

**ESTUDIO TECNICO-ECONOMICO PARA  
LA FABRICACION DE ALCOHOLES  
GRASOS A PARTIR DE GLICERIDOS**

QUÍMICO

TOMAS RODRIGUEZ WEBER

9

0

0



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.

# CONTENIDO

## PRIMERA PARTE — PLANTEAMIENTO Y CONCLUSIONES DEL ESTUDIO

### CAPITULO I

#### PRESENTACION DEL ESTUDIO

- + Situación actual de la industria de alcoholes grasos en el mundo.
- + Situación actual de la industria de alcoholes grasos en México.
- + Motivo y presentación del estudio.

### CAPITULO II

#### CONCLUSIONES DEL ESTUDIO

- + Sobre el mercado.
- + Sobre el proceso.
- + Sobre la materia prima.
- + Sobre el Equipo en el Proceso.
- + Sobre el Análisis Económico.

## SEGUNDA PARTE — DESARROLLO DEL ESTUDIO

### CAPITULO III

#### SOBRE EL PRODUCTO

- + Desarrollo histórico.
- + Características.
- + Propiedades.
- + Usos principales.
- + Normas y especificaciones.

### CAPITULO IV

#### SOBRE EL MERCADO

- + Consideraciones generales.
- + Fuentes de abastecimiento del producto.
- + Industrias consumidoras.
- + Productos sustitutos.
- + Determinación de capacidad de la planta.

## **CAPITULO V SOBRE EL PROCESO**

- + Procesos de fabricación.
- + Comparación y selección del proceso.
- + Descripción del proceso seleccionado.
- + Reacción y mecanismo.
- + Diagrama de flujo.
- + Balance de Materiales.
- + Balance de calor.

## **CAPITULO VI SOBRE LA MATERIA PRIMA.**

- + Generalidades.
- + Control químico en el proceso.
- + Situación Nacional.
- + Historia de precios.

## **CAPITULO VII. SOBRE EL EQUIPO EN EL PROCESO.**

- + Materiales de construcción.
- + Condiciones de diseño
- + Cálculo del Equipo.
- + Cálculo de la tubería.

## **CAPITULO VIII SOBRE EL ANALISIS ECONOMICO**

- + Sobre la inversión fija
- + Sobre el costo de producción
- + Sobre el capital de trabajo.
- + Estado financiero y Rentabilidad.

## **B IBLIOGRAFIA**

**P R I M E R A P A R T E**

**PLANTEAMIENTO Y CONCLUSIONES DEL ESTUDIO**

## CAPITULO I

### PRESENTACION DEL ESTUDIO

#### SITUACION ACTUAL DE LA INDUSTRIA DE ALCOHOLES GRASOS EN EL MUNDO

Durante los últimos años, los alcoholes grasos han pasado a formar un segmento de importancia dentro de la industria química en el mundo entero. Estimados de demanda dentro del mundo libre indican, que durante 1969 se consumieron aproximadamente 565 millones de libras de éstos productos. Sin embargo, esta cifra se considera reducida en varios grados debido a razones como: limitaciones en materias primas, falta de balance entre ventas y producción, barreras arancelarias y falta de justificación de producción, entre otras. Información disponible a la fecha, indica que la experiencia obtenida en 1969 ha sido largamente superada durante 1970 y la capacidad efectiva de producción actual sobrepasa los 565 millones de libras por año y aún está en aumento. (1).

La capacidad instalada actual es en su mayoría para obtención de alcoholes en el rango de los contenidos en el aceite de coco (C<sub>12</sub>-C<sub>15</sub>) y la tendencia relativa indica que esta aumentará aún más. Sin embargo, existe cierto grupo de alcoholes que tienen usos muy específicos y que no pueden obtenerse a partir de esta fracción; estos son las fracciones superiores e inferiores de los productos en el rango de los contenidos en el aceite de coco. En algunos casos, alcoholes con composición semejante a los encontrados en el sebo (C<sub>16</sub>-C<sub>18</sub>) pueden ser intercambiados con alcoholes con composición en el rango del aceite de coco (C<sub>12</sub>-C<sub>15</sub>); sin embargo esta práctica no ha sido muy utilizada hasta la fecha ya que no es muy recomendable. Con el aumento en el uso de agentes tensoactivos no-iónicos en formulaciones de detergentes, se vislumbra el uso de grandes cantidades de alcoholes en el rango de C<sub>12</sub>-C<sub>15</sub> en esta industria.

Considerando la creciente producción de alcoholes grasos por métodos sintéticos, cuya fabricación se ha incrementado a tal grado durante los últimos años, que actualmente se estima que la mitad de la producción total de estos alcoholes en el mundo se obtiene por métodos sintéticos. Datos específicos sobre la producción mundial de alcoholes grasos durante 1969 indican, que 270 millones de libras fueron producidos por métodos sintéticos mientras que 290 millones

(1).- H.A.W. HILL.- Detergent and Specialties.- Marzo 1970.- Páginas 22,24,54. NEW YORK, (1970)

de libras provinieron de grasas naturales. Considerando además, que durante 1969 la producción de alcoholes grasos provenientes del sebo fue menor que la capacidad instalada, esto debido al número reducido de aplicaciones para estos productos. Estimo que existe a pesar de estos factores, disponibilidad para una producción substancial para alcoholes provenientes de sebo natural ya que la disponibilidad y precio de este material lo hacen aparecer como un proyecto atractivo. En el caso de alcoholes provenientes del coco, probablemente la situación mundial también pueda verse afectada, sin embargo circunstancias especiales como el uso especializado y más extenso de estos productos aseguran la demanda por los mismos.

Aunque no hay mucha información disponible sobre el consumo de estos productos en todo el mundo, si existe información que nos oriente sobre la demanda actual de los alcoholes grasos en las diferentes partes. Esta información nos indica que en 1969, Estados Unidos utilizó 345 millones de libras de alcoholes grasos primarios, lo cual da un consumo de 1.59 libras per capita. Europa Occidental consumió 132 millones de libras con un consumo per capita de 0.41 libras, mientras que el resto del mundo libre utilizó 88 millones de libras con un consumo de 0.19 libras per capita. Como puede notarse, el consumo de alcoholes grasos per capita en los Estados Unidos es considerablemente mayor que en los otros países. Esto es debido a un número de factores, que incluyen consumos muy altos de alcoholes como agentes tenso-activos y otros derivados que reflejan standards de tecnología mas avanzados. Un ejemplo de esto lo tenemos en el uso de los éteres de alcohóles sulfatados, cuyo consumo es mayor en Estados Unidos y Canadá que en el resto de los países. Aunque esto también puede aplicarse al uso de otros compuestos, debo aclarar que este panorama está cambiando rápidamente y la diferencia en el consumo per capita entre los Estados Unidos y el resto del mundo libre tiende a disminuir.

Las variaciones en el consumo per capita de alcoholes grasos, es probablemente debido al uso de detergentes a partir de alquilatos, los cuales tienen un alto factor de consumo y es del orden de 1.5—2.0 libras per capita en las áreas mas industrializadas. A diferencia de los alquilatos, los alcoholes grasos tienen una gran cantidad de usos, los cuales pueden ser divididos en 3 áreas: Agentes tenso-activos, agentes emulsionantes y agentes para diversas aplicaciones físicas. Estimo que un 50% - 75% de la demanda total de alcoholes grasos se destina para agentes tenso-activos. La siguiente aplicación de los alcoholes grasos en orden de importancia es en la industria de Agentes Emulsionantes. Finalmente, el uso de alcoholes para diversas aplicaciones físicas, que aunque es pequeño comparado con los anteriores no deja de ser importante.

Estimados de demanda para alcoholes grasos, indican que para 1975 el consumo será del orden de 800 millones de libras, representando esta cifra un crecimiento promedio de 7% anual. El consumo de estos productos dentro del bloque comunista no ha sido incluido en estos estimados, pero existe sin lugar a dudas movimiento de estos productos en dichos países. Sin embargo, las cantidades envueltas, se cree son pequeñas comparadas con la demanda en el mundo libre. La mayor parte del crecimiento de esta industria será en el sector que comprende alcoholes en el ran-

go de  $C_{12}$ - $C_{15}$ . Asimismo, los incrementos en la producción de alcoholes grasos sintéticos reflejarán las necesidades específicas del mercado.

La situación de oferta y demanda actual para los alcoholes grasos sintéticos se encuentra en un estado de balance y esto será hasta la próxima apertura de la planta de SHELL CHEMICAL CO., en Estados Unidos con capacidad de 50 millones de libras anuales que entrará en servicio en 1971 y que originará un alza en los inventarios de estos productos. También en 1971, empezará a trabajar otra planta de esta misma compañía en Inglaterra, con una capacidad mayor a los 90 millones de libras anuales. La única otra expansión de la que se tiene conocimiento hasta el momento, es la de Mitsubishi Kasei en Japón con una capacidad de 15 millones de libras anuales y que producirá alcoholes grasos en el rango de  $C_{12}$ - $C_{18}$  por el método de Oxo.

Mientras que la proyección de la producción de alcoholes grasos sintéticos no se ha proyectado más allá de 1971, se puede afirmar con seguridad que las instalaciones existentes para 1972, cuya capacidad se aproximará a los 600 millones de libras, serán utilizadas al máximo. Agregando a esto, la capacidad existente de plantas para producción de alcoholes grasos naturales, cuya producción en 1969 fue de 290 millones de libras, y se estima provinieron probablemente de una capacidad instalada 50% mayor que esta cifra; nos dará una idea de la demanda para estos productos en los próximos años. A pesar del mayor crecimiento en capacidad para alcoholes grasos sintéticos sobre alcoholes naturales la producción de estos se mantendrá debido al crecimiento ilimitado de aplicaciones más específicas para estos alcoholes.

El éxito en la fabricación de alcoholes grasos sintéticos se ha debido a la combinación de factores como son, la obtención de productos de buena calidad y precios atractivos en comparación con los obtenidos a partir de materia prima natural. Pero debo subrayar, que este éxito se ha basado en esfuerzos tecnológicos muy grandes seguidos de largos períodos de investigación y desarrollo. Por tanto, existe cierta justificación al afirmar que el establecimiento de plantas para la producción de alcoholes grasos por medios sintéticos deberán afrontar una serie de problemas y esfuerzos muy grandes para lograr la aceptación de estos productos en un mercado con características ya establecidas.

### SITUACION ACTUAL DE LA INDUSTRIA DE ALCOHOLES GRASOS EN MEXICO.

En el campo nacional, se puede apreciar que la industria de los alcoholes grasos se encuentra en una etapa de pleno desarrollo. Estimados sobre la producción nacional de estos alcoholes, indican que durante 1969 se produjeron en México aproximadamente 900 toneladas de estos productos. Esta producción no fué suficiente para cubrir las necesidades internas del país, puesto que fué -



necesaria la importación de 200 toneladas (2) de alcoholes grasos, poniendo esto en manifiesto la necesidad nacional de estos productos. Con base en estimados de demanda para estos alcoholes - puedo afirmar que el consumo de estos productos se verá fuertemente incrementado durante 1971 y años subsecuentes.

En México, actualmente existe un solo fabricante para estos productos, reconocido como negocio legalmente establecido. La capacidad instalada de este fabricante se estimó en 900 toneladas anuales en 1969, asimismo esta capacidad es en su mayor parte para la obtención de alcoholes en el rango de  $C_{12}-C_{18}$ . Otras fracciones de alcoholes grasos diferentes a estas no tienen mucha importancia, ya que su aplicación en la industria nacional es relativamente baja.

La creciente demanda de alcoholés grasos en México durante los últimos años, es una buena medida del desarrollo que estos productos están obteniendo dentro de la industria nacional. El crecimiento promedio anual de estos productos a partir de 1966, es aproximadamente de 15<sup>o</sup>/o, el cual es mayor que el crecimiento promedio anual estimado para la fabricación mundial de alcoholés grasos, estimado en 7<sup>o</sup>/o (3). Este crecimiento es aún más sobresaliente si consideramos que la elevada cifra obtenida para el crecimiento promedio anual a partir de 1966 fue el resultado de incrementos mayores al 17<sup>o</sup>/o en la fabricación de estos productos durante los últimos 3 años.

Este notable crecimiento en el consumo de alcoholes grasos se ha debido a diferentes factores, entre los que sobresalen los siguientes: Aumentos considerables en el uso de estos productos en las diferentes industrias, siendo esto el reflejo del desarrollo industrial de nuestro país, así como de standards más elevados de tecnología; otro factor sobresaliente es el aumento en la aplicación de estos productos en las diferentes industrias, lo que indica la aparición de aplicaciones más variadas y específicas para la mejor satisfacción de las necesidades del mercado. Un punto importante y digno de mencionarse aquí, es la aplicación de estos productos como agentes tenso-activos en la fabricación de detergentes que en nuestro país es relativamente baja comparada con el uso de estos productos en otros países. Información disponible a la fecha indica, que la demanda de alcoholes grasos como agentes tenso-activos para la fabricación de detergentes llega a ser en algunos países del orden de 50<sup>o</sup>/o—75<sup>o</sup>/o (3) de la demanda total de estos productos. En México, estimo que esta aplicación de los alcoholes grasos llega a ser del orden de 15<sup>o</sup>/o de la demanda nacional para estos productos. Existe sin embargo, una tendencia al alza en el consumo de estos productos en formulaciones para detergentes como una consecuencia natural del desarrollo y establecimiento de standards de tecnología superiores.

No existe en este momento un balance en la situación de oferta y demanda nacional para la industria de alcoholes grasos. Ya que como mencioné anteriormente, la insuficiencia en la producción

(2).- H.A.W.HILL.- Detergents and Specialties.- Marzo 1970.- Páginas 22,24,54.- NEW YORK. (1970).

(3).- ANUARIO ESTADISTICO DE COMERCIO EXTERIOR.- Secretaría de Industria y Comercio.- Dirección General de Estadística.- México, D. F. (1970).

nacional de estos alcoholes ha traído como consecuencia la necesidad de importar estos productos; provocando esto la salida de capital al extranjero. Desde 1966 a la fecha, las importaciones anuales de estos productos se han mantenido en el rango de 100-200 toneladas, pero durante los últimos años estas importaciones han mostrado una tendencia a incrementarse a pesar de los diferentes incrementos en la producción nacional ocurridas durante este período. El monto de estas importaciones sobrepasan anualmente los 2 millones de pesos.

Por lo que respecta a la economía mexicana, debo subrayar el especial interés que el gobierno ha tenido durante los últimos años en el desarrollo de una política industrial sana. El producto interno bruto de México, durante los últimos años (1964-1969) se ha incrementado a una razón de 6.7% anual en promedio (4). La actividad productiva que mayor impulso ha dado a este crecimiento ha sido la industria de transformación, la cual durante el mismo período se incrementó en un 9% anual aproximadamente (4). En este proceso, ha desempeñado un papel fundamental el aumento de la inversión total, la cual se elevó considerablemente en el período comprendido entre 1964 y 1969, al pasar de 46,295 a 78,622 millones de pesos. La inversión pública, que está encaminada a mantener condiciones propicias para el desenvolvimiento económico aumentó cerca de 57.7% sin crear problemas de inflación mientras que la inversión privada se incrementó en un 77.1% en el mismo período, lo cual fue determinante para el desarrollo de la economía nacional durante los últimos años.

El gobierno mexicano conciente de la importancia y necesidad de inversiones tanto pública como privada para el desarrollo de la Economía Nacional, está procurando ofrecer a los inversionistas un ambiente de seguridad y buen rendimiento. Asimismo, ha sentado las bases para favorecer el desarrollo industrial utilizando métodos promocionales como son: el control de las importaciones, los programas de fabricación, el fomento de nuevas industrias así como el de industrias cuya producción nacional es insuficiente. La Secretaría de Industria y Comercio, en su lista editada en 1970 ha incluido a la industria de los alcoholes grasos en la categoría de industrias cuya producción nacional es insuficiente.

## MOTIVO Y PRESENTACION DEL ESTUDIO

Con base en la información anterior, que nos presenta de una manera muy general la situación de la industria de los alcoholes grasos tanto en México como en el mundo, puedo afirmar que el panorama actual para esta industria se presenta como muy prometedor tanto a nivel nacional como internacional. Los crecientes incrementos tenidos últimamente en las producciones y consumos de estos productos, confirman su establecimiento como producto básico y necesario en algunas industrias; asimismo consolidan la posición de la industria de alcoholes grasos dentro del grupo industrial de gran importancia para el desarrollo económico en algunos países.

(4).- SUGESTIONES PARA EL ESTABLECIMIENTO DE NUEVAS INDUSTRIAS.- Secretaría de Industria y Comercio.- México, (1970).

El futuro se presenta aún mas halagador si consideramos el crecimiento continuo y casi ilimitado en aplicaciones mas específicas para estos productos.

En el campo nacional encontramos además, que la industria de los alcoholes grasos se encuentra en el inicio de una próspera etapa de desarrollo. Las necesidades del mercado nacional se ponen a su vez de manifiesto en los datos sobre la importación de estos productos durante los años más recientes; asimismo el especial interés y recomendaciones del propio gobierno mexicano hacen más evidente la necesidad de un aumento en la fabricación nacional de estos productos. Existe además, el peligro de que la autosuficiencia de nuestro país se convierta en un verdadero problema en el futuro debido a las tenencias actuales de consumo para estos productos.

En resumen, fueron estas razones las que despertaron en mí un interés para el desarrollo de este estudio como tema para el trabajo de tesis. Es mi propósito que este estudio además de ofrecer una posibilidad para resolver un problema nacional, despierte interés en algún inversionista interesado, debido a las ventajas económicas que este proyecto pueda ofrecer. Ya que en las condiciones actuales del Mercado Nacional, así como las actuales políticas gubernamentales examinadas a mantener condiciones propicias para el desenvolvimiento económico del cual, como ya mencioné con anterioridad, la inversión tanto pública como privada desempeñan un papel fundamental, indican en forma preliminar la necesidad de una mayor producción nacional de alcoholes grasos y hacen aparecer el proyecto del establecimiento de una nueva planta para la producción de estos alcoholes en México como altamente interesnate.

No pretendo en este estudio el fijar las bases y condiciones para el establecimiento de una planta de alcoholes grasos en México, ya que considero que un estudio con tal propósito deberá estar respaldado por una base técnica y económica mayor que la que este estudio actualmente representa. Veo sin embargo, la utilidad de este estudio en el ofrecimiento a futuros inversionistas en un resumen de la información tanto técnica como económica disponible a la fecha sobre estos productos, así como un estudio de las posibilidades técnicas y económicas para la fabricación de estos alcoholes en México. Finalmente, este trabajo ofrecerá también un reflejo de la situación a la que se enfrentaría una nueva industria destinada a la fabricación de alcoholes grasos.

Específicamente, este trabajo comprenderá un estudio sobre mercado, proceso, materias primas, equipo y análisis económicos para la instalación en México de una planta para la fabricación de alcoholes grasos. El estudio sobre el mercado proporcionará el consumo actual de estos productos, asimismo ofrecerá datos para el establecimiento de una proyección de demanda para el futuro y con esto la determinación de la capacidad de la planta. Un estudio del proceso seguirá una vez determinada la capacidad de la planta, aquí se hará la selección del proceso mas adecuado así como el desarrollo de las posibilidades técnicas del mismo. Conocido el proceso, se hará un estudio de las materias primas, que nos determinara calidad, costo y disponibilidad de las mismas. Seguirá a esto, un estudio sobre el equipo en el proceso. Finalmente, un estudio económico determinará la conveniencia del proyecto.

## CAPITULO II

### CONCLUSIONES

#### **SOBRE EL MERCADO**

- A.- LA ACTUAL SITUACION ECONOMICA DE MEXICO ES PROPICIA PARA NUEVAS INVERSIONES. - Es notable el interés que el Gobierno ha tenido durante los últimos años en el desarrollo de una política industrial sana. El producto interno bruto se ha incrementado a razón de 6.7<sup>o</sup>/o anual en los años más recientes. Siendo la actividad productiva que mayor impulso ha dado a este crecimiento, la industria de transformación, la cual se ha incrementado en un 9<sup>o</sup>/o anual aproximadamente, durante los últimos años. El aumento en la inversión total ha sido una de las bases fundamentales en el desarrollo de la industria de transformación, ya que la inversión pública está dirigida a mantener condiciones propicias para el desarrollo económico, mientras que la inversión privada se encuentra enfocada hacia el mejor aprovechamiento de los recursos nacionales. El gobierno mexicano, conciente de la importancia y necesidad de inversiones tanto pública como privada para el desarrollo de la economía nacional, está procurando en este momento ofrecer a los inversionistas un ambiente de seguridad y buen rendimiento.
- B.- EL FUTURO DE LA INDUSTRIA DE LOS ALCOHOLES GRASOS LUCE MUY PROMETEDOR. - La creciente demanda de alcoholes grasos en México durante los últimos años es una buena medida del desarrollo que estos productos están obteniendo dentro de la industria nacional. El crecimiento promedio anual de estos productos a partir de 1966, es aproximadamente de 15<sup>o</sup>/o, el cual es mayor que el crecimiento promedio anual estimado para la fabricación mundial de alcoholes grasos, calculado en 7<sup>o</sup>/o. Este crecimiento promedio anual a partir de 1966 fué el resultado de incrementos mayores al 17<sup>o</sup>/o en la fabricación de estos productos durante los últimos 3 años.
- C.- LA INSTALACION DE UNA PLANTA DE ALCOHOLES GRASOS SERIA DE GRAN BENEFICIO PARA EL PAIS, PARA LOS CONSUMIDORES Y PARA LA MISMA INDUSTRIA DE LOS ALCOHOLES GRASOS. - En México, actualmente existe un sólo fabricante

do estos productos reconocido como negocio legalmente establecido. La capacidad instalada de este fabricante no es suficiente para cubrir las necesidades internas del país, puesto que durante los últimos años existen importaciones considerables de estos productos. El gobierno mexicano como parte de su programa para el establecimiento de bases que favorezcan el desarrollo de nuevas industrias así como el de industrias cuya producción nacional es insuficiente, ha publicado documentos en los que incluye a la industria de los alcoholes grasos dentro de las industrias cuya producción nacional es insuficiente. La situación actual en México de esta industria, indica la existencia de una situación de desventaja para el consumidor de alcoholes grasos, ya que, el único fabricante de estos productos, además de no cubrir las necesidades de consumo del país, se encuentra en un medio no competido. La aparición de un competidor en el mercado nacional para este producto, traerá consigo beneficios tanto al país y consumidores, como a la misma industria de los alcoholes grasos en México. Los beneficios al país se verán traducidos en evitar salidas de capital por concepto de importaciones. Los beneficios para el consumidor serán desde el punto de vista de la satisfacción completa de sus necesidades en cuanto a calidad y cantidad, ya que la existencia de un competidor en la fabricación de estos productos, forzosamente traerá consigo un aumento en la calidad de los mismos, así como una standarización en sus precios. Finalmente, los beneficios hacia la industria de los alcoholes grasos en México, será en forma de un mayor desarrollo y aparición de nuevos productos de la misma rama con aplicaciones particulares de importancia.

- D. NO EXISTE PELIGRO DE SUBSTITUCION U OBSOLECENCIA PARA LA INDUSTRIA DE ALCOHOLES GRASOS A PARTIR DE MATERIAS PRIMAS NATURALES.- Tomando en cuenta la creciente demanda para los alcoholes grasos obtenidos por métodos sintéticos, se podría llegar a pensar que pronto substituirán a los obtenidos a partir de materias primas naturales. La producción de los alcoholes grasos sintéticos se ha incrementado a tal grado durante los últimos años, que la mitad de los alcoholes grasos producidos en el mundo se obtienen por métodos sintéticos. Sin embargo, puede considerarse que el éxito en la fabricación de alcoholes grasos sintéticos se debe a factores como son la obtención de productos de buena calidad y precios atractivos en comparación con los obtenidos de materias naturales. Pero este éxito se ha basado en grandes esfuerzos tecnológicos seguidos de largos períodos de investigación y desarrollo. Por tanto, existe cierta justificación al afirmar que el establecimiento de métodos sintéticos para la producción de alcoholes grasos, deberá afrontar una serie de problemas y esfuerzos muy grandes para lograr la aceptación de estos productos en un mercado con características ya establecidas.
- E. EL RITMO DE CRECIMIENTO DE LA INDUSTRIA DE LOS ALCOHOLES GRASOS EN MEXICO ES APROXIMADAMENTE DEL 10% ANUAL.- Diferentes criterios de información sobre la proyección del consumo de los alcoholes grasos en el futuro, se utilizaron como base para determinar la demanda actual de estos productos. En resumen, la información disponible indica las siguientes tendencias: El crecimiento promedio anual de los alco-

holes grasos en el mundo es 7<sup>o</sup>/o. El crecimiento de la industria química en México para los próximos años se ha estimado en 15<sup>o</sup>/o. El crecimiento promedio anual de la industria de los alcoholes grasos en México, a partir de 1966 es de 15<sup>o</sup>/o. El crecimiento promedio anual de la industria de los alcoholes grasos estimado a partir del desarrollo de las industrias consumidoras es 12<sup>o</sup>/o. De aquí se puede concluir que el crecimiento de los alcoholes grasos en el futuro, tendrá incrementos del orden de 10-15<sup>o</sup>/o. Así mismo, considerando que en México existe ya un fabricante para estos productos, cuya capacidad instalada se estimó en 900 toneladas anuales en 1969, se estableció que el objetivo de una nueva industria para la producción de alcoholes grasos en México, será el obtener el 40<sup>o</sup>/o del mercado nacional al término de los 5 primeros años de existencia. Consecuentemente, y de acuerdo a los estimados anteriores se concluyó que la capacidad necesaria para una nueva planta de alcoholes grasos en México es de 900 toneladas anuales.

