuevo proceso desarrollado por CMB, el proceso Direx (Extracción directa), ha resuelto dichos problemas, de tal manera que las prensas de tornillo continuo tienden a desaparecer.

Las figuras 27 y 28 muestran los diagramas de flujo de los procesos preensado y el Direx.

El primero ilustra el procesamiento de las semillas de alto contenido de aceite por el método convencional (con un prensado preliminar). El segundo muestra el proceso de las semillas por el método de solvente únicamente.

La semilla oleaginosa es alimentada a un molino de rodillos que la reduce de 1 a 2 mm. de espesor y luego es transportada a la primera sección de extracción por solventes sin ningún proceso adicional. Este extractor del tipo de percolación y los granulos de semilla son sometidos a una buena lavada con solvente a una temperatura de 40 a 50°C., en un período de 30 a 50 minutos dependiendo del tipo de semilla que sea tratada.

La masa de las partículas de la semilla saliendo de este extractor en un flujo continuo es transportada a un desolventizador. La función de este aparato es quitar el solvente del material antes del hojueado. De hecho los granulos de semilla parcialmente desengrasados de 14 a 16% de aceite residual, son transportados al hojueador equipado con unos rodillos lisos que los reducen a la forma de hojuelas delgadas, con un espe-

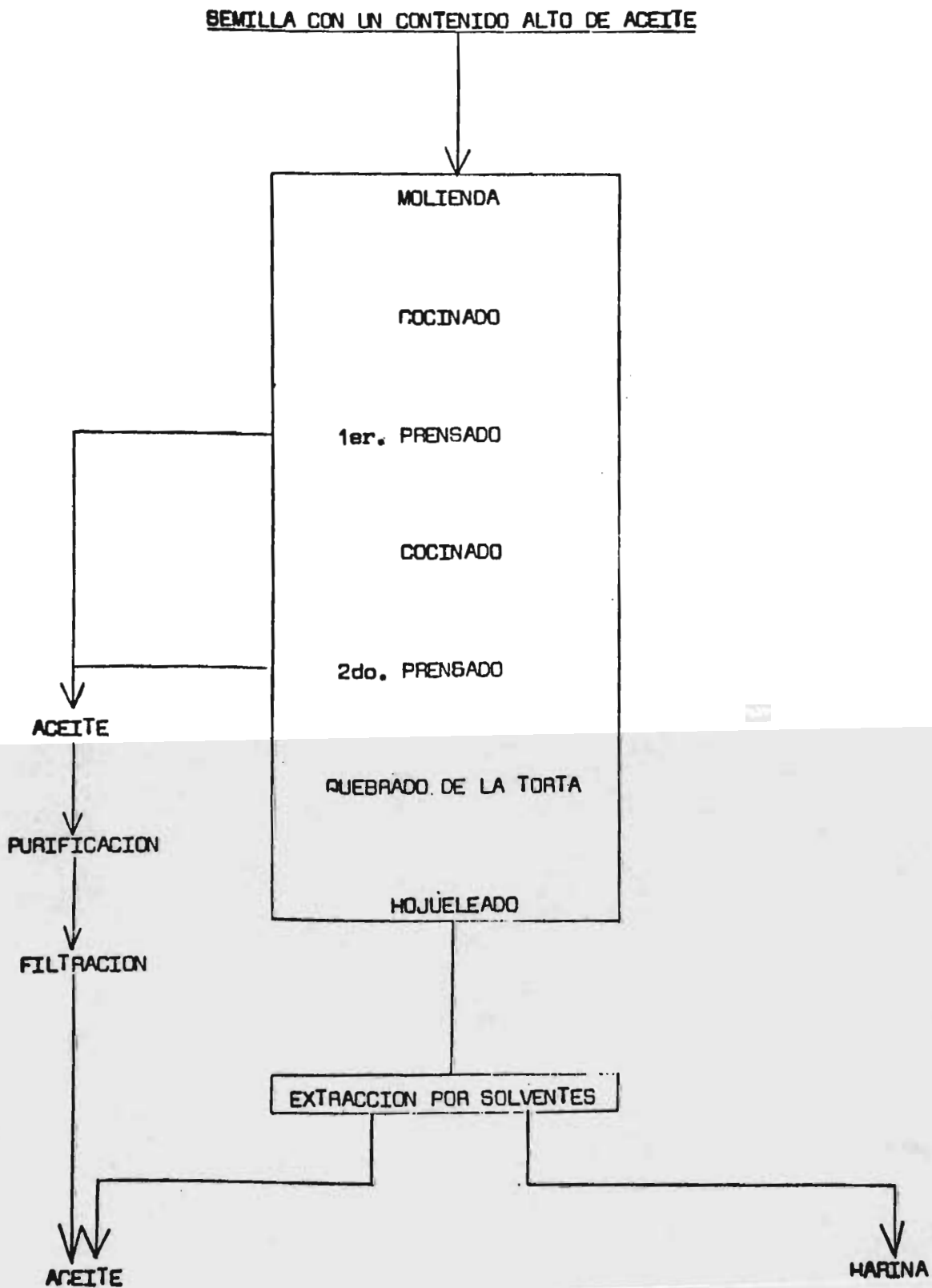


FIG. 27 Procesamiento de las semillas con un contenido alto de aceite por el proceso pre-prensado.

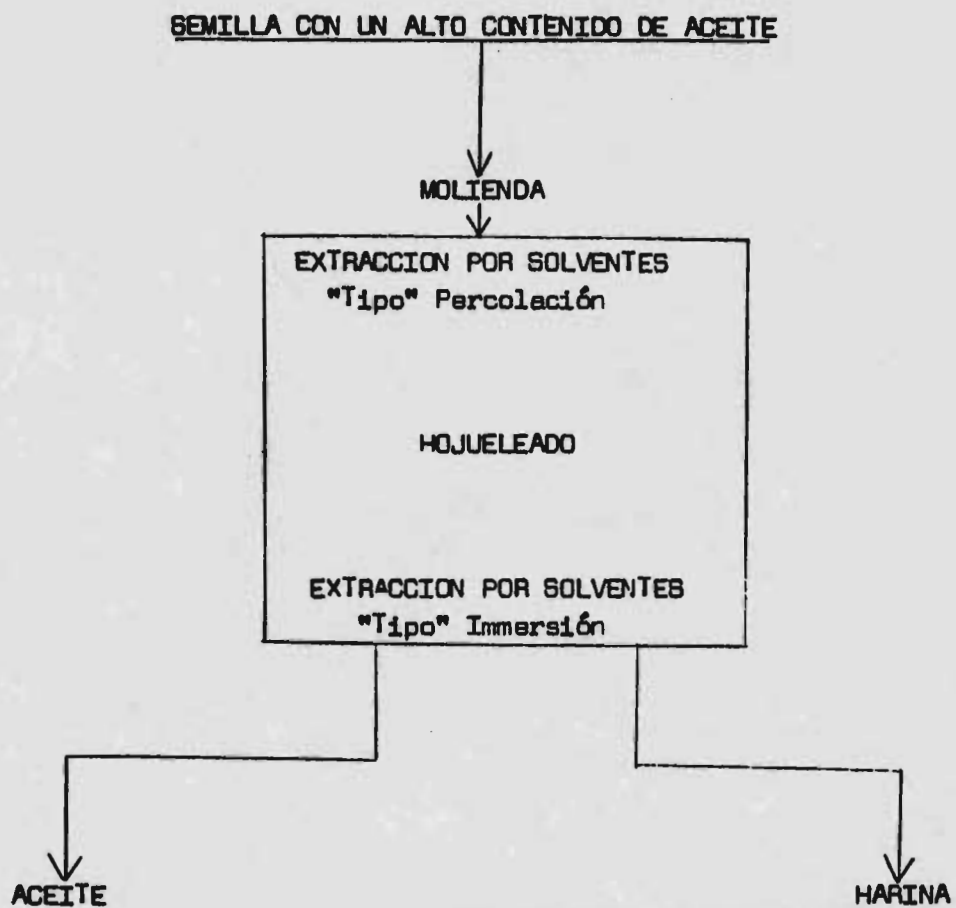


Fig. 28 Procesamiento de las semillas con un alto contenido de aceite por el proceso "Direx".

sor de 02. a 0.3 mm . Esta operación es efectuada normalmente a una temperatura de 90°C. y la masa de las hojuelas es transportada a un segundo -- extractor del tipo de inmersión similar al descrito con anterioridad, en este extractor el aceite retenido por la torta de hojuelas es eliminado totalmente y la harina extraída es liberada del solvente en un segundo des-solventizador. El flujo de los solventes a través del extractor es a contracorriente con relación al flujo del material; este entra en la parte superior del elevador de canjilones y pasa a través del batcher colocado en la parte inferior del extractor de inmersión, fluye hacia arriba a través del último para salir a un ducto de sobreflujo, de ahí es recogido y recirculado en el extractor de percolación por una bomba. En el último extractor el solvente incrementa su riqueza en aceite y puede alcanzar una alta concentración porque es puesto en contacto con semillas de alto contenido de aceite, la miscela (solución de aceite con solvente) que es extraída por medio de una bomba , es filtrada a través de filtros rotatorios herméticos especiales, que contienen un mecanismo especial de descarga en donde es mandada al preconcentrado y a la sección de destilación.

La energía y otros requerimientos de los dos procesos son mostrados en la tabla 7.

T A B L A 7

REQUERIMIENTOS POR TON. METRICA.		PROCESO CON PREPENSADO	PROCESO DIREX
Preparación de semilla (molienda-hojueleado)			
Fuerza	KWH	10	8
Prepensado			
Fuerza	KWH	22	-
Vapor	KG.	100	-
Extracción por solvente			
Vapor	KG.	380	490
Fuerza	KWH	10	12
Agua	M ³	1	1.2
Solvente	Kg.	5	7

Los datos comparativos nos muestran lo siguiente:

- a) El proceso convencional con prepensado requiere un gran consumo de energía (22 KWH) por tonelada de semilla procesada.
- b) El consumo de vapor y agua es el mismo en los dos procesos.

- c) El proceso Direx consume una cantidad mayor de solvente (2 kgs. adicionales) por tonelada de semilla tratada.
- d) Los gastos de mantenimiento y refacciones son más bajos en el proceso Direx.

Las ventajas del proceso Direx reducen los costos de operación en un 25%. De igual manera la inversión debería ser más baja, puesto que el equipo de preprensado es más caro que una unidad de inmersión-extracción.

CALIDAD DE ACEITE EXTRAIDO POR EL PROCESO DIREX.

La cantidad del aceite extraído por el proceso Direx es igual o mejor que la del aceite del proceso de prensas de tornillo sinfin, debido a las siguientes investigaciones:

- a) La cantidad de insolubles en acetona fué menor -- en el aceite extraído en el proceso Direx.
- b) El contenido de impurezas sólidas fué menor en el aceite extraído en el proceso Direx.
- c) El color de los aceite obtenidos en los dos procesos fué el mismo.

Equipo Auxiliar para Plantas de Extracción

Se analiza el Equipo Auxiliar, para completar la extracción del aceite de las subsecuentes etapas, antes de pasarlo a la refinación.

EQUIPO AUXILIAR PARA PLANTAS DE EXTRACCION

Después de haber examinado los extractores continuos más modernos y característicos que son usados en la industria de aceites y grasas, ahora -- examinaremos los equipos auxiliares necesarios para complementar una planta de extracción. Se analizarán las siguientes etapas:

- 1) Filtración de la miscela
- 2) Preconcentración de la miscela
- 3) Condensación de Solventes y destilación de la miscela.
- 4) Desolventización de la harina extraída.
- 5) Tostación de la harina.
- 6) Acondicionamiento de la harina.

1) Filtración de la miscela.

Como previamente mencionamos cuando analizamos los extractores continuos el principal enemigo del proceso de extracción por solventes son los finos que siempre se presentan en el preparado de la semilla para el mencionado proceso.

Posteriormente al proceso de extracción, este material finamente dividido es largamente retenido por la miscela. Y si no se elimina por el proceso de filtración, producirá altas pérdidas por refinación y ocasionará problemas.

En muchas partes del mundo existían plantas de extracción no equipadas con filtros, las cuales producían aceite de mala calidad y por lo tanto fueron más tarde modificadas instalando filtros con el fin de purificar la miscela extraída.

La filtración de la miscela es una operación esencial puesto que se desea una alta producción de aceite de buena calidad y una operación libre de problemas durante la etapa de preconcentración y destilación. Esta etapa de filtración de la miscela tiene gran importancia sobre toda la operación eficiente de toda la planta de extracción.

La filtración presenta algunas dificultades porque la miscela contiene solventes los cuales son sustancias volátiles e inflamables y como consecuencia a la operación debería ser llevada en filtros de tipo cerrado y de esta manera se reducirá el trabajo manual.

Al considerar que una planta de extracción con una capacidad diaria de doscientas cuarenta toneladas de semilla conteniendo el 20% de aceite, que produce una miscela con un contenido de aceite del 25%, después de que el solvente ha sido percolado a través de la masa de semilla, puede verse que la cantidad de miscela filtrada es de 10,000 lts./hora.

Las dificultades encontradas al filtrar la mencionada miscela, definitivamente varían con el tipo de semilla procesada. Una serie de datos -- de las pruebas llevadas a cabo en grandes plantas industriales es dada en la tabla 8.

T A B L A 8

TIPO DE SEMILLA	LTS. DE MISCELA FILTRADA / M ² DE AREA DE FILTRACION EN:				
	1 hora	2 horas	3 horas	4 horas	5 horas
Frijol soya	600	600	500	400	200
Girasol	600	400	260	200	140
Cacahuate	400	280	180	160	40
Nabo	500	350	200	140	80
Ajonjolí	400	250	150	100	--

Esas figuras simples demuestran la dificultad involucrada en el cálculo del área de filtración y la razón por la cual algunas plantas no son equipadas con filtros, o son provistas de unidades de filtración de pequeño tamaño.

Una planta diseñada para procesar todo tipo de semilla se deberá proveer cuando menos de 2 M². de área de filtración por tonelada de semilla tratada en 24 horas. Las figuras 29 y 30 ilustran dos filtros típicos usados para la filtración de la mezcla de aceite con solvente proveniente de la planta de extracción.

El primer filtro, frecuentemente usado en las plantas de extracción, tiene la desventaja de que cuando el aceite con un alto contenido de finos o una miscela difícil de filtrar son tratados, por ejemplo cacahuate, ajonjolí, etc., las tortas formadas entre placa y placa tienden a ponerse en contacto una con otra, y bajo estas condiciones es extremadamente difícil separarse de las placas por el lavado con solvente a contracorriente.

En este caso el filtro deberá ser abierto y limpiado manualmente con todos los peligros involucrados.

Un avance real en la filtración de la miscela ha sido lograda por filtración rotatoria, desarrollado por CMB.

La fig. 30 ilustra la sección transversal del mencionado filtro.

Este tipo ofrece una gran ventaja sobre el tipo estacionario, se remueve fácilmente la torta formada entre placa y placa, porque las placas del filtro se mueven y entran en contacto con aspersores los cuales lavan la superficie entera.

Otra ventaja es su gran área de filtración y además ocupa poco espacio.

Estos filtros son usualmente instalados en pares; un filtro está en operación mientras el otro está fuera de servicio para ser limpiado.

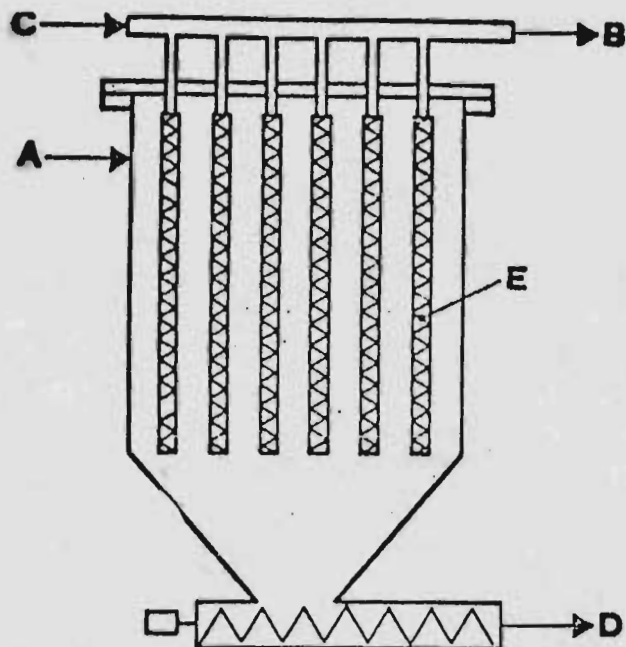


Fig. 29 Filtro estacionario para la filtración de la miscela

- A.- Entrada de la miscela
- B.- Salida de la miscela
- C.- Entrada del solvente de lavado
- D.- Salida para la suspensión solvente-torta
- E.- Platos

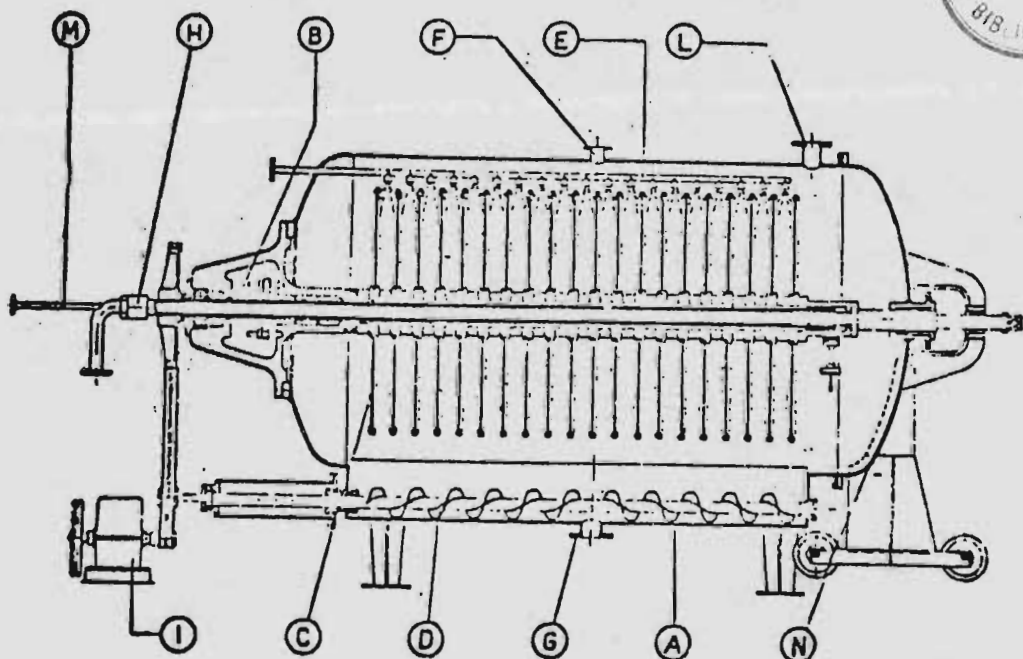


Fig. 30 Filtro rotatorio para la filtración de la miscela

- | | |
|------------------------------|-----------------------------------|
| A.- Filtro de cámara cerrada | G.- Salida del lodo |
| B.- Flecha de rotación | H.- Salida de la miscela filtrada |
| C.- Juego de platos | I.- Unidad de Potencia |
| D.- Extractor de tornillo | L.- Salida del aire |
| E.- Aspersadores de solvente | M.- Salida del solvente lavado |
| F.- Entrada de la miscela | N.- Fuerta deslizando |

2) Preconcentración de la miscela.

Para minimizar el consumo de vapor en las plantas de extracción de media na y gran capacidad, la miscela es preconcentrada en aparatos de destilación al vacío; los vapores del solvente provenientes de los desolventizadores de harina, son usados como fuente calorífica para la preconcentración.

Una planta con una capacidad de 240 tons/día (10 tons/hora) procesando una semilla con un contenido de aceite del 20%, veremos que el desolventizador maneja por hora 8,000 kgs. de harina, conteniendo 37% de solvente en peso, aproximadamente 11,000 kgs. de material compuesto por -- 8,000 kgs. de harina y 3,000 kgs. de solvente. Cuando el solvente es destilado genera una capacidad calorífica de 240 kilocalorías tomando en -- consideración solamente el calor latente de vaporización del solvente.

Suponiendo que un equipo es eficiente se puede aprovechar 80% de estas calorías, aproximadamente 190,000 calorías-hora.

Esas calorías corresponden:

$$\frac{190,000}{79.4} = 2,390 \text{ kgs. de solvente evaporado.}$$

En los ejemplos previos 10,000 lts/hora de miscela producida constan de 2,500 kgs. de aceite y 5,100 kgs. de hexano y puede concentrarse de 25 - al 50% sin consumo de vapor.

3) Condensación de solventes y destilación de la miscela.

El producto de la planta de extracción por solvente es una miscela rica en aceite la cual debe ser separada en sus componentes: aceite de buena calidad y solvente recuperable; para esto se requiere de lo siguiente:

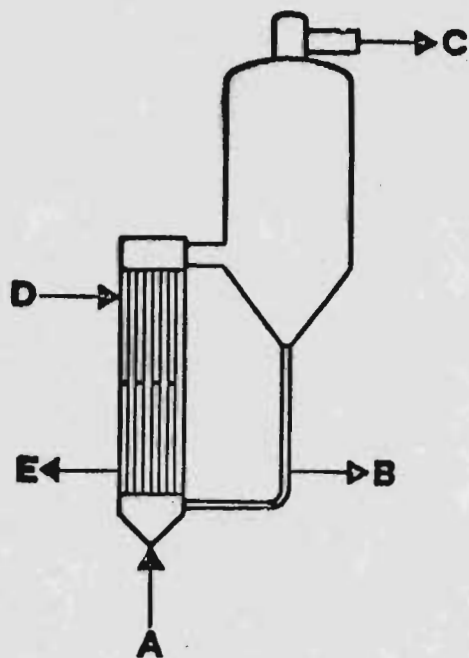
- a) Destilar la miscela a una temperatura lo más baja posible y nunca arriba de 110 °C..
- b) Retener el aceite en los equipos de destilación, en el mí nimo de tiempo posible.
- c) Eliminar las últimas trazas de solvente por arraste de va por.

Estas condiciones son alcanzadas en equipos de operación continua.

La Fig. 31 ilustra un destilador continuo que consta de 1 haz de tubos - calentados por vapor (en caso de destiladores), o por vapores de sol-- ventos (en caso de preconcentradores), una cámara de expansión, un múl tiple conectado con la cámara en la parte inferior.

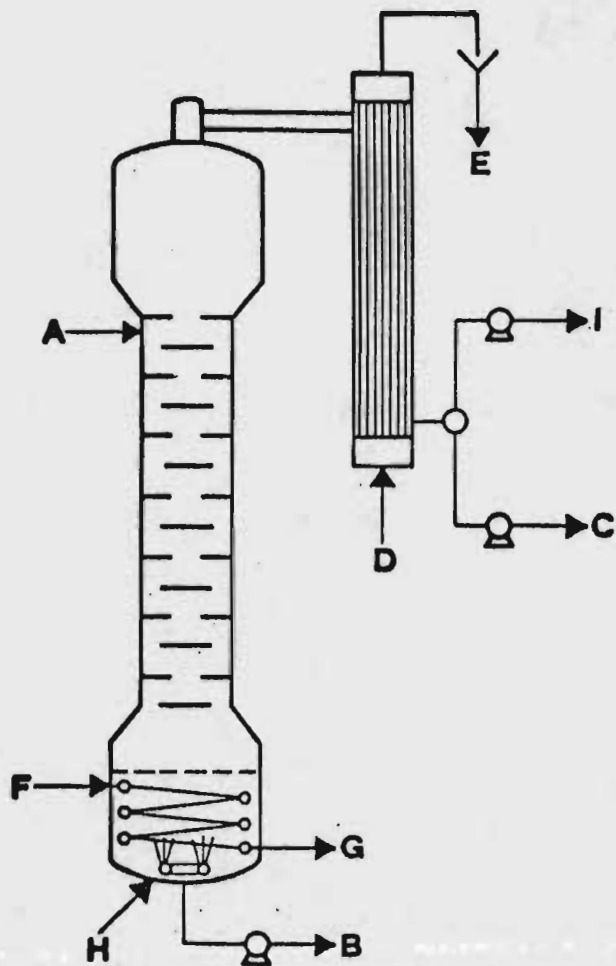
Ninguno de estos equipos son eficientes para eliminar completamente el - solvente contenido en el aceite y a esto se debe a que la miscela es pa-- sada finalmente a columnas de destilación de vacío, diseñadas para elimi nar las últimas trazas de solvente.

Una de las unidades más usadas se representan en la figura 32. Como se -



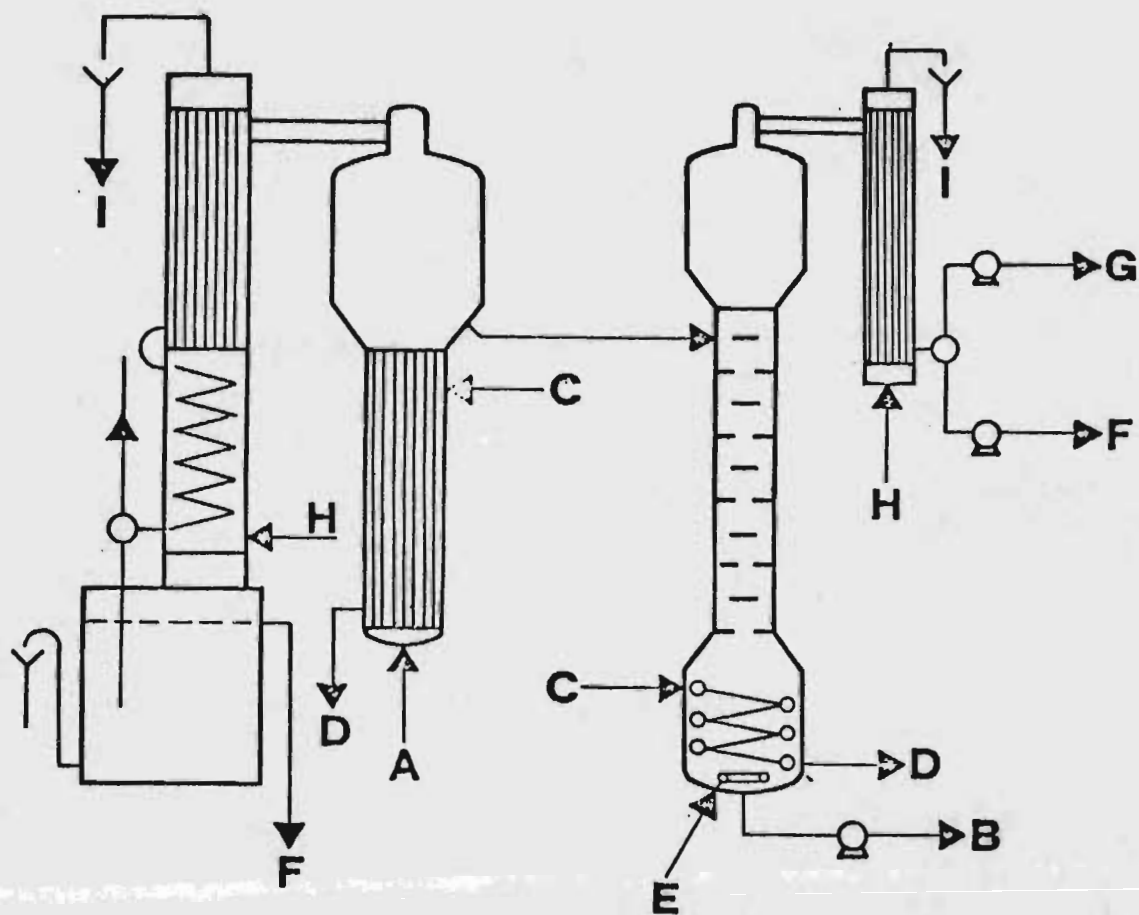
- A.- Entrada de la miscela
- B.- Salida del aceite
- C.- Salida para los vapores del solvente
- D.- Entrada para los vapores calientes
- E.- Salida de los vapores condensados

Fig. 31 Destilador continuo



- | | |
|--------------------------------------|---------------------------------------|
| A.- Entrada del aceite | F.- Entrada de vapor indirecto |
| B.- Salida del aceite | G.- Salida de vapor condensado |
| C.- Salida de agua y solvente | H.- Entrada de vapor vivo |
| D.- Entrada de agua | I.- Bomba de vacío |
| E.- Salida de agua | |

Fig. 32 Columna de Agotamiento



- | | |
|--------------------------------|---|
| A.- Entrada del aceite | F.- Salida de solvente condensado. |
| B.- Salida del aceite | G.- Salida para los vapores de la
bomba de vacío |
| C.- Entrada de vapor indirecto | H.- Entra del agua |
| D.- Salida de vapor condensado | I.- Salida del agua |
| E.- Entrada de vapor vivo | |

Fig. 33 Destilación continua y unidad de agotamiento

muestra en este diagrama, el aceite que aún contiene trazas de solvente, entra por el punto A, cae por gravedad en forma de película sobre una serie de canastas y finalmente se recoge en la parte inferior de la columna. En esta área algo de vapor es inyectado el cual burbujea en el aceite, y fluye en forma ascendente a contracorriente del aceite. Bajo estas condiciones se obtiene una eliminación completa del solvente. El vacío se mantiene en todo el sistema por medio de una bomba.

La figura 33 ilustra el diagrama de flujo de una unidad de destilación y agotamiento, moderna y eficiente.

Usualmente estos destiladores son instalados en plantas de mediana y gran capacidad.

Las figuras 34 y 35 ilustran la sección transversal de dos aparatos de este tipo, Anderson (U.S.A.) y CMB (Italia).

4) Desolventización de la harina extraída.

Después de haber examinado los procesos de extracción por solvente usados para eliminar el aceite de las semillas y después de haber revisado la forma en que dicha mezcla aceite-solvente es tratada y destilada, la última operación que será considerada, es el tratamiento de las hojuelas extraídas para recuperar el solvente de la cual están impregnadas.

Esta operación es conocida como desolventización de harina y está acompañada de un equipo especial conocido como " desolventizadores ".

Los desolventizadores se pueden clasificar en dos categorías:

Desolventizadores horizontales y
Desolventizadores verticales

Un desolventizador horizontal es esquemáticamente ilustrado en la figura 36.

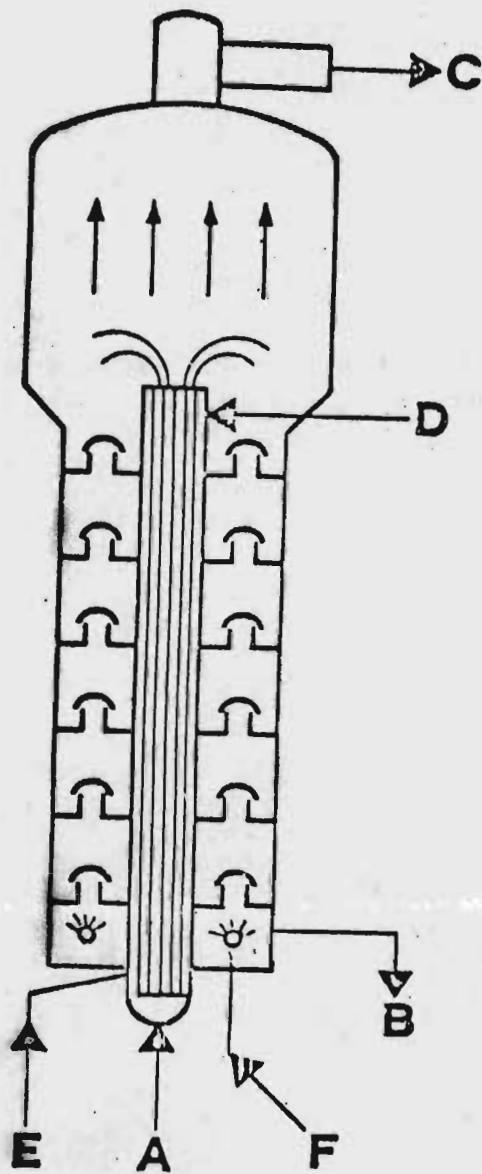
Estos desolventizadores constan de varios elementos horizontales superpuestos de tal manera que el superior descarga el material al siguiente, permitiendo así que el material se transporte en ZIG ZAG a lo largo de los elementos que constituyen el desolventizador.

En este equipo la harina extraída después de ser drenada es pasada a la parte superior, es impulsada por un sistema mecánico hasta llegar al extremo del último elemento donde finalmente es descargada.

Como estos elementos están provistos con chaquetas de vapor, la harina es calentada y el solvente se evapora.

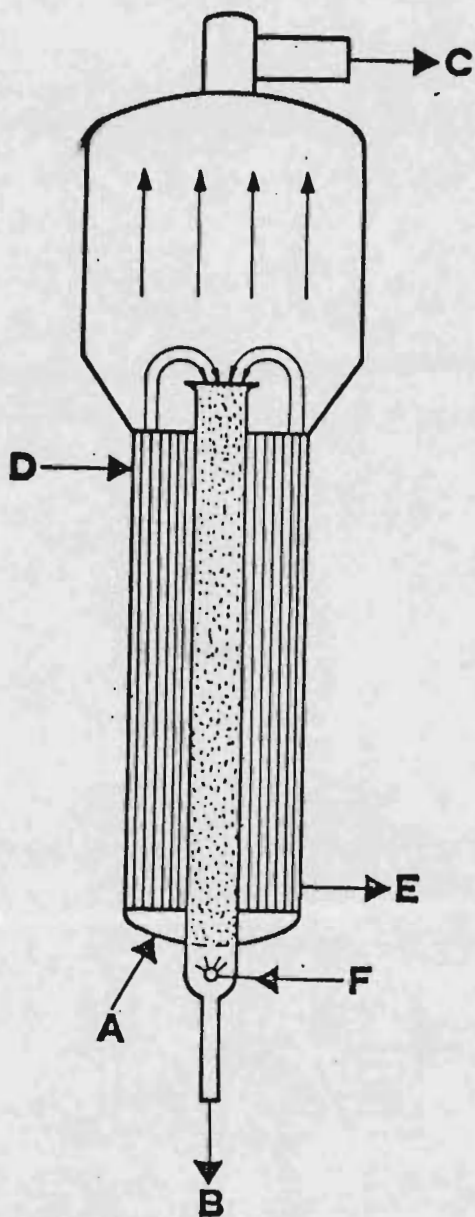
Los vapores del solvente son condensados por medio de rociadores de agua termoregulada.

Para la eliminación final de las últimas trazas de solvente, se utiliza vapor vivo, inyectado a través del fondo de la harina, en los últimos elementos del desolventizador.



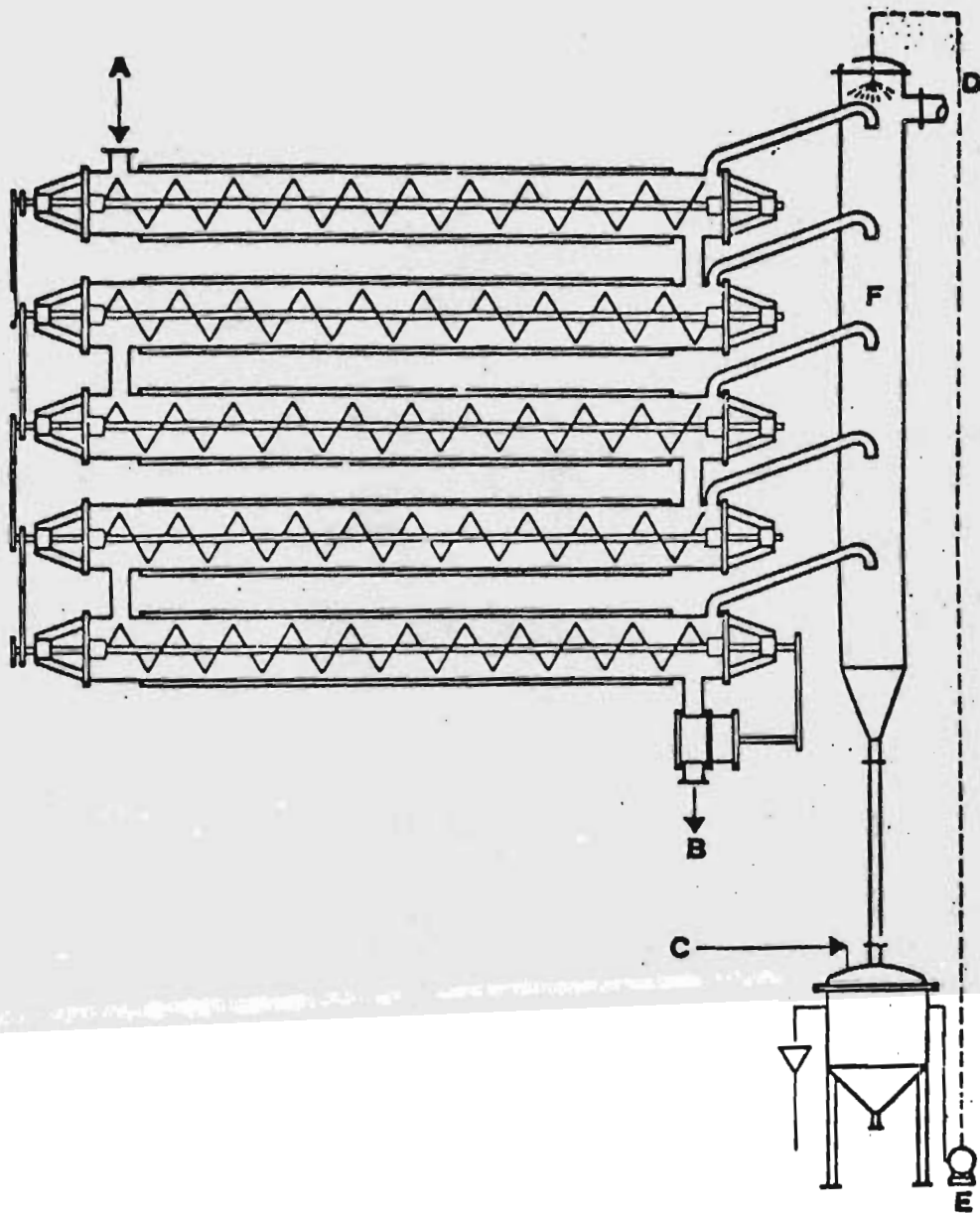
- A.- Entrada de la miscela
- B.- Salida del aceite
- C.- Salida para los vapores del solvente
- D.- Entrada de vapor indirecto
- E.- Salida del vapor condensado
- F.- Entrada de vapor vivo

Fig. 34 Destilador continuo



- A.- Entrada de la miscela
- B.- Salida de la miscela
- C.- Salida para los vapores del solvente
- D.- Entrada de vapor indirecto
- E.- Salida de vapor condensado
- F.- Entrada de vapor vivo

Fig. 35 Destilador continuo



- A.- Entrada de la harina
- B.- Salida de la harina
- C.- Entrada del agua
- D.- Salida de los vapores del solventa
- E.- Bomba de circulación
- F.- Vapor

Fig. 36 Desolventizador horizontal

DESOLVENTIZADOR DE PLATOS SOBREPUESTOS

Este tipo de desolventizador es ilustrado en la figura 37 y su operación es la siguiente:

La harina impregnada de solvente, entra en el punto A a través de un transportador alimentador de tornillo y cae en el primer plato del desolventizador, un sistema de rotación mueve esta harina en la superficie del plato y hace que caiga al plato inferior de donde fluye hacia el siguiente, hasta alcanzar el último plato. De ahí es extraída por un transportador de tornillo, la temperatura de la harina es incrementada a causa de su íntimo contacto con los vapores calientes del plato, y todo el casco de la columna es calentado por vapor. A causa de este calentamiento el solvente se evapora y sus vapores son llevados a una unidad condensadora y separadora. Generalmente se inyecta una cierta cantidad de vapor en los platos inferiores a través de la masa de la harina para eliminar las últimas trazas de solvente.

Estos desolventizadores tienen las siguientes ventajas sobre el tipo horizontal de efecto múltiple:

Se requiere un espacio menor
Eficiencia térmica alta
Fácil inspección y control

Consideremos ahora los cálculos para el diseño de estos desolventizadores.

En este caso, también el problema es muy difícil ya que el tipo de semilla para procesarse debería conocerse, también si el vapor vivo puede ser inyectado a través del lecho de la harina durante la etapa desolventizadora.

Es bien conocido que algunas harinas, como la harina de cacahuete son quemadas por la acción de vapor vivo y su valor comercial disminuye. El vapor vivo, aún cuando se inyecta en pequeñas cantidades favorece la eliminación del solvente y como resultado, la superficie calentada del desolventizador puede reducirse considerablemente.

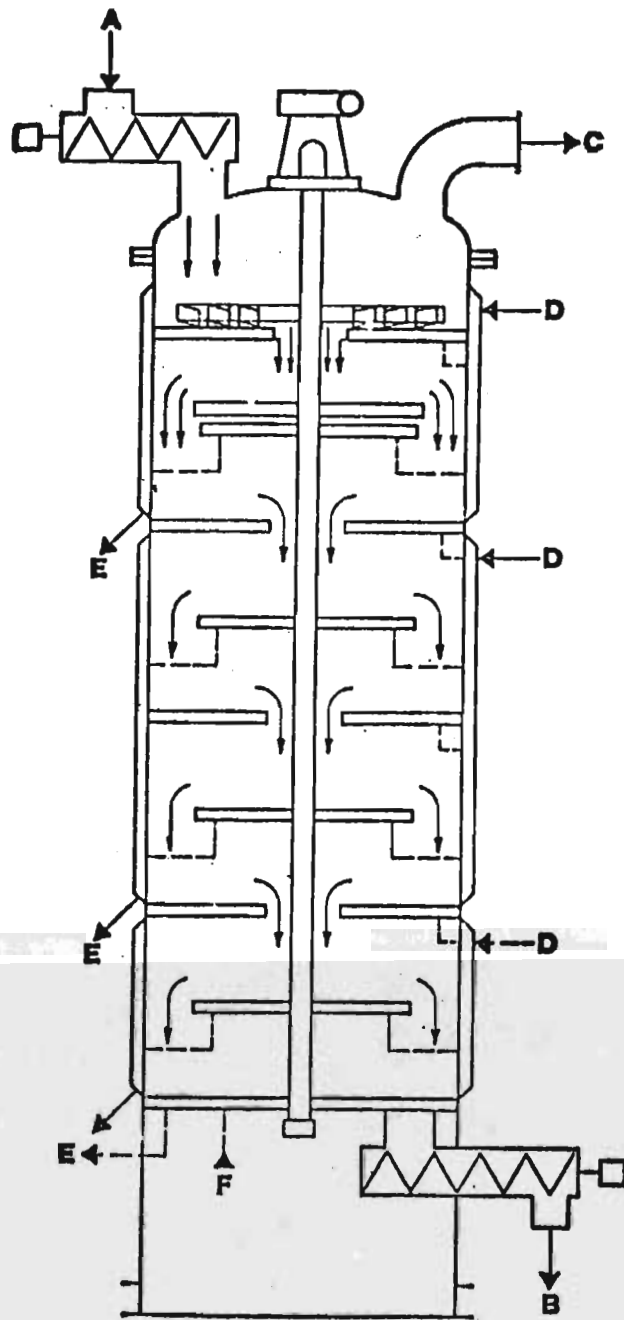
Como previamente mencionamos, los vapores del solvente salidos del desolventizador están siempre contaminados por partículas finamente divididas, de harina, las cuales deberá ser eliminadas con el fin de prevenir la contaminación del aparato diseñado para condensarlos.

La manera más adecuada, es limpiar tales vapores con aspersores de agua o de solvente. La figura 38 muestra tal sistema el cual usa agua termoregulada.

Cuando el sistema está bien diseñado, se obtienen vapores libres de finos, y la mayor parte del vapor de agua, siempre presente, puede ser eliminado por condensación como otra ventaja del proceso.

Este sistema es adoptado por Control Soya, De Smet, Blaw Knox, entre otros ampliamente usados en México.

Para concluir esta revisión de los aparatos usados en la desolventización de la harina extraída, algunos datos informativos están en la tabla 9



- A.- Entrada de la harina
- B.- Descarga de la harina desolventizada
- C.- Salida para los vapores del solvente
- D.- Entrada de vapor indirecto
- E.- Salida del agua de condensación
- F.- Entrada de vapor vivo

Fig. 37 Desolventizador de platos sobrepuestos

indicando el tamaño de los desolventizadores de platos sobrepuestos para la inyección de vapor vivo en los últimos platos.

Si la extracción de harina es desolventizada sin inyección de vapor vivo, el número de platos de los desolventizadores deberán ser incrementados por un mínimo de tres a cuatro.

T A B L A 9

CAPACIDAD EN TONS./DIA.	DIAMETRO DE PLATOS MM.	NUMERO DE PLATOS	ALTURA DE LOS PLATOS MM.
50	1,400	6	500
100	1,600	9	500
200	1,900	9	500
300	2,200	9	600
500	2,500	12	600

RECUPERACION DE LOS VAPORES DEL SOLVENTE

En plantas de extracción continua, la pérdida de solventes puede ser debido a:

- a) Inadecuada desolventización de la harina.
- b) Pérdidas de vapores del solvente en tuberías.
- c) Falta de mantenimiento del equipo.

Las pérdidas que caen dentro del Inciso a) son las más importantes desde el punto de vista de cantidad y peligro.

Generalmente en desolventizadores eficientes, solo pequeños porcentajes de solvente (alrededor de 0.1 %), son dejados en la harina desolventizada. Cuando este excede del 0.2 %, deberán hacerse modificaciones en el equipo desolventizador.

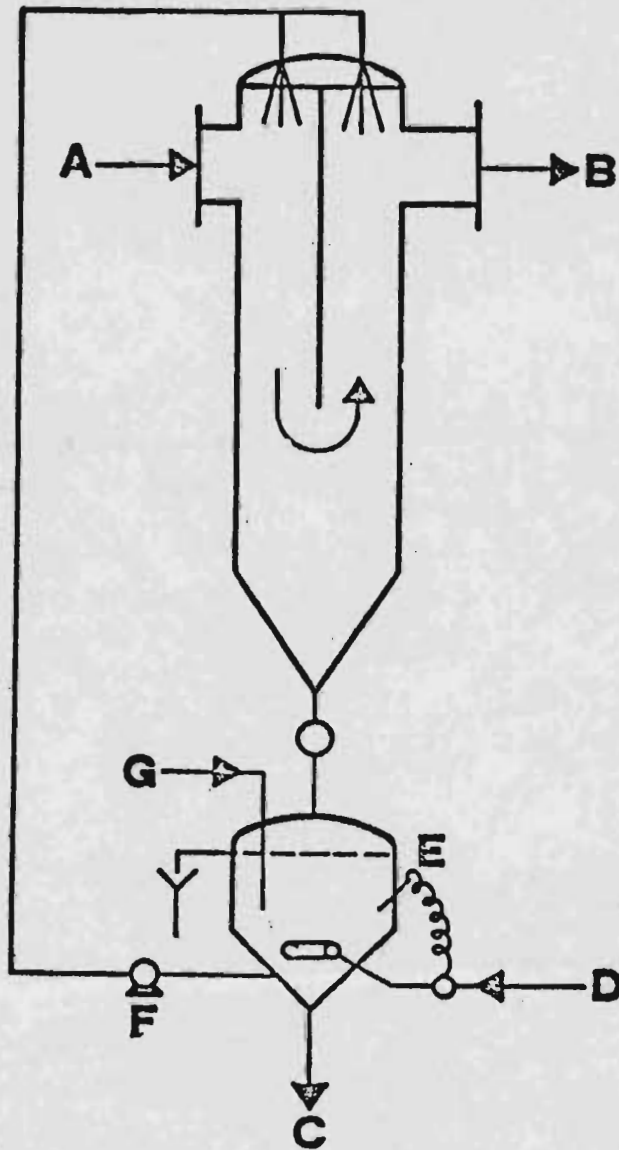
SEPARACION Y CONDENSACION DE LOS VAPORES DEL SOLVENTE EN UN SOLO PUNTO.

Los vapores de solvente pueden ser separados y condensados de diferentes maneras:

- Adsorción por carbonos activados.
- Separación y condensación por un decremento en la temperatura.
- Adsorción por lavado de aceite.

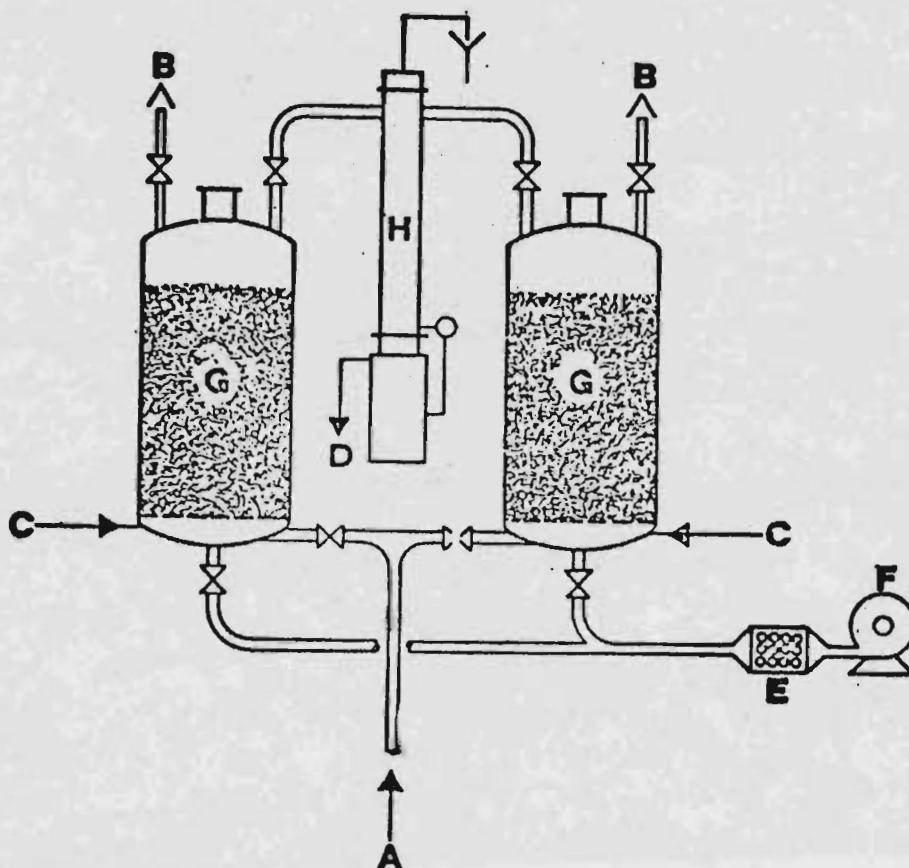
La adsorción por carbonos activados se lleva a cabo por filtración, haciendo fluir los vapores a través de un lecho de carbono activado, que tiene la propiedad de condensar los vapores del solvente.

Este sistema de filtración se rebaja en escala industrial, mostrado en la figura 39.



- A.- Entrada para los solventes y vapor de agua
- B.- Salida para vapor del solvente
- C.- Descarga del lodo
- D.- Entrada del vapor
- E.- Válvula termoreguladora
- F.- Bomba de recirculación
- G.- Entrada del agua

Fig. 36 Unidad de lavado de vapores



- A.- Entrada del gas agotado
- B.- Salida del gas filtrado
- C.- Entrada del vapor
- D.- Salida del solvente recuperado
- E.- Calentador de aire
- F.- Ventilador
- G.- Adsorbedor
- H.- Condensador

Fig. 39 Sistema de Adsorción de los vapores del solvente por carbón activado

La operación de esta unidad es la siguiente:

Los gases (aire con vapores de solvente) son admitidos en el punto A y pasan a través de la masa del carbón activado de uno de los adsorbedores (G). Durante este paso, el lecho de carbón activado adsorbe a los vapores del solvente y los condensa, mientras el aire así filtrado escapa por el punto B.

