

168
665,3(04)

Universidad Autónoma de Guadalajara

Incorporada a la Universidad Nacional Autónoma de México

Facultad de Ciencias Químicas

Aute - Proyecto de una Planta
para la Fabricación de
Manteca Vegetal.

Tesis

que presenta el Sr.

Iguacio Torres Herrera

para su Examen Profesional de

Ingeniero Químico.



QUIMICA

Guadalajara, Jal., Méx., Julio de 1950



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

Universidad Autónoma de Guadalajara

Incorporada a la Universidad Nacional Autónoma de México

Facultad de Ciencias Químicas

Ante - Proyecto de una Planta para la Fabricación de Manteca Vegetal.

Tesis

que presenta el Sr.

Ignacio Torres Herrera

para su Examen Profesional de

Ingeniero Químico.



QUIMICA

Guadalajara, Jal., Méx., Julio de 1950

2 diags. d.d.t.

1 graf. ---

A mis padres

con veneración y cariño

Con fraternal cariño

a mis hermanos

A mis Maestros

A los Sres.

D. Tomás A. Zertuche

y D. Jesús Barroso

**con mi reconocimiento por la ayuda que se
han servido prestarme.**

A mis compañeros y amigos.

SUMARIO:

Introducción.....	9
I.—Aceite de Semilla de Algodón.....	13
II.—HIDROGENACION.....	19
Diferentes tipos de Manteca Vegetal.....	
III.—Descripción del proceso para la Fabricación de Manteca Vegetal.....	27
<i>Diagrama de Flujo.</i>	
IV.—BLANQUEADO.....	31
V.—FILTRACION.....	45
VI.—DEODORIZACION.....	51
VII.—HOMOGENIZACION.....	69
Endurecimiento. Envace.....	
VIII.—Balance Económico.....	75
Bibliografía.....	81

INTRODUCCION

El trabajo aquí presentado trata de describir en forma somera el proceso que se sigue industrialmente para la obtención de Manteca Vegetal.

A reserva de apuntar las diferentes clases de manteca que se consumen actualmente en mayor escala, cabe indicar aquí la razón por la cual he escogido como materia prima fundamental el Aceite de Semilla de Algodón. Esta razón puede condensarse en los siguientes términos: La planta en la que tuve oportunidad de hacer mi práctica profesional maneja el Aceite de Semilla de Algodón en forma exclusiva. De suerte que los datos y operaciones que se anotan a continuación, pude decirse, que los tuve a mi alcance. No quiere ésto decir que existen graves modificaciones al emplear otra grasa distinta, sino que como es de suponerse, dadas las características específicas de cada una de ellas, tendrán que existir algunas variantes que repercuten, al fin y al cabo, en la calidad y buena presentación del producto.

Hay otra razón no menos importante y es la accesibilidad del aceite de Semilla de Algodón en el norte de nuestro país, cuya producción alcanza un tonelaje muy considerable.

I.—ACEITE DE SEMILLA DE ALGODON.

I.—ACEITE DE SEMILLA DE ALGODON.

El aceite de semilla de algodón pertenece a las grasas ó aceites propiamente dichos, o sea, a los aceites naturales vegetales o animales, los cuales están formados por la reunión de varios ésteres o glicéridos de los ácidos grasos.

Estos ésteres se denominan glicéridos por el hecho de que los ácidos grasos están combinados con la glicerina, que es el alcohol que en mayor cantidad se encuentra en la constitución de las grasas o aceites. Además de la glicerina se hayan presentes otros alcoholes pero en forma más reducida, algunos de ellos como la fitosterina y la colesteroína, que sirven de límite entre los grupos en que se dividen los aceites y permiten su identificación tomando en cuenta su origen natural, pues la fitosterina se encuentra en los vegetales y la colesteroína en los animales.

Aparte de los glicéridos, se encuentran en los aceites ciertas cantidades de ácidos grasos libres, los cuales proporcionan al aceite, el término "acidez".

La composición del aceite de semilla de algodón, más aceptada, es la siguiente:

Glicéridos de los Ácidos Grasos:	%	Peso Molecular del Triglicérido:
Araquídico	0.6	—
Linoleico	42.0	879.3
Mirístico	0.4	—
Oleico	35.0	885.4
Palmitico	20.0	806.0
Estearico	2.0	890.0

Peso Molecular promedio: 856.

Se encuentran también otras sustancias que se consideran como

impurezas, que son las que generalmente proporcionan al aceite su olor, color, etc. Se encuentran algunos albuminoides cuyo origen parece ser del protoplasma de algunas oleaginosas arrastradas en el proceso de extracción. Se han encontrado también algunos productos de la descomposición de las proteínas como proteosas y peptosas, que son las que dan el color café al aceite.

Obtención.—La semilla, ya despojada del algodón, pasa a una planta denominada Molino, en el cual va a obtenerse como producto principal, el Aceite Crudo de Semilla de Algodón, aparte de otros productos secundarios de menor importancia.

Las operaciones practicadas en dicho molino no las mencionaré por quedar fuera del tema general que me he trazado.

Refinación.—El aceite crudo, ya obtenido, pasa luego a esta operación, la cual consiste en la eliminación de la mayor parte de las impurezas contenidas en el aceite, o transformarlas en substancias no perjudiciales, haciendo uso de algún método químico o físico.

El procedimiento más empleado es la refinación por álcali, pudiendo efectuarse ya sea de manera continua o discontinua.

La refinación discontinua se lleva a efecto en una paila abierta equipada con serpentín o chaqueta de vapor y un agitador de dos velocidades. Se usa generalmente una lejía débil por obtenerse mejores rendimientos; las lejías concentradas, aunque producen un jabón más duro, no se aconsejan debido a que saponifican gran cantidad de aceite neutro.

En la refinación continua se emplean máquinas adecuadas para realizar las diferentes operaciones. En este proceso se hacen pasar, con bombas de velocidad variable, corrientes separadas de aceite y lejía (generalmente NaOH) por una medidores de flujo (rotámetros), para que los porcentajes de lejía sean los requeridos en cada caso. El aceite y la lejía se descargan a un molino coloidal o un atomizador, donde la lejía y el aceite se emulsionan y pasan enseguida a un intercambiador de calor con el objeto de romper dicha emulsión aumentando la temperatura, siguiendo luego a una centrifuga para separar el aceite y el jabón formado.

El aceite vuelve a pasar por otra centrifuga clarificadora, donde recibe una corriente de agua caliente que disuelve las pequeñas cantidades de jabón que aún pudiera llevar.

En esta centrifuga clarificadora se tienen dos corrientes, una de solución muy diluida de jabón, que se tira, y otra de aceite refinado que pasa directamente a los tanques de almacenamiento.

II.—HIDROGENACION.

Diferentes tipos de Manteca Vegetal.

La hidrogenación consiste en la obtención de glicéridos del ácido esteárico a partir de los ácidos oleico, linólico y linoleico.

Como la hidrogenación de las grasas y aceites no puede llevarse a efecto sin la presencia de un catalizador, este proceso puede considerarse como una catálisis heterogénea. En este caso el catalizador es un cuerpo sólido que no se disuelve en el aceite sometido a la hidrogenación.

Los aceites hidrogenados se obtienen tratando los aceites líquidos con Hidrógeno en caliente, aprovechando en este tratamiento, la acción fuertemente catalizadora de ciertas substancias sólidas, tales como el níquel, el platino, el paladio, óxido de níquel, etc., finalmente divididas y repartidas en el seno del aceite.

De acuerdo con los conceptos modernos, un catalizador aumenta la velocidad de reacción debido a que transforma o rompe la reacción en dos o más pasos, cada uno de los cuales tiene menor energía de activación y por lo tanto, procede más rápidamente que la reacción sin catalizador.

En este caso, los dos pasos son los siguientes: Interacción del catalizador con el H y el aceite para formar un complejo inestable, metal-hidrógeno-aceite no saturado; ruptura del complejo para producir el aceite saturado y dejar el metal libre.

Por razones de economía y utilidad, entre los catalizadores más usuales se emplea el Níquel exclusivamente en práctica comercial, pues éste ya es activo en la proporción de 1 por 1,000. Puede anotarse que el Paladio es el catalizador más activo, únicamente que su empleo resulta poco económico.

El catalizador, como es natural, debe encontrarse finamente dividido para ofrecer la mayor superficie de contacto con el Hidrógeno dentro del aceite y obtener mayor rendimiento.

La elección del medio poroso o "sostén" del catalizador, es un factor de verdadera importancia. La sílice, el kieselguhr, y el carbón de huesos actúan principalmente, en ofrecer mayor contacto y repartir mejor el catalizador, mientras que el carbón activado y las tierras decolorantes aumentan la resistencia del catalizador a temperaturas elevadas, ayudando todos ellos a aumentar la actividad del catalizador.

Influencia de Impurezas.—Como los átomos activos del Níquel tienen bastante afinidad no sólo para el hidrógeno y el aceite, sino para otras substancias, muchas veces los catalizadores se combinan con otros cuerpos que vienen en forma de impurezas sufriendo alteraciones o envenenamientos. Los más comunes venenos gaseosos que acompañan al H, son algunos compuestos de azufre y el CO, preferentemente en hidrogenaciones a bajas temperaturas. El CO₂ y el N son inertes, así como el vapor de agua.

Dentro del aceite se encuentran algunos fosfatos en muy pequeñas cantidades. Muchos pequeños envenenamientos de catalizadores, que se presentan en la hidrogenación, son, probablemente, originados por pequeñas cantidades de jabón que quedan en el aceite después de la refinación efectuada con álcali.

Los catalizadores alterados o envenenados pierden actividad y sufren cambios en su acción específica, dificultando así el proceso.

Contacto.—Es también, de fundamental importancia, el contacto entre el catalizador el hidrógeno y el aceite. El mejor contacto puede establecerse mezclando íntimamente el catalizador en el seno del aceite y haciendo entrar, por la parte inferior del aparato, el hidrógeno a presión.

Existen muchos métodos, amparados por sus respectivas patentes, para efectuar la hidrogenación. Todos ellos buscan el mejor contacto posible, y por variaciones en presión y temperatura, llegar a obtener mayor rapidez en la reacción y mejor apariencia en el producto terminado.

Uno de ellos, por ejemplo, es una patente de Wilbuschewitsh, en el cual la saturación completa se obtiene entre 100 y 160 °C y operando en autoclave a 9 atmósferas. El catalizador se deslie en una pequeña porción de aceite, se introduce en los autoclaves con un rociador, mientras que por la parte inferior penetra una corriente de hidrógeno a presión, que pasando por un pulverizador origina en la masa una enérgica agitación.

Hay que anotar, ante todo, que a temperaturas bajas y sin presión, sólo se llega a hidrogenar en presencia de catalizadores del grupo del platino.

Maxted obtuvo los siguientes resultados en la hidrogenación de aceite de oliva a presión normal: a 80 °C obtuvo una velocidad de reacción igual a 1; a 100 °C obtiene una velocidad 7.8 veces mayor; a 120 17.5; a 140, 28.5; a 160, 34.0; a 180, 35.0; a 200, 32; a 225, 21; a 250, 8.5

Se ha encontrado que la máxima velocidad de reacción para la hidrogenación del aceite de semilla de algodón, se obtiene a una temperatura de 170-180 °C.

Hidrógeno.—La obtención del hidrógeno (que debe ser lo más puro y seco posible), es un factor de importancia económica. Los métodos más comunes por su obtención, son los siguientes: el de Iway, en el cual el vapor de agua, pasando a través de hierro a elevada temperatura, se descompone en sus elementos quedando libre el H y el O se combina con el hierro: el de Rinker-Walter, que consiste en descomponer los hidrocarburos en H y C, por medio de temperaturas muy elevadas; por medio de la electrólisis del agua, si se dispone de energía eléctrica a bajo precio. Debe obtenerse, principalmente, libre de compuestos de azufre y de CO, los cuales dificultarían la acción del catalizador.