## SOBRE EL PROCESO

- A. EL PROCESO DE REDUCCION CON SODIO ES EL MAS ADECUADO PARA FABRICAR ALCOHOLES GRASOS EN MEXICO. Existen dos procesos comúnmente utilizados para la fabricación de alcoholes grasos partiendo de los ésteres de los ácidos, el proceso de reducción con sodio y el de hidrogenólisis. Aunque estos dos procesos son los más utilizados, no son los únicos, existen otros que no son industrialmente posibles. Un estudio comparativo entre los procesos de reducción con sodio y el de hidrogenólisis resultó con las siguientes ventajas para cada uno de ellos: Por el proceso de reducción con sodio se pueden obtener alcoholes tanto saturados como insaturados, en general se obtienen productos de mejor calidad que los obtenidos por hidrogenólisis, se requiere una menor inversión inicial, es de fácil operación y mantenimiento. En cambio, las ventajas que se obtienen con el proceso de hidrogenólisis puede decirse que son un menor costo en las materias primas, una mayor variación en las cantidades de alimentación y fácil localización. Como puede observarse, las diferencias entre los dos procesos en cuanto a costo de producción son pequeñas, por lo tanto, deberán considerarse aquí otros factores, además de las características propias del mismo que ayuden a seleccionar el proceso más adecuado. Así tenemos, la razón de recuperación de la inversión, en donde vemos que razones de impuesto altas y períodos cortos de recuperación de inversión favorecen el proceso de reducción con sodio, mientras que razones de impuesto menores y períodos de recuperación de inversión más largos favorecen al proceso de hidrogenólisis.
- B. EL PROCESO DE REDUCCION CON SODIO NO OFRECE PROBLEMAS TECNICOS EN EL PROCESO NI EN EL EQUIPO. Todas las operaciones que se llevan a cabo durante este proceso se verifican a presión atmosférica y en reactores convencionales de acero

grandes presiones en ninguno de sus pasos, el material de construcción de todo el equipo de proceso puede ser acero al carbón ligero. Por lo que respecta al diseño del equipo, este proceso utiliza en su totalidad equipos convencionales, no existiendo problemas para la construcción de los mismos.

## **SOBRE EL ANALISIS ECONOMICO**

**A.- DESDE EL PUNTO DE VISTA ECONOMICO EL PROYECTO ES VIABLE.**- Confirmando algunas de las razones que despertaron en mí un interés para el desarrollo de este proyecto como tema de tesis, las ventajas económicas que este proyecto representa lo hacen aparecer como un proyecto atractivo. La rentabilidad para este proyecto fluctuará entre 13-19% - dependiendo ésto de la exactitud con que el desarrollo práctico del proyecto se apegue a lo establecido en este estudio. Como podrá observarse en el estudio económico de la fabricación de alcoholes grasos por el método de reducción con sodio, la inversión inicial es pequeña, siendo el capital de trabajo elevado. Esto no es más que el reflejo de los costos de producción, los cuales indican que los costos fijos son muy pequeños mientras que los costos variables son relativamente altos.

Para concluir, quiero afirmar que con base en este estudio y bajo las condiciones actuales del mercado nacional, así como con las actuales políticas gubernamentales encaminadas a mantener condiciones propicias para el desenvolvimiento económico del país, del cual la inversión tanto pública como privada desempeñan un papel fundamental, el desarrollo del proyecto del establecimiento de una planta en México para la fabricación de alcoholes grasos es altamente recomendable.

S E G U N D A P A R T E

D E S A R R O L L O D E L E S T U D I O





## CAPITULO III

### SOBRE EL PRODUCTO

#### DESARROLLO HISTORICO

Materias grasas de origen vegetal o animal fueron usadas desde la antigüedad, excepto para la alimentación, para diversos fines técnicos. Desde entonces hasta los tiempos modernos se extiende su uso, así tenemos el caso del uso cosmético de grasas, el cual es antiquísimo.

La investigación de grasas no alcanzó ciertamente durante todo el siglo pasado los poderosos adelantos que hizo la Química del Alquitrán, que se enriqueció extremadamente por investigadores como A. W. Hofmann, Kekulé y Duisberg, entre otros. Con ella puede decirse que se levantó una Química Orgánica bien cimentada y ordenada en fórmulas. Mientras la Química del Alquitrán comprende en primera línea cuerpos aromáticos, la Química de las Grasas se basa sin excepción en enlaces con cadenas alifáticas largas.

A fines del siglo XVIII se diferenciaban las grasas según su procedencia y consistencia. Investigadores aislados intentaron siempre poner cierto orden en todo esto, pero fracasaron por falta de conocimientos químicos. Un importante paso hacia adelante lo significó el descubrimiento de la glicerina que el célebre investigador sueco, C. W. Scheele en 1783, separó de las grasas por primera vez. Así Scheele había descubierto un componente que es común a todas las grasas. Más tarde fue averiguado por Pelouze su constitución como un alcohol tribásico. Dentro de este tema resaltan otros descubrimientos de Chevreul en el campo de las grasas, pues al investigar la esperma de ballena obtuvo por vez primera indicios del alcohol cetílico, el cual es un cuerpo perteneciente al grupo de los alcoholes grasos. (1)

Son de resaltar los méritos de F. Krafft y colaboradores, los cuales pudieron llegar a comprobar que en los ácidos grasos de grasas naturales existen ácidos grasos monobásicos saturados o no saturados, de diferentes tamaños de molécula con una cadena de carbonos abierta y sin ramificaciones. Se reunió a las grasas como ésteres de glicerina de ácidos grasos de alto peso molecular, mientras que se definió a las ceras como ésteres monovalentes de alcohol de alto peso molecular. La Química de las grasas se hizo una parte importante y sistemáticamente ordenada de la Química

(1).- Gellendien W.- De las grasas a los alcoholes grasos (estudio histórico - químico). Publicación de Deutsche-Hydrierwerke GmbH.- Dusseldorf, (1965).

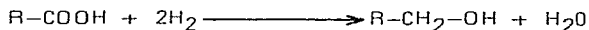
de los compuestos alifáticos de alto peso molecular.

Nuevos pensamientos, transformar las materias grasas y en cierto sentido corregir a la naturaleza vinieron de un especial campo de la investigación, que empezó a fines de siglo a enriquecer la técnica química en una forma apenas prevista, por medio de la hidrogenación catalítica. El investigador francés P. Sabatier y su colaborador Senderens descubrieron este sistema y lograron grandes avances en este camino. Hasta entonces los químicos se habían servido solo del hidrógeno naciente para realizar directamente reducciones. Se trabajaba con sodio metálico y alcohol, un método que fundaron Bouveault y Blanc y que aún hoy se usa en la Química de las grasas. Sabatier eligió, por el contrario, gas de hidrógeno normal, cuya reacción activó con diferentes compuestos químicos por acción de catalizadores apropiados, especialmente níquel. La hidrogenación se efectuó en la fase de vapor a una temperatura de 200°C., aproximadamente. Sabatier estuvo dedicado a averiguar y señalar las condiciones de hidrogenación para enlaces de clases. Con ello se compilaron las nociones físico-químicas preliminares, que también sirvieron de normas reguladoras para las siguientes investigaciones de grasas. A Sabatier son debidos los trabajos sobre la eficacia de diferentes catalizadores en la técnica de la hidrogenación.

El Alemán W. Normann es considerado como realizador de los pasos más importantes en el terreno de la hidrogenación de grasas, que en 1911, tiempo en el que Sabatier sobresalía, emprendió pruebas de laboratorio para endurecer grasas, es decir, para transformar ácidos grasos no saturados o sus glicéridos en enlaces saturados, que debían ser el punto de partida de un importante procedimiento industrial. Es debido a la indiscutible dirección de Normann el haberse llevado a cabo la hidrogenación de grasas por un procedimiento realizable técnicamente utilizando un sistema trifásico (grasa líquida, catalizador sólido e hidrógeno en forma de gas). Normann utilizó para su trabajo únicamente bajas presiones. Aproximadamente a partir de 1910 y apresuradamente a causa de la guerra, Haber y Bosch desarrollaron completamente nuevos procedimientos de hidrogenación a altas presiones para unir el nitrógeno reaccionante a hidrógeno. Así nuevamente se dio un gran paso adelante en la técnica de la hidrogenación. En este aspecto hubo que solucionar urgentes problemas de aparatos y material.

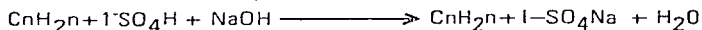
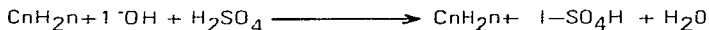
Independientemente de esto, empezaron a crecer a fines de la primera guerra mundial procedimientos de hidrogenación a media presión, los cuales están en relación directa con la fundación de la hoy Deutsche Hydrierwerke GmbH. Se realizaron también trabajos en oposición a los anteriores, así en forma opuesta al endurecimiento de grasas, el enriquecimiento de hidrógeno sobre la naftalina purificada y cristalizada conduce a productos líquidos, por lo que se empezó a hacer uso del procedimiento de hidrogenación catalítica. Al mismo tiempo, se había empezado a utilizar el procedimiento de hidrogenación a alta presión. Schrauth y sus colaboradores tuvieron la idea de transformar, a través de una enérgica hidrogenación o descarboxilación, ácidos grasos saturados, como los usa la industria de los jabones y como se encuentran en las materias primas de grasa de coco y grasa de pepitas de palma. La acción del hidrógeno no debía pues, limitarse a enlaces no saturados, como con Normann, sino que debía emplearse con el grupo de ácidos de los ácidos grasos separados de la glicerina. En un mecanismo de reacción exactamente equilibrado

se debía trabajar a presión extraordinariamente alta y a elevada temperatura, similar a las condiciones de la síntesis del amoníaco, debía lograrse la transformación del grupo carboxilo en un grupo hidroxilo, es decir, fabricar alcoholes grasos a partir de ácidos grasos. Esto se realizó según la ecuación siguiente:



Una sobrehidrogenación debía evitarse ya que conduce a hidrocarburos de tipo bencénico. Una baja hidrogenación había puesto en duda el rendimiento y la economía en esta operación. La hidrogenación de la materia prima grasa dá por resultado, primeramente, una mezcla de alcoholes grasos. Por destilación fraccionada es entonces posible separar los alcoholes grasos, por números pares, aproximadamente en un ámbito de 6 a 18 átomos de carbono. Esto se emprendió por vez primera para conocer los individuos aislados y conocer sus propiedades. Hasta entonces (1930), no se encontraba ni en un manual, ni en una revista de Química, trabajos detallados sobre los alcoholes correspondientes a los ácidos carbónicos de alto peso molecular. Denominaciones como alcohol láurico (C<sub>12</sub>), alcohol miristílico (C<sub>14</sub>), alcohol palmítico (C<sub>16</sub>), apenas se nombraban.

Así la síntesis industrial de alcoholes grasos puso por primera vez a disposición del científico una serie de nuevos cuerpos grasos, que no podía conseguirlos directamente de la naturaleza. Como ya se dijo con anterioridad, apenas se encuentran materias grasas neutras no esterificadas en organismos animales o vegetales. La hidrogenación tuvo lugar frente a cuerpos de diferente contenido de carbono y diferente estado de agregación: Líquidos parecidos al agua, aceites espesos y sus tancias de una estructura exterior cerosa. Las fracciones medias de C<sub>12</sub>-C<sub>16</sub> se mostraron en el curso de los ensayos particularmente interesantes. Según los fines de aplicación se podían sustituir las fracciones aisladas por grupos de fracciones. La fracción técnica de tipo ceroso C<sub>16</sub> - C<sub>18</sub> es, por ejemplo, eminentemente apropiada para fabricar coloides neutros a base de emulsiones de aceite en agua con un alto contenido de agua. Aquí se señaló de un modo especialmente característico cómo el grupo hidroxilo favorece también la hidrofilia de cuerpos grasos de alto peso molecular. Con esta fracción de alcohol graso se pueden fabricar sin dificultad bases consistentes para ungüentos o emulsiones muy líquidas. Esta propiedad condujo a una valiosa posibilidad de aplicación en el terreno cosmético-farmacéutico. Las fracciones medias C<sub>10</sub> - C<sub>14</sub> aproximadamente, alcanzaron su directa y revolucionaria importancia después de que fue reconocido su valor como materia prima para la industria de detergentes. Sería demasiado largo describir este desarrollo minuciosamente. En las sales de ésteres sulfúricos de alcohóles grasos o en los sulfatos de alcohóles grasos, se descubrieron detergentes espumantes que se distinguen: Frente al jabón en solución acuosa, por su neutralidad; en aguas duras por su resistencia y frente a ácidos y álcalis, por su especial estabilidad. La sulfatación y neutralización se ilustran por medio de las ecuaciones siguientes:



La elección de determinados alcoholes grasos para la sulfatación admite variar los productos terminados en diversas formas. Con la longitud de la cadena de carbonos se cambia también la actividad capilar. Así se pueden obtener productos en los cuales aparecen propiedades humectantes, espumantes o avivantes, o en los que figuran todas juntas.

Se tiene pues en la mano corregir a la naturaleza en un cierto sentido. Se ha hecho prácticamente posible, a través de tales procedimientos industriales de hidrogenación y reducción, descarboxilar cada ácido graso o transformar también mezclas de grasas naturales.

Según el desarrollo anterior observamos que fue hasta principios de siglo cuando se empezaron a utilizar métodos industriales para la preparación de alcoholes grasos, pero a partir de este momento se desarrollaron en varios países diversas técnicas para la fabricación de estos alcoholes, lo cual se debió a la gran importancia que adquirieron en su aplicación y que aún mantienen estos compuestos como base para la fabricación de diferentes productos químicos.

Las nuevas exigencias de los compradores podrán satisfacerse según la situación económica y la existencia de materias primas. Por la fundación y desarrollo de los procedimientos de reducción e hidrogenación se han podido llevar y se seguirán llevando nuevos productos a terrenos de aplicación que se han hecho de gran importancia para la industria de los pueblos en desarrollo.

## CARACTERISTICAS

Los alcohóles grasos son un gran grupo de alcohóles alifáticos, a los cuales se les denominó en esta forma debido a que son derivados de grasas y aceites naturales. Dentro de la serie de alcohóles grasos pueden incluirse alcoholes con un número no de átomos de carbono; sin embargo, una definición más estricta se referirá únicamente a aquellos alcohóles con un número par de átomos de carbono en su molécula. Esto es porque los glicéridos encontrados en la naturaleza, contienen porciones de ácidos con números par de átomos de carbono. (2)

La selección de una grasa o un aceite para la manufactura de alcohóles grasos depende de varios factores, tales como precio, disponibilidad, estabilidad en el mercado, tipo de alcohol o mezcla de alcoholes deseada, así como de las características necesarias para el manejo de la grasa o aceite en el proceso. Existen por lo menos 25 grasas o aceites diferentes, perfectamente conocidos y estudiados, los cuales podrían servir como punto de partida para la fabricación de alcoholes grasos. Algunos de estos aceites y grasas son: sebo, manteca de cerdo, aceite de coco, aceite de cacahuate, aceite de linaza, aceite de semilla de algodón, aceite de soya, aceite de castor, aceite de oiticica y aceites de esperma.

---

(2).- MEUNIER V. C.- The Journal of the American Oil Chemists' Society.- Volumen 35, página 525.- Chicago, (1958).

Las grasas y los aceites son mezclas de glicéridos. Los glicéridos son ésteres, los cuales pueden ser hidrolizados para producir glicerina y una mezcla de ácidos grasos. Los ácidos podrán entonces ser reducidos a alcoholes. Aunque estos pasos ilustran el origen de los alcoholes grasos, no representan los procesos actuales usados en la manufactura de los mismos.

Dentro de las mezclas de glicéridos encontrados en la naturaleza, las porciones de ácidos grasos varían en forma muy amplia en la longitud de su cadena. Por ejemplo, el aceite de coco contiene porciones de ácidos grasos conteniendo de 6 a 18 átomos de carbono. En general en todos los aceites y grasas existe una preponderancia de una o dos porciones de ácidos grasos. Las posibilidades de variación en  $R_1\text{-COOH}$ ,  $R_2\text{-COOH}$  y  $R_3\text{-COOH}$  son muy grandes. Un caso de esto lo vemos al comparar las composiciones de los aceites de coco y sebo en la tabla siguiente:

COMPOSICIONES PROMEDIO DE ACEITES DE COCO Y SEBO		
ACIDOS GRASOS	% DE ACIDO TOTAL CONTENIDO	
	ACEITE DE COCO	SEBO
<u>ACIDOS SATURADOS:</u>		
Caproico	0.7	—
Caprílico	8.6	—
Cáprico	6.4	—
Láurico	46.8	—
Mirístico	18.2	3.0
Palmítico	8.4	29.0
Esteárico	1.0	18.5
<u>ACIDOS INSATURADOS:</u>		
Oleico	8.1	46.5
Linoleico	1.8	3.0

Estos aceites difieren apreciablemente en su composición y son dos de las más importantes materias primas empleadas en la manufactura de alcoholes grasos.

La porción de ácidos grasos de algunos glicéridos, contienen cadenas mayores a 24 átomos de carbono como es el caso del aceite de cacahuete. Los glicéridos con porciones de ácidos grasos comprendidos entre 6 y 18 átomos de carbono son comercialmente los más importantes en la manufactura de alcoholes grasos.

## PROPIEDADES

Los alcoholes grasos son líquidos o sólidos a temperatura ambiente, dependiendo ésto de la complejidad de su cadena, es decir, del número de átomos de carbono que contenga, así, los alcoholes grasos que contengan más de 14 átomos de carbono en su molécula, presentarán un estado físico a temperatura ambiente de una cera sólida. Los alcoholes grasos son muy parecidos a sus ácidos análogos en muchos aspectos físicos; debido a que se encuentran menos asociados que los ácidos grasos correspondientes, estos alcoholes poseen puntos de ebullición ligeramente menores. (3).

Cada miembro de la serie homóloga de alcoholes grasos puede ser rápidamente separado uno de otro por medio de una destilación fraccionada a presión reducida. Asimismo, como sucede con los homólogos de los ácidos grasos, la separación de alcoholes saturados e insaturados de igual longitud de cadena no es posible por medio de una destilación fraccionada sino que se tendrá que hacer uso de otras técnicas como son, cristalización fraccionada, formación de un complejo con úrea, prensado y otras técnicas.

Como todos sus homólogos de menores pesos moleculares, los alcoholes grasos efectúan todas las reacciones típicas del grupo hidroxilo alifático. Por sí mismos, los alcoholes grasos poseen muchos campos de propiedades características que encuentran aplicaciones en muchos campos; como por ejemplo, los olores y aromas de alcoholes con un contenido de átomos de carbono de 6 a 12 hacen a estos alcoholes deseables en perfumería y como aditivos en cosméticos. Las características emolientes de los alcoholes con un contenido de carbonos de  $C_{16}$  y  $C_{18}$  son utilizadas para formulaciones de cremas de afeitar, para reducir pegamentos y viscosidades en algunas ceras y aceites, o bien como lubricantes.

Partiendo de la mezcla de alcoholes grasos obtenida de la reducción del aceite de coco o sebo, se determinaron las propiedades físicas de individuos aislados de esta serie de alcoholes, los cuales se encuentran enumerados en la tabla siguiente: (4)

- 
- (3).- GLENN R. WILSON.- The Journal of the American Oil Chemists' Society.- Volumen 31, página 564.- Chicago, (1954).  
 (4).- MEUNIER V.C.- The Journal of the American Oil Chemists' Society.- Volume: 35, Página 525.- Chicago, (1958).

PROPIEDADES FÍSICAS DE LOS ALCOHOLES GRASOS			
ALCOHOL	PESO MOLECULAR	PUNTO DE EBULLICION 760 m.m., P.E. °C.	PUNTO DE FUSION
N-Hexílico	102.15	157.2	- 51.60
N-Octílico	130.23	195.0	- 16.30
N-Decílico	158.28	231.0	- 6.00
Láurico	186.33	255.0	22.60
Mirístico	214.38	263.2	37.62
Cetílico	242.44	344.0	49.30
Esteárico	270.99	210.5/15 m.m.	59.00

Las diferencias existentes entre alcoholes saturados de número par o número non de átomos de carbono tienen grandes variaciones por lo que son de gran interés comercial. (5) Cuando los puntos de fusión de los alcoholes de diferente número de átomos de carbono son graficados contra su contenido de carbonos, los miembros más bajos de la serie muestran ciertas alteraciones; sin embargo, para los homólogos más grandes de la serie, esta alteración se torna despreciable. La línea divisoria en estas alteraciones la encontramos en el alcohol láurico ( $C_{12}$ ), así los homólogos superiores a esta fracción caen aparentemente dentro de una curva continua. Los puntos de fusión de alcoholes insaturados son menores que los de sus homólogos saturados. Por ejemplo, el alcohol oleico ( $C_{18}$ ) es un líquido a temperatura ambiente, mientras que el alcohol esteárico ( $C_{18}$ ) es un sólido con un punto de fusión de  $59^{\circ}\text{C}$ .

Comercialmente, los alcoholes grasos son distribuidos a los consumidores en forma de mezclas. Por ejemplo, el alcohol láurico es actualmente una mezcla de 3 a 5 componentes. Esto da aparentemente la combinación deseada de propiedades físicas para el uso final de este producto. Sin embargo, existe un creciente interés comercial en alcoholes láuricos con pocos componentes.

(5).- TEETER H. M., Cowan J. C.- The Journal of the American Oil Chemists' Society.- Volumen 33, pág.163. Chicago, (1956).

El número de hidroxilo en los alcoholes es de gran importancia en la determinación del peso molecular promedio de una mezcla de alcoholes. Esto es importante en las determinaciones estequiométricas de cantidades de reactivos utilizadas en diversas reacciones, tal como sucede con la adición de ácido clorosulfónico al alcohol láurico como un paso de la síntesis del lauril sulfato de sodio. El número de hidroxilo está definido como el número de miligramos de hidróxido de potasio, los cuales son equivalentes al contenido de hidroxilo de un gramo de alcohol. Probablemente, el método más utilizado es el de Verley y Botsing, el cual está basado en la acetilación de los alcoholes con anhídrido acético.

Otras propiedades físicas no menos importantes son: El valor de éster, que es una medida de ésteres no reducidos presentes en el alcohol; el número de iodo, el cual mide insaturación en el alcohol; el número de ácido, que nos indica la cantidad de grupos carboxilos libres de ácidos grasos presentes. Gravedad específica, índice de refracción, viscosidad y calores latentes son de gran utilidad para la identificación de alcoholes, así como para cálculos de ingeniería con estas sustancias.

Los alcoholes grasos realizan reacciones químicas (6) y (7), en las cuales se comportan como miembros típicos de la serie de alcoholes monohídricos alifáticos. Las reacciones más importantes, desde el punto de vista comercial son sulfatación, halogenación y etoxilación. Estas y otras reacciones más de los alcoholes grasos se encuentran resumidas a continuación:

### REACCIONES DE R-CH<sub>2</sub>-OH

#### 1. OLEUM O



TRIOXIDO DE SULFURO

(6).- MEUNIER V.C.- The Journal of the American Oil Chemists' Society.- Volumen 35, página 525.- Chicago, (1958).

(7).- GAST L.E., BITNER E.D., COWAN J.C.- TEETER H.M.- The Journal of the American Oil Chemists' Society.- Volumen 35, página 703.- Chicago, (1958).



2.  $\text{HCL} \longrightarrow \text{R-CH}_2\text{-CL}$
3.  $\text{CH}_2 \begin{array}{c} \text{O} \\ \diagup \quad \diagdown \\ \text{---} \quad \text{---} \\ \text{CH}_2 \end{array} \longrightarrow \text{R-CH}_2\text{-(OCH}_2\text{-CH}_2\text{)}_n\text{OH}$
4.  $\text{R}'\text{-COOH} \longrightarrow \text{R-CH}_2\text{-O-C(=O)-R}'$
5. DEHIDRATACION  $\longrightarrow \text{R-C(=CH}_2\text{)-H}$
6. OXIDACION  $\longrightarrow \text{R-C(=O)-H}$
7.  $\text{R}'\text{-C(=O)-OR}'' \longrightarrow \text{R}'\text{-C(=O)-OCH}_2\text{R} + \text{R}''\text{-OH}$
8.  $\text{HONO}_2 \xrightarrow{\text{H}_2\text{SO}_4} \text{R-CH}_2\text{-ONO}_2$
9.  $\text{POCl}_3 \xrightarrow{\text{PIRIDINA}} \text{PO (O-CH}_2\text{-R)}_3$
10.  $\text{HC} \equiv \text{CH} \longrightarrow \text{R-CH}_2\text{-O-CH} = \text{CH}_2$
11.  $\text{R}'\text{-O-C(=CH}_2\text{)-H} \longrightarrow \text{R-CH}_2\text{-OCH} = \text{CH}_2 + \text{R}'\text{-OH}$

Las tres primeras reacciones pueden ser nombradas como las más comerciales en la utilización de los alcoholes grasos. La reacción de sulfatación puede realizarse por diversos métodos, siendo los más comunes las reacciones de alcoholes grasos con óleum, ácido clorosulfónico o trióxido de sulfuro. El ácido clorosulfónico es probablemente el reactivo más empleado para sulfatación. Cuando se utiliza óleum como agente sulfatante se forma como producto secundario agua, en cambio cuando se utiliza ácido clorosulfónico como agente sulfatante se obtiene como producto secundario en la reacción cloruro de hidrógeno, el cual hierve a bajas temperaturas (35-50°C). Publicaciones recientes ofrecen detalles de procesos para sulfatación de alcoholes grasos con trióxido de sulfuro. Este proceso es recomendado cuando se desea obtener sulfatos con bajo grado de sal.