Cuando el carbón activado se empieza a saturar con solvente, el flujo es invertido y los gases vaciados pasan al segundo adsorbedor. La masa del carbón saturado del primer adsorbedor es entonces reactivada por inyección de vapor vivo seco a través de la masa del carbón. Bajo estas condiciones, el solvente es destilado y después condensado en el punto H y por un separador D.

La vida del carbón activado es muy grande, cerca de 10 a 12 meses, y la reactivación toma lugar cada 16 a 24 horas. La capacidad de cada adsorbedor es cerca de 2 M³ de carbón activado por batch para una planta con una capacidad de procesamiento de 240 tons/día.

Otro sistema para la separación, consiste en condensar dichos vapores, haciéndolos burbujear en un aceite. Si se observa el grado de saturación del aire a 0° C. veremos que la cantidad de vapores del solvente contenido es extremadamente bajo, menor de 5 grs/m³. Esto no es de importancia cuando se refiere al consumo del solvente.

RECUPERACION DEL SOLVENTE.

La figura 40 muestra el sistema de recuperación de solventes. La operación de ese sistema es la siguiente:

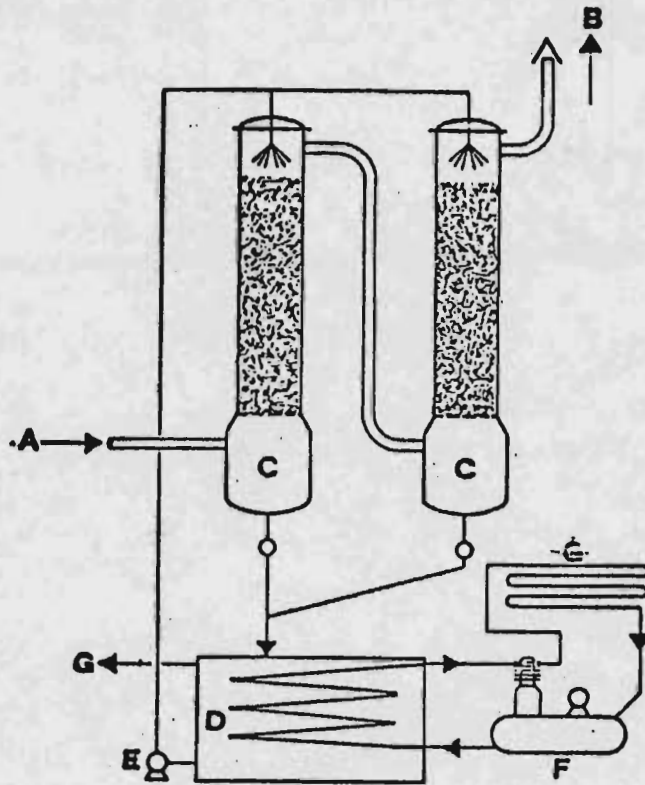
Los gases entran en el punto A y pasan a través de las dos torres empacadas con anillos Rasching u otro material poroso y llevados al punto B. Una cierta cantidad de salmuera, mantenida a una temperatura de 0 a 2°C. por una máquina refrigerante, es rociada sobre el material y baña la zona empacada. Bajo estas condiciones, los gases son llevados a una temperatura cercana a 0°C. Esto causa que los vapores del solvente se condensen y fluyan dentro de un tanque de salmuera (D) en el cual se decantan, debido a su bajo peso específico. La salmuera es recirculada dentro del sistema por una bomba (G).

Operación y control de plantas de Extracción.

Como la nueva tecnología está orientada hacia el procesamiento de semillas en plantas de extracción por solventes, éstas han llegado a ser la parte más importante de los molinos de aceite y se puede decir que su aspecto técnico y económico depende estrictamente de la eficiencia de esas plantas.

La planta de extracción representa la parte principal en una fábrica procesadora de aceite. Esta es la razón por la cual el tamaño y la operación de esta planta es determinante en el siglo del procesamiento.

Algunos aspectos importantes de estas plantas son los siguientes:



- A.- Entrada del gas
- B.- Salida del gas lavado
- C.- Torres empacadas
- D.- Tanque de salmuera
- E.- Bomba de salmuera
- F.- Máquina de refrigeración
- G.- Salida de solvente condensado

Fig. 40.- Sistema de recuperación del solvente usado

Servicios y productos
 Datos comparativos
 Operación de la planta

Requerimientos de una planta de extracción.

Los requerimientos y productos de una planta de extracción son los datos más importantes para evaluar la economía del proceso. En particular, estos requerimientos son:

Vapor
 Fuerza
 Solvente
 Agua
 Mano de obra

Si consideramos una planta de capacidad media (240 tons/día) y convertimos los requerimientos medios por tonelada en costos comunes, podremos llegar a las siguientes conclusiones:

Vapor	Tons	0.35 x 240 -	tons.	84 x litros	2000 =	168,000 lts
Fuerza	KHW	10 x 240 -	KHW	2400 x litros	15 =	36,000 lts
Solvente	KG	5 x 240 -	Kgs.	1200 x litros	60 =	72,000 lts
Agua	M3	12 x 240 -	M3	2880 x litros	4 =	11,510 lts
Hombre-Hora	Horas	48	-	48 x litros	1200 =	57,600 lts

Los datos indican que:

- 1) El gravámen porcentual de los costos de operación es:

Vapor	48.6
Fuerza	10.5
Solvente	28.8
Agua	3.3
Mano de obra	<u>16.8</u>
T O T A L	100.0

- 2) En la selección y operación de plantas de extracción, debemos considerar que el consumo de vapor se debe minimizar, ya que este costo tiene una incidencia del 48.6 % sobre el total de costos de operación

Además de estos requerimientos, un factor adicional que será considerado es la pérdida de aceite por tonelada de semilla tratada. Generalmente, estas pérdidas fluctúan entre 0.4 y 1% dependiendo de la clase de semilla a procesar. Arriba del 1% tiene un efecto adverso en la economía de la planta, especialmente en países donde se han encontrado diferencias marcadas entre el precio del aceite extraído y de la harina, como es el caso en México.

Datos comparativos en diferentes plantas.

La tabla 10 proporciona los datos comparativos relacionando los consumos de servicios garantizados por algunos fabricantes de plantas. Esta información ha sido obtenida de las cotizaciones de los usuarios y se incluyen las plantas que más abundan en México.

T A B L A 10

	ROTOCEL ALEMAN	DE SMET BELGICA	C M B ITALIA	ANDERSON U.S.A.	FRENCH U.S.A.
Capacidad diaria toneladas	240	240	240	240	240
Requerimientos por Tonelada					
Vapor en Kg.	350	340	340	370	370
Energía Eléctrica KWH	11	9	6	10	9
Solvente Kg.	5	5	6	6	6
Agua M3	12	12	12	13	12

Operación de la planta.

La operación eficiente de la planta se basa en lo siguiente:

Chequeo periódico y sistemático de la utilización de servicios.

Control analítico de materias primas y productos terminados.

Rutina programada y mantenimiento especial.

Inspección periódica contra fuego y equipo de seguridad.

SECADO Y ENFRIAMIENTO DE LA HARINA

Generalmente, la harina obtenida después de la desolventización tiene un contenido de humedad de aproximadamente 10-14% cuando el equipo diseñado para este propósito tiene dimensiones adecuadas. Si por el contrario, este aparato es inadecuado, el nivel de humedad puede exceder dicho porcentaje. Además, la harina sale del desolventizador a una temperatura de 100°C. aproximadamente, y como consecuencia no puede ser almacenada ni encostalada.

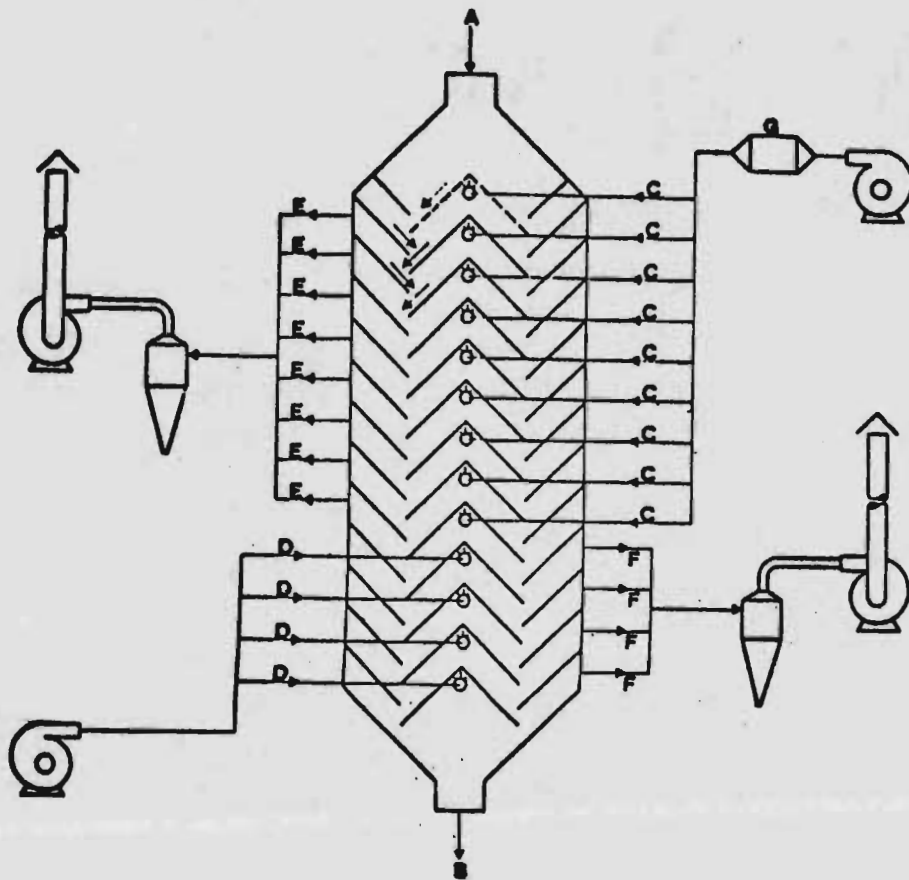
Para resolver este problema, las plantas de extracción por solventes que producen harina para la alimentación de ganado, deberán ser equipadas con equipos bien diseñados capaces de ajustar el contenido de humedad, el tamaño de los granulos y la temperatura de la harina producida. A continuación se describen dos de los aparatos que se utilizan en la planta de extracción por solventes para resolver estos problemas:

Enfriador-Secador de cascada.

Enfriador-Secador de platos sobrepuestos.

La figura 41 ilustra un secador de tipo de cascada. La operación de este secador es la siguiente:

La harina caliente y húmeda entra en el punto A y cae por gravedad sobre una serie de mamparas perforadas como se ve en la Figura 41. Debido al sistema de mamparas, la harina cae al punto de descarga, todas las mamparas centrales están provistas de un múltiple, el cual inyecta aire caliente a través de los inferiores. El aire así inyectado es pasado por ciclones que están diseñados para mantener una presión uniforme



- A.- Entrada de la harina.
- B.- Salida de la harina.
- C.- Entrada de aire caliente.
- D.- Entrada de aire frío
- E.- Salida de aire caliente.
- F.- Salida de aire frío.
- G.- Calentador de aire.

Fig. 41.- Sección transversal de un enfriador-secador para la extracción de harina.

dentro del equipo de enfriado-secado. Bajo estas condiciones de operación, una corriente de aire caliente es inyectada sobre la harina que está en la parte superior del equipo, que actúa como secador, y la corriente de aire frío de la parte inferior actúa como enfriador. Para dar una idea -- acerca de las características de los secadores-enfriadores, se presenta -- una serie de datos para una unidad de una capacidad de 10 tons. por hora.

Capacidad por hora	10 tons.
Temperatura de la harina en la entrada	105°C.
Temperatura de la harina en la salida	40°C.
Humedad de la harina (soya) en la entrada	16%
Humedad de la harina (soya) en la salida	11%
Potencia instalada	20 H.P.
Consumo de vapor por hora	900 Kgs.
Eficiencia térmica	45%

Un secador-enfriador del tipo de platos sobrepuestos se muestra en la Fig. 42. La operación de esta aparato es la misma que la anterior; la única diferencia es que la caída de la harina de un plato a otro no es por -- gravedad, sino por medio de un brazo giratorio ajustado. En cuanto a las -- características técnicas son similares a las anteriores.

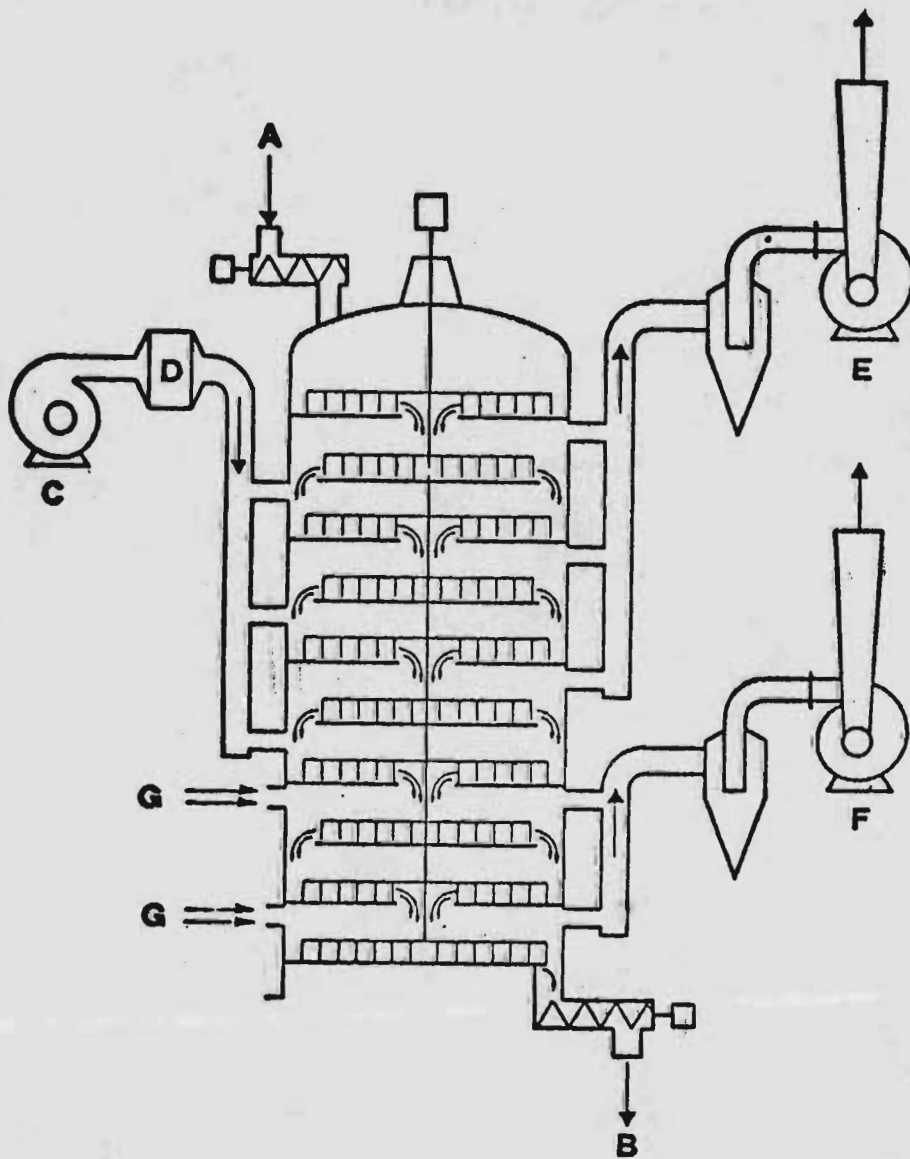
Estas unidades enfriadoras-secadoras están generalmente provistas de -- equipos auxiliares tales como molinos de martillo, clasificadores de par-- tícula, etc. de tal manera que el producto terminado que sale de la planta queda listo para su empacado y almacenaje.

ALMACENAJE Y EMPACADO DE LA HARINA

La harina que sale de una planta de extracción puede ser empacada y almacenada, si la harina se almacena por un período largo de tiempo, es esencial que esté bien seca antes de almacenarse. Para una buena preservación, el contenido de humedad de la harina nunca debe de exceder de un 9%. Un ni vel de humedad alto puede causar dos serios peligros:

- A) Calentamiento de la harina con una consecuente degradación de su calidad.
- B) Apelmazado de la harina en el depósito de almacenaje, lo cual -- puede poner en peligro la resistencia estructural del depósito. Como consecuencia, los depósitos de almacenaje de la harina de-- ben ser bien diseñados para prevenir las dificultades que presen-- tan en el empacado de la harina.

La harina aún cuando esté bien seca tiende a comprimirse en la parte -- inferior del almacén y si no está provisto de un extractor mecánico adecua-- do, no fluye hacia afuera y ocurre el fenómeno llamado " arqueo". La figura 43 muestra esquemáticamente la forma de la parte inferior de tales depósitos de almacenaje de la harina. Se puede ver fácilmente, que el flujo descendente se facilita cuando un cono central soporta algo del peso del mate-- rial para prevenir el apelmazado en las regiones bajas. Otra medida que de-- be tomarse en cuenta, cuando se usan depósitos de una considerable altura, consiste en producir " una acción amortiguante" a lo largo de la pared ver tical para reducir la presión, la cual se concentra en la parte inferior.



- A.- Entrada de harina húmeda
- B.- Salida de la harina enfriada y secada
- C.- Aire. soplador
- D.- Calentador de aire
- E.- Extractor de aire caliente
- F.- Extractor de aire frío
- G.- Entrada de aire frío

Fig. 42.- Sección transversal de un enfriador-secador de platos superpuestos.

Generalmente esta "acción amortiguante" es producida por anillos en las paredes verticales (ver figura 44). Cuando la harina se empaca, debe llevar de humedad del 11 al 13% máximo para evitar los posibles grumos que se pueden formar durante su almacenaje. Los molinos de aceite están bien equipados y también están provistos con clasificadores de partículas capaces de producir harina de varios tamaños.

Como resultado, una almacenaje moderno de harina y una planta de ensacado, debería equiparse con:

Humificadores
Molinos
Separadores de tamaño de partículas
Máquinas de pesado y ensacado.

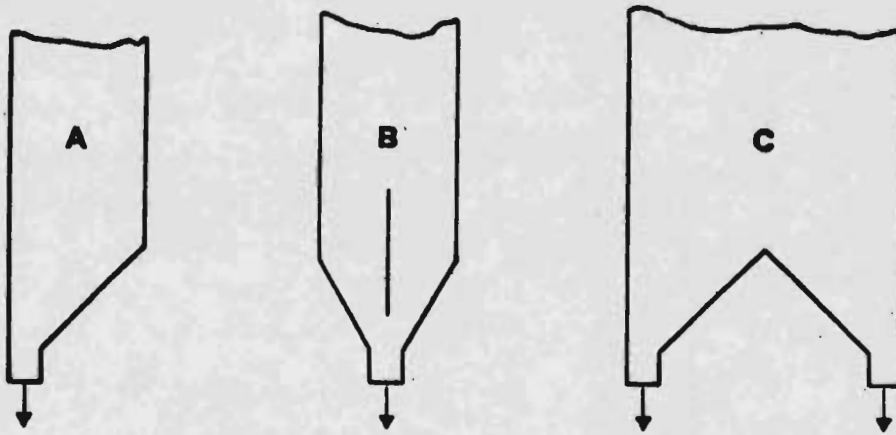
Los aparatos humidificadores pueden ser de diferentes tipos. La figura 45 ilustra uno de los más usados.

Su operación es extremadamente simple:

La harina entra en el punto A y sale en el punto B. Un agitador mecánico remueve la harina y ayuda al movimiento a lo largo del humidificador. La parte superior del aparato se equipa con rociadores de agua los cuales inyectan una cantidad a través de la masa de la harina. Como la cantidad y el contenido de humedad de la harina que entra a este aparato son siempre conocidas, es fácil determinar la cantidad de agua que será adicionada para obtener un producto con un contenido de humedad deseado.

Los clasificadores de partícula son similares a los aparatos convencionales usados en los molinos de granos y su función es graduar la harina de acuerdo a los diferentes tamaños de partícula.

Las máquinas automáticas de pesado y empacado son diseñadas para determinar el peso de la harina y llevar el costal. La harina es generalmente conservada en sacos de yute de tejido cerrado los cuales tienen un peso neto de 25 ó 33 kilogramos, dependiendo de la gravedad específica de la harina. Las harinas molidas fino (300 mallas o menos) se almacenan en sacos de papel o de polipropileno, aunque ambos impiden el flujo adecuado de aire a través de la harina contenida en el saco, aumentando así los riesgos de que se quemé por combustión, derivada de la fermentación de la harina.



A.- Deposito cuadrado.

B.- Deposito redondo

C.- Deposito rectangular.

Fig. 43.- Vista seccional de la parte inferior del silo de harina.

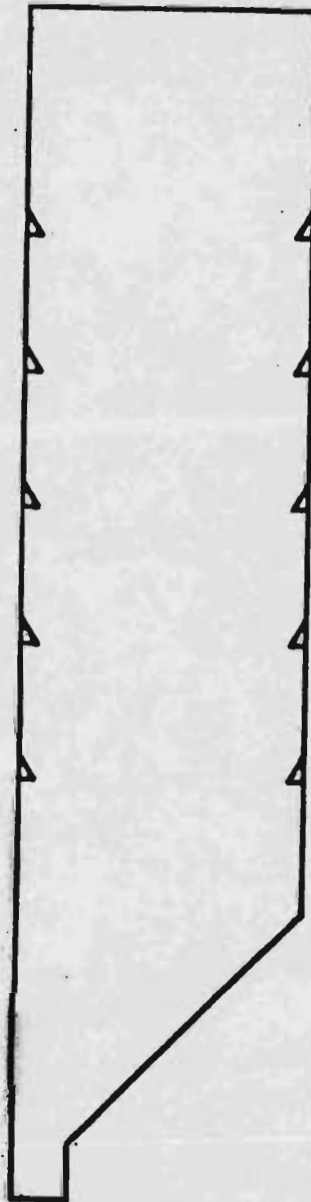
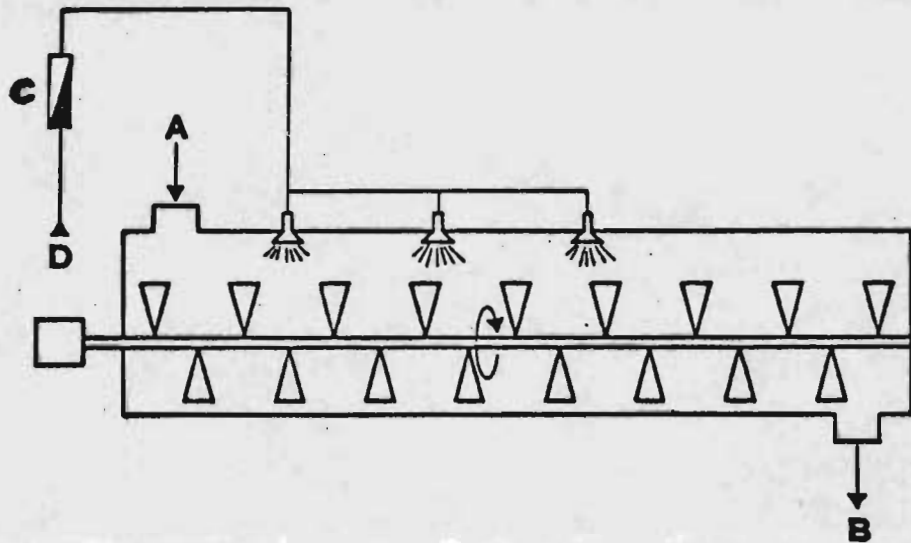


Fig. 44.- Sección transversal de un depósito de harina ajustado con anillos.



- A.- Entrada de harina.
- B.- Salida de harina.
- C.- Flujo medidor de agua.
- D.- Entrada de agua.

Fig. 45.- Vista seccional de un humidificador para harina

Aceites Vegetales

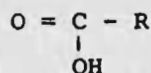
Se describe sus componentes y características

ACEITES VEGETALES

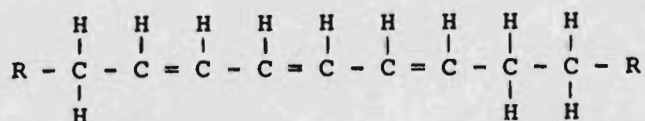
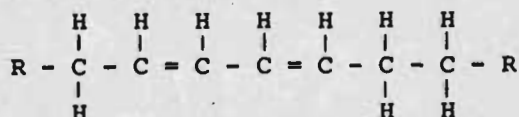
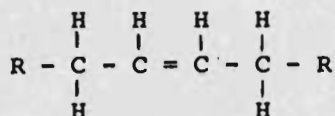
Como resultado del proceso de extracción de las semillas oleaginosas se obtiene una materia grasa, dependiendo de la variedad de semilla, de la región donde fué cosechada y condiciones climatológicas que privaron durante el período de la siembra.

Siendo sus principales componentes los ácidos grasos combinados con glicerina (glicéridos) .

La fórmula general de un ácido graso es:



Esto muestra que el grupo carboxilo COOH está unido a un radical consistente en una cadena abierta de átomos de carbono, la cuál puede ser saturada o insaturada con hidrógeno de acuerdo a las siguientes moléculas:



En este caso la posición de la doble ligadura se indica por la posición del átomo de carbono que le precede. Como resultado, en el caso de los ácidos grasos insaturados, además de la fórmula química, también la posición de la doble ligadura se indicará. Por ejemplo, la fórmula del ácido oléico será:

9 octadecenoico

la del ácido linoléico:

9, 12 octadecadienoico.

la del ácido linolénico:

9, 12, 15 octadecatrienoico.

La tabla da una lista de los principales ácidos grasos saturados presentes en las grasas y aceites.

ACIDOS GRASOS SATURADOS

NOMBRE COMUN	NOMBRE SISTEMATICO	FORMULA EMPIRICA
Butírico	N-Butanoico	$C_4 H_8 O_2$
Isovalérico	Iso-Pentanoico	$C_5 H_{10} O_2$
Caproico	N-Hexanoico	$C_6 H_{12} O_2$
Caprífico	N-Octanoico	$C_8 H_{16} O_2$
Cáprico	N-Decanoico	$C_{10} H_{20} O_2$
Laurico	N-Dodecanoico	$C_{12} H_{24} O_2$
Mirístico	N-Tetradecanoico	$C_{14} H_{28} O_2$
Palmitico	N-Hexadecanoico	$C_{16} H_{32} O_2$
Estearico	N Octadecanoico	$C_{18} H_{36} O_2$

Además de la cadena abierta de los ácidos grasos saturados e insaturados, hay también muchos ácidos grasos naturales de cadena cíclica, ácidos --- con hidroxilos , etc.

ACIDOS GRASOS INSATURADOS, 1 DOBLE LIGADURA

NOMBRE COMUN	NOMBRE SISTEMATICO	FORMULA EMPIRICA
Caproleico	9 - Decenoico	$C_{10} H_{18} O_2$
Lauroleico	9 - Dodecenoico	$C_{12} H_{22} O_2$
Miristoleico	9 - Tetradecenoico	$C_{14} H_{26} O_2$
Palmitoleico	9 - Hexadecenoico	$C_{16} H_{30} O_2$

Oleico 9 - Octadecenoico C₁₈ H₃₄ O₂

ACIDOS GRASOS INSATURADOS, 2 DOBLES LIGADURAS

NOMBRE COMUN	NOMBRE SISTEMATICO	FORMULA EMPIRICA
Sorbico	3, 4 Hexadienoico	C ₆ H ₈ O ₂
Linoleico	9,12 Octadecadienoico	C ₁₈ H ₃₂ O ₂

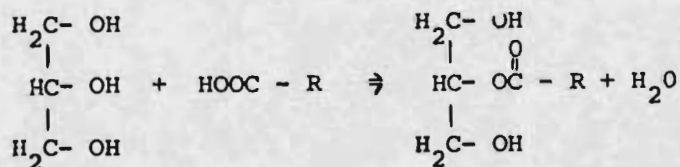
ACIDOS GRASOS INSATURADOS, 3 DOBLES LIGADURAS

NOMBRE COMUN	NOMBRE SISTEMATICO	FORMULA EMPIRICA
Hexagónico	9 Hexadecatrienoico	C ₁₆ H ₂₆ O ₂
Linolenico	9,12,15, Octadecatrienoico	C ₁₈ H ₃₀ O ₂
Eleostearico	9,12,13 Octadecatrienoico	C ₁₈ H ₃₀ O ₂

GLICERIDOS

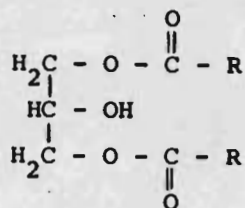
Los gliceridos son la combinación química del glicerol con ácidos grasos con la eliminación de una, dos o tres moléculas de agua, de acuerdo al grado de esterificación.

Si una molécula de ácido graso se esterifica con glicerina, monogliceridos del siguiente tipo se formarán:

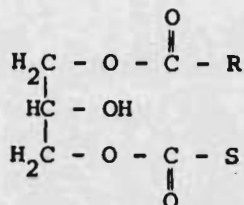


La esterificación puede ser en cualquiera de los carbonos de la glicerina.

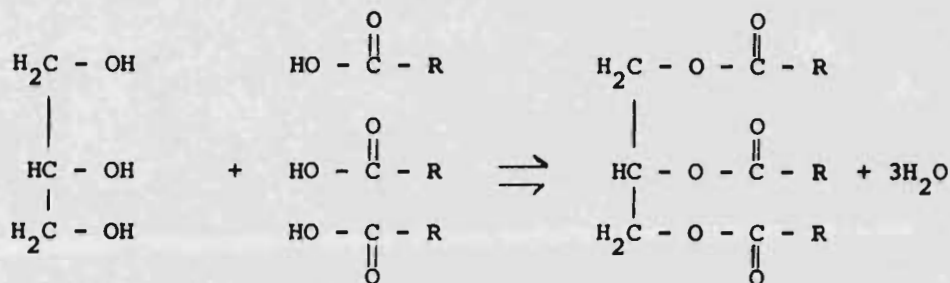
Si 2 moléculas de un idéntico ácido graso son esterificadas con glicerina se obtendrán los digliceridos:



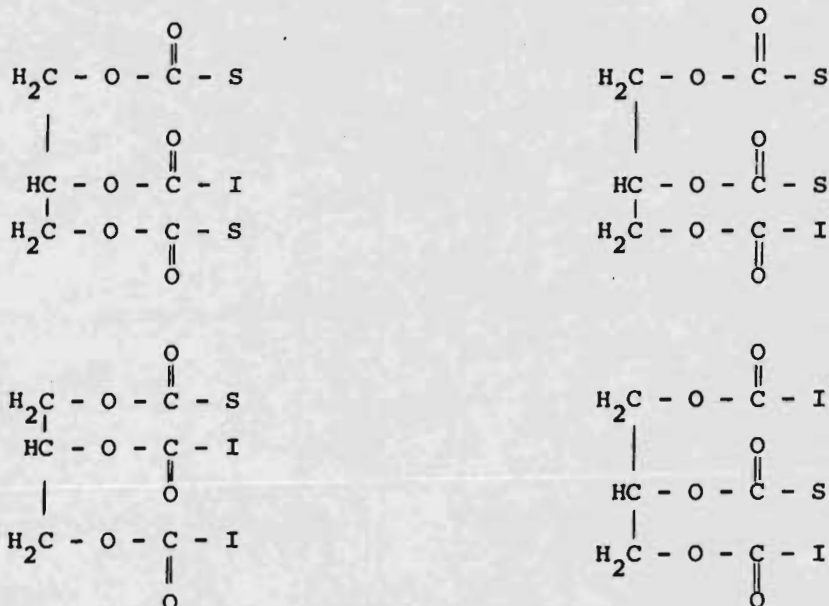
Si las dos moléculas de ácidos grasos son diferentes:

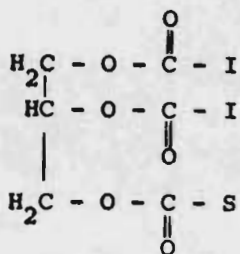


Finalmente si tres moléculas de un ácido graso idéntico son esterificadas con una molécula de glicerina:



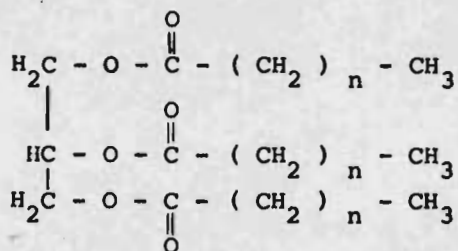
Algunos triglicéridos, los cuales son frecuentes en sustancias grasas - de origen animal o vegetal, se mencionarán a continuación. Los radicales S e I indican los ácidos grasos saturados e insaturados respectivamente.





Las grasas derivadas de las semillas vegetales parecen tener la distribución de ácidos saturados en la posición 1-3 del glicérido, considerando que las grasas de origen animal no muestran esta tendencia.

Los aceites se clasifican en tres grupos dependiendo de su grado de insaturación. El grado de insaturación del aceite depende del número de dobles ligaduras presentes en la molécula del triglicérido.



Los valores de n varían según la cadena alifática del ácido graso (esterificado) que se combina, sin embargo (n) en los aceites vegetales que se utilizan en México varían entre 10 y 20 átomos de carbon.

Los aceites se agrupan en secantes, semi-secantes y no secantes.

ACEITES GRASAS Y SUS CARACTERISTICAS

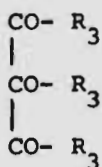
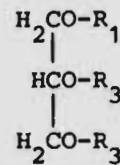
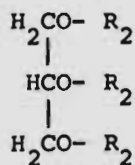
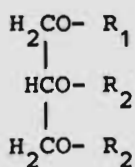
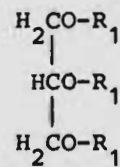
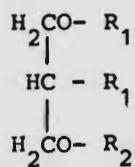
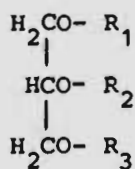
Ahora veremos las características de los aceites y de las grasas, clasificándolos por una característica muy importante, su índice de iodo basándose en las normas de la A. O. C. S. (American Oil Chemist's Society) tomando los valores más altos. La clasificación del índice de iodo es extremadamente importante, ya que nos muestra inmediatamente el grado de insaturación de los ácidos grasos presentes en los glicéridos y por lo tanto su utilización en la refinación, fraccionación e hidrogenación, procedimientos básicos en procesos de grasas y aceites.

Junto con la clasificación de grasas y aceites, juzgamos conveniente proveer algunos datos sobre sus características como observaciones particulares sobre la distribución de los ácidos grasos en los componentes de los glicéridos.

CLASIFICACION DE LAS GRASAS Y ACEITES SEGUN SU
INDICE DE IODO.

ACEITE O GRASA	INDICE DE IODO	VALOR DE SAPO- NIFICACION.	INDICE DE REFRACCION °C.	Sp. Gr. °C.
Linaza	170-194	188 - 196	25 1.477-1.482	15 0.931-1.94
Cártamo	140-150	188 - 194	40 1.467-1.469	15 0.919-0.92
Uva	125-143	176 - 206	25 1.470-1.476	15 0.909-0.93
Soya	120-141	189 - 195	25 1.470-1.476	15 0.924-0.93
Girasol	125-140	188 - 194	25 1.472-1.474	15 0.922-0.93
Maíz	103-128	187 - 193	25 1.471-1.474	15 0.922-0.93
Ajonjolí	103-116	188 - 195	25 1.470-1.474	15 0.920-0.93
Algodón	99-113	189 - 198	25 1.463-1.472	15 0.922-0.92
Nabo	97-112	170 - 180	25 1.470-1.474	15 0.913-0.92
Cacahuate	84-100	188 - 195	25 1.467-1.470	15 0.917-0.92
Ricino	81- 91	176 - 187	25 1.473-1.477	15 0.958-0.97
Olivo	80- 88	188 - 196	25 1.466-1.468	15 0.914-0.92
Palma	44- 54	195 - 205	40 1.433-1.456	15 0.921-0.93
Almendra de palma	14- 33	245 - 255	40 1.449-1.452	40 0.900-0.91
Coco	7.5-11	250 - 264	40 1.448-1.450	15 - - - -

Cuando estos ácidos grasos son limitados a tres en número, se pueden obtener los siguientes triglicéridos:



Si observamos la posición que los radicales ácidos pueden tener en la molécula del triglicérido, veremos que pueden obtenerse un gran número de esos produc-

tos, teniendo cada uno propiedades fisicoquímicas distintas.

Además, se nota que esos radicales, también existen en la forma cis-trans en la molécula del triglicérido, lo cual significa que el número de glicéridos posibles es muy grande.

Debido a la variedad de triglicéridos que pueden ocurrir en aceites y grasas es evidente que sucedan frecuentemente problemas en el análisis de estos productos.

ACEITE DE LINAZA

El contenido de aceite de la semilla varía de 32 a 40% . El Mayor - constituyente del aceite de Linaza es el ácido linolénico. Sin embargo su porcentaje varía considerablemente. El aceite Linaza procedente de Argentina tiene un contenido relativamente bajo (45-53%). El Aceite de la India, Canadá, Nueva Zelanda y Europa tiene un contenido de ácido linolénico aproximadamente de un 60% y en algunos casos es mayor. El contenido de aceite varía, dependiendo de la semilla, condiciones de clima y crecimiento.

Los otros ácidos grasos del aceite de linaza son en porcentaje linoléico (8.3-29)., oléico (9-27). El contenido de ácidos saturados es - bajo y no excede del 15-16%.

ACEITE DE CARTAMO.

El contenido de aceite de cártamo de la semilla varía entre 25 a 35 % . El aceite de cártamo es un aceite semi-secante, teniendo características intermedias entre el aceite de soya y el aceite de linaza. La India - y Estados Unidos son los mayores productores de aceite de cártamo y México le sigue en importancia. Es usado principalmente para propósitos comestibles y en segundo término por su poder secante.

El porcentaje de los ácidos grasos saturados en el aceite de cártamo es extremadamente bajo, variando de 5 a 13%. El ácido oléico, también se presenta en un porcentaje relativamente bajo y el promedio es de 7.1 a 30% aproximadamente.

El principal constituyente de este aceite es el ácido linoléico en proporciones de 56.7 a 80%.

ACEITE DE GIRASOL

El contenido de aceite de la semilla varía de 22 a 37% y puede alcanzar - hasta un 45%. El contenido de ácidos saturados varía de 12 a 14%, (delcual la mitad es ácido palmítico, 25 a 30% es ácido estearico). El resto lo constituye el ácido linoléico y el ácido oléico.

Es interesante notar la influencia de las condiciones climatológicas en - el contenido de ácido linoléico y oléico. En los países frios especialmente en Rusia, el contenido de ácido linoléico máximo que puede alcanzar es más de un 70% del total de ácidos grasos. Como resultado, el contenido de ácido oléico es bajo.

Cuando las semillas de girasol crecen en un clima cálido, tales como la - India, el contenido de ácido linoléico, decrece considerablemente.

ACEITE DE AJONJOLI

El contenido de aceite de la semilla varía de 35 a 57%. Los principales ácidos grasos de aceite de Ajonjolí son oléico y linoléico casi con el -- mismo porcentaje (ligeramente arriba de un 40%). Los ácidos saturados se consideran aproximadamente de un 14% y principalmente están constituídos de ácido palmítico y ácido esteárico.

Las principales características del aceite de ajonjolí consisten en su alto contenido de materia insaponificable. (Siempre sobre 2%). Debido a que esta materia, contiene sustancias tales como "sesamin" y "sesamolina", las cuales no se encuentran en otros aceites.

ACEITE DE ALGODON

Las semillas contienen de 14 a 25% de aceite, el cual tiene un contenido -- alto de ácido linoléico (generalmente de 45 a 50%) un porcentaje varia--ble de ácido oléico (20 a 40%) y aproximadamente 20% de ácido palmítico.

Los otros ácidos grasos (mirístico, esteárico, miristoléico, palmitoléico) se presentan en muy pequeñas cantidades, cercanas a 1%.

En los Estados Unidos de América se produce 3/4 de la producción Mundial de aceite de algodón.

El índice de iodo del aceite de Estados Unidos de América siempre tiene un promedio entre 100 y 112. Otros países reportan algunos valores típicos: Sudán 101; Brasil 105; China 104 y 110; Rusia 104; India 106.

ACEITE DE NABO

El contenido de aceite de estas semillas varían de 30 a 45%. La composición del aceite de Nabo se distingue de los otros aceites en su bajo porcentaje de ácidos saturados, el cual raramente excede de 6 a 7% y un alto contenido de ácido erucico de C_{22} , un ácido con una doble ligadura. El contenido total de ácido erucico y ácido eicosenoico es casi siempre mayor que el 50% para todos los aceites de Nabo. La presencia de estos ácidos insaturados de peso molecular alto y el bajo contenido de ácidos saturados, tienen una influencia en las características de este aceite.

Recientes estudios muestran que los aceites con un alto contenido de -- ácido erucico puede ser nocivo para la salud. Por lo tanto los aceites refinados de Nabo no deberán ser usados para consumo humano, a menos que sea mezclado con otros aceites vegetales para reducir su ácido erucico a un contenido del 10%. Ya existen variedades con contenido natural de erucido abajo del 10%. Se ha desarrollado en Canadá y produce un aceite excelente para alimento.

ACEITE DE CACAHUATE

El contenido de las semillas produce un promedio de 42 a 53% de aceite, tiene un color amarillo, sabor dulce y olor característico.

Hay tres tipos de aceite de cacahuate, sus composiciones se muestran en la tabla 12.

TABLA 12

Tipo	Acidos Saturados %	Acido Oléico %	Acido Linoléico %
1er. Tipo	15-18	60-66	19-22
2 o. Tipo	18-23	50-56	25-27
3 o. Tipo	22-24	39-48	30-37

Algunos ejemplos del 1er. Tipo obtenido de los cacahuates del oeste de Africa se muestran en la tabla 13.

TABLA 13

Región de Origen	Acidos Saturados %	Acido Oléico %	Acido Linoléico %
Nigeria	17.7	60.4	21.9
Senegal	15.1	65.7	19.2

La segunda variedad incluye aceite obtenido de los cacahuates de la India y algunas regiones de los Estados Unidos. Algunos ejemplos se muestran en la Tabla 14.

TABLA 14

Región de Origen	Acidos Saturados %	Acido Oléico %	Acido Linoléico %
India	16.6	54.9	26.2
India	18.0	56.0	26.0
U.S.A. (Georgia)	20.0	53.0	27.0

El tercer tipo incluye el aceite extraído de cacahuates crecidos en China y Argentina. Algunos ejemplos se muestran en la Tabla 15.

TABLA 15

Región de Origen	Acidos Saturados %	Acido Oléico %	Acido Linoléico %
China	17.4	52.3	30.3
Argentina	17.4	45.4	37.3
Tanzania	23.3	40.8	35.9

ACEITE DE RICINO

El promedio del contenido del aceite de la semilla, es de 44%, pero pueden variar de 35 a 55%.

El aceite de ricino se distingue de todas las otras aceites vegetales por su alto valor acetil o hidroxilo, y de otros aceites de índice de iodo, comparable por su alta gravedad específica, alta viscosidad, y alta solubilidad en ácido acético glacial a temperatura normal, y menor solubilidad en solventes derivados del petróleo.

El elemento que causa todas las diferencias en comportamiento, es la presencia masiva de ácido ricinoléico, con un grupo hidroxilo.

De acuerdo a las últimas investigaciones, contiene de 91.4 a 94.9% de ácido ricinoléico, del ácido linoléico contiene 4.5 a 5%, y la cantidad de ácido oléico es insignificante.

ACEITE DE OLIVO

El aceite de olivo es extraído de la fruta de la Oliva. El aceite está contenido casi en su totalidad en la pulpa, y la semilla generalmente tiene el 1% de aceite. En Europa la oliva contiene de 15 a 40% de aceite.

Los principales constituyentes de aceite de oliva son el ácido oléico, ácido linoléico y ácido palmítico. Los aceites de Italia, España, Asia Menor y California tienen las siguientes composiciones (por porcentaje):

Acido oléico, de 77 a 86%
 Acido linoléico, abajo 7%
 Acido palmítico, 9 - 10%
 Acido estárico, 2%

ACEITE DE PALMA

El aceite de palma se obtiene de la fruta del árbol de palma.

El contenido de aceite de la pulpa, varía de 30 a 70%. El principal componente del aceite de palma, es el ácido palmítico, su porcentaje es de 40%, - procedente de la Costa de Marfil. Y 35% de aceite el de Liberia y Sierra -- Leona. Los otros dos principales componentes, son ácido oléico, 40% y Acido linoléico de un 25%.

ACEITE DE ALMENDRA DE PALMA

El aceite de palma (Kernel) es obtenido del procesamiento de la almendra contenida en la nuez de la fruta de la palma.

El aceite de almendra es muy alto en ácido láurico (46-52%) y ácido mirístico (14-17%), mientras su contenido de ácido palmítico y estearico es solamente de 6.5 - 9 y 1 - 2.5%, respectivamente.

El ácido insaturado presente, es el ácido oléico (13-19%). Este es el único elemento que diferencia el aceite de almendra de palma del aceite de coco, - en el cual el ácido oleico contenido es 8%, muy similar a las del aceite de coco, y solamente existen algunas diferencias. En particular, el aceite de almendra de palma tiene un alto índice de iodo.

ACEITE DE COCO

El aceite de coco es obtenido de la copra. En países de donde es nativo - - (Ceylan, India), el aceite es extraído de la carne fresca. Mientras que en Europa y E. U. A., las extracciones son hechas de la carne ya secada, conocida como copra. La carne fresca del coco, contiene de 30 a 40% de aceite y 50% de agua, mientras que la copra tiene un contenido de aceite de 60 a 70%. El aceite de coco tiene un olor característico, es blanco o ligeramente amarillo y arriba de 26 - 27^o C, es líquido.

El aceite de coco contiene de 45-50% de ácido láurico y 13-18% de ácido mirístico. Este aceite tiene un considerable porcentaje de ácidos C₁₀ y C₈, - un contenido bajo de ácido palmítico (7-10%) y un contenido bajo de ácido estearico (promedio de 2 a 3%).

El porcentaje de ácidos insaturados de este aceite es bajo, ácido oléico - - 5-8% y ácido linoléico 1-2%. El contenido alto de ácido grasos, saturados de un peso molecular relativamente bajo y el bajo contenido de ácidos insaturados tienen una gran importancia en las características del aceite de coco, - el cual puede ser fácilmente reconocido cuando es comparado con otros acei--

tes vegetales, con la excepción del aceite de almendra de palma.

ACEITE DE SOYA

El contenido de aceite de la semilla varía de 13 a 23%.

El aceite de soya contiene cantidades altas de ácido linoléico (48-60%), y ácido oléico de (16 a 30%). El contenido de ácido linoléico es aproximadamente de 8 a 9%. La cantidad de ácidos saturados es de un 15%.

El aceite crudo contiene también cantidades grandes de fosfolípidos (1.5-4%) Los cuales son eliminados en el aceite durante la etapa de refinación. Las características del aceite de soya, están dentro de un rango amplio de variedad y de zona.

Desgomado, Neutralización y Lavado de Aceites y Grasas

Se describe el proceso de eliminación de algunos fosfolípidos como la Lecitina o desgomado y el Diagrama de Flujo.

Se describe la eliminación de los ácidos grasos-libres o neutralización, sus diferentes métodos- y su Diagrama de Flujo.

Después de las etapas de Desgomado y Neutralización, se describe el Proceso de lavado por medio de agua caliente para obtener aceites libres de jabones y el Diagrama de Flujo.

DESGOMADO, NEUTRALIZACION Y LAVADO DE ACEITES Y GRASAS.

Muchas semillas oleaginosas, contienen algunos fosfolípidos, comunmente conocidos como lecitina, los cuales en el aceite de soya pueden exceder de un 3%.

Se describen algunos aceites de un contenido alto de gomas:

Aceite de soya.....	2.5 - 3.5 °
Aceite de Cacahuete.....	0.9 - 1.3
Aceite de nabo.....	1 - 1.3 °
Aceite de Algodón.....	1 - 2
Aceite de Linaza.....	0.8 - 1.3

Los porcentajes anteriores contienen en promedio 62% de fosfátidos.

La composición química de tales fosfátidos, se puede ser representada como:

Phosphatidyl Choline.....	21 - 22
Fosfatiletanolamina.....	7.5 - 8.5
Fosfoinositida.....	18 - 20
Otros fostátidos.....	10 - 11

El resto del aceite consiste en aceite estearina, carbohidratos, tocoferol, etc. El valor comercial de una lecitina, depende de su contenido de fosforos, De hecho, la cantidad de fosfátidos presentes en lecitina se determina por el contenido de fósforo, que puede llegar hasta un 3%.

Las especificaciones se describen a continuación:

Material insoluble en agua mín.....	62%
Humedad..... máx.....	1%
Insoluble en benceno..... máx.....	0.3%
Indice de acidez.....	32%
Color Gardner..... máx.....	10%

Estos datos son los relacionados a la lecitina, obtenidas después de la deshidratación de los fosfátidos eliminados del aceite por el proceso de desléctinización.

Estos fosfátidos, deberán ser eliminados, porque si se deja en el aceite, --causarán problemas durante el almacenaje y refinación. Y los problemas pueden ser:

Asentamiento en los tanques.
Pérdidas en la refinación.
Dificultad en la preservación.
Espumado al calentarse.

Analizaremos la eliminación de los fosfátidos presentes en solución coloidal.

Se ha observado que estos materiales son solubles en el aceite, solamente en forma anhidra. Si se adiciona agua al aceite, aún en pequeños porcentajes, dichas substancias se hinchan y precipitan. La coagulación de la suspensión coloidal se favorece con un incremento de temperatura.

Los procesos industriales usados para eliminar la lecitina, se basan en este principio. Y se pueden describir de la siguiente manera:

El aceite crudo deshidratado es calentado a una temperatura de 80-100°C, en presencia de una cantidad medida de agua y se somete a una fuerte agitación. Después de la coagulación, el hinchamiento y precipitación de los fosfátidos se centrifuga para separar una sustancia conocida como (BRAKE), que generalmente tiene la siguiente composición:

Agua.....	45 - 55%
Aceite soluble en Acetona.....	18 - 20%
Lecitina insoluble en acetona.....	28 - 32%

En la práctica, este (BRAKE), pesa lo doble de la lecitina cruda seca.

Las plantas de desgomado, pueden ser continuas e intermitentes o combinación de ambas. Las figuras 46 y 47, describen estas plantas.

La diferencia entre los dos sistemas, consiste en que en las plantas Alemanas de lecitina, esta es secada en un destilador continuo del tipo "Lowe" a una temperatura de 100°C, y son retenidas a esta temperatura por un corto tiempo solamente. Mientras que en las plantas Italianas, el secado es llevado en dos calderas, calentadas por agua termoregulada a una temperatura máxima de 75°C.

El agua puede ser adicionada al aceite en forma líquida o en forma de vapor. Es una práctica común usarla en el estado líquido, porque es más fácil de medir. la cantidad de agua adicionada, es aproximadamente de un 3%.

La eliminación de los fosfátidos del aceite debe ser tan completa como sea posible, aún en porcentajes extremadamente pequeños. Estos productos hacen que el aceite refinado no sea estable. Desafortunadamente, el proceso de desgomado, no es suficiente para eliminar completamente los fosfátidos presentes en los aceites, porque dichos materiales son de diversa naturaleza, y aunque la mayoría de ellos se coagulan fácilmente, en presencia de agua, - otros no lo hacen y permanecen en el aceite como materia coloidal.

PURIFICACION DE ACEITES Y GRASAS

Además de los gliceridos y ácidos grasos, todas las grasas y aceites contienen otras sustancias, las cuales deben ser eliminadas, y pueden agruparse como sigue:

- Impurezas sólidas.
- Materiales mucilaginosos, fosfátidos, peróxidos, etc.
- Impurezas volátiles. (agua, solvente. éter, etc.)

Es importante hacer referencia a este tema, puesto que la refinación efectiva de aceites y grasas, es completamente dependiente de su previa purificación. Los inconvenientes que son encontrados frecuentemente durante el ciclo de refinación. (pérdidas por neutralización alta, insuficiente blanqueo reversión del color y olor en el refinado, etc.) puede ser atribuida a una purificación deficiente.

