

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA



ESTUDIO TECNICO ECONOMICO PARA LA INTEGRACION
DE LA INDUSTRIA SUCROQUIMICA EN MEXICO,
DIRIGIDA A LA PRODUCCION DE TENSOACTIVOS.

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A N

FERNANDO MEDINA MORAN
JESUS RAMON AMADOR PEREZ
MARCO ANTONIO LUNA SANTILLAN



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.

TESIS 1979
M.T. 18
FECHA _____
PREC _____
9 _____



JURADO ASIGNADO ORIGINALMENTE SEGUN EL TEMA:

PRESIDENTE: I. Q. Héctor Manuel López Herrera
VOCAL: I. Q. Eduardo Rojo y De Regil
SECRETARIO: I. Q. Claudio A. Aguilar Martínez
1er SUPLENTE: I. Q. Graciela Martínez Ortiz
2º SUPLENTE: I. Q. Guillermo Alcayde Lacorte

SITIO DONDE SE DESARROLLO EL TEMA:

FACULTAD DE QUIMICA

NOMBRES COMPLETOS Y FIRMAS DE LOS SUSTENTANTES:

Fernando Medina Morán

Jesús Ramón Amador Pérez

Marco Antonio Luna
Santillán

NOMBRE COMPLETO Y FIRMA DEL ASESOR DEL TEMA:

I. Q. Claudio A. Aguilar Martínez.

INDICE

INTRODUCCION

- I. - GENERALIDADES Y APLICACIONES DE LA SUCROQUIMICA
 - 1) La Sucroquímica
 - 2) Derivados de la Caña de Azúcar
 - a) productos sucroquímicos
 - b) subproductos de la industria azucarera
 - 3) Perspectivas de Integración
 - a) panorama mundial
 - b) panorama en México
- II. - PRODUCTOS DE ESTERES DE SACAROSA
 - 1) Agentes de Superficie Activa
 - 2) Surfactantes Esteres de Sacarosa
 - a) preparación y propiedades
 - b) estudios de laboratorio
 - c) procesos industriales
- III ESTUDIO TECNICO DEL PROCESO HASS-SNELL
 - 1) Bases del Proceso
 - a) especificaciones y condiciones de investigación
 - b) bases de diseño de proceso

- 2) Descripción de Proceso
 - a) concepto de proceso
 - b) descripción de las unidades de proceso
- 3) Operación de Proceso
 - a) balance de material
 - b) requerimientos de servicios
- 4) Evaluación Técnica del Detergente
 - a) pruebas de detergencia
 - b) pruebas de resistencia a la hidrólisis
 - c) pruebas complementarias

IV. - ESTUDIO ECONOMICO DEL PROCESO

- 1) Estudio de Mercado
- 2) Capacidad de la Planta
- 3) Evaluación del Equipo
- 4) Capital Fijo
- 5) Capital de Trabajo
- 6) Capital Total de Inversión
- 7) Costo de Manufactura
- 8) Costo de Producto
- 9) Precio de Venta
- 10) Rentabilidad

CONCLUSIONES

APENDICES

BIBLIOGRAFIA

INTRODUCCION

INTRODUCCION

El petróleo se ha convertido en el transcurrir de los años, en la base sobre la cual se apoya el progreso de las naciones. Y esta importancia se hace extensiva a sus múltiples derivados, producidos por la industria petroquímica, industria que en su desenvolvimiento ha limitado a la industria de fermentación, hasta el punto de restringir su desarrollo.

Sin embargo, la industria petroquímica depende de la disponibilidad del petróleo cuyo encarecimiento continuará, a medida que se agota como recurso no renovable repercutiendo esto en el costo de sus derivados en petroquímicos. Y con este enfoque, resulta conveniente volver la atención sobre aquéllos recursos renovables, capaces de servir como fuentes abastecedoras de productos químicos, tal es el caso de la sacarosa y de los materiales que pueden ser fermentados.

Desde tiempos remotos el hombre utilizó la fermentación para obtener ciertas materias, como bebidas alcohólicas y productos lácteos; actualmente hay algunos importantes sectores industriales donde interviene la fermentación, como en la elaboración de alimentos, bebidas, antibióticos, ácidos orgánicos, etc.

Los procesos de fermentación localizan su materia prima generalmente en productos agrícolas o derivados de estos, así por ejemplo, de las mieles incristalizables, (subproducto de la producción de azúcar), es posible obtener alcohol etílico y alcohol butílico, de los cuales puede prepararse

derivados tan importantes como acetaldehído, (por oxidación del alcohol etílico), butadieno, (por deshidratación del butilen glicol). La química de la sacarosa ha originado un vasto arreglo de productos químicos comprendidos en la rama de la química denominada "sucroquímica", y la historia de la sucroquímica se inicia propiamente con los procesos de fermentación, al emplear la sacarosa como sustrato de fermentación, ya que es del dominio de la sucroquímica tanto los procesos químicos como bioquímicos efectuados en la molécula de sacarosa.

El desarrollo de la sucroquímica llevando como objetivo aumentar el mercado de la sacarosa y de sus derivados ha sido promovido en forma más decidida en los últimos años en algunos países como Inglaterra, Japón, Francia y Estados Unidos, aunque todavía no ha alcanzado la importancia que merece.

En México, durante el lapso 1950-1965 aproximadamente, se realizaron algunos proyectos que tenían como objeto el aprovechamiento de las mieles incristalizables llegándose a obtener acetaldehído, ácido y anhídrido acético. Y en lo que se refiere al azúcar, ésta se ha venido utilizando íntegramente en las industrias alimenticia, refresquera, etc., como edulcorante solamente.

Pero el azúcar (o sacarosa), puede intervenir en varias reacciones químicas para obtener numerosos compuestos; así, por oxidación es posi

ble obtener importantes ácidos orgánicos; por reducción se prepara sorbitol y manitol; otras importantes reacciones son la degradación alcalina, la transformación ácida, la eterificación, la esterificación, la polimerización y la fermentación, principalmente.

La potencialidad de la sucroquímica se manifiesta en las diversas industrias en las cuales puede tener ingerencia, como en detergentes, productos farmacéuticos, textiles, disolventes, etc. Pero sólo aquellos países cuya producción azucarera sea segura, podrán circunscribirse a la sucroquímica.

En México los problemas pertenecientes a la Industria Azucarera están siendo superados, encontrándose esta industria en una próspera etapa de desarrollo, por lo que es posible pensar en constituir industrias cuya materia prima básica sea el azúcar. Además de la industria azucarera se vería fuertemente favorecida en su desarrollo, al utilizar también los subproductos, como el bagazo de la caña de azúcar, con el cual se elaboraría furfural por ejemplo.

La abundancia petrolera en México puede parecer como un motivo limitante para el nacimiento de la industria sucroquímica, sin embargo hay razones que pueden justificar la integración de algunos tipos de industrias sucroquímicas. Así por ejemplo, una razón social con repercusiones económicas se refiere al hecho de encontrar en la sucroquímica una solución a la contaminación de las aguas por detergentes que no son biodegradables y que es el caso de los detergentes que se utilizan actualmente en México;

los detergentes preparados con azúcar son altamente biodegradables.

A partir de los trabajos experimentales efectuados en el laboratorio y con fundamento en idea del Dr. Hass (presidente de la Sugar Research Foundation) de que un compuesto con propiedades de agente de superficie (tensioactivo o surfactante) sería formado al reaccionar un éster de ácido graso con sacarosa, se implantaron las bases de los procesos industriales para obtener estos compuestos.

En el presente trabajo se realiza un estudio de viabilidad técnica y económica sobre un proceso para producir detergentes preparados con sacarosa en escala comercial.