De los métodos conocidos para hacer haluros de alquilo, solo aquellos que están basados en la reacción de haluros de hidrógeno con alcoholes grasos son de valor práctico, recibiendo en estos los cloruros la mayor atención. Existe gran bibliografía e información química sobre su preparación. Uno de los desarrollos más interesantes fue el uso de cloruro de zinc para catalizar la reacción y aumentar el rendimiento de cloruro. El cloruro láurico es usado como intermediario para la preparación de compuestos cuaternarios y dodecil mercaptano.

La reacción de etoxilación es usada para la preparación de poliéteres del alcohol láurico y de algunos otros alcoholes grasos. Estos tienen buen comportamiento como agentes activos en formulaciones de detergentes, siendo también de interés como emulsificantes en diversas aplicaciones.

## USOS PRINCIPALES

Como habíamos descrito anteriormente, estos productos poseen características y propiedades — que los hacen muy deseables para diversas aplicaciones, (8) y (9), las cuales se detallan a continuación:

### A. En la industria de cosméticos y productos farmacéuticos:

Esta industria aprovecha las propiedades emolientes de los alcoholes con un contenido de 16 a 18 átomos de carbono y los utiliza en cremas de afeitar, cremas limpiadoras, cremas desvanecedoras, ungüentos antiestamínicos y otros de este tipo. Otras aplicaciones de los alcoholes grasos dentro de la industria de los cosméticos, es debido a los olores que tienen los alcoholes grasos con cadenas de 6 a 12 átomos de carbono, los cuales son considerados de gran valor como aditivos en perfumería y cosmética, su aplicación la tienen directamente en lociones, tubos de labios, dentífricos y shampoos.

(8).- MEUNIER V.C.- The Journal of the American Oil Chemists' Society.- Volumen 35, Página 525.- Chicago, (1958).

(9).- GLENN R. WILSON.- The Journal of the American Oil Chemists' Society.- Volumen 31, Página 564.- Chicago, (1954).

B. En la industria textil y del cuero:

Dentro de esta industria, los alcoholes grasos se utilizan como intermediarios para la preparación de productos auxiliares. Cabe hacer notar que se utilizan como alcoholes grasos sulfatados.

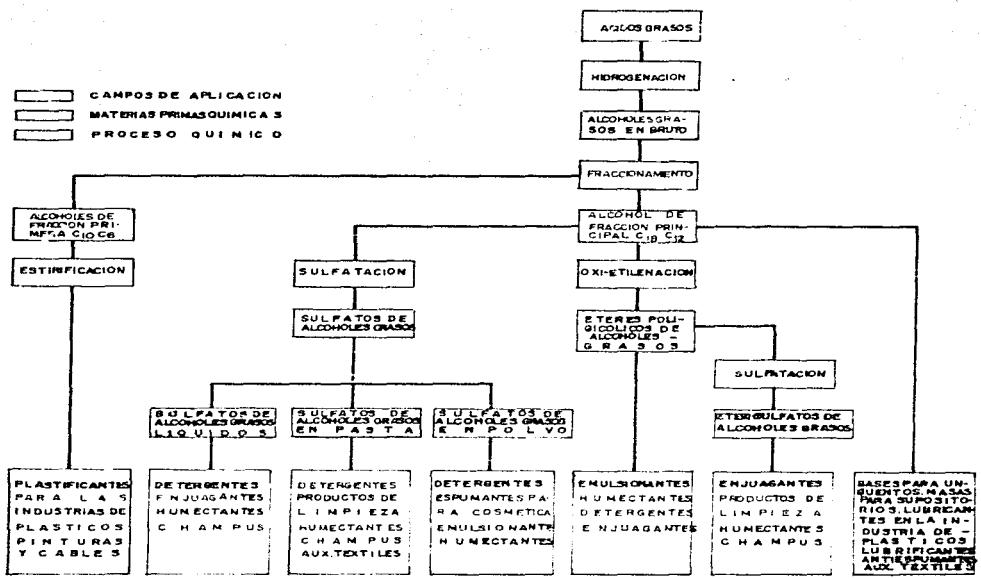
C. En la industria de los detergentes. (10)

En esta industria los alcoholes grasos tienen la función de agentes tenso-activos, esta función la ejercen en forma de sulfatos. Comúnmente, los derivados más importantes de los alcoholes grasos son los alquil sulfatos de sodio, los cuales son la base para la preparación de gran cantidad de detergentes de uso doméstico. Los alquil sulfatos de sodio derivados de alcoholes grasos con cadenas de 12 a 18 átomos de carbono, exhiben excelentes propiedades detergentes, aunque la solubilidad en agua de estos sulfatos decrece con el aumento en la longitud de cadena, con excepción hecha del sulfato oleico de sodio. Inicialmente, los alcoholes con una longitud de cadena de 12 ó 14 átomos de carbono eran los más deseables para obtener máximas propiedades detergentes (estos alcoholes eran provenientes de una reducción de aceite de coco relativamente cara); algunos de éstos, aunque en una mínima parte, han sido reemplazados por otros alcoholes grasos saturados, los cuales contienen una longitud de cadena de 16 a 18 átomos de carbono y aunque no tienen la misma eficiencia en las propiedades que los anteriores, sí son mucho más baratos ya que provienen de la reducción de sebo cuyo costo es menor. Stirton y colaboradores demostraron que el sulfato oleico de sodio es un detergente superior, ya que su gran contenido en alcoholes de sebo sin hidrogenar (45-50<sup>0</sup>/o), representa una materia prima de gran potencial para el campo de los detergentes.

D. En la industria de grasas y aceites:

Dentro de esta industria los alcoholes grasos tienen también gran importancia, ya que tienen la propiedad de reducir la viscosidad y adhesividad en formulaciones de grasas y aceites, estas formulaciones son utilizadas en la fabricación de papeles carbón, aceites para corte, flujos hidráulicos y aceites lubricantes. En el campo de aceites lubricantes encontramos que algunos ésteres de alto peso molecular provenientes de alcoholes grasos, por ejemplo, los ésteres polimetacrílicos aparecen como buenos depresores del punto de vaciado y buenos

CAMPOS DE APLICACION  
 MATERIAS PRIMAS QUIMICAS  
 PROCESO QUIMICO



ALCOHOLES GRASOS
AG

CAMPOS DE APLICACION DE LOS ALCOHOLES GRASOS
LAMINA I

fijadores de índice de viscosidad en el campo de aceites lubricantes. Los alcoholes grasos son empleados también como agentes de flotación y antiespumantes.

E. En la industria de plásticos:

El uso de los alcoholes grasos dentro de la industria de los plásticos no es de gran importancia ya que otros productos pueden reemplazarlos debido a su costo relativamente alto. La función de los alcoholes grasos en la industria de los plásticos es la de actuar como intermediarios para plastificantes.

F. En otras industrias:

La aplicación de los alcoholes grasos se extiende aún a otras industrias aunque en menor escala, por lo que tienen aplicación en las industrias de papel, hule, adhesivos en donde actúan como agentes suavizantes y en la industria del petróleo para preparación de diversos aditivos.

Estas son algunas de las principales aplicaciones actuales de los alcoholes grasos, ya sea en forma directa o en forma de derivados de los mismos como son los sulfatos y fosfatos de estos alcoholes. La posibilidad de la amplia variedad de alcoholes grasos (saturados e insaturados) proporciona un campo excelente para investigaciones sobre la aplicación y desarrollo de estos productos.

## NORMAS Y ESPECIFICACIONES

No existen normas específicas para la fabricación de alcoholes grasos. La composición de los productos obtenidos dependerá en parte, de la composición de la materia prima utilizada. La materia prima, o sea el aceite de coco, es una mezcla en diferentes proporciones de ácidos grasos los cuales tienen una longitud de cadena que varía desde ácidos con 6 átomos de carbono hasta ácidos con 18; así la composición del aceite de coco utilizada nos dará la composición de la mezcla de alcoholes grasos obtenida. Esta composición no es estrictamente la misma ya que se verá afectada por la refinación de los alcoholes grasos, es decir, que en la refinación se perderán cabezas y colas y esto se reflejará en un aumento en la composición de las fracciones iniciales y finales. (11)

La mezcla de alcoholes grasos resultante de la reducción del aceite de coco se le conoce comúnmente con el nombre de alcohol láurico, por ser éste el que predomina en la composición del producto final. En la fabricación de alcoholes láuricos existen dos calidades de acuerdo a las necesidades de los consumidores, existiendo además productos puros, los que se obtienen con un

(11).- GELLENDIEN W.- De las Grasas a los Alcoholes Grasos (Estudio Histórico-Químico).- Publicación de Deutsche Hydrierwerke GmbH, Düsseldorf, (1965).

95<sup>0</sup>/o de pureza. Así en forma general, los alcoholes láuricos o alcoholes grasos obtenidos del aceite de coco podrán suministrarse a los consumidores según las siguientes calidades:

TIPO	CONTENIDO APROX. EN <sup>0</sup> /o EN PESO				
	DECILICO	LAURICO	MIRISTICO	CETILICO	ESTEARILICO
1. Alcohol Láurico Técnico (C <sub>12</sub> - C <sub>18</sub> )	0 - 3	50-58	19 - 24	10 - 11	10 - 12
2. Alcohol Láurico Especial (C <sub>12</sub> - C <sub>14</sub> )	0 - 2	70-75	25 - 30	-----	-----
3. Dodecanol Técnico (C <sub>12</sub> - C <sub>16</sub> )	2 Aprox.	62 Aprox.	23 Aprox.	11 Aprox.	2 Max.
4. Alcohol Láurico (N-Dodecanol)	C <sub>12</sub> -----	95. Min.	-----	-----	-----
5. Alcohol Mirístico (N-Tetradecanol)	C <sub>14</sub> -----	-----	95 Min.	-----	-----
6. Alcohol Cetílico (N-Hexadecanol)	C <sub>16</sub> -----	-----	-----	90 Min.	-----
7. Alcohol Estearico (N-Octadecanol)	C <sub>18</sub> -----	-----	-----	-----	95 Min.

Las diferencias existentes entre los alcoholes láurico técnico y láurico especial radica únicamente en la refinación, lo mismo sucede con el dodecanol técnico y en la obtención de los demás alcoholes purificados.

## CAPITULO IV

### SOBRE EL MERCADO

#### CONSIDERACIONES GENERALES

En general la industria mexicana alcanza ya un alto grado de desarrollo y complejidad. Durante los últimos años, México se ha colocado entre los 10 primeros países en desarrollo - por lo que respecta al ritmo del crecimiento del producto nacional bruto. Este crecimiento, impulsado por el desarrollo de la infraestructura económica, ha sido el resultado de medidas de fomento industrial establecidas por el gobierno mexicano. La incentivación fiscal - a industrias nuevas y necesarias, y la protección contra importaciones sobresalen entre otras.

En la actualidad, se buscan nuevos estímulos y controles que además de acelerar aún más - el proceso de desarrollo, ofrezcan seguridad al nivel logrado. En una palabra, se busca corregir los defectos observados durante este crecimiento. Entre los defectos de la estructura industrial mexicana se observa el de los relativos altos costos de producción, siendo el sistema de protección contra importaciones el causante de este efecto.

La industria química mexicana, como anteriormente mencioné, ha logrado su dinámico desarrollo gracias a la política proteccionista, con la cual mediante un permanente proceso - de sustitución de importaciones nos enfocamos hacia una integración nacional. Sin embargo, resiente el problema de altos costos por su pequeño mercado nacional y la consecuente falta de competitividad internacional.

Como es del conocimiento general, la protección de la producción nacional contra importaciones, se ejerce mediante la obstaculización tanto económica como administrativa, a la libre introducción de mercancías extranjeras. Esto se efectúa mediante un mecanismo doble, por un lado la barrera arancelaria, y por otro la sujeción al régimen de permiso de importación. El empleo de este último ha resultado más conveniente por su elasticidad. Sin embargo, el primero es el que constituye la verdadera protección de la industria nacional por parte de la autoridad gubernamental.

El régimen de permiso previo a la importación, permite el análisis de solicitudes, así como su discriminación para negar aquella que haría competencia a la producción local. Debo mencionar que el origen de este mecanismo, más que servir de elemento de protección, fue el control del comercio exterior con vistas a desarrollar la industria nacional. Por otro

lado, el mecanismo de protección ofrece solo un obstáculo económico proporcional al valor del producto, a través del gravamen — Ad Valorem—.

El problema fundamental que afronta hoy día la industria mexicana, radica en sus altos costos de producción, en tanto se compara con los de los países desarrollados. Problema que, a su vez, se deriva de la ya mencionada estrechez relativa del mercado interno. Así puede afirmarse que la actividad económica mexicana gira en un nivel de magnitud inferior al de los países desarrollados, presentando un círculo vicioso de altos costos por escaso mercado y escaso mercado por altos costos.

Se ha llegado a mencionar como solución a este círculo vicioso, la instalación de plantas con capacidades de tamaño internacional que destinen su producción a la venta en el exterior. Pero partiendo de la base universalmente aceptada de que el comercio exterior está basado en la venta de excedentes de producción, salvo en casos de ventajas excepcionales; y dicha venta de excedentes se costea sólo marginalmente. La exportación, es por tanto, una operación marginal, cuya utilidad no radica directamente en la venta al exterior sino en su efecto multiplicador sobre la economía del país y el consecuente ingreso de divisas. En México, se está planeando actualmente hacia expansiones de mercado futuro pero con base en demandas nacionales actuales. Como es natural, el proceso de reducir los costos de producción no puede realizarse de un día para otro, esto tardará algún tiempo para llevarse a cabo.

Aunque apartándome quizá del tema, he querido profundizar sobre las bases de la estructura de la industria química mexicana, ya que ésta refleja fielmente la situación de la industria de los alcoholes grasos en México; la industria de los alcoholes grasos en nuestro país, se encuentra aislada y defendida por las políticas proteccionistas del Gobierno Mexicano. En México, existe actualmente sólo un fabricante para estos productos el cual además de no cubrir las necesidades de consumo del país, se encuentra en un medio no competitivo, siendo el resultado de esto la existencia de una situación desventajosa para el consumidor de estos productos. La aparición de un competidor en el mercado nacional para este producto, traerá consigo beneficios tanto al país y consumidores, como a la misma industria de los alcoholes grasos en México. Los beneficios al país se verán traducidos en evitar salidas de capital por concepto de importaciones, además de existir posibilidades de exportación hacia algunos países de América Latina. Recordando que aunque la exportación no resultará más que en utilidades marginales en los productos, si se obtendrán beneficios en los volúmenes de producción; los que como ya mencioné con anterioridad, juegan un papel importante para la reducción de los elevados costos de producción que actualmente soportamos. Los beneficios para el consumidor serán desde el punto de vista de la satisfacción completa de sus necesidades en cuanto a calidad y cantidad, ya que la existencia de competencia en la fabricación de estos productos, forzosamente traerá consigo un aumento en la calidad de los mismos, así como una standarización en sus precios. Finalmente, los beneficios hacia la industria de los alcoholes grasos en México, serán en forma de un mayor desarrollo y aparición de nuevos productos de la misma rama con aplicaciones particulares de importancia.



## FUENTES DE ABASTECIMIENTO DEL PRODUCTO

La industria de los alcoholes grasos en México, se encuentra actualmente en una de las etapas iniciales de su desarrollo dentro del sector de la Industria Química Nacional. Debo mencionar que las primeras experiencias de la producción nacional, iniciada a principios de la década de los sesentas, han sido en general, satisfactorias. En este momento, esta industria atraviesa un período de sustitución de importaciones. Consecuentemente, existen dos fuentes principales de abastecimiento para estos productos, la producción nacional y las importaciones, siendo la primera de éstas la más importante en magnitud.

Estimados sobre la producción nacional de estos alcoholes, indican que durante 1969 se produjeron en México aproximadamente 900 toneladas de estos productos. Esta producción no fue suficiente para cubrir las necesidades internas del país, puesto que fue necesaria la importación de 200 toneladas (1) de estos alcoholes, poniendo esto en manifiesto la necesidad nacional de estos productos. Basándome en estimados de demanda para estos alcoholes, calculo que el consumo de estos productos se verá fuertemente incrementado en el futuro.

En México, actualmente existe un sólo fabricante para estos productos; este fabricante es además el único en toda Latino América. La capacidad instalada de este Fabricante, se estimó en 900 toneladas anuales en 1969. Esta capacidad es en su mayor parte para la obtención de alcoholes en el rango de  $C_{12}-C_{18}$ . Otras fracciones de alcoholes grasos diferentes a estas no tienen mucha importancia, ya que su aplicación dentro de la industria nacional es relativamente baja.

La creciente demanda de alcoholes grasos en México durante los últimos años, es una buena medida del desarrollo que estos productos están obteniendo dentro de la industria nacional. El crecimiento promedio anual de estos productos a partir de 1966, es aproximadamente de 15<sup>o</sup>/o., el cual es mayor que el crecimiento promedio anual estimado para la fabricación mundial de alcoholes grasos, estimado en 7<sup>o</sup>/o (2). Este crecimiento es aún más sobresaliente si se considera que la elevada cifra obtenida para el crecimiento promedio anual a partir de 1966, fué el resultado de incrementos mayores al 17<sup>o</sup>/o en la fabricación de estos productos durante los últimos 3 años. A continuación se encuentran los estimados de las producciones locales de alcoholes grasos a partir de 1964:

(1).- ANUARIO ESTADISTICO DE COMERCIO EXTERIOR.- Secretaría de Industria y Comercio.  
Dirección General de Estadística.- México (1970)

(2).- H.A.W. HILL.- Detergents and Specialties.- Marzo 1970.- Páginas 22,24,54.- NEW YORK (1970)

PRODUCCION NACIONAL DE ALCOHOLES GRASOS (3)			
AÑO	PRODUCCION (Ton./Año)	VALOR (Pesos/Año)	INCREMENTO
1964	450	6,500,000	-----
1965	500	7,250,000	11 %
1966	550	8,000,000	11 %
1967	650	9,500,000	18 %
1968	750	11,000,000	16 %
1969	900	13,000,000	20 %
1970	1100	16,000,000	22 %

NOTA: Estos datos son únicamente estimados y no significan en ningún momento valores reales de Producción.

Este notable crecimiento en el consumo de alcoholes grasos se ha debido a diferentes factores, entre los que sobresalen los siguientes: Aumentos considerables en las cantidades de consumo en las diferentes industrias, siendo esto el reflejo del desarrollo industrial de nuestro país, así como de standards de tecnología más avanzados. Otro factor de importancia, es el aumento en el número de aplicaciones de estos productos en las diferentes industrias, lo que indica la aparición de aplicaciones más variadas y específicas para la mejor satisfacción de las necesidades del mercado. Un factor importante y digno de mencionarse, es la aplicación de los alcoholes grasos como agentes tenso-activos en la fabricación de detergentes, que en nuestro país es relativamente baja comparada con el uso de estos productos en otros países. Información disponible indica que la demanda de alcoholes grasos como agentes tenso-activos para la fabricación de detergentes llega a ser en algunos países del orden de 50% - 75% (4) de la demanda total de estos productos. En México, considero que esta aplicación de los alcoholes grasos llega ser del orden de 15% de la demanda nacional. Sin embargo, existe una tendencia al alza en el consumo de estos productos en formulaciones para detergentes como una consecuencia natural del desarrollo y de una tecnología superior en este campo.

(3).- INFORMACION OBTENIDA DIRECTAMENTE DEL FABRICANTE NACIONAL DE ESTOS PRODUCTOS.- México (1970).

(4).- H.A.W. HILL.- Detergents and Specialties.- Marzo 1970.- Páginas 22,24,54.- NEW YORK (1970).

No existe en este momento un balance en la situación nacional de oferta y demanda para la industria de los alcoholes grasos. Ya que como mencioné anteriormente, la insuficiencia en la producción nacional de estos alcoholes, ha traído como consecuencia la necesidad de importar estos productos; provocando esto la salida de capital al extranjero. Desde 1966 a la fecha, las importaciones anuales de estos productos se han mantenido en el rango de 100—200 toneladas; sin embargo, durante los últimos años éstas han mostrado una tendencia a incrementarse a pesar de los diferentes incrementos en la producción nacional ocurridos durante este período. El monto de las importaciones sobrepasan anualmente los 2 millones de pesos.

Los alcoholes grasos se importan principalmente de los Estados Unidos aunque también se obtienen cantidades considerables de la República Federal Alemana. Las importaciones de éstos productos en general, se han mantenido en un nivel constante, aunque existe una tendencia al incremento durante los últimos años. Información disponible indica las siguientes cifras en las importaciones de alcoholes grasos.

IMPORTACIONES DE ALCOHOLES GRASOS (5)			
AÑO	VOLUMEN (Tons.)	VALOR (Miles de Pesos)	PRECIO PROMEDIO (Miles de pesos/Ton.)
1966	182.628	1,541.222	8.00
1967	110.198	885.872	8.00
1968	189.099	1,758.620	9.30
1969	207.176	1,855.418	9.00

Como se puede observar de la información anterior, no existen datos suficientes a la fecha que nos ofrezcan una orientación sobre la importación de estos productos en México. Ya que la información disponible, además de presentar cifras no muy completas para los años más recientes, hace muy difícil el estimado de cifras para los años anteriores a 1965. Los datos sobre importación de alcoholes grasos para el año 1965 y anteriores, se encuentran englobadas en fracciones que abarcan un grupo mayor de alcoholes, lo cual hace difícil aún el hacer un estimado sobre las mismas.

## INDUSTRIAS CONSUMIDORAS

Como mencioné anteriormente, los alcoholes grasos poseen características y propiedades que los hacen muy deseables para diversas aplicaciones. Prácticamente éstos productos encuentran aplicaciones en un gran número de las industrias de proceso, pero específicamente y en orden de importancia pueden nombrarse las siguientes: Las industrias de cosméticos y productos farmacéuticos, detergentes, textil, de curtiduría, papel, pinturas, aceites y grasas, hule y adhesivos. Aunque no son las únicas, puede considerarse que estas son las industrias consumidoras de alcoholes grasos. La participación de estas industrias en el consumo de estos productos es la siguiente:

DISTRIBUCION DEL CONSUMO DE ALCOHOLES GRASOS EN MEXICO (6)	
INDUSTRIA	CONSUMO (% Producción Nacional)
COSMETICOS Y PRODUCTOS FARMACEUTICOS	45%
HULE	20%
TEXTIL	15%
DETERGENTES	15%
CURTIDURIA	} 5%
PAPEL	
GRASAS Y ACEITES	
ADHESIVOS	

En la mayoría de estas industrias los alcoholes grasos son utilizados como agentes tenso-activos, aunque algunas los utilizan como agentes emulsionantes y otras para diversas aplicaciones físicas. Aunque estos dos últimos campos de aplicación de los alcoholes grasos son pequeños comparados con el primero, no dejan de ser importantes. Así vemos que la participación de los alcoholes grasos en las diversas industrias es como sigue: La industria de los

(6) Información obtenida directamente del único fabricante nacional de alcoholes grasos. - México (1970).

cosméticos aprovecha las propiedades emolientes de estos alcoholes y los utiliza en cremas de afeitar, cremas limpiadoras, cremas desvanecedoras, ungüentos y otros compuestos de este tipo. En la industria de los detergentes los alcoholes grasos tienen la función de agentes tenso-activos, ejerciendo esta función en forma de sulfatos. En la industria textil se utilizan los alcoholes grasos como productos intermedios para la preparación de productos auxiliares, los cuales se utilizan en casi todos los procesos textiles, desde el acabado de fibras naturales y artificiales hasta el terminado de artículos y prendas textiles de venta directa. La industria de la curtiduría utiliza alcoholes grasos para el desengrase y teñido, así como también para proporcionar el tacto adecuado para pieles o cuero terminados. Los alcoholes grasos tienen la función de actuar como suavizantes en la industria del hule, así como en la de adhesivos. Mientras que en la industria del papel tienen la función de productos para el acabado produciendo diferentes tactos y texturas. Finalmente, en la industria de grasas y aceites actúan como depresores de viscosidad y adhesividad en diferentes formulaciones. (7) (8)

Con respecto a la distribución geográfica del consumo, puedo afirmar con base en las diferentes industrias consumidoras que, el consumo de este producto se encuentra casi en su totalidad en la ciudad de México y zonas industriales que la rodean. Sin embargo, habrá que considerar las zonas de Monterrey y Guadalajara, así como otras en las cuales se localizan la industria textil y la del papel. Pero aún después de considerar las mencionadas zonas consumidoras, estimo que aproximadamente 80-85% de la producción total se consume en la ciudad de México y alrededores.