Se sabe que los aceites extraídos siempre contienen materiales sólidos, tales como partículas de semillas finamente divididas, las cuales escapan del más eficiente equipo de sedimentación y filtración.

Esto ocurre en el caso de aceites extraídos por solventes, los cuales si no son bien filtrados, contienen finos insolubles en aceite, materiales mucilaginosos, fosfátidos, peróxidos, etc. Casi todas las semillas oleaginosas, contienen impurezas en estado coloidal o disueltos en ellas. Estas substancias pueden ser eliminadas del aceite. Esta operación de purificación se refiere técnicamente al "desgomado", y generalmente se lleva inmediatamente antes de la neutralización o paralelamente. Se puede adicionar pequeñas cantidades de ácido sulfúrico o clorhídrico (0.1%) para flocular las gomas.

NEUTRALIZACION DE ACEITES Y GRASAS

Sabemos bien que los aceites y grasas no solamente constan de glicéridos, si no que contienen también porcentajes más o menos altos de ácidos grasos libres. Este porcentaje, representa la acidez del aceite, de hecho, cuando se dice que el aceite tiene dos grados de acidez, contiene 2% en peso de ácidos grasos libres.

Generalmente la acidez del aceite, se expresa siempre como ácido oléico, ya que este ácido está presente en todos los aceites y grasas, frecuentemente en cantidades altas.

La formación de ácidos grasos libres en el aceite, se debe generalmente a procesos de fermentación. Algunas enzimas, bajo condiciones de temperatura descomponen los glicéridos en glicerol y ácidos grasos, mientras que el glicerol se descompone, los ácidos grasos libres permanecen disueltos en el aceite y elevan su acidez. Una condición indispensable para que las enzimas desarrollen su acción, es la presencia de agua, por lo tanto, uno de los métodos más efectivos para prevenir esto, consiste en eliminar la máxima cantidad de agua posible del aceite crudo. Esto explica la necesidad de almacenar las semillas oleaginosas bien secas, y los aceites libres de agua.

Los ácidos grasos libres se pueden eliminar por dos maneras, física o química, hay tres diferentes procesos de neutralización:

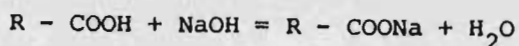
- A.- Neutralización por medios químicos.
- B.- Neutralización por medios físicos.
- C.- Neutralización físico - químico.

NEUTRALIZACION POR MEDIOS QUIMICOS

La neutralización de aceites y grasas generalmente consiste en saponificar los ácidos grasos libres presentes en soluciones acuosas de hidróxidos de sodio y a veces con otros (hidróxidos de potasio, carbonato de sodio, etc.) y separando

por medios físicos (sedimentación, centrifugación), los jabones precipitados-insolubles en aceite, los cuales tienen un peso específico más alto que el líquido en el cual están suspendidos.

La reacción química de saponificación es:



Esta es reversible, su dirección se determina por las condiciones de temperatura y presión. De hecho, si la reacción se conduce a presión atmosférica y a una temperatura media (60-80°C). Su dirección es totalmente de izquierda a derecha (saponificación). Cuando la reacción es llevada a presión alta (30 - atms.) y a temperaturas elevadas, hace que vaya en dirección inversa (hidrólisis).

Como esta reacción es fácilmente reversible, influyen muchos factores, entre los más importantes están:

Purificación previa de aceites y grasas
 Temperatura
 Concentración de la solución alcalina
 Tiempo de saponificación

Cuando la neutralización se lleva a cabo de acuerdo al proceso convencional-empleando soluciones de hidróxido de sodio, tres procesos pueden seguirse:

Neutralización Batch
 Neutralización semicontinua
 Neutralización continua con ayuda
 de centrífugas separadoras

NEUTRALIZACION BATCH

Este es uno de los procesos más viejos de neutralización de aceites y grasas, y aún es practicado en antiguas plantas procesadoras de pequeña y mediana capacidad. La figura 48 muestra una sección transversal de neutralización por Batch.

La Neutralización se lleva a cabo de la siguiente manera:

- a).-El reactor se llena de aceite, se añade soluciones de hidróxido de sodio y reactivos que facilitan la floculación de los jabones.
- b).-El aceite es calentado a una temperatura de 50-60°C y agitado.
- c).-La cantidad estequiométrica de hidróxido de sodio, en un exceso de 5 a 10% se añade al aceite, la agitación es continua y la temperatura se incrementa a 80°C.
- d).-Cuando los jabones están bien floculados, la agitación es suspendida y los jabones se dejan reposar de 5 a 6 horas.
- e).-Después de la sedimentación, los jabones que se encuentran en la parte --

inferior de la paila, son descargados y el aceite neutro retirado.

Los más serios peligros que pueden presentar en esta operación son:

- Pérdidas de aceite neutro.
- Formación de emulsiones que obstruyen la separación de los jabones.
- Poca sedimentación de los jabones.

Las pérdidas de aceite neutro ocurren cuando los jabones se hinchan.

En estos casos, se debe hacer una fuerte agitación y elevar la temperatura del aceite a 100°C, y si no resulta, puede ser de utilidad adicionar a la masa de aceite una solución con una concentración alta de electrolito, tal como cloruro de sodio. Esta solución, generalmente provoca una floculación efectiva de los jabones.

En general, las soluciones acuosas de hidróxido de sodio, de aproximadamente 20°Be', son usados en la neutralización batch.

Para reducir el contenido de jabón entre 80 y 120 ppm, se deben efectuar al menos dos lavados.

Esta operación puede llevarse a cabo igualmente en separadores centrífugos con el fin de reducir el tiempo de sedimentación; veamos como se realiza.

NEUTRALIZACION CONTINUA CON AYUDA DE CENTRIFUGAS SEPARADORAS

Como se ha mencionado anteriormente, la neutralización batch y el lavado de aceites requiere de un equipo voluminoso, y esto solamente se usa en plantas pequeñas cuando la capacidad no exceda de 30 tons. de aceite por día, la instalación de plantas de neutralización batch y lavado para mayores volúmenes resulta anti-económico, porque se requiere un tiempo largo de contacto entre el aceite y el alkali, así como de mucho equipo.

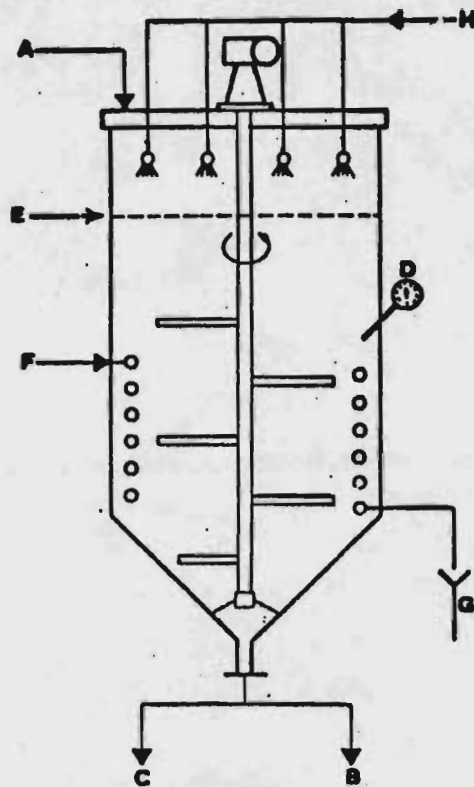
En la actualidad, los modernos molinos de aceite están completamente equipados con plantas continuas automáticas para asegurar el máximo de garantía de operación y productos de buena calidad. Además, las máquinas usadas para esta operación, se caracterizan por su alta capacidad y bajos requerimientos de espacio.

Estas plantas están compuestas por un número de dosificadores, mezcladores y centrífugas, las cuales permiten llevar las siguientes operaciones en forma continua y automática.

- Desgomado.
- Neutralización.
- Rerefinación.
- Lavado.

DESGOMADO

Hemos visto que los materiales mucilaginosos o "gomas", se encuentran en los - -



- A.- Entrada de aceites.
- B.- Salida de jabón.
- C.- Salida de aceites neutro.
- D.- Termómetro.
- E.- Nivel del aceite.
- F.- Entrada de vapor.
- G.- Salida del condensado.
- H.- Entrada de hidróxido de sodio.

Fig. 48.- Vista seccional de un neutralizador.

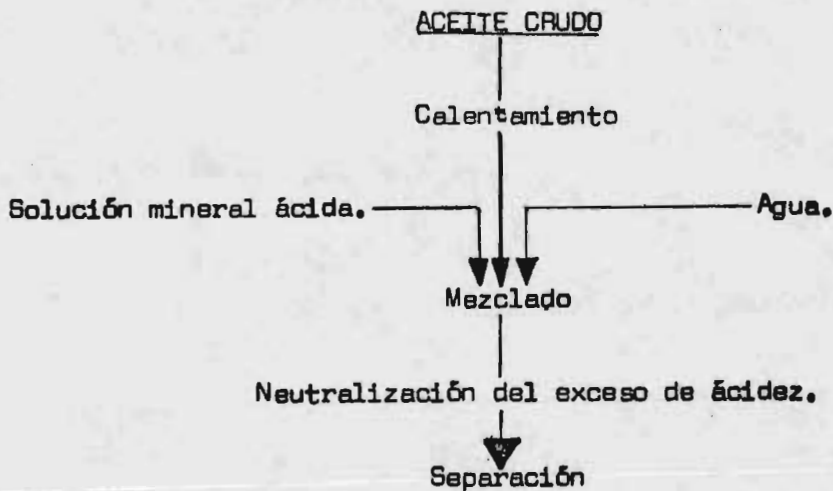


Fig.- 49.- Diagrama de flujo del desgomado de aceite crudo.

acritas vegetales, en solución o como emulsiones estables. Estas gomas deben volverse insolubles en aceite para que pueden ser separadas por centrifugación.

Los métodos más comunmente usados, son:

Floculación adicionando agua y
Adición de ácidos y minerales.

En plantas de desgomado contínuo, esta operación se lleva a cabo como lo muestra el diagrama de flujo de la figura 49.

El desgomado generalmente se lleva a cabo a una temperatura de 65 - 75°C, temperaturas más bajas o más altas no son favorables, ya que a bajas temperaturas la viscosidad del aceite es demasiado alta, mientras que a temperaturas mayores de 75°C, el desgomado no se completa debido a un incremento en la solubilidad de las gomas.

Para obtener buenos resultados, se requiere de un equipo especial, capaz de control automáticamente:

Temperatura.
Tiempo de contacto.
Tipo de mezcla.
Dosificación.

La figura 50, representa esquemáticamente un sistema eficiente y adecuado para este proceso.

En las modernas plantas contínuas, la neutralización del exceso del ácido mineral, se lleva a cabo simultáneamente con la neutralización de los ácidos orgánicos presentes en el aceite.

NEUTRALIZACION

Los ácidos orgánicos que están siempre disueltos en el aceite, son eliminados por saponificación, con soluciones de hidróxido de sodio. La separación ocurre fácilmente porque los jabones resultantes, son prácticamente insolubles en el aceite neutro bajo condiciones estandar de operación.

En las plantas contínuas, la neutralización se lleva a cabo como se muestra en la figura 50A.

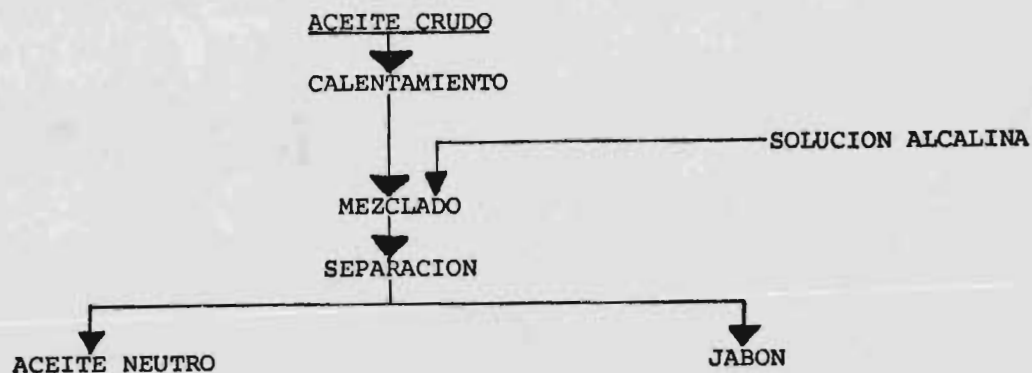


Figura 50-A. Diagrama de flujo de la neutralización del aceite crudo.

La cantidad requerida de una solución de hidróxido de sodio se calcula de acuerdo a la siguiente fórmula:

$$Q = \frac{Q_1 \times P \times A \times 1,000}{100 \times M \times N}$$

En donde:

- Q = Cantidad de solución de NaOH lts/ hr.
- Q₁ = Cantidad de aceite en Lt/hr.
- P = Peso específico del aceite.
- A = Acidez del aceite expresado en %
- M = Peso molecular de los ácidos grasos.
- N = Concentración de la solución de NaOH expresada como "normalidad".

La acidez del aceite, es generalmente expresada en relación al peso molecular - de ácido oléico (282), ya que es el ácido orgánico que aparece en grandes cantidades en los aceites vegetales de gran consumo.

Los pesos moleculares promedio de los ácidos grasos encontrados en algunos aceites, que difieren considerablemente del ácido oléico, se mencionan a continuación:

PESO MOLECULAR

Aceite de coco	205
Aceite de palma Kernel	214
Aceite de Palma	263
Aceite de Nabo	309

Para obtener la "normalidad" de una solución de hidróxido de sodio, una vez - - que se conoce su concentración expresada en grados Baumé, se hace uso del diagrama mostrado en la figura 51.

Generalmente, la cantidad estequiométrica de la solución de hidróxido de sodio es insuficiente para neutralizar todos los ácidos orgánicos presentes en el - - aceite, porque parte de esta cantidad es usada para eliminar las sustancias colorantes y las mucilaginosas y para una saponificación parcial de los glicéridos. En la práctica, un exceso se adiciona a esta cantidad, y varía de 5 a 7%. La fórmula base será:

$$Q = \frac{Q_1 \times P \times A \times 1,000}{100 \times M \times N} + 6\%$$

Como mencionamos anteriormente, las pérdidas que pueden ocurrir durante este -- tratamiento, se deben a las siguientes razones:

- A.- Neutralización de los ácidos orgánicos en el aceite.
- B.- Saponificación de glicéridos "neutros"
- C.- Aceite neutro perdido a través de la emulsión.
- D.- Saponificación de materiales colorantes y mucilaginosos

Las pérdidas de "A", no pueden ser evitadas, porque este es el objeto de la neutralización. Las pérdidas de "B", pueden ser reducidas a un mínimo, cumpliendo las siguientes fases.

Dosificar exactamente la cantidad de solución de hidróxido de sodio.

Uso de las normalidades más adecuadas.

Realizando la operación a la temperatura más baja posible.

Las pérdidas de "C" y "D", pueden ser eliminadas o reducidas apreciablemente si el proceso de neutralización se lleva a cabo en aceites completamente desgomados.

Las pérdidas de neutralización, son calculadas como sigue:

$$P = \frac{100 \times A}{B} = \%$$

En donde:

P = Pérdidas en por ciento.

A = Acidez del aceite expresado en por ciento.

B = Por ciento de ácidos grasos libres presentes en los jabones.

Esta simple fórmula, supone que el aceite ha sido completamente neutralizado. Si el aceite aún contiene pequeños porcentajes de ácidos grasos libres, la fórmula sería entonces :

$$P = \frac{100 \times (A - A_1)}{B} = \%$$

En donde A₁ es el porcentaje de los ácidos grasos libres concentrados en el aceite neutro.

El mejor método para determinar las pérdidas por neutralización, es controlar el peso del aceite neutro, porque la fórmula anterior falla al tomar en cuenta el aceite neutro saponificado y otros factores.

Un método exhaustivamente usado para la determinación de las pérdidas de neutralización, es el desarrollo de Wesson. Las pérdidas Wesson, no son otra cosa que los ácidos grasos libres contenidos en el aceite, expresadas en por ciento de ácido oléico presente en el aceite, además las impurezas (insoluble en éter de petróleo) que contiene.

$$\text{PERDIDAS WESSON : } A + I = W \%$$

En donde A = Por ciento de ácidos grasos expresados como ácido oléico.

I = Por ciento de impurezas.

En la actualidad, las pérdidas de neutralización son calculadas en base a este porcentaje. Consecuentemente, para cada tipo de aceite tendremos:

Por ciento de ácidos grasos libres FFA

Pérdidas Wesson W %

Las pérdidas por neutralización, son generalmente mantenidas dentro de los límites mostrados abajo.

Aceites con un contenido de ácidos grasos libres arriba de un 4 % (4 grados de acidez):

$$0.8 + 1.2 \times W\%$$

Aceite con un contenido alto de FFA.

$$1.4 \times W \%$$

En plantas continuas de neutralización, las soluciones de hidróxido de sodio de diferentes concentraciones, se usan de acuerdo al contenido de ácidos grasos libres, y la calidad del aceite. Para contenido de FFA, menores de 1%, se emplean soluciones más diluídas (8 - 12°Bé), mientras que para contenidos de FFA más altos, se requieren concentraciones de aproximadamente 20°Bé. Algunos aceites, tales como aceite de palma y algodón, requieren una cantidad mayor de solución alcalina (10 - 15 %, más la cantidad estequiométrica) debido a un alto contenido de materiales mucilaginosos.

El exceso de solución de hidróxido de sodio cuando se regula adecuadamente, ayuda a romper la emulsión de jabón y aceite neutro con el consecuente aumento en el porcentaje de ácidos grasos libres en los jabones. Sin embargo, un exceso demasiado alto, puede ocasionar la saponificación de los glicéridos.

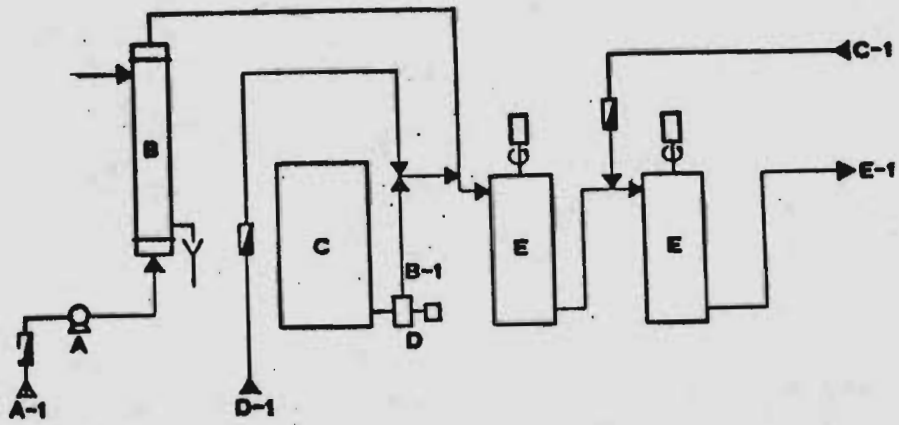
Un buen aceite también depende de las temperaturas de neutralización. Esta temperatura generalmente se mantiene entre 65 y 85°C. A temperaturas más bajas se usan para aceites de baja viscosidad y bajo punto de fusión.

Los procesos de neutralización se describen en la fig. 51-A

El equipo requerido para llevar a cabo tal operación en forma continua, es el siguiente:

Calentador termoregulador:
Mezclador provisto de motovariador
Centrífugas separadoras.

La fig. 52, muestra esquemáticamente esta planta. Su operación es como sigue:



A.- Bomba de aceite crudo.
 B.- Calentado.
 C.- Tanque de solución ácida.
 D.- Bomba dosificadora.
 E.- Mezclador.

A-1.- Entrada de aceite crudo.
 B-1.- Entrada de solución ácida.
 C-1.- Entrada de solución alcalina.
 D-1.- Entrada de agua.
 E-1.- Salida de aceite.

Fig. 50.- Diagrama de flujo de una planta de desgomado de aceite crudo.

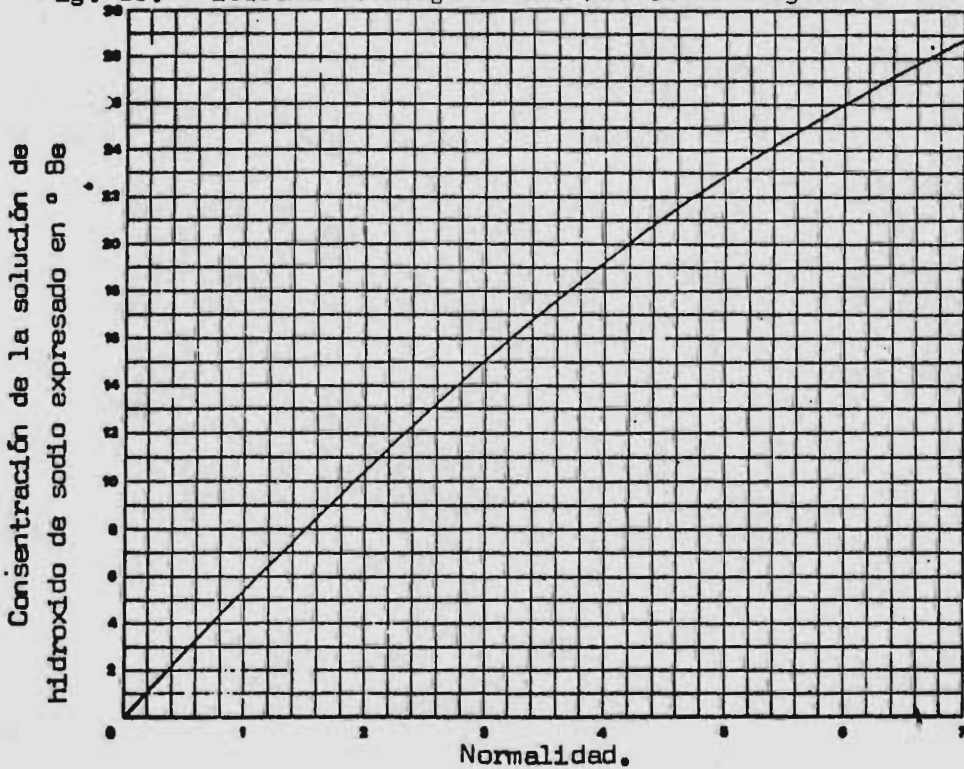


Fig.- 51.- Diagrama para la determinación de la normalidad en soluciones de hidróxido de sodio.

El aceite desgomado, calentado a una pre-temperatura, es mezclado con una cantidad valorada de solución alcalina en el aparato A. Del mezclador la suspensión aceite-jabón pasa a través de una centrifuga (B) que separa el jabón del aceite neutro.

El agua dismineralizada, posiblemente destilada, se puede adicionar en el mezclador A y a la centrifuga B por un control fácil del proceso.

RE-REFINACION DEL ACEITE NEUTRO

El aceite neutro obtenido del proceso de neutralización puede detenerse - conteniendo cantidades pequeñas de ácidos grasos libres y otras impurezas --- (fosfátidos, materiales mucilaginosos, etc.), las cuales son eliminadas, tratándolas con una solución diluída de hidróxido de sodio y carbonato de sodio.

La experiencia ha demostrado que este proceso de re-refinación es extremadamente útil en los aceites de soya y colza que son procesados. Estos aceites, son ricos en materiales micilaginosos y fosfátidos que en consecuencia son suceptibles a la reversión y fenómenos de oxidación que ocurren en estos aceites después de la refinación, con serias consecuencias en su conservación.

El propósito del proceso de re-refinación es eliminar las últimas trazas de ácidos grasos, fosfátidos, etc. del aceite neutralizado.

Si la operación es bien conducida se pueden obtener muchas ventajas, como son:

Mejor conservación del aceite refinado

Fácil blanqueo del aceite neutro

Fácil deodorización

El proceso y el diagrama de flujo son los mismos que se usan en la neutralización (Figs. 51-A y 52).

La única diferencia es que las soluciones diluídas de hidróxido y carbonato de sodio son usadas en lugar de soluciones de hidróxido de sodio de media- y alta concentración. El carbonato de sodio actúa para formar un compuesto de calcio y magnesio para precipitar y como resultado, romper la emulsión.

La cantidad usual de solución alcalina que se usa en la refinación es de 2 a 3%. Esta operación se conduce a una temperatura de 80-90°C.

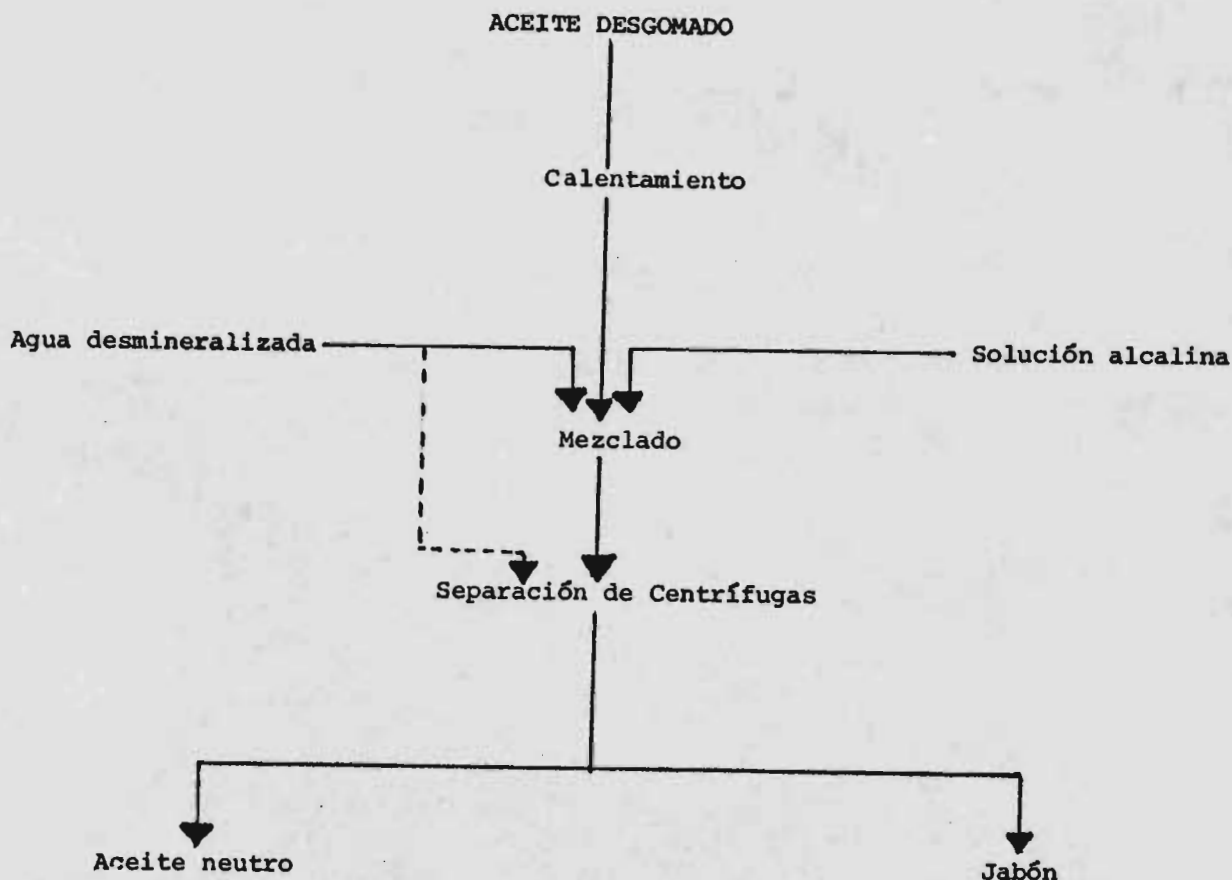


Fig.51A Diagrama de flujo del proceso de neutralización de aceites desgomados.

LAVADO DEL ACEITE NEUTRO

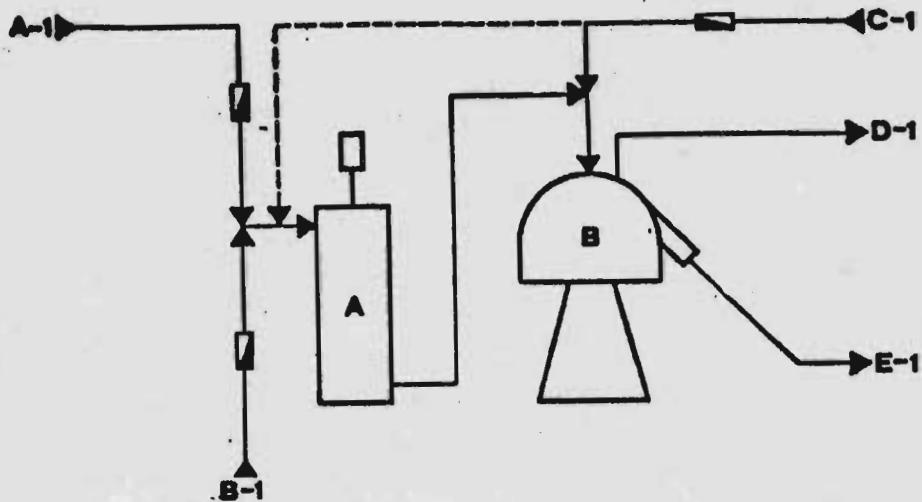
Para obtener aceites libres de jabones después de las etapas de desgomado y neutralización, se requiere un fuerte lavado por medio de agua caliente. Esto es necesario porque los jabones son siempre parcialmente solubles en el aceite neutro.

Esto se muestra en la figura 53.

La operación de la planta es completamente simple, (ver figura 54):

Es aconsejable usar agua tratada para la etapa del lavado. Si esta operación es bien realizada, el contenido del jabón del aceite puede ser reducido -- abajo de 100 ppm.

Si estas cuatro etapas son conectadas en serie, se obtiene el diagrama completo simplificado, mostrado en la figura 55.



- A.- Mezclador.
- B.- Centrífuga.
- A1- Entrada de aceite desgomado.
- B1- Entrada de solución alcalina.
- C1- Entrada de agua.
- D1- Salida de aceite neutralizado.
- E1- Salida de jabón.

Fig. 52.- Diagrama de flujo en plantas continuas de neutralización de aceites

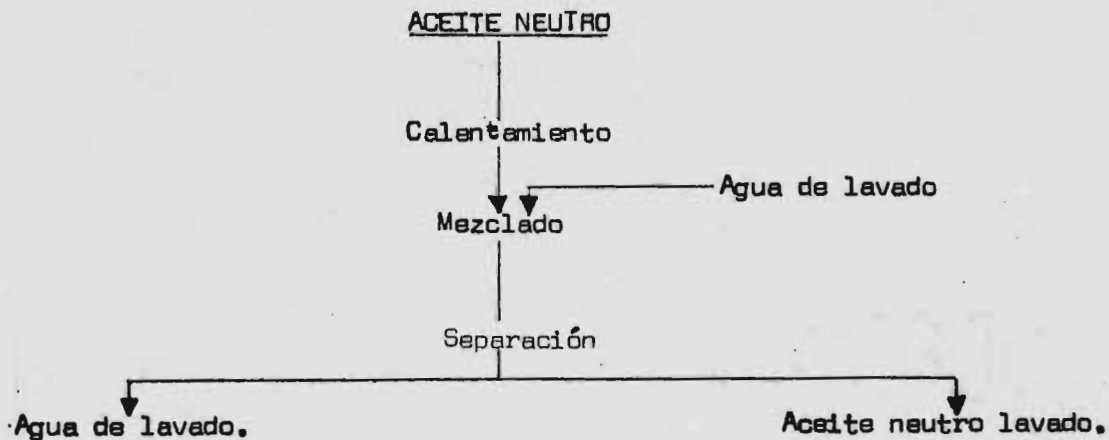
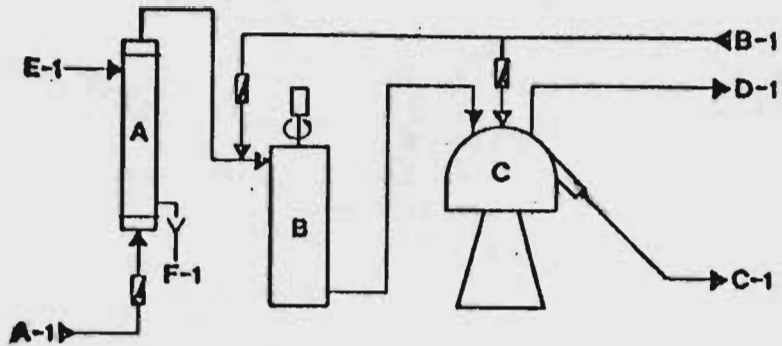
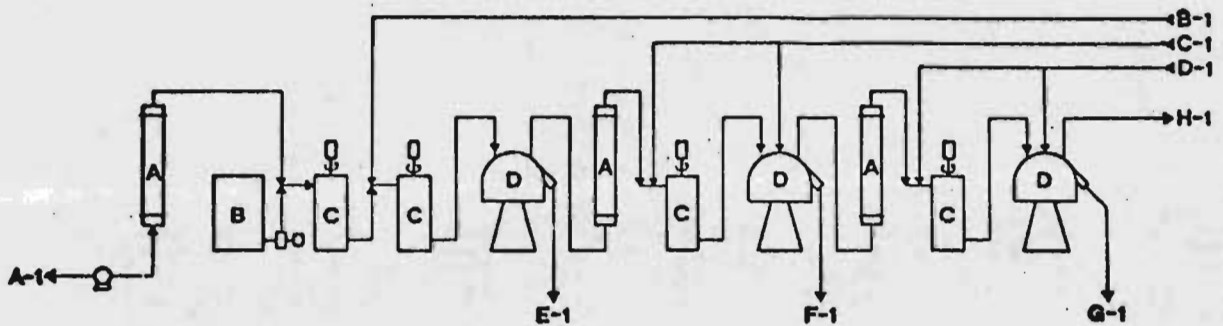


Fig. 53.- Diagrama de flujo del lavado continuo de aceites y grasas.



- | | |
|-------------------------------------|---|
| A.- Calentador | B ₁ .- Entrada de agua |
| B.- Mezclador | C ₁ .- Salida de agua |
| C.- Centrifuga | D ₁ .- Salida de aceite neutro |
| A ₁ .- Entrada de aceite | E ₁ .- Salida de vapor |
| | F ₁ .- Salida de condensados |

Fig. 54 Diagrama de Flujo de una planta continua de lavado de Aceites y Grasas.



- | | |
|---|---|
| A.- Calentador | C ₁ .- Entrada de la solución alcalina diluida |
| B.- Tanque de ácido mineral | D ₁ .- Entrada de agua |
| C.- Mezclador | E ₁ .- Salida de los jabones |
| D.- Centrifuga | F ₁ .- Salida de agua-jabón |
| A ₁ .- Entrada de aceite | G ₁ .- Salida de agua |
| B ₁ .- Entrada de la solución alcalina concentrada | H ₁ .- Salida de aceite neutro |

Fig. 55 Diagrama de Flujo simplificado de una planta de lavado, re-refinación, neutralización y desgomado.

Se hará una breve descripción del equipo más comunmente usado en la industria de los aceites y grasas para esta operación.

Se describirán los siguientes aparatos.

Intercambiadores de calor.

Aparatos dosificadores.

Mezcladores.

Centrífugas separadoras.

INTERCAMBIADORES DE CALOR

Estos aparatos son diseñados para controlar la temperatura del aceite durante las diferentes etapas en el proceso. Pueden ser de diferentes tipos. Los intercambiadores de calor más comunmente usados son los de plato, y del tipo de haz de tubos.

Los intercambiadores de calor del tipo de plato, consisten de platos corrugados estandar, los cuales sirven como superficies de transferencia de calor -

El aceite y el vapor fluyen a través de los espacios vacios entre un plato y otro, la figura 56 muestra una sección transversal de un intercambiador de platos.

Los intercambiadores del tipo de paquete de tubos, son intercambiadores de vapor aceite estandar, como el mostrado en la figura 57.

APARATOS DOSIFICADORES

En plantas contínuas de refinación, la cantidad de aceite y reactivos adicionados, es de fundamental importancia para el producto, desde el punto de vista-cantidad y calidad.

Las alternativas son: Medidores de volúmen, bombas de desplazamiento positivo y medidores de flujo.

Los medidores de volúmen, y las bombas de desplazamiento positivo, ofrecen la más alta confiabilidad, pero en la práctica los medidores de flujo son más frecuentemente usados.

Un rotámetro, se representa esquemáticamente en la figura 58.

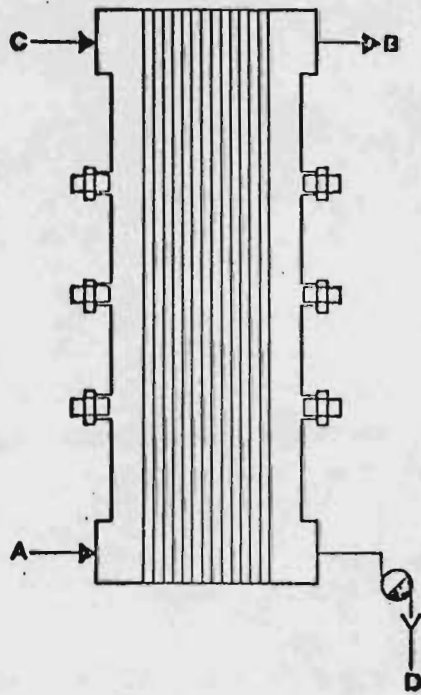
Los siguientes equipos usados más frecuentemente, son:

Rotámetro para la entrada de aceite.

Bombas de desplazamientos positivos de ácido mineral.

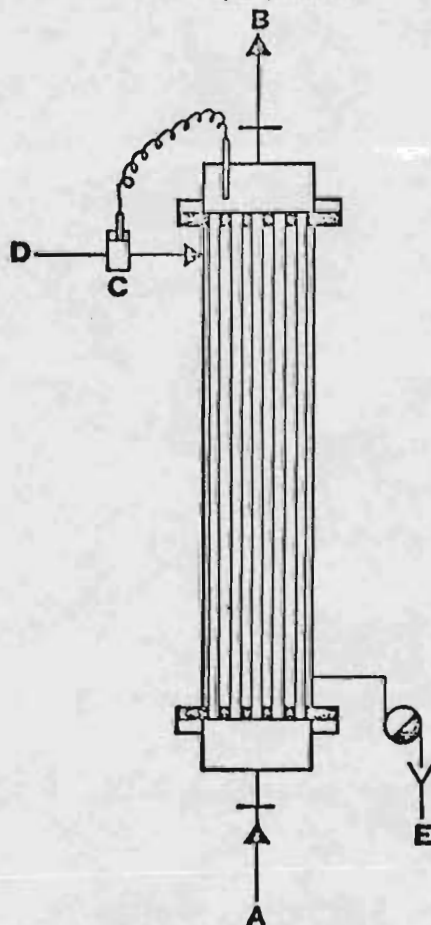
Rotámetros para soluciones alcalinas y agua.

En general, la cantidad de reactivos que son adicionados, en relación a la cantidad de aceite tratado y a su acidez, se calcula previamente y se dosifica-



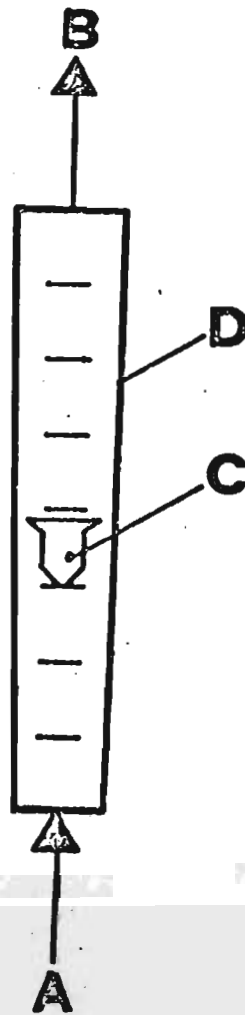
- A.- Entrada de aceite
- B.- Salida de aceite
- C.- Entrada de vapor
- D.- Salida de vapor condensado

Fig. 56 Sección transversal de un intercambiador de calor del tipo platos.



- A.- Entrada de aceite
- B.- Salida de aceite
- C.- Válvula termoreguladora
- D.- Entrada de vapor
- E.- Salida de los condensados

Fig. 57 Sección transversal de un intercambiador de calor de tubos



- A.- Entrada del líquido
- B.- Salida del líquido
- C.- Flotador
- D.- Tubo tapado

Fig. 58 Sección de un medidor de flujo

casi siempre manualmente. Solamente en una planta fabricada por la "C.M.B." la cantidad de solución de hidróxido de sodio se controla automáticamente. - Esto es hecho por una unidad dosificadora extremadamente simple, como se muestra en la figura 59.

Este aparato original, patentado por la "C.M.B.", permite una dosificación volumétrica exacta de la cantidad de solución de hidróxido de sodio, ne cesaria, independiente de las variaciones del flujo, las cuales pueden ocurrir en los procesos.

La operación de esta unidad dosificadora es la siguiente:

El aceite crudo entra en la unidad dosificadora a través de la válvula de control (A) y es alimentada dentro del distribuidor de flujo (B), la película del aceite que se forma en este distribuidor, gotea por gravedad hacia la parte inferior de la unidad.

Por medio del aparato dosificador (C), parte de esta película de aceite se recoge de acuerdo al contenido de F. F. A., en el aceite, y se detectan por una escala osciladora.

Durante el movimiento oscilatorio producido por el flujo del aceite que viene del dosificador (C), dos bulbos de mercurio simultaneamente, conectan y desconectan un circuito eléctrico que hace que la válvula (G) se abra y la válvula (GG), se cierre. Bajo estas condiciones el reactivo me dido (contenido en el tanque H), entra del Batcher volumétrico (F), alcanza el nivel del tubo de sobreflujo y gotea al tanque (H).

Como el tubo de sobreflujo es ajustable, el volumen del líquido contenido en el batcher (F), puede ser regulado.

Cuando la escala oscilatoria se balancea, la válvula (GG), se abre, -- Bajo estas condiciones, el contenido del líquido en el batcher de volumen gotea por gravedad.

MEZCLADORES

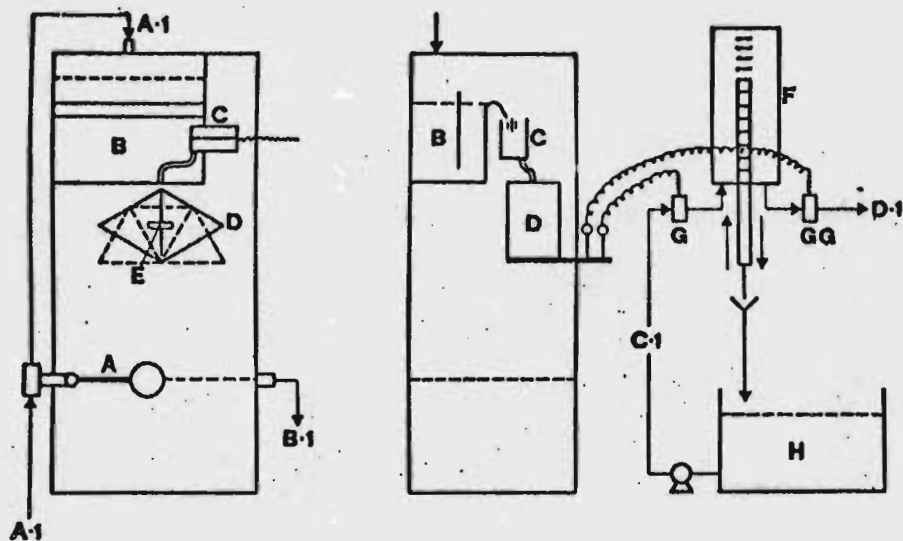
Por medio de estas máquinas simples, se lleva a cabo un contacto íntimo entre el aceite y los diferentes reactivos. Puesto que su operación es simple, solamente se mencionarán algunos requerimientos:

- A).- Obtener un contacto íntimo entre el aceite y los reactivos sin forma ciones de emulsiones difíciles de romper.
- B).- Mantener el contacto entre los componentes antes mencionados por un tiempo restablecido, generalmente, de 10 a 25 segundos.
- C).- Tener un sistema de agitación fácilmente ajustable.

Estos mezcladores generalmente son equipados con motovariadores para obte ner una agitación deseada.

CENTRIFUGAS SEPARADORAS

Como se mencionó anteriormente, durante el tratamiento del aceite con varios reactivos, se forma invariablemente una emulsión entre el aceite y los productos de reacción, que no se mezcla con el aceite, tal emulsión debe ser rota con el fin de separar los dos componentes.



- | | |
|---|-------------------------------|
| A.- Válvula de control | G-GG.- Válvula de solenoide |
| B.- Distribuidor de la película de aceite | H.- Tanque de reactivos |
| C.- Dosificador | A-1.- Entrada de aceite |
| D.- Escala de oscilación | B-1.- Salida de aceite |
| E.- Bulbo de mercurio | C-1.- Entrada de reactivos |
| F.- Tanque medido | D-1.- Salida de los reactivos |

Fig. 59 Diagrama de Flujo de una unidad dosificadora para soluciones de hidróxido de sodio.

Las máquinas usadas para este propósito, son centrifugas separadoras.

Se mencionarán solamente los últimos tipos:

- A.- Centrifugas con alimentación a presión.
- B.- Supercentrifugas.

CENTRIFUGAS DE ALIMENTACION A PRESION

La operación de este tipo de centrifugas es la siguiente; figura 60.

La mezcla de los líquidos inmiscibles, se alimenta dentro de un tubo central y el flujo va a la parte inferior del primer disco localizado en la parte inferior - Los dos líquidos son separados por fuerza centrífuga cuando pasan a travez de los orificios centrales, los cuales son barrenados en los discos. El componente más-pesado, desciende a la largo de la superficie exterior del disco, mientras el más-ligero asciende a la largo del disco, mostrado en la figura 60. El líquido más-pesado fluye a la largo de las paredes, y sale a la parte superior de la centrífuga. Por el contrario, el líquido más ligero, pasa a través de los orificios barrenados en la parte superior de los discos y fluye hacia afuera de la centrífuga.

Las partículas sólidas suspendidas que pueden estar presentes, se colectan - dentro del recipiente, y cuando se llena la centrífuga debe ser abierta y lavada - manualmente.

Las modernas centrifugas separadoras, difieren de la figura 60, en que ambas - entradas de la suspensión y la descarga de los materiales separados son efectuados a presión. Es decir, toda el área de separación, compuesta por discos y recipientes opera arriba de la presión atmosférica, y bajo estas condiciones hay la ventaja de prevenir que los aceites y grasas entren en contacto con el oxígeno del aire y al mismo tiempo no haya peligro de la formación de espuma en los discos, fenómeno que ocurre fácilmente en el conducto alimentador de las centrifugas separadoras. Las marcas más usadas en México, son: WESTFALIA, SHARPLES Y ALFA LAVAL, y no son más que variantes al sistema antes descrito.

SUPERCENTRIFUGAS

Esta máquina, como todas las centrifugas, es de una concepción extremadamente-simple, consiste de un cilindro que rota dentro de otro a una velocidad de - - - 20,000 rpm.

La suspensión es alimentada por presión en la parte inferior de estos cilindros, y se distribuye a través de la cámara anular entre los dos cilindros.

A causa de fuerza centrífuga generada, la cual es extremadamente alta, siendo una función del número de revoluciones del cilindro, los dos componentes son separados. La fase pesada, que son los jabones o agua de lavado, se mueven hacia la salida de la cámara anular, y fluyen hacia afuera del conducto, la fase ligera -- que es el aceite, se desplaza hacia el interior de esta cámara y sale del conducto.

Estas máquinas tienen algunos inconvenientes:

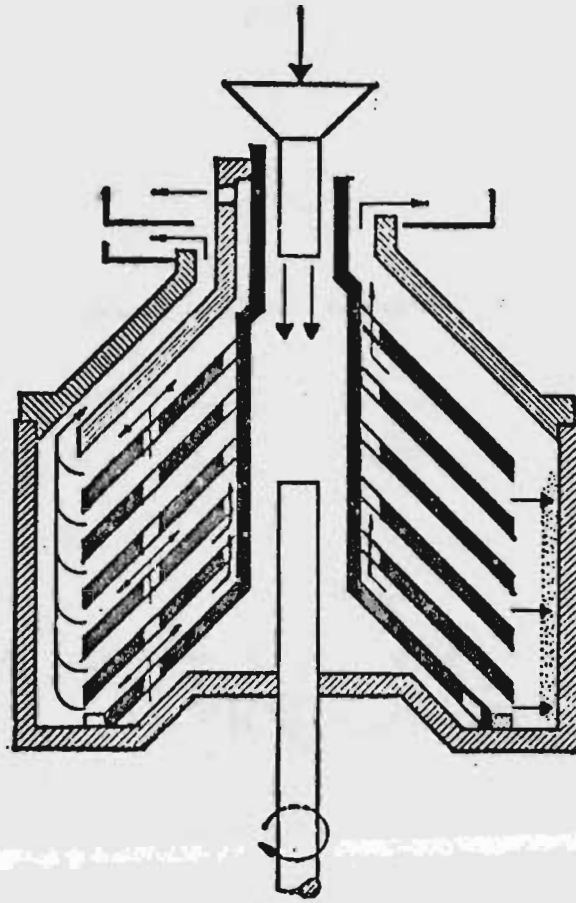


Fig. 60 Sección transversal de un centrifuga

- A).- Capacidad limitada.
- B).- Dificultades mecánicas debido al número alto de revoluciones de la rotación de la flecha.

En el proceso de aceites y grasas, una centrífuga separadora de este tipo, tiene una capacidad máxima de 1 Ton/hr.

Consecuentemente, una planta con una capacidad de 4 Ton/hr., deberá ser equipada con 4 centrífugas para el proceso de refinación.

Blanqueo de Aceites y Grasas

Se describe el proceso de eliminación de las Materias Colorantes, adsorbidas por tierras blanqueantes o por carbón activado y su Diagrama de Flujo

BLANQUEO DE ACEITES Y GRASAS

Ahora analizaremos como son eliminadas las materias colorantes de los productos neutros obtenidos de estos procesos.

El procedimiento más comunmente usado ocasiona que las materias colorantes sean adsorbidas por tierras blanqueantes o carbón activado bajo condiciones físicas, como son:

Temperatura

Tiempo

Presión

TIERRAS BLANQUEANTES

Las tierras blanqueantes son arcillas especiales activadas por procesos químicos o físicos. Las arcillas naturales se encuentran en capas especiales y son sujetas a los siguientes tratamientos:

Disgregación en agua

Lavado por soluciones de ácido sulfúrico

Filtración

Secado

Molienda

La capacidad blanqueadora de las arcillas ácidas activadas dependen -- principalmente del grado de algunos materiales usados. Generalmente las pruebas analíticas reportan poca información del poder decolorante que esas tierras poseen después de los tratamientos antes mencionados. Apareciendo fundamentalmente estas arcillas en forma cristalina con impurezas.

El efecto de adsorción que tienen estas tierras activadas sobre los materiales colorantes aún no esta claro.

Indudablemente su tensión superficial aumentada por la gran área que pueden tener es un factor importante en la adsorción de los cromóforos presentes en el aceite y la grasa. El tratamiento de las arcillas por soluciones acuosas de ácido sulfúrico se lleva a cabo para eliminar las materias extrañas -- contenidas en capilares de tal manera de volverlas extremadamente porosas y -- extender su superficie.

Los mecanismos de adsorción de este sistema se pueden llevar a cabo por medios físicos o químicos.

Todas las tierras blanqueantes activas son previamente tratadas con ácido mineral, esto provoca que se incremente el contenido de ácidos grasos-libres de las grasas y aceites después del blanqueo por tierras activas en un orden del 0.1% por cada Kg. de tierra usada para el blanqueo de 100 Kgs.-de aceite.

La acción físico-química ejercida por las tierras blanqueantes en aceites y grasas no se limitan a un incremento de ácidos grasos libres contenidos, sino que puede ser encontrada en cualquier otro proceso (espectrofotometría, polimerización, oxidación, etc.). En México el suministro de estas tierras se circunscriben a un sólo proveedor "TONSIL".