Dos motivos han promovido el interés para este estudio:

1. - La contaminación ambiental causada por detergentes constituidos con material tensioactivo de alquilbenceno sulfonato de sodio, empleados extensivamente en México, problema al que se debe intentar dar solución.
2. - Enfatizar en la sacarosa como materia prima de transformación para la elaboración de una amplia gama de productos de importante demanda, base ésta para generar el surgimiento de industrias sucroquímicas.

CAPITULO I

GENERALIDADES Y APLICACIONES DE LA SUCROQUIMICA

CAPITULO I

GENERALIDADES Y APLICACIONES DE LA SUCROQUIMICA

1. - LA SUCROQUIMICA

Concepto

Por sucroquímica se entiende la rama de la ciencia y de la tecnología, cuyo objetivo es conducir al aumento de mercados para la sacarosa y sus derivados en la utilización química.

La sucroquímica comprende a los productos que son obtenidos por medio de reacciones químicas ó bioquímicas, ya sea por desdoblamiento, descomposición, transformación, polimerización u otras reacciones que puedan efectuarse teniendo como base inicial la molécula sacarosa.

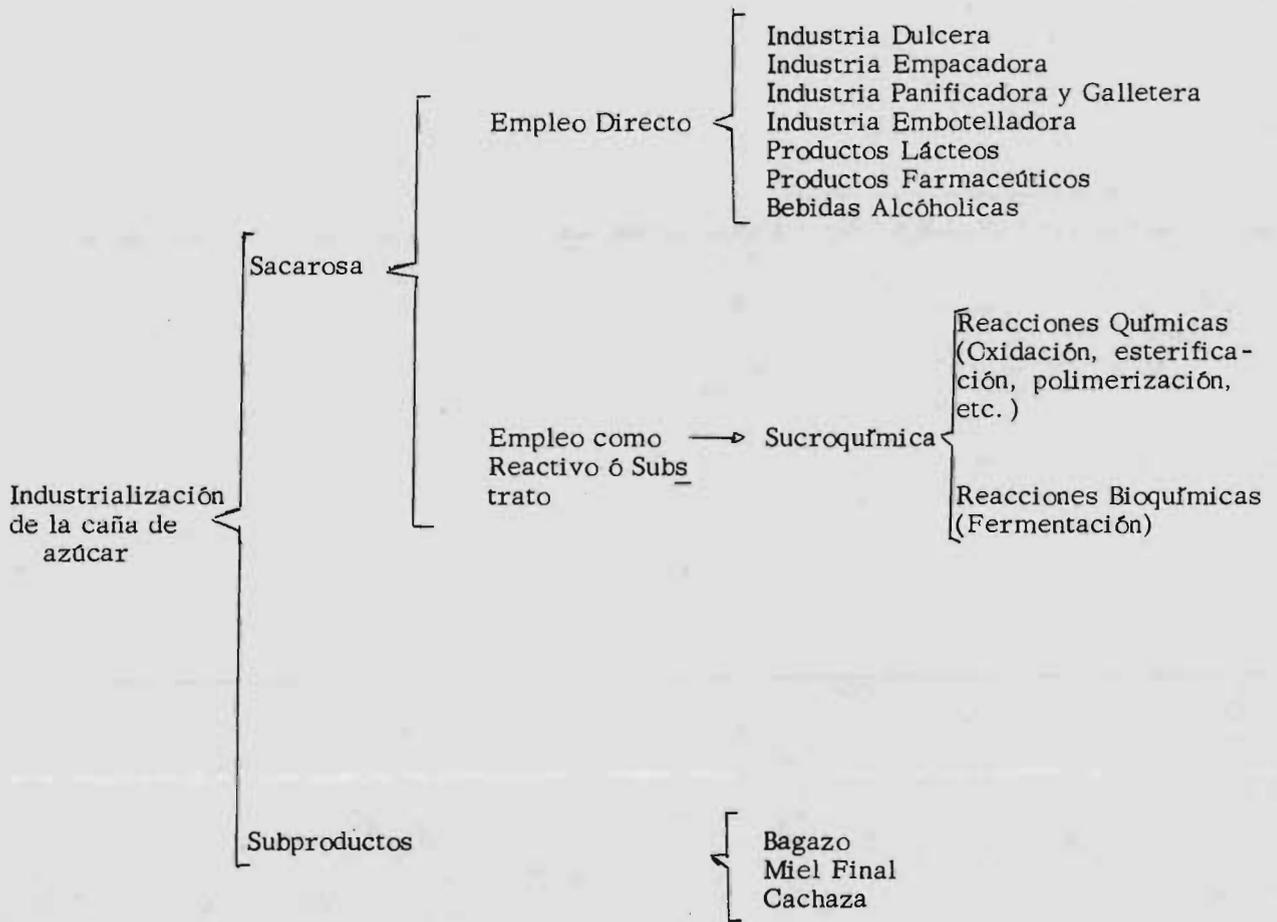
Por tanto, debe evitarse confundir el campo de la sucroquímica con el que corresponde a los procesos (41) ensayados en los subproductos resultantes de la industrialización de la caña de azúcar como son el bagazo, las mieles finales (mieles incristalizables ó melazas) y cachaza.

En el cuadro 1 se ilustra la situación de la sucroquímica en la industrialización de la caña de azúcar.

Desarrollo Histórico

Antes de realizarse los trabajos de investigación sucroquímica, la sacarosa y sus subproductos (41) habían sido empleados para la elaboración de productos tales como etanol y butanol (por fermentación); celotex, tableros y papel de bagazo de caña de azúcar así como furfural.

El crecimiento de la Industria Petroquímica frenó la Industria de Fermentación, por lo que los esfuerzos de investigación fueron dirigidos a la uti-



Cuadro 1: Situación de la sucroquímica en la industrialización de la caña de azúcar.

lización de la estructura química de la sacarosa para preparar compuestos que tuvieran aplicación industrial. Puesto que la molécula de sacarosa contiene tres grupos hidróxilos primarios y cinco grupos hidróxilos secundarios, estos fueron los puntos lógicos de ataque. Comprendidos en la sucroquímica, los ésteres de sacarosa derivados de ácidos grasos, son compuestos con gran potencialidad de aplicación en la industria química.

Pocas referencias para la preparación de ésteres grasos de sacarosa aparecen en la literatura química; en 1860, Berthelot trató de preparar un éster empleando sacarosa y ácido esteárico, pero fracasó, por lo que, propiamente la historia de los ésteres de sacarosa comienza en 1880 con un artículo en el *Berichte der Deutschen Chemischen Gesellschaft* en que se describe la preparación del octaacetato de sacarosa por Herzfeld, señalándose su aplicación como desnaturalizante de alcohol por su intenso sabor amargo. En 1921 Hess hizo reaccionar sacarosa con cloruro de estearilo en quinolina para obtener octaestearil sacarosa, en tanto que Harris hace referencia del éster de sacarosa derivado del ácido estéarico obtenido por calentamiento de cantidades equimolares de sacarosa y cloruro de estearilo en piridina. Lorand reaccionó sacarosa con anhídrido palmítico en presencia de ácido monoclorácido y perclorato de magnesio, reportando la obtención de un producto repelente al agua.

En 1924, Rosenthal obtuvo la patente Cer 478, 127 que cubría la manufactura de los ésteres de sacarosa altamente substituídos derivados de

ácidos grasos para aceites secantes. La ruta de preparación fué la condensación de los cloruros de ácidos en la presencia de piridina. Posteriormente (1937) Rheinek, Rabin y Long en base a la patente U. S. 2'077, 371 asignado a Devoe y Reynolds usaron manitol como alternativa de sacarosa, pero los ésteres preparados adolecieron de propiedades satisfactorias.

La Fundación de Investigaciones Azucareras comienza sus trabajos en 1943, y estos se publican en el Journal of the American Chemical Society (72-1137-40) en 1950, describiéndose los métodos de preparación de los octaésteres de seis ácidos insaturados: metacrílico, crotónico, cinnámico, furoico, undecilénico y aleloxicarbónico.