## PRODUCTOS SUBSTITUTOS

En la actualidad, los alcoholes grasos gozan de una aceptación general por parte de las industrias consumidoras. Esto es debido principalmente a las propiedades tan características de estos productos. Por la misma razón, no existe el peligro de que estos productos se puedan ver reemplazados por otros en los diferentes campos de aplicación, pues aunque existen otros productos que pueden comportarse en forma similar para determinadas aplicaciones no los igualan. Así tenemos el caso del uso de los alcoholes grasos en la industria de los plásticos, el cual no es de gran importancia ya que otros productos pueden reemplazarlos debido a su costo relativamente alto; la función de los alcoholes grasos en esta industria es la de actuar como intermediarios para plastificantes. Sin embargo, no existe la misma situación para las industrias antes descritas, en las cuales los alcoholes grasos desempeñan funciones no iguales por otros compuestos.

El mayor peligro de sustitución para los alcoholes grasos provenientes de materias primas naturales lo ofrecen los alcoholes grasos sintéticos. Durante los últimos siete años, los alcoholes grasos sintéticos han alcanzado una gran importancia. Un total de cinco plantas, localizadas en diferentes partes del mundo, produjeron en 1969 una cantidad estimada en 270 millones de libras de alcoholes grasos sintéticos. Estimados de demanda indican que el

- (7).- HATCHER D. B.- The Journal of the American Oil Chemist's Society.- Volumen 34, página 175. Chicago (1957)  
 (8).- MEUNIER V.C.- The Journal of the American Oil Chemist's Society.- Volumen 35, página 525. Chicago (1958).

consumo total de alcoholes grasos fue de aproximadamente 560 millones de libras para ese mismo año, lo que quiere decir que los alcoholes sintéticos abarcan aproximadamente la mitad del mercado. Existe además información que indica que la capacidad de producción disponible para alcoholes grasos sintéticos a finales de 1969 era de aproximadamente 360 millones de libras. Encontrándose la mayor concentración en Estados Unidos, que cuenta con aproximadamente 740/o de la capacidad total de producción de alcoholes sintéticos. (9).

Tradicionalmente los alcoholes grasos se obtenían principalmente del aceite de coco, pero a partir de 1962 se empezaron a utilizar métodos sintéticos para la fabricación de estos productos. Actualmente existen tres métodos diferentes para la fabricación de estos alcoholes sintéticos: El método de Ziegler, el de Oxo y el método Shell. La capacidad instalada de cada uno de estos procesos en 1970 era la siguiente.

CAPACIDAD DE PRODUCCION DE ALCOHOLES GRASOS SINTETICOS EN 1970 (10)			
PAIS	CAPACIDAD	PROCESO	EXPANSIONES
ESTADOS UNIDOS	Ziegler	100	50 (agosto 1971)
	Shell	68	23 (julio 1970)
ALEMANIA OCCIDENTAL	Ziegler	27	10 (diciembre 1970)
INGLATERRA	Shell	----	40 (julio 1971)
JAPON	Oxo	18	8 (1971)

No voy a entrar en detalles de descripción de cada uno de los procesos, sin embargo no quiero dejar de mencionar que cada uno tiene sus características propias, tanto técnicas como económicas. Así tenemos que el proceso Ziegler, produce alcoholes en una gama muy amplia (C<sub>2</sub> - C<sub>20</sub>): mientras que los procesos de Shell y Oxo producen alcoholes en el rango de C<sub>12</sub> - C<sub>15</sub>.

Debo enfatizar aquí, que en determinadas condiciones y lugares, la producción de alcoholes grasos por métodos sintéticos puede no ser efectiva para la satisfacción de las necesidades específicas de dicho mercado. Entre otras razones puedo mencionar las siguientes: limitaciones en materias primas, falta de justificación en volúmenes de producción, falta de balance entre ventas y producción, barreras arancelarias y algunas otras.

(9).- H.A.W. HILL.- Detergents and Specialties.- Marzo 1970.- Páginas 22,24,54.- NEW YORK (1970).

(10).- SEARCH.- Systemized Excerpts, Abstracts Reviews of Chemical Headlines.- Oil, Fats & Waxes. Division. Volume 7, Number 9, Page 168.- U.S.A. (1970).

Estimados de demanda para los alcoholes grasos en el mundo, indican que para 1975 se producirán alrededor de 800 millones de libras, representando esto un crecimiento promedio anual de 7<sup>o</sup>/o. El crecimiento estimado para los alcoholes sintéticos indica que pasará de 360 millones de libras a finales de 1969 hasta 550 millones de libras a finales de 1971; y esto será casi en su totalidad en el rango de C<sub>12</sub>-C<sub>15</sub>. Aunque la proyección de demanda para los alcoholes grasos sintéticos no se ha estimado más allá de 1971, se puede afirmar con seguridad que las instalaciones existentes para 1972 serán utilizadas al máximo.

El éxito en la fabricación de alcoholes grasos sintéticos se ha debido a una combinación de factores como son, la obtención de productos de buena calidad y precios atractivos en comparación con los de alcoholes grasos obtenidos a partir de materia prima natural. Pero debo hacer notar, que este éxito se ha basado en esfuerzos tecnológicos muy grandes, seguidos de largos períodos de investigación y desarrollo. Por consiguiente, existe cierta justificación al afirmar que el establecimiento de plantas para la producción de alcoholes grasos por métodos sintéticos deberán afrontar una serie de problemas y esfuerzos muy grandes para lograr la aceptación de estos productos en un mercado con características ya establecidas.

#### DETERMINACION DE CAPACIDAD DE LA PLANTA

Antes de iniciar el cálculo de la proyección de la demanda para la industria de los alcoholes grasos en México y establecer con esto las bases para la determinación de la capacidad de la planta, quiero mencionar algunos datos sobre proyecciones estadísticas en general, los que ayudarán a ver más claramente el desarrollo de la actividad económica en nuestro país.

Durante los últimos 10 años, la actividad económica en México marca una tendencia ascendente, registrando en todas las actividades tasas de crecimiento positivas. Sin embargo, si bien todos los sectores han elevado sus niveles, el crecimiento no ha sido igual en todos estos sectores, lo cual ha ocasionado que la participación de algunas de las actividades dentro del producto nacional bruto haya variado sensiblemente. Destacan por su crecimiento, superior a la media del producto nacional bruto que es de 6.4<sup>o</sup>/o, la energía eléctrica (10<sup>o</sup>/o) en primer lugar, seguido por la industria de manufacturas (8.5<sup>o</sup>/o). La dinámica mostrada por las industrias manufactureras durante los años más recientes, se debe en gran parte a la creciente actividad de la industria química, la cual tiene un porcentaje de participación dentro del sector manufacturero de 41<sup>o</sup>/o. Tengo cierta seguridad de que este crecimiento continuará, pues de acuerdo a las cifras más recientes, la industria química crecerá a un ritmo mayor del 15<sup>o</sup>/o anual en los próximos años. (11).

Como vemos, de los datos anteriores podemos concluir que la situación actual por la que atraviesa la industria química en general es una época de crecimiento y desarrollo, lo cual es estimulante para las industrias interesadas en nuevas inversiones. Así, con esta base además de la información contenida en capítulos anteriores que nos dan una idea más general de

(11).- DURAN R.- Situación del Consorcio Industrial de México.- III Foro Nacional de la Industria Química.- ANIQ.- México (1970).

la situación de la industria de los alcoholes grasos tanto en México como en el mundo, procederá a calcular la proyección de la demanda. Esta proyección se efectuará con base en los consumos aparentes de alcoholes grasos durante los últimos años, los cuales fueron los siguientes:

CONSUMO APARENTE DE ALCOHOLES GRASOS EN MEXICO				
AÑO	PRODUCCION (TONS.)	IMPORTACION (TONS.)	CONSUMO APARENTE (TONS.)	INCRE- MENTO (0/o)
1964	450	-----	-----	-----
1965	500	-----	-----	-----
1966	550	183	733	-----
1967	650	110	760	4
1968	750	189	939	23
1969	900	207	1107	18
1970	1100	200*	1300	17

\*Cifra Estimada.

El paso siguiente en este caso, sería el establecer la proyección de demanda tomando como base los datos de consumo aparente por medio del método estadístico de regresión simple. Este método se basa en el análisis de situaciones en las cuales una variable - Y - puede ser estimada a futuros a partir del conocimiento más realista de otra variable - X -; simplemente se determina el grado de correlación entre una variable dependiente y otra independiente y se asume que probablemente seguirá existiendo esa correlación en el futuro.

Sin embargo, los datos de consumo aparente obtenidos no son suficientes para establecer una proyección de demanda por el método estadístico de regresión simple. Por lo tanto, no es correcto el proyectar el consumo del producto al futuro en base a esta información únicamente. Sin embargo, se puede lograr una proyección aceptable mediante un análisis del desarrollo de las industrias consumidoras en años anteriores, el cual es presentado a continuación:



DESARROLLO FUTURO DE INDUSTRIAS CONSUMIDORAS DE ALCOHOLES GRASOS		
INDUSTRIA CONSUMIDORA	CONSUMO	TENDENCIA DEL CONSUMO(12)
	0/o Prod. Nat. Alcoholes Grasos	0/o Incremento Anual
COSMETICOS Y PROD. FARMACEUTICOS.	45	14
HULE	20	6
TEXTIL	15	12
DETERGENTES	15	8
VARIAS (CURTIDURIA, PAPEL, ADHESIVOS, ACEITES Y GRASAS)	5	10
TOTAL	100	12

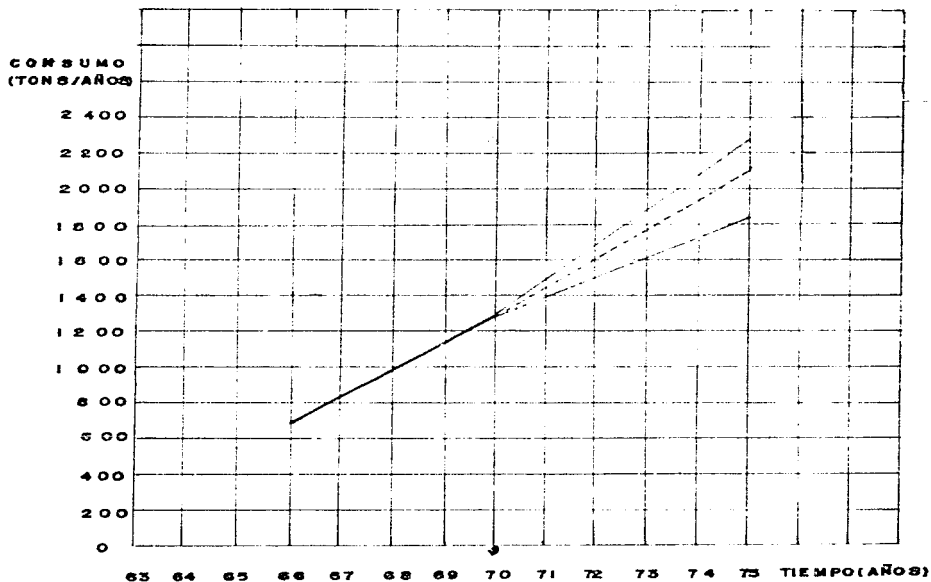
Los diversos criterios de información sobre la proyección del consumo de los alcoholes grasos en el futuro, nos servirán de orientación para la determinación de la demanda de estos productos. Resumiendo esta información tenemos: El crecimiento promedio anual de los alcoholes grasos en el mundo es 7<sup>o</sup>/o. El crecimiento de la industria química en México para los próximos años se ha estimado en 15<sup>o</sup>/o. El crecimiento promedio anual de la industria de los alcoholes grasos en México a partir de 1966, es de 15<sup>o</sup>/o. El crecimiento promedio anual de la industria de los alcoholes grasos estimado a partir del desarrollo de las industrias consumidoras es 12<sup>o</sup>/o.

Con base en la información anterior, puedo establecer que el crecimiento de los alcoholes grasos en el futuro, tendrá incrementos del orden de 10- 15<sup>o</sup>/o anual. Así mismo, siguiendo un criterio conservador para el estimado del futuro de estos productos, consideraré en este estudio un crecimiento promedio anual de 10<sup>o</sup>/o para los próximos 5 años, con lo cual los consumos se verán incrementados en la siguiente forma:

(12).- Información obtenida por consulta directa a miembros autorizados de las respectivas industrias. México (1970).

**PROYECCION DE DEMANDA DE ALCOHOLES GRASOS MEX.**

— CONSUMO APARENTE DE ALCOHOLES GRASOS DURANTE LOS ULTIMOS AÑOS  
 — DEMANDA ESTIMADA EN BASE AL DESARROLLO DE INDUSTRIAS CONSUMIDORAS  
 - - - DEMANDA ESTIMADA PARA ESTE ESTUDIO CONSIDERANDO DIVERSOS FACTORES 10%  
 — DEMANDA PARA ALCOHOLES GRASOS EN EL MUNDO ENTERO



**ALCOHOLES GRASOS**



PROYECCION DE DEMANDA DE ALCOHOLES GRASOS DE MEXICO LAMINA II

[Illegible text]  
 P. E. A. S.

CONSUMOS ESTIMADOS DE ALCOHOLES GRASOS EN EL FUTURO	
A Ñ O	CONSUMO APARENTE (TONELADAS)
1970	1300
1971	1430
1972	1570
1973	1730
1974	1900
1975	2100

Tomando en cuenta que en México existe ya un fabricante para estos productos, cuya capacidad instalada se estimó en 900 toneladas anuales en 1969. El establecimiento de una nueva industria para la producción de alcoholes grasos en México, tendrá como objetivo el obtener el 40<sup>o</sup> del Mercado Nacional al término de cinco años, consecuentemente, la planta deberá tener una capacidad de 900 toneladas anuales.

## C A P I T U L O V

### SOBRE EL PROCESO

#### PROCESOS DE FABRICACION

Existen dos procesos comúnmente utilizados para la fabricación de alcoholes grasos partiendo de los ésteres de los ácidos. Cabe hacer notar que estos dos procesos no son los únicos disponibles, - sino que hay otros que no son industrialmente posibles, como es el caso de la saponificación al - calina de aceite de esperma, del cual se obtiene una mezcla de alcoholes cetílico, esteárico y olei - co. A continuación describiré en forma general los procesos para la fabricación de alcoholes gra - sos partiendo de materia prima natural (1) (2):

##### A. Proceso de Reducción con Sodio:

Todas las operaciones que se llevan a cabo durante este proceso se verifican a presión atmós - férica y en reactores convencionales de acero dulce. Una solución de éster (glicérido del - ácido graso del aceite de coco), alcohol reductor y tolueno, en las proporciones correctas - es alimentada a un reactor conteniendo sodio metálico suspendido en un solvente (este úl - timo deberá ser inerte al sodio). Ocurrirá entonces una reacción exotérmica, produciéndo - se en el reactor una reducción, con la obtención de una mezcla de alcoholatos de sodio. Es - ta mezcla de alcoholatos es entonces alimentada a otro reactor conteniendo agua, resultan - do de esta manera una hidrólisis de los alcoholatos y la formación de un sistema con dos - fases; una fase orgánica consistente en una mezcla de solvente, alcohol reductor y alcho - les grasos, y una fase acuosa consistente en una solución diluída de hidróxido de sodio y - glicerina. Las fases acuosa y orgánica son separadas por decantación. De la fase orgánica se - obtiene el alcohol graso por separación del solvente y el alcohol reductor por medio de una evaporación u otra separación semejante. Hasta hace algunos años existían algunos puntos de objeción a este proceso de reducción con sodio, pero en la actualidad estas objeciones se han eliminado.

(1).- GLENN R. WILSON.- The Journal of the American Oil Chemists' Society.- Volumen 31, página 564.- CHICAGO, (1954).

(2).- MEUNIER V. C.- The Journal of the American Oil Chemists' Society.- Volumen 35, página 525.- CHICAGO, (1958).

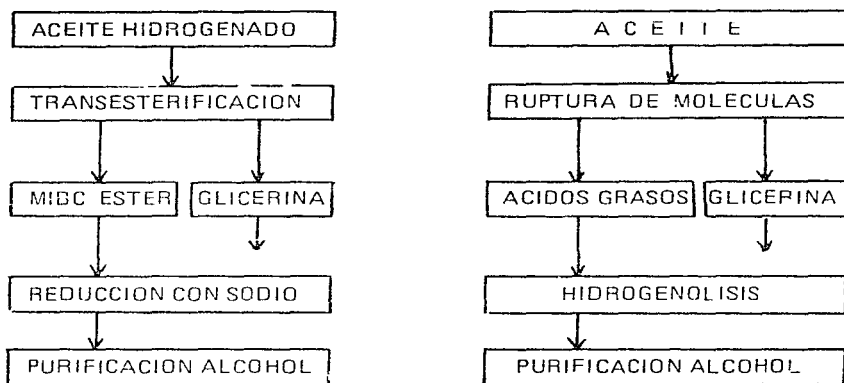
## B. Proceso de Hidrogenólisis:

La hidrogenólisis de ácidos grasos, sus ésteres y otras sales metálicas para producir alcoholes grasos, tienen probablemente una de las patentes más cubiertas para procesos comerciales. El proceso original emplea como catalizador un compuesto de cromito de cobre y condiciones relativamente fijas de presión y temperatura; las combinaciones de catalizadores y condiciones de operación han desarrollado muchas y muy variadas discusiones. En general, las condiciones varían de 100–200 atmósferas de presión y de 200–300°C. Sin embargo existe literatura que nos indica que a temperaturas mayores a 300°C., tiene lugar una formación de hidrocarburos. Los alcoholes obtenidos por el método de hidrogenólisis son predominantemente saturados, no importando la insaturación de las materias primas utilizadas. Pero, por medio de una selección adecuada del catalizador o bien por combinación de catalizadores, es posible producir alcoholes grasos a partir de materias primas insaturadas que retengan una porción de su insaturación en la transformación.

En general, la producción de alcoholes grasos por el método de hidrogenólisis ha sido limitada principalmente por el proceso De-Nora. Este proceso utiliza un catalizador de cromito de cobre y una alimentación específica de ácido graso que contenga menos de 6% de ácido oleico. La alimentación es precalentada a 300°C. y se alimenta juntamente con catalizador fresco e hidrógeno caliente al fondo de una cámara de reacción calentada eléctricamente y destinada a soportar grandes presiones. La reacción se verifica a temperaturas de 335–340°C. Y a presiones de 3500 PSI. Cuando la absorción de hidrógeno se vuelve muy lenta, el reactor se descarga y el catalizador es removido. Los alcoholes obtenidos de esta manera son purificados por medio de una destilación fraccionada.

## COMPARACION Y SELECCION DEL PROCESO

Teniendo como base las operaciones principales para la obtención de alcoholes grasos en los dos procesos antes descritos, podemos establecer una comparación que nos ayude a la selección de alguno de ellos. Partiendo de los pasos requeridos en los dos procesos tenemos: (3).



Factores como disponibilidad de equipo, hidrógeno y posibilidades de localización de la planta complican el cálculo comparativo de los requerimientos para cada proceso. Sin embargo, se ha estimado que una planta por proceso de hidrogenólisis, la cual contenga facilidades en la generación de hidrógeno, requiere aproximadamente dos o dos veces y media la inversión requerida para una planta por proceso de reducción con sodio.

El costo de la materia prima para la obtención de alcoholes a partir de aceites es ligeramente mayor para el proceso de reducción con sodio por dos razones: La primera es el mayor costo del sodio metálico en comparación con el hidrógeno y la segunda el mayor costo del aceite hidrogenado en comparación con el costo del aceite simple. Es importante señalar también, que esta diferencia de costos es compensada y muchas veces disminuida por el costo del hidrógeno si éste es comprado, y por el costo del catalizador requerido en la hidrogenólisis. El catalizador selectivo utilizado en la hidrogenación de un éster olefínico da como resultado solo un 65% de alcohol, por lo que es necesario el uso de una gran cantidad de catalizador para la reacción. Así, se requiere un peso de catalizador equivalente a la mitad del peso del éster por hidrogenarse.

Bajo las condiciones requeridas para la hidrogenación catalítica, el glicerol es reducido a propilen-glicol, perdiendo en esta forma su valor comercial como glicerol. El porcentaje de glicerol en grasas y aceites naturales se estima en 10-15%. En el proceso de reducción con sodio, el glicerol puede recuperarse con facilidad como producto secundario en combinación con hidróxido de sodio, de la solución formada como resultado de la operación de hi-

drólisis.(4):

La mayor parte de insaturación etilénica no es susceptible de reducción con sodio bajo las condiciones del proceso. De aquí, que los números de iodo (Índices de iodo) de alcoholes preparados por el proceso de reducción con sodio se eleven ligeramente debido al menor peso molecular en el alcohol comparado con el obtenido del éster saturado. En materiales en los que se desee conservar la insaturación etilénica, la reducción con sodio presenta diferentes ventajas y en algunos casos proporciona el único medio práctico posible. Estas ventajas aumentan con el grado de insaturación. La reducción por medio de sodio aparece más atractiva de acuerdo con el incremento de peso molecular del éster, ésto lo vemos en la lámina III. El sodio requerido es constante por grupo funcional de éster correspondiente al peso molecular. Así, la cantidad teórica requerida de sodio por libra de éster de ácido graso conteniendo 18 carbonos es 0.34 libras, comparadas con 0.58 libras necesarias para un éster de ácido graso conteniendo 8 carbonos.

Resumiendo lo anterior señalaremos las ventajas consideradas para los dos procesos. El proceso de reducción con sodio ofrece las ventajas siguientes: Obtención de alcoholes saturados e insaturados, productos de mejor calidad que los obtenidos por hidrogenólisis, menor inversión inicial, fácil operación y mantenimiento. En cambio con el proceso de hidrogenólisis obtenemos: Menor costo en las materias primas, mayor variación en las cantidades de alimentación y fácil localización.

Tomando en consideración las ventajas antes descritas para los dos procesos, observamos que en cuanto a costos de producción sus diferencias son muy pequeñas. Por lo tanto, nuestra decisión para la determinación del proceso deberá estar basada en las características del mismo, así como en la razón de recuperación de la inversión. Razones de impuesto altas y períodos cortos de recuperación de inversión favorecen el proceso de reducción con sodio, mientras que razones de impuesto menores y períodos de recuperación de inversión más largos favorecen al proceso de hidrogenólisis.

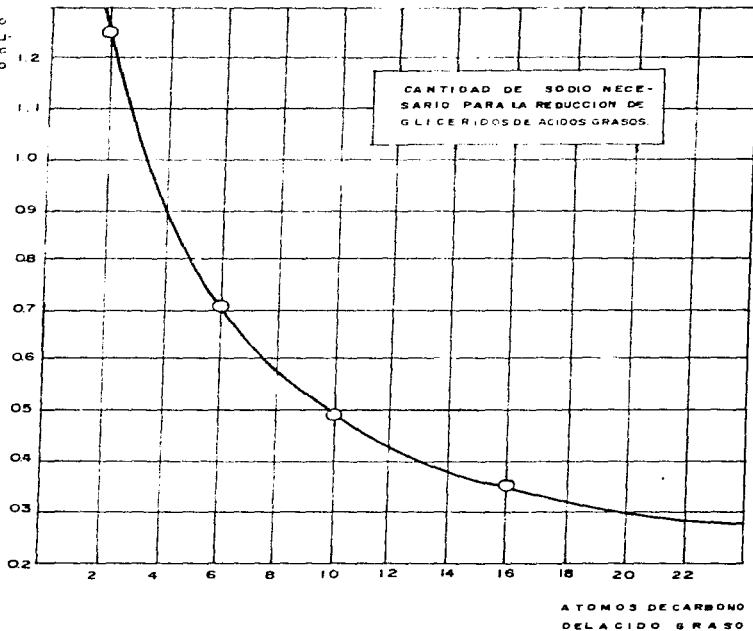
Después de haber analizado los puntos mencionados, la selección del proceso se hace favorable al proceso de reducción con sodio debido a sus ventajas sobre el proceso de hidrogenólisis.

## DESCRIPCION DEL PROCESO SELECCIONADO

La reacción de reducción con sodio requiere como materias primas sodio metálico y ésteres grasos en forma de aceite de coco hidrogenado, utilizándose además por necesidades del proceso, tolueno y metil-isobutil carbinol. Es particularmente importante el trabajar con ésteres con el me-

(4).- SCHROEDER K. P.- The Journal of the American Oil Chemists' Society.- Volumen 33, página 565. CHICAGO, (1956).

LIBRAS DE SODIO  
REQUERIDAS POR LI-  
BRA DE GLICERIDE  
DE ACIDO GRASO



ALCOHOLES GRASOS

**AG**

CANTIDAD DE SODIO NECESARIO PARA  
LA REDUCCION DE GLICERIDOS DE ACIDOS GRASOS

LAMINA III



nor contenido de ácido graso posible, ya que éste reacciona con el sodio para formar jabón anhidro. El sodio consumido en esta reacción lateral ocasiona una pérdida económica para el proceso. Asimismo, si es necesario el aceite de coco se hace pasar por un sistema de secadores al vacío los que reducirán el contenido de humedad hasta el nivel más bajo posible, para evitar la presencia de reacciones laterales. (5).