Debe escogerse, naturalmente, el método que preste mayor economía y obtener un hidrógeno bastante puro.

La hidrogenación en presencia de un catalizador es selectiva, ya sea sobre ácidos no saturados libres o en forma de ésteres, (glicéridos). Se ha encontrado que se hidrogenan primero los ácidos menos saturados y que los linol-glicéridos se transforman en oleoglicéridos antes que éstos pasen a estearo-glicéridos.

En el caso del aceite de semilla de algodón, cuando se hidrogena parcialmente, como en el proceso de elaboración de manteca vegetal, se forma algo de ácido esteárico y mayores cantidades del ácido isooleinico debido a la reducción del ác. linoleico. Efectuando la hidrogenación a bajas temperaturas, se forma menor cantidad de ác. isooleico.

En una manteca de buena consistencia, usando aceite de algodón, se obtiene el menor contenido de ác. linoleico, cuando las condi-

ciones de hidrogenación, son tales, que se alcanza un contenido de ácido oleico de 15% aprox., con un número de Iodo de 60 a 63.

DIFERENTES TIPOS DE MANTECA VEGETAL.

La manteca vegetal se preparaba antiguamente mezclando aceite de semilla de algodón, refinado y blanqueado con cantidades suficientes de oleostearina o cualquier grasa dura, para darle la consistencia de la manteca de puerco. Por esta manera, las grasas de origen animal se consideraban como materias primas.

La introducción a la industria de la hidrogenación catalítica, vino a cambiar por completo este sistema, pues ya fue posible preparar la manteca con grasas puramente vegetales y así mismo, se prestó mayor atención a los aceites crudos; nuevos procesos de refinación, blanqueado y más especialmente, nuevos estudios sobre deodorización, hasta llegar al punto de remover completamente el olor y el sabor de las grasas. Vieron también nuevos métodos de solidificación, llenado y envasado, todo esto destinado a darle mayor conservación y mejor apariencia al producto.

Ultimamente, como ya es posible hidrogenar una cantidad dada de aceite o grasa, hasta darle una consistencia deseada, o también, hidrogenar fuertemente una pequeña cantidad y mezclarla con aceite líquido hasta cierto endurecimiento, resultan dos tipos principales de manteca vegetal: Manteca Totalmente Hidrogenada y Manteca Compuesta.

Entre estos dos tipos de mantecas no existe una diferencia completamente clara respecto a su composición pero cuentan con algunas propiedades que les permiten identificarse.

Tomando, por ejemplo, manteca totalmente hidrogenada hecha a base de aceite de algodón; tiene un número de Iodo de 60 a 65 y un contenido de ácido linoleico no mayor de 10%; sin embargo una manteca del segundo tipo, también de aceite de algodón, tiene un número de Iodo aproximado de 90 y un contenido en ácido linoleico de 40% o más.

Otra notable diferencia se nota en las variaciones de plasticidad y consistencia a los cambios de temperatura, en donde las de tipo compuesto las presentan mayores que las totalmente hidrogenadas.

Manteca Totalmente Hidrogenada.—Las mantecas de este tipo, al igual que las com-

puestas, pueden elaborarse con grasas animales, vegetales, o mezcla de ambas, únicamente que todas deben estar hidrogenadas.

Hay varios métodos para la fabricación de esta manteca. Uno de ellos consiste en preparar varios lotes de manteca de diferente consistencia y número de Iodo, para que así, haciendo una mezcla con los porcentajes adecuados de algunos de estos lotes, obtener un producto con las propiedades que se quieran. Con este método se busca eliminar la necesidad de un control muy estricto durante la hidrogenación, sin embargo, mediante una técnica adecuada, puede controlarse fácilmente la consistencia de la grasa durante su hidrogenación.

En los aceites hidrogenados existe una relación entre el punto de fusión y el número de Iodo. Las grasas blandas con punto de fusión de 30 a 35 °C, tienen un índice de Iodo de 70 a 80, mientras que las grasas duras que funden entre 50 y 55 °C, presentan un número de Iodo de 30 a 35. Sin embargo, el diagrama de aumento del punto de fusión no coincide con la disminución del índice de Iodo debido a la hidrogenación selectiva.

La hidrogenación debe ser selectiva, es decir paulatina, pues así se obtienen productos más homogéneos. La hidrogenación debe dirigirse, principalmente a la reducción del ácido linoleico a oleico y no de oleico a esteárico, pues la estabilidad del producto depende grandemente de su contenido de ácido linoleico. Debe también evitarse la producción de ácido iso-oleico, pues la presencia de éste endurece el producto y limita el grado de hidrogenación.

La mejor cualidad de este tipo de manteca es que su punto de fusión esté entre los 30 y 35 °C.

Manteca Compuesta.—Las mantecas compuestas exclusivamente vegetales son similares a las que se preparaban mezclando una grasa animal dura con aceite vegetal líquido, únicamente que dichas grasas duras se suplen por aceites fuertemente hidrogenados.

Cuando la manteca se prepara con una pequeña parte de aceite fuertemente hidrogenado, debe tomarse como base el número de Iodo y el Titer, pues estas dos condiciones son las que regulan principalmente la plasticidad y consistencia del producto.

En el caso de manteca fabricada con aceite de algodón mezclado con una parte de aceite fuertemente hidrogenado o estearina vegetal (10 a 15%), la cantidad exacta de estos últimos depende de su nú-

mero de Iodo y de su Titer. Si la estearina se prepara con un aceite que contenga más ácidos de la serie C_{14} que el aceite de algodón, se necesitará menos hidrógeno para que dicho aceite produzca una estearina dde Titer alto; caso contrario, cuando se usa un aceite de menos C_{14} que el de algodón, en el cual deberá emplearse mayor cantidad de H para la estearina adecuada.

Todas las operaciones que se llevan a efecto en la elaboración de la manteca compuesta vegetal, que es el Tema principal del presente trabajo, van descritas en los siguientes capítulos. Como expresé al principio, he tomado como materia prima principal el Aceite de Semilla de algodón, el cual denominaré únicamente con la palabra "aceite".

III. — DESCRIPCION DEL PROCESO PARA LA
FABRICACION DE MANTECA VEGETAL.

Diagrama de Flujo.

En el presente capítulo se va a hacer una descripción breve de todo el proceso, así como de las operaciones unitarias que en él intervienen.

El aceite refinado, que se encuentra en tanques de almacenamiento, se bombea a un tanque montado directamente sobre una báscula, con el objeto de que las cantidades empleadas en cada carga, sean exactas.

El aceite, ya pesado, pasa directamente a la Paila de Blanqueo, la cual se encuentra equipada con serpentines de vapor, por medio de los cuales se calienta el aceite a 105 °C. A esta temperatura se le añade el aceite hidrogenado, también pesado exactamente, y se mantiene constante la temperatura para recibir luego la tierra de blanqueo. La agitación, que principió desde el periodo de calentamiento, se continúa durante 10 minutos transcurridos los cuales, se bombea el aceite hacia el filtro prensa pero sin suspender la agitación durante la filtración. El aceite se recircula hacia la paila de blanqueo hasta que se obtenga el color requerido.

Al obtenerse el color satisfactorio, la manteca filtrada pasa a un tanque de almacenamiento o directamente a los deodorizadores.

Todos los tanques, aparatos y tuberías de todo el equipo deben estar provistos de vapor, a fin de mantener la manteca en estado líquido y facilitar sus movimientos.

Al encontrarse la manteca filtrada dentro de los deodorizadores, se eleva su temperatura a 180 °C. por medio de serpentines, manteniendo el vacío adecuado desde un principio.

El período de Deodorización dura ocho horas, comenzando a contarse cuando el aceite ha alcanzado la temperatura citada. El vapor en los serpentines no se suspende, sino que se regula para mantener una temperatura constante.

Al terminar la deodorización, se suspende únicamente el vapor vivo que llega a la masa de aceite y no el empleado en el sistema de vacío, pues éste se continúa aún durante la descarga de los aparatos a fin de evitar una oxidación en la manteca. Esta pasa en seguida a un enfriador tubular, el cual reduce la temperatura hasta un grado que ya no presente ningún peligro de oxidación. Este enfriador emplea como medio refrigerante, el agua, la cual se enfría en una torre de refrigeración atmosférica.

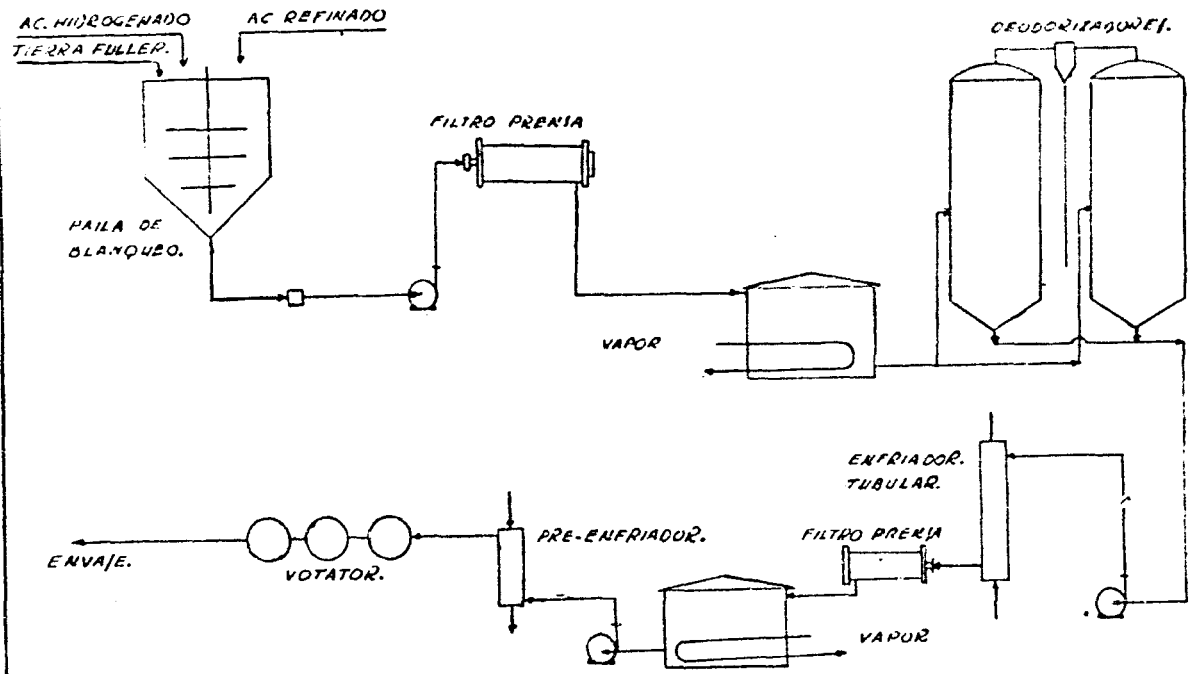
Del enfriador tubular sigue la manteca a un segundo filtro prensa, más pequeño que el anterior, debido a que la cantidad de sólidos que acompañan a la manteca, es muy pequeña, lo cual evita la limpieza del filtro después de cada filtrado, pudiendo hacerse cada semana.

Hay que hacer notar que la bomba que extrae el aceite de los deodorizadores, debe ser muy potente; tiene que trabajar contra el vacío de ellos, contra la resistencia del enfriador aunada a la del filtro y contra la carga que representa la disposición natural de dichos aparatos.