Esta fué la situación hasta 1952, en que el Dr. H. B. Hass sugirió la preparación de detergentes formulados en ésteres de sacarosa, pues observó que poniendo uno ó dos grupos lipofílicos (19) en la molécula de sacarosa se generaba un agente tensioactivo (57) debido a la alta naturaleza hidrofílica de la sacarosa.

El método propuesto por Hass para la preparación de los ésteres de azúcar fué patentado en 1959, U. S. 2'893, 990 en que se cubría el proceso básico, y en 1961 se otorgó otra patente a la Fundación de Investigaciones Azucareras, U.S. 2'970, 962 en que se señalaban varias formulaciones de detergentes con sucroésteres como compuestos activos.

El interés despertado por los ésteres de sacarosa se derivó de una exploración para nuevos usos de la sacarosa (además de los alimenticios) y de

la necesidad de nuevos mercados de grasas animales, principalmente sebo. Así el gobierno del Estado de Nebraska comisionó una investigación para la producción de ésteres de sacarosa como una salida a los excedentes de sebo. En ese tiempo (finales de 1959) hubo inquietud por la acumulación de residuos de detergentes en los ríos, una consecuencia de la baja degradabilidad bacteriana de alquilarilsulfonatos, entonces los principales surfactantes usados en detergentes industriales y domésticos. Esta misma preocupación sucedió en Inglaterra, por lo que, el área de investigación de Tate and Lyle tomó interés en los nuevos detergentes de azúcar, ya que se demostró que los ésteres de sacarosa eran fácilmente degradados por las bacterias de las aguas negras, lo que daba a estos nuevos productos una particular ventaja.

En 1958 la Dai Nippon Sugar Mfg. Co. Ltd. de Japón negoció una licencia con la Fundación de Investigación Azucarera, y en 1960 construyó una planta semicomercial con una producción de 300 tons./año de ésteres de sacarosa.

En 1965 Lummus Company realizó un estudio económico para la producción comercial de los sucroésteres en los Estados Unidos; en base al proceso de Hass y Snell.

Para 1967 se puso en operación en Japón una planta de escala comercial; su funcionamiento se basaba en el proceso, Hass y Snell, utilizando DMF, como disolvente, de reacción, y tolueno en la recuperación del azúcar que no reacciona, (desazucarización).

En este mismo año (1967), Osipow, Snell y colaboradores desarrollaron el proceso Nebraska, Snell, en el cual una microemulsión de sacarosa es formada en disolvente propilén glicol con ésteres de metilo de ácidos grasos. Este método fué entonces mejorado en Japón por Daiichi Kogyo Seikayu Co., Ltd., la que logró éxito en la industrialización por el empleo de agua en lugar de propilén glicol.

Otros métodos de síntesis de ésteres de sacarosa incluyen un método en el que no se emplea disolvente, conocido como "Metodo USDA" para el cual la Cía. Ryoto en Japón es exclusivo licenciador, y el Método Zimmer desarrollado en Alemania. La industrialización de estos métodos ha sido estudiado por lo menos en diez compañías en el mundo, pero las únicas entre ellas que han comenzado la producción comercial de los ésteres de sacarosa son Ryoto Co. en Japón, Rhone Poulenc, S. A. en Francia y Tate and Lyle Ltd. en Inglaterra.

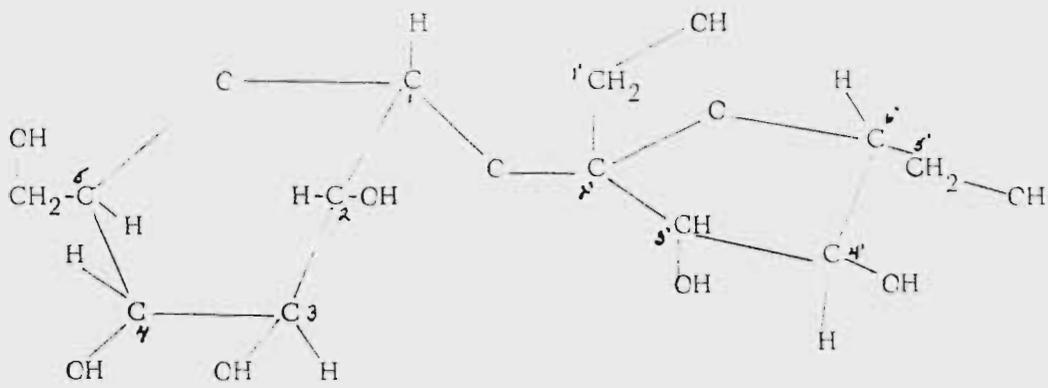
La Sacarosa

La sacarosa es uno de los pocos compuestos orgánicos aprovechables en estado de gran pureza y en forma cristalina, obtenido en gran escala y a bajo costo.

Es de sabor dulce, funde a 160-186°C, dependiendo del solvente de cristalización. Es ópticamente activa y tiene una rotación específica de + 66.53 en agua.

La estructura de la sacarosa se muestra en la figura (1): Levis y Purves realizaron trabajos sobre su estructura y configuración. Un anillo de piranosa está presente en la porción de la D-glucosa y un anillo de furanosa en la porción de la D-fructuosa. Otros trabajos asignaron α -configuración a la porción de glucosa y la β -configuración a la porción de fructuosa (20).

El sistema de numeración de átomos en la sacarosa fué propuesto por Hockett y Zief. Los carbonos en la porción D-glucosa son números sencillos (no tiene índice). Los de la porción D-fructuosa, son números con índice.



α -D-Glucopiranesil β -D-Fructofuranosida

Figura No. 1

La sacarosa tiene tres hidróxilos en posiciones primarias ($-\text{CH}_2\text{OH}$) y cinco en posiciones secundarias ($-\text{CHOH}-$); la reactividad de los grupos hidróxilos en los carbohidratos ha sido revisada por Sugiharo, (20) los hidróxilos primarios en las posiciones 6;1';6' muestran más reactividad que aquellos en las posiciones secundarias. Monoesterificación de sacarosa por ésteres de ácidos grasos muestran mayor prioridad de los hidróxilos 6 y 6' ante la posición 1', y también indican la preferencia de 6' a la posición 6 por una razón de 2:1.

La presencia de los cinco grupos hidróxilos secundarios y los tres primarios en la molécula de sacarosa hace posible la síntesis de un enorme número de derivados de la sacarosa. Sin embargo, la preparación de derivados es obstaculizada por la fácil hidrólisis en medio ácido de las uniones glicosídicas a glucosa y fructosa. Además los impedimentos estéricos impuestos en algunos de los grupos hidroxílicos con frecuencia dificultan la completa substitución.

La sacarosa sufre numerosas reacciones. Los ésteres son los productos de más fácil preparación. Otros productos incluyen éteres, derivados halogenados y otros compuestos producidos por desplazamiento. Debido a las posibilidades de isomerización, sólo los octaderivados y algunos derivados parcialmente substituidos están bien definidos.

2. DERIVADOS DE LA CAÑA DE AZUCAR

a) Productos Sucroquímicos. -

Conversión de Sacarosa a otros Productos por Métodos Químicos.

1) PRODUCTOS POR OXIDACION

Debido a los muchos grupos oxidable en la molécula, la reacción de oxidación en la sacarosa generalmente da mezclas de productos que pueden ser separados solo con gran dificultad, esto es, el producto deseado generalmente es difícil de obtener en grandes cantidades.

Sin embargo, la oxidación de los monosacaridos tiene gran valor. Esta reacción puede producir productos más uniformes porque pocas reacciones laterales suceden, por ejemplo, la oxidación del azúcar invertida por hipobromito, da ácido glucónico por oxidación de la glucosa, más fructuosa sin reaccionar.

Oxidaciones adicionales de ácido glucónico ó fuerte oxidación directa de glucosa, dan ácido sacárico.