CARBON ACTIVADO

El carbón activado puede ser de origen animal o vegetal. El carbón de origen vegetal, es el que más se usa. El producto obtenido es finamente molido y activado por reactivos químicos; la acción blanqueadora parece ser debida a la gran superficie adsorbente del carbón. Se ha calculado que un gramo de carbón puede desarrollar una superficie de adsorción de varios metros cuadrados.

Hay un gran número de grados comerciales de carbones activados, algunos usados para gases y vapores, otros para olores, materias colorantes, etc..

El carbón activado solo no se usa en el blanqueo de aceites y grasas; de lecho los refinadores de aceites, frecuentemente lo emplean en una mezcla con tierras blanqueantes. El carbón es muy efectivo para eliminar el color rojo de aceites y grasas. En refinería, sin embargo se usan mezclas de carbón activado y arcillas blanqueantes aproximadamente del 5 al 10% de carbón al 90-95% de arcilla. Los grados comerciales de tierras blanqueantes, que contienen una cierta cantidad de carbón activado, se encuentran fácilmente en el mercado. El carbón activado es generalmente usado para aceites comestibles. Por su alta retención de aceite y costo relativamente alto, en la práctica se trata de minimizar el uso de carbón activado.

SECADO DE ACEITES Y GRASAS DESPUES DEL BLANQUEO

Después de blanquear los aceites y grasas deben estar libres de humedad ya que el agua es el mayor enemigo de las tierras blanqueantes. Los pequeños residuos de agua en una grasa pueden reducir considerablemente la acción blanqueadora de las tierras y del carbón activado. Consecuentemente, la deshidratación de aceites y grasas previa al blanqueo es una operación esencial. Esta etapa se lleva a cabo calentando el aceite a una temperatura de 70 a 80°C. a vacío. Bajo tales condiciones, el agua presente se evapora completamente. El equipo usado para la deshidratación puede ser batch o de tipo continuo.

BLANQUEO

Como se menciona previamente el blanqueo se lleva a cabo poniendo en contacto los aceites y grasas deshidratadas, bajo condiciones dadas de temperatura, tiempo y presión, con materiales blanqueantes pulverizados (tierras y carbón).

La Fig. 61 muestra una unidad de blanqueo convencional de batch.

Su operación es extremadamente simple, el blanqueador es alimentado con una cantidad de aceite, que se calienta por vapor a 70/80°C., mientras que el aparato se mantiene al vacío por un condensador barométrico y una bomba de vacío. Cuando esta temperatura es alcanzada, el agitador mecánico del blanqueador se pone en operación hasta que la humedad presente en el aceite, se com--pletamente eliminado. Durante esta etapa el blanqueador actúa como un secador. Después del secado, una cantidad medida de tierras de blanqueo se adiciona a la masa, el recipiente se llena por el vacío existente dentro de él. Una vez--que la humedad presente en el blanqueador es eliminada, la temperatura se eleva a 100-110°C.. Completando el blanqueo, el cual dura alrededor de 30 minu--tos, las suspensión aceite-tierras blanqueantes se bombea a la sección de filtración en donde los dos componentes son separados.

Los equipos difieren en algunos detalles tales como su sistema de agitación, método de condensación o medio de calentamiento. Los blanqueadores dificilmente son mayores de 10 tons. de capacidad.

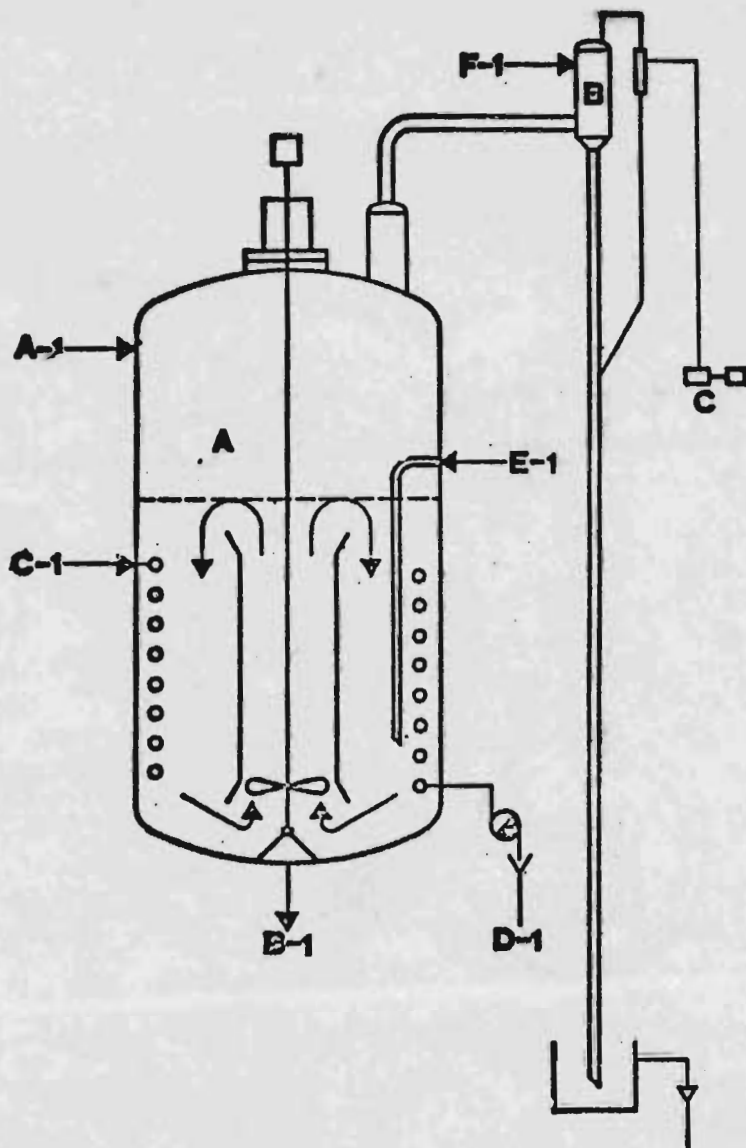
La Fig. 62 ilustra una planta de blanqueo continuo. La planta opera de --la siguiente manera: El aceite que ha sido previamente secado y calentado a --60-70°C. entra a un mezclador C y es mezclado con las arcillas blanqueantes--que vienen del dosificador B y el homogenizador A. La suspensión que se ha --formado en el mezclador C pasa al blanqueador continuo D.

El nivel en el mezclador se mantiene por dos válvulas de nivel. La humedad es eliminada tan pronto la suspensión aceite-arcilla entra en la parte --delantera del aparato. La suspensión fluye a lo largo de la flecha del blanqueador, hasta que alcanza la salida localizada en la parte final del aparato.

El tiempo de contacto entre el aceite y el adsorbente es aproximadamente de 30 minutos.

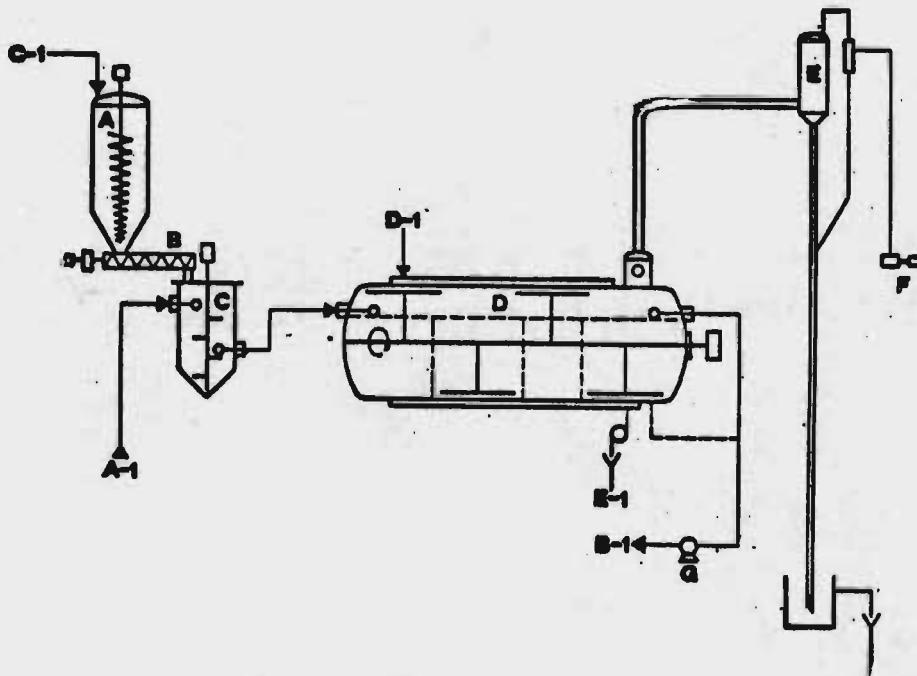
Un condensador barométrico y una bomba de vacío mantienen la presión --absoluta de 50-70 mm de Hg en el aparato.

La suspensión aceite-tierras blanqueantes que salen del blanqueador esalimentada a los filtros, en donde los dos componentes son separados. Esta --planta es operada continuamente y es capaz de blanquear 200 Tons. de aceite--por día, la capacidad del blanqueador es de 10 m³.



- | | |
|-----------------------------|---|
| ▲.- Blanqueador | A ₁ .- Entrada del aceite |
| B.- Condensador Barométrico | B ₁ .- Salida del aceite |
| C.- Bomba de vacío | C ₁ .- Entrada de vapor |
| | D ₁ .- Salida de los condensados |
| | E ₁ .- Entrada del material blanqueante. |

Fig. 61 Diagrama de flujo de la Unidad Blanqueadora por Batch



- A.- Homogeneizador
- B.- Unidad de dosificación continua
- C.- Mezclador continuo
- D.- Blanqueador continuo
- E.- Condensador Barométrico
- F.- Bomba de vacío
- G.- Bomba de extracción

- A₁.- Entrada de aceite
- B₁.- Salida de aceite
- C₁.- Entrada de la substancia blanqueadora
- D.- Entrada de vapor
- E₁.- Salida de condensados

Fig. 62 Diagrama de flujo de una planta de blanqueo continuo a vacío

TEMPERATURA

Se conoce bien que la temperatura tiene una marcada influencia en los procesos de blanqueo de aceites y grasas, en donde estos son puestos en contacto con tierras blanqueantes. Para una mejor evaluación, se ilustra en el diagrama (Fig. 63) los resultados obtenidos después de una serie de pruebas de blanqueo llevados en una refinación al álcali de aceite de soya, a diferentes temperaturas. Pero las mismas condiciones y usando la misma cantidad de tierra blanqueante (2% en peso).

Como se puede observar, el poder decolorante es mínimo a una baja temperatura, mientras que el máximo lo alcanza a 100°C. y entonces decrece cuando se incrementa la temperatura.

El efecto blanqueante ha sido determinado con el sistema "Lovibond" usando una celda de 5 1/4. En el diagrama los colores amarillos y rojos son representados por una curva continua y puntiaguda, respectivamente. La escala amarilla se muestra a la izquierda del diagrama y la escala roja a la derecha. - Las pruebas han sido realizadas a presión atmosférica y agitación fuerte (Ver Fig. 63).

El comportamiento de los aceites durante los procesos de blanqueo no es siempre el mismo. De hecho cada tipo de aceite tiene una propia temperatura óptima. Por esta razón las refinadoras siempre llevan pruebas preliminares para determinar esta temperatura óptima.

TIEMPO

El tiempo de contacto entre el aceite y la tierra blanqueante también -- tiene su influencia en el poder decolorante del adsorbente. Los datos ilustrados en el diagrama (Fig. 64) han sido obtenidos durante el blanqueo del aceite de soya neutro bajo las siguientes condiciones:

Temperatura de Blanqueo	95°C.
Cantidad de Tierra Blanqueante	2%
Presión absoluta	60 mm de Hg
Agitación	vigorosa

Aquí también, el color fué medido por el sistema Lovibond usando una celda de 5 1/4, la curva que representa el color amarillo muestra que el efecto-decolorante alcanza su máximo, cuando el tiempo de contacto es alrededor de - 30 minutos.

Este diagrama explica porqué el proceso continuo blanqueante (en donde - puede mantenerse un tiempo constante de contacto entre el aceite y la arcilla) es más efectivo que el proceso de blanqueo por batch.

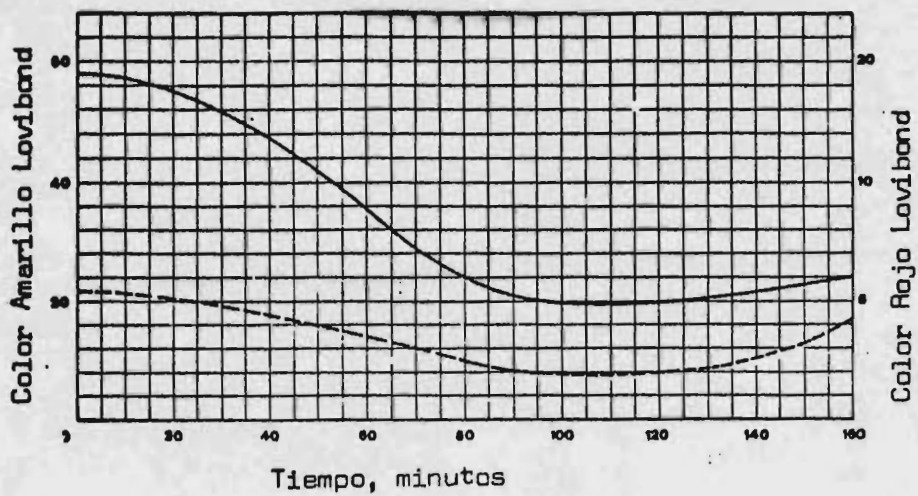


Fig. 63 Influencia de la temperatura sobre el efecto blanqueante

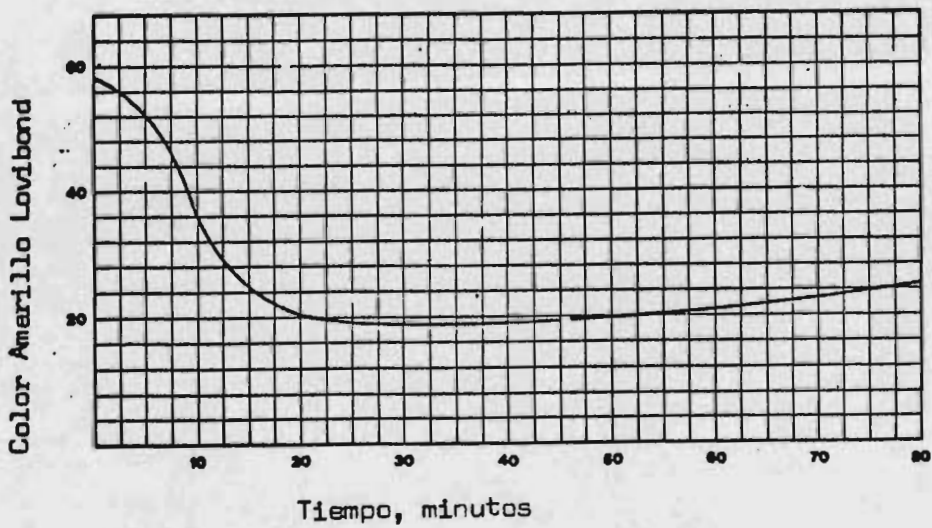


Fig. 64 Influencia del tiempo de contacto sobre el efecto decolorante

Filtración de Aceites y Grasas

Se describe el proceso de separación de sólidos de los líquidos, el equipo usado y el Diagrama de Flujo.

FILTRACION DE ACEITES Y GRASAS

Describiremos las nuevas técnicas para el proceso de filtración de aceites y grasas. Primero veremos el equipo de filtración y posteriormente las plantas combinadas del blanqueo y filtración.

EQUIPO DE FILTRACION

En las plantas procesadoras de aceites y grasas para usos alimenticio é industrial, existen algunos problemas en la separación de materiales sólidos suspendidos en una solución o en un solvente. Los casos más comunes son:

- Blanqueo de aceites y grasas
- Filtración de la miscela
- Winterización de aceites comestibles
- Fraccionación de grasas y ácidos grasos
- Hydrogenación de grasas y aceites

Entre los procesos empleados para la separación de sólidos de los líquidos, la filtración es indudablemente la más usada. Los equipos más usados son:

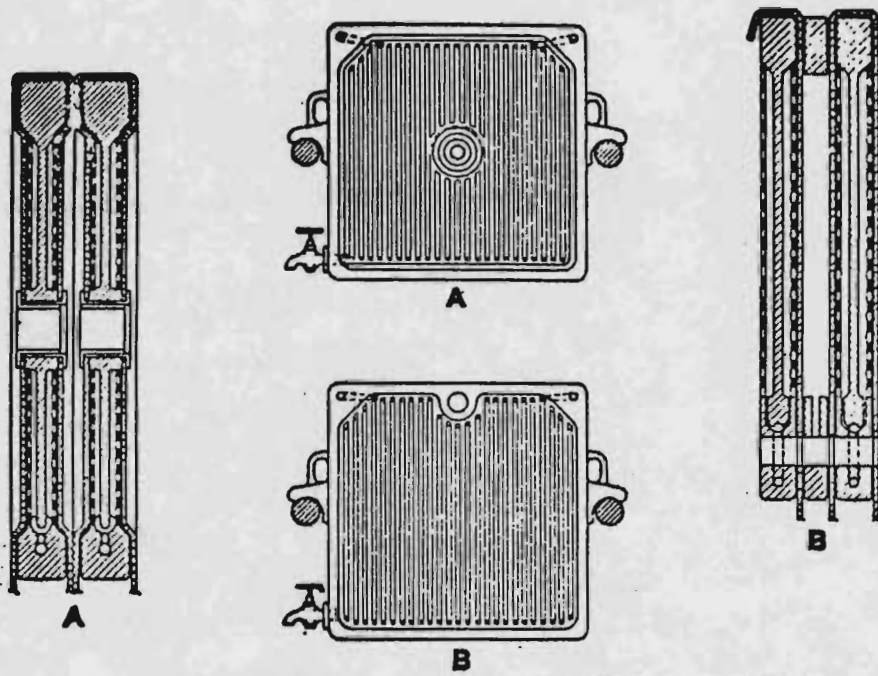
- Filtros prensa de plato y marco
- Filtros rotatorios batch
- Filtros contínuos
- Filtros prensa especialmente calentados

FILTROS PRENSA DE PLATO Y MARCO

Generalmente se encuentran en todas las plantas de aceites y grasas. Esos Filtros son operados en batch, requieren de una considerable mano de obra, más aún que estas máquinas son de tipo abierto, es imposible recuperar por lavado con un solvente volátil la grasa o el aceite absorbido por la torta filtrada, que generalmente consiste de tierras blanqueantes o carbón activado. Esta pérdida generalmente es igual (en peso) a la cantidad de tierra-blanqueante empleada. Otro problema de estos filtros es la corta vida de la tela del filtro, que se desgasta fácilmente durante la operación de limpieza. La Fig. 65 ilustra la sección transversal de los dos tipos de platos de los filtros.

FILTROS ROTATORIOS DE BATCH

La principal característica de estos filtros es que el juego de platos, del tipo de tambor ó marco, está rotando durante la filtración y etapas subsiguientes. El juego de platos está generalmente encerrado en una cámara de metal y el filtro está provisto de equipo auxiliar que permite el lavado de



A.- Platos tipo cámara

B.- Platos provistos con separadores

Fig. 65 Sección transversal del filtro prensa

la torta filtrada por solventes volátiles.

La operación de estos filtros es de tipo intermitente, interviniendo las siguientes etapas:

Filtración

Lavado de la torta filtrada con un solvente volátil para recuperar el aceite contenido

Descarga mecánica de la torta lavada

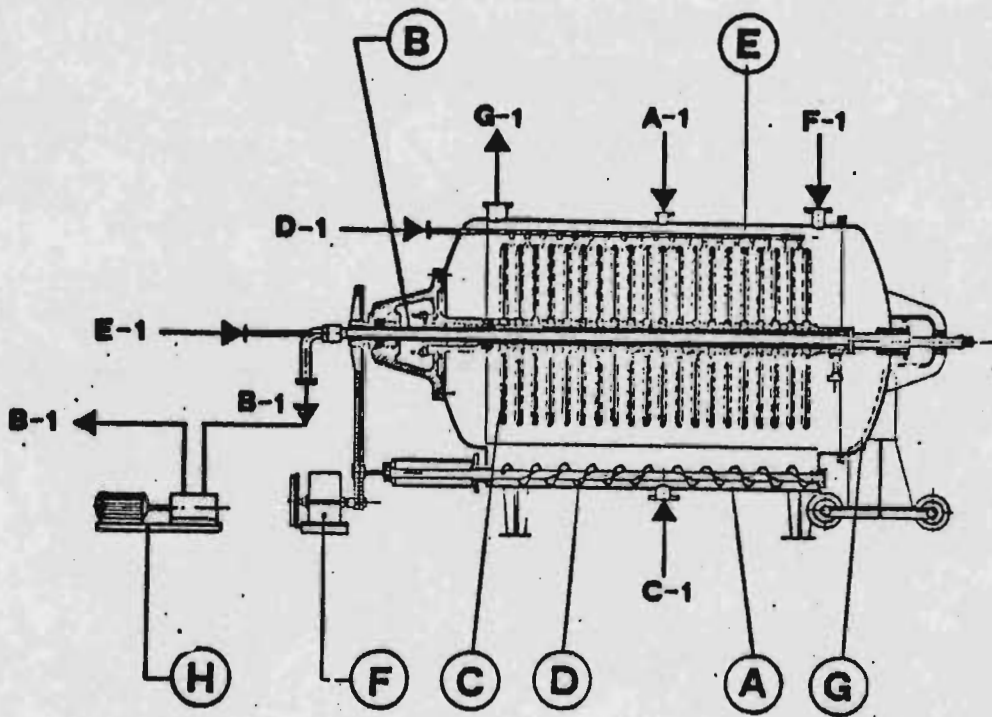
Recuperación del solvente presente en la cámara de filtración

La Fig. 66 describe un equipo de filtrado con un juego de platos rotatorios y con aparatos que permiten la descarga mecánica de la torta.

La operación de este filtro durante el blanqueo de aceites y grasas es la siguiente:

Filtración: La suspensión de aceite-tierra blanqueante se bombea hacia la cámara de metal cerrada (A), hasta que casi se llena a su capacidad. El aceite pasa a través de la tela del filtro por los tubos hasta los platos, es transportado a través de puertas adecuadas dentro de la parte vacía de la flecha rotatoria (B) y finalmente se queda dentro del tanque de filtrado. La tierra blanqueante, por el contrario, forma una capa uniforme en la tela del filtro. Los platos del filtro (C) y el agitador de tipo rosca (D) están rotando durante la filtración.

Lavado de la torta y descarga: Para completar la filtración, la tierra blanqueante impregnada de aceite, la cual aún está presente en el filtro, se lava por solvente por medio de una boquilla esparcida (E) colocada en la parte superior de la cámara del filtro. Durante esta etapa, el solvente pasa a través de la torta que se ha formado en la tela durante la filtración y desplaza el aceite que contiene. La mezcla de aceite solvente pasa a través de la tela del filtro y es transportada a través de la flecha hueca a un tanque de almacenamiento. La mezcla filtrada es bombeada a la sección de destilación en donde el aceite y el solvente son separados. Durante la etapa del lavado, el nivel del solvente es mantenido aproximadamente en las dos terceras partes de la cámara del filtro (A). La tierra blanqueante es agitada continuamente en el baño del solvente por que también en esta fase los platos rotan y hacen que las dos terceras partes de su superficie se sumergan en el solvente. El lavado por solvente desplaza el aceite contenido en la tierra blanqueante, que se separa de la tela del filtro y cae hacia la parte interior del filtro. Para evitar la formación de los "Aglomerados" difíciles de eliminar en la parte interior de la cámara (A), se equipan un agitador de tornillo (D). Una vez que el aceite absorbido por la tierra blanqueante durante la filtración ha sido eliminado, el flujo del solvente se interrumpe en la suspensión de la tierra blanqueante-solvente que se encuentra en la cámara del filtro es descargada a un batch localizado abajo del filtro. La tela del filtro es otra vez lavada con solvente por un corto tiempo y permite que el juego de platos sea drenado durante algunos minutos.



A.- Filtro separador
 B.- Flecha rotatoria a vacío
 C.- Filtro de platos
 D.- Agitador "Heels"
 E.- Boquilla rociadora
 F.- Unidad de potencia
 G.- Puerta de seguridad
 H.- Bomba

A₁.- Entrada de la suspensión
 aceite-tierra blanqueante
 B₁.- Salida del filtrada
 C₁.- Salida de la suspensión
 solvente-tierra blanqueante
 D₁.- Entrada del solvente lavador
 E₁.- Entrada del solvente a con-
 tracorriente
 F₁.- Entrada de aire caliente sa-
 turado
 G₁.- Salida del aire caliente sa-
 turado

Fig 66 Corte Seccional de un filtro rotatorio con descarga mecánica.

Secado de la tela: Después del drenado, la tela es secada por una corriente de aire caliente dentro de la cámara del filtro.

Descarga de la tierra blanqueante: La suspensión de la tierra blanqueante - solvente, que es descargada en los batch antes mencionados, se trata por inyección de vapor vivo para recuperar el solvente, - al final de esta operación, se encuentra en ese aparato una - suspensión de agua con tierra blanqueante que finalmente se - descarga.

FILTROS CONTINUOS

Estos filtros continuos son indudablemente los más interesantes ya que son del tipo de operación continua, y pueden resolver numerosos problemas - relacionados con la filtración de aceites y grasas.

La Fig. 67 ilustra una planta moderna de filtración permitiendo la recuperación del aceite retenido por la tierra blanqueante.

Esta planta es capaz de filtrar 200 tons. de aceite por día.

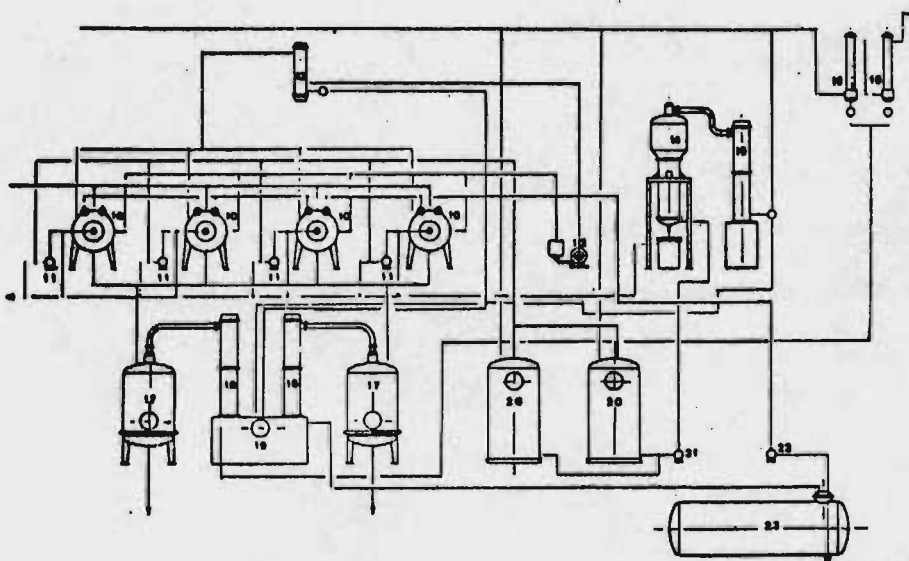
La tabla 16 presenta una lista comparativa con los datos relacionados para procesar 100 tons. de aceite por día en plantas convencionales y modernas.

TABLA 16

CAPACIDAD: 100 TONS/DIA	Blanqueo convencional y proceso de filtración	Nuevo blanqueo y pro ceso de filtración
Requerimientos Utilizados:		
Vapor..... Kg.	9 000	19 000
Agua..... m ³	600	1 600
Potencia..... Kwh	650	950
Pérdidas del solvente..... Kg.	---	300
Pérdidas de aceite..... Kg.	1 600	160
Consumo de tierras blan queantes Kg.	2 000	1 600
Horas hombre Hrs.	96	48

WINTERIZACION DE ACEITES Y FRACCIONACION DE GRASAS Y ACIDOS GRASOS

Sabemos que los procesos de fraccionación y winterización convenciona
les que se aplican directamente a la materia prima sin usos de solventes vo
látiles, se han suplantado por procesos más modernos de winterización y ---
fraccionación, que son llevados a cabo en una solución de un solvente orgá
nico. Por esta razón los filtros prensa de plato y marco convencionales, --



- 10.- Filtro Rotatorio
- 11.- Bomba de separación del aceite
- 12.- Unidad Secadora
- 13.- Condensador
- 14.- Destilador continuo de la miscela
- 15.- Condensador
- 16.- Unidad de recuperación del solvente
- 17.- Batch uniforme para la suspensión tierra-solvente
- 18.- Condensador
- 19.- Separador de agua-solvente
- 20.- Tanque de la miscela lavada
- 21.- Bomba de la miscela
- 22.- Bomba del solvente
- 23.- Tanque de almacenamiento del solvente

Fig. 67 Diagrama de flujo de una planta moderna de filtración

que requieren un área extensa de filtración, han encontrado una amplia aplicación. Estos filtros han sido reemplazados constantemente por filtros continuos, que operan con seguridad en presencia de solventes volátiles e inflamables.

HIDROGENACION DE ACEITE Y GRASAS

Sabemos que después de la hidrogenación de aceites y grasas el catalizador es separado y recuperado. Esta operación consiste en la filtración -- del producto hidrogenado a través de los filtros especiales equipados con platos calientes. Los platos de estos filtros son calentados por que el punto de fusión de la grasa hidrogenada es siempre más alto que la temperatura ambiente. Los filtros prensa de cámara caliente son adecuados para esta operación.

PLANTAS DE FILTRACION

En las plantas de refinación antiguas el equipo empleado para la operación del blanqueo era extremadamente simple y consistía de un reactor blanqueador abierto y de un filtro prensa de plato y marco convencional. Este equipo tenía los siguientes inconvenientes:

- a).- Pérdidas de aceite altas, generalmente 0.8 Kgs. por cada Kg. de tierra blanqueante usada.
- b).- Costos altos de mano de obra porque el filtro tenía que ser limpiado manualmente.
- c).- Fácil desgaste de la tela de los filtros.

Debido a lo anterior, estas plantas han sido reemplazadas, particularmente las de mediana y gran capacidad, por blanqueadores continuos y sistemas de filtración compuestos de las siguientes secciones:

Secado del aceite

Blanqueo continuo

Se pueden dividir en:

Filtros provistos con una capa filtrante enrollada alrededor de la superficie del cilindro rotatorio.

Los provistos con un medio filtrante que cubren solamente parte del cilindro rotatorio.

Filtros prensa con calentador especial

Estos filtros calentados se usan generalmente cuando la substancia que será filtrada tiene un punto de fusión más alto que la temperatura ambiente, como es el caso de la margarina y estearina.

Aquí también, estos pueden ser clasificados en dos sub-grupos:

Filtros equipados con platos caliente

Filtros del tipo de cámara caliente

El juego de platos de los filtros de la cámara caliente generalmente - consiste de un conjunto de platos circulares, que se encuentran en una cámara caliente cerrada durante todo el período de filtración. Después de la -- filtración, el juego de platos se separa de la cámara caliente y el filtro - es manualmente limpiado, como es el caso de los filtros del primer grupo.

BLANQUEO DE ACEITES Y GRASAS

Indudablemente, los filtros más adecuados para este tipo de proceso son los filtros rotatorios, operados intermitentemente. Tales filtros permiten - una descarga mecánica de la tierra la máxima recuperación del aceite retenido. La operación de filtración es completamente mecánica de tal manera que - la mano de obra requerida para abrir, limpiar y cerrar los filtros es mínima.

Los filtros prensa de plato y marco convencionales pueden ser usados -- cuando se procesan cantidades limitadas de aceites y grasas y cuando su valor es tan bajo que no se justifica la instalación de una planta de filtración - equipada con filtros rotatorios que son más caros.

FILTRACION DE LA MISCELA

Después de la extracción por solventes del aceite de la semillas, la -- miscela resultante, invariablemente contiene pequeños porcentajes de "finos" suspendidos, que si no son eliminados obstruyen las subsecuentes etapas de - refinación. Para eliminar tales finos, la miscela debe ser filtrada.

Deodorización de Aceites y Grasas

Se describe el proceso para eliminar algunas sustancias presentes en los aceites y grasas como son: Carbohidratos Insaturados, Acidos - Grasos de bajo peso molecular, Aldehídos y -- Cetonas, que pueden deteriorar el sabor y olor de los aceites y el Diagrama de Flujo.

DEODORIZACION DE ACEITES Y GRASAS

Se han visto tres de los cuatro procesos principales a los cuales los aceites y grasas se someten para obtener un producto terminado; purificación y neutralización, blanqueo y filtración. Estos tratamientos se llevan a cabo para eliminar impurezas, ácidos grasos libres, materias colorantes.

Sin embargo aún están presentes en los aceites y grasas algunos compuestos de sabor y olor desagradable.

El propósito de la deodorización, es eliminar estas sustancias.

Generalmente, estas sustancias presentes pueden ser: Carbohidratos insaturados, ácidos grasos de bajo peso molecular, aldehídos y cetonas.

Estas sustancias están presentes en aceites y grasas, en cantidades extremadamente pequeñas, por ejemplo: 0.001-0.1 % dependiendo del tipo de aceite -- ó grasa.

Entre los carbohidratos insaturados, debe mencionarse el escualeno, cuya -- presencia ha sido particularmente observada en el aceite de Soya.

Los ácidos grasos de bajo peso molecular, son principalmente ácido butírico y caproico. Estos ácidos se encuentran generalmente en los aceites crudos, -- mientras que los aldehídos y cetonas, se forman durante los diferentes procesos de refinación.

Entre las diferentes características físicas que son comunes a casi todas -- las sustancias odoríferas, hay una común a todas, la gran diferencia en volatilidad entre ellas y los glicéridos. Los procesos industriales de deodorización, se basan en las propiedades volátiles de los compuestos odoríferos. Estas sustancias por lo tanto, son eliminadas de los aceites y grasas por des-- tilación.

Para ilustrar la técnica de destilación de la tabla 17, se muestran los -- puntos de ebullición de los ácidos palmítico, esteárico, oléico a diferentes -- presiones absolutas.

TABLA 17

PRESION mmHg	ABSOLUTA	ACIDO PALMITICO °C	ACIDO ESTEARICO °C	ACIDO OLEICO °C
100		270	290	285
40		244	263	255
10		210	228	220
4		192	209	205
2		179	193	190
1		167	183	175
0.5		154	170	162
0.1		132	148	140

De esta tabla, se puede observar que el punto de ebullición de estos ácidos grasos decremantan considerablemente con decremento de la presión absoluta. - Consecuentemente, si se quiere destilar estos ácidos grasos a una temperatura más baja posible, la destilación debe llevarse a dabo a presiones absolutas extremadamente bajas.

Otra situación de los procesos de destilación, es la posibilidad de bajar - más la temperatura de ebullición de los ácidos grasos inyectando un gas inerte, vapor, dentro de la masa que se está destilando. Cuando los ácidos grasos son calentados a una temperatura cercana al punto de ebullición, no se efectúa la destilación, si, por el contrario el vapor es inyectado al ácido graso, pue de ocurrir una destilación violenta.

El vapor modifica la presión de vapor de los ácidos grasos y baja así, el punto de ebullición.

Para controlar este proceso, debemos considerar los siguientes principios:

La cantidad de vapor requerido para la deodorización, es :

- a).- Directamente proporcional al batch del aceite o grasa tratado.
- b).- Directamente proporcional al logaritmo de la relación de concentración inicial a la final de las substancias odoríferas -- que son eliminadas.
- c).- Directamente proporcional a la presión absoluta en el aparato - de deodorización.
- d).- Inversamente proporcional a la presión de vapor de los componentes odoríferos a una temperatura particular y al gasto de - vaporización.

Estas reglas indican inmediatamente las condiciones óptimas para la operación de un aparato de destilación, y por lo tanto de un deodorizador.

- a).- La temperatura más alta posible.
- b).- La presión absoluta más baja posible.
- c).- La cantidad controlada de vapor desalojado.

En plantas continuas modernas de deodorización que operan a bajas presiones, la limitación de la cantidad del vapor inyectado depende de la posibilidad de mantener esta presión, por ejemplo 1Kg.³ de vapor a una presión absoluta de - - 1mm Hgs. requiere un volumen de 1,680 m³. como se puede ver en la figura 68.

Los requerimientos del equipo de deodorización son los siguientes:

Un líquido que contiene pequeños porcentajes de substancias odoríferas, las cuales tienen una temperatura y volumen practicamente constante, deben de estar en contacto con un vapor cuyo volumen sea comparable al del líquido. Para obtener el contacto entre los dos componentes, el vapor deberá ser distribuido a través del líquido de manera uniforme como sea posible, y las partículas del líquido en contacto con ella deberán ser circuladas tan rápidamente como sea - posible.

Estos son los principios en los cuales se basan muchos de los equipos usados para la deodorización de aceites y grasas.

Antes de describir este equipo, se puede considerar útil describir los parámetros que influyen en el proceso de deodorización:

Temperatura y presión de deodorización
 Tiempo de deodorización.
 Cantidad de vapor desalojado requerido y sistemas de inyección.
 Materiales usados para la construcción de un deodorizador.
 Temperatura y Presión de Deodorización.
 Un incremento de temperatura con un decremento en la presión, facilita y acelera los procesos de destilación.

El peligro de la hidrólisis, es más serio en el equipo de batch, en donde la presión absoluta es relativamente alta y el tiempo de residencia del aceite en los recipientes deodorizadores, es de muchas horas.

Generalmente, la temperatura de deodorización de un equipo bien diseñado se -- conserva dentro del rango como se muestra en la Tabla 18.

TABLA 18

TIPO DE ACEITE	SISTEMA DE DEODORIZACION			
	BATCH		CONTINUO	
	PRESION mmHg	TEMPERATURA °C	PRESION mmHg	TEMPERATURA °C
Soya	10-20	200	4-6	230
Nabo	10-20	200	4-6	230
Cacahuate	10-20	190	4-6	215
Girasol	10-20	190	4-6	215
Olivo	10-20	180	4-6	210
Coco	10-20	180	4-6	190
Palma	10-20	180	4-6	100

Cuando la operación se lleva a cabo bajo las condiciones anteriores las pérdidas de deodorización difícilmente sobrepasan el 0.2 %.

La presión reducida durante la deodorización protege el aceite caliente de la oxidación atmosférica, previene la hidrólisis del aceite por el vapor y reduce la cantidad de vapor requerido.

TIEMPO DE DEODORIZACION

El tiempo también tiene un efecto en el proceso de deodorización.

Mientras menor sea el tiempo de retención en la materia grasa en el deodorizador, hace mejor la calidad del producto deodorizado.

La experiencia ha demostrado que la deodorización continua se prefiere de la deodorización en batch, ya que en deodorizadores continuos el tiempo de retención del aceite o grasa puede ser reducido considerablemente.

CANTIDAD DE VAPOR DESALOJADO REQUERIDO Y SISTEMAS DE INYECCION

La cantidad de distribución del vapor en una masa de grasa que se está deodorizando, debe ser calculada exactamente, la acción deodorizante depende mucho de esta. En la Tabla 19, se muestran algunos datos en la deodorización de un aceite de soya neutralizado y blanqueado llevado por una variación de la relación entre la cantidad del vapor inyectado y el batch del aceite. La operación fué conducida bajo las mismas condiciones de temperatura y presión en plantas discontinuas con una capacidad de 5 Tons./batch.

T A B L A 1 9

		CANTIDAD DE VAPOR INYECTADO, Kg/H.				
		75	100	125	150	200
Tiempo de deodorización	hrs.	16	9	7	7	7
Temperatura	°C.	200	200	200	200	200
Presión	Torr.	18	18	18	18	18

Esta tabla, indica claramente que las condiciones optimas para la deodorización, son obtenidas cuando se inyecta una cantidad de 125 Kgs. de vapor por hora a través del aceite. Una mayor cantidad no ofrece ventaja.

La Fig. 69 ilustra la distribución de vapor desalojado en la masa dilatada del aceite durante la deodorización.

La experiencia ha probado que el vapor no debe ser inyectado con una capa profunda del aceite. Mientras más profunda es la capa del aceite, mayor será la presión absoluta y por lo tanto, será más pequeño el volumen del vapor. Esto muestra que el vapor inyectado en la parte inferior de una masa de aceite de dos metros de profundidad mantenida a una presión absoluta de 10 Torr. y bajo tales condiciones de presión el efecto deodorizante, es prácticamente nulo. Una presión de 20 Torrs. podrá ser alcanzada solamente por inyección de vapor en una capa de aceite de 200 mm. de profundidad del aceite. Esto prueba que la acción deodorizante toma lugar solamente en la superficie del aceite. Consecuentemente el aceite deberá ser desalojado en capas poco profundas (200-250 mm), como es el caso de los deodorizadores.

EQUIPOS DE DEODORIZACION

Los deodorizadores se pueden dividir en tres categorías:

Batch

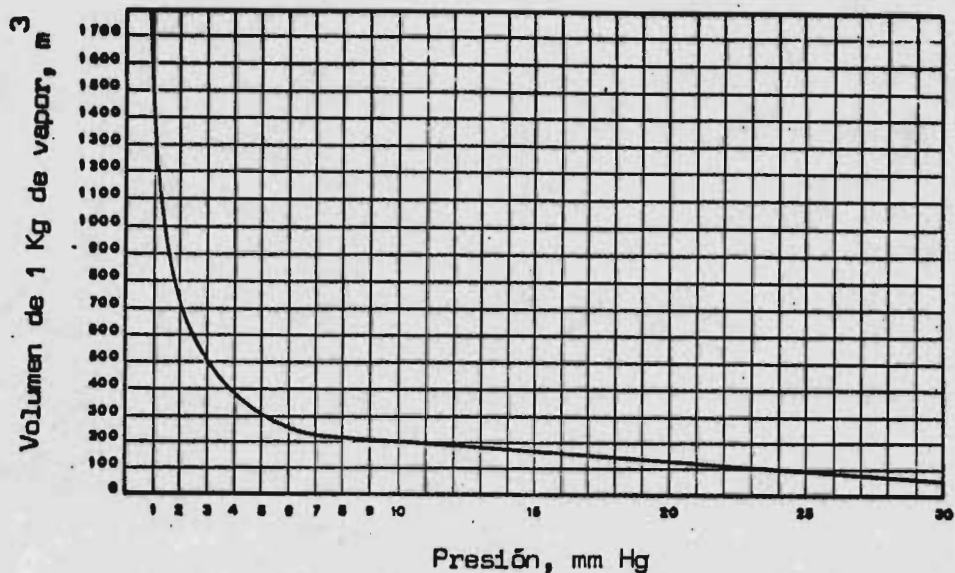
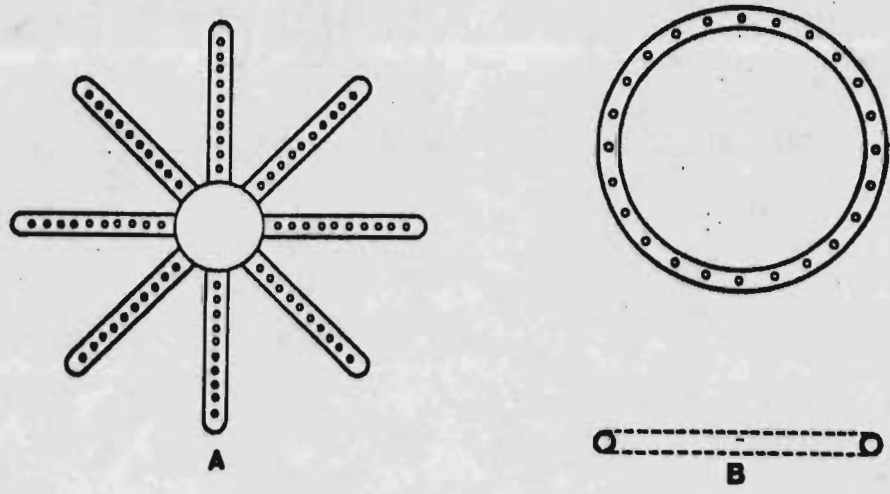


Fig. 68 Volumen de vapor como una función de la presión



A.- Estrella de distribución B.- Anillo de distribución

Fig. 69 Sistemas de distribución usados para el vapor de agotamiento

Semi - continuo
 Continuo

DEODORIZADORES BATCH

Un corte seccional de un deodorizador Batch convencional se muestra en la Fig. 70, una típica instalación de un deodorizador batch se ilustra en la Fig. 71.

La operación de esta unidad es muy simple:

Se crea vacío en el deodorizador (A); después una cantidad de aceite se descarga a la unidad y la masa es calentada a una temperatura de deodorización preestablecida. Al mismo tiempo la cantidad requerida de vapor vivo se inyecta a la masa de aceite.

Se toma muestra de aceite a intervalos y se hacen para determinar si el proceso de deodorización está completo o no. Al final de esta operación, el aceite se descarga por gravedad al enfriador (B), el cual se mantiene a la misma presión del deodorizador. En el enfriador, la temperatura del aceite se baja a 30-40 °C. y después de que el aparato se lleva a la presión atmosférica, el producto se descarga.

Como se mencionó previamente, el aceite que se deodorizará es calentado a temperaturas del orden de 170-200°C, dependiendo de la calidad, el sistema de calentamiento deberá permitir la obtención de estas temperaturas en el menor tiempo posible. Para el calentamiento con vapor, se requiere una presión de vapor de al menos 15 Kg/cm², de otra manera tales temperaturas no pueden ser alcanzadas.

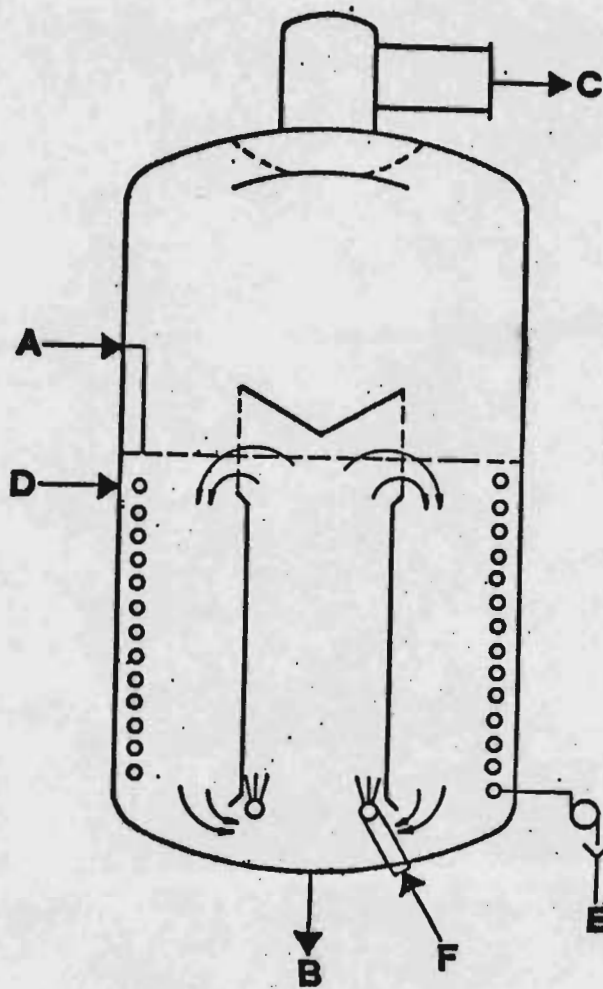
La Fig. 72, indica la temperatura de vapor saturado a varias presiones.

El uso de vapor sobrecalentado para compensar la falta de presión, es un error ya que el calor específico de vapor es extremadamente bajo y por lo tanto, esto no puede usarse como fuente de calor.

La tabla 20, muestra una serie de datos prácticos en la deodorización de Batch bien diseñados.

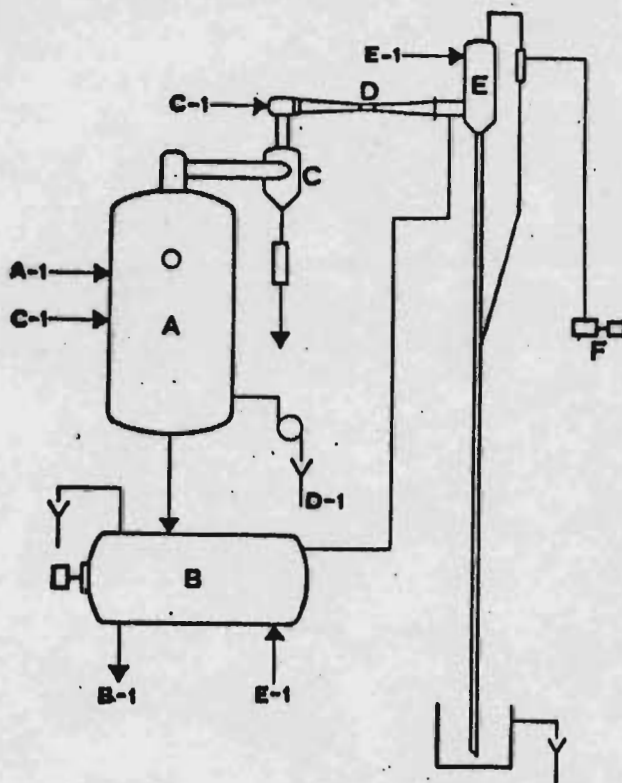
TABLA 20

DEODORIZADOR DIAMETRO. mm	PROFUNDIDAD DE LA CAPA- CIDAD DE A- CEITE mm.	CAPACIDAD VAPOR INYEC DE CARGA, TADO Kg/hr. kg.	PRESION ABSOLU- TA. TORR.	TEMPERATURA °C	
1 300	1 000	1 000	35	10	200
1 400	1 100	1 500	45	10	200
1 600	1 200	2 200	60	10	200
1 900	1 400	3 800	90	10	200
2 200	1 500	5 500	120	10	200
2 500	1 000	7 500	180	10	200



- A.- Entrada de aceite
- B.- Salida de aceite
- C.- Salida del vapor de deodorización
- D.- Entrada del vapor indirecto
- E.- Salida del condensado
- F.- Entrada del vapor directo

Fig. 70 Sección transversal de un deodorizador batch



A.- Deodorizador
 B.- Enfriador
 C.- Separador
 D.- Compresor
 E.- Condensador Barométrico
 F.- Bomba de vacío

A₁.- Entrada de aceite
 B₁.- Salida de aceite
 C₁.- Entrada de vapor
 D₁.- Salida del condensado
 E₁.- Entrada de agua

Fig. 71 Instalación de un deodorizador batch

DEODORIZADORES SEMICONTINUOS

Los deodorizadores de este tipo consisten de un cilindro grande de 3 a 5 pa-las arregladas en cascadas. El aceite que se deodorizara fluye de la paila más alta a la más baja. La Fig. 73 muestra esquemáticamente uno de estos deodoriza-dores.

La operación del deodorizador es completamente automática por un regulador - de tiempo que abre y cierra varias válvulas.

SISTEMAS CONTINUOS DE DEODORIZACION

Estas plantas contínuas de deodorización, consisten de una columna vertical - y de una serie de aparatos diseñados para establecer una presión absoluta unifor-me y asegurar el intercambio de calor máximo posible entre el aceite afluyente -- del aceite y la entrada del aceite.

La Fig. 74 muestra una vista seccional de una columna de deodorización contí-nua. Esta columna es un equipo en forma de cilindro vertical, con una serie de platos internos, sobrepuestos . arreglados en cascada. En el centro de la colum-na se recogen los vapores de destilación provenientes de los diferentes platos.- Cada plato es provisto con una serie de mamparas, las cuales son arregladas para que el aceite que ve a ser deodorizado siga una larga trayectoria.

Todos los platos deodorizadores, excepto el último son equipados con serpenti-nes calentadores de vapor indirecto de alta presión (30-40 Kg/cm²), inyectores - de vapor de deodorización y tuberías para regase.