La manteca deodorizadora, ya filtrada y enfriada, pasa a un tanque de almacenamiento, donde se mantiene líquida para de ahí pasar al sistema "Votator", en el cual se efectúa la última operación o endurecimiento y seguir luego a máquinas empaquetadoras especiales.

La manteca, una vez envasada, recibe un tratamiento denominado templado, que consiste en mantenerla durante su almacenamiento y por un tiempo determinado, a una temperatura fijada. Esto se debe, a que algunas veces, ya sea en invierno o cuando se somete a refrigeración inmediatamente después de su envase, llega al consumidor en condiciones detestables. Para evitar estos perjuicios, todas las plantas cuentan con un cuarto para efectuar el templado, el cual está provisto de aire acondicionado o clima artificial, para mantener la manteca recientemente envasada a una temperatura de unos 29 °C durante 48 horas para luego ser embarcada al consumidor.

DIAGRAMA
DE FLUJO



I. TORRES N.



IV.—BLANQUEADO.

El blanqueado de las grasas y aceites prosigue generalmente a la refinación. Tiene por objeto eliminar sustancias colorantes que se encuentran disueltas o dispersas coloidalmente en los aceites y que no han sido afectadas por la refinación.

Este tratamiento consiste generalmente en poner en contacto al aceite con un sólido adsorbente que tenga afinidad con las materias colorantes. Los adsorbentes más usuales consisten de algunas arcillas o tierras naturales.

La tierra natural de blanqueo, llamada tierra Fuller, comprende varias tierras o arcillas, consistiendo básicamente de un silicato de aluminio hidratado. Últimamente las tierras naturales han sido suplantadas por arcillas activadas por medios ácidos. La materia prima usada para este tipo de tierra de blanqueo consiste casi siempre de bentonitas, las que tienen muy poco, o no tienen, propiedades blanqueadoras en su estado natural. También se usa como decolorante el carbón activado pero en muy pequeña escala (0.25 %), por la tendencia que tiene de oxidar las grasas y también por su alto costo. Siempre se usa junto con la tierra de blanqueo.

Al usarse el C. activado, siempre se añade después de la tierra, debido a las propiedades de adsorción selectiva que presentan, pues la tierra absorbe los pigmentos más fáciles y en seguida el C lo hace con los de más difícil adsorción.

También se usan en la decoloración algunos métodos químicos que consisten en mezclar al aceite algún agente oxidante capaz de actuar sobre la materia colorante, pero estos métodos no son muy aplicados porque dichos agentes oxidan y destruyen los antioxidantes propios del aceite y prácticamente son usados en muy raras ocasiones en la manufactura de productos alimenticios.

Factores que deben controlarse en la Operación de Blanqueo.

Son tres los factores que intervienen en esta operación: Tem-

peratura, Tiempo de Contacto y Tamaño de las Partículas Adsorbentes.

1).—La temperatura a que se lleva a efecto la decoloración es muy variable, pues depende exclusivamente de la clase de tierra empleada. Cada una tiene una temperatura media en la cual ofrece su máxima adsorción.

La tierra Fuller tiene su máximo poder adsorbente a 125 °C aproximadamente (en la planta se usa menor). Las tierras que contienen gran cantidad de sílice lo presentan entre 180 y 250 °C y las tierras o arcillas activadas entre 100 - 106 °C.

En una prueba efectuada en el Laboratorio, usando aceite refinado de algodón, mezclado de aceite hidrogenado y empleando tierra Fuller como decolorante, puede observar que aumentando la temperatura, el color en lugar de bajar, sube; esto tal vez debido a la oxidación que sufren los pigmentos no adsorbidos por la materia decolorante.

2).—Tiempo de Contacto.—Para encontrar el tiempo de contacto necesario para obtener un resultado satisfactorio, hice pruebas en la planta, usando aceite refinado de color 8.3 rojo (escala Lovibond con 35 amarillo) y blanqueándolo con 2.9 % de tierra Fuller a una temperatura de 105 °C, habiendo encontrado los siguientes resultados:

Minutos	Color (20 amarillo)
2.5	4.9 rojo Lovibond
5.0	4.4
7.5	3.6
10.0	3.6
12.5	3.4
15.0	3.4
20.0	3.3
25.0	3.3

Observando esta tabla se ve que aproximadamente a los 15 min., el color permanece casi constante, por lo tanto, siendo que cada hornada en la Paila de Blanqueo dura más de 15 min., este factor puede deshecharse en el presente trabajo.

3).—Por lo que respecta al tamaño de las partículas del mate-

rial adsorbente, es evidente que para obtener un máximo en la operación, es necesario que presenten la mayor superficie de contacto. La siguiente tabla (Journal of Oil Chemist's Society), nos puede dar una idea sobre este problema:

Mallas	Color Blanq.	Color Removido %
4 - 10	12.9	16.8
10 - 30	12.4	20.00
30 - 60	11.3	27.1
100	5.4	65.2
200	4.5	71.0

Hay otros factores que tienen también gran importancia en la elección del adsorbente, tales como costo del adsorbente y poder retensivo de aceite.

Analizando los factores citados puede seleccionarse el adsorbente que dé el mayor rendimiento, aunque siempre hay que probarlo en la planta puesto que las operaciones en la planta presentan mayor eficiencia que en el laboratorio.

El blanquado en la planta es más eficiente; aparentemente debido a que el filtrado se efectúa a presión y por consiguiente cambia el equilibrio formado entre el adsorbente y la materia colorante.

Efectué una prueba en el laboratorio y en la planta decolorando el mismo aceite refinado de 5.7 r. de color, con tierra B. C. Clay a 120 °C y con 5 min. de agitación. Las muestras en la planta fueron tomadas después de pasar por el filtro prensa.

% de Tierra.	Color Lab.	Color Planta.
0.5	4.5	4.0
0.75	4.0	3.3
1.0	3.8	3.0
1.25	3.6	2.5
1.5	3.3	2.5
2.0	3.0	2.3
2.5	2.5	2.1
3.0	2.5	2.1
3.5	2.3	2.1

Puede verse, que para obtener un color de 2.5 rojo, que es el

peratura, Tiempo de Contacto y Tamaño de las Partículas Adsorbentes.

1).—La temperatura a que se lleva a efecto la decoloración es muy variable, pues depende exclusivamente de la clase de tierra empleada. Cada una tiene una temperatura media en la cual ofrece su máxima adsorción.

La tierra Fuller tiene su máximo poder adsorbente a 125 °C aproximadamente (en la planta se usa menor). Las tierras que contienen gran cantidad de sílice lo presentan entre 180 y 250 °C y las tierras o arcillas activadas entre 100 - 106 °C.

En una prueba efectuada en el Laboratorio, usando aceite refinado de algodón, mezclado de aceite hidrogenado y empleando tierra Fuller como decolorante, puede observar que aumentando la temperatura, el color en lugar de bajar, sube; esto tal vez debido a la oxidación que sufren los pigmentos no adsorbidos por la materia decolorante.

2).—Tiempo de Contacto.—Para encontrar el tiempo de contacto necesario para obtener un resultado satisfactorio, hice pruebas en la planta, usando aceite refinado de color 8.3 rojo (escala Lovibond con 35 amarillo) y blanqueándolo con 2.9 % de tierra Fuller a una temperatura de 105 °C, habiendo encontrado los siguientes resultados:

Minutos	Color (20 amarillo)
2.5	4.9 rojo Lovibond
5.0	4.4
7.5	3.6
10.0	3.6
12.5	3.4
15.0	3.4
20.0	3.3
25.0	3.3

Observando esta tabla se ve que aproximadamente a los 15 min., el color permanece casi constante, por lo tanto, siendo que cada hornada en la Paila de Blanqueo dura más de 15 min., este factor puede deshecharse en el presente trabajo.

3).—Por lo que respecta al tamaño de las partículas del mate-

rial adsorbente, es evidente que para obtener un máximo en la operación, es necesario que presenten la mayor superficie de contacto. La siguiente tabla (Journal of Oil Chemist's Society), nos puede dar una idea sobre este problema:

Mallas	Color Blanq.	Color Removido %
4 - 10	12.9	16.8
10 - 30	12.4	20.00
30 - 60	11.3	27.1
100	5.4	65.2
200	4.5	71.0

Hay otros factores que tienen también gran importancia en la elección del adsorbente, tales como costo del adsorbente y poder re-tensivo de aceite.

Analizando los factores citados puede seleccionarse el adsorbente que de el mayor rendimiento, aunque siempre hay que probarlo en la planta puesto que las operaciones en la planta presentan mayor eficiencia que en el laboratorio.

El blanquado en la planta es más eficiente; aparentemente debido a que el filtrado se efectúa a presión y por consiguiente cambia el equilibrio formado entre el adsorbente y la materia colorante.

Efectué una prueba en el laboratorio y en la planta decolorando el mismo aceite refinado de 5.7 r. de color, con tierra B. C. Clay a 120 °C y con 5 min. de agitación. Las muestras en la planta fueron tomadas después de pasar por el filtro prensa.

% de Tierra.	Color Lab.	Color Planta.
0.5	4.5	4.0
0.75	4.0	3.3
1.0	3.8	3.0
1.25	3.6	2.5
1.5	3.3	2.5
2.0	3.0	2.3
2.5	2.5	2.1
3.0	2.5	2.1
3.5	2.3	2.1

Puede verse, que para obtener un color de 2.5 rojo, que es el

standard para la manteca vegetal, en el Laboratorio hubo necesidad de usar 2.5 % de tierra, mientras que en la Planta es suficiente con 1.25 % para dar ese mismo color. Por lo tanto, la eficiencia de la planta sobre el Laboratorio, viene a ser:

$$\frac{2.5 \times 100}{1.25} = 200 \%$$

Ecuación de Freundlich. -- Para encontrar el porcentaje de tierra necesario para obtener el color 2.5 rojo, haciendo uso de la ecuación de Freundlich, efectúe otra prueba en el Laboratorio usando el mismo aceite refinado de 5.7 r. y manteniendo constantes, temperatura y tiempo de agitación, obteniendo los siguientes resultados.

% de tierra.	% de color original	Color Blanco
0.5	78.94	4.5 (1)
1.0	66.66	4.5 (2)
1.5	57.89	3.3 (3)
2.0	52.63	3.0 (4)
?	43.86	2.5 (5)

Haciendo uso de la ecuación de Freundlich:

$$y = b \cdot x^n$$

en la cual

y = color residual expresado como fracción del color original.

x = relación de color adsorbido a adsorbente.

b y n = constantes.

Tomando los valores de (3) y (4) y restando miembro a miembro tenemos:

$$\log \frac{y_3}{y_4} = n \frac{x_3}{x_4}$$

sustituyendo por sus valores

$$\log (57.89/52.63) = n \log \left(\frac{\frac{42.11}{1.5}}{\frac{47.37}{2}} \right)$$

$$n = 0.55$$

luego, tomando los valores de (3) y (5)

$$\log (57.89/43.86) = (0.553 \log \left(\frac{42.11}{1.5} \right) - \log x_s)$$

$$x_s = 26.68$$

$$\frac{56.14}{26.68} = 2.11 \% \text{ (tierra necesaria).}$$

y como obtuvimos una eficiencia de 200 % en la planta, sería:

$$\frac{2.11 \times 100}{200} = 1.06 \%$$

En esta prueba se usó un aceite de un color muy bajo y fué hecha para obtener un color de 2.5 r. pero como en la fabricación de la manteca se busca un color más bajo y muchas veces se parte de un aceite de color más alto, en el Balance de Material siguiente, usé 1.25 % de tierra. Ya en la práctica se construyen gráficas de las diferentes tierras, situando color contra porcentajes.