La sacarosa puede ser oxidada completamente a dióxido de carbono, reacción que toma lugar en la presencia de aire en medio alcalino.

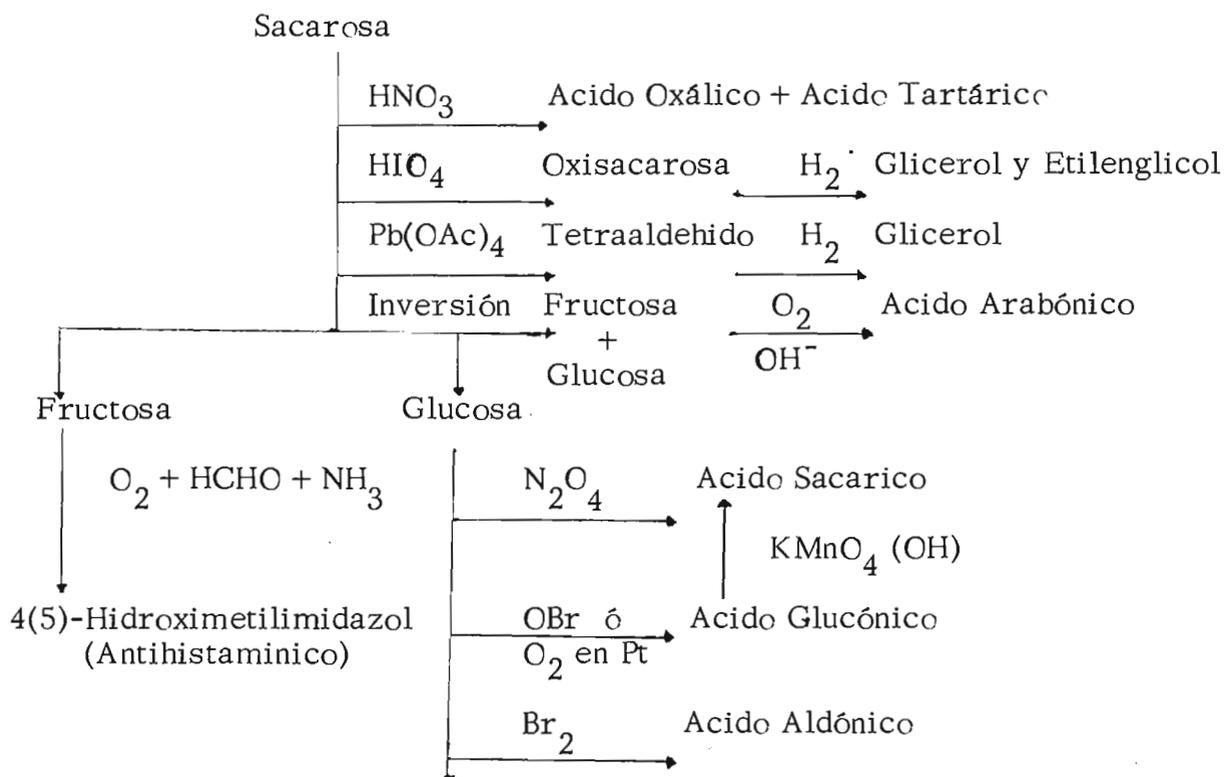
Al oxidar la sacarosa con ácido nítrico se obtiene ácido oxálico con un rendimiento del 70% cuando es catalizada con vanadato de amonio; sin embargo no puede competir la sacarosa con otras materias primas,

por ejemplo, el aserrín se ha encontrado ser una excelente fuente de ácido oxálico.

Es posible detener la oxidación de la sacarosa antes de producir el ácido oxálico y obtener entonces el ácido tartárico, el cual es un compuesto más valioso.

En condiciones suaves de oxidación se obtiene una mezcla de ácidos, ácido glucosacárico, mesotartárico y ácido arabónico, éste último es un producto interesante debido a que es convertible a D-ribosa compuesto necesario para la manufactura de riboflavina (Vitamina B-12).

En el siguiente cuadro se resumen algunas reacciones de oxidación importantes.



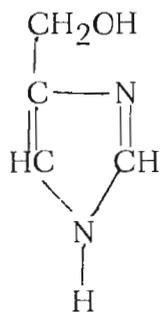
Notas:

Acido Sacárico: $\text{HOOC}(\text{CHOH})_4\text{COOH}$

Acido Arabônico: RCOOH $\text{R}=\text{Sacarosa}$

Glucosa $\text{CH}_2\text{OH}(\text{CHOH})_4\text{CHO}$

4(5)-Hidroxi metilimidazol:



2) PRODUCTOS POR REDUCCION

La hidrogenación de sacarosa ha sido el tema de muchos estudios, y varios productos valiosos han sido obtenidos. La sacarosa fácilmente sufre hidrólisis en la presencia de muy pequeñas cantidades de ácido. La mezcla de los productos de hidrólisis D-glucosa y D-fructuosa, ha sido reducida catalíticamente para dar D-manitol y D-sorbitol. Alternativamente la sacarosa sin inversión preliminar, puede ser hidrogenada para dar los mismos productos.

Bajo condiciones de temperatura y presión y en la presencia de un catalizador se pueden obtener alcoholes de bajo peso molecular; así por ejemplo, cuando la hidrogenación se lleva a cabo usando como catalizador óxido de cobre-cromo a 250° y 300 atm. se obtiene una mezcla de glicoles conteniendo principalmente propilenglicol.

El sorbitol tiene importancia como fuente de L-sorbosa para la síntesis de vitamina C. Además el sorbitol ha sido usado como un sustituto del glicerol, debido a su propiedad de humectación aplicable en confitería, procesamiento de cuero, textiles y papel. También ha sido usado como un sustituto del azúcar por los diabéticos. (40).

El D-manitol, no solamente es un producto de hidrogenación de la sacarosa ó de la D-glucosa, sino que también es un subproducto de la fermentación del azúcar a ácido láctico y de la extracción de ácido algínico de algas marinas. El manitol nitrado y en especial el hexanitratato es

importante como un detonador ya que es más seguro que el mercurio fulminante, y en realidad es usado para éste propósito.

También algunos usos medicinales se han sugerido para el manitol y sus derivados. El hexanitrateo, por ejemplo, es un vasodilatador y puede ser usado en trastornos del corazón. El manitol ha sido usado como un laxante suave para niños; para preparación de tabletas de vitaminas y aspirinas y otros farmacos. Provee un sabor dulce y disfraza los sabores desagradables como el de la aspirina. Las tabletas que contienen manitol retienen poca humedad debido a su baja afinidad por el agua.

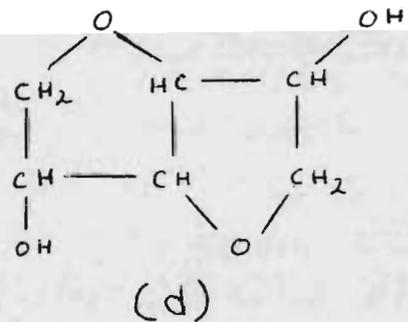
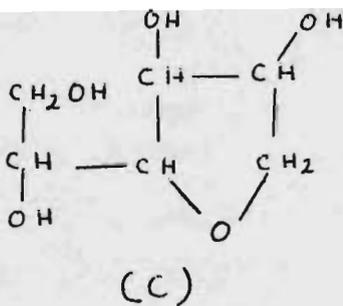
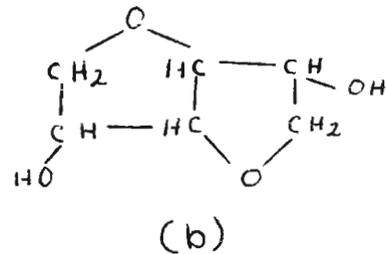
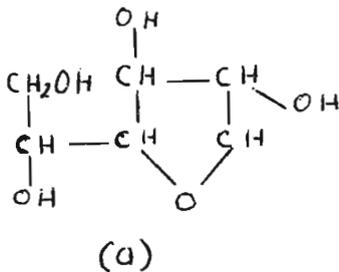
Otros usos potenciales incluyen la purificación de metales por eliminación de contaminantes a través de quelatos ya que el manitol, sorbitol, glucosa y fructosa son más poderosos agentes quelantes que muchos productos comerciales; removedor de catalizador dañino en productos industriales.