Durante la realización de este proceso se llevan a cabo dos reacciones principales, en las cuales el proceso está basado:

#### A. Reducción:

Este paso del proceso es una operación batch, que se lleva a cabo en un reactor agitado mecánicamente, complementado con un condensador de reflujo y en atmósfera de nitrógeno. Sodio fundido es pesado para cada carga y alimentado al reactor, el cual contendrá ya aproximadamente el mismo peso de tolueno. El tolueno actúa como un solvente para la masa reaccionante y como medio dispersor para el sodio. Como el sodio fundido se encuentra a temperatura superior al punto de ebullición del tolueno, un ciclo de reflujo se inicia en este punto, de tal manera que la temperatura del reactor es mantenida a la temperatura de ebullición del tolueno.

Cuando el sodio se encuentra ya en el reactor, una solución de solvente y aceite de coco es alimentada del tanque de mezcla al reactor de reducción a una velocidad controlada en forma tal, que sólo un ligero exceso de éster sin reaccionar esté presente en el reactor durante cualquier tiempo en la reacción. La solución de solvente y aceite de coco es preparada en un tanque medidor y mezclador, en donde la cantidad teórica de aceite basada en su número de saponificación, es agregada a una mezcla solvente compuesta de partes iguales de tolueno y metil-amil alcohol, conteniendo cantidades equivalentes de alcohol reductor, calculado a partir de su valor de hidroxilo. La reducción libera aproximadamente 125 K-Cal. por equivalente de éster; esta cantidad de calor no puede ser eliminada efectivamente sólo por el área del reactor, sino que tendrá que ser removida reflujo el tolueno. El vapor que sale del reactor es pasado a un condensador de película vertical, para que el vapor de tolueno que es condensado vuelva a adquirir su temperatura de ebullición, debido a la transferencia de calor efectuada con el nuevo vapor producido en el reactor. Este tolueno condensado puede ser nuevamente introducido al reactor sin el peligro de variar la temperatura de la mezcla reaccionante. Una trampa de vapor colocada a la salida del condensador, podrá eliminar cualquier presencia de agua en este ciclo. (6).

(5).- PEDDICORD H., Kastens M. L.- Modern Chemical Processes.- Volumen 1.- Reinhold Publishing Corporation.- NEW YORK, (1950).

(6).- HANSLEY V. L.- Industrial and Engineering Chemistry.- Volumen 39, página 55.- NEW YORK, (1947).

Cuando cada batch de mezcla de reacción ha sido totalmente agregado, una cantidad de tolueno igual a la contenida en la carga inicial del reactor es retenida para evitar que regrese al mismo. Después que el reactor ha sido vaciado, esta misma cantidad de tolueno será agregada al reactor para iniciar el siguiente ciclo. El tolueno es transferido en este momento de manera tal, que el medio saturado con hidroxilos libres se encuentre listo para recibir el sodio necesario para el siguiente batch. Si en lugar de tolueno solo utilizáramos una mezcla de solvente conteniendo alcohol reductor, una reacción que produciría hidróxido de sodio con el hidrógeno presente, se llevaría a cabo momentos después que la reacción de reducción haya comenzado.

## B. Hidrólisis:

La mezcla contenida en el reactor de reducción es agregada lentamente al reactor en donde se llevará a cabo la reacción de hidrólisis, el cual debe estar agitado mecánicamente. Este reactor tendrá ya el agua necesaria para efectuar la hidrólisis, que será 3 veces la calculada estequiométricamente. Este reactor al igual que el reactor de reducción debe estar conectado con un enfriador-condensador de reflujo. Cuando se ha terminado de vaciar todo el contenido del reactor de reducción en el de hidrólisis, la agitación de este último reactor es detenida, separándose entonces el contenido en tres capas. La capa superior u orgánica contiene a la mezcla de alcoholes grasos producidos y al alcohol reductor regenerado.

La capa media es muy pequeña y de color oscuro, ya que está formada por una emulsión estabilizada de jabón del solvente y por algunos componentes acuosos. La capa inferior o acuosa en el reactor, está formada por una mezcla de glicerol y solución de sosa cáustica formada en la reacción de hidrólisis. Las capas son separadas por decantación; así, las capas acuosa e intermedia son removidas por la base del reactor. El color oscuro de la capa media emulsificada hace clara la división entre capas de tal manera que el control de esta separación se efectúa fácilmente por medios visuales. (7).

La capa orgánica es bombeada directamente al tanque de almacenamiento que servirá para alimentar a un separador, pudiendo ser éste una torre de separación o un simple evaporador, dependiendo esto del producto que se desee obtener en este paso. La capa emulsionada es bombeada a un tanque de asentamiento en donde la emulsión se irá rompiendo gradualmente y podrán separarse así, el agua y los solventes. Una pequeña porción de la emulsión conteniendo aproximadamente 0.03% del solvente total es estable. Una vez que esta capa ha sido reducida al mínimo en el tanque de asentamiento, es acidulada con ácido sulfúrico para recuperar solventes y alcoholes grasos envueltos en ella. La capa orgánica resultante es regresada al reactor de hidrólisis, mientras que la capa acuosa es desechada. La capa acuosa resultante del reactor de hidrólisis es enviada a un tanque de asentamiento en donde se separará el solvente que acompañe a esta capa. La solución acuosa entra al tanque a través de

(7).- PEDDICORD H., KASTENS M.L.- Chemical Processes.- Volumen I.- Reinhold Publishing Corporation.- NEW YORK, (1950).

una canasta de acero con perforaciones, esta canasta servirá para difundir la corriente entrante y prevenir en esta forma la turbulencia. El solvente es extraído por decantación por la parte superior del tanque y la capa acuosa es extraída por la parte de abajo, manteniendo en esta forma el nivel de interfase entre capas constante. La parte acuosa conteniendo hidróxido de sodio equivalente aproximadamente a 15%  $\text{Na}_2\text{O}$ , es bombeado a un recipiente en donde el hidróxido de sodio es recuperado sucediendo lo mismo con el glicerol.

Finalmente, para la separación y purificación de los alcoholes grasos, partiremos de la capa orgánica que se había bombeado a un tanque de alimentación de un evaporador o columna de separación. La función de este tanque alimentador es hacer la operación de separación de alcoholes grasos de las demás materias orgánicas, con las que se encuentran en forma de mezcla continua. Así, la capa orgánica es bombeada del tanque alimentador a un evaporador o columna de separación continua, el cual trabaja a presión reducida y tiene por finalidad el remover la mezcla de solventes y agua que se encuentran junto con los alcoholes crudos. En el caso de utilizarse una columna en lugar de un evaporador, ésta deberá ser una simple columna de platos con cachuchas, la cual es calentada por la circulación del líquido orgánico por separarse a través de cambiadores de calor con Dowtherm. Una mezcla de solventes constituida aproximadamente por 55% de alcohol reductor y el resto de tolueno, es removida de los platos superiores de la columna y retornada a los tanques de solventes. La separación no presenta dificultad, ya que el punto de ebullición más bajo de los alcoholes presentes es 310° F., mientras que los puntos de ebullición del alcohol reductor y tolueno son 267° y 230° F., respectivamente.

Las cabezas de la columna son condensadas y pasadas a través de un separador por gravedad, en donde el agua es removida y el solvente es regresado a la cabeza de la columna como reflujo. La relación que guarda el reflujo y el producto es 1.5 a 1.0 en la cabeza de la columna.

La mezcla de alcoholes crudos obtenidos en la base de la columna pueden ser enviados a una segunda columna, la cual debe operar a una presión reducida de 10 a 15 mmHg. El diseño de esta columna es muy similar al de la anterior, sólo que esta columna trabaja a mayores temperaturas. Esta columna al igual que la antes descrita, está calentada por cambiadores de calor con Dowtherm, sólo que debido a las mayores temperaturas requeridas en esta columna se hace necesario la inducción del calor para mantener la temperatura en la circulación de fondos durante la transferencia. Las cabezas de la columna son pasadas a través de un condensador enfriado con agua hirviendo. Las altas temperaturas de condensación son utilizadas para evitar el sobreenfriamiento en el reflujo y el enfriamiento de la columna. El reflujo es tomado de la línea de producto y retornado a la cabeza de la torre a una razón de reflujo a producto de 1 a 5.

Los fondos de la columna consisten en productos no volátiles de reacciones laterales llevadas a cabo durante la reducción e hidrólisis, así como también hidrocarburos inertes contenidos en el aceite original y una pequeñísima cantidad de alcohol graso, la cual no llega a destilar. Los productos de las reacciones laterales se cree que contienen éteres de alto peso molecular formados

por la deshidratación bimolecular de alcoholes grasos, olefinas formadas por la deshidratación de los alcoholes y productos de polimerización probablemente en forma de alcoholes dobles y cadenas largas de hidrocarburos. Una cantidad apreciable de jabón anhidro se encontrará presente — también; la formación de este jabón es debida a la saponificación de ácidos grasos libres en el aceite original además de la saponificación en el reactor de hidrólisis de cualquier grasa presente sin reaccionar. Este jabón causa la solidificación de los fondos de la columna cuando se tienen temperaturas menores de 400° F, consecuentemente, los fondos de la columna deben ser sacados por medio de líneas calentadas, vaciándose estos fondos en tanques con agua para disolver el jabón. Cuando la solución de estos tanques se estabiliza, se separan las capas de aceite y acuosa. La capa acuosa conteniendo jabón, es acidulada con el fin de que deje en libertad a ácidos grasos, los cuales pueden utilizarse, ya purificados en procesos para manufactura de jabón.

El producto principal resultante en la columna, consiste en una mezcla de alcoholes con un contenido de carbonos de 6—18 átomos, los cuales se encuentran en proporción aproximada a la que se encuentran en el aceite de coco original. Aunque existe una variación natural por la descomposición de cadenas de éster originales durante la reducción e hidrólisis; esta degradación aparentemente no es preferencial y afecta por igual a moléculas de todos tamaños. Generalmente, la mezcla de alcoholes obtenida es utilizada como tal, pero para casos específicos los productos podrán ser fraccionados en dos o tres cortes.

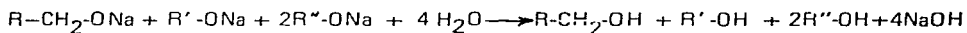
Las plantas de reducción con sodio trabajan ordinariamente 5-6 días a la semana con turnos de 24 horas diarias, con la facilidad de poder trabajar más días si es necesario. Esto es posible, porque al final de cada ciclo de reacción, tanto el reactor de reducción como el de hidrólisis son vaciados y automáticamente llenados con nitrógeno. Sólo con cerrar todas las válvulas pueden dejarse fuera de operación sin el menor cuidado. Para detener la operación del evaporador o columna, la alimentación es cortada y los hornos de Dowtherm se dejan enfriar. Para reparaciones que requieran la apertura del equipo y por consiguiente exista contacto con aire, se hace circular en todo el equipo la mezcla de solvente únicamente y posteriormente se drena. Después de ensamble nuevamente el equipo se sigue el mismo procedimiento, antes de iniciar nuevamente la producción normal. Después de un paro de rutina la planta puede trabajar en forma normal aproximadamente en 4 horas. Antes de empezar operaciones normales, el reactor de reducción, el condensador de tolueno y el evaporador o columna de destilación deben ser precalentados.

## REACCION Y MECANISMO

En el mecanismo de reacción de reducción de un éster con sodio, el hidrógeno formado por la reacción directa de alcoholes con sodio, no tiene ninguna función en la reducción; ya que de esta manera se forma hidrógeno molecular, el cual en forma de burbujas asciende dentro de la solución y desaparece. La reducción química a través de sodio se lleva a cabo por medio de una serie de reacciones. Primeramente se forman cetales de éster de sodio, los cuales son solubles en solu-

ción diluida, e inmediatamente son descompuestos por reacción con un alcohol. En el proceso - la concentración del alcohol reductor es conservada al mínimo posible por medio de la adición - del mismo a una velocidad tal, que sea la misma que la velocidad con que se está consumiendo en la reacción. Más aún, la selección cuidadosa del alcohol reductor hace posible mantener condiciones tales, que los productos intermedios de ésteres de sodio son rápidamente descompuestos con una reacción esencialmente no directa del alcohol reductor con sodio. Alcoholes no muy reactivos como: alcoholes secundarios, terciarios o bien alcoholes primarios de muy alto peso molecular, son los que proporcionan buenas eficiencias en la reducción con sodio, es decir, estos alcoholes permitirán un menor gasto de sodio en la reacción, causando asimismo menores reacciones laterales. (8).

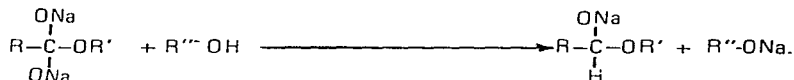
En forma muy general, la reducción de un éster con sodio la podemos expresar en la forma siguiente:



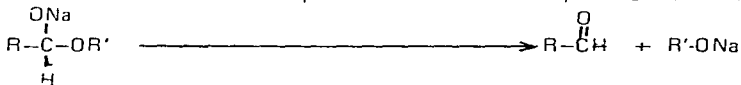
La reacción no es tan sencilla, tiene algo de complejidad y puede ser explicada en la forma siguiente: primeramente se lleva a cabo la formación del cetal de éster de sodio:



La existencia de cetales de sodio ha sido postulada durante mucho tiempo por diversos investigadores. Cuando un alcohol reductor se encuentra presente en solución, la descomposición del cetal de sodio procede inmediatamente formándose el derivado de sodio del hemiacetal:



El derivado de sodio del hemiacetal pierde metóxido de sodio y forma el aldehído correspondiente:



(8).- MEUNIER V.C.- The Journal of the American Oil Chemists' Society.- Volumen 35, página 525.- CHICAGO, (1958).

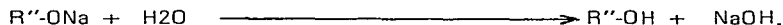
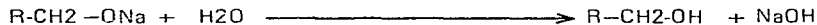
Aldehídos y cetonas pueden ser reducidos con suma facilidad por el método de Bouveault y Blanc. El aldehído es atacado instantáneamente por más sodio y produce un segundo cetal de sodio similar al anterior:



Con un alcohol reductor presente en la solución, este cetal de sodio es también descompuesto inmediatamente produciéndose en la reacción el alcohóxido de sodio del alcohol graso:



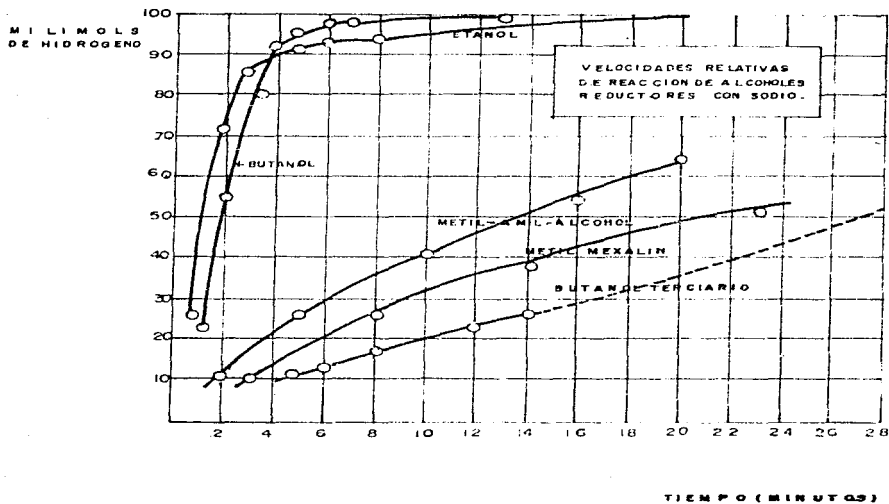
La hidrólisis de la mezcla de alcohóxidos de sodio con agua produce los alcoholes libres:



Cualquier reacción directa de sodio con alcohol reductor significa una desviación o reacción lateral y constituirá sólo una pérdida en la eficiencia. El hidrógeno liberado en forma molecular no toma parte en la reacción. (9).

Las ecuaciones anteriores muestran que la cantidad requerida de alcohol reductor son 2 moles por mol de éster utilizado. Considerando que no se pierde sodio al reaccionar directamente con el alcohol reductor, sólo 4 átomos de sodio por molécula de éster son necesarios en la reacción. Las cantidades teóricas de materias primas serán entonces, 1 mol de éster, 2 moles de alcohol reductor y 4 átomos de sodio.

La lámina IV muestra las velocidades relativas de reacción de algunos alcoholes reductores posibles con sodio. Estas curvas muestran que los alcoholes primarios de bajo peso molecular reaccionan algunas veces como su alcohol secundario correspondiente; asimismo, algunos alcoholes secundarios



ALCOHOLES GRASOS

VELOCIDADES RELATIVAS DE REACCION DE ALCOHOLES REDUCTORES CON SODIO

LAMINA IV

AG

darios reaccionan en algunas ocasiones como su alcohol terciario correspondiente. La vida media para los diferentes alcoholes en esta prueba fué de 2-4 minutos para alcoholes primarios, de 10-15 minutos para alcoholes secundarios y de más de 20 minutos para alcoholes terciarios. De aquí se puede establecer que los alcoholes primarios reaccionan con sodio en grado considerable — cuando son utilizados como alcoholes reductores, mientras que los alcoholes terciarios tienden a descomponer los cetales de sodio intermedios muy lentamente, alcanzando los alcoholes secundarios una reactividad bastante aceptable. El escoger a un determinado alcohol secundario para utilizarlo como alcohol reductor en la reacción, estará basado en consideraciones de otro tipo, tales como facilidad de recuperación para su recirculación con calidad suficiente, la solubilidad del alcoholóxido de sodio bajo condiciones reales de reducción, costo y disponibilidad del mismo. Metil hexalin, la mezcla de isómeros de orto, meta y para hexa-hidrocresoles y metil amil alcohol (metil isobutil carbinol) son ejemplos de alcoholes reductores recomendables para este tipo de reacciones.

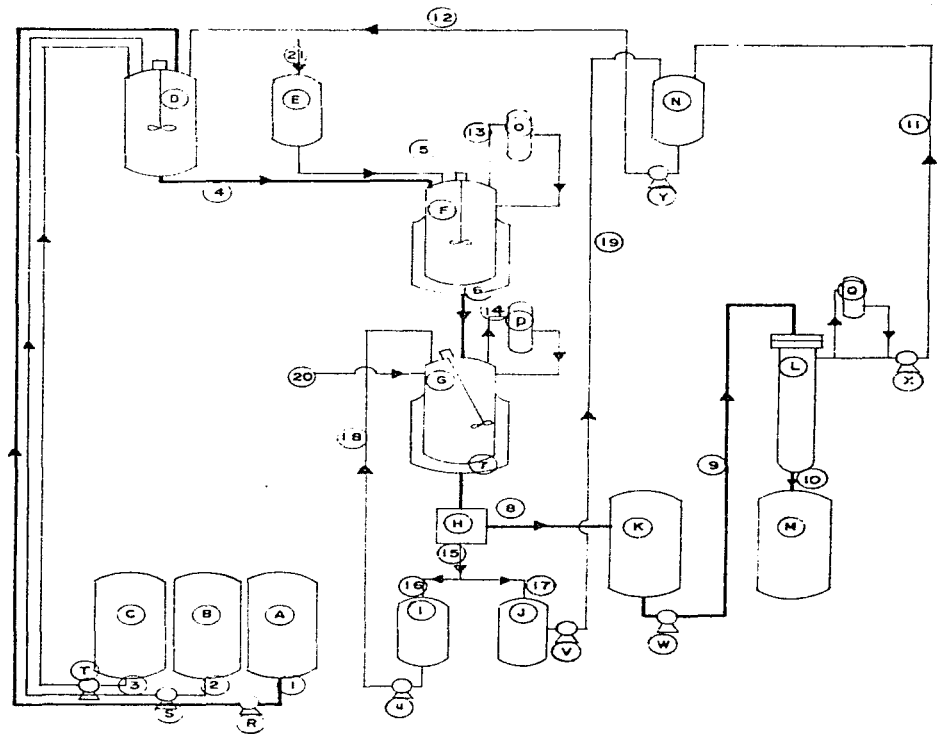
Alcoholes de muy baja reactividad fallan al alcoholizar intermediarios de sodio con la velocidad suficiente, esto dá a intermediarios organo metálicos la oportunidad de condensar con ésteres sin reaccionar, obteniendo así productos de reducción bimoleculares. El efecto cuando se trata de reacciones de reducción bimolecular es como si el alcohol reductor no se encontrara presente.

## DIAGRAMA DE FLUJO

La lámina V muestra el diagrama de flujo para el proceso de fabricación de alcoholes grasos por el método de reducción con sodio. El equipo utilizado en este proceso es relativamente sencillo — ya que este proceso se verifica a presión atmosférica y en reactores convencionales de acero dulce. El equipo requerido para este proceso es el siguiente: (10) (11) (12).

- 
- (10).- PEDDICORD H. & KASTEN M. L.- Modern Chemical Processes.- Volumen I, página 83.- NEW YORK (1950).
- (11).- GLENN R. WILSON:- The Journal of the American Oil Chemists' Society.- Volumen 31, Página 564.- CHICAGO (1954).
- (12).- MARTINENGI G.B.- Chimica e Tecnologia Degli Oli, grassi e derivati.- página 515.- Milano (1948).





**A L C O H O L E S   G R A S O S**

DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCESO PARA FABRICAR  
ALCOHOLES GRASOS POR REDUCCION CON SODIO

LAMINA **IV**

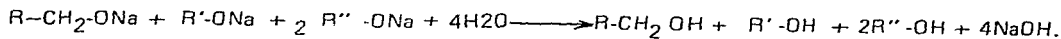
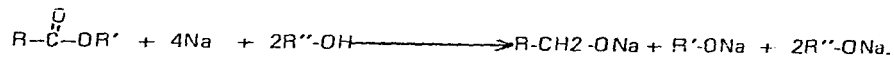


## EQUIPO DE PROCESO SEGUN EL DIAGRAMA DE FLUJO.

- A — Tanque de almacenamiento de ésteres grasos (Aceite de coco).
- B — Tanque de almacenamiento de metil isobutil carbinol.
- C — Tanque de almacenamiento de tolueno.
- D — Tanque mezclador y medidor.
- E — Tanque de almacenamiento de sodio.
- F — Reactor de reducción.
- G — Reactor de Hidrólisis
- H — Separador visual por decantación.
- I — Tanque de asentamiento para la capa intermedia.
- J — Tanque de asentamiento para la capa acuosa.
- K — Tanque de alimentación para el evaporador — Separador.
- L — Evaporador separador.
- M — Tanque de almacenamiento de alcoholes grasos.
- N — Tanque de almacenamiento para mezcla de solventes.
- O — Condensador para tolueno.
- P — Condensador para agua.
- Q — Condensador para mezcla de solventes.
- R — Bomba para ésteres grasos.
- S — Bomba para metil isobutil carbinol.
- T — Bomba para tolueno.
- U — Bomba para recirculación de solventes de la capa intermedia.
- V — Bomba para recuperación de solventes de la capa acuosa.
- W — Bomba para alimentación del evaporador — separador.
- X — Bomba para recuperación de solventes.
- Y — Bomba para recirculación de solventes.

## BALANCE DE MATERIALES

Para efectuar el balance de materiales en el proceso, se partirá de la ecuación general para la preparación de alcoholes grasos calculada anteriormente en este mismo capítulo:



La reacción parte de un éster como materia prima, utilizando además un alcohol que servirá como reductor. Para nuestro caso particular, el éster utilizado será el triglicérido del aceite de coco, el cual está formado por una mezcla de ácidos grasos. Así, será necesario partir de la composición en ácidos grasos del aceite de coco para obtener el peso molecular del triglicérido. A continuación se calculará el peso molecular del radical que irá unido al triglicérido para formar propiamente lo que es el aceite de coco. Así tenemos la siguiente tabla:

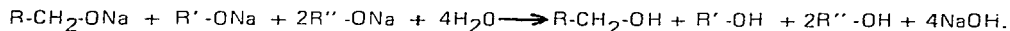
COMPOSICION DEL ACEITE DE COCO (13)					
COMPONENTES	COMPOSICION (% EN PESO)	PESO MOLE- CULAR DEL ACIDO	$n = \frac{M}{PM}$	$N = \frac{\sum ni}{n \text{ total}}$	$N \times PM$
<u>ACIDOS SATURADOS</u>					
A. CAPROICO	0.7	116.16	0.0060	0.0123	1.4287
A. CAPRILICO	8.6	144.21	0.0596	0.1225	7.6657
A. CAPRICO	6.4	172.26	0.0371	0.0762	13.1262
A. LAURICO	46.8	200.30	0.2336	0.4802	96.1840
A. MIRISTICO	18.2	228.36	0.0797	0.1638	37.4053
A. PALMITICO	8.4	256.42	0.0327	0.0672	17.2314
A. ESTEARICO	1.0	284.47	0.0035	0.0072	2.0481
<u>ACIDOS INSATURADOS</u>					
A. OLEICO	8.1	282.45	0.0285	0.0588	16.6080
A. LINOLEICO	1.6	280.44	0.0057	0.0117	3.2811
TOTAL			0.4865		204.9785

Una vez calculado el peso molecular de este radical, se podrá establecer el peso molecular de la materia prima base y según la estequiometría de la reacción, antes calculada, se podrá realizar el balance de materiales para el proceso.