Los colores expresados están basados sobre la escala colorimétrica Lovibond por comparación con el aceite o manteca fundida con-

tra los vidrios de color Lovibond rojos y amarillos. Los vidrios rojos están estandarizados por el National Bureau of Standards en términos de la escala de color Priest-Gibson N".

BALANCE DE MATERIAL.

Primeramente anotaré una serie de análisis y datos necesarios para su desarrollo:

Tierra de Blanqueo. Humedad = 3.70 % (promedio de varios análisis.)

Análisis de la Torta del Filtro:

Humedad = 16.15 %

Grasa (manteca) = 21.61 %

Pérdida en la Deodorización = 0.11 % sobre aceite inicial.

(Esta pérdida es un dato de orden práctico). (Ac. Grasos Volátiles).

Densidad de la Manteca a 100 °C = 52.35 lbs/pie³.

Producción diaria: 20,000 ks.

El primer paso consiste en encontrar la cantidad de aceite inicial para obtener esta producción diaria, sobre la base de 85 % de aceite refinado y 15 % de aceite hidrogenado empleando 1.25 % de tierra de blanqueo.

Llamando X a la cantidad inicial de aceite, tendremos:

$.0125X =$ cantidad de tierra empleada,

$.0125 - .037(.0125X) = .01204X$ cantidad de tierra seca

$\frac{21.61}{100 - 37.76} = .35$ kgs. manteca por kg. tierra seca (después del filtro)

35(.01204X) . .0042X manteca total en la torta.

Pérdida por Deodorización = 0.11 sobre aceite inicial

$0.0011X \cdot .0042X = .0053X$ pérdida total de manteca.

$X = .0053 = 20.000$ ks. de manteca terminada.

$X = 20.106$ ks. (aceite inicial)

Teniendo ya el valor de X, se pueden substituir valores para obtener el balance concreto:

ENTRADAS

Aceite Refinado	$20.106 \times .85$	17,090 ks.
Aceite Hidrogenado.	$20.106 \times .15$	3,016 ..
Tierra de Blanqueo.	$20.106 \times .0125$	251 ..
Agua: 241	$\left(\frac{16.15}{100 - 37.76} - \frac{3.70}{100 - 3.70} \right)$	53 ..
TOTAL		<u>20,410 ks.</u>

SALIDAS:

Manteca terminada	20,000 ks.	
Torta del Filtro 251 + 53	304 ..	
Manteca en la Torta, $241 \times .35$	84 ..	
Pérdida en la Deodorización. $20.106 \times .0011$	22 ..	
TOTAL		<u>20,410 ks.</u>

La cantidad de agua que aparece a la entrada, es únicamente la que lleva impregnada la torta del filtro, ó sea calculada sobre su humedad y no la necesaria para despegar la torta del fitro.

La humedad de la manteca es dato que no se toma en cuenta porque es muy bajo, pues análisis de Manteca Terminada reportan entre 0.01 a 0.02 %

La cantidad de aire que también lleva la manteca es una cantidad, que por pequeña, se desprecia en el Balance de Material. Para obtener el peso, hice el siguiente cálculo bastante aproximado:

La manteca lleva generalmente, 19.0 % de aire en volumen.

Midiendo un volumen de 1,000 cc. de peso 760 grs., los cc. de aire serían 190. El aire se incorpora a la manteca a 29 C.

Densidad del aire a 29 C: 0.011686 grs./cc.

$$\begin{array}{r} .0011686 \times 190 = .22 \text{ grs.} \\ \hline .222 \times 100 \\ 760 - .222 \end{array} \quad 0.029 \% \text{ en peso.}$$

Peso total de aire en la producción final:

$$\frac{20,000 \times .029}{100} = 5.80 \text{ kilos}$$

PAILA DE BLANQUEO.—

En la Paila de Blanqueo, que es donde se lleva a efecto la mezcla de los aceites refinado e hidrogenado y después la decoloración, tenemos que calcular lo siguiente: a) Capacidad, b) Cantidad de Calor; c) Tamaño del serpentín de Calefacción y d) Agitador.

a).—El proceso del blanqueo, al igual que los siguientes, se hace en dos hornadas con el objeto de que los aparatos sean de un tamaño apropiado y facilitar su manejo; de manera que añadiendo un exceso de 20 % en el volumen total sobre la cantidad de aceite y despreciando el volumen ocupado por la tierra, tendremos:

$$10,053 \times 2.2 \times 1.2 = 26,539 \text{ libras.}$$

$$\frac{26,539}{52.35} = 507 \text{ pies cúbicos.}$$

La forma de la Paila es cilíndrica con fondo cónico, cuyas paredes tienen una inclinación de 45°. Suponiendo un diámetro de 8 pies el cono tendría 4 pies de alto y la altura del cilindro h sería:

$$\frac{\text{Pi. } D^2 \cdot h}{4} + \frac{\text{Pi. } D^2 \times 4}{4 \times 3} = 507 \text{ pies cúbicos}$$

de donde $h = 8.7$ pies.

b).—Existe una fórmula para obtener el calor específico de un aceite hidrogenado fundido:

$$\frac{C}{P} = .475 + .00055 t \quad (t, \text{ temperatura en } ^\circ\text{C})$$

Como el aceite llega a la Paila a una temperatura aproximada de 30 °C y tiene que calentarse hasta 105 °C, y como la ecuación anterior es de 1er. grado, se puede hacer la media aritmética de las dos temperaturas, obteniéndose un dato para el calor específico muy aceptable.

$$\frac{C}{P} = .475 + .00055 \times t_{30} = .4915$$

$$\frac{C}{P} = .475 + .00055 \times 105 = \frac{.53275}{1.02425}$$

$$\frac{C}{P} \text{ prom.} = .512$$

Siendo que el total de blanqueo es de dos etapas, la cantidad total de calor será:

$$\frac{20,106}{2} \times .512 \times (105 - 30) = 386,033 \text{ Cal.} = 18528,690 \text{ Btu}$$

c).—Para calentar el aceite dentro de la Paila, se hace uso de un serpiente, por el cual circula vapor a 200 lbs/in².

La superficie de calentamiento, que es necesaria para obtener el

tamaño del serpentín, teniendo conocida la cantidad de calor, puede calcularse haciendo uso de la siguiente ecuación:

$$Q = U A \Delta T$$

Para calcular el grado de transferencia de calor (Q), hay que indicar que el periodo de calentamiento, durante el proceso, dura aproximadamente 1 hr. 15 min., entonces

$$\frac{1'528,690}{1,25} = 1'222,952 \text{ Btu hr.}$$

La diferencia de temperatura (ΔT), la he tomado entre las temperaturas correspondientes al valor de 200 lbs m³ (387 °F) y la temperatura inicial de 30 °C (86 °F), debido a que a esta temperatura se encuentran las peores condiciones respecto a la transferencia de calor y es cuando el aceite se encuentra más viscoso y aumenta el grosor de la película de aceite sobre el serpentín.

Tomando una eficiencia de 85 % y un coeficiente overall (U) de 200 (basado sobre la superficie interior), tendríamos, despejando A, de la ecuación anterior y sustituyendo valores:

$$\frac{1'222,952}{200 (387 - 86) .85} = 24 \text{ pies}^2$$

ahora, usando para el serpentín un tubo de 2 ply., que tiene una superficie de 0.542 pies² pie de tubo, tendríamos entonces

$$24 / .542 = 44 \text{ pies de tubo}$$

d).—Agitador.—En la Paila de Blanqueo se usa un agitador de paletas y para calcularlo hice uso de la siguiente ecuación:

$$Hp = 0.000129 L \frac{2.72}{m} \frac{.14}{N} \frac{2.86}{r} \frac{.86}{D} \frac{1.1}{W} \frac{.3}{H} \frac{.6}{H}$$

en la cual

Hp, caballos de fuerza consumidos

- L. longitud de la paleta en piés
 m. viscosidad del liquido en lbs. por pié-segundo
 N. velocidad del agitador en revoluciones por segundo
 r. densidad del liquido en lbs. pié³
 D. diámetro del tanque en piés
 H. altura del liquido en piés

sustituyendo por sus valores:

$$Hp = .000129 \cdot 6^{2.72} \cdot .005242^{.14} \times 1^{2.86} \times 52.35^{.86} \times 8^{1.1} \times 1.2^{.3} \times 10.7^{.6}$$

Hp = 10.4; aumentando un 20% para seguridad, Hp = 12.5

En la ecuación anterior atribuí los valores relacionados a longitud y anchura de paletas, revoluciones por segundo, cantidad de paletas, etc., debido a que en la práctica pude observar que se obtien una agitación muy buena y un rendimiento bastante aceptable.

Siendo que la carga en cada hornada, durante la operación de blanqueado, es de 22,116 lbs. (423 piés³) y suponiendo que la bomba centrifuga empleada en llevar el aceite de los tanques de almacenamiento a la báscula y de allí a la Paila de Blanqueo, suministre aceite a razón de 0.1 pié³/seg., tardaría aproximadamente 75 minutos en transportar la carga completa y la potencia de la bomba, suponiendo una carga no mayor de 200 piés (incluyendo pérdidas) vendria a ser:

$$Hp = \frac{0.1 \times 52.35 \times 200}{550 \times .8} = 2.26$$

Una bomba de 2.5 Hp sería suficiente.

La misma bomba que se ha calculado y ésta es la razón en suponer una carga tan grande, puede servir para llevar el aceite ya blanqueado, de la Paila al filtro prensa y de allí al tanque de almacenamiento de manteca filtrada.

Una bomba que reuniera las condiciones citadas (Worthington Pump and Mach. Co.) sería del siguiente tipo para este trabajo:

Tamaño de la Bomba

1 1/2

Descarga en pulg.	1 1/2
Succión en pulg.	2
R. p. m.	3,600
Gal. por min.	45 a 110
Carga dinámica en pies	160 a 325

SEPARADOR.—Al salir la manteca de la Paula de Blanqueo, pasa primero por un Separador, el cual consiste únicamente de un filtro o celazo con el objeto de detener basuras o materias extrañas que acompañan a la manteca y que hayan venido junto con el aceite o tierra de blanqueo, evitando así obstrucciones en las líneas o válvulas.

V.—FILTRACION

En la mayor parte de los procesos industriales de filtración se usan los filtros prensa por las grandes ventajas y el mayor rendimiento que proporcionan: Bajo costo inicial y de mantenimiento, fácil accesibilidad, no tienen partes móviles, y por lo tanto, facilidad en su manejo y en el presente caso, una de sus principales ventajas es que la manteca no se encuentra en contacto con el aire.

De los diferentes tipos de filtros prensa que existen, se escoge para la filtración de la manteca el tipo más sencillo, el que consta únicamente de placas (recessed plates), siendo una de las razones principales, la poca cantidad de tierra que lleva en suspensión la manteca y siendo de igual duración y rendimiento que el otro tipo, (placa y marco), resulta más económico.

Para aplicar la ecuación de filtrado a presión constante, hice pruebas en la planta para observar las variaciones del flujo bajo presiones distintas, habiendo escogido la presión de 20 lbs/pulg² para efectuar los cálculos.

La ecuación empleada de filtrado a presión constante es la siguiente:

$$(V + V_c)^2 = \frac{2A^2 \times P(1 - ms)}{v r s a} (T + T_c) = K(T + T_c)$$

en la que

V, volumen de filtrado en tiempo T.

A, área filtrante total.

P, caída de presión a través de todo el fitro, 20 lbs/pulg²

m, relación de peso entre torta húmeda a torta lavada y seca 1,336.

s, fracción en peso del precipitado en la mezcla

$$\left(\text{antes del fitro} \frac{276}{22.140 + 276} \right) = 0.012$$

v, viscosidad, 0.3145 lbs/pie-min.

r, densidad, 52.35 lbs. pie³

T, tiempo en minutos.