El manitol forma complejos solubles en agua con iones de cobre, titanio, zirconio, plomo, fierro, cobalto, níquel y otros metales. Quelatos insolubles se obtienen con plata, calcio, bario, cadmio y mercurio. El manitol y sorbitol son extremadamente fuertes agentes complejantes para iones férricos. Fructosa y glucosa quelatan cobre fácilmente.

Un desarrollo prometedor se encuentra en la deshidratación de manitol y sorbitol para dar compuestos anhidros.

El manitol puede ser deshidratado para dar 1, 4-anhidro manitol (a) (manitan) e isomanitol correspondiente al 1, 4:3, 6-dianhidro manitol

(b). Similarmente el sorbitol puede ser deshidratado de la misma manera a sorbitan correspondiente a 1,4-anhidro-sorbitol (c) y a isosorbido, el cual ha sido probado a corresponder a 1,4:3,6-dianhidro-sorbitol (d). La deshidratación de sorbitol procede fácilmente y el producto es obtenido en cerca del 70% de rendimiento; sin embargo, el manitol es más difícil de obtener y más bajo su rendimiento. Una mezcla de compuestos dianhidro de manitol y sorbitol se obtienen por hidrogenación de sacarosa o inversión de azúcar seguido por deshidratación de la mezcla de manitol y sorbitol en presencia de ácido.

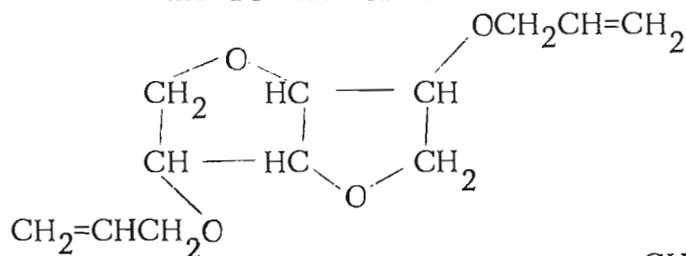


Los dos dianhidros son separados por destilación fraccionada, los residuos de sorbitol pueden entonces ser convertidos a dianhidro sorbitol.

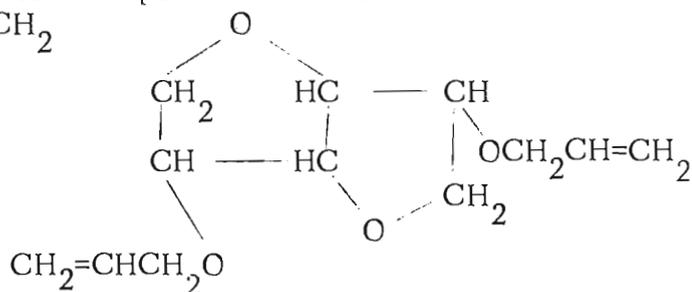
El metil y etil éter de los dianhidros tienen propiedades, las cuales pueden crearles utilidad como plastificantes. El 2,5-Dialil-dianhidro

sorbitol (e) y 2, 5-dialil-dianhidro manitol (f) y los correspondientes derivados metálicos polimerizan a materiales resinosos sobre calor en oxígeno.

Algunas resinas interesantes han sido obtenidas por los dianhidros a través de sus ésteres acrílicos ó metacrílicos. Así 2, 5-dimetacrilil-1, 4:3, 6-dianhidro-manitol (g) fué formado por tratamiento de dianhidro manitol con metacrilil cloro en presencia de hidróxido de sodio.

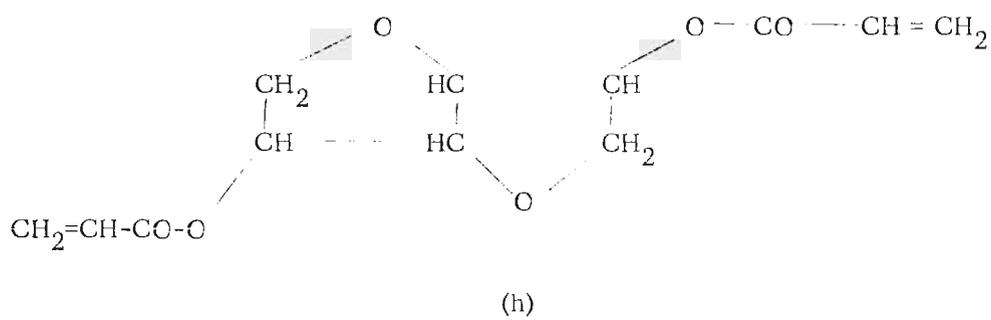
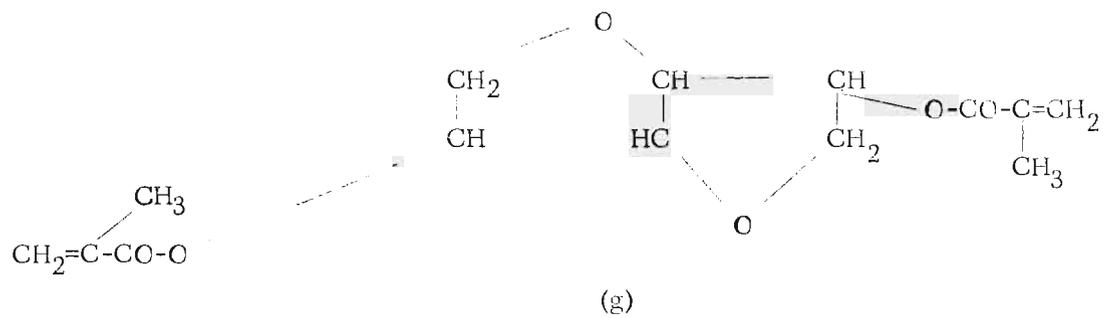


(e)



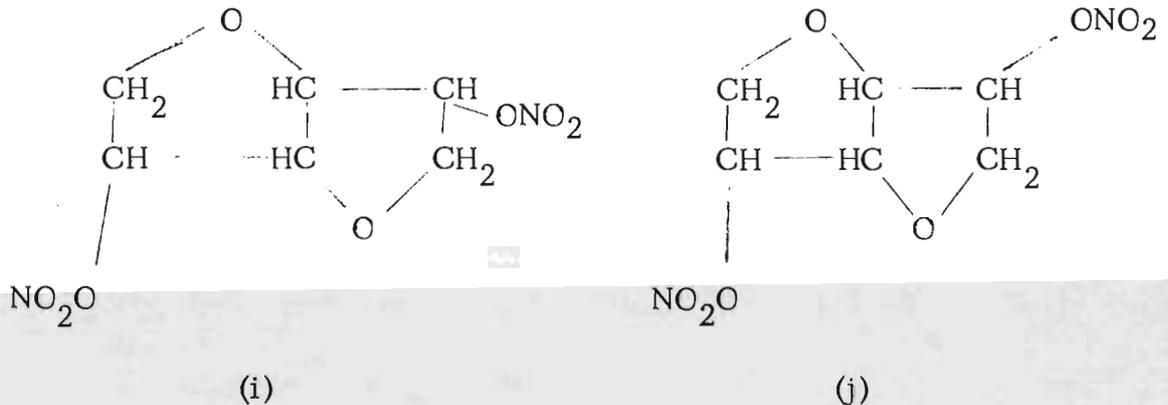
(f)

El producto, un compuesto cristalino, polimeriza extremadamente rápido a una resina infundible, incolora transparente. El correspondiente derivado sorbitol, sin embargo, fué un aceite, el cual polimeriza a una resina más suave. Por otro lado el 2, 5-diacrilil-1, 4:3, 6-dianhidro-sorbitol (h) fué un compuesto cristalino, el cual polimerizó a una resina dura, infundible semejante al vidrio.