De acuerdo a lo mencionado en el estudio del mecanismo de la reacción, las cantidades teóricas requeridas para la reducción con sodio son las siguientes: 4 átomos de sodio, 2 moles de alcohol reductor y una mol de éster. Se utilizará además un 5% de exceso sobre los cálculos teóricos para las cantidades de sodio y alcohol reductor, esto es para poder llevar a cabo la reacción en forma completa.

Los tiempos de reacción, tanto en el reactor de reducción como en el de hidrólisis, son de tres y una hora y media respectivamente (14). De acuerdo con el estudio sobre el mercado, la capacidad de esta planta estará calculada para producir 900 toneladas anuales; considerando 300 días de operación al año, la capacidad diaria requerida será de 3 toneladas. Considerando ahora los tiempos de reacción como factor limitante en la producción, vemos que es posible efectuar 6-7 cargas u operaciones batch por día. Por consiguiente, el equipo deberá ser capaz de obtener aproximadamente 500 Kg. de alcoholes grasos por carga.

Como se mencionó con anterioridad el balance de materiales estará basado en la reacción siguiente:



Siendo los pesos moleculares de las materias primas y productos que intervienen en la reacción los siguientes:

PESOS DE LOS PRODUCTOS PARTICIPANTES EN LA REACCION		
PRODUCTOS EN REACCION	PESO MOLECULAR (g./g. MOL)	PESO POR MOLES USADAS (g./g. MOL)
R-COOR'	263	263
Na	23	92
R''-OH	102	204

(14).- MOLAISON L.J., O'CONNOR R.T., SPADARO J.J.: The Journal of the American Oil Chemists' Society.- Volumen 36, Página 379.- CHICAGO, (1959).

R-CH <sub>2</sub> -ONa	258	258
R'-ONa	53	53
R''-ONa	124	248
H <sub>2</sub> O	18	72
R-CH <sub>2</sub> -OH	236	236
R'-OH	31	31
R''-OH	102	204
NaOH	40	160

EN DONDE:

R = Radical de la mezcla de ácidos grasos contenidos en la materia prima (PM = 205)  
R' = Radical proveniente del triglicérido de la materia prima, equivalente a C<sub>17</sub>H<sub>33</sub> (PM = 14)  
R'' = Radical del metil isobutil carbinol (PM = 85)

Según la estequiometría de la reacción, la cantidad de éster requerida para obtener 500 kg. de alcoholes grasos, con un rendimiento de 90% en la reacción será:

$$X = \frac{(500 \text{ Kg.}) (258 \text{ g./g MOL})}{(236 \text{ g./g.MOL})} = 546 \text{ Kg. R-CH}_2\text{-ONa.}$$

$$X = \frac{(546 \text{ Kg.}) (263 \text{ g./g MOL})}{(258 \text{ g./g.MOL})} = 556 \text{ Kg. R-COOR'.$$

$$X = \frac{(556 \text{ Kg.}) (100)}{(90)} = 620 \text{ Kg. R-COOR'.$$

La cantidad de sodio requerida en la reacción, para cada carga, considerando un exceso de 5% para este producto será la siguiente:

$$X = \frac{(556 \text{ Kg.}) (92 \text{ g./g. MOL})}{(263 \text{ g./g. MOL})} = 194 \text{ Kg. Na.}$$

$$X = \frac{(194 \text{ Kg.}) (105)}{(100)} = 204 \text{ Kg. Na.}$$

La cantidad requerida de alcohol reductor (Metil Isobutil Carbinol) por carga, considerando un exceso de 5<sup>o</sup>/o para este producto será:

$$X = \frac{(556 \text{ Kg.}) (204 \text{ g./g. MOL})}{(263 \text{ g./g. MOL})} = 432 \text{ Kg. R'' -OH}$$

$$X = \frac{(432 \text{ Kg.}) (105)}{(100)} = 454 \text{ Kg. R'' -OH}$$

La cantidad de tolueno utilizada en la reacción será la proveniente de la mezcla con metil Isobutil Carbinol (a partes iguales) y la que se encuentre en el reactor de reducción junto con el sodio (mismo peso que sodio). Por tanto, la cantidad total de tolueno utilizada por carga será:

$$X = 204 \text{ Kg.} + 454 \text{ Kg.} = 658 \text{ Kg. TOLUENO}$$

La cantidad de agua necesaria en cada carga para la reacción de hidrólisis será la siguiente:

$$X = \frac{(500 \text{ Kg.}) (72 \text{ g./g. MOL})}{(236 \text{ g./g. MOL})} = 152 \text{ Kg. AGUA}$$

Estequiométricamente, estas son las cantidades requeridas para cada carga del proceso. Ahora bien, del mismo proceso se podrán recuperar algunos materiales que serán de utilidad, ya que se podrán vender una vez recuperados o bien, se utilizarán nuevamente en el proceso. Estos materiales son sosa cáustica diluida, glicerol, tolueno y metil isobutil carbinol. Los dos últimos son materias primas para el proceso, por tanto estos productos podrán reprocesarse obteniendo de esta manera un ahorro en las materias primas. La cantidad posible de recuperación de cada uno de estos materiales en el proceso será la siguiente:

$$X = \frac{(454 \text{ Kg.}) (90)}{(100)} = 408 \text{ Kg. R'' -OH (metil isobutil carbinol)}$$

$$X = \frac{(658 \text{ Kg.}) (90)}{(100)} = 592 \text{ Kg. TOLUENO}$$

$$X = \frac{(152 \text{ Kg.}) (160 \text{ g./g. MOL})}{(72 \text{ g./g. MOL})} = 338 \text{ Kg. SOSA CAUSTICA}$$

$$X = \frac{(500 \text{ Kg.}) (31 \text{ g./g. MOL})}{(236 \text{ g./g. MOL})} = 65.5 \text{ Kg. R' -OH (GLICEROL).}$$

Por medio de los cálculos anteriores se podrán establecer las cantidades que intervienen en la fabricación de alcoholes grasos. Esto se puede establecer por carga, por día o por año de operación, así tenemos el cuadro siguiente:

CANTIDAD REQUERIDA DE MATERIA PRIMA EN EL PROCESO				
MATERIAS PRIMAS	CANTIDAD POR CARGA	USO POR CARGA CONSIDERANDO RECUPERACION	CANTIDAD POR DIA	CANTIDAD POR AÑO
Ester (aceite de coco)	620 Kg.	620 Kg.	3720 Kg.	1120 Tons
Alcohol reductor	454 Kg.	46 Kg.	276 Kg.	83 Tons.
Solvente (Tolueno)	658 Kg.	66 Kg.	396 Kg.	120 "
Sodio	204 Kg.	204 Kg.	1224 Kg.	370 "
Agua	456 Kg.	456 Kg.	2736 Kg.	820 "

A continuación y con base en el diagrama de flujo del proceso (lámina V) se calcularán las composiciones de las diferentes corrientes en el proceso. El cuadro siguiente presenta en forma resumida estas composiciones en términos de fracciones Mol para cada uno de los componentes:





## BALANCE DE CALOR

El balance de calor en este proceso es relativamente sencillo, ya que consistirá básicamente en un balance de calor en el tanque de almacenamiento de sodio, seguido del balance de calor en los reactores y finalizando con el balance en el evaporador. La presencia de condensadores tanto en los reactores de reducción e hidrólisis como en el evaporador servirán para mantener un equilibrio en la reacción, ya que su funcionamiento estará regido por la velocidad de alimentación en los reactores. Según esto, se podrá dividir el balance de calor en 4 etapas: La primera consistirá en el balance de calor en el tanque de almacenamiento de sodio, la segunda será el balance en el reactor de reducción, seguida por el balance en el reactor de hidrólisis para finalizar con el balance en el evaporador.

Para el primer caso, el balance consistirá simplemente en un calentamiento de los materiales que posteriormente se alimentarán al reactor de reducción. La ecuación para el balance será la siguiente (15):

$$Q_a = M_I C_{pI} \Delta T_I + M_T \lambda_T + M_S C_{pS} \Delta T + M_S \lambda_S + M_S C_{pS} \Delta T.$$

$$Q_a = (204 \text{ Kg.}) (0.45 \text{ cal./g. } ^\circ\text{C.}) (110-20^\circ\text{C}) + (204 \text{ Kg.}) (86.8 \text{ cal./g.}) + (204 \text{ Kg.}) (0.292 \text{ cal./g. } ^\circ\text{C.}) (97.5 - 20^\circ\text{C}) + (204 \text{ Kg.}) (27.06 \text{ cal./g.}) + (204 \text{ kg.}) (0.331 \text{ Cal./g.}) (110 - 97.5^\circ\text{C.})$$

$$Q_a = 36,932. \quad \text{K-CAL.}$$

El segundo caso, o sea el balance de calor en el reactor de reducción es aún más sencillo ya que se trata de una reacción exotérmica. La reducción libera aproximadamente 125 K-CAL. por equivalente de éster (16). Así, la ecuación de balance para este paso será la siguiente:

(15).- KERN D.J.- Process Heat Transfer.- McGraw-Hill Book Co.- NEW YORK, (1965).

(16).- HANSLEY V.L. Industrial and Engineering Chemistry.- Volumen 39, página 55.- NEW YORK, (1947)

$$Q_B = \Delta HR.$$

$$Q_B = 125 \text{ K-CAL./EQUIVALENTE ESTER.}$$

$$Q_B = (125 \text{ K-CAL./EQUIV.ESTER}) (1/263 \text{ g.}) (620 \text{ Kg.})$$

$$Q_B = 295,000 \text{ K-CAL}$$

Para el caso del balance de calor en el reactor de hidrólisis, la ecuación de balance tendrá varios componentes, ya que estará formada por la cantidad de calor necesaria para calentar el agua que efectuará la hidrólisis, el calor generado en la reacción de hidrólisis y el calor necesario para mantener la temperatura de reacción adecuada. La ecuación de balance quedará en la siguiente forma:

$$Q_C = Q_{c1} + Q_{c2} + Q_{c3}$$

$$Q_{c1} = M_a C_{P_A} \Delta T + M_a \lambda_a$$

$$Q_{c2} = \text{Despreciable.}$$

$$Q_{c3} = \text{La temperatura de reacción se mantendrá por adición de vapor vivo.}$$

$$Q_c = Q_{c1} = M_a C_{P_A} \Delta T + M_A \lambda_A$$

$$Q_c = (456 \text{ Kg.}) (1 \text{ CAL./g. } ^\circ\text{C}) (100-20 \text{ } ^\circ\text{C.}) + (456 \text{ Kg.}) (540 \text{ CAL./g.})$$

$$Q_c = 282,720 \text{ K-CAL.}$$

Finalmente, el balance de calor en el evaporador consistirá en el cálculo de la cantidad de calor necesario para separar la mezcla de alcohol reductor — solvente de los alcoholes grasos. La separación de estos productos se hará por medio de una evaporación de tipo flash, ya que lo que se desea separar es la mezcla de solventes de los alcoholes grasos, no siendo necesario separar el tolueno del metil isobutil carbinol ya que el proceso los utiliza mezclados. Bastará entonces agregar sólo las cantidades de tolueno o metil isobutil carbinol en la proporción requerida para mantener la relación 50:50 en la mezcla de solventes para utilizarse nuevamente en el proceso. Por consiguiente, el balance de calor para este paso se reducirá al cálculo del calor que necesitará un cambiador para elevar la temperatura de la mezcla a la adecuada para efectuar la evaporación. El cálculo del cambiador de calor y evaporador se encuentran detallados en el siguiente capítulo de este trabajo.

## CAPITULO VI

### SOBRE LA MATERIA PRIMA

#### GENERALIDADES

El proceso de reducción con sodio para la preparación de alcoholes grasos, requiere como materias primas sodio metálico y ésteres grasos en forma de aceite de coco, utilizándose además por necesidades del proceso tolueno y metil isobutil carbinol. A continuación se describirán brevemente las funciones y características de estos materiales:

- A. ACEITE DE COCO.— Esta representa la materia prima básica en el proceso de reducción con sodio. El aceite es una mezcla de glicéridos, los que a su vez son ésteres, los cuales pueden ser hidrolizados para producir glicerina y una mezcla de ácidos grasos. Los ácidos podrán entonces ser reducidos a alcoholes, aunque estos pasos ilustran el origen de los alcoholes grasos, no representan los procesos actuales usados en la manufactura de los mismos.

El cocotero es una palmácea cuyo fruto es el coco, el cual dentro de su cubierta rígida contiene un nutritivo tejido con un alto contenido de grasa. La planta alcanza de 20 a 25 metros de altura y fructifica 2 ó 3 veces al año. Económicamente el coco es un producto de gran importancia de los trópicos; la compra y el aceite tienen gran demanda mundial a pesar de existir una fuerte variación en los precios. La copra contiene aproximadamente el 63<sup>o</sup>/o de su peso en aceite. Aquella se obtiene secando al sol o en hornos especiales la pasta del coco. Para extraer el aceite se sigue el siguiente proceso: almacenamiento, limpieza, quebrado del coco, molienda, secado de la pasta, prensado y refinación. (1).

- B. SODIO METALICO.— El sodio metálico es un sólido suave y brillante. Este metal no existe en la naturaleza en estado de libertad, siempre se encuentra formando compuestos debido a su gran actividad química. Los compuestos de sodio en la naturaleza son abundantes, en forma de cloruro de sodio se encuentra en grandes salinas, en el agua de mar y en combinación con otros minerales. Existen diversos métodos para la obtención de sodio, métodos electrolíticos, por descomposición térmica y por desalojamiento indirecto. El procedimiento electrolítico es el más usado actualmente. El sodio se puede proveer en bloques, en pastillas o sólido, esto a su vez en recipientes sellados en estado seco o en aceite.

(1) SOTO ANGLI F.— Transformación.— Volumen 7, número 44, página 4.— México, D.F., (1967).

El sodio se oxida y oscurece rápidamente al contacto con el aire; el óxido formado por exposición al aire a bajas temperaturas es una substancia amorfa blanca con gran afinidad por el agua. El sodio reacciona violentamente con agua formando hidróxido de sodio e hidrógeno, siendo el calor de reacción tan alto que el hidrógeno formado puede inflamarse. (2).

- C. METIL ISOBUTIL CARBINOL.— Este es una de las formas isoméricas del alcohol hexílico; es un líquido estable, incoloro con un ligero olor dulce. Es ampliamente utilizado como solvente para etil celulosa, algunas resinas fenólicas, aceites, pigmentos, gommas y resinas naturales. Con nitro-celulosa exhibe un poder solvente muy alto. El metil isobutil carbinol o metil amil alcohol es totalmente miscible con solventes orgánicos, siendo sólo parcialmente miscible con agua.

Las aplicaciones más importantes para el metil isobutil carbinol incluyen su uso en lacas para mejorar su brillantez, así como su resistencia al flujo; es también muy usado en la preparación de acabados fenólicos y alquilmáfnicos. El metil isobutil carbinol encuentra su empleo como componente de fluidos hidráulicos, como agente espumante, como intermediario químico, además de ser usado en las industrias farmacéutica, de fotografía y de compuestos de limpieza industrial. (3).

- D. TOLUENO.— El tolueno o metil-benceno es un líquido blanco, transparente, de apariencia semejante a la del agua, con punto de ebullición de 110.5 °C. el tolueno tiene diversos campos de aplicación, como combustible, como solvente, y como intermediario químico entre otros. Su uso como combustible se debe a sus características antidetonantes, así grandes cantidades de este producto se destinan a gasolina para aviones y a combustible para motores. El campo mayor de aplicación del tolueno lo significa sin duda su uso como solvente para pinturas, barnices, lacas y otros agentes-protectores de este tipo. Otra área importante de aplicación para el tolueno lo es su uso como intermediario químico, que es quizá en donde tenga su mayor potencial de crecimiento en el futuro. (4).

## CONTROL QUIMICO EN EL PROCESO.

El control químico en el proceso empieza con el análisis de las materias primas. En el caso del sodio, calcio es el único contaminante, pero debido a que la solubilidad de calcio en sodio fundido es baja (menor a 0.04<sup>o</sup>/o) no es necesario efectuar análisis en este metal. El aceite de coco se debe analizar regularmente para valor de saponificación. Debido a que sólo las partes saponificables en el aceite son las que reaccionan, la carga al reactor estará de

(2) .- TECHNICAL BULLETIN.— Sodium.— Publicación de ICI Export Co.— London, (1961).

(3).- TECHNICAL PUBLICATION SC: 52-21.- Methyl Isobutyl Carbinol.— Publicación de Shell Chemical Co.- NEW YORK, (1957).

(4).- AMSCO TECHNICAL BULLETIN No. 102.-Toluene.- Publicación de AMSCO INTERNATIONAL INC.- NEW YORK, (1965).

terminada por el porcentaje de saponificables presentes. Titulaciones Carl Fisher para humedad deben ser hechas en el aceite varias veces al día para asegurar que el contenido de humedad de éste no es mayor del 0.04<sup>o</sup>/o. El valor de hidroxilo, que es de gran importancia en la determinación del peso molecular promedio en mezclas de alcoholes, debe determinarse a la mezcla de solventes (tolueno—metil isobutil carbinol). Como ya se mencionó sólo el alcohol toma parte en la reacción; el tolueno sirve como diluyente en el proceso y ayuda a remover humedad y calor generado en el reactor de reducción principalmente. El metil isobutil carbinol puro tiene un valor de hidroxilo de 550 (expresado como equivalente de miligramos de hidróxido de potasio por gramo); el valor de hidroxilo de la mezcla varía entre 260 y 300. La mezcla de solventes también es analizada para humedad por el método Fisher, dando valores entre 0.08 y 0.10<sup>o</sup>/o. Pequeñas cantidades adicionales de la mezcla de solventes se necesitarán para compensar pérdidas en los condensadores de reflujo y en los demás productos, el rango en estas pérdidas es del orden de 0.4<sup>o</sup>/o de la mezcla total utilizada. De igual forma, se agregarán cantidades de tolueno o metil isobutil carbinol en la proporción requerida para mantener la relación 50:50 en la mezcla de solventes; esto se hará basado en las determinaciones de los valores de hidroxilo de la mezcla.(5).

Las especificaciones requeridas para el metil isobutil carbinol y el tolueno en este proceso, serán las siguientes:

#### A. ESPECIFICACIONES PARA METIL ISOBUTIL CARBINOL (6)

PUREZA: 95<sup>o</sup>/o mínimo.

VALOR DE HIDROXILO: 520 mínimo.

CONTENIDO DE CETONA: 5<sup>o</sup>/o máximo como metil isobutil cetona.

VALOR DE CARBOXILO: 30 máximo

CONTENIDO DE AGUA: 0.15<sup>o</sup>/o máximo

RANGO DE DESTILACION (A.S.T.M.): Primera Gota a 125<sup>o</sup> C., mínimo, 90<sup>o</sup>/o entre 127—132<sup>o</sup> C., teniendo el punto seco a 135<sup>o</sup> C. máximo.

#### B. ESPECIFICACIONES PARA TOLUENO (7)

GRAVEDAD ESPECIFICA: 0.864-0.874 a 15.6<sup>o</sup> C.

PUNTO DE EBULLICION: 110.5<sup>o</sup> C. Límites  $\pm 2$  grados.

COLOR: 0.5 Rojo (Lovebond) máximo comparado con agua.

ACIDEZ: 0 A.S.T.M.

LAVADO ACIDO: 4 máximo.

CONTENIDO DE SULFUROS: 0.05<sup>o</sup>/o máximo.

CONTENIDO DE PARAFINAS: 0.9<sup>o</sup>/o máximo en volumen.

CONTENIDO DE NO VOLATILES: 0.4 miligramos/100 c.c.

CORROSION: Debe pasar la prueba de la lámina de cobre.

(5).- PEDDICORD H., KASTENS M.L.— Modern Chemical Processes.— Volumen I.— Reinhold Publishing, Co.— NEW YORK, (1950)

(6).- TECHNICAL PUBLICATION SC: 52-21.— Methyl Isobutyl Carbinol.— Publicación de Shell Chemical Co.— NEW YORK, (1957).

(7).- AMSCO TECHNICAL BULLETIN No. 102.— Toluene.— Publicación de Amoco International, Inc. NEW YORK, (1965).

También diariamente deberán correrse pruebas en el nitrógeno alimentado, así como en el nitrógeno de los tanques de almacenamiento; el contenido de oxígeno debe permanecer menor de 0.03<sup>o</sup>/o por el procedimiento de piragalol y la temperatura de rocío menor a —20<sup>o</sup> C. Las determinaciones de humedad tanto en el aceite como en la mezcla de solventes, así como la determinación de los valores de hidroxilo de la mezcla de solventes serán corridos en la planta, mientras los otros análisis se harán en el laboratorio.

## SITUACION NACIONAL

Con la intención de no hacer demasiado extensa esta parte del capítulo concerniente a la situación nacional para las diferentes materias primas, se dará sólo un comentario breve de la situación nacional para aquellas materias para las que no exista mayor problema, estudiando más a fondo la situación nacional de las materias que representen ciertos problemas, siendo el aceite de coco la única de las materias primas del proceso que se encuentra en esta situación.

El tolueno como el metil isobutil carbinol no representan ningún problema por lo que a la calidad y cantidad de consumo se refiere. El uso de estos materiales es tan grande y variado que la calidad, precio y disponibilidad de ambos está perfectamente controlada por los proveedores de los mismos. El caso del sodio es igualmente sencillo, ya que la inexistencia de un proveedor nacional para este producto hace que las importaciones del mismo se lleven a cabo sin el menor problema por parte de las autoridades gubernamentales.

El único material que representa problemas potenciales es el aceite de coco, problemas que fundamentalmente se basan en la mala administración y control en el desarrollo de esta industria a través de los años. Una breve descripción de los antecedentes y la situación actual por la que esta industria atraviesa soportará la anterior conclusión.

A principios de siglo el cocotero carecía de importancia comercial en México. Sin embargo en Campeche se inició su cultivo, y para 1910 disponía ya de 200 hectáreas en producción con un rendimiento de 300 toneladas de copra al año. Se exportaba en ese tiempo, coco seco a \$ 40.00 millar. El mercado mundial de copra cobró importancia a partir de 1900, en México fue durante la revolución. No obstante, a fines del siglo pasado en Guerrero se calculó la producción anual en 4 toneladas, la cual se vendía a \$ 217.00 tonelada, precio que fue sostenido hasta 1930. La reforma agraria determinó un incremento en el cultivo del cocotero. Antes de la segunda guerra mundial, México importaba la mayor parte de su consumo de copra. Posteriormente fue necesario incrementar la producción de oleaginosas, ya que se calculaba un déficit anual de 50 a 60 mil toneladas de copra.

Los programas para incrementar la producción nacional de copra fallaron, principalmente en Colima y Campeche. Sin embargo, en Guerrero sin fomentar la producción ésta pudo elevarse; en 1941 había 3,097 hectáreas plantadas con 464, 545 palmas. Para 1952 había ya 28,000 hectáreas con 2,784,256 palmas en producción, más otros 2 millones todavía sin rendimiento. Con la parcela ejidal se elevó aún más la productividad. En la actualidad se siembran en promedio 150 palmas por hectárea en el Golfo y 120 en el Pacífico. El rendimiento aproximado es de una tonelada de copra por hectárea. Para que produzca adecuadamente el cocotero requiere una temperatura mayor a 25<sup>o</sup> centígrados, siendo los litra-

les mexicanos altamente propicios para su cultivo. Las regiones de México en donde se encuentra la mayor producción son: Guerrero, Tabasco, Colima, Campeche, Michoacán, Jalisco, Oaxaca, Veracruz, y Quintana Roo; en menor proporción se encuentran Chiapas, Yucatán, Nayarit, Sinaloa y Morelos. Guerrero es el principal productor nacional con cerca del 40% del total. (8).

La producción nacional de copra se ha incrementado durante los últimos años, y con ella el uso del producto se ha extendido a diversas industrias, siendo el principal consumidor la industria de jabones que absorbe aproximadamente el 70% de la producción nacional. El consumo interior, por otra parte, ha aumentado considerablemente, a tal grado que las industrias consumidoras afirman, en contradicción a los productores, que la demanda de copra es superior a la Producción Nacional. Mientras tanto el gobierno federal ha prohibido la exportación de este producto. El siguiente cuadro muestra la situación de la copra en México hasta hace unos años:

SITUACION DE LA COPRA EN MEXICO (9)						
AÑOS	Superficie Cosechada (hectáreas)	Producción de Copra (tons.)	Precio Medio Rural (pesos/ton.)	Valor de la Producción	Exportación (tons.)	Consumo Nacional (Tons.)
1960	73,895	179,993	1,878	338,060,644	-----	181,183
1961	79,854	198,799	2,163	429,941,761	-----	199,664
1962	80,976	203,873	2,038	415,457,645	-----	204,355
1963	80,895	164,845	2,249	370,267,084	23,044	141,929
1964	80,950	165,155	2,260	373,250,300	7,354	157,815
PROMEDIO						
60/64	(79,312)	(182,533)	(2,112)	(385,495,486)	(6080)	(176,989)
1965		168,450	2,290	385,750,500		
1966		170,000	2,325	395,250,000		

La producción media en los últimos años es aproximadamente de 160,000 toneladas anuales. Mientras datos indicando que la producción en 1950 fué de 45,925 toneladas anuales mientras que en 1966 la producción alcanzó 170,000 toneladas. Pero durante 1967, a cau-

(8). SOTO ANGLI F.- Transformación, Volumen 7, número 44, página 4.- México, D.F., (1967).