K, Vc, Tc, y a, constantes.

El valor de las constantes, K, Vc y Tc se obtuvieron observando las variaciones entre V y T a presión constante y construyendo una gráfica, partiendo de la ecuación anterior y diferenciándola:

$$(V + Vc)^2 = K(T + Tc)$$

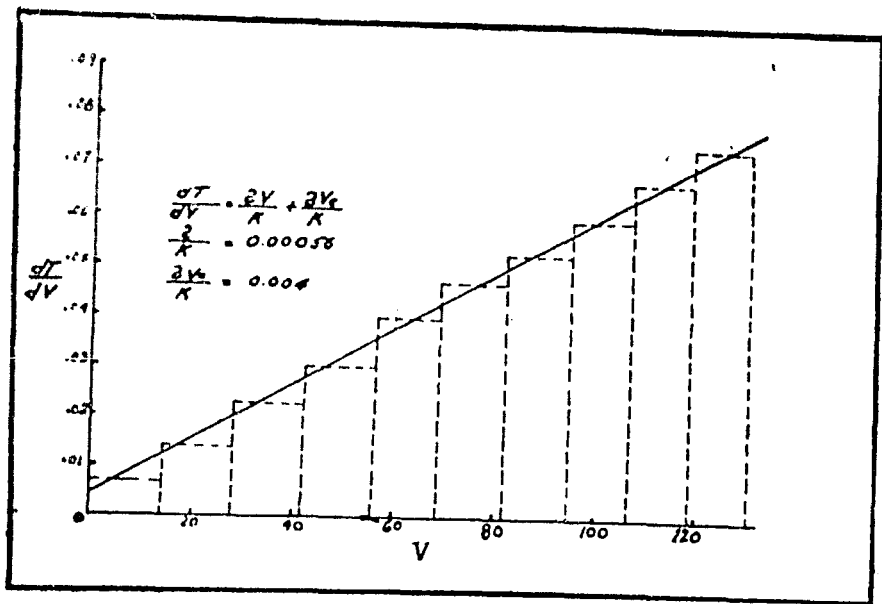
$$\frac{dT}{dV} = \frac{2V}{K} + \frac{2Vc}{K}$$

De esta ecuación se sigue, que si se sitúa la recíproca del grado (dT/dV) contra V, se obtiene una línea recta, cuya pendiente es igual a 2K y su intersección es 2Vc/K.

De la prueba en la planta, a una presión constante de veinte lbs/pulg², obtuve los siguientes valores:

T min.	dT	V pies ³	dV	T/V
1	1	14	14	.007
2	1	28	14	.014
3	1	42	14	.022
4	1	56	14	.030
5	1	69	13	.038
6	1	82	13	.046
7	1	95	13	.053
8	1	107	12	.060
9	1	119	12	.068
10	1	130	11	.075

Con estos balores tracé la recta de la manera siguiente: Dividi las diferencias de T entre las diferencias de V y el cociente lo situé como la altura de un rectángulo, usando como la base los valores de las diferencias de V. Tracé en seguida una línea recta lo más cerca posible de los puntos medios de los rectángulos, de tal manera que las



QUIMICA

áreas de los triángulos sobre la línea fueran iguales aproximadamente a las de los triángulos que se encuentran debajo de ella.

Por medio de los valores de la pendiente y la intersección de la línea, puede encontrar los valores de K y Vc:

$$2 K = .00056; K = 2/.00056 = \underline{3545}$$

$$2V_c \cdot K = .004; V_c = .004 \times 354/2 = 7.09$$

El valor de Tc puede obtenerse dando diferentes valores a V y T en la primera ecuación, donde

$$T_c = \frac{(V + V_c)^2}{K} - T$$

dando los valores y sustituyendo:

$$T_c = \frac{(421 + 7.09)^2}{3545} - 50 = \underline{1.6}$$

La constante α se obtiene experimentalmente para cada filtro prensa, teniendo conocidos los valores, tomando en cuenta la tierra que se use como ayuda filtro (en nuestro caso tierra decolorante) y la naturaleza del líquido a filtrar. Se obtiene por medio de varias filtraciones a diferentes presiones, y cuando los cambios de presión no son muy grandes, esta constante varía linealmente con la presión, pudiéndose así hacer una gráfica situando los valores de α contra presión y poder encontrar así rápidamente su valor al variar la presión. El valor de α (30), usado en este cálculo es un valor experimental que está de acuerdo con el filtro en el cual efectué las pruebas.

Ahora, en la primera ecuación, tenemos

$$K = \frac{2 A^2 P (1 - m_s)}{v r s \alpha \times 144}$$

despejando A y sustituyendo por sus valores

$$A = \sqrt{\frac{3545 \times .3145 \times .102 \times 30 \times 144}{2 \times 20 \times (1 - 1.336 \times .012)}} = \underline{\underline{276 \text{ pies cúbicos}}}$$

Un filtro prensa con 27 placas cuadradas, de 30 pulg. por lado, que tienen una superficie de cámara filtrante de 10.5 pies² c/u es suficiente para obtener 421 pies cúbicos (filtrado total, 22.050 lbs) en 50 min. de filtrado.

Al salir la manteca del filtro prensa directamente a un tanque de almacenamiento de manteca filtrada, cuyas dimensiones estarán de acuerdo con la producción de manteca, y provisto, como todos los demás, de serpentín de vapor y cubierta.

De este tanque pasa la manteca a los Deodorizadores sin hacer uso de ninguna bomba pues el paso se lleva a cabo cuando ya se ha efectuado el vacío dentro de dichos aparatos.

VI.—DEODORIZACION

Esta operación tiene como objeto principal quitar a las grasas o aceites su sabor y olor naturales.

Este procedimiento es factible por la gran diferencia de volatilidad entre los triglicéridos y las sustancias que proporcionan a las grasas sus sabor y olor característicos, esencialmente es una destilación por vapor, en la cual dichas sustancias odoríficas son separadas del aceite no volátil (relativamente). Esta operación se efectúa a altas temperaturas para aumentar la volatilidad de dichos componentes y a una presión reducida para proteger al aceite de la oxidación atmosférica, previniendo así una hidrólisis del aceite por el vapor y disminuir, al mismo tiempo, la cantidad de vapor usado en el proceso.

La remoción de estas sustancias odoríficas va de acuerdo con la cantidad de Ácidos Grasos Libres en el aceite. Así, por ejemplo, si un aceite tiene una acidez inicial de 0.12 %, la desaparición de su olor y sabor, mediante la deodorización, corresponde a una reducción de la acidez a 0.05 — 0.2%. Esto es probable a que las presiones de vapor y los pesos moleculares de tales componentes, sean muy aproximados a los de los ácidos grasos más comunes de 16 a 18 carbonos.

La deodorización destruye algunos peróxidos y remueve también algunos aldehídos y otras sustancias volátiles que hayan resultado debido a la oxidación atmosférica, pero algunos aceites bastante rancios no pueden ser purificados totalmente por la deodorización porque dicha oxidación ha destruido los anti-oxidantes propios del aceite.

La concentración de componentes odoríficos en un aceite, es muy baja, en los aceites más comunes, algodón, coco, etc., no es mayor de 0.10 %. La hidrogenación de un aceite le imparte cierto olor o sabor que parecen característicos a la reacción y son similares para distintas variedades de aceites.

Existen otros métodos para efectuar la deodorización aparte de

la destilación por vapor pero no han tenido una aplicación comercial todavía, porque siendo que el vapor sirve únicamente como transporte de las sustancias que se van a destilar y no ejerce ninguna acción química sobre el aceite, cualquier gas inerte, como el hidrógeno o el nitrógeno, podría servir si fuera más barato y se pudiera condensar y separar del sistema tan fácil como el vapor.

La deodorización se lleva a efecto en recipientes de acero, cilíndricos, verticales, cerrados y de fondo cóncavo, variando su capacidad según la cantidad de aceite a tratar.

Como la inyección del vapor es por la parte inferior y se inicia cuando el deodorizador ya está al vacío, resulta una proyección del aceite hacia arriba, el cual se hace chocar contra una sombrilla que lo hace volver hacia abajo y evitar que salga junto con el vapor.

De los diferentes métodos para efectuar el vacío, el más usado en este proceso es el sistema de eyectores de vapor, instalándose en la parte superior y generalmente en posición horizontal.

Teniendo en cuenta que la deodorización dura 8 horas y para calcular un aparato de dimensiones adecuadas, dividi la cantidad total de manteca en cuatro partes, siendo 11,012 libras la cantidad de manteca para cada deodorización. Para obtener la producción completa y evitar suspensiones en el envase, se utilizan dos deodorizadores.

Un deodorizador de 11 pies de alto y 6 pies de diámetro tendría un espacio aproximado de 6 pies sobre el nivel de la manteca, permitiendo un gran margen para la proyección de la manteca contra la sombrilla y evitar su salida con el vapor.

Como la manteca se calienta dentro del deodorizador por un serpentín de vapor, son tres las cantidades de vapor que hay que calcular: a) cantidad de vapor necesario para calentar la manteca a la temperatura a que se efectúa la deodorización; b) cantidad de vapor usado directamente sobre la manteca y c) cantidad de vapor usado en los eyectores.

a).—La entrada de la manteca al deodorizador se efectúa a muy distintas temperaturas, algunas veces se hace pasar directamente del filtro prensa pero comúnmente se deja en un tanque y de ahí pasa a los aparatos.

Puse la temperatura de entrada de 130 °F (60 C) por ser la mínima a que se puede efectuar el paso y 356 °F (180 C) la de la

deodorización por ser ésta la que se usa en la planta con vapor a 200 lbs.

Cantidad de calor necesario:

$$q = W C dT$$

donde

$$W, 11,012 \text{ lbs.}$$

$$C, 0.541$$

$$dT, (356 - 140) = 216.$$

El calor específico lo calculé utilizando la misma ecuación empleada en el cálculo de la Paila de Blanqueo, con los respectivos cambios en la temperatura.

Sustituyendo valores

$$q = 11,012 \times 0.541 \times 216 = 1,286,820 \text{ Btu.}$$

Aumentando un 10 % a la cantidad de calor, debido a que el periodo de calentamiento dura aproximadamente una hora hasta alcanzar la temperatura de deodorización y pérdida de calor durante el proceso, tendríamos una cantidad de calor total de 1,415,500 Btu.

Ahora, suponiendo que el vapor dentro del serpentín cede únicamente su calor latente de vaporización, tendríamos:

$$\frac{1,415,500}{843} = \frac{1,670 \text{ lbs.}}{\quad}$$

Anotando la diferencia de temperaturas anterior y suponiendo el mismo coeficiente overall (200) usado en la paila de Blanqueo, la superficie de calentamiento sería:

$$\frac{1,415,500}{200 \times 216} = 28.5 \text{ pie}^2$$

Usando para el serpentín un tubo de 2", que tiene una superficie de 0.542 pie²/pie de tubo, el tamaño del serpentín sería:

$$28.5 / 0.542 = \underline{53 \text{ pies}}$$

b). — La cantidad de vapor empleado directamente sobre la manteca, viene dada por la siguiente ecuación:

$$S = \frac{PO}{EP_v} \left(\ln \frac{V_1}{V_2} \right)$$

en la cual

S, mols de vapor

P, presión total en mm. (10).

O, mols en aceite. (11.012 \times 856 = 12.86).

P_v, presión vapor del componente volátil (1.4).

V₁, concentración inicial del componente volátil en el aceite (0.14).

V₂, concentración final del componente volátil en el aceite (0.06).