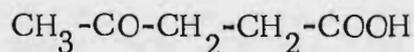
La importancia real de éstos compuestos radica probablemente en el hecho de que ellos copolimerizan con metacrilato de metilo y dá un producto, el cual es más duro que el polímero puro metacrilato de metilo. Los dianhidros forman ésteres cristalinos con ácidos grasos de cadena larga, tal como el ácido esteárico y palmítico, y estos ésteres son agentes de superficie activa de alguna importancia.

Los dianhidros de manitol y sorbitol también forman dos dinitratos cristalinos (i) y (j), los cuales, ambos, son depresivos de la presión sanguínea. (49).



3) PRODUCTOS POR TRANSFORMACION ACIDA

Cuando la sacarosa se calienta con ácidos minerales a altas temperaturas se obtiene el ácido levulínico, también conocido como ácido glucónico.

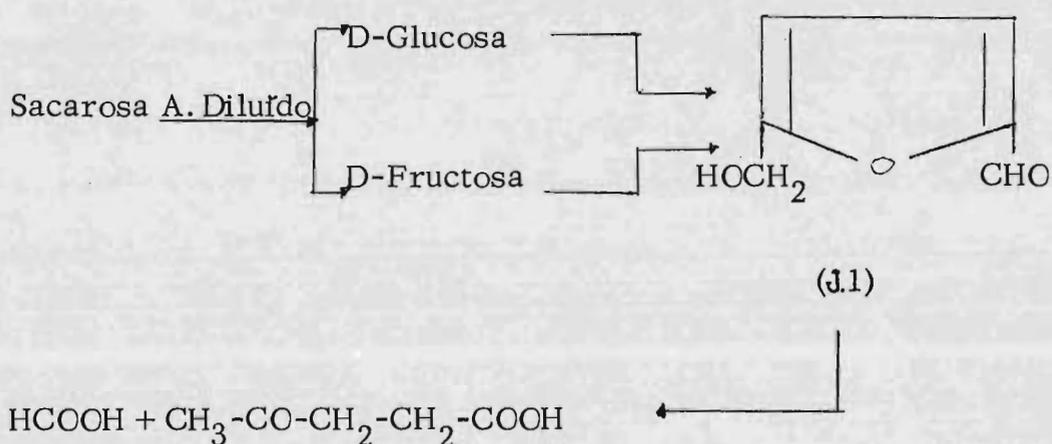


Este es producido por la acción del ácido sobre la mayoría de carbohidratos; así de la glucosa, galactosa, sacarosa, fructosa, glucosamina,

sorbosa, desoxipentosa y hexoazúcares se puede producir ácido levulínico.

La formación del ácido levulínico implica a la sustancia 5-hidroximetil furfural (J1) como intermediario, la cual también puede obtenerse a partir de sacarosa tratándola como ácido oxálico diluido.

El curso de la reacción puede entonces ser representado con el siguiente diagrama.

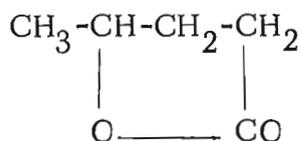


El ácido levulínico puede obtenerse por varios procesos de sacarosa y D-glucosa en producción moderadamente alta. Además las operaciones necesarias para efectuar ésta transformación no ofrecen dificultades insuperables para la Ingeniería Química.

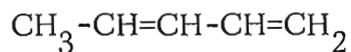
Varios usos se han sugerido para el ácido levulínico y sus sales, por ejemplo, el levulinato de calcio parece tener ventajas como transportador de calcio en terapia de tuberculosis y se ha observado ser más conveniente que el gluconato de calcio para inyecciones intravenosas. El ácido levulínico se ha descrito como un solvente para constituyentes aromáticos de aceites minerales crudos.

La hidrogenación del ácido levulínico produce una lactona que es útil como un buen solvente (k) y el 1, 3 pentadieno (piperilina) (1) que es útil para fabricar gomas sintéticas.

Muchos ésteres del ácido levulínico están teniendo importancia industrial. El ciclohexil éster es mencionado en el "Catálogo de Plásticos" y recientemente ha sido anunciado como plastificante por Monsanto Chemical Co. Los ésteres de celulosa del ácido levulínico también tienen importancia como plastificantes. Los ésteres de metilo, isopropilo, 2-pentanol del ácido levulínico tienen importancia como solventes para la extracción de aceites glicéridos y en fluido para frenos hidráulicos.



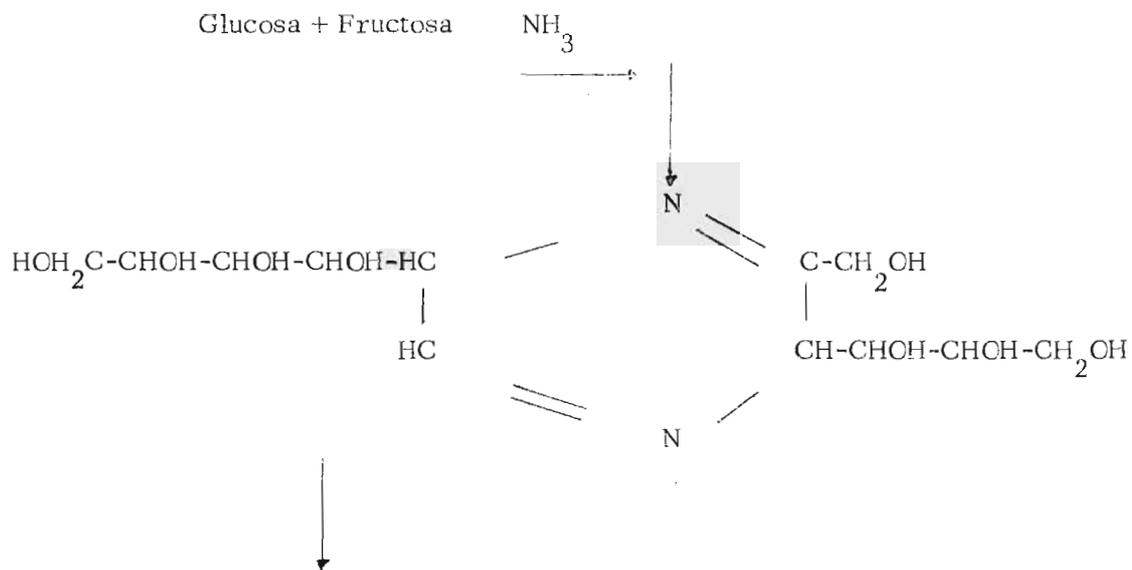
(k)



(1)

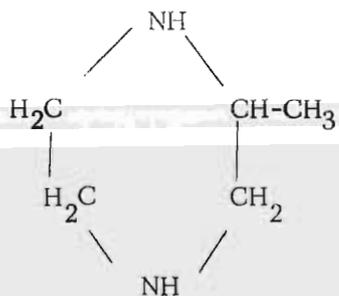
La sacarosa tratada con amoníaco e hidrógeno en la presencia de níquel como catalizador se obtiene 2 metil piperazina.

La piperazina y sus derivados son usados en la industria farmacéutica como antihistamínico, también muestra propiedades prometedoras en formación de fibras de Nylon y Uretano.



Aminas de alto punto de ebullición

+



metil piperazina.

4) DEGRADACION ALCALINA DE LA SACAROSA

Los álcalis causan reacciones de isomerización, rearrreglos y particiones de la molécula de sacarosa.

La sacarosa cuando es tratada con álcalis fuertes se forma ácido láctico (20), hay así un proceso químico disponible para la manufactura del ácido láctico, el cual puede competir con los métodos de fermentación (19).