(9).- SOTO ANGLI F.- Transformación, Volumen 7, número 44, página 4.- México, D.F., (1967).

sa de la falta de lluvias abundantes en el Pacífico, el aumento de plagas, ciclos vegetativos y otras razones, la producción alcanzó solamente 130,000 toneladas. México ocupa el quinto lugar internacional entre los productores de copra; Filipinas es el primero con una producción muy ventajosa, seguido de Indonesia, Ceylán, India y México. El cuadro siguiente indica diferentes producciones de estos países:

PRODUCTORES MUNDIALES DE COPRA (10)					
PAIS	PRODUCCION (MILLONES DE TONELADAS METRICAS)				
	1962	1963	1964	1965	1966
FILIPINAS	1301.7	1511.3	1428.4	1446.4	1600.0
INDONESIA	368.1	403.5	-----	-----	-----
CEYLAN	303.2	240.4	320.2	265.8	-----
INDIA	258.1	259.0	264.0	270.0	-----
MEXICO	203.9	165.0	168.0	168.0	170.0
MALAYA	136.0	139.0	116.0	126.0	-----
NUEVA GUINEA	96.9	93.3	91.3	107.0	-----
MOZAMBIQUE	58.0	61.6	57.0	38.8	-----

### HISTORIA DE PRECIOS

Problema delicado para quienes producen copra es lograr el mejor precio posible sin lesionar los intereses de la industria; de aquí depende también el riesgo en las inversiones. Las presiones del mercado internacional, cuyos precios fluctúan debajo de los nacionales, y la



*elasticidad de la demanda interna, tienen incidencia en los precios nacionales; existe ciertamente especulación en el mercado.*

*A fines de 1962 se formó una Comisión para estudiar y tratar de encontrar una solución al problema de la fluctuación de precios, dicha comisión descubrió que no existían faltantes de copra sino sobre producción, por lo que consideró necesario descongestionar el Mercado Interno, y para esto se exportaron 23,000 toneladas de copra. Desde entonces México no exporta, las ventas al exterior de aquella época equilibraron el Mercado Interno.*

*La producción actual de copra cubre exclusivamente la demanda nacional, fluctuando aún los precios. El promedio de cotización es de \$ 2.80 kilogramo, siendo los precios en 1967 de \$ 2.20 kilogramo y \$ 3.30 kilogramo en 1965. Así, el precio por tonelada métrica de copra es de \$ 2,700.00 y el de aceite de coco crudo \$ 5,500.00*

## C A P I T U L O V I I

### SOBRE EL EQUIPO EN EL PROCESO

#### MATERIALES DE CONSTRUCCION

La construcción de una planta para fabricación de alcoholes grasos por el proceso de reducción con sodio, no presenta problemas por lo que a los materiales de construcción del equipo se refiere. Ninguno de los flúidos que se manejan es corrosivo y como las cantidades de hidrógeno que se producen en el proceso son muy pequeñas, los efectos quebradizos de este material sobre los materiales de construcción del equipo son prácticamente nulos. Más aún, como el proceso no incluye grandes presiones en ninguno de sus pasos, el material de construcción de todo el equipo de proceso puede ser acero al carbón ligero.

Todas las bombas estarán operadas por motores totalmente cerrados enfriados por ventiladores. Las bombas que manejen flúidos pesados estarán provistas de calentamiento por inducción. La mayoría de las bombas en el proceso son de tipo centrífugo, utilizando bombas de engranes para el manejo de combustible y del Dowtherm. Para la transferencia del producto y materias primas a las áreas de producción se emplearán bombas reciprocantes.

La mayoría de las válvulas utilizadas en el proceso son de tipo de compuerta de diseño convencional. Sin embargo, se requerirán diseños especiales para el control de las corrientes conteniendo sodio fundido, así como en la línea de descarga del reactor de reducción al reactor de hidrólisis. Las válvulas para el control de flujos conteniendo sodio serán del tipo de retén con algún sostén especial de tal manera que no se doblen cuando choquen con pedazos de sodio metálico o algunos otros sólidos en suspensión que se encuentren en el flujo. La válvula para el drenaje del reactor de reducción deberá estar diseñada de tal forma que evite la posible acumulación de partículas de sodio en el fondo del reactor; para una mayor seguridad se podrá colocar un turbo-agitador exactamente arriba de la válvula de tal manera que la succión producida por éste efectúe un drenaje completo en el reactor

y en la misma válvula. (1)

Para el control de la alimentación de nitrógeno en las diferentes partes del proceso donde es requerido, se utilizarán válvulas de diafragma operadas por controles de presión. La salida del nitrógeno se controla por medio de válvulas de alivio.

## CONDICIONES DE DISEÑO

La base para el establecimiento de las condiciones de diseño para el equipo en el proceso será el balance de materiales efectuado en el capítulo anterior, en el cual se consideró una capacidad de producción de 900 toneladas anuales equivalentes a 3 toneladas de producción diaria. A continuación se enuncian las condiciones de diseño necesarias para cada uno de los equipos del proceso.

- A. Tanque de almacenamiento de éster: El material de construcción es lámina de acero al carbón. La capacidad debe ser suficiente para almacenar éster para 15 días de operación tomando un factor de seguridad de 5 días más de operación. La capacidad del tanque debe ser 80,000 litros sabiendo que la densidad del éster es 0,92 gms./cc.
- B. Tanque de almacenamiento de metil isobutil carbinol: El material de construcción es lámina de acero al carbón. La capacidad, al igual que el anterior, debe ser suficiente para almacenar metil isobutil carbinol para 15 días de operación considerando un factor de seguridad de 5 días más de operación. La capacidad del tanque será de 7,500 litros sabiendo que la densidad de este material es 0,815 gms./cc.
- C. Tanque de almacenamiento de tolueno: El material de construcción es lámina de acero al carbón. La capacidad de este tanque, como en los casos anteriores, estará calculada para 15 días de operación con 5 días más como factor de seguridad. La capacidad necesaria del tanque es de 10,000 litros considerando que la densidad del tolueno es 0,866 gms./cc.
- D. Tanque mezclador y medidor: El material de construcción será lámina de acero al carbón. Este tanque deberá tener una capacidad suficiente para poder mezclar las cantidades de éster, alcohol reductor y tolueno requeridas para cada carga. Por motivos de seguridad, el diseño de este equipo se hará considerando 1,5 veces la capacidad de carga la antes mencionada. La selección del agitador, así como un ligero aumento en el volumen debido a la agitación deberán tomarse en cuenta en el momento de calcular las dimensiones de dicho tanque. La capacidad de este tanque será de 3,000 litros.

(1).- PEDDICORD H., KASTENS M.L.- Modern Chemical Processes.- Volumen 1:- Reinhold Publishing Corporation, NEW YORK, (1950).

- E. **Tanque de almacenamiento de sodio:** El material de construcción de este tanque puede ser también lámina de acero al carbón ya que el sodio no causa ningún problema con este material. El tanque deberá ser de capacidad suficiente para contener el sodio requerido para 2 cargas de producción, dando un factor de seguridad de una carga más de operación. Debemos tener presente que el sodio deberá encontrarse en un solvente inerte como tolueno. Así, la capacidad calculada para este tanque será de 1500 litros sabiendo que las densidades del sodio y tolueno son 0.97 y 0.866 gms./cc. respectivamente.
- F. **Reactor de reducción:** El material de construcción de este reactor será lámina de acero al carbón. El reactor deberá tener una capacidad tal que contenga la mezcla de éster - solventes y el sodio requerido para una carga de producción, aunque por razones de seguridad se calculará para una capacidad de 1.5 veces lo requerido por una carga. El reactor deberá contener una chaqueta para enfriamiento. La capacidad del reactor será de 3,500 litros.
- G. **Reactor de hidrólisis:** Este reactor al igual que el equipo anterior será de lámina de acero al carbón. El reactor de hidrólisis deberá contener la carga del reactor de reducción más el agua necesaria para efectuar la hidrólisis. Aquí, se debe tener presente que habrá agitación en el reactor, el cual tendrá además una chaqueta para calentamiento. La capacidad del reactor será 5,000 litros.
- H. **Separador visual por decantación:** La separación de las capas acuosa, intermedia y orgánica formadas en el reactor de hidrólisis se efectuará por decantación controlada por medios visuales. Por tanto será suficiente con colocar en el mismo reactor una mirilla de plástico que permita efectuar dicha separación.
- I. **Tanque de asentamiento para la capa intermedia:** El material de este tanque será lámina de acero al carbón, y su capacidad deberá ser suficiente para contener la capa intermedia proveniente del reactor de hidrólisis durante un día de producción. La capacidad de este tanque será 1,200 litros.
- J. **Tanque de asentamiento para la capa acuosa:** Este tanque estará construido de lámina de acero al carbón, siendo su capacidad necesaria para contener la capa acuosa proveniente del reactor de hidrólisis durante un día de operación. Así, la capacidad de este tanque será 20,000 litros.
- K. **Tanque de alimentación para el evaporador-separador:** La función de este tanque es la de actuar como acondicionador del proceso para hacer continuo el trabajo del evaporador. Este tanque será construido de lámina de acero al carbón y deberá contener-

la capa orgánica proveniente del reactor de hidrólisis durante un día de producción. - Por razones de seguridad se calculará la capacidad para día y medio de operación. La capacidad requerida para este tanque es de 15,000 litros.

- L. Evaporador-Separador: Este equipo tendrá como función la de separar a los alcoholes grasos de la mezcla de solventes (tolueno y metil isobutil carbinol) y además sustancias orgánicas con las que viene mezclado. Esta separación se efectúa en función de los puntos de ebullición de los componentes, ya que los alcoholes grasos hierven a temperaturas superiores a los  $250^{\circ}$  C., mientras que los solventes tienen temperaturas de ebullición no mayores de  $140^{\circ}$  C. La capacidad de separación debe ser tal que pueda separar 7,660 kilogramos de mezcla por día, ya que su operación es continua. Este equipo, como los anteriores, se construirá de lámina de acero al carbón.
- M. Tanque de almacenamiento de alcoholes grasos: Este tanque deberá contener capacidad para almacenar 15 días de producción, pero se tomarán 20 como factor de seguridad. El material de construcción será lámina de acero al carbón. La capacidad necesaria para este tanque será de 70,000 litros considerando una densidad de 0.83 gms./cc. para los alcoholes grasos.
- N. Tanque de almacenamiento para mezcla de solventes: La función de este tanque será el de almacenar la mezcla de solventes obtenida de la separación de los alcoholes grasos. Asimismo, almacenará los solventes procedentes del tanque de asentamiento de solución acuosa. Esto se reprocesará, por tanto, este tanque sólo deberá contener capacidad suficiente para almacenar un día de producción. La capacidad del tanque será 5,000 litros. El material de construcción será lámina de acero al carbón.
- O. Condensador para tolueno: Este condensador se calculará en función de la capacidad del reactor de reducción, ya que su función será la de ayudar a remover el calor formado en el reactor por medio de la condensación de tolueno.
- P. Condensador para agua: Este condensador estará igualmente calculado en función de la capacidad del reactor de hidrólisis, siendo su función la de condensar y recircular agua al sistema.
- Q. Condensador para mezcla de solvente: La función de este cambiador de calor es la de evitar la fuga de vapores como tales en la evaporación. Por lo tanto su capacidad será función de la capacidad del evaporador.
- R. Bomba para ésteres grasos: La función de esta bomba será la de alimentar ésteres grasos al tanque mezclador y medidor, siendo la bomba requerida de tipo recíprocante.

- S. Bomba para metil isobutil carbinol: La función de esta bomba será la de alimentar - metil isobutil carbinol al tanque mezclador y medidor, para posteriormente alimentar - la mezcla al reactor de reducción.
- T. Bomba para tolueno: Al igual que las anteriores la principal función de esta bomba - será la de alimentar tolueno al tanque mezclador y medidor. Pero además, tendrá otra línea para alimentar al tanque de almacenamiento de sodio.
- U. Bomba para recirculación de solvente de la capa intermedia: Como se explicó con anterioridad, la reacción de hidrólisis da como resultado la formación de 3 capas. La capa intermedia es muy pequeña y de color oscuro ya que estará en estado emulsionado; de esta capa una vez en reposo en el tanque de asentamiento, se separarán las capas - acuosa y orgánica. La parte orgánica es enviada nuevamente al proceso por medio de esta bomba, la cual es de muy baja capacidad.
- V. Bomba para recuperación de solventes de la capa acuosa: En el caso de la capa acuosa sucede algo similar, en donde el solvente es extraído por decantación por la - parte superior del tanque. Este solvente es enviado por medio de esta bomba al tanque que de almacenamiento para la mezcla de solventes, de donde se reprocesarán estos - solventes. Como en el caso anterior, la capacidad de esta bomba es muy pequeña ya - que las cantidades de solventes involucradas son pequeñas.
- W. Bomba para alimentación del evaporador-separador: La función de esta bomba será la - de mantener una alimentación continua y constante al evaporador, ya que éste trabajará en forma continua. La capacidad de esta bomba es una función de la velocidad de evapo- ración, que es de 390 kilos de mezcla por hora, como se verá más adelante en este mis- mo capítulo en el cálculo del evaporador.
- X. Bomba para recuperación de solventes: Esta bomba enviará los solventes obtenidos de - la separación de los alcoholes grasos en el evaporador al tanque de almacenamiento de - solventes, de donde serán reprocesados posteriormente. La capacidad de esta bomba se - rá relativamente baja también.
- Y. Bomba para recirculación de solventes: Esta tendrá como función el enviar los solventes- recuperados al tanque mezclador-medidor, en donde se mezclarán con ester para ser nue- vamente utilizados en el proceso.

## CALCULO DEL EQUIPO

Como se puede notar en la descripción anterior, el equipo de proceso está compuesto casi en- su totalidad por 4 diferentes clases de equipos: Bombas, cambiadores de calor, tanques y un-

evaporador. A continuación se tendrá el cálculo de uno de los equipos para cada clase, ya que el cálculo de todo el equipo de proceso sería muy extenso y no sería mas que una repetición de cálculos. Por consiguiente, a continuación tendremos el cálculo de una bomba, de un cambiador de calor, de un tanque y del evaporador en el proceso.

#### A. BOMBA:

La bomba seleccionada para su cálculo fue la bomba (R) en el diagrama de flujo, la cual alimenta ésteres grasos del tanque de almacenamiento al tanque mezclador-medidor. La capacidad de la bomba necesaria será la siguiente:

Efectuando un balance de energía:

$$EP_1 + E_{P_1} + EC_1 + EI_1 + Q-W = EP_2 + E_{P_2} + EC_2 + EI_2 + \Delta H_F$$

$$(EP_2 - EP_1) + (E_{P_2} - E_{P_1}) + (EC_2) + (EI_2 - EI_1) + \Delta H_f = Q-W$$

$$-W = Z_2 + \frac{V^2}{2 \text{ gc.}} + \Delta H_f$$

Fijando una velocidad normal para líquidos orgánicos:

$$V = 5 \text{ ft./SEG.}$$

$$V = Q/S$$

$$S = Q/V$$

Obteniendo el área necesaria de flujo tendremos:

$$Q = \frac{1000 \text{ L.}}{3 \text{ MIN.}} \times \frac{1 \text{ MIN.}}{60 \text{ SEG.}} \times \frac{1 \text{ ft.}^3}{28.3 \text{ L.}} = 0.196 \text{ ft.}^3/\text{SEG.}$$

$$S = \frac{Q}{V} = \frac{0.196 \text{ ft.}^3/\text{SEG.}}{5 \text{ ft./SEG.}} = 0.039 \text{ ft.}^2$$

Lo cual corresponde a un tubo de las siguientes características:

$$S = 0.039 \text{ ft.}^2$$

Tubo = 2.5" Cédula 40.

$$S = 0.03322 \text{ ft.}^2$$

$$D = 0.2057 \text{ ft.}$$

De la ecuación de balance tendremos:

$$-W = Z_2 + \frac{v^2}{2 \text{ gc.}} + \frac{f L_{\text{real}} v^2}{2 D \text{ gc.}}$$

La densidad y viscosidad del fluido serán:

$$\rho = 0.92 \frac{\text{Kg.}}{\text{L}} \times \frac{28.3 \text{ L.}}{1 \text{ ft.}^3} \times \frac{2.2 \text{ lb.}}{1 \text{ kg.}} = 57.2 \frac{\text{lb.}}{\text{ft.}^3}$$

$$\mu = 38 \text{ CPS} = 25.5 \times 10^3 \frac{\text{lb.}}{\text{ft. SEG.}}$$

El número de Reynolds será:

$$Re = \frac{D v \rho}{\mu}$$

$$Re = \frac{(0.206 \text{ ft}) (5 \text{ ft./SEG.}) (57.2 \text{ lb./ft.}^3)}{(25.5 \times 10^3 \text{ lb./ft. SEG})} = 3.72 \times 10^3$$

De tablas se obtendrá:

$$f = 0.045$$

Además sabiendo que la longitud y altura que se oponen al fluido son:

$$L = 70 \text{ ft.}$$

$$Z = 50 \text{ ft.}$$



Sustituyendo valores en la ecuación de balance:

$$-W = 50 \text{ ft.} + \frac{(25 \text{ ft}^2/\text{SEG}^2)}{(64.4 \text{ ft.}/\text{SEG}^2)} + \frac{(0.045) (70 \text{ ft.})}{2 (0.206 \text{ ft.})} \frac{(25 \text{ ft}^2/\text{SEG}^2)}{(64.4 \text{ ft.}/\text{SEG}^2)} = 53.35 \text{ ft.}$$

La potencia de la bomba será:

$$\text{HP} = (W) (Q) (\rho)$$

$$\text{HP} = (53.35 \text{ ft}) (0.196 \text{ ft}^3/\text{SEG}) (57.2 \text{ lb./ft}^3) \times \frac{1 \text{ HP SEG}}{550 \text{ ft lb}} = 1.10$$

Suponiendo una eficiencia total de 75% para la moto-bomba:

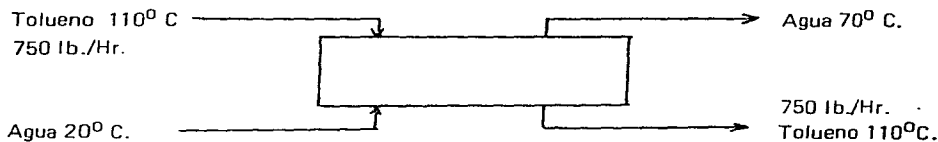
$$\text{HP} = 1.10 (0.75) = 1.48 \text{ HP.}$$

La potencia requerida será:

$$\text{HP} = 1.48 \text{ HP} = 1.5 \text{ HP.}$$

## B. CAMBIADOR DE CALOR:

El cambiador de calor que será calculado es el condensador (o) en el diagrama de flujo, el cual sirve para condensar tolueno ayudando de esta manera a remover el calor formado en el reactor:



El agua fluirá por dentro de los tubos mientras que el tolueno lo hará por el exterior.

Efectuando un balance de calor para el tolueno:

$$Q = m_t \lambda_t$$

$$Q = 750 \text{ lb./Hr.} (156 \text{ BTU./lb.}) = 117,000 \text{ BTU./Hr.}$$

Efectuando un balance de calor para el agua:

$$M_A = \frac{Q}{C_P (T_2 - T_1)}$$

$$M_A = \frac{(117,000 \text{ BTU/Hr.})}{(1 \text{ BTU/lb } ^\circ\text{F}) (158-68 ^\circ\text{F})} = 1300 \text{ lb./hr.}$$

Las temperaturas de nuestro sistema serán:

	T. Caliente	T. Fría	Diferencia
$T_1$	110	70	40
$T_2$	110	20	90

De donde la temperatura media logarítmica será:

$$L_{MTD} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{2.3 \log_2 \Delta T_1 / \Delta T_2} = 62.$$

Partiendo ahora, de la ecuación general de transmisión de calor:

$$Q = U A L_{MTD}$$

Para nuestro caso particular en la literatura obtenemos:

$$U_D = 100 \text{ BTU/Hr. ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F.}$$

De la ecuación general obtenemos que el área de transmisión será:

$$A = \frac{Q}{(U) (L_{MTD})}$$

$$A = \frac{(117,000 \text{ BTU/Hr.})}{(100 \text{ BTU/Hr. ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F.}) (62 ^\circ\text{F})} = 18.9 \text{ ft}^2.$$

Si utilizamos tubos de 3/4" 16 BWG, tendremos:  
 Area interna/longitud = 0.1623 ft.<sup>2</sup>/ft.

La longitud de tubo necesaria es:

$$L = \frac{18,9 \text{ ft}^2}{0.1623 \text{ ft.}^2/\text{ft.}} = 116 \text{ ft.}$$

Fijando una longitud de tubos de 4 ft. obtendremos:

$$\text{No. tubos 4 ft.} = 116 \text{ ft.}/4 \text{ ft.} = 30 \text{ tubos.}$$

De la literatura obtenemos que el diámetro de la coraza es.

$$D-I. = 8 \text{ IN.}$$

### C. TANQUE:

El tanque que se diseñará es el tanque para almacenamiento de éster, (A) en el diagrama de flujo. La capacidad de este tanque debe ser de 80,000 litros, y deberá estar hecho de lámina de acero al carbón.

Partiendo de la ecuación de diseño:

$$T = \frac{P \ r}{S \ E \ -0.6 \ P} + C.$$

Partiendo de la base que la relación altura/diámetro debe ser 3-4/1, tenemos:

$$V = \pi r^2 h = 80,000 \text{ L.} = 2830 \text{ ft.}^3$$

$$r = \sqrt{\frac{V}{\pi h}}$$

$$r = \sqrt{\frac{2830 \text{ ft.}^3}{3.14 (35 \text{ ft})}} = 5.00 \text{ ft}$$

La Relación Altura/Diámetro será:

$$\frac{H}{D} = \frac{35 \text{ ft}}{10 \text{ ft}} = \frac{3.5}{1}$$

Cálculo de la presión de trabajo:

$$P = \text{presión atmosférica} + \text{presión columna líquido.}$$

$$\text{Presión Atmosférica} = 11.25 \text{ lb/IN}^2.$$

$$\text{Presión columna Líquido} = (H) (\rho) = (35 \text{ ft.}) (57.3 \text{ lb/ft}^3) = 13.9 \text{ lb/IN}^2.$$

$$P = 11.25 \text{ lb./IN.}^2 + 13.9 \text{ lb./IN.}^2 = 25.15 \text{ lb./IN.}^2$$

De la literatura podemos obtener:

$$S = 17,000 \text{ lb./IN}^2. \quad \text{ss304}$$

$$E = 0.90$$

$$C = 1/16'' = 0.0625''$$

Sustituyendo valores en la ecuación de diseño:

$$T = \frac{(25.15 \text{ lb./IN.}^2) (60 \text{ IN.})}{(17,000 \text{ lb./IN.}^2) (0.90) - 0.6 (25.15 \text{ lb./IN.}^2)} + 0.0625 \text{ IN.}$$

$$T = 0.099 \text{ IN.} + 0.0625 = 0.1615 \text{ IN.}$$

El espesor de las tapas del tanque, considerándolas elípticas:

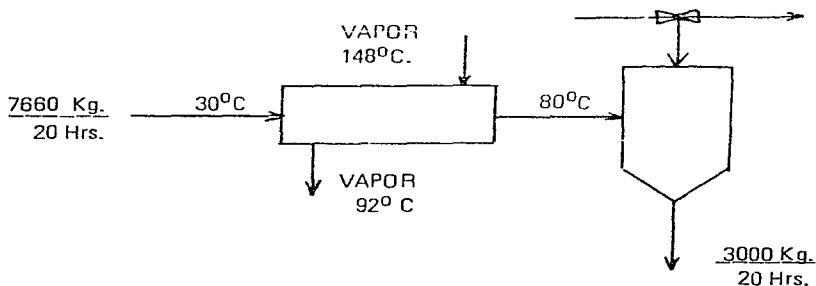
$$T = \frac{0.885 P D}{S E - 0.1 P} + C.$$

$$T = \frac{(0.885) (25.15 \text{ lb./IN.}^2) (120 \text{ IN.})}{(17,000 \text{ lb./IN.}^2) (0.90) - (0.1) (25.15 \text{ lb./IN.}^2)} + 0.0625 \text{ IN.}$$

$$T = 0.1760 \text{ IN.} + 0.0625 \text{ IN.} = 0.2385 \text{ IN.}$$

## D. EVAPORADOR:

El evaporador que se calculará es el único en el proceso, (L) en el diagrama de flujo. La función de este equipo es la de separar los alcoholes grasos de la mezcla de solventes. Esta separación se efectúa con base en los puntos de ebullición de los componentes, ya que los alcoholes grasos hierven a temperaturas superiores a los  $250^{\circ}\text{C}$ ., mientras que los solventes tienen temperaturas de ebullición no mayores de  $140^{\circ}\text{C}$ .. La evaporación será de tipo flash ya que los puntos de ebullición de los componentes lo permiten. Así, el sistema será el siguiente:



De la tabla que nos da la composición de las corrientes en el diagrama:

COMPONENTES	N	P.M.	% EN PESO	PESO REAL
ALCOHOL GRASO	0.21	236	39.2	3000
MIBC	0.37	102	30.0	2300
TOLUENO	0.42	93	30.8	2360
TOTAL			100.0	7660

De la literatura obtuvimos las temperaturas de ebullición de los solventes a diferentes presiones:

PRESION mm. Hg.	MIBC T °C.	TOLUENO T °C.
1	-0.3	-26.7
5	22.1	- 4.7
10	33.3	6.4
20	45.4	18.4
40	58.2	31.8
60	67.0	40.3
100	78.0	52.0
200	95.0	69.5
400	113.5	89.5
760	132.0	110.6

Considerando que ejercer un vacío de 100 mm. Hg. no es problema y su costo no es elevado, mientras que vacíos más reducidos sí representan un aumento notable en el costo. Así, tomando este vacío como base para la evaporación de los solventes procederemos a calcular el cambiador que nos eleve la temperatura de la mezcla hasta 80°C. para asegurar una evaporación completa de los solventes de la mezcla.