En la parte inferior del plato, el aceite no es calentado ni sujeto a deodori-zación. De hecho este plato está provisto de un conjunto de intercambiadores - de calor, los cuales permiten intercambio entre el aceite deodorizado de salida- y el aceite de entrada.

La Fig. 75, ilustra un esquema simplificado de sistema de deodorización con--tinuas.

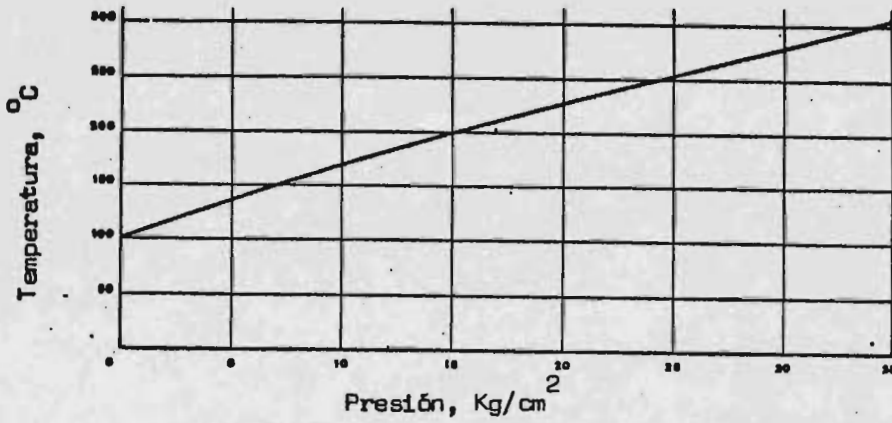
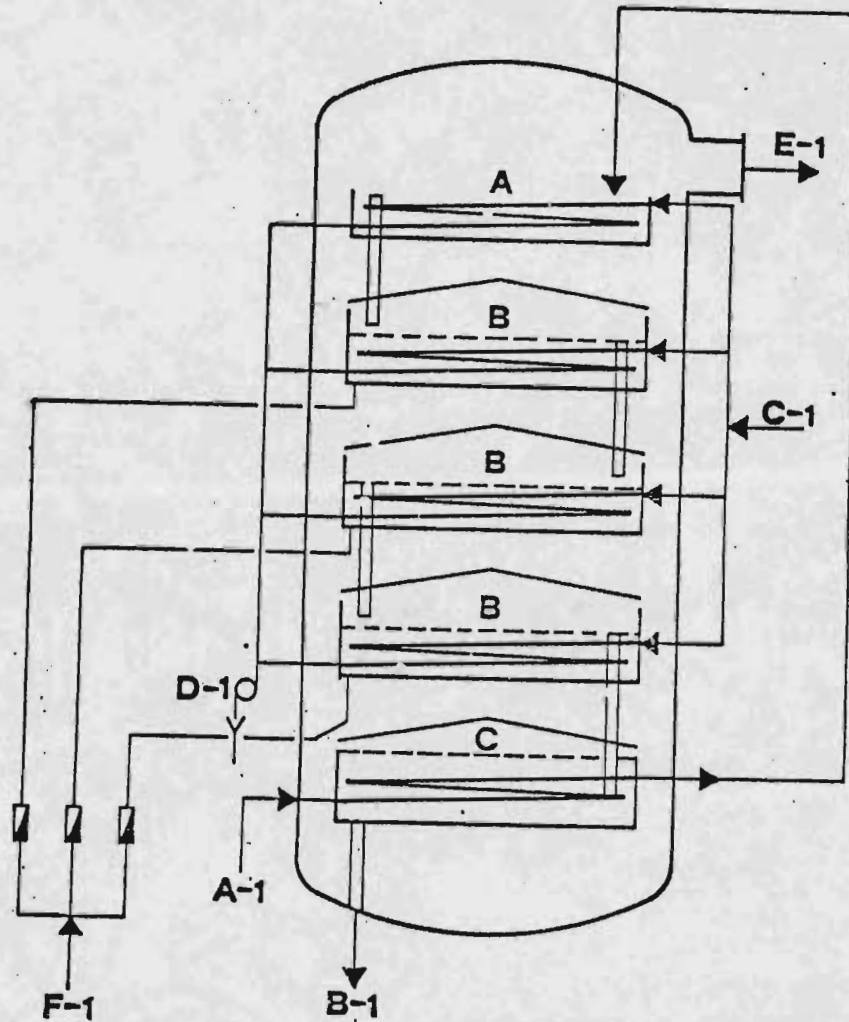


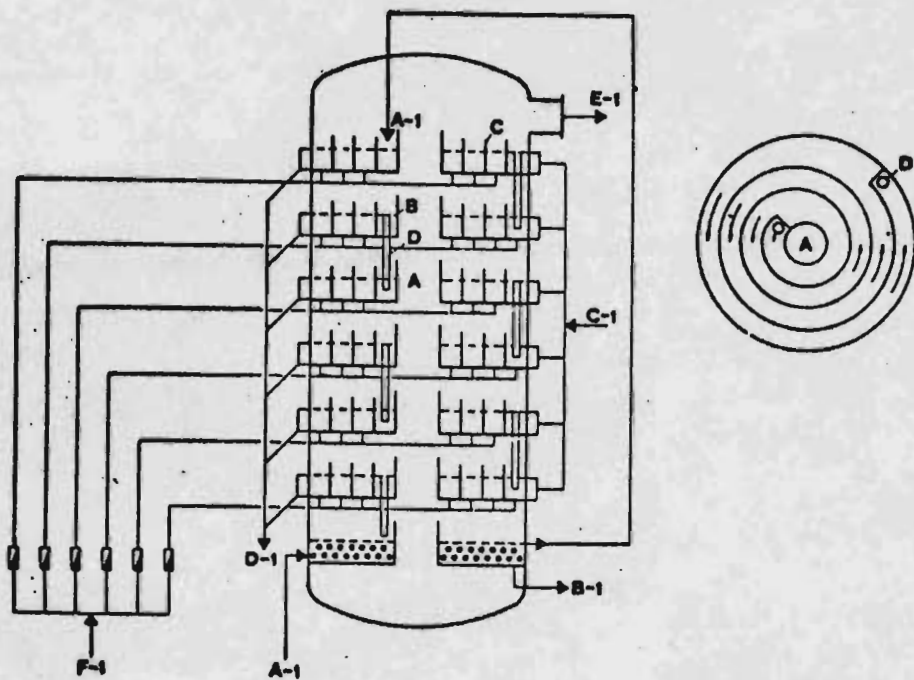
Fig. 72 Relación de la temperatura del vapor saturado con la presión



A.- Paila de precalentamiento
 B.- Paila de deodorización
 C.- Paila de preenfriamiento
 A₁- Entrada de aceite

B₁- Salida de aceite
 C₁- Entrada de vapor indirecto
 D₁- Salida del condensado
 E₁- Salida de vapor destilado
 F₁- Entrada de vapor de agotamiento

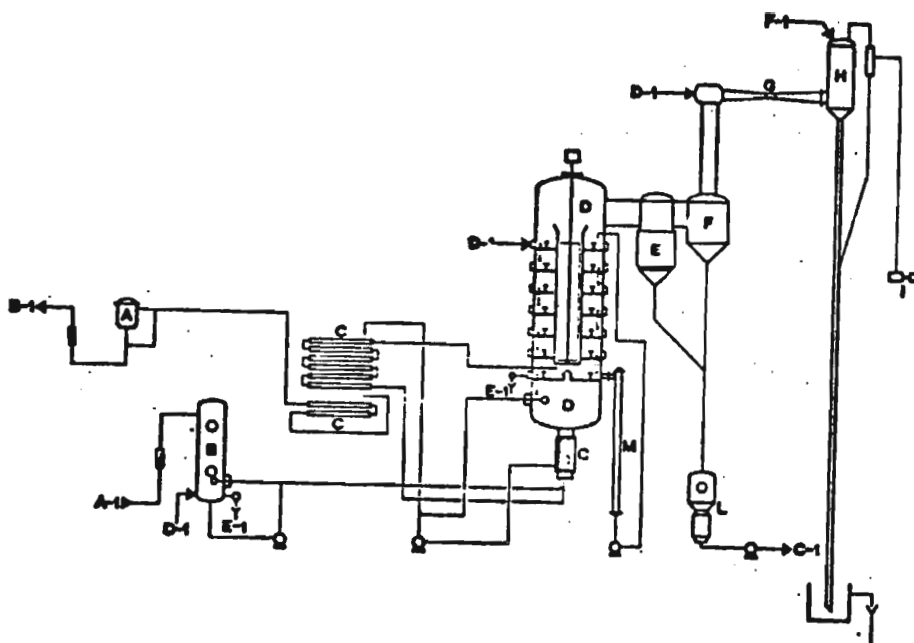
Fig. 73 Sección transversal de un deodorizador semi-continuo



A.- Múltiple
 B.- Platos deodorizadores
 C.- Reguladores de flujo
 D.- Tubos de inundación

A₁.- Entrada de aceite
 B₁.- Salida del aceite
 C₁.- Entrada del vapor indirecto
 D₁.- Descarga del condensado
 E₁.- Salida del vapor de la destilación
 F₁.- Entrada del vapor

Fig. 74 Corte seccional de una columna de deodorización continua



- | | |
|--|--|
| A ₁ .- Filtro | I ₁ .- Bomba de vacío |
| B ₁ .- Deareador - Degasi-
ficador | A ₁ .- Entrada de aceite |
| C ₁ .- Intercambiador de
calor | B ₁ .- Salida de aceite |
| D ₁ .- Columna de deodori-
zación | C ₁ .- Salida de los produc-
tos de condensación |
| E ₁ .- Separador | D ₁ .- Entrada de vapor |
| F ₁ .- Separador | E ₁ .- Salida de condensados |
| G ₁ .- Compresor - Impulsor | F ₁ .- Entrada de agua |
| H ₁ .- Condensador | |

Fig. 75 Esquema simplificado de una planta continua de deodorización

Refinación Física de Aceites y Grasas

Se refiere a la Neutralización combinada por destilación con vapor y deodorización de Aceites y Grasas y su Diagrama de Flujo.

REFINACION FISICA DE ACEITES Y GRASAS

El término "refinación física" se refiera a la neutralización combinada por destilación con vapor y deodorización de aceites y grasas.

En los últimos años se ha venido usando una nueva técnica basada en la teoría de la destilación de los ácidos grasos, bajo las siguientes condiciones:

Presión Reducida

Temperatura

Vapor para Arrastre

Como se mencionó anteriormente, puede obtenerse casi una destilación completa de los ácidos grasos libres presentes en los aceites (sin exceder una temperatura del orden de 240°C), llevando a cabo esta operación a una presión absoluta de 1 Torr e inyectando el vapor vivo a través del aceite.

La Fig. 76 indica la cantidad teórica de vapor desalojado requerido para -- destilar 1 kg. de ácidos grasos a diferentes presiones absolutas.

Generalmente, la operación se lleva a cabo bajo las siguientes operaciones:

Presión absoluta 1 Torr

Vapor desalojado 40-50 Kg/ton. de aceite

Los requerimientos de una planta de refinación física son:

- a).- Prevenir hasta donde sea posible que el aire entre al aparato
- b).- Instalación de un eficiente equipo para producir alto vacío
- c).- Un cuidadoso diseño de los tubos de vapor puesto que el volumen del vapor y el aire a bajas presiones absolutas es enorme

El equipo y la técnica usada en refinación física son idénticas a las empleadas en las deodorizaciones continuas, excepto por: La presión absoluta del orden de 0.5- 1 Torr máximo.

- a).- Esto puede ser obtenido instalando varios eyectores en serie.
- b).- Condensadores para la recuperación de los ácidos grasos destilados.
- c).- Diámetro más grande de los tubos de entrada
- d).- Equipo para la separación continua de los ácidos grasos.

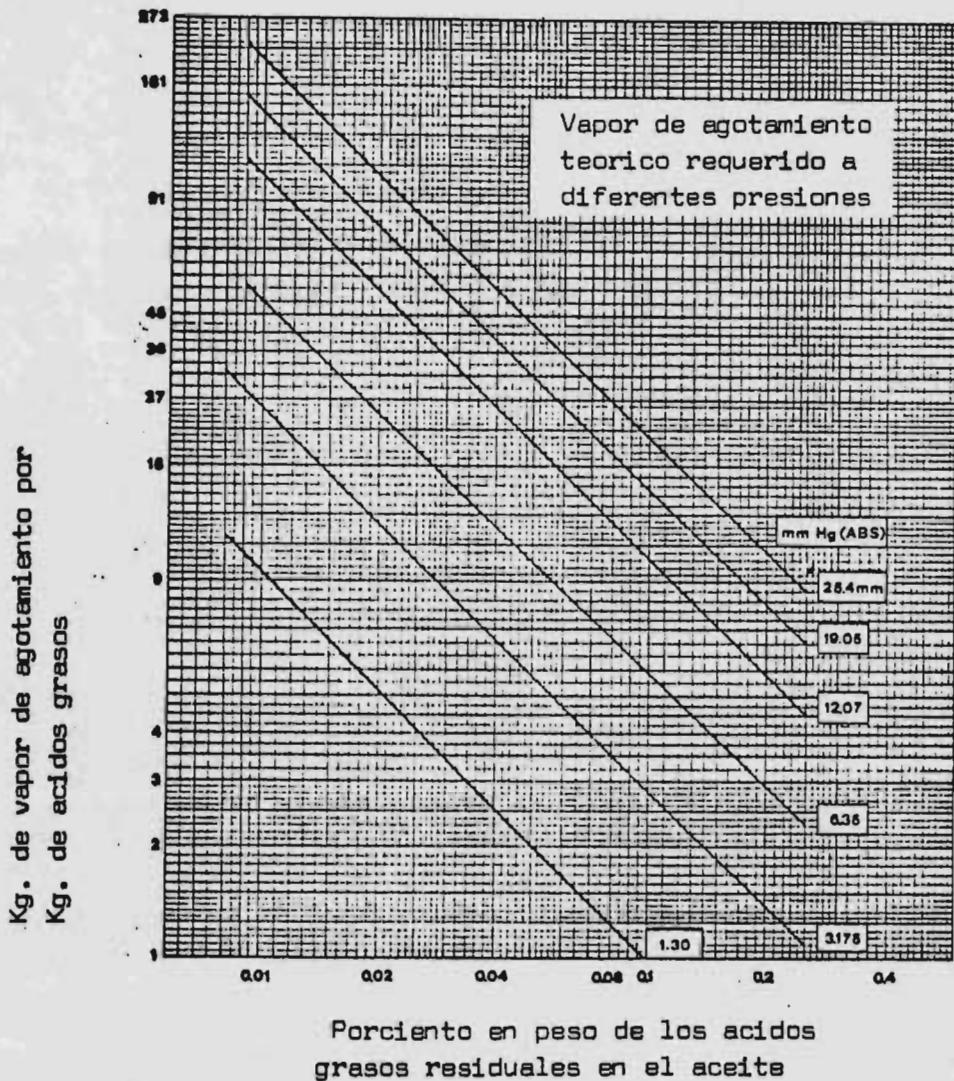


Fig. 76 Vapor de agotamiento teorico requerido-para destilar
1 Kg. de acidos grasos

El diagrama de flujo de la Fig. 77 muestra un deodorizador continuo de una unidad de refinación física.

La Fig. 78 muestra el diagrama de flujo de una planta de refinación física. Esta planta se basa en una columna de dos etapas, la primera etapa consiste de un destilador de ácidos grasos del tipo cilindro vertical. Este destilador es calentado externamente y equipado con un agitador mecánico diseñado para producir un rápido reemplazo de películas de aceite en el interior de la pared del cilindro. Bajo tales condiciones, los ácidos son destilados rápidamente. La segunda etapa consiste de una serie de platos arreglados en cascada que son diseñados para deodorizar el aceite, como en una planta de deodorización continua convencional.

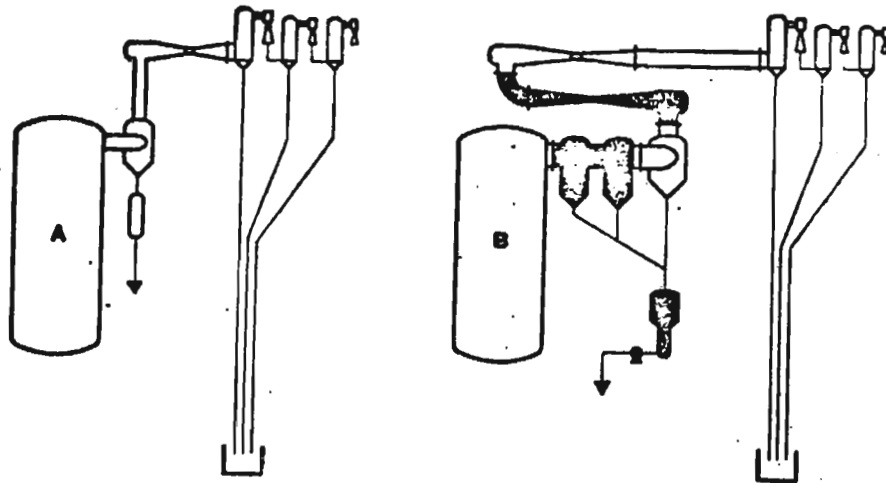
La operación de esta columna es la siguiente:

El aceite de entrada es degasificado a vacío y pasa a contracorriente con el aceite deodorizado que viene de la columna. Dos intercambiadores de calor son utilizados, uno en la parte más baja de la columna y el otro independiente para calentar el aceite desaereado de entrada. El aceite desaereado entra en la sección de destilación, donde el tubo central de la columna está provisto de un agitador mecánico. Este tubo central es equipado con un calentador y la temperatura del aceite es elevada a un punto en cual los ácidos grasos libres son destilados. El aceite que viene de la sección de destilación se decanta -- por gravedad sobre un número de platos deodorizantes, que son calentados y provistos de inyectores de vapor, siguiendo una trayectoria a través de los recipientes montados en cada plato. Cuando el aceite alcanza el plato inferior está totalmente neutralizado y deodorizado.

Durante la operación de la columna se tienen los siguientes datos:

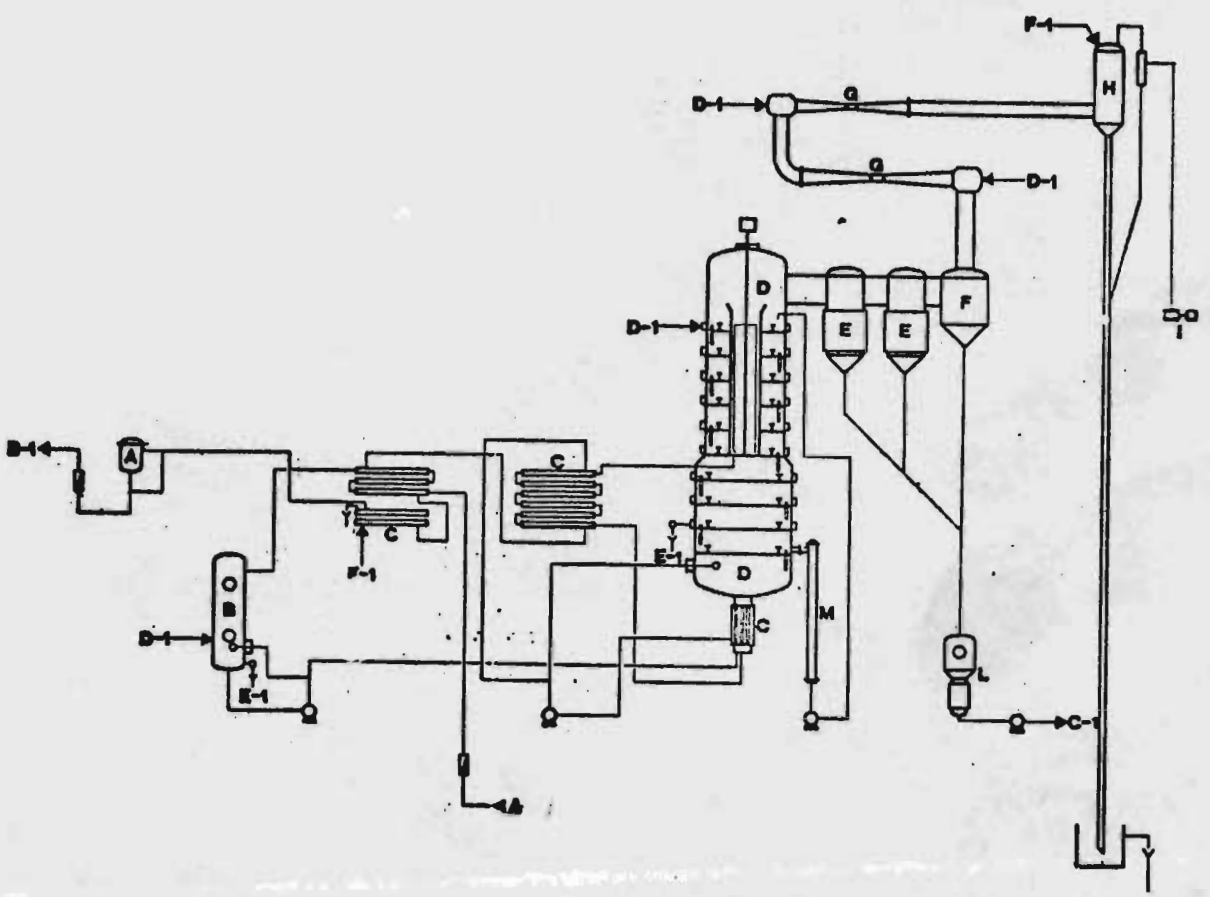
Contenido de la FFA del aceite de entrada.....	5.50%
Contenido de FFA del aceite que viene de la torre de destilación	0.80%
Contenido de FFA del aceite que viene de la columna de deodorización.....	0.70%
Sabor del aceite refinado.....	Agradable
Acidez de los ácidos grasos.....	91%
Vacío de operación.....	1 Torr.
Temperatura máxima en la columna	227°C
Cantidad de vapor desalojado.....	41 Kg/ton.

Se ha probado que este nuevo proceso de refinación es adecuado para algunos tipos de aceite, tales como: Olivo, Palma, Cacahuete y Girasol. Y se han obtenido resultados menos satisfactorios con otros aceites tales como: Soya y Nabo, - que son fácilmente susceptibles a la reversión del sabor.



A.- Deodorizador continuo
 B.- Unidad de Refinación Física

Fig. 77 Diagrama de flujo comparativo, plantas continuas de deodorización y refinación física



- | | |
|--------------------|---|
| A.- Filtro | I.- Bomba de vacío |
| B.- Deareador | L.- Tanque receptor de los aci- |
| C.- Intercambiador | dos grasos |
| de calor | A ₁ .- Entrada de aceite |
| D.- Columna de re- | B ₁ .- Salida de aceite |
| finación | C ₁ .- Salida de ácidos grasos |
| F.- Separador | D ₁ .- Entrada de vapor |
| G.- Compresores- | E ₁ .- Salida de condensados |
| Impulsores | F ₁ .- Entrada de agua |
| H.- Condensador | |

Fig. 78 Diagrama de una planta de refinación física

Winterización

Se describe el proceso que se lleva a cabo para eliminar los glicéridos de alto punto de fusión, que provocan que los aceites se entubien, aumentando su viscosidad a bajas temperaturas y el Diagrama de Flujo.

WINTERIZACION

El proceso de winterización se lleva a cabo para eliminar los glicéridos de alto punto de fusión que provocan que los aceites líquidos se enturbien y aumenten su viscosidad a bajas temperaturas. La winterización consiste en cristalizar, en condiciones dadas de temperatura y tiempo, estos glicéridos saturados. Este proceso es una cristalización fraccionada en donde los tres factores, temperatura, tiempo y agitación tienen una fundamental importancia en la formación de los cristales.

De las leyes que rigen la cristalización, sabemos que: Bajar la temperatura -- provoca, debido a la sobresaturación, que el componente de mayor punto de fusión se separe de la solución.

La agitación facilita la formación de pequeños cristales.

El tiempo, con un decremento gradual en temperatura, provoca la formación de cristales grandes.

Por las razones anteriores, una planta de winterización convencional consiste de: (Ver Fig. 80).

Un aparato adecuado para un rápido enfriamiento del aceite y equipado con un agitador para producir pequeños cristales.

Un sistema de tanques estacionarios (cristalizadores) localizados en cuartos refrigerados, o en un cuarto a temperatura atmosférica, si estan bien cerrados y aislados, para incrementar el tamaño de los cristales.

Un sistema de filtro prensa para filtrar el aceite winterizado.

El estudio de las curvas de enfriamiento ha mostrado que las condiciones más adecuadas de temperatura, agitación y tiempo son las que se ilustran en la Fig. 79.

El enfriamiento rápido es generalmente efectuado en un aparato discontinuo equipado con un agitador. La capacidad de esta máquina es casi siempre igual a la de un cristalizador. El tiempo requerido para bajar la temperatura del aceite de -- 30°C. a 15°C. es aproximadamente de dos horas. El enfriamiento es por serpentes de inmersión dentro de los cuales la salmuera es circulada, ó los refrigerantes son directamente expandidos.

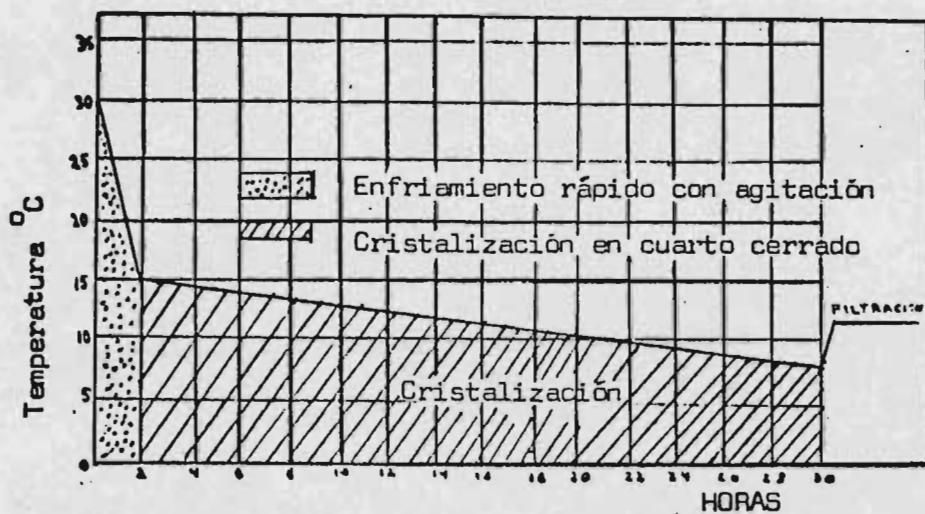
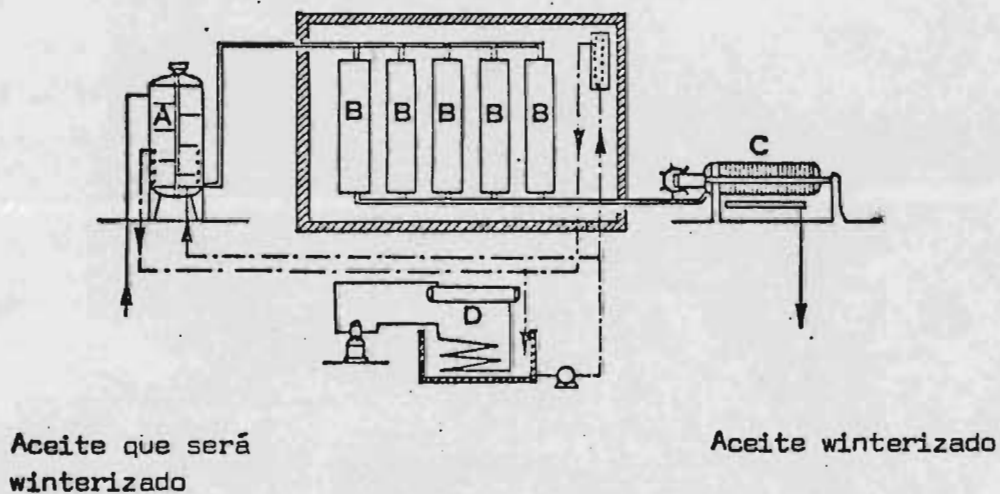


Fig. 79 Curva de enfriamiento de una winterización convencional de aceites



- A.- Enfriamiento rápido
- B.- Cristalizador
- C.- Filtro prensa
- D.- Máquina de refrigeración

Fig. 80 Diagrama esquemático de una planta convencional de winterización

La cristalización se lleva a cabo permitiendo que el aceite se asiente durante 24-36 hrs. en tanques de enfriamiento especialmente contruidos (cristalizadores, estacionarios). Generalmente el sistema de refrigeración consiste de un cuarto a temperatura atmosférica, en donde los cristalizadores están instalados. Estos son tanques rectangulares de dimensiones limitadas. La cristalización ocurre automáticamente por que la planta está diseñada para que la temperatura del batch de aceite se mantenga en el cristizador y posteriormente disminuya de 15°C. a 7-8°C. durante 24-36 hrs.

La winterización es muy importante cuando se procesan aceites con un alto contenido de glicéridos saturados, tales como Aceite de Olivo, Uva y Algodón.

Generalmente, las pérdidas de winterización son muy altas, porque la "estearina" que es separada por filtros prensa, contiene no menos del 70% de aceite.

Esto fácilmente puede incrementarse si el proceso de winterización no se conduce de acuerdo a la curva de enfriamiento mostrada en la Fig. 79.

Para eliminar tales pérdidas, las plantas modernas han sido provistas con un equipo especial para recuperar el aceite retenido por la estearina, siendo un equipo bastante complejo y caro.

WINTERIZACION DE ACEITES CON ADICION DE SOLVENTES

Para acelerar el proceso de winterización y abaratar los costos de operación, se han desarrollado nuevos procesos tales como la winterización en la fase solvente.

Este proceso se basa en las siguientes operaciones:

- a).- Disolución del aceite que será winterizado en un solvente volátil.
- b).- Enfriamiento gradual de la solución resultante hasta que los glicéridos saturados son cristalizados.
- c).- Separación de los cristales por filtración y lavado por solvente de los cristales separados.
- d).- Destilación de la fase sólida y líquida para eliminar el solvente que contiene.

Este nuevo proceso no ha encontrado aplicación industrial inmediata debido a que ha fracasado en:

- 1.- Alcanzar una eficiente intercambio de calor durante el enfriamiento de la suspensión consistente de una solución de aceite-solvente y de cristales de glicéridos saturados de naturaleza coloidal.
- 2.- Filtrar fácil y continuamente la suspensión y separar del filtro las fases sólida y líquida.

Después de varios años se han superado estas dos deficiencias. Para ello se han fabricado equipos consistentes de:

Cristalizadores especiales equipados con raspadores de hojas de acero.

Filtros continuos cerrados del tipo de tambor.

Estos aparatos han hecho posible reducir considerablemente la relación ---aceite-solvente (40% aceite y 60% solvente) y consecuentemente los requeri---mientos de vapor y potencia.

La Fig. 81 muestra un diagrama de flujo de una planta de winterización por solvente.

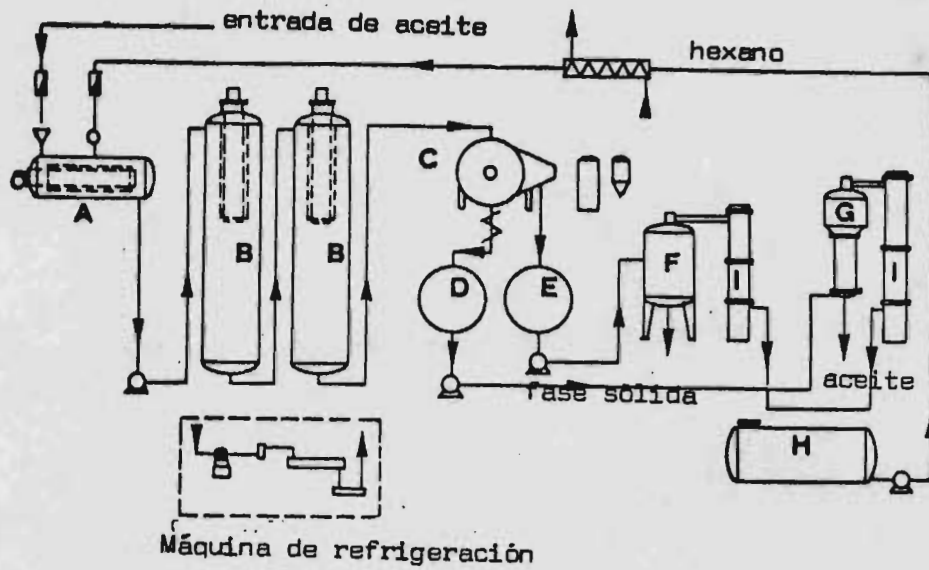
Esta planta es operada continuamente y solo se requiere un supervisor.

La operación es la siguiente:

La cantidad exacta de aceite que será winterizada y del solvente entren en el aparato A. La solución resultante se bombea continuamente hacia los cristalizadores (B) conectados en serie, donde esenfriada lentamente, de acuerdo al programa pre-establecido (Fig. 82). Estos cristalizadores están equipados con intercambiadores de calor especiales con raspadores de hojas de acero, que impiden que los sólidos se depositen en las paredes refrigeradas de los cristali zadores.

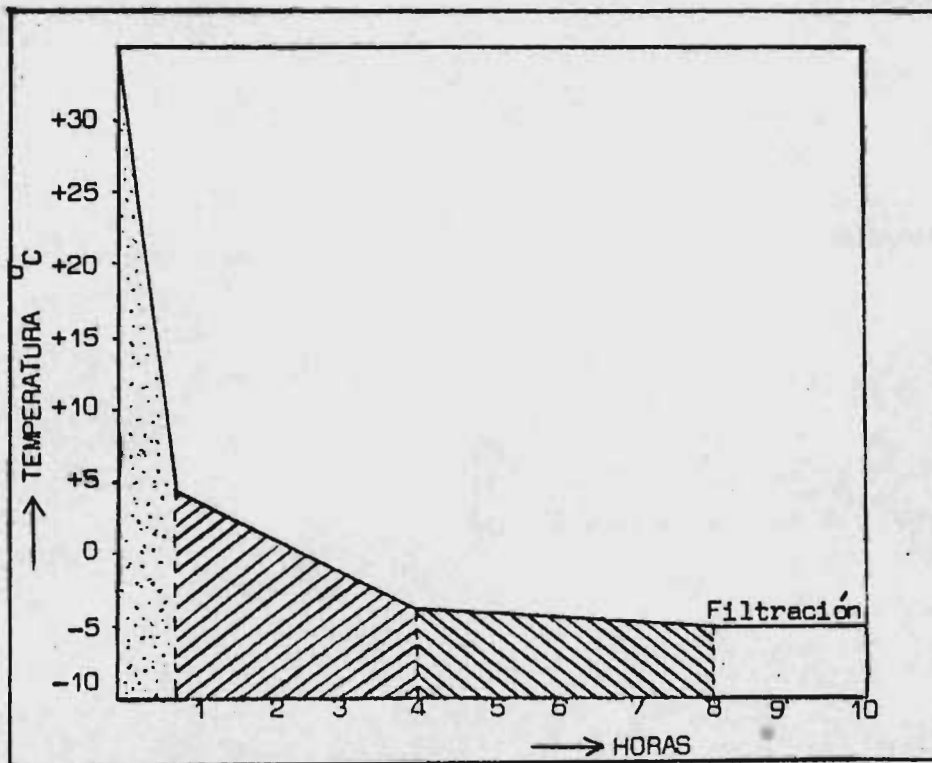
La suspensión que se ha formado en el aparato B se transfiere por presión de aire directamente al filtro (C), en donde los cristales son separados de la solución aceite-solvente. Más tarde, se bombea dentro de la unidad de destilación (G) en donde el solvente contenido en la fase líquida es eliminado.

La torta que ha sido depositada en la tela del filtro se lava por el mismo solvente para recuperar el líquido que contiene y es entonces descargada dentro del tanque (E). De aquí es bombeada a la unidad de destilación (F), en donde el solvente presente es separado.



- A.- Aparato Dosificador-Mezclador
- B.- Cristalizador
- C.- Filtro de tela continua
- D.- Tanque para la mezcla filtrada
- E.- Tanque para la fase sólida
- F.- Destilador de estearina
- G.- Destilador continuo para la fase líquida
- H.- Tanque para almacenar el solvente
- I.- Condensador

Fig. 81 Diagrama de flujo de una planta de winterización por solvente






-  1er. Enfriamiento
-  2o. Enfriamiento
-  3er. Enfriamiento

Fig. 82 Curva de enfriamiento de la mezcla aceite-solvente

El proceso de winterización por solvente se lleva a cabo después del blanqueo y antes de la deodorización. Las tablas 21, 22, 23, 24 muestran datos comparativos de los procesos de winterización.

Requerimientos por 1 000Kgs. de aceite winterizado.

TABLA 21

Capacidad de la planta: 24 Tons. métricas/24hrs.

REQUERIMIENTOS		PROCESO CONVENCIONAL	PROCESO CON SOLVENTES
Vapor	Kg	100	300
Potencia	KwH	15	15
Agua	M ³	20	30
Solvente	Kg	--	7
Hombre-Hrs.	Hrs	2 1/2	1

TABLA 22

PUNTO DE ENTURBIAMIENTO EN GRADOS CENTIGRADOS

ACEITE	PROCESO CONVENCIONAL	PROCESO CON SOLVENTES
Algodón	+ 4°C.	+ 1°C.
Uva	+ 4°C.	+ 1°C.
Olivo	+ 7°C.	+ 4°C.
Girasol	+ 4°C.	+ 1°C.

TABLA 23

PERDIDA EN KG. DE ACEITE POR 1 000 KG. DE ACEITE
WINTERIZADO

ACEITE	PROCESO CONVENCIONAL	PROCESO CON SOLVENTES
Algodón	35	14
Uva	35	14
Olivo	90	30
Girasol	20	11

TABLA 24

CRISTALIZACIÓN TIEMPO Y AREA DE FILTRADO

Capacidad de la Planta: 24 Tons./día

	PROCESO CONVENCIONAL	PROCESO CON SOLVENTES
Tiempo de cristalización H.	30	8
Area de filtración	400	40
Unidades de refrigeración por hora m ²	32,000	40,000

La winterización llevada antes de la deodorización tiene las siguientes ventajas:

- a).- Mejor calidad del aceite refinado
- b).- Se requiere menos tiempo para la etapa de deodorización mientras que el aceite es totalmente purificado durante el proceso de winterización por solvente, las condiciones físicas en que el enfriamiento se lleva a cabo (-5°C./-7°C.) ocasionan que las impurezas, tales como ceras, fosfá

tidos, oxiácidos, etc., se vuelven insolubles y permanezcan en la es tearina.

Concluyendo:

- 1.- Los costos de operación de los dos procesos se pueden considerar prácticamente los mismos, de hecho el mayor consumo de vapor y el solvente requerido por el proceso de solvente se compensa por los bajos requerimientos de mano de obra.
- 2.- El producto del aceite winterizado es de mejor calidad después del -- proceso de winterización por solvente.
- 3.- El aceite winterizado por solvente tiene un bajo punto de enturbia--- miento.
- 4.- El aceite winterizado por solvente se deodoriza más fácil y totalmen- te.
- 5.- La winterización del aceite con solventes de dos productos finales de alta calidad: Un aceite perfectamente winterizado y una estearina con un alto punto de fusión.

Los procesos convencionales producen una menor cantidad de aceite win- terizado, una estearina que tiene un punto de fusión extremadamente - bajo y un alto contenido de aceite fluido (arriba del 7%). Esta estea rina deberá volverse a tratar para recuperar parte del aceite conteni do.

- 6.- El proceso de winterización por solvente requiere un menor tiempo de cristalización. Además, los filtros continuos de tambor usados para - tal proceso tienen un área de filtración menor que la de los filtros- prensa.

INFLUENCIA DEL PROCESO DE WINTERIZACION POR SOLVENTE EN LA CALIDAD DEL ACEITE REFINADO.

Debe darse importancia a las variaciones ocurridas en la composición de - la materia insaponificable contenida en el aceite durante el proceso de winte- rización por solvente, ya que durante este proceso (el cual la temperatura de la mezcla aceite-solvente decrece por algunos grados centígrados bajo cero), parte de la materia insaponificable se vuelve insoluble y es eliminada del -- aceite durante la siguiente etapa de filtración. La cantidad de materia insa- ponicable que es eliminada depende, en particular, del tipo de solvente usa do.

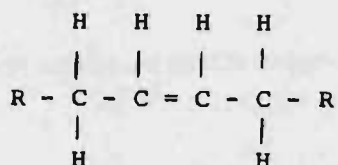
La experiencia ha confirmado que los solventes polares, tal como la aceto na vuelven la materia insaponificable presente en el aceite, insoluble.

Hidrogenación de Aceites y Grasas

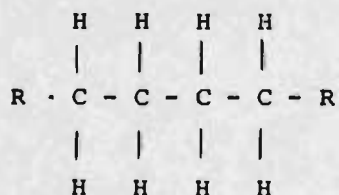
La Hidrogenación de una grasa, es la adición directa de un hidrógeno a las dobles ligaduras en las cadenas de ácidos grasos, se describe - este proceso y su Diagrama de Flujo.

HIDROGENACION DE ACEITES Y GRASAS

La cadena de átomos de carbono de un ácido graso insaturado como es el ácido oleíco:



muestra que el carbono en la posición 9 posee, bajo condiciones dadas de temperatura y presión, una ligadura inestable si se mantiene en una atmósfera de hidrógeno. La hidrogenación de una grasa consiste en la adición directa de un hidrógeno a las dobles ligaduras en las cadenas de ácidos grasos. Esta --- reacción que es acelerada por la presencia de un catalizador, convierte al ácido oleíco en ácido estearico.



Observando la reacción de hidrogenación de ácidos grasos que poseen dos o tres dobles ligaduras, tales como el ácido linoleíco y ácido linolénico, la hidrogenación se prefiere ya que los radicales de los ácidos grasos se hidrogenan más rápidamente que otros. La primera reacción es hidrogenar la doble ligadura del ácido linolénico; después al linoleíco y finalmente al oleíco.

La preferencia de la hidrogenación es extremadamente importante porque -- permite el control del proceso a tal grado que la estructura molecular de los glicéridos y ácidos grasos pueden ser modificados.

Los mejores caminos para producir hidrógeno se mencionarán solamente y no se detallarán, siendo estos:

Proceso Electrolítico

Proceso de Gas per Vapor-Agua

Proceso Natural Gas-Catalítico

HIDROGENACION SELECTIVA

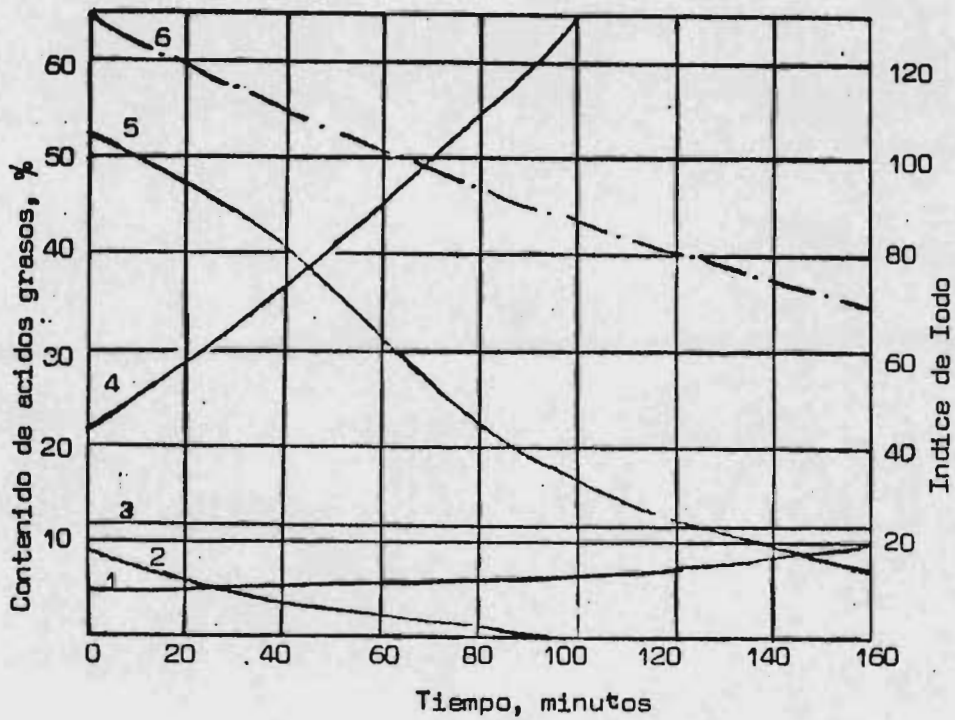
Refiriendose a la fórmula del ácido linolénico, linoleico y oleico, veremos como la hidrogenación catalítica del aceite de soya se efectúa con el -- tiempo, cuando la temperatura y presión se mantienen constantes.

Hay que tener presente que la hidrogenación selectiva de los ácidos grasos debe llevarse a cabo a una presión y temperatura controlada, el diagrama (Fig. 83.) muestra el orden en el cual las dobles ligaduras de los ácidos grasos se saturan cuando el proceso de hidrogenación se lleva a una presión de 0.2 Kg/cm^2 y a una temperatura de 200°C .. Si esta operación se repite a una temperatura de 230°C . y a una presión de 8 Kg/cm^2 . ocurrirá una saturación -- como se muestra en la Fig. 84. En este diagrama la escala muestra que el por -- centaje de los ácidos grasos, ha sido alterada porque la hidrogenación de -- las dobles ligaduras es violenta y casi completa: Los ácidos oleico, linolei -- co y linolénico se convierten en ácido estearico.

De estos dos diagramas se puede concluir que si el proceso de hidrogenación es bien llevado y controlado, pueden obtenerse resultados técnicos, entre los cuales están:

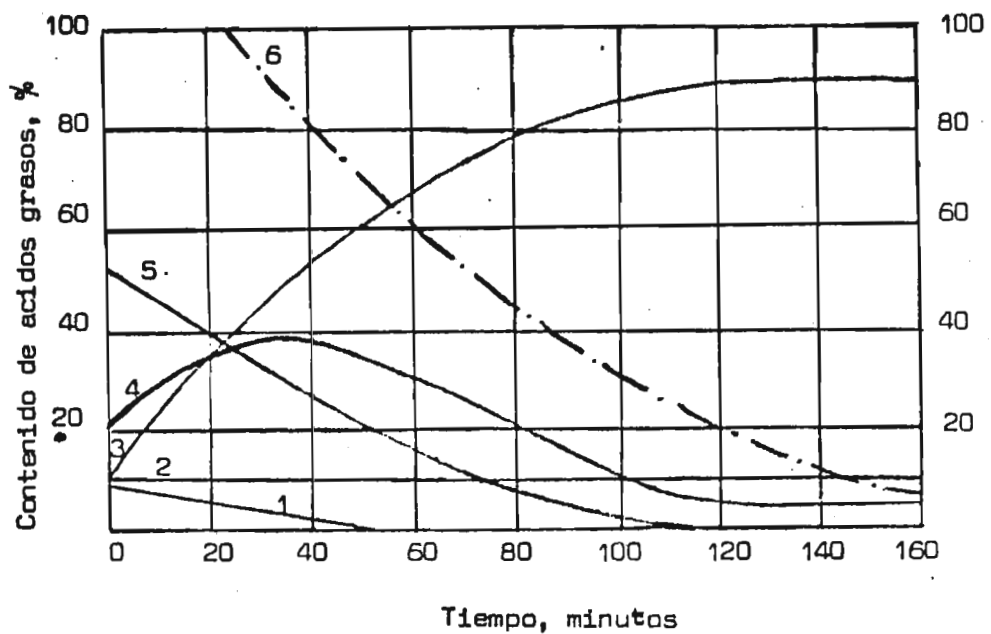
- a).- Alteración de la composición de grasas y ácidos grasos.
- b).- Cambios de ácidos grasos con más dobles ligaduras a otros con me -- nos dobles ligaduras.
- c).- Producción de la grasa endurecida con un índice de iodo dado.
- d).- Producción de grasas y ácidos grasos de muy bajo índice de iodo.
- e).- Estabilización de algunos aceites tales como: Soya, Nabo y Grasa de Ballena por hidrogenación parcial de las múltiples ligaduras -- presentes en el aceite.

Es evidente que las posibilidades de aplicación de ese proceso depende -- de la selectividad de la reacción, la saturación controlada de las dobles -- ligaduras presentes en un glicérido o un ácido graso, no causan grandes pro -- blemas en grandes plantas diseñadas y bien operadas.



- 1.- Acido Estearico
- 2.- Acido Linolenico
- 3.- Acido Palmítico
- 4.- Acido Oleico
- 5.- Acido Linoleico
- 6.- Indice de Iodo

Fig. 83 Diagrama que muestra la saturación de las dobles ligaduras durante el proceso selectivo de hidrogenación



- 1.- Acido Linoléico
- 2.- Acido Palmítico
- 3.- Acido Estearico
- 4.- Acido Oleico
- 5.- Acido Linoléico
- 6.- Índice de Iodo

Fig. 84 Diagrama que muestra la saturación de las dobles ligaduras bajo condiciones extremas de hidrogenación.

PLANTAS DE HIDROGENACION

En todas las plantas catalíticas, el mayor peligro es el envenenamiento del catalizador. Esto debe evitarse hasta donde sea posible, particularmente en el caso de la hidrogenación de la grasa y de los ácidos grasos, en donde el catalizador de níquel es muy caro. Por estas razones, las plantas de hidrogenación incluyen las siguientes secciones:

Purificación de la grasa
 Dosificación del catalizador
 Hidrogenación
 Recuperación del catalizador

En el caso de hidrogenación de aceites y grasas, las sustancias que -- pueden causar envenenamiento del catalizador son:

Jabones	Materiales fosfátidos
Pigmentos	Materiales mucilaginosos
Humedad	

Tales impurezas pueden ser casi completamente eliminadas manteniendo la grasa a vacío con un pretratamiento de blanqueo o tierras diatomáceas. Esta sección de purificación se indica por las letras A y B en la Fig. 85.

El equipo de hidrogenación deberá satisfacer los siguientes requerimientos:

- A).- Seguridad de Operación
- b).- Control de Presión y temperatura de operación
- c).- Contacto íntimo entre el hidrógeno y la grasa hasta donde sea posible.
- d).- Gas herméticamente cerrado.

CONTROL DE LA TEMPERATURA Y PRESION DE OPERACION

El proceso de hidrogenación es generalmente llevado a una temperatura del rango de 100-250°C. La planta por lo tanto deberá ser equipada con un circui-

to adecuado de calentamiento y de enfriamiento. Es importante recalcar que la hidrogenación es una reacción exotérmica que produce calor de reacción.

Como la presión también tiene un papel importante en el proceso de hidrogenación, generalmente es controlada automáticamente por regulación de inyección del hidrógeno en el reactor.

CONTACTO ENTRE EL HIDROGENO Y LA GRASA

Para que pueda adicionarse el hidrógeno a la doble ligadura presente en la molécula del ácido graso, es esencial que este gas entre en un íntimo contacto con él, y en presencia de un catalizador que acelere la reacción. Para este propósito, las plantas de hidrogenación son equipadas con eficientes agitadores para asegurar la dispersión efectiva del hidrógeno dentro del aceite. La Fig. 86. ilustra uno de los sistemas más comunmente usados.

Las plantas de hidrogenación pueden ser de batch o continuas. Las de batch son generalmente de pequeñas y mediana capacidad, y las unidades continuas son grandes.