En esta ecuación se ve que la cantidad de vapor usada en la deodorización es directamente proporcional a la cantidad de aceite, a la presión absoluta en el deodorizador y al *ln* de la relación de los porcentajes inicial y final del componente volátil e inversamente proporcional a la presión vapor del componente volátil y a la eficiencia de vaporización.

Los valores de V₁ y V₂ corresponden a porcentajes de Ácidos Grasos Libres (promedios de varios análisis) de manteca antes y después de la deodorización, expresados en Ácido Oleico.

El valor de P_v es la presión vapor del Ac. Oleico a la temperatura a la cual se efectúa la deodorización (Oil and Fat Products, A. E. Bailey).

El valor de P, presión a la que se efectúa el proceso, es la alcanzada por los eyectores, como se explica más adelante.

Duración del proceso, 8 horas.

Sustituyendo valores en la ecuación:

$$S = \frac{10 \times 12.86}{.8 \times 1.4} \left(\ln \frac{.14}{.06} \right) = 100 \text{ mols}$$

$$100 \times 18 = \underline{1,800 \text{ lbs. de vapor}}$$

c).—El vacío en el deodorizador se obtiene por medio de un eyector del tipo special denominado "Booster".

Ultimamente ha aumentado mucho el uso de estos aparatos sobre los demás métodos para obtener el vacío por las muchas ventajas y mayor rendimiento que proporcionan.

Las ventajas de los eyectores, sobre otros sistemas, incluyendo simplicidad en su construcción, bajo costo inicial y de mantenimiento, no tienen partes móviles, poco peso, compactos, fáciles de obtener e instalar y requieren poca atención durante su trabajo.

Algunas de las desventajas que se pueden anotar son que son máquinas de carga fija, manteniendo siempre una misma presión absoluta de succión mientras se aplica una carga dada, su necesidad de agua condensante es mayor que la de otros productores de vacío y la economía de vapor es muy pobre a presiones inferiores de 100 psig y una caída de presión bajo la de su diseño disminuye su rendimiento.

A pesar de estas desventajas, tratándose de la deodorización de aceites, las ventajas son mayores, habiéndolo reemplazado casi completamente a las bombas de vacío que se usaban anteriormente.

Siguendo al Booster se encuentra un condensador barométrico, cuya misión es remover el agua caliente que se ha empleado en condensar lo condensable a través de un tubo de 34 pies de altura, longitud que no puede ser menor, pues la columna de agua, cuando está lleno, tiene que ejercer una presión superior a la atmosférica.

Acoplado al condensador se encuentra un eyector de dos pasos con un intercondensador, cuyo objeto es sacar los no condensables que se colectan en la parte superior del condensador.

Cabe mencionar aquí las ocasiones en que llegue a faltar el vacío dentro del deodorizador mientras esté trabajando. Son varias las causas, entre otras, figuran la caída de vapor en la caldera, falta de corriente, entrada de aire por algún desperfecto en las líneas, rotura de alguna válvula, etc.

Al suceder alguno de tales desperfectos, lo más conveniente es cerrar la entrada de vapor directo a los aparatos y dentro del serpentín, pero nunca el de los eyectores, en seguida introducir rápidamente agua fría dentro del serpentín con el objeto de enfriar la manteca y evitar una oxidación.

Es difícil asegurar el desempeño de un eyector debido a la poca

literatura de que se dispone, sin embargo, se contó con algunas tablas que ayudarán a calcular lo que se pretende.

Siendo dos los Boosters necesarios (uno por cada deodorizador) hice el cálculo sobre una hornada, es decir, el trabajo de un solo aparato, anotando al final la cantidad total de vapor empleado durante el proceso completo.

La tabla siguiente (publicada en "Chemical Engineering" Vol. 56, No. 5), da la cantidad de vapor vivo necesario en un Booster, para comprimir 1,000 de vapor por hora.

Vapor vivo a 150 psig para comprimir a 1.5 pulg Hg abs.

Presión de Succión mm Hg abs.	Lbs.vapor/hr. 150 psig
2	9.500
4	3.400
6	2.150
8	1.500
10	1.225
12.7	0.40

Siendo la presión en el deodorizador de 10 mm Hg abs., se necesitarían 1,225 lbs. de vapor vivo a 150 psig para comprimir 1,000 lbs. de vapor y siendo 1,800 las que pasan por el aparato durante el proceso, el vapor necesario vendría a ser

$$1,800 \times 1,225/1,000 = 2,205 \text{ lbs. vapor vivo.}$$

Tomando en cuenta la cantidad de aire que lleva el vapor, encontré un valor muy aceptable, por ser muy aproximado, de 0.3% en volúmen y para encontrar las lbs. de aire que acompañan al vapor, usé la siguiente ecuación:

$$W \times V \times .003 \left(\frac{T_0 P_1}{T_1 P_0} \right) \left(\frac{PM}{V_m} \right) = \text{lbs. de aire}$$

donde:

W. libras de vapor	1,800
V. volumen del vapor a 150 psig.	3.015 (pie ³ /lb)
To. Temperatura absoluta (°R)	492
T. Temperatura inicial (°R)	818
Po. Presión final (lbs./pulg ²)	14.7
Pi. Presión inicial (lbs./pulg ²)	150
PM. Peso molecular del aire	29
Vm. Volumen ocupado por un gas a las condiciones Standard (pie ³)	359

sustituyendo valores en la ecuación:

$$\frac{1,800 \times 3.015 \times 0.003 \times 492 \times 150 \times 29}{818 \times 14.7 \times 359} = 8.1 \text{ libras}$$

Efectuando el mismo cálculo para la cantidad de vapor que pasa por el Booster, obtuve 10 lbs. de aire, que sumadas a las anteriores resultan 18.1 lbs. de aire que pasan al condensador en cada hornada.

Como se utiliza un sólo condensador para los dos Boosters, para calcular la cantidad de agua condensante usada anoto la cantidad total de vapor que pasa por ambos aparatos en cada hornada.

Para efectuar el Balance Térmico del condensador, tenemos los siguientes datos:

Usándose 8.010 lbs. de vapor en ambos deodorizadores, tenemos, siendo 8 hs. el tiempo total del proceso:

W. lbs. de vapor que entran al condensador por hora	1,000
to. temperatura de saturación del vapor a 150 psig (°F)	358
L. calor latente de vaporización a to (Btu/lb)	863.3
Hs. Sobre calor arriba de to (cuando se usa vapor sobrecalentado)	0
Hwo, calor total agua líquida a to	330.5

Hw, calor total agua líquida en condensado	150
tw, temperatura del agua que entra al condensador (°F)	90
te, temperatura del agua que sale del condensador (°F)	180

Datos por encontrar:

Q, agua condensante usada, (lbs/hr)

G, agua condensante usada, (gal/min)

La ecuación del Balance Térmico viene a ser:

$$(W \times L) + W(Hw_o - Hw) = Q(te - tw)$$

en la cual, despejando Q:

$$Q = \frac{(W \times L) + W(Hw_o - Hw)}{te - tw}$$

Como el calor específico del agua es aproximadamente igual a 1.0 y así se toma en la práctica de los condensadores y como también en este caso se trata de un condensador de cascada, puede considerarse numéricamente igual a $(te - 32)$ y Hw_o igual a $(to - 32)$. por tal motivo tendríamos entonces el valor de Q:

$$Q = \frac{(1.000 \times 863.3) + 1.000(358 - 180)}{180 - 90} = 11,600 \text{ lbs agua/hr.}$$

$$G = 11,600/60 \times 8.33 = 24 \text{ gal/min.}$$

Para calcular el vapor necesario para el eyector de dos pasos que se encuentra acoplado al condensador, supuse que solamente el aire era el gas no-condensable, puesto que los ácidos grasos volátiles quedan condensados en el condensador y salen junto con el agua caliente, pudiendo recogerse en la pila (hot-well) donde descarga el

tubo barométrico y los ácidos grasos libres no-condensables representan una cantidad muy pequeña que pasa al segundo evector.

Suponiendo que el aire sale saturado de humedad a 180 °F (temperatura del condensador), para calcular la cantidad de agua que lleva, hice uso de la siguiente ecuación:

$$H = 18p.29(1 - p)$$

siendo H la humedad en lbs. de agua lb de aire seco y p la presión vapor del vapor de agua en atmósferas y como en un aire saturado la presión vapor del vapor de agua es igual a la del agua a la misma temperatura, el valor de p viene a ser 388.1 mm Hg.

Sustituyendo en la ecuación:

$$H = 18 \times .51 \times 29(1 - .51) = .64 \text{ lbs. agua lb aire seco.}$$

Siendo 36.2 las lbs. de aire que pasan por los dos aparatos, tendríamos entonces:

$36.2 \times .64 = 23$ lbs. de agua, siendo estas dos cantidades las que comprime el evector.

La siguiente tabla da la cantidad de vapor vivo empleada en esta clase de eectores, a 150 pag necesario para comprimir 100 lbs. de aire saturado de vapor de agua e indica también la cantidad de agua empleada en el condensador en gal. min.

Pres. Pulg.	Succión Hg Abs.	Lbs. Vapor	Agua Gal/min.
	.5	750	24
	1.0	450	15
	1.5	375	10
	2.0	315	9

Hice uso de esta tabla empleando las primeras cantidades pues son muy aproximadas obteniendo lo siguiente:

$$\frac{100}{750} = \frac{59}{X} = 442 \text{ lbs. de vapor vivo}$$

$$\frac{100}{24} = \frac{59}{X} = 14 \text{ gal. min. de agua.}$$

La cantidad de agua condensante utilizada en el condensador y el intercondensador representa 38 gal. min. ó sea 4.71 pie³/seg.

La columna barométrica mide 34 piés de alto, pero como los condensadores se encuentran situados más arriba, supondremos que hay que elevar el agua a 40 piés aproximadamente. Como las pérdidas por fricción y otros factores tenderían a aumentar la carga, hay que anotar otro factor que la disminuye, que es el vacío que existe en el sistema; éste es de 1.25 pulg. de Hg. que corresponden a

$$14.7 \times (30 - 1.25) \times 144 / 30 = 2,070 \text{ lbs. pie}^2$$

Esta presión equivale a una carga "negativa" de:

$$2,070 / 62.2 = 32.5 \text{ piés}$$

Esta cantidad disminuye la carga de 40 piés a 7.5, si se suponen 10 piés, la potencia consumida por la bomba sería:

$$\frac{4.71 \times 62.4 \times 10}{550} = 5.3 \text{ H.P.}$$

Un motor de 6 Hp sería el más conveniente.

El trabajo de esta bomba sería el siguiente: tomaría el agua fría de la pila dispuesta debajo de la torre de enfriamiento y la mandaría directamente a los condensadores de donde pasaría a una pila. (hot-well) y de ahí, por gravedad, a su punto de origen.

Otra bomba, de igual capacidad, tomaría el agua caliente y la subiría a las boquillas colocadas en la parte superior de la torre de enfriamiento. Su trabajo consistiría únicamente en circular el agua a través de la torre a fin de enfriarla.

La torre de enfriamiento, calculada como se explica más adelante, tendría las dimensiones siguientes: 35 x 18 x 15 pies.

Los datos principales utilizados en el cálculo de los deodorizadores, tales como temperatura, presión, sistema de calentamiento, etc., fueron tomados por ser éstos los empleados en la planta en la que tuve oportunidad de efectuar mi práctica pero habiendo variaciones en el equipo, según las necesidades de cada empresa.

Por ejemplo, en lo que se refiere al calentamiento de la manteca, se han utilizado diferentes métodos. Uno de ellos consiste en calentar primero la manteca haciéndola circular por un sistema de tubos en una caldera externa calentada directamente por la combustión de gases, pero presenta la desventaja que aunque se procure una rápida circulación, este puede sufrir recalentamientos con los trastornos consecuentes.