Los usos del ácido láctico podrían extenderse por el aumento y disponibilidad del mismo. Es empleado en la industria del cuero, en la fabricación de plastificantes y solventes se emplean los ésteres del ácido láctico, también es empleado en alimentos y bebidas, teniendo la propiedad de prevenir la deterioración de los alimentos.

5) ETERIFICACION

Algunos éteres de sacarosa han sido preparados y sus propiedades estudiadas. Ciertos éteres tienen utilidad en química analítica para la determinación de estructuras de derivados de sacarosa, tal es el caso de los metil éteres; se han utilizado también en la síntesis de derivados de sacarosa, debido a su reacción selectiva con grupos hidroxil primarios, el trifenil metil éter es un ejemplo de esta aplicación; otros poseen buenas propiedades para emplearse como materiales de recubrimiento de superficies, como los alil éteres; los éteres insaturados son monomeros potenciales

en la preparación de materiales poliméricos, tales son los vinil sacarosa y silil sacarosa insaturados; finalmente los éteres de cadena larga (C_8-C_{18}) poseen propiedades surfactantes.

Los éteres de sacarosa se preparan utilizando un sulfato orgánico o un haluro en medio alcalino. El dimetil sulfato es de los agentes más comunes en la eterificación de carbohidratos. Otro método de alquilación de sacarosa emplea alquil yodo y óxido de plata. La preparación de éteres a través de intermediarios metálicos, particularmente sucrato de sodio es un método reciente en la síntesis de los éteres. El sucrato del metal puede reaccionar con haluros orgánicos, en un solvente aprótico como la DMF. La hidrólisis de la sacarosa puede ser un problema en la alquilación con reactivos comunes, por ejemplo el yodo metilo hidroliza la sacarosa en presencia de solventes tales como la DMF por lo que, el empleo de solventes libres de agua es muy importante (Condiciones anhidras se pueden lograr por la adición de sulfato de calcio anhidro en polvo en la reacción). Los éteres de sacarosa son compuestos generalmente muy estables. El grado de alquilación puede variar de 1 a 8, el compuesto sustituido completamente puede obtenerse en forma pura.

OCTAMETIL SACAROSA: La sacarosa se hace reaccionar con exceso de hidruro de sodio y exceso de yodo de metilo en dimetil formamida a $0^\circ C$.

El octametil sacarosa en forma cristalina es usado como materia prima en la preparación de polímeros tipo vinil.

ALIL SACAROSA: Con un grado de sustitución de 6 a 8 puede ser preparado en gran escala por reacción del alil bromo con sacarosa en álcali acuoso.

so. La preparación, propiedades y usos de compuestos altamente sustituidos de alil sacarosa fueron extensamente estudiados; los productos fueron evaluados principalmente como compuestos de recubrimientos, adhesivos, y aditivos para aceites secantes.



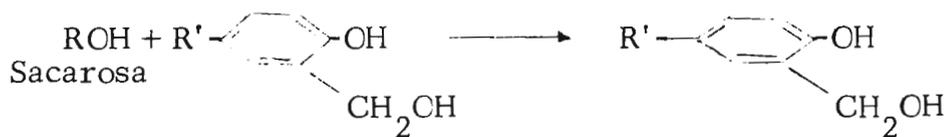
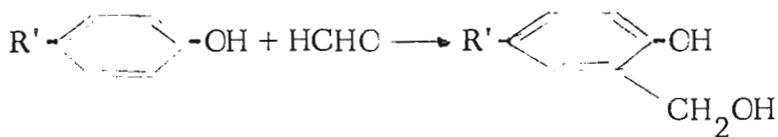
Estos compuestos son estables a temperatura ambiente y pueden ser almacenados por largos períodos sin que ocurran cambios. Alil sacarosa polimeriza bajo condiciones térmicas y oxidativas. Eteres mezclados preparados de alil sacarosa son plastificantes potenciales para cloruro de polivinilo en otras resinas.

ETERES GRASOS: Preparados al reaccionar el sucrato de sodio con alquil bromo en DMF. Algunos éteres grasos son: n-butil sacarosa, octil sacarosa, decil sacarosa (ó monocapril sacarosa), lauril sacarosa, palmitil sacarosa, estearil sacarosa. Estos compuestos muestran propiedades de superficie activa.

SILIL ETHERS: Se obtienen haciendo reaccionar un monohalosilano con sacarosa en piridina. Estos compuestos son monómeros potenciales que pueden ser copolimerizados con otros reactivos. La reacción de sacarosa con di ó trihalosilanos dá materiales poliméricos de gran estabilidad térmica.

BENCIL ETHERS DE SACAROSA: Han sido preparados al tratar sacarosa con cloruro de bencilo e hidróxido de sodio. Los productos son principalmente dibencil y pentabencil sacarosa. La sacarosa puede reaccionar con alcoholes bencilicos sustituidos para formar los correspondientes éteres.

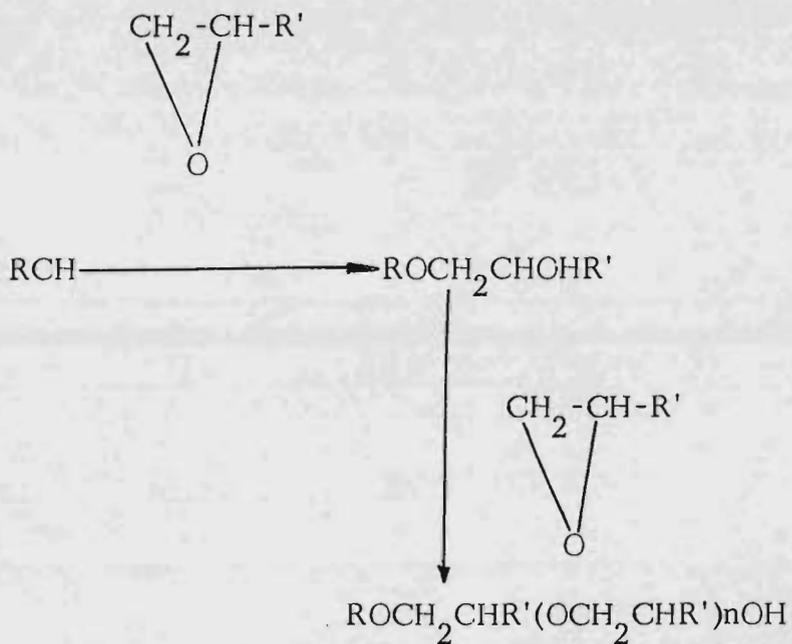
El derivado de alcohol bencílico pueden ser preparados primero de fenol formaldehído y entonces se hace reaccionar con sacarosa.



El sustituyente R' en el fenol puede ser una larga cadena alquílica, lo que imparte carácter hidrofóbico a la molécula, y el producto final puede así llegar a ser un surfactante, ejemplo p-dodecibencilsacarosa.

PRODUCTOS DE REACCION CON EPOXIDOS: Los muchos productos comerciales derivados de etilen glicol glicerol y sorbitol, epóxidos tales como óxido de etileno sugirieron la preparación de aductos de sacarosa similares. Por ejemplo, sorbitol o manitol, los productos de reducción de sacarosa son reaccionados con ácidos grasos y óxido de etileno para producir surfactantes comercializados bajo los nombres de Spans R y Tweens R. Solventes tales como cellosolves R y humectantes tal como Carbowax R son otros ejemplos.

La reacción inicial de sacarosa con óxido de etileno u otros epóxidos probablemente forman mono y éteres superiores 2 hidroxialquil. Cuando la sacarosa es reaccionada con más de ocho moles de epóxido pormol de sacarosa, el producto es un aducto de polioxialquilenos.



La preparación de compuestos resultantes de condensar sacarosa con epóxidos de estireno y propileno y con epóxido de estructura más compleja dá como resultados materiales poliméricos. (20).