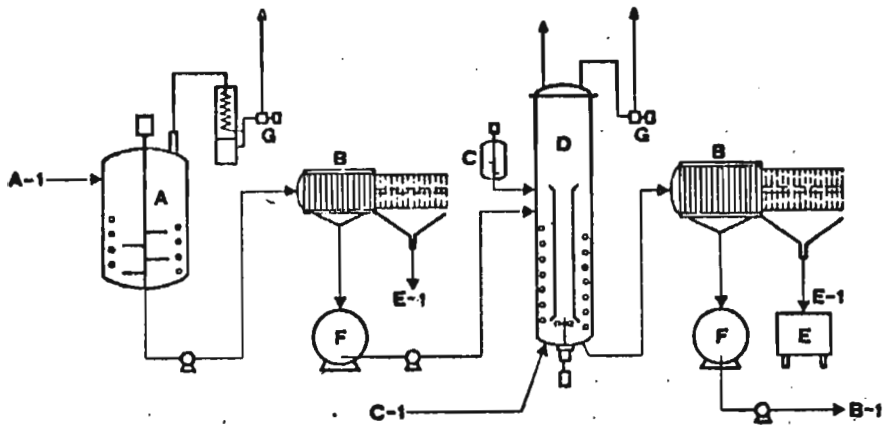
FILTRACION

En la mayoría de los casos, dos etapas de filtración se llevan a cabo en las plantas de hidrogenación, la primera purificación de la grasa y la segunda para recuperar el catalizador.

CATALIZADORES Y SU RECUPERACION

Los catalizadores empleados en este proceso son a base de níquel y su recuperación es esencial por su alto costo. La recuperación consiste en reciclar parte del catalizador (cerca del 50%) dentro de la planta de hidrogenación.

Los catalizadores usados en la industria de aceites y grasas se componen de sales de níquel dispersadas en una grasa. Generalmente, contienen 50% de níquel y el 50% de grasa.



- | | |
|---|--|
| A.- Purificador | A-1.- Entrada de la grasa |
| B.- Filtro prensa calentado | B-1.- Salida de la grasa hidrogenada |
| C.- Aparato para la preparación del catalizador | C-1.- Entrada de hidrógeno |
| D.- Reactor de hidrogenación | E-1.- Tierra blanqueadora y descarga del catalizador usado |
| E.- Tanque del catalizador mezclado | |
| F.- Tanque recolector | |
| G.- Bomba de vacío | |

Fig. 85 Diagrama de flujo de una planta de purificación e Hidrogenación

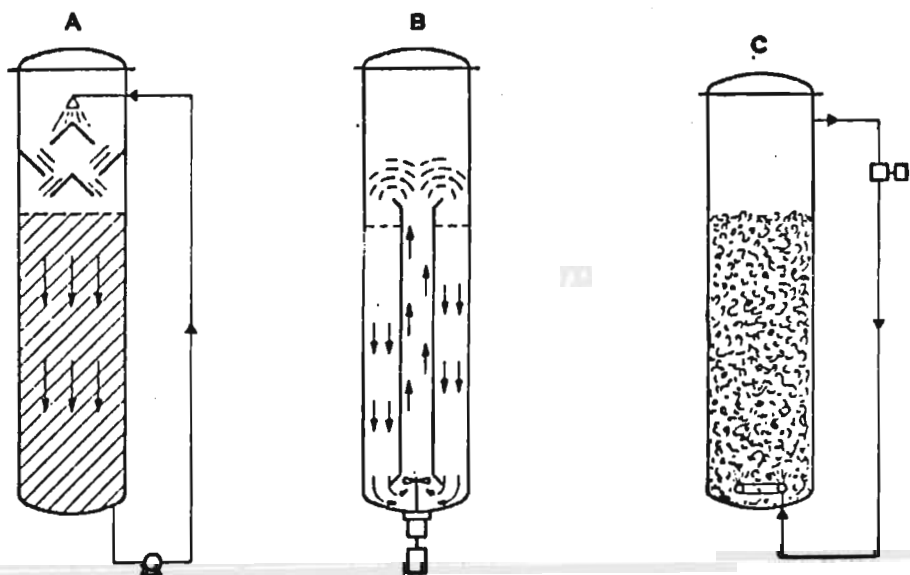


Fig. 86 Sistema de agitación para reactores de hidrogenación

Neutralización de los Aceites y Grasas de Alta Acidez

Después de la refinación, el aceite puede tener una alta acidez, que se neutralizan por dos procesos:

Neutralización por Esterificación

Neutralización con la Adición de Solventes

Se describen estos procesos y sus Diagramas de Flujo.

NEUTRALIZACION DE LOS ACEITES Y GRASAS DE ALTA ACIDEZ

Ahora veremos dos procesos en la industria de aceites y grasas muy importantes:

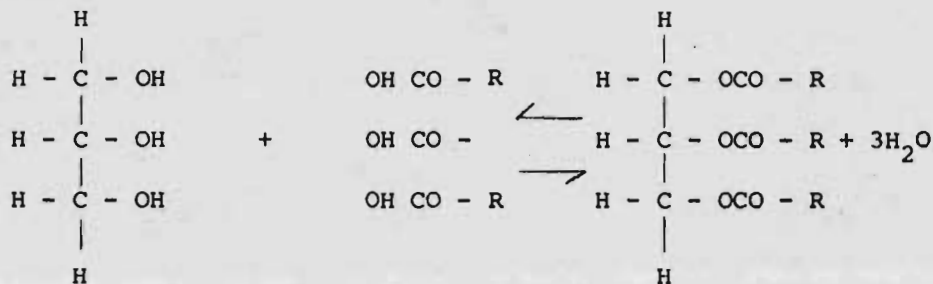
Neutralización por Esterificación

Neutralización con la Adición de Solventes

Neutralización por Esterificación:

Solamente la neutralización de los ácidos orgánicos presentes en los aceites y grasas serán considerados.

La reacción química que en la industria de aceites y grasas se refieren - como esterificación es exactamente el inverso de la hidrólisis ó separación - de la grasa. Si observamos la siguiente reacción que toma lugar entre el glicerol y ácido graso:



donde R. es el radical de un ácido graso, vemos que esa reacción es reversible, toma lugar de derecha a izquierda cuando se lleva a una presión alta --- (30 Kg/cm²), en presencia de un exceso de agua (hidrólisis), y en la dirección inversa si se conduce vacío, en presencia de un exceso de glicerol y a una temperatura del orden de 250°C. (esterificación). La reacción de esterificación puede ser considerablemente acelerada por el uso de catalizadores selectivos.

Consecuentemente las condiciones óptimas por esterificación son:

Presión absoluta baja (5-6 mm Hg.)

Temperatura relativamente alta (200-225°C.)

Mínimo exceso de glicerol

Casi una completa neutralización de los ácidos grasos libres

La reacción química de esterificación toma lugar a 250°C. cuando se conduce a un vacío alto y en ausencia de un catalizador. A esta temperatura puede ocurrir:

Una Polimerización

Cambio de color (a rojo) del producto esterificado

Deterioro del sabor

Para evitar estas desventajas, la esterificación deberá ser llevada en -- presencia de un catalizador tal como: Polvo de Zinc, Cloruro de Zinc o mezcla de ambos. Con estos catalizadores, la temperatura de esterificación puede ser considerablemente baja. En presencia de estos aceleradores la reacción química se empieza a una temperatura de aproximadamente 160°C. y se complementa a - 220°C.. Para llevar a cabo la reacción de esterificación, los ácidos grasos - deberán ser mezclados con glicerol en presencia de un catalizador. Por lo tan to los aceites ácidos y los ácidos grasos no son muy solubles en glicerol, -- mezclando fuertemente se formará una emulsión de materia grasa y glicerol.

Considerando el peso molecular, del ácido oleico y glicerol, y conociendo que un triglicérido puede ser formado por la condensación de una molecula de glicerol con tres moleculas de ácido oleico, la relación entre esos pesos moleculares será:

$$\frac{282 + 282 + 282}{98} = \frac{846}{98} = 8.64$$

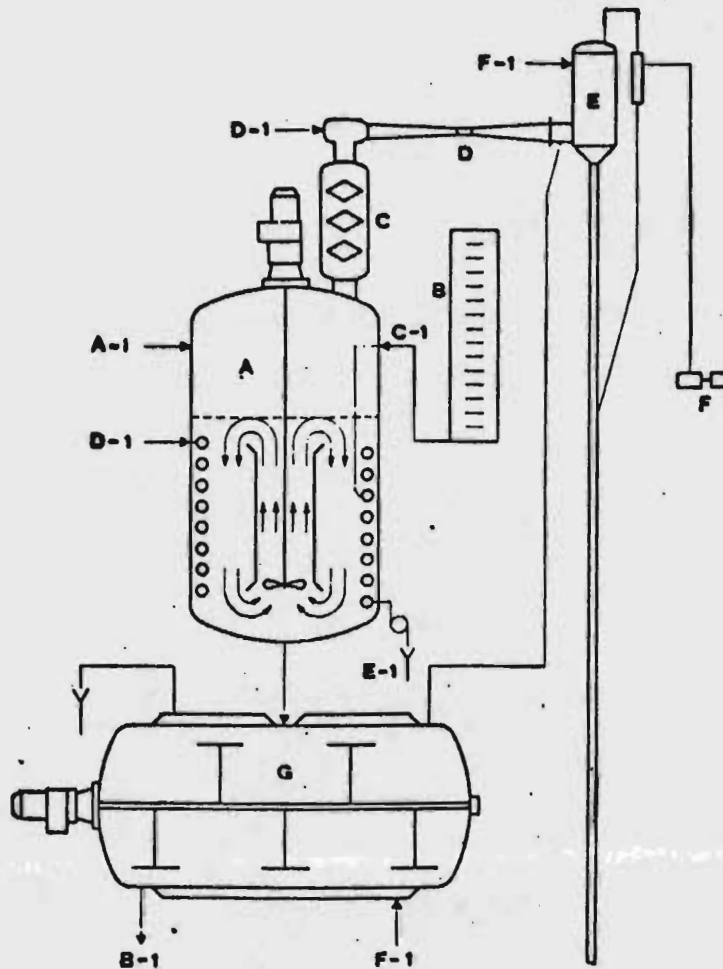
Esto significa que, teóricamente, 8.64 Kg. de glicerol son requeridos para neutralizar 100 Kg. de ácido oleico.

Si 846 Kg. de ácido oleico son completamente esterificados con 98 Kg. de glicerol, el producto final será:

$$\text{Kg. } 846 + 98 = \begin{array}{l} \text{(a) } 890 \text{ Kg. de aceite esterificado} \\ \text{(b) } 54 \text{ Kg. de agua (3 moléculas)} \end{array}$$

EQUIPO INDUSTRIAL DE ESTERIFICACION

En la industria, el proceso de esterificación es generalmente llevado a - cabo en un equipo de tipo batch. La Fig. 87 ilustra el diagrama de flujo de - una planta de esterificación convencional.



A.- Nivel del reactor

B.- Aparato dosificador del glicerol

C.- Condensador de retornos

D.- Compresor-Aumentador de tensión

E.- Condensador Barométrico

F.- Bomba de vacío

G.- Enfriador

A₁.- Entrada de los acidos grasos

B₁.- Salida del aceite esterificado

C₁.- Entrada del glicerol

D₁.- Entrada de vapor

E₁.- Salida de los condensados

F₁.- Entrada de agua

Fig. 87 Diagrama de flujo de una Planta de Esterificación

Esta operación es muy simple:

Se introducen cantidades pre-establecidas de ácidos grasos o aceites de acidez alta en el reactor (A) y son fuertemente agitados mecánicamente. Al mismo tiempo, un vacío es creado en el reactor y la masa es calentada a una temperatura de aproximadamente 160°C. A esta temperatura el glicerol se adiciona junto con el catalizador y la temperatura se eleva lentamente a 210-220°C.. Para completar la reacción de esterificación que ocurre cuando la masa ya no desprende agua, el producto se descarga dentro del enfriador (G).

NEUTRALIZACION DE ACEITES DE ALTA ACIDEZ CON ADICION DE SOLVENTES

La neutralización convencional al alcali de los aceites invariablemente involucra una considerable pérdida de aceite neutro. Para reducir estas pérdidas, se ha desarrollado un nuevo proceso al alcali cuando la neutralización no se lleva a cabo directamente sobre el aceite, sino sobre una solución que consiste de aceite disuelto en uno o más solventes. Este proceso que ha encontrado aplicación industrial usa un solvente derivado del petróleo (hexano) y un alcohol. La Fig. 88 describe un diagrama de flujo usando alcohol isopropílico.

El aceite que va a neutralizarse es disuelto en hexano en una proporción de volúmen de 1 a 3, esta solución es entonces neutralizada con una solución alcohólica acuosa (alcohol etílico) de hidroxido de sodio. La solución es agitada fuertemente para permitir que la masa se asiente. Usando concentraciones de alcohol adecuadas, se obtienen dos fases que no se mezclan con la otra y tienen diferentes pesos específicos.

Después de lavada, las dos fases son destiladas para recuperar los solventes. La destilación de la fase aceite neutro-solvente se lleva a cabo en la columna de destilación continua, donde el aceite es separado de los dos solventes. Los vapores del solvente son condensados y recolectados en un separador de densidad continua. El hexano viene de la parte superior del separador, mientras que la solución alcohol-agua, que contiene 55% de hexano-alcohol insoluble, fluye a la parte inferior. Los dos solventes son recuperados y recirculados al proceso.

La fase líquida lavada, compuesta de jabón, alcohol, agua y hexano, es pre-concentrada en un equipo adecuado donde la mayor parte de los solventes (hexano, alcohol y agua) son recuperados. Después de la condensación de estos solventes, dos líquidos inmiscibles son obtenidos: Hexano y una Solución Acuosa de Alcohol conteniendo 55% de alcohol. Estos dos últimos líquidos son alimentados en un separador de densidad continua donde son separados y después recirculados al proceso.

Los jabones que vienen del preconcentrador, conteniendo algo de alcohol etílico, son enviados a aparatos adecuados en donde se tratan con ácido sulfúrico,

que separan los jabones en ácidos grasos y agua. Durante la separación, que se lleva a cabo en aparatos cerrados, los vapores de alcohol y agua son separados por destilación, estos separados son condensados y recirculados al proceso.

Y de lo anterior podemos concluir que:

- a).- A mayor concentración de alcohol, hay una mayor producción de alcoholes esteres.
- b).- La presencia de agua cambia la reacción de derecha a izquierda y reduce la producción de esteres.
- c).- El incremento en temperatura cambia la reacción de izquierda a derecha y fácilita la formación de esteres.

De lo anterior para minimizar la posibilidad de una formación de un ester, - la reacción debería llevarse a cabo como sigue:

- a).- Uso de soluciones acuosas alcohólicas de la más baja concentración - de alcohol posible.
- b).- Neutralización de la solución aceite-solvente a la más baja temperatura posible.

Por experiencias se ha demostrado que es imposible evitar la formación de - esteres de alcohol en el proceso de neutralización por solventes, ya que estos esteres de alcohol tienen un punto de ebullición bajo que el de los glicéridos y esto hace más fácilmente eliminables por destilación durante la deodorización, pero en la práctica ellos representan pérdidas de aceite neutro.

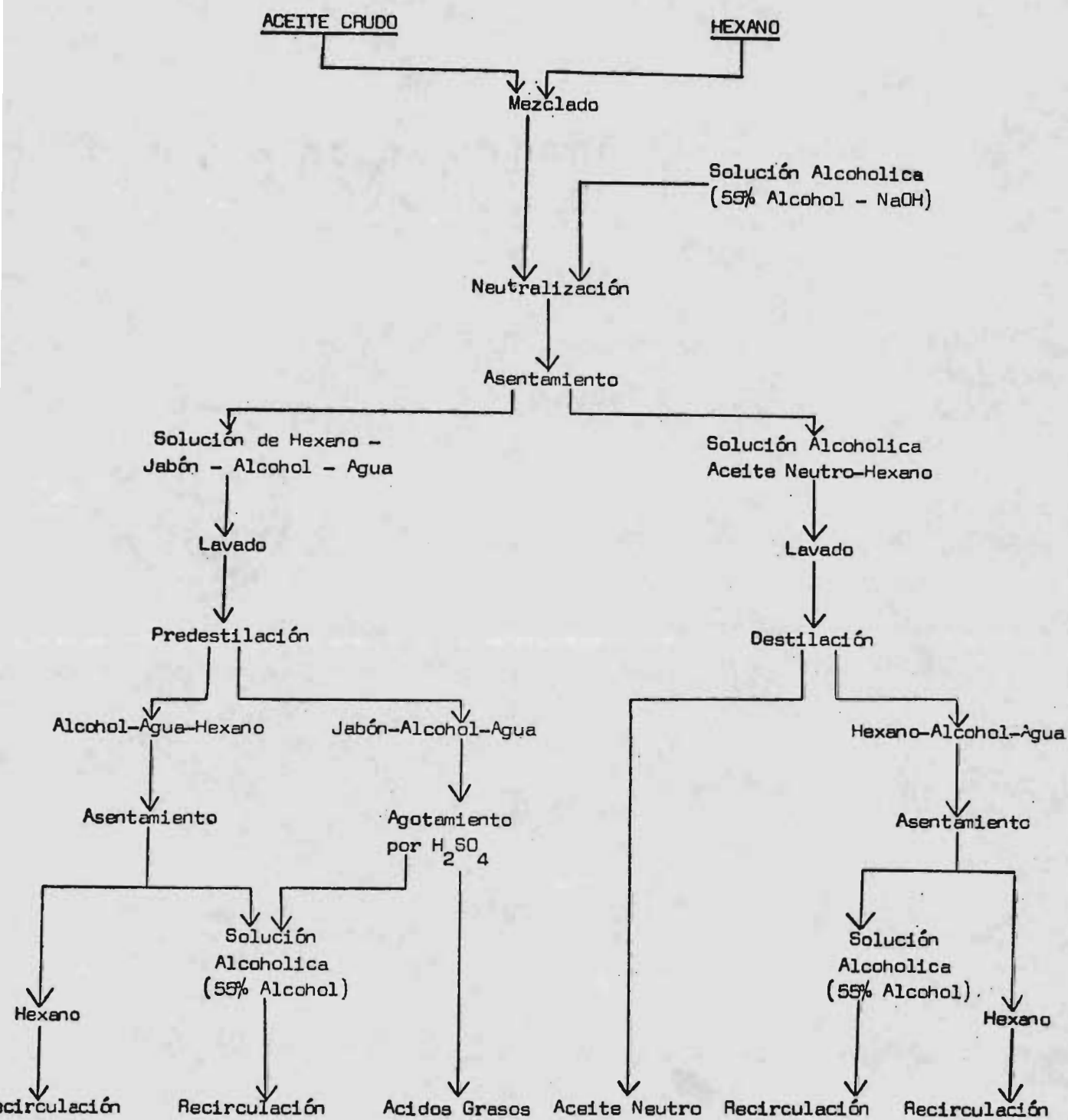


Fig. 88 Diagrama de flujo empleando Alcohol Isopropílico

Envasado del Aceite

Se describe el envasado del aceite, cuando este está refinado y listo para su venta, así como el tipo de envases usados y su ---
Diagrama de Flujo.

ENVASADO DEL ACEITE

Los aceites comestibles de las grandes refinadoras pueden ser vendidos a granel (en camiones, carro-tanque, etc.) o envasados. Sin embargo, el consumidor - siempre compra el producto en botellas, latas o tambores, y difícilmente a granel. Por eso, cuando el aceite no es envasado por el productor, este es envasado por los distribuidores.

Como los aceites son predominantemente envasados con una capacidad máxima de - 5 lts. se hará una breve revisión de la maquinaria y equipo más usado para este tipo de envasado.

Por simplicidad, los envases se clasificarán en tres categorías:

Botellas de vidrio

Botes de lata

Envases de plástico

En México un sector muy importante de la población usa la botella de un litro retornable ya que compra en cantidades a veces menores de un litro, por lo que hace uno o más años fué factor que entorpeció la entrada de las botellas de plástico.

La línea de embotellado para aceites comestibles se compone por el siguiente equipo:

Máquina lavadora de botellas

Básculas

Máquina rotuladora

Empaquetador de cartón

Máquina cerradora

La Fig. 89 muestra esquemáticamente una línea moderna de embotellamiento.

La Fig. 90 describe la sección transversal de una máquina de lavado de botellas.

BOTES DE LATA

Este tipo de envases es indudablemente el más usado en la industria de aceites y grasas. Ofrece las siguientes ventajas sobre los envases de botella:

No es frágil

No permite la entrada de luz

No es retornable

Los aceites comestibles pueden ser embasados en botes de lata rectangulares o cilíndricos. Normalmente, la línea de emvasado para los botes de lata redondo tiene una producción total (5 000-18 000 envases por hora). La Fig. 91 -- muestra un diagrama simplificado de un aceite enlatado y empacado en cartón. La línea recibe los cartones abiertos que contienen las latas vacías ya impresas - pero sin tapadera.

ENVASES DE PLASTICO

En recientes años los envases de plástico se han introducido al mercado aceptablemente, en envases de un litro. Este envase ofrece las siguientes ventajas:

Bajo costo del envase

Peso insignificante

Irrompibles

Teniendo las siguientes desventajas:

Mala conservación de los aceites con índice de iodo alto.

PROBLEMA EN EL ALMACENAMIENTO DE ACEITES

Como se sabe casi todos los aceites vegetales con un índice de iodo alto, y con un gran número de dobles ligaduras en las moléculas del glicérido muestran una marcada tendencia a oxigenarse en presencia de aire, y la luz solar. Esto tiene un efecto adverso en sus propiedades de olor y sabor esto denota la propiedad de estos aceites para "descomponer" fácilmente el sabor con la presencia de aire y luz solar. Como la causa de este fenómeno está bien definida, las mejores condiciones para garantizar un buen almacenamiento de aceites comestibles son;

Ausencia de aire en el envase

Conservar fuera de la luz solar

La primera condición puede llevarse a cabo de dos maneras:

Manteniendo un vacío en los envases

Protegiendolo con un gas inerte

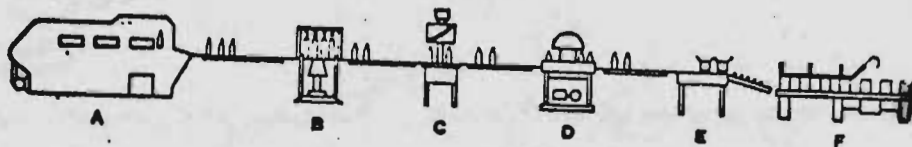
Ambos son aplicados en la industria de aceites y grasas.

El método del gas inerte parece ser el más práctico y efectivo.

La segunda condición puede obtenerse fácilmente conservando el aceite en envases que no permitan el paso de la luz.

Podemos concluir de lo anterior que:

- a).- Los mejores envases capaces de asegurar una buena conservación de los aceites comestibles son los botes de lata.
- b).- Para prevenir la oxidación del aceite, es esencial que no haya aire en el envase que va a ser llenado.
- c).- El almacenamiento de aceites envasados a baja temperatura prolonga su período de conservación.



- Á.- Máquina de lavado de las botellas
- B.- Llenador con controlador por peso
- C.- Tapado de las botellas
- D.- Máquina rotuladora
- E.- Empacado de cartón
- F.- Máquina cerradora del cartón

Fig. 89 Diagrama de flujo de línea de embotellamiento

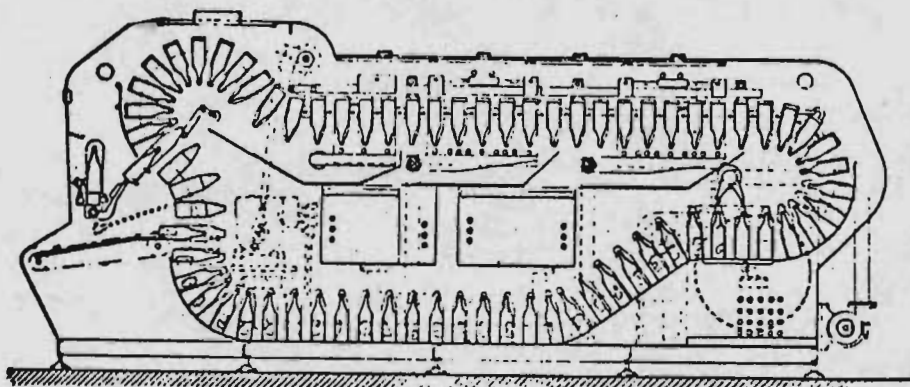
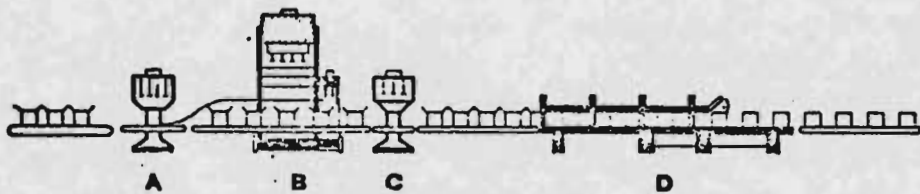


Fig. 90 Sección transversal de una máquina de embotellado



- A.- Enlatador
- B.- Máquina de llenado y cerrado
- C.- Empacador de cartón
- D.- Encolador de cartón.

Fig. 91 Diagrama simplificado para un aceite enlatado y su línea empacadora de cartón

ANALISIS DEL MERCADO DE LA INDUSTRIA ACEITERA MEXICANA

A PARTIR DE SEMILLAS OLEAGINOSAS

1.- Antecedentes

2.- Localización y Concentración de las Plantas

3.- Desarrollo de la Industria y Políticas Gubernamentales

4.- Importancia de las Importaciones y Exportaciones

5.- Estructura del Mercado e Importancia del Subproducto (Pastas)

6.- Fabricación de Especialidades

7.- Conclusiones

8.- Balances

ANTECEDENTES

Durante los años 1890 y 1899, se establecieron en la zona norte del País las primeras fábricas de jabones que dieron origen a las primeras fábricas de aceite, ya que -- producían su propia materia prima (aceite de ajonjolí y copra). Estas fábricas elaboraban jabones de lavandería y de tocador, ya que los aceites comestibles todavía no tenían demanda. El consumo de grasas era satisfecho con manteca de cerdo, la cual era -- utilizada también como materia prima para fabricar jabones.

Es hasta la década de los 40's cuando los aceites comestibles empiezan a cobrar importancia y la Industria de Aceites y Grasas Vegetales logra consolidarse, incrementándose también la producción nacional de semillas oleaginosas.

En 1945 ya se contaba con 80 empresas instaladas en la producción de aceites y grasas vegetales.

En 1960 se instalaron las más modernas tecnologías en plantas por medios de solventes, complementando a los procesos de prensas mecánicas continuas o expellers en la extracción del aceite crudo que posteriormente se refina. Y para el año de 1966, de los molinos existentes en el País, 74 usaban el antiguo sistema de prensas mecánicas continuas o expellers y 16 usaban el moderno equipo de extracción continuo por medio de solvente, en este mismo año CONASUPO por Decreto Presidencial empieza como regulador del Mercado de Aceites y Grasas, tanto de origen vegetal como animal.

En la actualidad se cuenta con 93 plantas instaladas, de las cuales 40 plantas tienen el sistema de expellers, 48 plantas el sistema mixto expellers-solventes, éste para obtener un mejor rendimiento y calidad y 4 plantas con el sistema directo o de solventes, que es el más moderno, con una capacidad de molienda anual de 3'888,300 Tons.- que en promedio de la extracción de las semillas se puede obtener un 32% de aceite o sea 1'244,256.

Esta industria ha llegado a ocupar un papel importante entre las industrias de transformación, ocupando el 5o. lugar actualmente en valor de la producción (Cuadro 1).

VALOR DE LA PRODUCCION DE LAS PRINCIPALES
INDUSTRIAS DE TRANSFORMACION EN 1977
(Millones de pesos)
CUADRO 1

Industrias	Valor	%
Ind. Automotriz	31 934	9.84
Ind. de Hierro y Acero	24 932	7.62
Ind. Cervecera	18 239	5.62
Fundición y Laminación de Hierro y Acero	17 556	5.41
Ind. Aceitera	9 357	2.88
Ind. de Transformación	324 572	100.0

FUENTE: Secretaría de Programación y Presupuesto. 1978

MARCAS MAS GENERALIZADAS DE LAS PLANTAS QUE SE USAN EN MEXICO

Durante la Segunda Guerra Mundial, hubo experimentos en México, para instalar plantas extractoras de semillas oleaginosas.

En 1962 arrancó la primera planta continúa instalandose en Guadalajara, y en 1964 arrancó la segunda planta en el D.F. con el nombre de Aceites Polimerizados, S.A., -- con el sistema De Smet con una capacidad de 50 Tons.día.

En México hay 20 plantas extractoras French con una capacidad promedio de 200 --- tons./día con un total de 4 000 tons/día y 1'200,000 tons./año, siendo el sistema más común para la extracción y refinación del aceite, después del De Smet con 15 plantas extractoras de una capacidad promedio de 150 tons/día, un total de 2,250 tons/día y 675,000 tons/año, y el resto lo compone 13 extractoras que son procesos híbridos del tipo Lurqui y otros.

LOCALIZACION

El criterio correcto en la localización de las plantas es el siguiente:

Plantas de extracción en zonas productoras, como son: Sonora, Baja California, -- Michoacán, Edo. de México, etc.

Plantas refinadoras, deodorizadoras y de envase en zonas consumidoras, como son: Guadalajara, Monterrey y D.F., por tener más habitantes que los demás Estados de la - República (Grafica 1 y Cuadro 2).

En las regiones productoras se localiza la mayor parte de las plantas grandes.

De 17 plantas con capacidad de 300 tons. diarias o más, 14 están en las zonas productoras y el resto en los Centros de Consumo, Monterrey, Guadalajara y D.F.

Las plantas de capacidad media, de 100 a 250 tons. diarias, se encuentran tanto - en las zonas productoras, como en las zonas de consumo, 16 están en las plantas pro-- ductoras y 13 en las zonas de consumo.

Las plantas de menor capacidad se encuentran en las zonas productoras, como en -- los Centros de Consumo. En las zonas productoras existen 20 plantas y en las zonas de consumo 25 plantas con una capacidad menor de 100 tons. diarias de molienda.

Esta localización de las industrias es eficiente, ya que las empresas grandes aprovechan la concentración de la producción agrícola, obtienen en aceite y la pasta y de ahí distribuyen sus productos; además como frecuentemente la pasta utilizada en la propia región, los únicos costos de transporte por distancias grandes son los del aceite.

Las industrias de capacidad media concentran la producción agrícola, más o menos dispersa, en zonas cercanas a los Centros de Consumo, con lo que se ahorran los costos de transporte de sus productos.

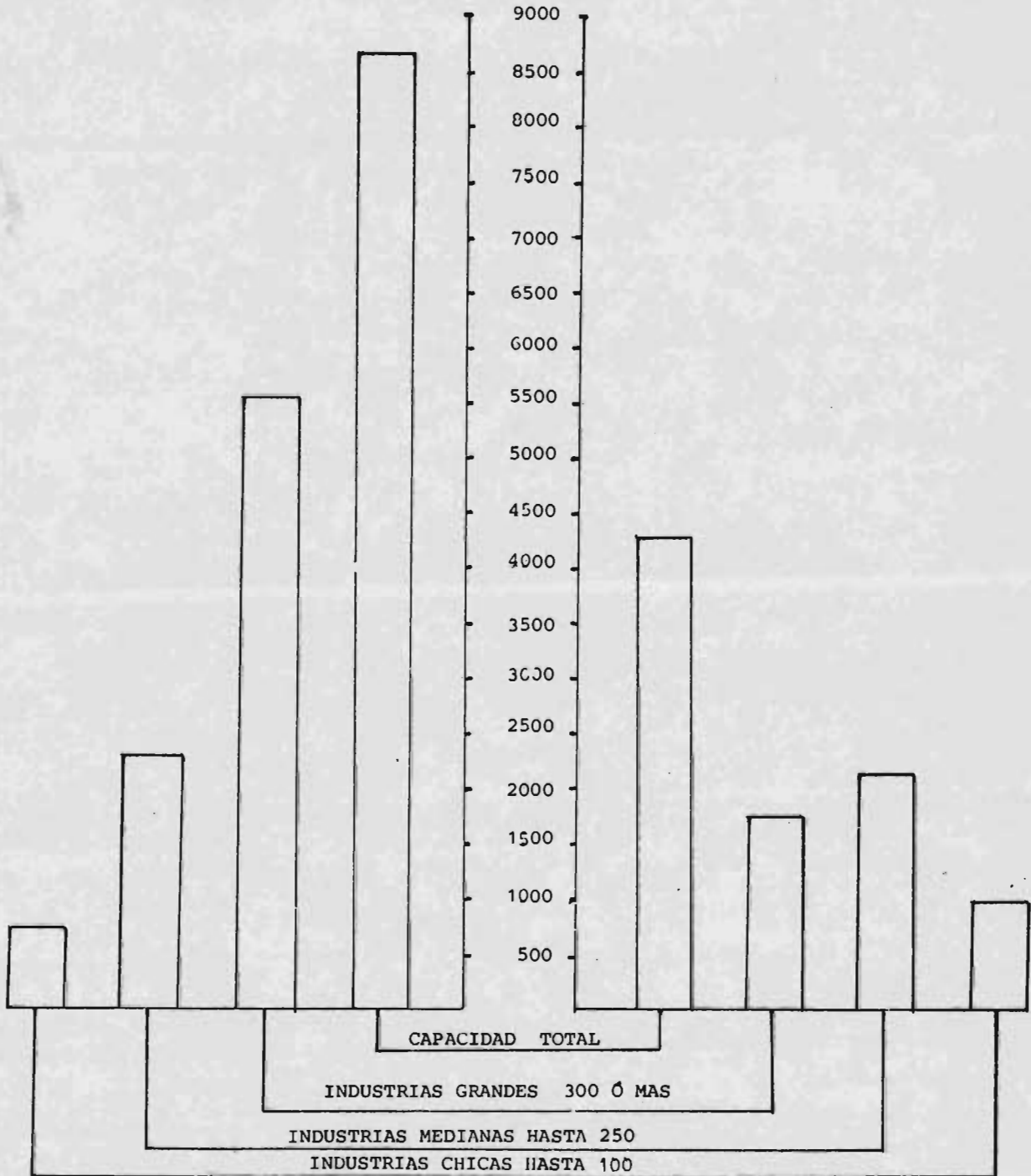
DISTRIBUCION DE LA CAPACIDAD INSTALADA EN LA FABRICAS DE ACEITE EN MEXICO POR ZONAS.

GRAFICA 1

INDUSTRIAS EN ZONAS PRODUCTORAS DE OLEAGINOSAS.

TONS/DIA

INDUSTRIAS EN ZONAS DE CONSUMO



FUENTE CAMARA NAL. DE LA IND. DE ACEITES Y MANTECAS COMESTIBLES, A.C.

Las de capacidad pequeña siguen cualquiera de los dos criterios.

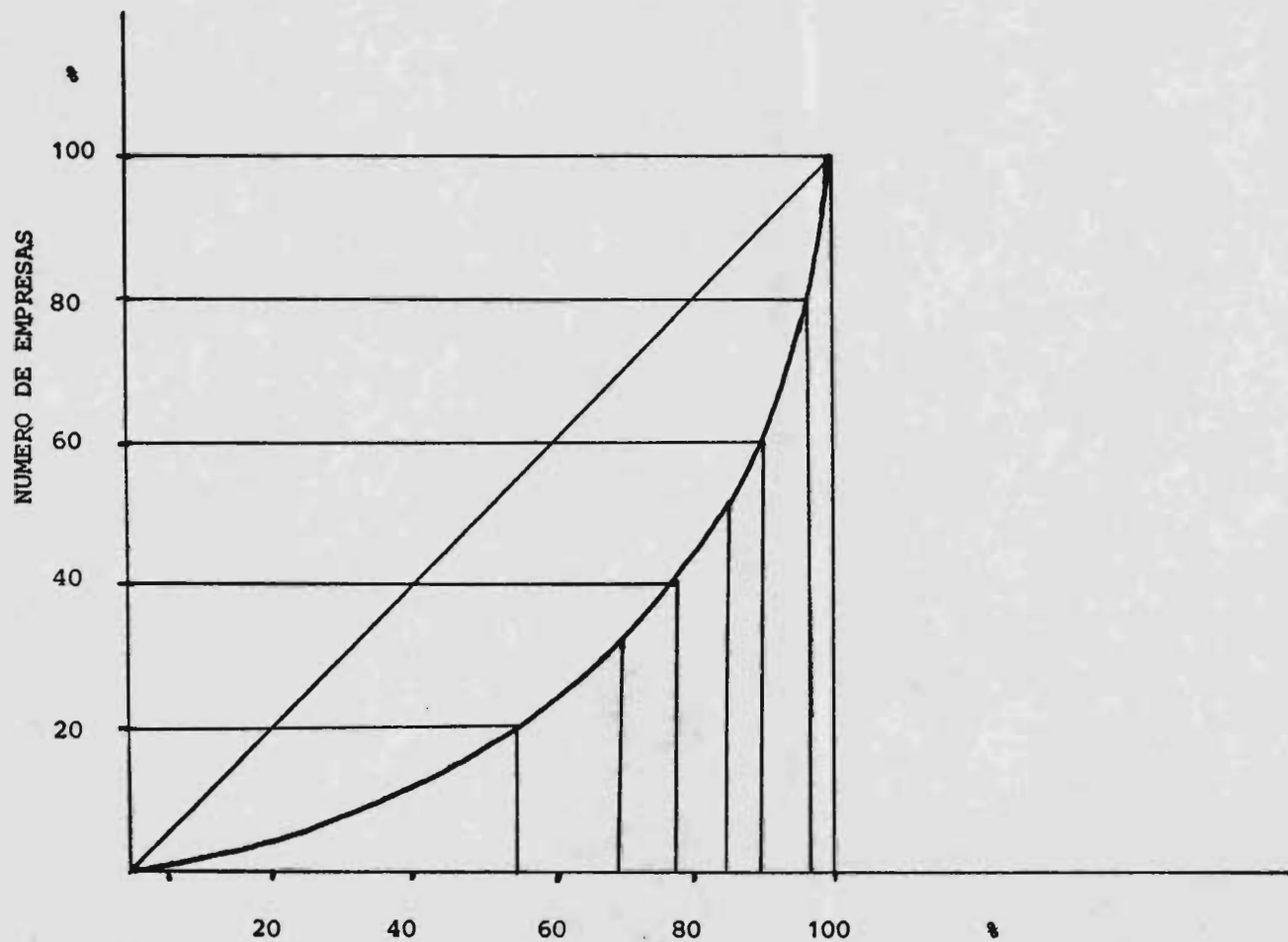
CONCENTRACION

Actualmente se tienen registradas 93 empresas, de las cuales se desconocen la cantidad de molienda de dos empresas ubicadas en Monterrey, que son : Mantequera-Monterrey, y Anderson Clayton & Co., S. A., aunque parece ser que Anderson Clayton & Co., S. A. solo refina y envasa.

Considerando las 92 empresas de capacidad conocida, observamos que el 19% superior (17 empresas) se concentra el 52% del total de la capacidad instalada; - el 31% mediano (28 empresas) el 31% de la capacidad y 50% pequeña (35 empresas), el 17% del total de la capacidad. (Gráfica 2).

DISTRIBUCION DE LA CAPACIDAD INSTALADA 1977

GRAFICA 2



CAPACIDAD INSTALADA DE MOLIENDA DE ACEITES COMESTIBLES POR

ENTIDAD FEDERATIVA

1 9 7 7

Cuadro 2

<u>UBICACION</u>	<u>EMPRESA</u>	<u>MAQUINARIA</u>	<u>MOLIENDA DIARIA (TONS.)</u>
<u>BAJA CALIFORNIA</u>			
Mexicali	Aceitera Nacional, S.A.	Expeller	130
La Paz	Aceitera La Paz, S.A.	Expeller	60
La Paz	Banco Ejidal	Expeller	50
			<u>240</u>
Mexicali	Industrias CONASUPO	Exp./Solv.	350
Mexicali	Aceitera de Mexicali, S.A.	Exp./Solv.	200
Mexicali	Anderson Clayton & Co., S.A.	Exp./Solv.	600
			<u>1 150</u>
<u>Zonas de abastecimiento:</u>	Baja California Norte y Sur		
<u>Oleaginosas que procesas:</u>	Algodón y Cártamo		
<u>SONORA</u>			
Cd. Obregón	Unión del Yaqui, S.A.	Solvente	300
Navjoa (*)	U.A. del Mayo, S.A.	Solvente	300
			<u>600</u>
Empalme	Accosa, Empalme	Exp./Solv.	400
Cd. Obregón	Industrias CONASUPO	Exp./Solv.	350
Cd. Obregón	Los Molinos, S.A.	Exp./Solv.	300
Cd. Obregón	Aceite, S.A. (La Polar, S.A.)	Exp./Solv.	550
Cd. Obregón	GAMESA	Exp./Solv.	500
Hermosillo	Aceites y Derivados del Pacífico, S.A. (IGSA)	Exp./Solv.	150
			<u>2 250</u>
<u>Zonas de abastecimiento:</u>	Sonora y Sinaloa		
<u>Oleaginosas que procesan:</u>	Algodón, Soya, Cártamo, Ajonjolí, Linaza		

(*) En proceso de instalación

UBICACION	EMPRESA	MAQUINARIA	MOLIENDA DIARIA (TONS.)
<u>SINALOA</u>			
San Blas	Accosa-San Blas	Expeller	70 70
Guamuchil	Aceitera del Noroeste	Exp./Solv.	100 100
Culiacán	Aceites y Proteinas, S.A.	Solventes	200
Culiacán	Grupo Clouthier	Solventes	300 500
<u>Zonas de abastecimiento:</u>	Sonora y Sinaloa		
<u>Oleaginosas que procesan:</u>	Algodón, Soya, Cártamo, Ajonjolí, Linaza		
<u>JALISCO</u>			
Guadalajara	Aceitera de Occidente, S.A.	Expeller	20
Guadalajara	La Higiénica, S.A.	Expeller	30
Guadalajara	Luis Valle Macedo	Expeller	15
Guadalajara	Sánchez y Martín, S.A.	Expeller	30
Guadalajara	Minakata y Cía., S.A.	Expeller	20
Guadalajara	Orozco y de la Peña, S.A.	Expeller	8
Atotonilco	Aceitera de Atotonilco, S.A.	Expeller	8 131
Guadalajara	Aceites, Grasas y Derivados	Exp./Solv.	250
Guadalajara	Grasas Vegetales, S.A.	Exp./Solv.	100
Guadalajara	Fca. de Aceites La Central	Exp./Solv.	350
Guadalajara	Aceitera La Gloria	Exp./Solv.	70
Guadalajara	Industrias de la Peña, S.A.	Exp./Solv.	150
Guadalajara	Aceitera El Gallo, S.A.	Exp./Solv.	100
Guadalajara	Aceitera Reforma, S.A.	Exp./Solv.	250
Guadalajara	Oleaginosas de Occidente, S.A.	Exp./Solv.	70
Guadalajara	Maquiladora de Oleaginosas	Exp./Solv.	200
Guadalajara	Aceitera Tapatía, S.A.	Exp./Solv.	70
Guadalajara	Aceitera La Junta, S.A.	Exp./Solv.	150
Guadalajara	Aceites El Golfo, S.A.	Exp./Solv.	80

U B I C A C I O N	E M P R E S A	MAQUINARIA	MOLIENDA DIARIA (TONS.)
Guadalajara	Industrias Sainz Aldrete, S.A	Exp./Solv.	50
Guadalajara	Las Mexicanas, S.A. (IGSA)	Exp./Solv.	100
Guadalajara	Productos de Maíz, S.A.	Exp./Solv.	50
Guadalajara	Exportadora Jalisco, S.A.	Exp./Solv.	100
Guadalajara	Transformadora Agropecuaria	Exp./Solv.	30
			<u>2 170</u>
<u>Zonas de abastecimiento:</u>	Sonora, Sinaloa, Nayarit, Jalisco, Colima, Michoacán, Chapala y Tamaulipas		
<u>Oleaginosas que procesan:</u>	Algodón, Ajonjolí, Cártamo, Soya, Copra, Linaza y Cacahuete		
<u>MICHOACAN</u>			
Morelia	Industrias de Morelia, S.A.	Expeller	30
Zitácuaro	Industrias de Zitácuaro, S.A.	Expeller	15
Huetamo	Irigoyen Hnos., S.A.	Expeller	8
Ario de Rosales	La Gloria, S.A. (Tron Hnos.)	Expeller	8
Apatzingán	Aceitera Tepalcatepec, S.A.	Expeller	50
			<u>111</u>
Morelia	Tron Hnos. y Cía., S.A.	Exp./Solv.	70
Morelia	Neg. Ind. Sta. Lucía. S.A.	Exp./Solv.	70
			<u>140</u>
<u>Zonas de abastecimiento:</u>	Sonora, Sinaloa, Colima, Michoacán		
<u>Oleaginosas que procesan:</u>	Algodón, Ajonjolí, Cártamo, Copra, Linaza v Soya		
<u>GUANAJUATO</u>			
Salvatierra	Aceitera San Juan, S.A.	Expeller	14
			<u>14</u>
<u>Zonas de Abastecimiento:</u>	Sonora, Sinaloa, Guanajuato		
<u>Oleaginosas que procesan:</u>	Algodón, Ajonjolí, Cártamo, Soya, Linaza y Cacahuete		

UBICACION	EMPRESA	MAQUINARIA	MOLIENDA DIARIA (TONS.)
<u>COLIMA</u>			
Tecomán	Aceites del Pacífico, S.A.	Expeller	50
Colima	Industrias de Colima, S.a.	Expeller	30
			80
<u>Zona de abastecimiento:</u>	Colima		
Oleaginosas que procesan:	Copra		
<u>ESTADO DE MEXICO</u>			
Toluca	Mariano Salgado, S.A.	Exp./Solv.	120
Xalostoc	Fca. de Jabón La Corona, S.A. (Aceites Finos)	Exp./Solv.	100
Tultitlán	Industrias CONASUPO	Exp./Solv.	500
Tlalnepantla	Industria Aceitera, S.A.	Exp./Solv.	350
Tlalnepantla	Aceites Industriales El Zapote, S.A.	Exp./Solv.	150
Tlalnepantla	Hidrogenadora Nacional, S.A.	Exp./Solv.	250
			1 470
Toluca	Ignacio Longares	Expeller	20
			20
<u>Zonas de abastecimiento:</u>	Sonora, Sinaloa, Guerrero, Michoacán, Colima, Tabasco, Campeche, Oaxaca, Chiapas, Región de la Laguna, Veracruz, Nayarit, Chihuahua, Puebla, Quintana Roo.		
Oleaginosas que procesan:	Algodón, Ajonjolí, Copra, Soya, Cártamo, Linaza y Cacahuete		

UBICACION	EMPRESA	MAQUINARIA	MOLIENDA DIARIA (TONS.)
<u>PUEBLA</u>			
Puebla	Aceitera El Paraiso, S.A.	Expeller	20
Puebla	Ricardo Linarte	Expeller	8
Puebla	Aceites Demant	Expeller	15
			<u>43</u>
Tehuacán (*)	Aceites y Proteinas El Calvario	Exp./Solv.	300
			<u>300</u>
<u>Zonas de abastecimiento:</u>	Guerrero, Oaxaca, Chiapas, Puebla, Veracruz, Sonora y Sinaloa		
<u>Oleaginosas que procesan:</u>	Ajonjolí, Copra, Algodón, Cacahuete		
<u>VERACRUZ</u>			
Córdoba	Industrial Patrona, S.A.	Exp./Solv.	100
			<u>100</u>
<u>Zonas de abastecimiento:</u>	Oaxaca, Chiapas, Veracruz		
<u>Oleaginosas que procesan:</u>	Ajonjolí		
<u>TABASCO</u>			
Front. Tabasco	Fca. de Aceites Rio Grijalva, S.A.	Expeller	150
			<u>150</u>
<u>Zonas de Abastecimiento:</u>	Tabasco, Campeche, Quintana Roo.		
<u>Oleaginosas que procesan:</u>	Copra		

(*) En proceso de instalación

UBICACION	EMPRESA	MAQUINARIA	MOLIENDA DIARIA (TONS.)
-----------	---------	------------	----------------------------

YUCATAN

Mérida	Hidrogenadora Yucateca, S.A.	Exp./Solv.	60
			<u>60</u>

Zonas de abastecimiento:
Oleaginosas que procesan:

Tabasco, Campeche y Quintana Roo
Copra y Pepita de Calabaza

CHIHUAHUA

Cd. Juárez	Fca. de Aceite de Algodón, S.A.	Expeller	60
Cd. Delicias	Accosa-Delicias	Expeller	135
			<u>195</u>

Zonas de abastecimiento:
Oleaginosas que procesan:

Sonora, Sinaloa, Chihuahua, Laguna, Tamaulipas y Oaxaca
Algodón.

COAHUILA

Torreón	La Unión, S.A.	Expeller	100
Torreón	Aceitera Continental, S.A. (IGSA)	Expeller	100
			<u>200</u>
Chávez	Accosa-Chávez	Exp./Solv.	180
			<u>180</u>

Zonas de abastecimiento:
Oleaginosas que procesan:

Laguna, Sonora, Sinaloa, Michoacán, Chiapas, Tamaulipas y Chihuahua.
Algodón, Cártamo y Soya

UBICACION	EMPRESA	MAQUINARIA	MOLIENDA DIARIA (TONS.)
<u>DURANGO</u>			
Gómez Palacio	Industrias CONASUPO, S.A.	Exp./Solv.	350
Gómez Palacio	Industria Jabonera La Esperanza, S.A.	Exp./Solv.	<u>150</u>
			500
<u>Zonas de abastecimiento:</u>	Laguna, Sonora, Sinaloa, Chiapas, Tamaulipas, Chihuahua		
<u>Oleaginosas que procesan:</u>	Algodón, Cártamo, Soya.		
<u>NUEVO LEON</u>			
Monterrey	Algodones y Aceites Mexicanos, S.A.	Exp./Solv.	150
Monterrey	Industrias González, S.A.	Exp./Solv.	200
Monterrey	Raúl García y Cia., S.A.	Exp./Solv.	<u>400</u>
			750
Monterrey	Fca. de Jabón La Reynera, S.A.	Expeller	<u>80</u>
			80
Monterrey	Mantequera de Monterrey, S.A.	N.D. (*)	---
Monterrey	Anderson Clayton & Co., S.A.	N.D. (*)	---
<u>Zonas de Abastecimiento:</u>	Laguna, Tamaulipas, Chiapas, Michoacán, Sinaloa, Chihuahua, Sonora.		
<u>Oleaginosas que procesan:</u>	Algodón, Cártamo, Soya.		
<u>TAMAULIPAS</u>			
Nuevo Laredo	Industrias CONASUPO, S.A.	Expeller	<u>60</u>
			60
<u>Zonas de abastecimiento:</u>	Tamaulipas, Michoacán, Chiapas, Sonora, Sinaloa.		
<u>Oleaginosas que procesan:</u>	Algodón.		

(*) N.D. = No disponible

UBICACION

EMPRESA

MAQUINARIA

MOLIENDA
DIARIA (TONS.)SAN LUIS POTOSI

San Luis Potosí	Fca. de Aceites San Luis, S.A.	Expeller	8
			<u>8</u>

Zonas de abastecimiento: Sonora, Sinaloa, Guerrero, Campeche, Tabasco. Quintana Roo.
Oleaginosas que procesan: Algodón, Ajonjolí, Cártamo, Soya y Linaza

DISTRITO FEDERAL

México	La Polar, S.A.	Expeller	60
México	Productos Puente, S.A.	Expeller	60
México	Fca. de Aceites La Rosa, S.A.	Expeller	75
México	Aceites y Grasas Valmex, S.A.	Expeller	15
México	Fca. de Jabón La Luz, S.A.	Expeller	35
México	Industrial Maquiladora	Expeller	15
México	Aceitera Anáhuac, S.A.	Expeller	24
México	Nvas. Industrias de México, S.A.	Expeller	15
México	Jabones Finos, S.A.	Expeller	15
			<u>314</u>
México	Aceite Casa, S.A.	Exp./Solv.	250
México	La Palma, S.A. (IGSA)	Exp./Solv.	150
México	Aceites Polimerizados, S.A.	Exp./Solv.	50
México	Fca. de Aceites La Central	Exp./Solv.	425
			<u>915</u>

Zonas de abastecimiento: Sinaloa; Sonora, Navarrit. Colima. Guerrero. Michoacán. Veracruz.
Oaxaca. Chiapas. Tabasco. Jalisco. Chihuahua y Puebla.
Oleaginosas que procesan: Algodón, Ajonjolí, Cártamo, Soya, Linaza, Copra y Cacahuate.