Otro método también aplicado, es el empleo de un aceite mineral estable al calor como medio de transferencia de calor. Presenta la misma desventaja que el anterior de que es difícil mantener una rápida circulación, además de que el aceite mineral sufre alguna descomposición después de algún tiempo de servicio.

Se han propuesto muchos métodos para el calentamiento, tendiendo todos a alcanzar la temperatura adecuada que es alrededor de 450 F, donde se necesitaría generar vapor de más de 300 lbs. y que redundaría en un tiempo de operación menor.

ENFRIADOR TUBULAR.—

La manteca, ya deodorizada, pasa directamente a un enfriador tubular, en el cual se usa el agua como medio refrigerante y circula a contra-corriente.

Para el cálculo, tomé la entrada de la manteca con la temperatura que tiene en el deodorizador, pues pasa directamente y la salida a la que entra al segundo filtro prensa y pasa al tanque de almacenamiento, pues es la temperatura más conveniente para mantenerla en

estado líquido. La velocidad de la manteca y del agua, fueron datos supuestos tomados de la práctica.

Contamos con los siguientes datos:

Temperatura de la manteca al entrar al enfriador	356 °F
Temperatura de la manteca al salir del enfriador	150 ..
Temperatura del agua al entrar	80 ..
Temperatura del agua al salir	200 ..
Calor específico de la manteca (ya anotado)	0.541
Gasto de manteca	11,012 lbs./hr.
Calor cedido por la manteca	1'227,245 Btu/hr.

$$\text{Gasto de agua} = \frac{1'227,245}{(200 - 80)} = 10,227 \text{ lbs./hr.} = 148 \text{ pie}^3 \text{ /hr.}$$

$$\text{Velocidad del agua refrigerante} = 1 \text{ pie/seg.}$$

$$\text{Sección requerida} = 148 \times 3,600 \div 1 = 0,0411 \text{ pie}^2.$$

Usando tubes de 3/4 pulg. de diámetro exterior No. 16 (B. W. G.) con una sección interior de 0.0021 pie², el número de tubos sería:

$$0,0411 \div 0,0021 = 20 \text{ tubos (aprox.)}$$

$$\text{Gasto de manteca} = 11,012 \times 52,35 = 210 \text{ pie}^3 \text{ /hr.}$$

Fijando la velocidad de la manteca en 0.4 pie³ /seg. la sección libre por la que circula será:

$$210 / 0,4 \times 3,600 = 0,146 \text{ pie}^2$$

Diferencia media de temperaturas:

$$dt_1 = 356 - 200 = 156$$

$$dt_2 = 150 - 80 = 70$$

$$156 - 70$$

$$dt = \frac{156 - 70}{m} = 108 \text{ °F.}$$

$$m = \frac{156}{2.3 \log \frac{156}{70}}$$

$$2.3 \log \frac{156}{70}$$

Coeficiente de Película para el agua:—

Hice uso de la siguiente ecuación:

$$h = .0255 \times \frac{k}{D} \left(\frac{Dur}{m} \right)^{.8} \times \left(\frac{Cm}{k} \right)^{.4}$$

Los valores tomados para las propiedades del agua, son los que corresponden a su temperatura media (200-80), igual a 120 °F.

En la ecuación anterior:

h. coeficiente de transferencia de calor	
D. diámetro interior del tubo .620 pulg.	= 0.0516 pies.
K. conductividad termica	0.378
u. velocidad lineal	3.600 pies/hr.
r. densidad	61.38 lbs/pie ³
C. calor especifico	1
m. viscosidad	0.47 cent. P. = 1.14

Sustituyendo valores en la ecuación y verificando operaciones:

$$h = 455$$

Coeficiente de Película para la Manteca.—

Usando la misma fórmula, únicamente que el exponente del número de Prandtl será de 0.3.

En lugar del diámetro se usará cuatro veces el factor de forma, que se define como el área de la sección transversal del canal por el perímetro de la superficie de calentamiento:

Area del canal	0.146 pie ² .
Perimetro de un tubo de 3/4"	0.1963 pies.
Perimetro superficie de calentamiento	3.926 pies.
Factor de forma: 0.146, 3.926 =	0.0372
D, 0.0372 x 4 =	0.148 pies.
k, 0.09	

$$u. 3.600 \times 0.4 = 1.440 \text{ pie/seg.}$$

$$C. 0.541; m. 7.48 \times 2.42 = 18.1$$

Sustituyendo en la ecuación y verificando:

$$h = 100$$

El coeficiente total lo obtenemos por medio de la ecuación siguiente, aproximando al coeficiente de la manteca por ser el menor:

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_1} + \frac{L}{k} + \frac{1}{h_2}}$$

en la cual:

$$k. 226; h_1. 100; L. .0054; h_2. 455.$$

Sustituyendo en la ecuación y efectuando operaciones:

$$U = 77$$

Area de Transferencia de Calor:—

$$q = U A \Delta T$$

$$1'227.245 = 77 \times A \times 108$$

despejando A:

$$A = 148 \text{ pies}^2$$

Longitud de los tubos:

$$148/0.1963 \times 20 = 40 \text{ pies.}$$

Este resultado es puramente teórico. En la práctica es preferible au-

mentar el número de tubos y disminuir su longitud, dejando siempre la misma superficie de calentamiento, con el objeto de que el Enfriador resulte de un tamaño más apropiado y facilidad en su instalación y manejo.

Sistema de Enfriamiento del Agua de Refrigeración del Enfriador.—

Este sistema consta esencialmente de una torre de enfriamiento de circulación atmosférica, en la cual, por la parte superior y por medio de boquillas, el agua caliente que proviene del Enfriador Tubular se deja caer finamente dividida para lograr el mayor contacto posible con el aire ambiente y cae finalmente a una pila desde la que regresa, ya fría, al Enfriador.

El agua llega a la torre a una temperatura de 200°F y es regresada a 80.

Gasto de agua: 10.227 lbs/hr.

Calor que se tiene que disipar en la torre:

$$10,227(200-80) = 1,227,245 \text{ Btu/hr} = 20,454 \text{ Btu/min.}$$

Dividiendo por el grado de enfriamiento, se obtendrán las libras de agua por minuto, igual a 170 libras.

Según la práctica, si se permiten 12.5 libras por minuto y pie cuadrado, se obtiene el área activa requerida: ésta sería entonces de 13.6 pie².

Pero tomando en cuenta que el flujo de agua puede variar considerablemente así como la relación de temperaturas entre el aire ambiente y el agua, una torre con área activa de 40 pies² sería muy apropiada.

Como el enfriamiento del agua en la torre es debido principalmente al calor que se absorbe por la evaporación de la misma cada vez que pasa por el sistema y por efecto de estar en contacto del aire ambiente, naturalmente más frío que aquella; quiere decir, que se pierde determinada cantidad que habrá que reponer periódicamente.

Prácticamente, 1,000 Btu son las requeridas para evaporar una libra de agua, la cual es suficiente para enfriar 10 °F, 100 lbs. de aquella. Entonces, la cantidad que se pierde sería el 1% por cada 10

grados de efecto de enfriamiento. Además, se ha encontrado que hay una pérdida por arrastre que es más o menos el 1%.

Entonces, agua perdida:

$$\frac{10.227(12 + 1)}{100} = 1.330 \text{ lbs/hr.}$$

La pila que se encuentra en la parte inferior de la torre, que recibe el agua, deberá tener un tamaño apropiado para la cantidad de agua que pasa por el sistema, teniendo instalado cualquier dispositivo que mantenga siempre un nivel determinado y poder reponer así, el agua perdida durante el proceso.

Filtro Prensa de Manteca Deodorizada.

Directamente después del Enfriador, la manteca pasa a través de un Filtro Prensa, que es más pequeño que el usado para la manteca blanqueada. Su tamaño más chico es debido a que la mantequilla, en este paso, la cantidad de sólidos que la acompañan es casi inapreciable pero no absoluta.

Un filtro prensa que contara con 15 platos cuadrados de 20" por lado, sería de un tamaño muy aceptable.

En esta operación y como la cantidad de sólidos es muy pequeña, no necesita que el filtro prensa sea desarmado y sus lonas lavadas diariamente. Efectuando esta operación una vez por semana, los resultados son también satisfactorios.

La bomba que mueve el aceite desde los deodorizadores y a través del enfriador y del filtro prensa, se encontró que requiere un motor de 6 HP.

Al terminar este filtrado, la mantequilla pasa a un tanque de almacenamiento en donde se mantiene a una temperatura de 140 °F aproximadamente para que esta se encuentre siempre fundida y lista para pasar a la fase final del proceso de elaboración.

VII.—HOMOGENIZACION.

Endurecimiento, Envase.

Prácticamente, esta es la operación final en la fabricación de Manteca Vegetal, pues resta únicamente el envasado del producto, el cual se efectúa por medio de máquinas llenadoras diseñadas especialmente para este propósito.

Antiguamente, esta operación se efectuaba por medio de un aparato que consistía de un cilindro de hierro, hueco y con una superficie completamente lisa y pulida, el cual se mantenía frío por medio de algún refrigerante cualquiera.

La manteca fundida, que provenía de los tanques de almacenamiento, se ponía en contacto directo con dicho cilindro, que girando lentamente sobre su eje horizontal y longitudinal la arrastraba formando un capa sumamente delgada y una vez sólida, era desprendida del cilindro por medio de una navaja o cualquier dispositivo semejante, en un punto opuesto al de su suministro. Seguían después una serie de operaciones para su envase, que no anoto por ser análogas a las que se emplean actualmente y describo en forma condensada.

Algunas de las principales desventajas que presenta la solidificación o endurecimiento de la manteca por medio del cilindro refrigerante son las siguientes: Al estar la manteca adherida a la superficie de contacto expuesta a la atmósfera, hay demasiada pérdida de refrigeración y la humedad que se condensa en el anillo sería susceptible de pasar a la manteca; poco control en lo referente a la uniformidad del producto y a la incorporación de aire en el mismo.

Estas desventajas anotadas quedan evitadas con el uso de la unidad "VOTATOR", sistema que ha reemplazado al anterior en muchas plantas.

En el VOTATOR (tomado del "Industrial Oil and Fat Products, A. E. Bailey), la solidificación tiene lugar en cilindros peque-

ños refrigerados exteriormente a través de los cuales se bombea continuamente la grasa. Estos cilindros están equipados con paletas en forma de navajas que giran rápidamente y raspan ligeramente contra las paredes del cilindro por la fuerza centrífuga y la resistencia a la rotación ofrecida por la grasa.

Su acción de raspado previene la formación de una película estacionaria sobre la superficie de transferencia, y el resultado es un grado muy alto de transferencia de calor, de manera que las unidades se construyen muy compactamente. Así, un Votator manejando 10,000 lbs. de manteca por hora, requiere 12 pies cuadrados de superficie de transferencia (tres tubos de 4", cada uno de 46" de largo), que es muy pequeña en comparación con más o menos 113 pies cuadrados que tendría un rodillo de la misma capacidad.