Estableciendo la ecuación de balance de calor:

$$Q = U A L_{MTD} = M_L C_{PL} (T_1 - T_2) = M_V \lambda_V + m_V C_{PV} (T_{V1} - T_{V2}).$$

La temperatura media logarítmica será:

$$L_{MTD} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{2.3 \text{ LOG. } \Delta T_1 / \Delta T_2}$$

$$L_{MTD} = \frac{68 - 62}{2.3 \text{ LOG. } 68/62} = 10^\circ\text{C.} = 50^\circ\text{F.}$$

Los datos conocidos de la ecuación considerando el uso de vapor de 4 Kg./cm<sup>2</sup>:

$$M_L = 7660 \text{ Kg.}$$

$$C_{PL} = 0.356 \text{ CAL./g. } ^\circ\text{C.}$$

$$T_1 = (30) (1.8) + 32 = 86^\circ\text{F.}$$

$$T_2 = (80) (1.8) + 32 = 176^\circ\text{F.}$$

$$T_{V1} = (148) (1.8) + 32 = 298 \text{ } ^\circ\text{F.}$$

$$T_{V2} = (92) (1.8) + 32 = 188 \text{ } ^\circ\text{F.}$$

$$\lambda_v = 1176 \text{ BTU/lb.}$$

$$C_{P_v} = 1 \text{ BTU/lb. } ^\circ\text{F.}$$

$$M_v = x$$

Sustituyendo valores en la ecuación de balance:

$$Q = (7660 \text{ Kg.}) (2.2 \text{ lb./Kg.}) (0.36 \text{ BTU/lb. } ^\circ\text{F.}) (176 - 86 \text{ } ^\circ\text{F.})$$

$$Q = 548,000 \text{ BTU.}$$

Efectuando un balance de calor para el vapor:

$$Q = M_v \lambda_v + M_v C_{p_v} (T_{v1} - T_{v2})$$

$$Q = M_v \left[ \lambda_v + C_{P_v} (T_{V1} - T_{V2}) \right]$$

$$Q = M_v \left[ 1176 \text{ BTU/lb.} + (298-188 \text{ } ^\circ\text{F.}) (1 \text{ BTU/lb. } ^\circ\text{F.}) \right]$$

$$Q = M_v \left[ 1286 \text{ BTU/lb.} \right]$$

$$M_v = \frac{Q}{1286 \text{ BTU/lb.}} = \frac{548,000 \text{ BTU}}{1286 \text{ BTU/lb.}} = 425 \text{ lb. vapor}$$

El calor necesario será:

$$Q = \frac{548,000 \text{ BTU}}{20 \text{ Hrs.}} = 27,400 \text{ BTU/hr.}$$

El área de transmisión necesaria será

$$A = \frac{Q}{U L_{\text{mtd.}}}$$

$$A = \frac{27,400 \text{ BTU/Hr.}}{(150 \text{ BTU/Hr. } ^\circ\text{F. Ft}^2.) (50 ^\circ\text{F})}$$

$$A = 3.65 \text{ ft}^2.$$

Considerando tubos de 1" para el cambiador:

$$\text{Area} = 0.262 \text{ ft}^2/\text{ft.}$$

La longitud necesaria de estos tubos será:

$$L = \frac{3.65 \text{ Ft.}^2}{0.262 \text{ ft}^2/\text{ft.}} = 14 \text{ ft.}$$

### CALCULO DE LA TUBERIA

El cálculo de las tuberías en cada paso lo tendremos en función de las velocidades permisibles dependiendo del fluido que transporte. Las tuberías en el cuadro siguiente están de acuerdo con el diagrama de flujo del proceso. Así, las tuberías en el proceso serán las siguientes:



TUBERIA EN EL PROCESO							
TUBERIA	GASTO (Ft <sup>3</sup> /SEG.)	VELOCIDAD (Ft/SEG.)	SECCION (ft. <sup>2</sup> )	DIAMETRO NOMINAL (INCHES)			
1	0.196	5	0.0390	2.5"	CED.	40	Acero al carb
2	0.177	5	0.0355	2.5"	"	"	"
3	0.177	5	0.0355	2.5"	"	"	"
4	0.029	5	0.0058	1.0"	"	"	"
5	0.043	2	0.0216	2.0"	"	"	"
6	0.024	5	0.0048	1.0"	"	"	"
7	0.015	3	0.0050	1.0"	"	"	"
8	0.028	5	0.0056	1.0"	"	"	"
9	0.013	3	0.0044	1.0"	"	"	"
10	0.017	3	0.0057	1.0"	"	"	"
11	0.014	5	0.0028	0.75"	"	"	"
12	0.018	5	0.0036	0.75"	"	"	"
13	0.170	90	0.0019	0.50"	"	"	"
14	0.135	90	0.0015	0.50"	"	"	"
15	0.105	5	0.0021	0.50"	"	"	"
16	0.007	5	0.0014	0.50"	"	"	"
17	0.007	5	0.0014	0.50"	"	"	"
18	0.008	5	0.0016	0.50"	"	"	"
19	0.009	5	0.0018	0.50"	"	"	"
20	0.022	8	0.0028	0.75"	"	"	"
21	0.063	90	0.0007	0.25"	"	"	"

## C A P I T U L O V I I I

### SOBRE EL ANALISIS ECONOMICO

#### SOBRE LA INVERSION FIJA

La inversión total de una planta está formada por la suma de dos elementos, la inversión fija y el capital de trabajo. Ambos elementos son de importancia en la evaluación económica de un proyecto. Esta parte del capítulo tratará sobre el primer elemento, la inversión fija.

El cálculo de la inversión fija puede efectuarse por diversos métodos, autores como C.H. Chilton, hacen mención de algunos de ellos (1). Uno de los métodos para el cálculo de la inversión fija — que cuentan con mayor aceptación en general es el que parte del costo del equipo instalado. El cual, a su vez, se puede estimar por diferentes métodos, determinándose el más adecuado para cada caso en particular. Para nuestro problema específico existen dos métodos que ofrecen estimaciones bastante satisfactorias. El primero de éstos consiste en utilizar costos de equipos obtenidos de la literatura (1) (2), actualizándolos por medio de los índices de Marshall y Stevens publicados periódicamente en revistas, los cuales se obtienen por medio de la fórmula siguiente:

$$C_x = C_k \frac{I_x}{I_k}$$

$C_x$  = Costo desconocido en fecha  $x$ .

$C_k$  = Costo conocido en fecha  $k$ .

$I_x$  = Índice de Marshall y Stevens en fecha  $x$ .

$I_k$  = Índice de Marshall y Stevens en fecha  $k$ .

(1).- CHILTON C.H.- Cost Engineering in the Process Industries.- Mc Graw-Hill Book Co. INC.- NEW YORK, - (1959).

(2).- PERRY J.H.- Chemical Engineers' Hand Book.- Mc Graw-Hill Book Co. INC.- NEW YORK, (1963).

El segundo método y más adecuado para nuestro caso particular, es el de obtención de cotizaciones directamente del proveedor. Este método es más específico, y por consiguiente los datos obtenidos se apegarán más a la realidad. Pero debo mencionar, sin embargo, que la utilización de éste método fué factible debido a que el equipo de proceso es poco y relativamente muy sencillo. A continuación se presenta el estimado del costo del equipo de proceso:

COSTO DEL EQUIPO DE PROCESO		
DESCRIPCION DEL EQUIPO	IDENTIFICACION EN EL DIAGRAMA DE FLUJO.	COSTO
Tanque de almacenamiento (Cap. 80,000 litros)	A	40,000
Tanque de almacenamiento (Cap. 7,500 litros)	B	7,500
Tanque de almacenamiento (Cap. 10,000 litros)	C	10,000
Tanque equipado con agitador (Cap. 3,000 litros)	D	4,000
Tanque con serpentín para vapor (Cap. 1,500 litros)	E	3,000
Reactor con agitador y camisa enfriamiento (Cap. 3,500 litros)	F	12,000
Reactor con agitador y camisa enfriamiento (Cap. 5,000 litros)	G	15,000
Separador visual por decantación	H	Despreciable
Tanque de almacenamiento (Cap. 1,200 litros)	I	2,000
Tanque de almacenamiento (Cap. 20,000 litros)	J	15,000
Tanque de almacenamiento (Cap. 15,000 litros)	K	12,000
Evaporador (incluyendo cambiador de calor) (Cap. 7,660 Kg./Día)	L	6,000
Tanque de almacenamiento (Cap. 70,000 litros)	M	35,000
Tanque de almacenamiento (Cap. 5,000 litros)	N	5,000
Cambiador de calor agua/tolueno	O	4,000
Cambiador de calor agua/agua	P	4,000
Cambiador de calor solventes/agua	Q	4,000
Bomba para alimentación de éster	R	8,000
Bomba para alimentación de MIBC	S	3,000
Bomba para alimentación de tolueno	T	3,000
Bomba para recirculación de solventes	U	2,000
Bomba para recirculación de solventes	V	2,000
Bomba para alimentación evaporador	W	4,000
Bomba para recuperación de solventes	X	2,500
Bomba para recirculación de solventes	Y	2,500
<b>T O T A L</b>		<b>205,500</b>
<b>COSTO EQUIPO INSTALADO (INSTALACION 20% COSTO EQUIPO)</b>		<b>246,600</b>

NOTA. El material de construcción para todo el equipo es lámina de acero al carbón.

El cálculo de la inversión fija se efectuará por el método que parte del costo del equipo instalado; el costo de los demás elementos de la inversión se obtienen en función del costo del equipo. Así, el valor de la inversión fija para el caso particular de obtención de alcoholes grasos a partir de sus ésteres será:

CALCULO DE LA INVERSION FIJA DEL PROYECTO			
ELEMENTOS	VALOR ESTIMADO (º/o)		COSTO
A.	Costo del equipo instalado	X	246,600
B.	Tubería de proceso	Proceso líquido-Gas 15º/oX	36,990
C.	Instrumentación	Mínimo control automático 5º/oX	12,330
D.	Terreno	5,000 M2 a \$ 80.00/M2	400,000
E.	Edificios, Caminos y Accesos	Planta Exterior 15º/oX	36,990
F.	Auxiliares		
	Caldera		110,000
	Subestación	Promedio 6º/oX	14,796
	Bombeo y almacenamiento de agua	Promedio 4º/oX	9,864
	Distribución de vapor	Promedio 2º/oX	4,932
	Distribución de Electricidad	Promedio 2º/oX	4,932
	Distribución de agua	Promedio 2º/oX	4,932
	Tratamiento de agua	Promedio 2º/oX	4,932
G.	Líneas Externas	Líneas cortas 5º/oX	12,330
H.	Costo Físico de la planta	Y	899,628
I.	Ingeniería y Construcción	Proyecto Sencillo 25º/oY	224,907
J.	Contingencias	Promedio 30º/oY	269,888
K.	Factor de Inversión	Planta comercial pequeña 5º/oY	44,991
L.	Inversión Fija		1,439,405

### SOBRE LOS COSTOS DE PRODUCCION

Como sabemos, los costos de producción representan la suma de los desembolsos repetitivos que se realizan en la elaboración del producto. La estimación de los costos de producción se puede efectuar por medio de los costos anuales y costos unitarios por unidad de producto terminado. Así, el costo de producción estará representado por medio de una ecuación de la forma:

$Y = A + BX$ . En donde (Y) estará expresada en pesos por año, (A) en pesos por año, (B) en pesos por tonelada y (X) en toneladas por año. Con base en esta ecuación, el cálculo del costo de producción para el producto será el siguiente:

ESTIMADO DE LOS COSTOS DE PRODUCCION				
ELEMENTOS DEL COSTO	CONSUMO UNITARIO	COSTO UNITARIO.	COSTOS VARIABLES (pesos/ton.)	COSTOS FIJOS (p/año)
1. MATERIA PRIMA				
Aceite de coco	1244 Kg/ton.	5.50 \$/kg.	6,842	
MIBC	92 Kg/ton.	5.40 \$/kg.	497	
Tolueno	133 Kg/ton.	1.15 \$/kg.	153	
Sodio	411 Kg/ton.	10.00 \$/kg.	4,110	
2. SERVICIOS				
Electricidad	30 Kw-Hr/ton	0.35 \$/Kw-Hr.	10	
Agua	20 m <sup>3</sup> /ton.	0.60 \$/m <sup>3</sup>	12	
Vapor	5 ton/ton.	5.00 \$/ton.	25	
3. MANO DE OBRA				
Capataces	3	\$ 55.00 /día		
Obreros planta	9	\$ 35.00 /día		
Obreros mantenimiento	3	\$ 40.00 /día		216,000
4. SUPERVISION				
Jefe Producción	1	\$ 7,000.00/mes		84,000
5. LABORATORIO				
Jefe Laboratorio	1	\$ 5,000.00/mes		120,000
Operarios	2	\$ 2,500.00/mes		120,000
6. DEPRECIACION				
Edificio 20 años				1,850
Equipo 10 años				37,140
7. SEGUROS				
1 <sup>o</sup> /o anual edificio y equipo				4,084
8. MANTENIMIENTO				
6 <sup>o</sup> /o equipo instalado				22,284
9. GASTOS INDIRECTOS				
10 <sup>o</sup> /o Inversión fija				143,941
TOTAL			11,649	629,299

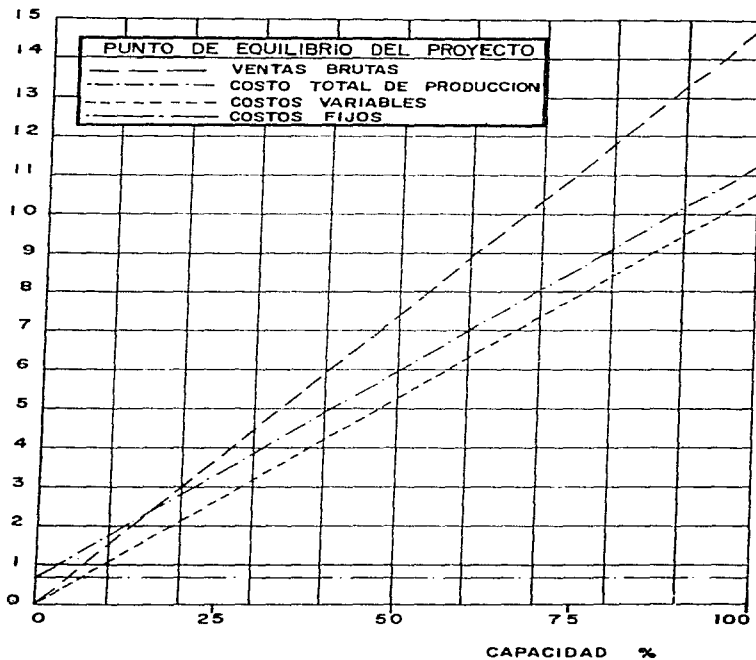
La lámina VI nos presenta gráficamente los resultados anteriores, la curva obtenida representa a la ecuación que nos dá los costos de producción para la manufactura de alcoholes grasos por el método de reducción con sodio. Dicha gráfica además de presentar los elementos del costo de producción, determina el punto de equilibrio para este proyecto.

### SOBRE EL CAPITAL DE TRABAJO

El capital de trabajo es el otro elemento de la inversión total de una planta. El capital de trabajo variará anualmente, debido a que se considerarán las ventas anuales en aumentos progresivos proporcionales al incremento del mercado para el producto, hasta alcanzar la capacidad máxima de producción al término de 5 años. Para propósitos de estimación, el capital de trabajo se calculará en la forma siguiente: (3)

DETERMINACION DEL CAPITAL DE TRABAJO					
ELEMENTOS DEL CAPITAL DE TRABAJO	AÑO I	AÑO II	AÑO III	AÑO IV	AÑO V
A. INVENTARIO DE MATERIA PRIMA (un mes de producción)	570,430	634,240	705,786	783,133	870,147
B. INVENTARIO DE PRODUCTO TERMINADO (un mes de producción)	622,872	686,682	758,228	835,575	922,589
C. CUENTAS POR COBRAR (2 meses producción al precio de venta)	1,622,500	1,804,000	2,007,500	2,227,500	2,475,000
D. CUENTAS POR PAGAR (2 meses consumo materia prima)	(1,140,860)	(1,268,480)	(1,411,572)	(1,566,266)	(1,740,294)
E. EFECTIVO (Un mes del costo de producción)	622,872	686,682	758,228	835,575	922,589
CAPITAL DE TRABAJO	2,297,814	2,543,124	2,818,170	3,115,517	3,450,031

MILLONES DE  
PESOS ANUALES



ALCOHOLES

GRASOS

**AG**

DETERMINACION DEL PUNTO DE EQUILIBRIO

LAMINA VI

## ESTADO FINANCIERO Y RENTABILIDAD

El siguiente cuadro presenta en forma resumida la situación financiera que tendrá que afrontar - una planta con las características antes descritas, durante los primeros años de existencia:

ESTADO FINANCIERO DEL PROYECTO					
ELEMENTOS DEL EDO. FINANCIERO.	AÑO I	AÑO II	AÑO III	AÑO IV	AÑO V
A. VENTAS FACTURADAS Crecimiento anual de 10 <sup>o</sup> /o	9,735,000	10,824,000	12,045,000	13,365,000	14,850,000
B. DEDUCCIONES Y DEVOLUCIONES 4 <sup>o</sup> /o de las ventas facturadas.	389,400	432,960	481,800	534,600	594,300
C. VENTA BRUTA Ventas facturadas menos Deduciones.	9,345,600	10,391,040	11,563,200	12,830,400	14,256,000
D. IMPUESTOS MERC. 3 <sup>o</sup> /o ventas brutas	280,368	311,731	346,896	384,912	427,680
E. VENTAS NETAS Venta bruta menos Imp.	9,065,232	10,079,309	11,216,304	12,445,488	13,828,320
F. COSTO DE PRODUCCION Calculado anteriormente	7,502,209	8,271,043	9,133,069	10,064,989	11,113,399
G. UTILIDAD BRUTA Ventas Netas menos costo de producción	1,563,023	1,808,266	2,083,235	2,380,499	2,714,921
H. ADMON. Y VENTA 8 <sup>o</sup> /o ventas netas	725,218	806,344	897,304	995,639	1,106,266
I. UTIL. DE OPERACION Util. bruta menos Gastos Ventas	837,805	1,001,922	1,185,931	1,384,860	1,608,655
J. IMPUESTOS S/RENTA 42 <sup>o</sup> /o util. de operación	351,878	420,807	498,091	581,641	675,635
K. UTILIDAD NETA Util. de operación Menos Impuesto.	485,927	581,115	687,840	803,219	933,020
L. RENTABILIDAD Util. neta entre inversión total de operación.	13 <sup>o</sup> /o	15 <sup>o</sup> /o	16 <sup>o</sup> /o	18 <sup>o</sup> /o	19 <sup>o</sup> /o.



## BIBLIOGRAFIA

### LIBROS

- 1.- ARIES R.S. NEWTON R.D.  
Chemical Engineering Cost Estimation.  
Mc Graw-Hill Book Co., INC.  
New York, (1955)
- 2.- CHILTON C.H.  
Cost Engineering in the Process Industries  
Mc Graw-Hill Book Co., INC.  
New York, (1959)
- 3.- DURAN R.  
Situación en el Consorcio Industrial de México  
Memoria III foro nacional de la Industria Química.  
México, D. F. (1970).
- 4.- ECKEY E.W.  
Vegetable Fats and Oils.  
Reinhold Publishing Corporation.  
New York, (1954).
- 5.- Foust A.S., Wenzel L.A., Clump C.W., Maus L., Andersen L.B.  
Principles of Unit Operations.  
John Wiley & Sons., INC.  
New York, (1960).
- 6.- GELLENDEN W.  
De las grasas a los alcoholes grasos (Estudio Histórico Químico)  
Publicación de Deutsche Hydrierwerke GmbH.  
Düsseldorf, (1965).

- 7.- KERN D.J.  
Process Heat Transfer  
McGraw-Hill Book Co., INC.  
New York, (1965).
- 8.- MARTINENGGHI G.B.  
Chimica E Tecnologia Degli Oli, Grassi E Derivati.  
Editore Ulrico Hoepli.  
Milano, (1948).
- 9.- McCABE L.W. & SMITH J.C.  
Unit Operations of Chemical Engineering.  
McGraw-Hill Book Co., INC.  
New York, (1965).
- 10.- PEDDICORD H. & KASTENS M.L.  
Modern Chemical Processes.- Volume I.  
Reinhold Publishing Corporation.  
New York, (1950).
- 11.- PERRY J.H.  
Chemical Engineers' Handbook.  
Mc Graw-Hill Book Co., INC.  
New York, (1963).
- 12.- RASE H.F. & BARROW M.H.  
Process Engineering of Process Plant.  
Mc Graw-Hill Book Co., INC.  
New York, (1967).
- 13.- SECRETARIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO.  
Anuario Estadístico de Comercio Exterior.  
Dirección General de Estadística.  
México, D. F., (1970).
- 14.- SECRETARIA DE INDUSTRIA Y COMERCIO.  
Sugestiones para el establecimiento de Nuevas Industrias.  
Dirección General de Estadística.  
México, D.F., (1970)

- 15.- TECHNICAL BULLETIN  
Sodium  
Publicación de ICI Export. Co.  
London, (1961).
- 16.- TECHNICAL BULLETIN AMSCO NO. 102  
Toluene  
Publicación de Amsco International INC.  
New York, (1965)
- 17.- TECHNICAL PUBLICATION SC: 52-21  
Methyl Isobutyl Carbinol  
Publicacion de Shell Chemical Corporation.  
New York, (1957).
- 18.- TREYBAL R.  
Mass Transfer Operations.  
Mc Graw-Hill Book Co., INC.  
New York, (1955).

#### R E V I S T A S

- 1.- ABNER E., SCANLAN J.T., AULT W.C.  
The Journal of the American Oil Chemists' Society.  
Volumen 32, página 556.  
Chicago, (1955).
- 2.- GAST L.E., BITNER E.D., COWAN J.C., TEETER H.M.  
The Journal of the American Oil Chemists' Society.  
Volumen 35, página 703.  
Chicago, (1958).
- 3.- GAST L.E., SCHNEIDER W.J., TEETER H.M.  
The Journal of the American Oil Chemists' Society.  
Volumen 34, página 307.  
Chicago, (1957).
- 4.- HANSLEY V.L.  
Industrial And Engineering Chemistry.  
Volumen 39, página 55.  
New York, (1947).

- 5.- HATCHER D.B.  
The Journal of the American Oil Chemists' Society  
Volumen 34; página 175.  
Chicago, (1957).
- 6.- HILL H.A.W.  
Detergents and Specialties.  
Volumen marzo; página 22  
New York, (1970).
- 7.- LINK W.E., HICKMAN H.M., MORRISETTE R.A.  
The Journal of the American Oil Chemists' Society.  
Volumen 36, página 300.  
Chicago, (1959).
- 8.- MARLEY K.S.  
Chemical Engineering,  
Volumen Septiembre, página 199.  
New York, (1968).
- 9.- MEUNIER V.C.  
The Journal of the American Oil Chemists' Society.  
Volumen 35, página 525.  
Chicago, (1958).
- 10.- MOLAISON L.J., O'CONNOR R.T., SPADARO J.J.  
The Journal of the American Oil Chemists' Society.  
Volumen 36, página 379.  
Chicago, (1959).
- 11.- SCHROEDER K.P.  
The Journal of the American Oil Chemists' Society.  
Volumen 33, página 565.  
Chicago, (1956).
- 12.- SEARCH.  
Systemized Excerpts, Abstracts & Reviews of Chemical Headlines.  
Volumen 7, número 9, página 168.  
New York, (1970).

- 13.- SUTU ANGLI F.  
Transformación.  
Volumen 7, número 44, página 4.  
México, D.F., (1967).
- 14.- TEETER H.M., COWAN J.C.  
The Journal of the American Oil Chemists' Society.  
Volumen 33, página 163.  
Chicago, (1956).
- 15.- WESSEL H.E.  
Chemical Engineering  
Volumen 60, número 1, página 171.  
New York, (1953).
- 16.- WILSON G.R.  
The Journal of the American Oil Chemists' Society.  
Volumen 31, página 564.  
Chicago, (1954).