Capacidad total de molienda diaria: 12 961 Tons.

Capacidad total anual de molienda 3'888 300 Tons.

PRODUCCION Y CONSUMO NACIONAL DE ACEITES Y GRASAS

POR CICLOS EN TONELADAS

	<u>71/72</u>	<u>72/73</u>	<u>73/74</u>	<u>74/75</u>	<u>75/76</u>	<u>76/77</u>
ARRASTRE	110,220	138,525	80,000	117,430	129,648	140,651
<u>PRODUCCION-ACEITES</u>						
Algodón	107,535	105,950	80,015	138,252	54,280	56,925
Ajonjolí	69,000	55,200	41,400	56,400	56,400	37,600
Copra	75,000	84,000	66,000	84,000	87,000	81,000
Cacahuete	1,200	1,500	1,500	1,750	1,750	1,990
Cártamo	147,295	113,750	88,991	96,230	192,500	94,500
Maíz	3,500	3,450	3,450	4,000	4,125	4,365
Nabo	1,350	1,800	1,800	2,100	2,100	2,340
Soya	43,625	71,250	100,839	75,970	108,000	43,200
Linaza	12,000	4,000	4,000	7,000	10,500	5,520
Girasol	8,800	5,586	1,786	1,140	1,40	1,380
SUMA	469,305	446,486	395,781	466,852	517,804	328,820
<u>GRASAS ANIMALES</u>						
Manteca de Cerdo	142,000	134,000	120,000	117,000	125,000	135,000
Sebo	43,000	44,000	47,000	40,000	43,000	45,000
SUMA	185,000	178,000	167,000	157,000	168,000	180,000
<u>IMPORTACIONES</u>						
Manteca de Cerdo	10,000	8,000	20,000	20,000	- 0 -	- 0 -
Sebos	10,00	8,000	35,000	39,000	21,500	6,000
Aceite de Soya	- 0 -	10,000	46,410	75,375	- 0 -	- 0 -
Aceite de Algodón	- 0 -	2,000	27,015	- 0 -	- 0 -	- 0 -
Aceite de Nabo	- 0 -	- 0 -	12,955	- 0 -	- 0 -	- 0 -
Aceite de Coco	- 0 -	- 0 -	12,926	- 0 -	- 0 -	- 0 -
Aceite de Palma	- 0 -	- 0 -	6,064	- 0 -	- 0 -	- 0 -
Aceite de Soya (Semilla)	- 0 -	- 0 -	13,005	41,294	- 0 -	33,440
Aceite de Algodón (Semilla)	- 0 -	- 0 -	4,000	- 0 -	12,013	2,934
Aceite de Copra (Semilla)	- 0 -	- 0 -	9,000	- 0 -	- 0 -	- 0 -
Aceite de Nabo (Semilla)	- 0 -	7,500	9,250	3,846	- 0 -	- 0 -
SUMA	20,000	35,500	195,625	179,515	33,513	42,374
SUMA TOTAL	674,305	559,986	758,406	803,367	719,317	551,194

FUENTE: Cámara Nacional de la Industria de Aceites y Mantecas Comestibles A.C.

DESARROLLO DE LA INDUSTRIA DE ACEITES Y GRASAS

El desarrollo de la industria aceitera la vamos a contemplar en dos etapas, desde su aparición aproximadamente en el año de 1940, al año de 1966 y de esta fecha a la actual.

En el año de 1966, el Gobierno intervino en la industria fijando precios de garantía a las semillas oleaginosas, materia prima de la industria aceitera, y estableciendo precio tope al producto final (aceite comestible), repercutiendo esto, sobre el precio del subproducto, las pastas.

Las empresas instaladas en 1945 eran aproximadamente 80, con una inversión aproximada de \$49'480,000 para el año de 1955 se incrementó la capacidad instalada a 785,000 tons./año (no hay datos para el año de 1955, del número de empresas), pero para el año de 1958 había 109 empresas con una capacidad instalada de 1'145,000 - - tons./año.

La inversión en 1945 era de \$49'480,000 y para 1951 ascendió a \$241'728,000 y en 1953 a \$330'712,000. La producción se incrementó en un 19.3% anual, siendo en 1945 de \$106'153,000 y para 1955 se incrementó a \$522'344,000. La producción que en 1945 era de 251,000 tons., pasó a 665,000 tons. en 1955, lo que significó un incremento del 13% anual.

De lo anterior podemos observar que el crecimiento de esta industria en ese período, duplicó su capacidad instalada de 1948 a 1951 y quintuplicó la inversión.

En lo que se refiere a la producción su incrementó en ese período fué de una tasa del 20% en cuanto a valor; 4.9 veces el consumo de materias primas, aproximadamente un 12% anual y un 17% anual en sueldos y salarios, aunque el incremento en número fué sólo del 5% anual en ese lapso.

Para la década de 1955 a 1965 el desarrollo de la industria fué el siguiente:

De 79 plantas existentes en 1951 se incrementó a 109 en 1958, declinando a 57 en 1961, hasta llegar a 50 en 1965.

El capital invertido de esta industria en 1951 de \$241'728,000 pasó en 1961 a \$1'048,675,000; y para 1965 a \$1'942,000,000; de lo anterior se puede estimar un crecimiento de 4 veces más en 1955 a 1965, esto significa una tasa del 19% anual.

La producción en cantidad creció en 5.7% anual, en cuanto a valor creció 4.0 veces, significando un 17% anual. Las materias primas se consumieron a un ritmo del 17% de incremento anual; en cuanto a sueldo y salarios se incrementó 3.3 veces aproximadamente, o sea 12.16% anual y en número 2.17 veces con una tasa del 7.5% anual.

A partir del año de 1967 a 1971, la industria tuvo las siguientes características:

El número de empresas de 69 en 1967, pasó a 64 en 1971, la capacidad instalada de 2'514,000 tons./año se incrementó a 2'900,000 tons./año, lo que significó un aumento del 15%.

La inversión en 1967 de \$191'803,000 pasó a \$2,185'000,000, creciendo 1.3%, en cuanto a la producción de 1'151,000 tons. en 1967 se incrementó a 1'522,000 tons. en 1971, esto significó una tasa del 9.8% anual; en valor en 1967 de --- \$3,181'579,000 pasó a \$3,348'014,000, en 1971, incrementándose con una tasa -- anual del 4%, como se muestra en los datos (en 1970 \$3,865'500,000).

El costo de materia prima fué de \$2,377'000,000 en 1967 y aproximadamente \$2,700'000,000 en 1971, con un incremento anual del 4%.

Los sueldos y salarios pagados en 1967 fueron de \$170'381,000 pasando a - \$234'431,000 en 1971, significando un incremento del 8% anual; en el número de empleados y obreros en 1967 era de 7,774 pasando a 7,899 en 1971, lo que signi- ficó un incremento de tan sólo el 2% en todo ese lapso. Cabe hacer notar que - en este período en el año de 1970 hubo grandes problemas metereológicos a ni- vel mundial y por ende económicos, por lo que según los datos y las gráficas - hay una baja en general, aunado a todo esto, en ese período hubo una atonía en el desarrollo del País, debido a las modificaciones políticas que en ese momen- to se manejaban.

Lo anterior lo podemos visualizar mejor en los Cuadros 3, 4 y Gráfs. 3,4 y 5

Para el período de 1967 a 1977, la Industria Aceitera, de hecho no ha cre- cido, la tasa de crecimiento anual de la producción es la misma, en cuanto al- valor, es menor y si consideramos el valor de la producción a precios de 1960, es todavía más baja. En cuanto a materias primas y sueldos y salarios, es- tos guardan la proporción, aunque se ha notado una clara disminución en el nú- mero de empleados y obreros.

La inversión privada obviamente que no se incrementará, debido a la sobre- capacidad instalada existente, las erogaciones sólo serán por concepto de man- tenimiento y automatización. En el período de 1972 a 1977, el incremento en in- versión apuntado, corresponde como ya se mencionó a las inversiones de CONASU- PO, que viene a agravar el problema de capacidad instalada sobrada, no cumpli^{en} do con su función de optimizar el aprovechamiento de los recursos.

En cuanto al consumo, este se ha incrementado y ha tenido que ser satisfecho con importaciones.

CARACTERÍSTICAS DE LA INDUSTRIA ACEITERA
CUADRO 3

AÑO	PRODUCCION SEMILLAS TONS.	VALOR DE LA PRODUCCION \$	IMPORTACION SEMILLAS TONS.	EXPORTACION SEMILLAS TONS.	CONSUMO SEMILLAS TONS.	PRODUCCION ACEITE TONS.	IMPORTACION ACEITES TONS.	EXPORTACION ACEITES TONS.	CONSUMO ACEITES TONS.	PRODUCCION PASTAS TONS.	IMPORTACION PASTAS TONS.	EXPORTACION PASTAS TONS.	CONSUMO PASTAS TONS.	CONSUMO DE ACEITES Y PASTAS TONS.
1942/43	365 808	135'144 101	3 330	18 975	350 163	98 046			98 046	171 580			171 580	279 595
1943/44	343 404	284'943 947	2 004	13 903	332 506	93 101			93 101	162 928			162 928	7'6 929
1944/45	315 379	161'160 988	1 583	6 835	310 026	86 807			86 807	151 913			151 913	239 920
1945/46	328 194	227'939 330	3 355	5 076	326 563	91 437			91 437	160 016			160 016	251 465
1946/47	365 594	254'063 431	13 458	662	378 330	105 932			105 932	185 362			185 362	216 328
1947/48	423 815	297'093 106	3 050	480	425 395	119 111			119 111	208 643			208 643	328 554
1948/49	571 714	306'253 993	7 378	5 367	5 2 426	160 615			160 615	281 077			281 077	442 692
1949/50	724 133	407'480 241	4 168	11 636	716 665	200 666	164	---	200 830	351 166	---	73 252	351 166	551 996
1950/51	787 450	472'350 439	4 345	20 027	771 768	216 055	6 006	---	222 099	378 166	---	75 463	379 166	600 245
1951/52	757 350	468'596 452	5 415	19 698	743 067	208 059	13 298	---	221 357	330 215	---	91 987	254 752	476 109
1952/53	783 752	490'138 359	6 898	14 886	775 764	317 216	763	---	217 977	314 600	---	55 934	222 612	440 592
1953/54	982 452	642'576 395	6 285	2	988 736	279 646	9 549	---	289 195	325 607	---	128 678	269 143	558 339
1954/55	1'219 900	808'673 694	10 711	1	1'230 610	344 571	722	---	345 303	414 383	---	152 449	265 605	630 908
1955/56	1'098 161	916'801 638	4 376	3 065	1'098 181	307 495	5 773	9	313 255	521 918	273	142 981	369 470	682 725
1956/57	1'193 456	1 109'618 627	1 769	2	1'197 223	335 222	4 080	9	339 291	452 488	369	25 906	309 780	649 071
1957/58	1'374 416	1 246'283 497	1 895	29	1'374 329	385 934	18 055	---	403 987	506 224	335	66	470 687	874 674
1958/59	1'133 072	1 191'563 654	7 755	7 207	1'133 620	317 413	322	---	317 635	580 469	478	---	580 737	898 372
1959/60	1'179 013	1 954'085 316	7 112	14 118	1'192 007	326 162	496	---	328 658	458 259	---	---	458 737	787 295
1960/61	1'218 228	1 343'383 907	1 750	84	1'219 695	326 345	18 123	---	326 741	547 772	497	59 672	488 597	815 338
1961/62	1'234 987	1 444'132 411	2 491	1 921	1'277 547	347 882	80	---	366 015	558 314	479	116 766	452 144	818 158
1962/63	1'369 881	1 838'367 610	1 820	45 518	1'345 183	373 672	226	---	372 752	640 296	425	96 420	544 301	918 052
1963/64	1'425 423	1'930'450 768	3 579	9 007	1'418 995	345 780	223	152	345 354	651 336	92	74 093	577 328	923 189
1964/65	1'397 004	2'968'929 444	3 752	396	1'370 360	372 57	22 504	114	373 682	685 502	252	95 164	590 597	963 369
1965/66	1'523 239	2 267'271 763	5 759	53 566	1'445 425	374 949	5 934	---	398 452	680 260	52	84 344	595 868	994 320
1966/67	1'377 584	3 159'438 447	8 766	43 830	1'310 520	409 279	93	1	414 203	742 768	14	64 629	679 153	1'092 356
1967/68	1'580 419	2 541'031 372	13 505	2 220	1'561 784	363 768	6 007	256	363 604	680 957	10 921	46 832	645 046	1'008 450
1968/69	1'400 378	2 398'832 939	22 926	719	1'482 479	407 484	1 932	85	413 406	840 369	746	24 491	816 624	1'230 820
1969/70	1'426 225	3 469'919 669	200 048	3 518	1'432 725	408 465	10 158	---	410 397	822 305	822	66 714	756 412	1'166 810
1970/71	1'751 267	2 973'323 253	68 263	5 088	1'614 442	452 413	37	---	464 040	859 894	3 620	7 128	856 177	1'320 217
1971/72	1'746 827	2 951'758 911	11 442	50 625	1'707 654	519 011	---	---	519 048	1033 403	32 617	8 580	1'057 440	1'578 488
1972/73	1'903 740	4 898'832 551	46 200	14 035	1'933 901	446 486	19 400	---	465 986	846 955	23 797	18 468	852 284	1'218 270
1973/74	2'203 433	6 412'731 240	476 010	1 730	2'477 973	395 781	160 425	---	536 407	1032 746	30 097	7 975	1'054 288	1'590 694
1974/75	1'927 047	6 440'736 320	25 069	7 792	1'944 144	466 852	120 515	---	587 267	1350 291	21 314	3 259	1'368 446	1'955 812
1975/76	1'186 450	5 185'861 990	491 702	5 715	1'672 447	517 804	12 013	---	528 817	1024 393	19 036	906	1'042 423	1'572 240
1976/77	2'005 459	9 778'319 200				338 820	42 376	---	371 194	932 823	9 844	5 201	934 968	1'398 160
1977/78	1'910 374	10 467'606 900				437 700	259 000	---	694 700	1531 840	181 000	---	1'712 890	2'409 500
1978/79	1'400 000		1350 000			392 500								

CARACTERISTICAS DE LA INDUSTRIA ACEITERA MEXICANA

CUADRO 4

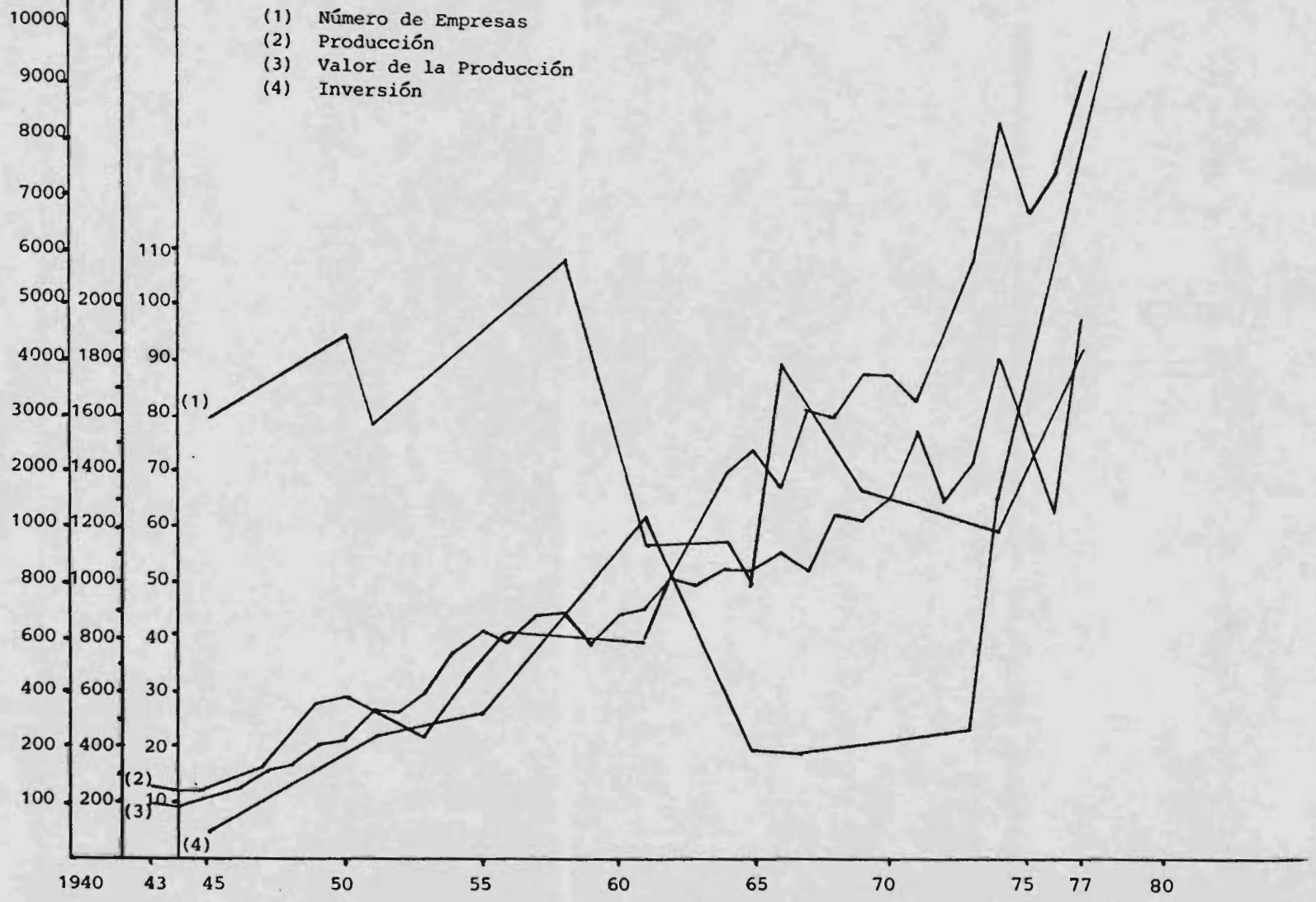
AÑO	NUMERO EMPRESAS	INVERSION MILLS. \$	PRODUCCION MILES TONS.	CAPACIDAD INSTALADA M.T./AÑO	VALOR DE LA PRODUCCION MILES \$.	NUMERO EMPLS. Y OBREROS	MATERIAS PRIMAS MILES \$.	TOTAL INSUMOS MILES \$	SUELDOS SALARIOS MILES \$	CONSUMO APARENTE M. TONS.	TASA CREC. MILLS.
1943			256		100 885	1 588	81 516	5 005	3 495	256	21.71
1944			239		95 455	1 536	76 640	5 102	3 372	239	
1945	80	49.48	251		106 153	1 542	86 494	4 555	4 373	251	
1946			214		121 716	1 312	100 545	4 639	4 175	214	
1947			328		157 206	1 333	125 595	5 461	5 145	328	
1948			442		165 651	1 184	130 529	9 053	5 919	442	
1949			571		205 839	1 309	155 080	12 044	5 899	551	
1950	95		594		223 103	1 804	153 887	17 323	10 876	600	25.8
1951	79	241.73	536		328 960	1 676	210 669	21 269	14 098	476	
1952			531		288 838	1 726	209 250	16 433	14 212	440	
1953			604		244 742	1 409			16 600	558	
1954			758		391 098	1 992			19 400	630	
1955		328.71	829		522 344	2 074	365 400	34 452	22 700	682	
1956			787		626 817	2 696	409 248		38 416	649	
1957			892							874	
1958	109		897	1 145						898	
1959			768							487	
1960			874							815	34.9
1961	57	1 048.66	906		582 454	5 614	404 461	73 713	44 350	819	
1962			1 013		839 002		571 360	111 125	38 481	918	
1963			997							923	
1964	58		1 058		2 036 584	6 160			117 167	963	
1965	50	194.2	1 055		2 494 973	5 866	1959 100	1959 177	128 906	994	
1966	90		1 151	2 514	1 708 000					1 092	
1967	69	191.8	1 044		3 181 579	7 744	2377 000		170 381	1 008	
1968			1 247		3 032 874					1 230	
1969	67		1 274		3 815 263	7 701	2918 300	2918 371	197 961	1 166	
1970			1 230	2 064	3 865 449	7 250	2945 400	3794 587	216 066	1 320	48.2
1971	64		1 312	2 700	3 348 014	7 899	2957 000		167 400	1 576	
1972	62		1 522	2 900	4 664 409	7 865	2388 000		158 096	1 318	
1973	61	217.3	1 746		5 825 053	8 181	3188 000		167 349	1 590	
1974	59	1 102.59	1 491		8 380 160	8 512	4786 000		213 386	1 955	
1975			1 542		6 775 661	7 007	5149 000		332 007	1 572	
1976			1 261		7 536 602	7 180	5720 000		369 293	1 308	
1977	93		1 969.5	3 888	9 357 660	6 934	7102 000		458 525	2 409	65.4
1978		10 000.0									

FUENTE: Anuario Estadístico Compendiado de 1944 a 1971. SIC. INDUSTRIA QUIMICA MEXICANA. CONCAMIN 1978. SEC. DE PROG. Y PRES.

000\$ 000 # Em-
TONS ps.

GRAFICA # 3

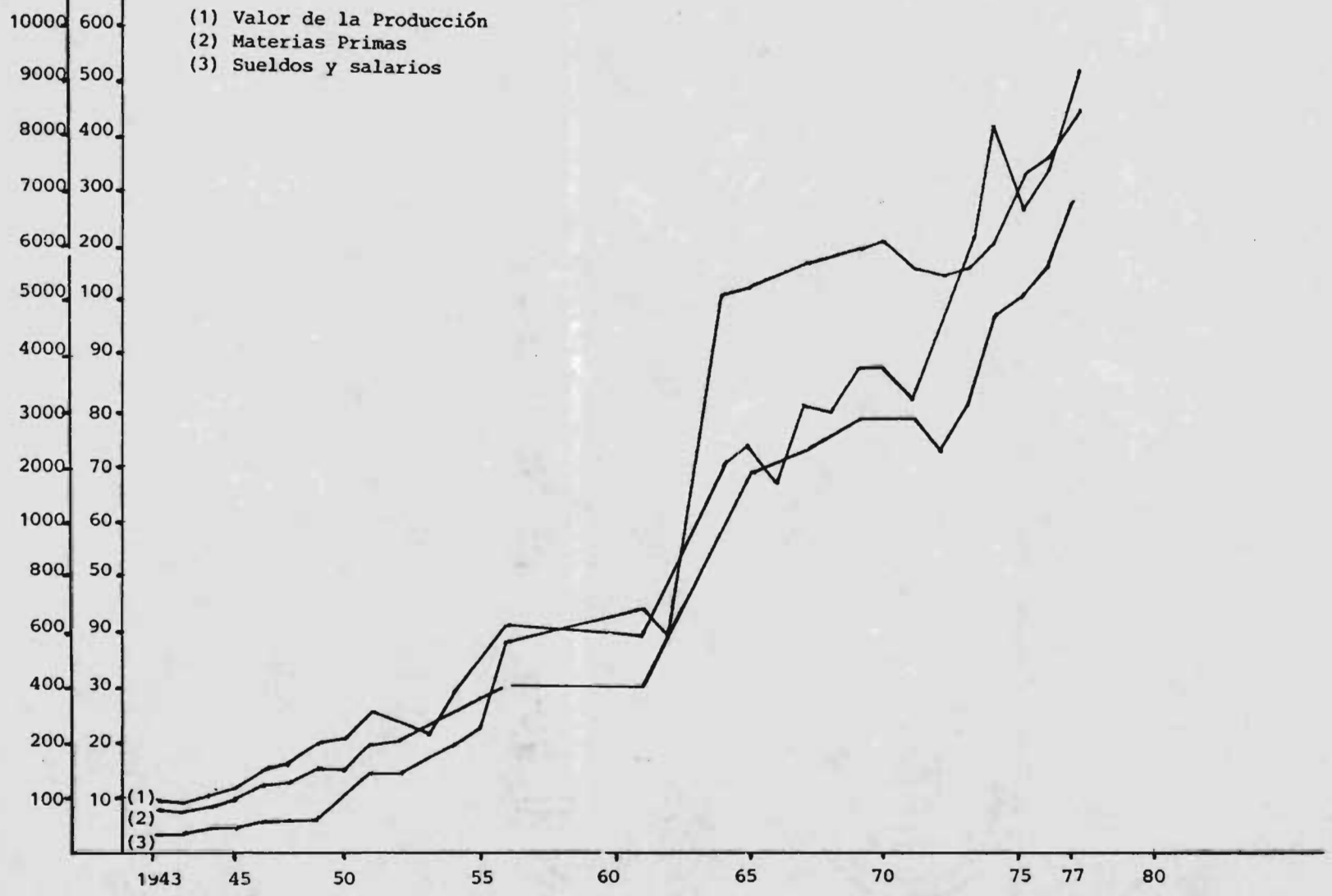
- (1) Número de Empresas
- (2) Producción
- (3) Valor de la Producción
- (4) Inversión



000\$ 000\$

GRAFICA # 4

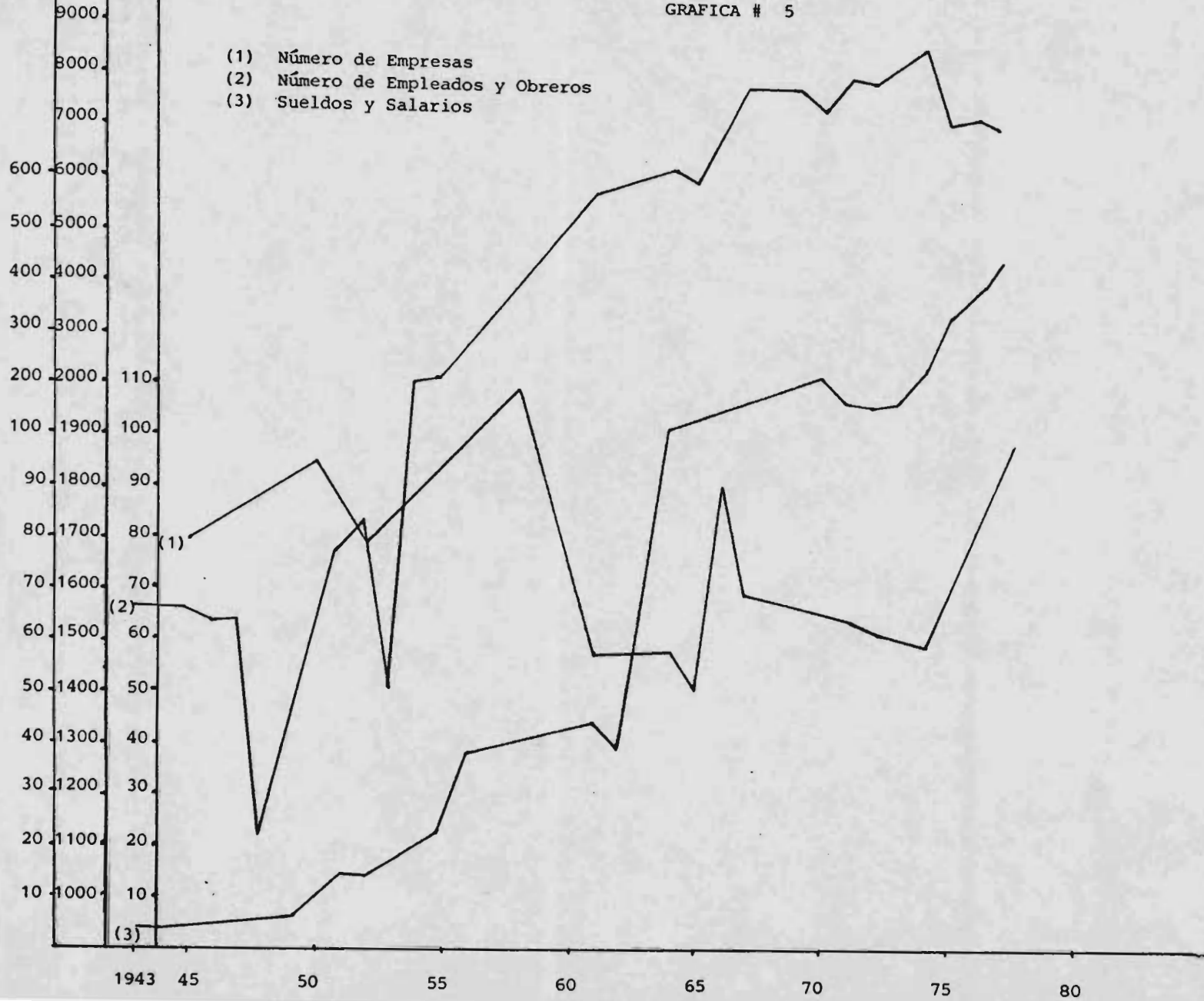
- (1) Valor de la Producción
- (2) Materias Primas
- (3) Sueldos y salarios



000\$ No. No.
Emp. Em-
y Obpre.

GRAFICA # 5

- (1) Número de Empresas
- (2) Número de Empleados y Obreros
- (3) Sueldos y Salarios



TASA ANUAL DE INCREMENTOS DE LA INDUSTRIA ACEITERA

Cuadro 5

	(1) <u>1945-1955</u>	(2) <u>1955-1965</u>	PROM. (1-2)	(3) <u>1967-1971</u>	(4) <u>1972-1977</u>	PROM. (3-4)	PROM. <u>TOTAL</u>
PROD. (CANT)	13.0%	5.7%	9.35%	9.8%	8.7%	9.25%	9.3%
PROD. (VAL.)	19.3	16.0	18.15	4.0	23.6	13.8	15.9
INVERSION (VAL.)	50.0	20.0	35.0	1.3	36.0	18.6	26.8
MATS. PRIMAS (VALOR)	12.0	17.0	14.5	4.0	2.5	14.5	14.5
SUELDOS Y SALS. (VALOR)	17.0	12.6	14.8	8.0	24.4	16.2	15.5
NUM. EMPLEADOS Y OBREROS	5.0	7.5	6.25	2.0	-0.8	0.6	3.48
CAPACIDAD INST.				2.5	6.5	4.5	4.5
CONSUMO	11.7	3.4	7.55	13.0	13.83	13.4	10.48
POBLACION	3.3	3.7	3.5	3.4	3.2	3.3	3.4

ESTRUCTURA DE COSTOS DE LA INDUSTRIA ACEITERA

VALOR DE LA PRODUCCION	<u>1945-1955</u>	<u>1955-1965</u>	<u>1967-1971</u>	<u>1972-1977</u>	<u>PROMEDIO</u>
100	%	%	%	%	%
MATERIAS PRIMAS	73.8	70.25	77.6	76.5	74.53
SUELDOS Y SALARIOS	4.35	5.8	4.18	4.5	4.7
OTROS INSUMOS (Emapque, E.E., Agua, etc.)	5.5	11.16	7.3	5.0	7.24
OTROS (Deprecia- ción. Renta, Pa- tentes, Intére- ses, etc.)	8.0	8.0	8.7	7.9	8.15
OTROS NO IDENT.	8.45	4.79	2.22	6.1	5.38
TOTAL	100.0	100.0	100.0	100.0	100.0

Como podemos observar en el cuadro número 5, la tasa de incremento anual de la producción en cantidad se incrementó a partir de 1967, no así el valor de la producción, y menos aún considerando a precios corrientes de 1960 este valor, como veremos más adelante. (Cuadro 6).

El valor en la inversión se fué incrementando hasta el año de 1965, fecha en que se intervino en la Industria Aceitera, y posteriormente el incremento ha sido menor debido entre otras cosas, a la capacidad sobrada, siendo la inversión posteriormente declinante, como se puede apreciar en el decremento de la Mano de Obra empleada. Cabe aquí hacer énfasis en la inversión estatal en esta industria es negativa, ya que existe una capacidad sobrada.

Los recursos se deberían canalizar en este caso a inversiones directas al fomento de la producción agrícola. Tanto las materias primas como los sueldos y salarios han mantenido su proporción de crecimiento como es característico en este caso de una Industria Tradicional, mismo que se demuestra en el desglose de costos.

Podemos concluir considerando el cuadro en donde ajustamos los valores a precios corrientes de mercado de 1960, que la tasa de crecimiento de la Industria -- desde 1960 es de apenas de 1 a 2%, lo que significa que es una Industria extrictamente Tradicional y como tal, se requiere para que se incremente sustancialmente, se desarrollen las industrias derivadas de esta, su rigidez deriva en términos generales de que el 88.5% se destina para uso alimenticio (53% Aceites Refinados y 34% Aceite Refinado e Hidrogenado), siendo estos productos de consumo básico, que se han intervenido por el Gobierno, para tener un precio relativamente bajo y estable.

VALOR DE LA PRODUCCION E INVERSION A PRECIOS DE 1960
Cuadro 6

M I L E S D E P E S O S

<u>A Ñ O</u>	<u>VALOR DE LA PRODUCCION</u>	<u>VAL. PROD. A PRECIOS DE MERCADO DE 1960</u>	<u>INVERSION</u>	<u>A PRECIOS DE MERCADO DE 1960</u>
1961	582,454	563,301	1'048,656	1'014,174
1962	839,002	787,795		
1963				
1964	2'036,584	1'735,675		
1965	2'494,973	2'101,914	1'942,000	1'636,057
1966				
1967	3'181,578	2'505,180	1'918,030	1'510,259
1968	3'328,740	2'560,056		
1969	3'815,263	2'824,028		
1970	3'875,449	2'736,153		
1971	3'348,014	2'269,840		
1972	3'293,682	2'115,407		
1973	4'183,745	2'390,711	2'172,580	1'241,470
1974	6'096,770	2'809,571		
1975	6'775,661	2'681,306		
1976	7'536,602			
1977	9'357,660			
1978			10'000,000	

FUENTE: Informe Anual 1977. Banco de México, S.A.

INTERVENCION DE CONASUPO EN EL MERCADO
DE ACEITES Y GRASAS

En 1966 CONASUPO intervino por primera vez en el Mercado de las semillas oleaginosas; ello con el propósito fundamental de regular los precios, tanto por lo que se refería a la producción como a la distribución para el consumo.

La situación irregular en los precios de las oleaginosas, así como en el aceite de ellas y pastas residuales, que se advirtió en aquel entonces, hizo indispensable que el Gobierno Federal por conducto de CONASUPO actuara en el mercado inestable, el que obviamente afectaba los ingresos de los productores y consumidores de escasos recursos; en efecto, los precios del ajonjolí, cártamo, frijol soya y semilla de algodón alcanzaban niveles muy bajos en el campo, y en cambio eran muy altos los precios finales del aceite para consumo humano y los de pastas oleaginosas.

Por otra parte, se consideró que no podría ser eficaz la reglamentación de los precios finales de los productos oleaginosos, hasta en tanto no se regulasen los precios de las materias primas en las operaciones de primera mano; de ahí que la medida más relevante en este período fue la fijación en 1966 de precios de garantía a las semillas de algodón, ajonjolí, cártamo y soya, consideradas las más importantes, determinantes de la oferta nacional.

En el año de 1970 fué cuando adquirieron mayor significación las operaciones de CONASUPO en este campo, ello se debió al descenso que registro la producción global de semillas oleaginosas y, - por consiguiente, las de aceites y grasas.

En este período se importaron un total de 105 Tons. de frijol soya; 22,616 de semilla de algodón; 12,534 de semilla de nabo y 1 857 Tons. de cártamo. En términos de aceite las compras al exterior señaladas equivalieron a 39,942 Tons.

De sebo se adquirieron externamente un total de 24,272 Tons.

Período 1971 - 1975.

En ejercicio de las funciones que le otorga el Decreto Presidencial de su creación, la intervención de CONASUPO en el período de 1971 - 1975 ha tenido como propósito fundamental ordenar y sistematizar el mercado nacional de aceites y grasas y de pastas oleaginosas, mediante la aplicación gradual y permanente de los siguientes instrumentos:

- 1.-Expedición y ejecución de programas institucionales de compra, a precio de garantía, de las cosechas nacionales de las oleaginosas determinantes del mercado nacional.
- 2.-Importación masiva de semillas oleaginosas, aceites y grasas, en los volúmenes necesarios para cubrir los faltantes cíclicos que se han presentado en el mercado nacional, durante los últimos años.
- 3.-Integración de las reservas suficientes para asegurar el abasto complementario de semillas oleaginosas, aceites y grasas y propiciar la observancia de niveles adecuados de precios, para los aceites y pastas resultantes de su industrialización.

Las experiencias obtenidas en los últimos años en la regulación y abasto del mercado de aceites y grasas, constituyen el fundamento para establecer sistemas de contratación que permitan una más eficiente regulación del mercado; este sistema se inte

gra con diversos instrumentos legales.

Dentro del período 1971-1975, destaca el año 1973 en que debido al descenso que acusó la producción nacional de semillas oleaginosas, en especial de cártamo, algodón y copra, fué indispensable y urgente la intervención enérgica y decidida de CONASUPO, mediante la importación programada de oleaginosas y sus productos.

Esta medida evitó los aumentos desmesurados en los precios de todos los tipos de aceites y pastas para la fabricación de alimentos balanceados, aunque en el País continúa siendo deficitario en materia de producción de aceites y grasas y pastas residuales, debido al incremento acelerado de la demanda.

En 1971-1975, las compras al exterior de aceites comestibles crudos y refinados aumentaron sensiblemente; así, se observa que de crudos se adquirieron 207,391 Tons. y de refinado 46,261 Tons.; o sea el total de importación de ambos aceites ascendieron a 253,652 Tons.

Las importaciones totales de semillas y frutos oleaginosos efectuados durante el lapso de 1971-1975 equivalieron en términos de aceites a 120,094 Tons.. Respecto a sebo se adquirieron en el exterior en ese lapso un total de 113,500 Tons., de esta manera permitió atender con toda oportunidad en las cantidades suficientes, los faltantes nacionales de esos productos.

Por otra parte las ventas de aceites crudos y refinados y de sebo y frutos oleaginosos, se han realizado y orientado para el logro de los siguientes propósitos de carácter general que persigue CONASUPO a través de su política de ventas:

La distribución nacional de productos básicos alimenticios, con sentido eminentemente social.

Fortalecimiento de los mecanismos de regulación de los mercados de subsistencias populares.

Apoyo a las políticas redistributivas del ingreso, que se traduzcan en la elevación del consumo de las clases populares.

Mantener una relación de equilibrio entre la oferta y la demanda de las subsistencias fundamentales, a precios adecuados.

Atender los intereses de los consumidores mediante la estabilización y, en su caso, la reducción de los márgenes de comercialización.

Evitar el surgimiento de monopolios en la distribución en los artículos de primera necesidad.

Ventas de aceites crudos, refinados, y sebo durante los períodos 1971-1975.

En este lapso las ventas de aceites crudos alcanzaron la cifra de 163,238 Tons. y las de aceites refinados 41,242 Tons., o sea un total de 204,280 Tons., lo cual pone de manifiesto la importancia que adquirió la función abastecedora de CONASUPO en el mercado de aceites y grasas; cabe hacer notar que en 1974 que fué el año de mayor venta, estos representaron 38.12% del consumo nacional de aceites vegetales, estimado en 536,406 Tons. anuales.

Ventas de pastas oleaginosas.

Por lo que respecta a pastas oleaginosas, ocupan un lugar preponderante la pasta de soya y la harinolina, en cuanto a la primera, las ventas en el lapso de ----- 1971-1975 ascendieron a 294,035 Tons.; volumen que permitió atender con toda oportunidad y eficiencia los requerimientos de la industria de alimentos balanceados, por cultores, aultores y ganaderos en general.

Sistema de contratación para el Surtimiento Complementario a las Industrias del-Ramo de semillas y frutas oleaginosas.

Este contrato está integrado por los siguientes instrumentos legales: De elaboración previa; bases generales para el abastecimiento complementario de semillas y frutos oleaginosos.

Primer Contrato de Garantía para la compra de semilla y frutos oleaginosos de -- producción nacional; y, contrato individual para la compra-venta y surtimiento de - cártamo.

En la declaración previa, se hace el señalamiento de las funciones y atribucio-- nes de CONASUPO, que le otorga el Decreto Presidencial del 23 de Marzo de 1963 pu-- blicado en el Diario Oficial de la Federación el 10. de Abril siguiente. °

En las Bases Generales para el Abastecimiento Complementario de Semillas y Fru-- tas Oleaginosas, se establece los requisitos y demás condiciones operativas para -- que CONASUPO y las empresas que integran la Industria Aceitera Nacional, contraten- los suministros institucionales complementarios.

Por otra parte, se señalan las obligaciones de la industria y de CONASUPO, res-- pecto a las obligaciones del Sector Industrial, son: coadyuvar a la regulación y -- abasto del mercado mediante la captación de acuerdo a sus necesidades, condiciones- financieras, programas y circunstancias del mercado, de las cosechas y frutas olea- ginosas que oferten los productores; y además destinará a su transformación indus-- trial todos los volúmenes que le suministre CONASUPO o las que llegaren adquirir de otras de aprovisionamiento, a fin de mantener en el mercado una oferta de aceites - comestibles, jabones y pastas residuales.

En lo que concierne a las obligaciones de CONASUPO, son básicamente las de abas- tecer complementariamente a las empresas que integran la Industria Aceitera, y de - gestionar ante CONSASOSA que la representación de la industria puede presentar sus- puntos de vista en relación con los precios de garantía de las semillas y frutos -- oleaginosos.

Además en este documento, se señalan las condiciones generales a que deberán su- jetarse las operaciones de compra-venta entre CONASUPO y la industria y específica- mente en cuanto a la calidad, precios y las funciones que tienen la Comisión Mixta- de Distribución y Programación, integrada con representantes de CONASUPO y las Cáma- ras, Asociación de las Empresas del ramo de aceites y grasas, jabones y semillas, -- que se adhieren a dicho sistema de contratación.

El Primer Contrato de Garantía para la compra de las semillas y frutas oleagino- sas de producción nacional, y que como ya hemos dicho forma parte del sistema aludí- do, tiene por objeto que las empresas industriales procesadoras de semillas y fru- tos negocien con los agricultores la captación de las cosechas nacionales de esos -

productos, conforme a sus necesidades, condiciones financieras, programadas y circunstancias del mercado.

Finalmente, con base en los instrumentos legales mencionados se firmarán con la Industria Aceitera los Contratos Individuales de compra-venta y surtimiento de cártamo, señalándose las condiciones en lo que respecta a calidad, precio, forma de pago, forma de entrega y vigencia, debiendo advertirse que se sujetarán las condiciones establecidas a los casos generales mencionados.

Intervención de CONASUPO a través de INDUSTRIAS CONASUPO, S.A. DE C.V. (ICONSA).

Industrias CONASUPO, S.A. DE C.V., se creó el 31 de Marzo de 1975, entre otras uno de sus objetivos fundamentales es el de intervenir en el mercado de aceites y grasas para lo cual tiene en operación diversas plantas industriales que se localizan en Mexicali, B.C., Cd. Obregón, Son., Tultitlán, Edo. de México; Gómez Palacio, Dgo.; Nuevo Laredo, Tamps..

Esta filial del Sistema CONASUPO, dispone de una capacidad anual (molienda, refinación y embotellado) de 483,000 Tons.; se ha tratado de orientar sus actividades, de manera que constituya al proveedor básico del grupo de empresas DICONSA, además de atender su propio mercado; en tal virtud, se ha procurado que el suministro de materias primas sea suficiente y oportuno, y pueda operar a niveles óptimos.

Con fecha 20 de Octubre de 1975, CONASUPO y su filial ICONSA celebraron un contrato, por virtud del cual esta última procesaría 65,000 Tons. de semilla de cártamo y 9,000 Tons. de frijol de soya, en sus plantas de Mexicali, B.C.; Cd. Obregón, Son. y Tultitlán, Edo. de México, para producir aceites de cártamo y soya; sin embargo, para lograr una mayor eficiencia operativa queda sin efecto dicho contrato y actualmente los surtimientos a ICONSA se hacen a través de órdenes de venta.

A partir de que se creó esa filial (Marzo 30 de 1975) al 22 de Julio de este año, CONASUPO le ha vendido 128,818 Tons de cártamo; 114,185 de frijol soya; 22,410 de semilla de algodón; y, 3,800 Tons. de aceite crudo de soya.

OBJETIVOS Y FUNCIONES DE CONASUPO EN LA REGULACION DEL MERCADO
DE SUBSISTENCIAS POPULARES

La Compañía Nacional de Subsistencias Populares -CONASUPO-, participa en la unión de otras dependencias gubernamentales en la planeación, coordinación, organización y ejecución de la función intervencionalista del Estado en el campo de Subsistencias Populares. Dotado este Organismo Público de autonomía orgánica, -- personalidad jurídica y patrimonio propios, cuadyuva con el Gobierno en el Fomento del Desarrollo Económico y Social del País en el campo de las Subsistencias Populares, a través de la Organización Racial de sus mercados.

Conasupo persigue como objetivo la regulación de las relaciones de intercambio del mercado de las Subsistencias Populares entendida como la reducción y estabilización de los márgenes de comercialización, considerando que estos se encuentran integrados por la diferencia entre los precios al agricultor, al industrial, al comerciante, sí como al consumidor.

Ese objetivo principal se ve adicionado por los de protección al ingreso agrícola, que permita al campesino obtener no sólo un precio remunerador sino también las mejores condiciones para adquirir insumos, recibir servicios específicos para una sana comercialización, en bases, desgranadoras, control de calidad, pesadura, fertilizantes, etc., y vender productos de acuerdo con las posiciones cíclicas del mercado; garantizar a los consumidores directos e industriales, el abasto permanente a precios estables, y la protección con servicios adicionales a la economía de los grupos consumidores de menores recursos, manteniendo una relación de equilibrio entre la oferta y la demanda; función de abasto que elimine toda intermediación innecesaria.

Para el cumplimiento de sus objetivos CONASUPO, ejecuta funciones de regulación y abasto del mercado de Subsistencias Populares. Aunque en estricto sentido constituyen conceptos diferentes, la regulación y abasto del mercado, en la práctica la dinámica de ambas funciones se encuentran estrechamente vinculadas y sólo se puede controlar el mercado de subsistencias populares y atender los requerimientos de la población si se dispone de reservas nacionales reguladoras de productos.

Por su parte, el abasto significa garantizar que las demandas de Subsistencias Populares de la población puedan ser satisfechas, no exclusivamente mediante la venta directa de los organismos públicos de comercialización, sino actuando éstos complementariamente a las transacciones realizadas por la Industria y el Comercio, con la posibilidad de substituirse en la oferta, en el caso de que la acción privada no estuviera en posibilidad o no quisiera hacerlo.

En ese marco de funciones de regulación y abasto del mercado, CONASUPO realiza las siguientes acciones.

La intervención en la fijación, mantenimiento y actualización de los precios de garantía o mínimos de compra, establecidos los sistemas más adecuados para hacerlos efectivos, de acuerdo con las situaciones que guardan las regiones productoras y los mercados nacionales e internacionales. En ejercicio de esta función desde el año de 1953 hasta la fecha se han establecido precios de garantía para los siguientes productos: maíz, frijol, trigo, arroz, sorgo, frijol soya, semillas de ajonjolí, algodón y cártamo, así como copra.

La fijación de normas de calidad generales para programar compras nacionales sobre bases técnicas y operativas. Tomando en consideración las características de -- las cosechas mexicanas y el destino de los granos, la determinación de la calidad -- no se hace estrictamente en función de normas internacionales, sino que se procura adecuarla, desde el punto de vista operativo, a la realidad mexicana. En el maíz, -- por ejemplo, que constituye la base de la dieta tradicional del mexicano, se admite una mayor tolerancia de granos de otro color, por las diversas variedades de las cosechas nacionales, manteniéndose en forma general otros renglones como el grado de humedad y de impurezas tolerables.

La formulación y ejecución de sus programas ordinarios y de extraordinarios para la compra limitada, a precios de garantía en los centros de recepción que al efecto se establecen. Esta actividad de CONASUPO, eminentemente institucional, ha permitido que, en función de los períodos de cosecha, se hayan operado hasta la fecha, en forma progresiva entre otros, los siguientes programas: 34o. de Maíz, el 30o. de -- Frijol, el 25o. de Sorgo, el 16o. de Trigo, el 14o. de Cártamo, el 11o. de Frijol -- Soya, el 6o. de Ajonjolí, el 2o. de Semilla de Algodón y el 1o. de Arroz Palay, así como los relacionados con la copra y otras oleaginosas, grasas y leche en polvo.

La programación y ejecución de las importaciones que se requieran en caso de reservas deficitarias frente a las necesidades del consumo, así como de las exportaciones de excedentes cuando las existencias acumuladas rebasen los niveles previstos, actuando como único agente del Estado en el comercio exterior de granos y productos básicos que regula.

El almacenamiento y conservación de los granos y productos que operan; para ese efecto se vale de una doble infraestructura de almacenamiento a nivel nacional: la que se asocia a las necesidades de la agricultura tradicional (BUROCONSA) en el sector rural constituido por 2,698 bodegas primarias con una capacidad real de almacenamiento de 1'618,800 Tons. y la que opera de acuerdo con las condiciones modernas de la comercialización en gran escala y a nivel urbano (Sistema Andsa) integrado -- por 646 almacenes y una capacidad real de 2'977,000 Tons.

La concentración y movilización de las subsistencias que opera, al través de la infraestructura del transporte ferroviario, el autotransporte y la navegación de ca botaje. En el año de 1971 se movilizaron por estos medios 3.1 millones de toneladas de subsistencias que aumentaron a 3.6 millones de toneladas en el año de 1974.

Las constitución de reservas reguladoras, o sean las existencias y disponibilidades de granos y los productos básicos almacenados en bodegas a su disposición, -- que permitan contar con un potencial de oferta para hacer frente a cualquier eventualidad, ya sea de condiciones adversas de la naturaleza o de origen especulativo.

La Operación de ventas reguladoras al mayoreo de los productos par el normal -- abastecimiento de la industria y el comercio, a precios estables.

IMPORTANCIA DE LAS IMPORTACIONES Y EXPORTACIONES

Hasta el año de 1968 se exportaba, aunque pequeñas cantidades los excedentes de esta Industria, a partir de ese año la demanda del mercado no se ha podido satisfacer en su totalidad, es aquí en donde la función de CONASUPO cobra su importancia y si bien ha cumplido con su cometido, como ya apuntamos antes, solo se han solucionado -- problemas del día.

La satisfacción de la demanda en condiciones de consumo mínimo per cápita recomendable, o se incrementa la producción o se completa con importaciones racionalizadas, - que no justifican su producción nacional, siempre que el balance considerado de las - exportaciones sea aplicado. Definitivamente si CONASUPO cumple con su cometido, será sobre la base de programas mínimos de 5 años, en el que se garantice en cantidad y -- precio, los faltantes de semillas, y se consideren estrictamente los costos reales de producción de semillas, así como su procesamiento por un lado, y por otro un programa de cosechas que permitan tener excedentes para cubrir como mínimo el pago de las im-- portaciones en ese renglón. Los datos se estiman en el cuadro de datos de Producción-Demanda (Cuadro 7).

Como se vuelve a reiterar, el problema integral es Materia Prima-Producto Final, - si no se contempla considerando ambos en su realidad de costos para fijar precios, in dependiente de la mecánica de subsidios el problema seguira y será cada vez mayor en-- detrimento de la Economía Nacional, siendo los más afectados los productores y con sumidores a quienes se pretende proteger.

ESTRUCTURA DEL MERCADO

Antes de considerar tan sólo importantes las semillas de: Cártamo, Ajonjolí, Algo dón y Soya para la Industria Alimenticia; la Copra para Jabonería; la Linaza para la Industria de Pintura y la Pasta de Soya para la elaboración de Alimentos Balanceados para Animales; haremos notar que aproximadamente el 28% de los requerimientos para - uso humano, son satisfechos por grasas de origen animal (Manteca de Cerdo), conside-- rando que este consumo se efectúa por crianza y matanza doméstica, influyendo el po-- der adquisitivo de la población. Se estima que esto se mantendrá a futuro en cuanto-- no haya una variación importante en la producción porcina (Ver cuadro de Producción y Consumo de Manteca de Cerdo , Cuadro 8).