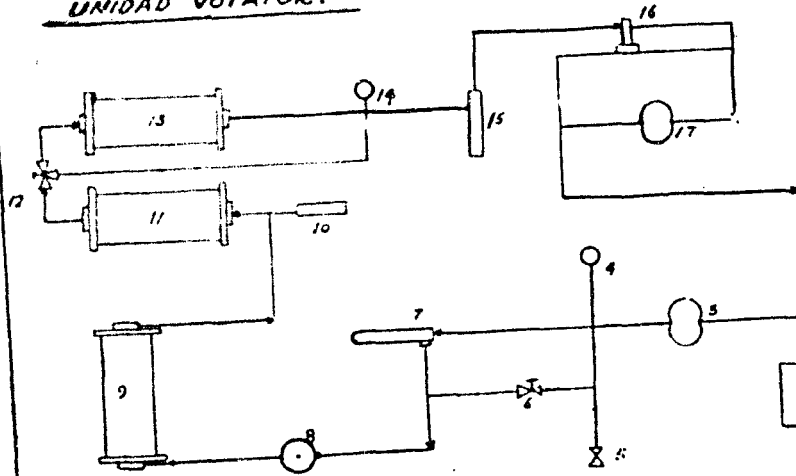
La flecha que lleva las paletas tiene un diámetro grande, de manera que la manteca tiene que pasar por un espacio anular muy cerrado (más o menos 1/2 pulg.) entre la flecha y las paredes del cilindro. Las últimas, provistas de chaqueta, están enfiadas por la expansión directa de amoníaco que las munda bajo una presión de 15 libras.

La secuencia de operaciones es la siguiente:

La grasa fundida se alimenta desde los tanques de almacenamiento a una bomba pequeña rotatoria de desplazamiento positivo, la cual mantiene una presión de más o menos 300 lbs. pulg.² (No. 3 en la figura) sobre los cilindros enfriadores y otras partes del sistema. La descarga de la bomba puede regularse por un "By-pass" (5) de la descarga a la succión. El aire que va a incorporarse al producto se regula en la succión de la bomba por un aparato apropiado (2). Una válvula reguladora de presión se coloca en la descarga de la bomba (7), de tal manera que se mantenga una presión constante en las siguientes partes del sistema.

Un intercambiador de calor (8, pre-enfriador) posterior a la bomba, enfria la grasa a una temperatura ligeramente superior a su punto de solidificación, es decir, 110-120 °F. La grasa enfriada se pasa por tres cámaras enfriadoras verticales, o unidades "A" (9) arregladas en serie. En estas cámaras, la temperatura se reduce a 60 ó 70 °F. El enfriamiento es tan rápido que la grasa deja las unidades "A" en una condición más o menos fluida. Sin embargo, existen núcleos para la formación de cristales muy pequeños y la grasa está suficientemente fría para solidificar rápidamente en otros cilindros no refri-

UNIDAD VOTATOR.



1950

gerados, especialmente dispuestos para este propósito. Estos cilindros, llamados unidades "B" (11, 13), son en número de dos y están colocados en serie directamente después de las unidades "A". Son más grandes que éstos y tienen agitadores que mantienen el contenido en agitación constante.

Es en las unidades "B" donde la solidificación se completa elevándose la temperatura de la grasa hasta 75-80°F, debido al calor de cristalización.

De las unidades "B" el producto pasa por una válvula homogenizadora (15) y después a otra bomba rotatoria (17) de alta presión, y antes de pasar a la máquina llenadora pasa por una válvula de extrucción a fin de que la homogenización sea suficiente.

El Votator descrito, con tres cilindros, tiene una capacidad para 9,000 a 10,000 lbs. por hora, pero hay unidades más pequeñas con capacidad para 3,000 a 4,000 lbs. por hora.

Pre-enfriador.—Después de la bomba y antes de llegar al Votator, la manteca pasa por un pre-enfriador el cual tiene que enfriarla de 140 a 110 °F, usando como medio refrigerante el agua, que circula a contracorriente. El agua entra a 80 °F y sale a 120.

$$dt_1 = 140 - 120 = 20$$

$$dt_2 = 110 - 80 = 30$$

$$dtm = \frac{30 - 20}{2.3 \log \frac{30}{20}} = 24.7 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Descripción del Diagrama de la unidad VOTATOR.

- | | |
|------------------------------|--------------------------|
| 1.—Tanque de almacenamiento. | 5.—Válvula de desviación |
| 2.—Válvula de Aire. | 6.— " " " |
| 3.—Bomba rotatoria. | 7.— " " presión. |
| 4.—Manómetro. | 8.—Pre-enfriador. |
| | 9.—Unidades "A" |

- 10.—Termómetro
- 11.—Unidad "B".
- 12.—Válvula de tres pasos.
- 13.—Unidad "B".

- 14.—Manómetro.
- 15.—Válvula homogenizadora
- 16.—Válvula req. de presión
- 17.—Bomba rotatoria.

Calor cedido por la manteca:

$$3,000 \times 0.541 (140-110) = 45,000 \text{ Btu/hr.}$$

Agua requerida:

$$45,000 / 120 - 80 = 1,125 \text{ lbs/hr.}$$

Para un coeficiente U de 77, el área de Transferencia de calor sería:

$$\frac{45,000}{77 \times 24.7} = 23.7 \text{ pies cuadrados.}$$

El tamaño del pre-enfriador fué calculado sobre la base de 3,000 lbs. de manteca por hora, debido a que para una producción diaria de 20,000 kilos usando una unidad Votator de tal capacidad, se obtendría un trabajo casi continuo.

Las bombas rotatorias de que se habló, no serán calculadas debido a que la Girdler Corporation proporciona las unidades Votator con todo el equipo adicional de acuerdo con su capacidad.

El Envase, o sea la última fase de todo el proceso, sólo diré que se efectúa por medio de máquinas diseñadas especialmente, que pueden regularse para llenar los envases (bolsas, cajas, etc.), con el peso o cantidad de manteca previamente fijado.

Por último, el producto ya envasado pasa al cuarto de Templado de que se habló en el Capítulo III, para de allí seguir a su distribución.



BALANCE ECONOMICO.

PRESUPUESTO DE INSTALACION.

TERRENO Y EDIFICIO:

1000 Mts. a \$20.00 c/u	\$ 60,000.00
Construcción Edificio planta y oficinas	100,000.00
Planeación y dirección. 10%	10,000.00
TOTAL:	\$ 170,000.00

MAQUINARIA Y EQUIPO:

Tanques de Almacenamiento para aceite refinado	\$ 35,000.00
Paila de Blanqueo	15,000.00
Filtros-Prensa	20,000.00
Deodorizadores e accesorios	75,000.00
Enfriador Tubular	5,000.00
Pre enfriador	3,000.00
Tanques de Almacenamiento para manteca en proceso	20,000.00
Unidad VOTATOR	50,000.00
Torres de Enfriamiento	10,000.00
Máquina Empacadora	8,000.00
1 Bomba Centrífuga. 2.5 Hp	2,000.00
3 " " " 6 " "	7,500.00
1 " " " 3 " "	2,000.00
1 Motor Electrico agitador 12.5 Hp	5,000.00
Tuberías, valvulas, etc.	6,000.00
	\$ 263,500.00
Costo de Instalación. 10%	26,350.00
	\$ 289,850.00

TOTAL Costo e Instalación:

\$ 459,850.00

MATERIA PRIMA:

17,090 ks. de Aceite Refinado de Algodón. \$2.10 K.	\$ 35,889.00
3,016 ks. de Aceite Hidrogenado a \$2.50 K.	7,540.00
251 ks. Tierra Fuller \$0.40	100.40
Diario	\$ 43,529.40

Annual, con 300 días

\$ 13'058,820.00

PERSONAL TECNICO Y ADMINISTRATIVO:

Gerente		\$	35.00
Ingeniero Químico		"	35.00
Químico Laboratorista		"	20.00
Contador		"	20.00
Cajero		"	15.00
Secretaria		"	10.00
Almacenista		"	10.00
	Diario	\$	<u>145.00</u>

Annual, 365 días \$ 52,925.00

MANO DE OBRA:

3 Operadores	\$ 15.00	\$	45.00
3 Ayudantes	" 8.00	"	24.00
3 Fogoneros	" 12.00	"	36.00
Departamento Mecánico		"	30.00
10 Envasadores	\$ 6.00	"	60.00
2 Estibadores	" 6.00	"	12.00
Limpieza	" 5.00	"	5.00
	Diario	\$	<u>212.00</u>

Annual, 365 días \$ 77,380.00

GASTOS GENERALES:

Mantenimiento Equipo y Edificio:
5% anual del Costo de Adquisición.

Diario \$ 76.64

Annual 365 días \$ 22,992.50

CONSUMIMO DE ENERGIA:

Agitador de la Paila de Blanqueo:

Consumo 12.5 Hp y suponiendole un trabajo diario de 6 horas:

$$\frac{12.5 \times 6 \times 736}{1,000} = 52.2 \text{ KWH.}$$

Con el mismo cálculo:

Bomba centrífuga P. de Blanqueo	2.5 Hp.	5 hrs.	9.20 KWH
" " Deodorizadores	6 "	4 "	17.66 "
" " Torre Enfr.	6 "	12 "	53.00 "
" " Enfr. Tubular	3 "	4 "	8.83 "
Unidad VOTATOR, 8 horas			294.40 "
			<u>383.09 "</u>

Tomando a \$0.07 el kWh.

Diario: \$26.82. Anual, 300 días: \$8,046.00

ENVASE:

1,000 cajas de madera con capacidad para 20 ks. de manteca	\$ 1.35 c/u	\$	1,350.00
20,000 Bolsas de papel encerado	\$ 0.06 c/u	..	1,200.00
			<hr/>
Diario	\$		2,550.00
Anual:			\$ 765,000.00

COMBUSTIBLE:

1,200 lts. de petróleo combustible	\$ 0.10	\$	120.00
Anual:			\$ 36,000.00

LUBRICANTES Y REACTIVOS:

Diario	\$	10.00
Anual:		\$ 3,000.00

IMPREVISTOS:

10 % sobre anteriores:

Diario	\$	278.34
Anual:		\$ 83,503.85

TOTAL Gastos Generales Diarios: \$ 3,061.80

TOTAL Anuales: \$ 918,542.35

CAPITAL Indispensable para Instalar y Asegurar el Movimiento de la Planta:

Edificio y Equipo	..	\$	459,850.00
Materia Prima	(3 meses) ..		3,917,646.00
Personal Tecn. y Adm.		13,050.00
Mano de Obra		19,080.00
Gastos Generales		275,562.00
			<hr/>
TOTAL	\$	4,685,188.00

COSTOS DEPENDIENTES DEL CAPITAL INVERTIDO.

Impuestos. 2 % anual.	\$	93,703.76
Seguros 1 %	46,851.88
		\$ 140,555.64

AMORTIZACION Y DEPRECIACION:

$$a = \frac{(1 - i)^n}{(1 + i)^{n-1}}$$

Donde:

- C: capital invertido
- i: interés. 8 % . \$ 0.08
- n: tiempo de amortizacion. 10 años

sustituyendo en la ecuación: $a = \$ 650,923.37$

GASTOS ANUALES:

Materia Prima	\$	13,058,820.00
Personal Técnico y Adm	..	52,925.00
Mano de Obra	..	77,380.00
Gastos Generales	..	918,542.35
Costos Dep. del Capital Invertido	..	791,410.43
		\$ 14,899,077.78

COSTO UNITARIO de Fabricación. 10 primeros años:

$$14,899,077.78 / 20,000 \times 300 = \$ 2.48 \text{ el kilo}$$

Suponiendo su precio actual en el mercado de \$ 3.30 el kilo en mayorco, la utilidad neta anual sería:

$$(3.30 - 2.40) 6,000,000. = \$ 492,000.00$$

BIBLIOGRAFIA

Industrial Oil and Fat Products. *A. E. Bailey.*
Chemical Engineers' Handbook. *John H. Perry.*

Handbook of Chemistry. *N. A. Lange.*
Química del Carbono. *E. Victoria.*
Industrial Chemical Calculations. *Hougen and Watson.*
Standard Methods of Chemical Analysis. *Scott.*

Revistas:

Chemical Engineering.
Industrial and Engineering Chemistry.
Journal of the Oil Chemists' Society.
Food Industries.
Aceites y Grasas.