Así mismo, la Industria Jabonera se satisface en un 40% de sus necesidades con Se bo (Producción Nacional e Importaciones , Cuadro 9).

Es de particular importancia el "Subproducto" Pastas, que se destinan a la elabo-- ración de Alimentos Balanceados para animales, ya que representan el 50% del aprove-- chamiento del procesamiento de las semillas oleaginosas, representando la pasta de soya el 40% de importancia, complementando el resto las demás pastas.

Ahora bien considerando lo anterior, observamos que la estructura del mercado la absorbe el 88.5% el consumo humano, desglosado en aceite refinado, aceite refinado e hidrogenado y otro procesado para la fabricación de margarinas y mayonesas.

El 9.5% se destina a la fabricación de jabones, el 1.5% a la fabricación de pinturas (la fabricación de aceite de linaza, se destina a las pinturas, tintas y resinas, cuadro 10), y el 1.5% a la fabricación de especialidades. Un crecimiento de estas últimas industrias pudieran modificar las condiciones actuales de mercado. (Cuadro 11).

FABRICACION DE ESPECIALIDADES QUIMICAS

Como mencionamos en el Desarrollo de la Industria y en la Estructura del Mercado, para que se aumente la producción de aceite, se tienen que desarrollar las Industrias derivadas de ésta, es aquí en donde la fabricación de especialidades químicas tiene gran importancia para poder aprovechar la capacidad instalada sobrada de la Industria Aceite, ya que debido al desarrollo que ha tenido México, requiere de estas, pudiendo fabricar más productos, e inclusive exportar, implicando un desarrollo integral y participando en la Balanza de Pagos.

De hecho en México, se fabrican especialidades, como son: Aceites vegetales epoxidados, ácidos grasos, productos etoxilados, aminas grasas, productos farmacéuticos, Aceites sulfonados, lecitina de Soya, etc., fabricados por algunas empresas, como : Aceites polimerizados, Hidrogenadora Nacional, Gamesa, Aceite, S. A., La Polar, que vienen siendo unas cuantas del total de empresas registradas en la Industria Aceitera, que aprovechan la capacidad sobrada.

Si las demás empresas pensarán en ir integrándose a futuro, resolvería gran parte del problema de la capacidad ociosa instalada, ya que estas especialidades participan en algunas industrias, como son :

INDUSTRIA HJLERA.

INDUSTRIA MINERA

INDUSTRIA TEXTIL

INDUSTRIA DEL PLASTICO

INDUSTRIA DE ESPECIALIDADES ALIMENTICIAS.

INDUSTRIA PETROQUIMICA.

INDUSTRIA QUIMICO FARMACEUTICO.

Debido a que existe déficit en la producción de aceites vegetales, y que el 88.5% de la producción se destina a uso alimenticio, y que no se le da ningún valor agregado después de la refinación, la fabricación de especialidades químicas eleva sus costos, y por eso se han venido importando productos de esta naturaleza y derivados de éstas, haciendo el problema más difícil en el País, con la fuga de divisas.

PRODUCCION, COMERCIO EXTERIOR Y CONSUMO APARENTE DE MANTECA DE CERDO

(TONELADAS)

Cuadro 8

AÑO	PRODUCCION	IMPORTACION	EXPORTACION	CONSUMO APARENTE
1952	27 921	13 905	0	41 826
1953	41 987	14 269	0	56 256
1954	45 466	11 542	0	57 008
1954	50 034	6 439	0	56 473
1955	52 423	6 793	0	59 216
1956	65 047	4 478	0	69 525
1957	63 313	5 176	0	68 489
1958	58 806	2 660	0	61 466
1959	61 710	5 032	0	66 742
1960	62 013	4 026	0	66 039
1961	67 246	3 203	0	70 449
1962	70 150	3 308	0	73 458
1963	70 301	11	0	70 312
1964	77 380	2	0	77 382
1965	80 465	229	0	80 694
1966	91 295	1 460	0	92 755
1967	97 163	3 701	0	100 864
1968	101 610	3 789	0	105 399
1969	107 388	4 414	0	111 702
1970	142 000	10 000	0	152 000
1971	134 000	8 000	0	142 000
1972	120 000	20 000	0	140 000
1973	117 000	20 000	0	137 000
1974	125 000	0	0	125 000
1975	135 000	0	0	135 000
1976	135 000	31 000	0	186 000
1977	125 000	30 000	0	155 000
1978 (*)				

(*)= Estimado

FUENTE: Dirección General de Economía Agrícola y Cámara Nacional de Aceites y Mantecas Comestibles A.C.

PRODUCCION DE JABON DE TOCADOR, JABON CORRIENTE Y DETERGENTES EN MEXICO

(TONELADAS)

Cuadro 9

A Ñ O	JABON DE TOCADOR	JABON CORRIENTE	DETERGENTE EN POLVO
1961	13 346	89 445	71 687
1962	13 029	88 324	93 168
1963	18 049	89 597	
1964	23 059	90 869	155 706
1965	19 495	114 232	144 442
1966	23 947	130 061	155 128
1967	25 115	112 796	188 470
1968	26 515	100 876	213 705
1969	31 500	123 047	223 822
1970	33 927	125 704	250 423
1971	36 927	124 910	267 953
1972	39 572	125 438	236 710
1973	42 737	125 540	306 780
1974	46 155	126 239	328 255
1975	50 237	127 555	351 233
1976	54 837	128 831	375 819
1977	60 000	130 000	380 000

FUENTE: Estadística Industrial Anual, SIC. Cámara Nacional de la Industria de Aceites y Grasas y Jabones

PRODUCCION, COMERCIO EXTERIOR Y CONSUMO APARENTE DE ACEITE DE LINAZA

(TONELADAS)

Cuadro 10

AÑO	PRODUCCION	IMPORTACION	EXPORTACION	CONSUMO APARENTE
1960	4 912	34	0	4 936
1961	4 789	43	0	4 836
1962	4 785	20	0	4 805
1963	4 383	49	0	4 432
1964	4 530	197	0	4 727
1965	5 432	2 013	0	7 445
1966	5 570	379	0	5 949
1967	4 630	59	0	4 689
1968	3 787	889	0	4 676
1969	4 049	1 897	0	5 946
1970	13 116	68	0	13 184
1971	12 000	24	0	12 024
1972	4 000	0	0	4 000
1973	4 000	0	0	4 000
1974	7 000	0	0	7 000
1975	10 500	0	0	10 500
1976	5 520	0	0	5 520
1977	6 000	0	0	6 000

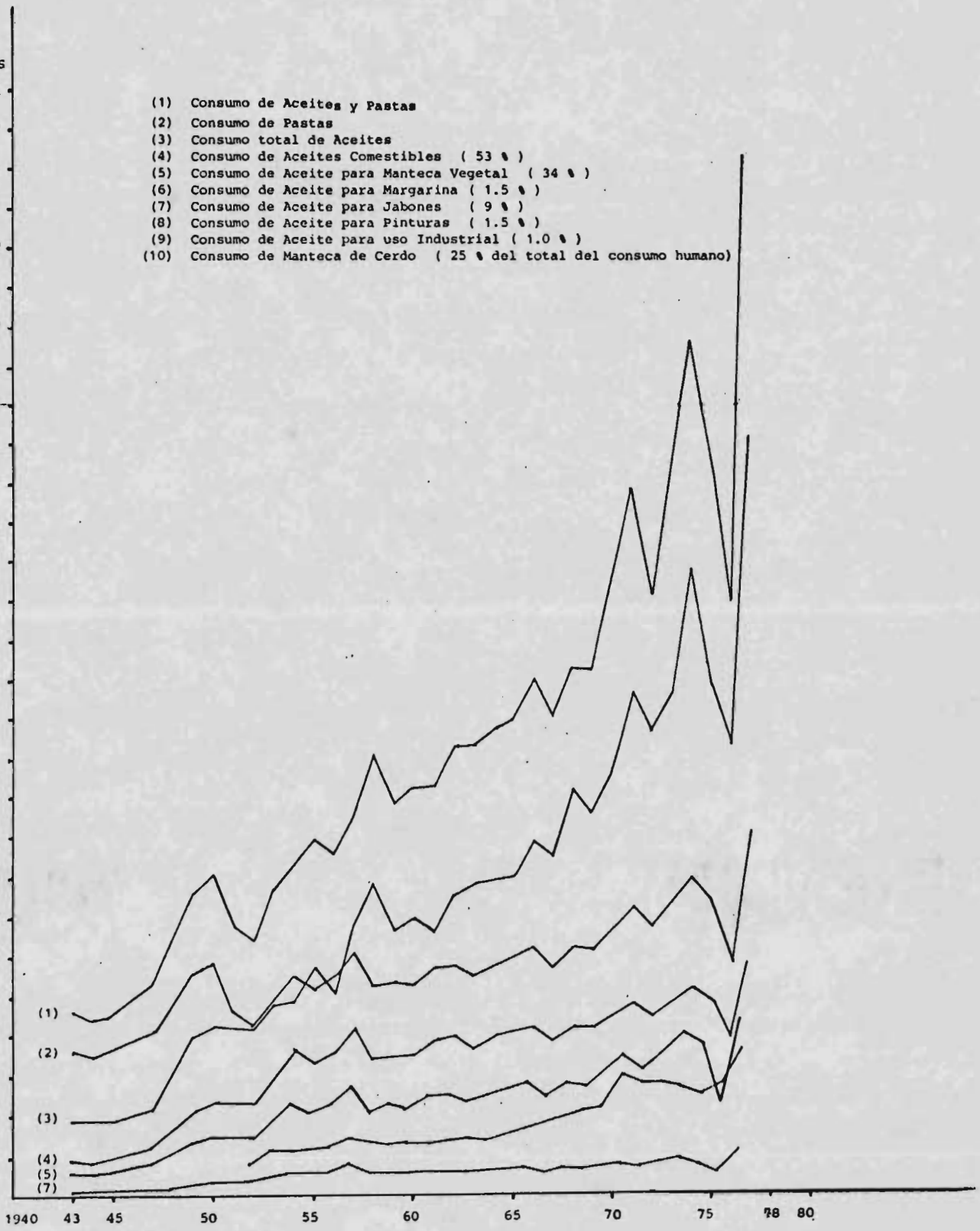
FUENTE: Estadística Industrial Anual. SIC. Cámara Nacional de la Industria de Aceites y Mantecas Comestibles, A.C.

CUADRO 11

<u>AÑO</u>	<u>CONSUMO TOTAL TONS.</u>	<u>ACEITE COMES TIBLE (53.%) TONS.</u>	<u>MANTECA VEGE TAL (34%) TONS.</u>	<u>MARGARINA (1.5%) TONS.</u>	<u>PINTURAS (9%) TONS.</u>	<u>INDUSTRIAL (1.0%) TONS.</u>
1943	93 101	49 343	31 654	1 396	8 379	931
1944	86 807	46 008	29 514	1 302	7 813	868
1945	91 437	48 461	31 089	1 371	8 229	914
1946	105 932	56 144	36 017	1 589	9 534	1 059
1947	119 111	63 129	40 498	1 787	10 720	1 191
1948	160 615	85 126	54 609	2 409	14 455	1 606
1949	200 830	106 440	68 282	3 012	18 075	2 008
1950	222 099	117 712	75 514	3 331	19 989	2 221
1951	221 357	117 319	75 261	3 320	19 922	2 214
1952	217 977	115 528	74 112	3 270	19 618	2 180
1953	289 195	153 573	98 326	4 338	26 028	2 892
1954	345 303	180 011	117 403	5 180	31 077	3 453
1955	313 255	166 025	106 507	4 699	28 193	3 133
1956	339 291	179 824	115 359	5 089	30 536	3 393
1957	403 987	214 113	137 356	6 060	36 359	4 040
1958	317 635	168 347	107 996	4 765	28 587	3 176
1959	328 658	174 189	117 743	4 930	29 579	3 287
1960	326 741	177 173	111 092	4 901	29 407	3 267
1961	366 015	193 988	124 445	5 490	32 941	3 360
1962	373 752	198 089	127 076	5 606	33 638	3 338
1963	345 854	183 303	117 590	5 188	31 127	3 458
1964	372 682	197 521	126 812	5 590	33 541	3 727
1965	394 452	209 056	134 114	5 917	35 501	3 944
1966	414 203	219 528	140 829	6 213	37 278	4 142
1967	363 604	192 710	123 625	5 454	32 724	3 636
1968	413 406	219 105	140 558	6 201	37 206	4 134
1969	410 397	217 510	139 535	6 156	36 936	4 104
1970	464 040	245 941	157 774	6 961	41 764	4 640
1971	519 048	275 095	176 476	7 786	46 714	5 190
1972	465 986	246 973	158 435	6 990	41 939	4 660
1973	536 406	284 295	182 378	8 046	48 276	5 364
1974	587 367	311 304	199 705	8 811	52 863	5 874
1975	529 817	280 803	180 138	7 947	47 684	5 298
1976	371 194	196 733	126 206	5 588	33 407	3 712
1977	606 700	360 251	136 878	10 450	62 703	6 967

000
TONS

- (1) Consumo de Aceites y Pastas
- (2) Consumo de Pastas
- (3) Consumo total de Aceites
- (4) Consumo de Aceites Comestibles (53 %)
- (5) Consumo de Aceite para Manteca Vegetal (34 %)
- (6) Consumo de Aceite para Margarina (1.5 %)
- (7) Consumo de Aceite para Jabones (9 %)
- (8) Consumo de Aceite para Pinturas (1.5 %)
- (9) Consumo de Aceite para uso Industrial (1.0 %)
- (10) Consumo de Manteca de Cerdo (25 % del total del consumo humano)



PRODUCCION, DEMANDA Y PROYECCION DE ACEITES Y PASTAS

(TONELADAS)

A Ñ O	PRODUCCION DE ACEITES Y PASTAS (Tasa de Creci. 9.3%)	DEMANDA ACTUAL DE ACEITES Y Con un Consumo PASTAS. per cápita de 10.65 Kg/Per. de aceite vegetal.	PROYECCION DE LA DEMANDA DE ACEITES Y PASTAS (Si consideramos un Consumo mínimo de 15 kg/Per. (*) con población de 3.2% de Tasa de Crecimiento, se requiere una Prod. de: 15 X No. Hab. X 100-0.33)
1977	1'969 580	2'409 580	15 X 65.427 X 100 - 0.33 = 2'973 954.5
1978	2'152 750	2'662 103.9	15 X 67.520 X 100 - 0.33 = 2'978 181.8
1979	2'352 955.7	2'941 092.3	15 X 69.681 X 100 - 0.33 = 3'069 090.0
1980	2'571 780.5	3'249 318.7	15 X 71.880 X 100 - 0.33 = 3'267 272.7
1981	2'810 956	3'589 847.2	15 X 74.180 X 100 - 0.33 = 3'371 810.1
1982	3'072 374.9	3'966 063.1	15 X 76.550 X 100 - 0.33 = 3'479 545.4
1983	3'358 105.7	4'381 706.5	15 X 79.000 X 100 - 0.33 = 3'590 909
1984	3'670 409.5	4'840 909.3	15 X 81.530 X 100 - 0.33 = 3'705 909
1985	4'011 757.5	5'348 236.5	15 X 84.140 X 100 - 0.33 = 3'824 545.4
1986	4'384 850.9	5'908 731.6	15 X 86.830 X 100 - 0.33 = 3'946 818.1
1987	4'792 642	6'527 966.6	15 X 89.610 X 100 - 0.33 = 4'073 181.8
1988	5'238 357.7	7'212 097.4	15 X 92.480 X 100 - 0.33 = 4'203 636.3
1989	5'725 524.9	7'967 925.2	15 X 95.440 X 100 - 0.33 = 4'338 181.8
1990	6'257 998.7	8'802 963.7	15 X 98.490 X 100 - 0.33 = 4'476 818.1

(*)= El 25% del Consumo de Aceites y Grasas para uso alimenticio, es satisfecho por la Manteca de Cerdo.

CONCLUSIONES

Como se apuntó antes, la estructura actual del mercado determina que la mayor producción se destina al consumo humano, teniendo que mantenerse estos productos con precio controlado, y por otra parte las condiciones variables de disponibilidad de materias primas, impactando esto las condiciones de desarrollo y crecimiento de las industrias que parten de estas semillas.

Es de mencionarse también a manera de comparación, que lo mismo sucede con las industrias que dependen de los productos agropecuarios como son : Azucar, -- Harina de Maíz, Harina de Trigo, Fabricación de Malta, etc.

No podemos indicar solamente que el desarrollo sano de la Industria Aceitera sea solo el incremento en la producción de las semillas, como aprovechamiento -- consecuente de la capacidad ociosa instalada, o un mayor poder adquisitivo incrementaría la demanda, todos los factores que se involucran están implícitos (incluyendo que no hay una reglamentación para no seguir aumentando la capacidad -- instalada que es tan perjudicial a pesar de existir un ejemplo como es la Industria Cerillera, también controlada por el Gobierno).

Los factores más importantes son :

- 1.- Se parte de materia prima de producción cíclica y variable.
- 2.- La regulación de CONASUPO sólo ha resuelto problemas del día
- 3.- No se consideran los requerimientos de los productos finales, para relacionarlos con las necesidades de materia prima, asignándoles por lo tanto su valor correspondiente.
- 4.- La demanda de aceites en México, no alcanza el nivel mínimo de consumo - recomendado por la F. A. O. (20 Kgs. por personal), y el crecimiento - de la población es mayor que la producción de aceites comestibles.

Asimismo, la producción de Pastas resulta insuficiente a la demanda.

Todo lo anterior se debería de contemplar en su conjunto, partiendo del interés con el que fué creado CONASUPO, sin descuidar las demás industrias y fomentando una producción dirigida en el campo, que permitiría a las plantas procesadoras, planear su desarrollo y por lo tanto, el aprovechamiento de la capacidad instalada sobrada, todo esto en beneficio del consumidor de productos finales de materia prima.

BALANCES DE ACEITES Y GRASAS

BALANCE DE ACEITES Y GRASAS

(Elaborado en Febrero de 1977.)

	T O N E L A D A S	
	1976/1977	1977/1978 (*)
1o.- Semilla de Algodón	345,000	550,000
2o.- Semilla de Ajonjolí	80,000	120,000
3o.- Semilla de Cártamo	270,000	450,000
4o.- Frijol Soya	240,000	300,000
5o.- Copra	135,000	120,000
6o.- Otras (Cacahuete, Nabo, Maíz, Linaza y Girasol)	40,000	50,000
Producción Nacional	1'110,000	1'590,000

(*)- Estimado

DISPONIBILIDADES Y CONSUMO DE ACEITES Y GRASAS PARA LOS CICLOS QUE SE INDICAN:

Reserva a 1o. de Junio de 1976

Constituidas por:

230,000 Tons de semilla de cártamo en poder de CONASUPO (80,500 Tons. de aceite) y 80,000 Tons. de aceites y grasas en poder de la Industria Aceitera.

160,500

TOTAL: 160,500

Producción de Aceites Vegetales

1.- De Semilla de Algodón	56,925
2.- De Semilla de Ajonjolí	37,600
3.- De Semilla de Cártamo	94,500
4.- De Frijol Soya	43,200
5.- De Coco	80,000
6.- Otros (Cacahuete, Nabo, Maíz, Linaza y Girasol)	<u>15,600</u>

TOTAL: 328,825

Producción de Grasas Animales

7.- Manteca de Cerdo	135,000
8.- Sebo	<u>45,000</u>
TOTAL:	180,000
TOTAL PRODUCCION NACIONAL:	669,325
Menos: Exportación Ajonjolí (10,000 Tons.)	(4,700)

Importaciones

De Frijol Soya (411,000 Tons.)	74,000
De Semilla de Algodón (10,000 Tons.)	1,650
Sebos	25,000
Manteca de Cerdo	12,000
Aceite de Coco	6,000
Otros	<u>10,000</u>
TOTAL:	128,650
SUMA TOTAL:	793,275
Consumo Aparente	820,000
Déficit para el Ciclo 1976/77	26,725
Requerimientos mínimos de reserva para iniciar al 1o. de Junio de 1977.	100,000
Déficit estimado al 1o de Junio de 1977	126,725.

BALANCE DE ACEITES Y GRASAS 1977/1978

Elaborado en febrero de 1978

ACARREO A MAYO 1o. DE 1977

Aceites, Grasas y Aceites en Semilla

51,000 Tons.

COSECHAS NACIONALES 1977

	<u>Semillas</u>	<u>Aceites</u>
Soya	450,000 Tons.	76,500 Tons.
Cártamo	448,000 "	157,000 "
Algodón	557,000 "	91,000 "
Copra	110,000 "	66,000 "
Ajonjolí	60,000 "	28,200 "
Otros	50,000 "	19,000 "
TOTAL COSECHAS NACIONALES:	1'675,000	437,700

GRASAS ANIMALES

Sebo	45,000 Tons
Manteca de Cerdo	135,000 "
TOTAL:	180,000
TOTAL DE LA PRODUCCION NACIONAL	617,700 Tons.

IMPORTACIONES

	<u>Semillas</u>	<u>Aceites</u>
Soya	450,000 Tons.	76,000 Tons
Girasol	133,000 "	53,000 "
Copra	30,000 "	18,000 "
Aceite de Soya		20,000 "
Aceites no Controlados		10,000 "
Aceite de Coco		11,000 "
Sebo		40,000 "
Manteca de Cerdo		31,000 "
		<hr/>
TOTAL IMPORTACIONES		259,000 Tons
Total Abastecimiento Nacional e Importaciones		876,700 Tons

CONSUMO

13.5 Kg. per Capita, 65'000.000 Habitantes	877,500 Tons.
Existencias a Abril de 1978	52,200 Tons.

PROYECCION TEORICA PARA EL CICLO 1978/1979

(30 de Abril de 1978 al 1o. de Mayo de 1979)

PRODUCCION NACIONAL 1978COSECHAS NACIONALES

	<u>Semillas</u>	<u>Aceites</u>
Soya	250,000 Tons	35,000 Tons
Cártamo	450,000 "	158,000 "
Algodón	500,000 "	82,500 "
Copra	120,000 "	72,000 "
Ajonjolí	50,000 "	23,000 "
Otras	30,000 "	12,000 "
TOTAL:		392,500 Tons.

GRASAS ANIMALES

Sebo	30,000 Tons
Manteca de Cerdo	125,000 "
TOTAL:	155,000 Tons.

TOTAL PRODUCCION NACIONAL
DE ACEITES Y GRASAS

547,500 Tons.

ARRASTRE CICLO 1977/1978

50,200 Tons.

DISPONIBILIDAD TOTAL DE ACEITES
Y GRASAS PARA EL CICLO 1978/1979

597,700 Tons.

CONSUMO NACIONAL

13.5 Kg. Per Capita 67'300,000
Habitantes

908,550 Tons.

Reserva mínima al final del Ejercicio
(45 días de consumo)

120,000

Requerimiento Total de Aceites y Grasas

1'028,550

Disponibilidad

597,700

Requerimiento para Importaciones

430,850

IMPORTACIONES PROBLABLES

	<u>Semillas</u>	<u>Aceites</u>
Soya	1'000;000 Tons	170,000 Tons
Girasol	300,000 "	120,000 "
Copra	50,000 "	30,000 "
Sebo		40,000 "
Manteca de Cerdo		30,000 "
Aceite de Coco		20,000 "
Aceite de Soya		25,000 "
TOTAL IMPORTACIONES		435,000 Tons.

NOTA: Las importaciones necesarias para el Ciclo 1978/1979 se establecen en términos de Aceites y Grasas y su composición puede variar de acuerdo con la producción de oleaginosas nacionales. Es decir, en vez de Aceite de Coco, Copra; sino se encuentra Girasol en el mercado internacional, Semilla de Colza; en lugar de Sebo, otro sucedáneo Aceite de Palma, etc..

Producción Mundial y Análisis Comparativo

Se analiza el consumo per capita que tiene México con respecto al mundial; su participación en producción de Aceites, Grasas y Semillas a nivel mundial y los principales productores de semillas en el mundo.

· El nivel de precios de México en Aceites contra el mundial, transporte y almacenaje y cuadros de Producción Mundial de Aceites, Grasas y Semillas en el período de 1970/78

PRODUCCION MUNDIAL Y ANALISIS COMPRATIVO

Hace 10 años en México, el consumo per capita de aceite comestible erá de 8 kgs. y de 2.3 kgs. de grasa de origen animal.

Actualmente el consumo por individuo en el País es de: 2.9 kgs. por persona, y para uso industrial de cualquier índole de 0.8 kgs. por persona; obteniendo como resultado, que en nuestro País, el consumo per capita de aceites y grasas para uso alimenticio e industrial sea de 17.2 kgs. por persona.

Esto coloca a México a la mitad del nivel medio de consumo, junto con los países como: URRS, Israel, Argentina, España, Portugal, Uruguay; por abajo de Holanda, EUA, Canadá, El Reino Unido, ocupando el nivel alto de consumo; pero por encima de Chile y Brasil que se encuentran en el nivel bajo de consumo.

Por otro parte, como podemos observar en el cuadro de Producción Mundial de Aceites y Grasas, nuestra producción de aceites vegetales alcanzó apenas el 1.81%, y en grasas de origen animal el 1,83% de participación en los últimos 7 años.

En estas circunstancias, es necesario aumentar la producción de aceites en un -- 43%, para alcanzar los 20 kilogramos por persona que recomienda la F.A.O. para estar en el nivel medio mas alto.

Bajo tales condiciones, México participaría en un 3.76% de la Producción Mundial de Aceites y Grasas, y sería un País que cumpliría con el nivel mínimo requerido para ser autosuficiente y no deficitario.

En México, por sus condiciones climatológicas, existe uno de los más altos rendimientos de producción en toneladas por hectárea de algunas oleaginosas, como es el caso de la semilla de ajonjolí, algodón y soya (Ver cuadros de rendimientos), pero lamentablemente no hemos sido capaces de aprovechar esta ventaja por falta de tecnología, capital de inversión, maquinaria, para aumentar la producción y obtener mejores beneficios, tanto en aceite como en pasta y así satisfacer nuestras propias necesidades.

A pesar de los altos rendimientos que existen en México de las semillas de soya, ajonjolí y algodón, no figuramos entre los principales productores a nivel mundial, ni de las menos importantes como son: copra, nabo, higuierilla y cacahuate.

Solamente podemos mencionar que ocupamos el cuarto lugar mundial como productor de semilla de ajonjolí, aunque en nuestro País las semillas de mayor producción y consumo, en prioridad son: cártamo, algodón soya, después de la de ajonjolí y copra.

En lo que se refiere a nivel mundial, los principales productores y consumidores de semillas oleaginosas, en los últimos 7 años son:

SOYA

RENDIMIENTO PROMEDIO EN VARIOS PAISES (Toneladas de Semillas por Hectarea)

MEXICO	1.90
E. U. A.	1.76
SUD AMERICA	1.17
AFRICA	1.00
EUROPA	0.89
CHINA	0.79
ASIA	0.75
U. R. S. S.	0.72

FUENTES: Anuario 1976 de la Food & Agriculture Organization of United Nations. Monthly Bulletin of Agricultural Economics and Statistics F.A.O.

AJONJOLI

RENDIMIENTO PROMEDIO EN VARIOS PAISES (Toneladas de Semilla por Hectarea)

MEXICO	0.65
CHINA	0.39
EUROPA	0.348
AFRICA	0.296
PROMEDIO MUNDIAL	0.284
ASIA	0.19
U. R. S. S.	0.10

FUENTES: Anuario 1976 de la Food & Agriculture Organizations.
Monthly Bulletin of Agricultural Economics and Statistics
F.A.O.

ALGODON
RENDIMIENTO PROMEDIO EN VARIOS PAISES
(Toneladas de Semillas por Hectarea)

OCEANIA	1.68
U. R. S. S.	1.60
MEXICO	1.285
E. U. A.	0.985
EUROPA	0.90
CHINA	0.585
SUD AMERICA	0.55
AFRICA	0.445
ASIA	0.40
PROMEDIO MUNDIAL	0.65

FUENTES: Anuario 1976 de la Food & Agriculture Organization of United Nations. Monthly Bulletin of Agricultural Economics and Statistics F.A.O.

PAIS	SEMILLAS	MILES DE TONS.	1970/77
E.U.A.	Soya	263,967	"
E.U.A.	Algodón	29,046	"
E.U.A.	Linaza	2,549	"
U.R.S.F.	Algodón	31,573	"
U.R.S.S.	Girasol	41,357	"
U.R.S.S.	Linaza	2,669	"
R.P.CHINA	Soya	67,250	"
R.P.CHINA	Algodón	23,470	"
R.P.CHINA	Ajonjolí	2,598	"
R.P.CHINA	Cacahuate	17,150	"
R.P.CHINA	Nabo	8,550	"
INDIA	Ajonjolí	3,069	"
INDIA	Algodón	16,564	"
INDIA	Linaza	3,573	"
INDIA	Cacahuate	39,056	"
INDIA	Nabo	13,018	"
INDIA	Copra	2,369	"
INDIA	Higuerilla	1,239	"
BRASIL	Soya	62,368	"
BRASIL	Algodón	7,317	"
BRASIL	Higuerilla	2,485	"
ARGENTINA	Girasol	6,569	"
ARGENTINA	Linaza	3,088	"
CANADA	Linaza	3,070	"
CANADA	Nabo	9,839	"
FILIPINAS	Copra	14,868	"
PAKISTAN	Algodón	8,283	"
TURQUIA	Girasol	3,362	"
MEXICO	Ajonjolí	856	"

Como podemos observar los principales productores en el mundo son: E.U.A., URSS, R.P. CHINA, y la INDIA.

NIVEL DE PRECIOS.

En lo que se refiere a los precios de los aceites, la posición que ocupa México con respecto al nivel mundial es la siguiente:

1 9 7 7

NIVEL DE PRECIOS

ACEITES NACIONALES		\$/Kg	ACEITES MUNDIALES		\$/Kg
SOYA	Crudo F.O.B. puesto en planta del procesador	20.00	SOYA	Crudo Alemán F.O.B. puesto en planta del procesador	13.17
AJONJOLI	Crudo F.O.B. puesto en planta del procesador	20.00	SOYA	Crudo F.O.B.	12.07
ALGODON	Crudo F.O.B. puesto en planta del procesador	17.00	ALGODON	C.I.F. Rotterdam	14.46
LINAZA	Crudo F.O.B. puesto en planta del procesador	15.60	LINAZA	de cualquier origen, puesto en tanque del Puerto del Comprador	11.68
COCO	Crudo F.O.B. puesto en planta del procesador	17.00	COCO	Alemán F.O.B. puesto en planta del procesador	13.96
CARTAMO	Crudo F.O.B. puesto en planta del procesador	19.60	COCO	C.I.F. Rotterdam	13.31
RICINO	Crudo F.O.B. puesto en planta del procesador	36.00	RICINO	de cualquier origen, puesto en tanque del Puerto del Comprador	20.74
GIRASOL	Crudo F.O.B. puesto en planta del procesador	18.00	GIRASOL	de cualquier origen, puesto en tanque del Puerto del Comprador	15.11
NABO	Crudo F.O.B. puesto en planta del procesador	20.00	NABO	Alemán F.O.B. puesto en planta del procesador	12.92
CACAHUATE	Crudo F.O.B. puesto en planta del procesador	28.00	CACAHUATE	de cualquier origen, puesto en tanque del --- Puerto del Comprador	18.92

FUENTE : OIL WORLD, NOVIEMBRE 1977.

Como podemos observar, los precios de los Aceites Nacionales contra los precios de los Aceites Mundiales son más altos, debido a que nuestra producción no es la suficiente que permita abatir costos de producción, por la insuficiencia en la producción de las materias primas o semillas oleaginosas, a pesar de existir una capacidad instalada sobrada en la Industria Aceitera, que puede satisfacer las necesidades del Mercado Nacional e inclusive exportar, como ya se mencionó en el Capítulo de Mercados.

TRANSPORTE Y ALMACENAJE

Por último es conveniente hacer notar la importancia que representa la disponibilidad adecuada de estos servicios, ya que el incremento en la demanda tanto de semilla como de aceite, se seguirá satisfaciendo por la Producción Nacional y el déficit por importaciones considerables.

El manejo de estos productos resulta sumamente importante, ya que los volúmenes que se mueven son considerables, y el impacto en el costo puede ser significativo.

Considerando la localización actual de las empresas benificadoras y el dinamismo con que se han desarrollado los mercados, es necesario planear en principio, -- los lugares estratégicos para almacenar estos materiales y así puedan existir una disponibilidad y facilidad en su manejo, ya que la producción de semillas es cíclica, ocasionando movimientos extraordinarios en esas temporadas.

Ahora bien, considerando que en México actualmente es un País deficitario en se millas oleaginosas, se debería de establecer las instalaciones requeridas, para su administrar oportunamente a las empresas procesadoras que se encuentran ubicadas en las zonas de producción o en los centros de consumo, considerando los transportes adecuados para una rápida fluidez, ya sea por camiones o por ferrocarril.

PROPUESTA PARA MODIFICAR EL PROCESO DE ABASTO Y CONTROL
DE LAS MATERIAS PRIMAS USADAS POR LA INDUSTRIA ACEITERA

El carácter de importador neto de semillas oleaginosas, según la clasificación internacional, hace que México requiera una infraestructura adecuada para la importación oportuna y económica de los volúmenes requeridos para suplir el déficit de la producción nacional.

Actualmente se carece de la infraestructura portuaria que permita la recepción masiva en períodos críticos, lo cual aunado a la falta de transportes (ferrocarriles adecuados), ocasiona congestionamientos en Puertos y fronteras que causan varios gastos al país, por demoras de embotellamientos de líneas ferroviarias y -- excesivos tiempos de almacenamiento en bodegas de los Industriales Aceiteros ó en el peor de los casos, paros debidos a la falta de materia prima.

Se sugiere como resultado del análisis de los problemas que hasta ahora han -- causado las anteriormente mencionadas deficiencias, que se lleven a cabo las adecuaciones en la infraestructura existente, para racionalizar la distribución de la producción nacional, así como de las importaciones complementarias.

Se propone que debido a la cuantiosa inversión, se requiere por parte del Gobierno para comprar, almacenar y distribuir las cantidades de semillas y aceites -- que anualmente deben ser importadas para cubrir el déficit de la producción nacional que :

- 1.- Se integre un organismos en forma conjunta con la Industria, evaluar los -- requerimientos y que una vez definidos, se establezca el volúmen total a -- importar durante un ciclo con la anticipación necesaria.
- 2.- Que dicho organismos asegure los volúmenes de importación a las industriales, según su capacidad de producción, volúmen contratado o a contratar -- de la producción Mexicana, ubicación de las plantas y semillas que tradicionalmente han procesado.
- 3.- Una vez asignadas estas cuotas, sean directamente los propios industriales que negocien y adquieran las materias primas que se van a importar, eliminando el sistema actual que concentra todas estas funciones CONASUPO.

TABLAS ESTADISTICAS MUNDIALES



PROLCCION MUNDIAL DE ACEITES Y GRASAS. (1,000 Tons. Métricas)

OCTUBRE / SEPTIEMBRE

	<u>71/72</u>	<u>72/73</u>	<u>73/74</u>	<u>74/75</u>	<u>75/76</u>	<u>76/77</u>	<u>77/78 (e)</u>
<u>ALIMENTICIAS</u>							
Frijol	7,156	7,405	8,819	8,269	10,214	9,967	10,800
Semilla de Algodón	2,731	2,891	2,948	2,928	2,486	2,697	2,900
Cacahuete	2,958	2,501	2,537	2,601	3,232	2,786	2,800
Girasol	3,488	3,317	4,161	3,908	3,394	3,404	4,200
Nabo	2,343	2,481	2,440	2,442	2,612	2,792	2,460
Ajonjolí	681	652	669	651	610	636	620
Olivo	1,665	1,549	1,566	1,553	1,725	1,442	1,520
Coco	2,668	2,494	2,068	2,486	3,096	2,796	2,900
Palma Kernel	467	415	439	480	518	555	600
Palma	1,684	1,825	2,057	2,434	2,647	2,910	3,170
Manteca de Vaca	5,097	5,274	5,223	5,242	5,434	5,600	5,550
Manteca de Cerdo	2,290	3,825	3,987	4,037	3,696	3,843	4,000
Aceite de Pescado	1,139	834	910	1,049	984	887	850
SUBTOTAL	36,057	35,463	37,824	38,080	40,648	40,315	42,370
<u>NO ALIMENTICIAS</u>							
Aceite de linaza	895	772	678	602	642	664	720
Aceite de ricino	329	328	399	376	314	314	320
Aceite Tung	110	118	097	107	105	104	100
Sabo y grasas	5,335	5,076	5,343	5,184	5,499	5,710	5,650
SUBTOTAL	6,669	6,294	6,517	6,269	6,560	6,732	6,790
GRAN TOTAL	42,726	41,757	44,341	44,349	47,208	47,107	49,160

(e) = Estimado

FUENTE: Oil World. Noviembre 11, 1977

SEMILLAS: PRODUCCION MUNDIAL DE LOS PAISES MAS IMPORTANTES (1,000 Tons. Métricas)

<u>FRIJOL SCYA</u>	<u>COSECHA</u>	<u>71/72</u>	<u>72/73</u>	<u>73/74</u>	<u>74/75</u>	<u>75/76</u>	<u>76/77</u>	<u>77/78 (e)</u>
Rumania	Sep/Nov	165	186	244	298	213	213	---
URSS	Sep/Nov	535	258	424	357	700	480	---
Canadá	Ago/Nov	280	375	397	280	367	250	463
U.S.A	Sep/Nov	32,006	34,581	42,108	33,062	41,406	35,000	45,804
México	Sep/Nov	250	375	510	422	570	220	550
Argentina	Abr/Jun	78	272	496	485	500	1,400	1,800
Brasil	Abr/May	3,692	5,000	7,876	9,900	11,500	11,800	12,600
Paraguay	Abr/Jul	97	122	180	216	253	370	500
R.P. China	Ago/Nov	9,600	9,200	9,600	9,750	10,000	9,500	9,600
Indonesia	Jul/Sep	516	518	541	550	560	482	---
Japón	Ago/Nov	122	127	118	133	140	110	100
Otros Países		844	906	1,056	1,297	1,343	1,430	---
TOTAL:		48,185	51,920	63,550	56,750	69,529	61,300	74,500

(e) = Estimado

FUENTE: Oil World. Noviembre 11, 1977.

<u>ALGODON</u>	<u>COSECHA</u>	<u>71/72</u>	<u>72/73</u>	<u>73/74</u>	<u>74/75</u>	<u>75/76</u>	<u>76/77</u>	<u>77/78 (e)</u>
Grecia	Sep/Oct	198	238	186	216	197	200	240
URSS	Ago/Oct	4,050	4,160	4,370	4,790	4,500	4,803	4,900
U.S.A	Ago/Ene	3,847	4,893	4,551	4,134	2,958	3,764	4,899
Guatemala	Dic/Ene	134	151	198	193	144	227	240
El Salvador	Nov/Ene	110	121	125	125	100	115	135
México	Jul/Feb	670	595	826	357	348	131	400
Nicaragua	Ago/Dic	178	179	244	207	194	200	260
Argentina	Mar/May	173	244	238	300	270	300	320
Brasil	Ago/Jul	1,277	1,215	1,070	980	825	990	960
Colombia	Jul/Feb	221	236	232	274	236	257	270
Perú	Oct/Nov	165	130	169	143	210	124	125
Egipto	Ago/Oct	899	895	862	760	680	685	750
Sudan	Nov/Abr	443	301	429	412	320	300	350
China	Ago/Mar	3,970	3,390	4,090	4,090	4,130	3,800	----
India	Sep/Abr	2,516	2,328	2,398	2,472	2,500	2,050	2,300
Irán	Ago/Oct	268	376	363	426	320	296	215
Pakistán	Sep/Ene	1,416	1,402	1,240	1,270	1,100	855	1,000
Siria	Sep/Nov	251	256	249	241	248	253	250
Turquia	Sep/Dic	835	870	821	956	765	762	980
Otros Países		1,572	1,667	1,595	1,749	1,543	1,784	----
TOTAL:		23,193	23,697	24,256	24,085	24,331	21,964	24,555

(e) = Estimado

FUENTE: Oil World. Noviembre 11, 1977

<u>AJONJOLI</u>	<u>COSECHA</u>	<u>71/72</u>	<u>72/73</u>	<u>73/74</u>	<u>74/75</u>	<u>75/76</u>	<u>76/77</u>	<u>77/78(e)</u>
Colombia	Oct/Dic	37	28	23	28	27	25	---
Guatemala	Sep/Nov	9	10	13	9	---	---	---
México	Ago/Ene	161	178	160	142	85	130	---
Venezuela	Nov/Feb	94	59	78	72	65	62	---
Egipto	Ago/Sep	21	24	21	14	17	20	---
Etiopía	Oct/Dic	93	115	125	110	70	65	---
Sudán	Oct/Dic	171	363	238	282	238	235	---
Bangladesh	Sep/Nov	29	26	27	29	29	---	---
Burma	Ago/Sep	113	71	22	155	95	137	---
R.P. China	Ago/Oct	368	360	365	370	380	375	380
India	Ago/Jun	459	385	484	408	479	404	450
Tailandia	Sep/Nov	21	27	31	30	17	25	---
Turkia	Ago/Sep	43	33	26	29	33	25	21
Otros países		236	230	227	249	302	---	---
TOTAL:		1,955	1,909	1,940	1,973	1,815	1,845	1,890

(e) = Estimado

FUENTE: Oil World..Noviembre 11, 1977

<u>CACAHUATE</u>	<u>COSECHA</u>	<u>71/72</u>	<u>72/73</u>	<u>73/74</u>	<u>74/75</u>	<u>75/76</u>	<u>76/77</u>	<u>77/78 (e)</u>
U.S.A.	Jul/Dic	1 363	1 485	1 576	1 664	1 754	1 701	1 627
Argentina	Abr/May	252	440	290	375	380	600	550
Brasil	Ene/Jul	956	590	479	330	465	375	---
Gambia	Oct/Nov	125	102	137	140	145	124	100
Mali	Nov/Dic	58	45	35	40	45	77	70
Niger	Nov/Dic	207	157	74	129	25	11	30
Nigeria	Oct/Dic	439	792	100	230	-260	90	20
Senegal	Nov/Dic	764	466	501	768	850	860	670
R. S. Africana	May/Jul	384	400	197	533	274	146	230
Sudán	Nov/Dic	394	515	544	650	700	820	---
Uganda	Dic/Ene	200	215	210	215	215	220	---
Burma	Ago/Ene	485	384	459	450	517	---	---
P.P. China	Jul/Dic	2 850	2 700	2 850	2 900	2 950	2 900	---
India	Sep/Ene	6 180	4 092	5 932	4 990	6 600	5 262	6 000
Indonesia	Feb/Jul	403	414	450	450	474	---	---
Japón	Oct/Nov	111	115	97	91	97	65	---
Taiwan	May/Nov	98	94	97	93	107	---	---
Tailandia	Ago/Nov	223	203	210	230	260	169	---
Otros Países		1 783	1 701	1 797	1 842	1 837	---	---
TOTAL:		17,275	14,910	16,035	16,120	17,830	16,360	16,800

(e) = Estimado

FUENTE: Oil World. Noviembre 11, 1978

<u>GIRASOL</u>	<u>COSECHA</u>	<u>71/72</u>	<u>72/73</u>	<u>73/74</u>	<u>74/75</u>	<u>75/76</u>	<u>76/77</u>	<u>77/78 (e)</u>
Francia	Ago	68	71	84	73	110	76	80
España	Jul/Ago	223	243	294	286	338	325	303
Bulgaria	Ago/Sep	462	494	448	368	420	380	---
Hungría	Ago/Sep	131	121	138	101	130	135	---
Rumania	Ago/Sep	791	850	156	681	700	799	780
Yugoslavia	Sep	347	277	434	298	273	324	450
URSS	Sep	5 663	5 048	7 385	6 784	5 000	5 277	6 200
Canadá	Ago/Oct	77	77	41	8	30	24	---
U.S.A.	Sep	196	334	353	291	625	463	1 000
Argentina	Mar/May	977	940	970	732	750	900	1 300
Uruguay	Feb/May	60	71	48	50	80	34	70
S. Africa	May/jul	131	151	233	253	214	255	476
Turquía	Ago/Sep	465	560	560	420	350	550	457
Australia	Abr/Jun	148	102	84	128	119	83	137
Otros Países		261	281	302	317	334	345	---
TOTAL		10,000	9,620	12,130	10,790	10,117	9,970	12,200

(e) = Estimado

FUENTE: Oil World. Noviembre 11, 1977

<u>NABO</u>	<u>COSECHA</u>	<u>71/72</u>	<u>72/73</u>	<u>73/74</u>	<u>74/75</u>	<u>75/76</u>	<u>76/77</u>	<u>77/78 (e)</u>
Dinamarca	Jul/Ago	46	50	92	102	126	81	71
Francia	Jun/Ago	650	713	661	691	535	561	437
Países Bajos	Jun/Jul	33	45	41	45	37	34	30
Suecia	Jul/Ago	220	284	295	304	286	244	227
Reino Unido	Jun/Ago	10	14	31	55	61	111	140
Alemania Oeste	Jul/Ago	228	249	222	301	199	222	268
Checoslovaquia	Jul/Ago	101	107	117	94	115	110	120
Alcmania Este	Jul/Ago	197	236	247	296	270	321	340
Ungría	Jul/Ago	71	52	68	45	60	--	--
Polonia	Jul/Sep	695	430	512	524	680	980	700
Canadá	Ago/Oct	2 155	1 300	1 207	1 163	1 635	837	1 542
R.P. China	Jul/Ago	1 050	1 150	1 200	1 250	1 300	1 300	--
India	Ene/Abr	1 433	1 808	1 704	2 211	2 400	1 562	1 900
Japón	Junio	23	16	13	9	7	---	--
Pakistán Oeste	Ene/Abr	301	287	292	248	267	288	--
Otros Países		387	309	303	337	352	---	--
TOTAL:		7,500	7,050	7,005	7,685	8,989	7,065	7,780

(e) = Estimado

FUENTE: Oil World. Noviembre 11, 1977

<u>LINAZA</u>	<u>COSECHA</u>	<u>71/72</u>	<u>72/73</u>	<u>73/74</u>	<u>74/75</u>	<u>75/76</u>	<u>76/77</u>	<u>77/78 (e)</u>
Canadá	Ago/Oct	567	447	493	351	445	277	490
U.S.A	Jul/Sep	462	353	409	344	381	187	413
Argentina	Dic/Ene	316	330	297	381	377	617	770
Uruguay	Dic/Feb	25	29	26	40	62	46	60
Francia	Jul/Ago	21	20	18	23	42	34	46
Polonia	Jul/Sep	75	64	51	60	36	49	---
URSS	Jul/Oct	464	413	407	298	380	337	370
India	Ene/Abr	529	428	504	538	598	431	545
Otros Países		386	341	330	360	329	302	---
TOTAL		2,845	2,425	2,535	2,395	2,650	2,280	3,070
<u>HIGUERILLA</u>	<u>COSECHA</u>	<u>71/72</u>	<u>72/73</u>	<u>73/74</u>	<u>74/75</u>	<u>75/76</u>	<u>76/77</u>	<u>77/78 (e)</u>
URSS	Jul/Sep	70	53	89	76	50	41	---
U.S.A.	Jul/Sep	3	4	5	---	---	---	---
Brasil	Jul/Sep	362	320	430	580	290	213	290
Ecuador	May/Sep	16	20	27	19	13	---	---
Paraguay	May/Sep	10	13	6	19	10	8	---
Sudán	Ene/Abr	19	17	14	15	16	15	---
Tanzania	May/Ago	25	10	6	3	3	2	---
R.P. China	Jul/Ene	75	72	66	69	67	70	---
India	Dic/May	154	145	229	216	143	172	180
Tailandia	Octubre	43	36	40	34	49	50	---
Otros países		93	95	103	94	107	---	---
TOTAL		870	785	1,015	1,125	750	680	775

(e) = Estimado

FUENTE: Oil World. Noviembre 11, 1977

<u>COPRA</u>	<u>COSECHA</u>	<u>71/72</u>	<u>72/73</u>	<u>73/74</u>	<u>74/75</u>	<u>75/76</u>	<u>76/77</u>	<u>77/78 (e)</u>
Filipinas		2 142	1 946	1 500	2 020	2 800	2 160	2 300
Indonesia		825	795	720	812	1 060	1 080	1 000
India		360	348	352	350	314	320	320
Sri Lanka		248	135	105	170	167	100	---
Malasya Oeste		127	130	118	135	120	105	---
Otros países		773	716	715	723	724	725	---
TOTAL:		4,475	4,070	3,510	4,210	5,185	4,490	4,590
<u>PALMA KERNEL</u>		<u>71/72</u>	<u>72/73</u>	<u>73/74</u>	<u>74/75</u>	<u>75/76</u>	<u>76/77</u>	<u>77/78 (e)</u>
Indonesia		59	63	69	78	88	95	---
Malasya Oeste		131	152	174	223	246	305	370
Nigeria		279	245	285	290	320	320	---
Otros países		546	430	407	449	501	520	---
TOTAL		1,015	890	935	1,040	1,115	1,240	1,330

(e) = Estimado

FUENTE: Oil World, Noviembre 11, 1977

BIBLIOGRAFIA

- ASOCIACION NACIONAL DE INDUSTRIAS DE ACEITES Y MANTECAS COMESTIBLES, A.C.
- BANCO DE MEXICO, S.A.. Informe Anual. 1977
- CAMARA NACIONAL DE ACEITES, GRASAS Y JABONES
- COMPAÑIA NACIONAL DE SUBSISTENCIAS POPULARES. Intervención de CONASUPO en el Mercado de Aceites y Grasas. 1976
- COMPAÑIA NACIONAL DE SUBSISTENCIAS POPULARES. Objetivos y Funciones de CO NASUPO en la Regulación del Mercado de Subsistencias Populares. 1976.
- CONCAMIN. Industria Química Mexicana. 1978
- DIRECCION GENERAL DE ECONOMIA AGRICOLA. SARH. Valorización de las Cosechas de los Ciclos Otoño-Invierno, Primavera-Verano, 1971-1978.
- DIRECCION GENERAL DE ECONOMIA AGRICOLA. SARH. Econotecnia Agrícola, Septiembre 1977.
- DIRECCION GENERAL DE ESTADISTICA. SIC. Estadística Industrial Anual. 1970-1978.
- DIRECCION GENERAL DE ESTADISTICA. SIC. Anuario Estadístico Compendiado. - 1944-1971.
- EL MERCADO DE OLEAGINOSAS. SAG. DGEA. 1973
- F.A.O. (Food Agriculture Organization). Anuarios de Producción. 1976.
- H. V. KNIGH, S.A.: Am Oil Chemm. 1976

TERRONES LANGONE, JOSE, JOSE LUIS TERRONES LOPEZ: Aspectos Tecnológicos y Económicos de la Industria Aceitera Mexicana. VIII Convención Nacional -- del Instituto Mexicano de Ingeniero Químicos, Guadalajara, Jal. 1968.

TERRONES LOPEZ JOSE LUIS: Ensayo Económico de la Industria Aceitera Mexicana, México UNAM. Facultad de Química, 1968.

TERRONES LANGONE, JOSE : La Industria Aceitera Mexicana. Bases y Resultados de una Industrialización del Agro Mexicana. IEPES., Cámara de la Industria de Aceites y Grasas Vegetal-s. Edo. de México, 13 de Junio de -- 1970.

ANN OIL CHEM. SONC. (A. O. C. S.)

INDUSTRIAL OIL AND FAT PRODUCTS. HILDITEH T.P.

OIL AND SOAP. F.A. SMITH J.B. BROWN

OIL FAT AND SOAP. B. LEVITT

CHEMICAL ENGINEER'S HANDBOOK. PERRY.

Gois & Wanta
529-20-73  526-01-76
BOLIVIA No. 4