6) ESTERIFICACION

La esterificación de la sacarosa ha conducido a uno de los más importantes derivados del azúcar, los ésteres de sacarosa. Algunos ésteres como el octaacetato de sacarosa, fueron conocidos desde hace casi 80 años, pero otros como los de ácidos grasos son de reciente desarrollo. Los ésteres de sacarosa de ácidos grasos son preparados generalmente por reacción de transesterificación de sacarosa con ácidos grasos (1).

El grado de esterificación puede ser de 1 a 8 de manera que los mono, di y triésteres tienen propiedades de surfactantes; mientras que los de grado de esterificación mayor (4 a 7 principalmente), esterificados con ácidos grasos insaturados tienen propiedades de aceites secantes, por lo que su campo de aplicación está dedicado a recubrimiento de superficies.

APLICACION DE ESTERES DE SACAROSA COMO SURFACTANTES: Los ésteres de ácidos grasos de sacarosa han sido recientemente introducidos como surfactantes no iónicos en diversos campos de aplicación industrial. Los surfactantes de ésteres de sacarosa pueden ser empleados en una variedad de productos como se muestra en la tabla 2. Su funcionamiento, en comparación con otros surfactantes en detergencia, emulsificación y propiedades relacionadas es aceptable.

Pocos, si no es que ninguno de los surfactantes comerciales comunes pueden considerarse que reúnan una combinación tan amplia de cualidades que son necesarias en muchos usos. Por ejemplo, ninguno de los surfactantes actua-

(1) La preparación de ésteres de sacarosa se trata más ampliamente en el capítulo II.

les está compuesto de sustancias químicas similares a aquellas que se encuentran en los alimentos.

Los surfactantes aniónicos convencionales tienen excelente detergencia, pero presentan baja biodegradabilidad en el tratamiento de aguas de alcantarillado, lo que resulta día con día un gran inconveniente. Los surfactantes ésteres de sacarosa son empleados como detergentes, emulsificadores, dispersantes y estabilizadores, en cosméticos, alimentos, textiles, etc.

Las propiedades de los ésteres de sacarosa hacen que sea altamente competitivos ante los surfactantes no iónicos como los fenoles alquilados de polioxi-etileno y los aductos de ácidos grasos, sorbitol, polioxi-etileno.

TABLA 2

Aplicaciones de Surfactantes Esteres de Sacarosa

<u>Aplicación</u>	<u>Propiedades</u>
<u>Usos en alimentos comestibles</u>	No Tóxicos
<u>Alimento instantáneo</u>	Buenos espumantes en procesos de secado para alimentos instantáneos.
Panificadora	Buenos conservadores y excelente textura.
Postres helados	Excelentes emulsificadores
Concentrados sólidos de sabor, grasas, margarina	Emulsificador
Confitería	Excelente retención de brillo.
Lavado de frutas, verduras y alimentos de pollo.	Buenos detergentes para eliminar suciedad.
<u>Usos no alimenticios</u>	
<u>Detergentes, en los hogares y en las industrias.</u>	Buena detergencia Biodegradabilidad fácil, buena dispersión de jabón de cal, pobres en espuma, pero pueden ser mejorados con fomentadores de espuma.

Cosméticos y productos de tocador	Buenos emulsificadores, Buenos solubilizadores No irritantes No tóxicos No disminuyen la actividad de preservativos. Textura Suave
Productos farmacéuticos	Mejoran la absorción de medicinas sin acumulación de colesterol en la sangre.
Pesticidas en emulsión	Buenos emulsificadores
Lubricantes	Espesantes Detergentes
Combustibles	Evitan la formación de lodos
Pinturas	Buena emulsificación en pequeñas concentraciones. Buena integración a pinturas basadas en aceites de sacarosa u otros sistemas No tóxica

Algunas de estas aplicaciones se tratan a continuación:

DETERGENTES: Los sucroésteres formulados para emplearse como detergentes, se han empleado en lavandería como detergentes de servicio pesado, en el lavado de fibras textiles, así como en el lavado de frutas y legumbres y utensilios de uso doméstico e industrial.

Una formulación sugerida para detergentes de servicio pesado en polvo incluye lo siguiente:

Ester de aceite de coco, oleato, monoéster de sebo y sacarosa.	10 a 25 partes
Tripolifosfato de sodio	38 a 50.0 partes
Carboximetil celulosa	4 a 6.0 partes
Abrillantador Optico	0.1 partes
Sacarosa, humedad, etc.	arriba de 10 partes
Sulfato de sodio (relleno)	para hacer 100 partes

Una formulación sugerida para un detergente líquido de servicio ligero para lavado de vajillas y fibras finas es:

Ester de sebo y sacarosa	5-10 partes
Tripolifosfato de sodio	30
Silicato de sodio	
Fomentador de Espuma	4-5 partes
Alcohol isopropilico	3-5 partes
Agua para hacer	100 partes

COSMETICOS: Cuando los sucroésteres han sido purificados habiéndose eliminado los disolventes y otros contaminantes, éstos son inocuos, sin olor y sin sabor, por lo que se les puede usar en productos farmacéuticos (jarabes y elixires) y en cosméticos (en cremas, lociones, ungentos, pastas de dientes). A continuación se señalan algunas formulaciones.

Crema limpiadora	
Cera de abejas	10 partes
Aceite mineral	35 partes
Parafinas y petrolatum	15 partes
Lanolina	2.5 partes
Arlacel	4.0 Partes
Propilparaben (preservativo)	0.2 partes
Monoestearato de sacarosa	1.0 partes
Agua para hacer	100.0 partes

Loción limpiadora	
Aceite mineral	10 partes
Span 60	2.0 partes
Monoestearato de sacarosa	2.5 partes
metilparaben	0.2 partes
Agua para hacer	100 partes

ALIMENTOS: También pueden ser empleados en la industria alimenticia así por ejemplo, en panadería el monoestearato de sacarosa retarda el endurecimiento y guarda la suavidad del pan. Pueden emplearse en la fabricación de alimentos por sus propiedades emulsivas.

El monoacetato de sacarosa tiene un uso potencial como agente de mejoramiento de sabor. Además por el hecho de ser menos dulce que el azúcar, es empleado en productos alimenticios donde se requiere menor endulzamiento.

RECUBRIMIENTO DE SUPERFICIES: Los ésteres de sacarosa de ácidos grasos insaturados, así como también los éteres de alil sacarosa son materiales que forman películas y que pueden usarse para recubrimiento de superficies, éstos ésteres también llamados aceites de sacarosa tienen propiedades adecuadas para oleoresinas, entre las más sobresalientes están:

En recubrimiento con oleoresinas:

- Velocidad de secado más rápida que en aceites secantes convencionales.
- Buena resistencia a la tensión, adhesión, y resistencia a la humidificación.
- Compatibilidad con resinas comunes de recubrimiento.
- Buena pigmentación humectante.
- Buen lustre y dureza.

En recubrimiento de latex:

- Fácil de preparar en emulsiones estables.
- Buenas propiedades de película de copolímeros seleccionados.
- Estructura de latex homogénea.

El estireno modificado con éster de sacarosa es especialmente prometedor ya que combina la durabilidad, dureza, resistencia al agua y rápido secado, con buenas propiedades de vehículo para los aceites de sacarosa.

Los aceites secantes de ésteres de sacarosa pueden ser empleados directamente, como vehículos y modificadores de películas, ó bien como reactivos en la síntesis de otros productos principalmente de polimerización para su aplicación en plástico, resinas y espumas rígidas.

Los aceites secantes con propiedades de recubrimiento de superficies son formados por productos ésteres de sacarosa con un grado de esterificación promedio excedente de tres, todos los linoleatos de sacarosa y las linazas de sacarosa con un grado de sustitución de 4.0 a 6.1 secan más rápidamente que los aceites de linaza.

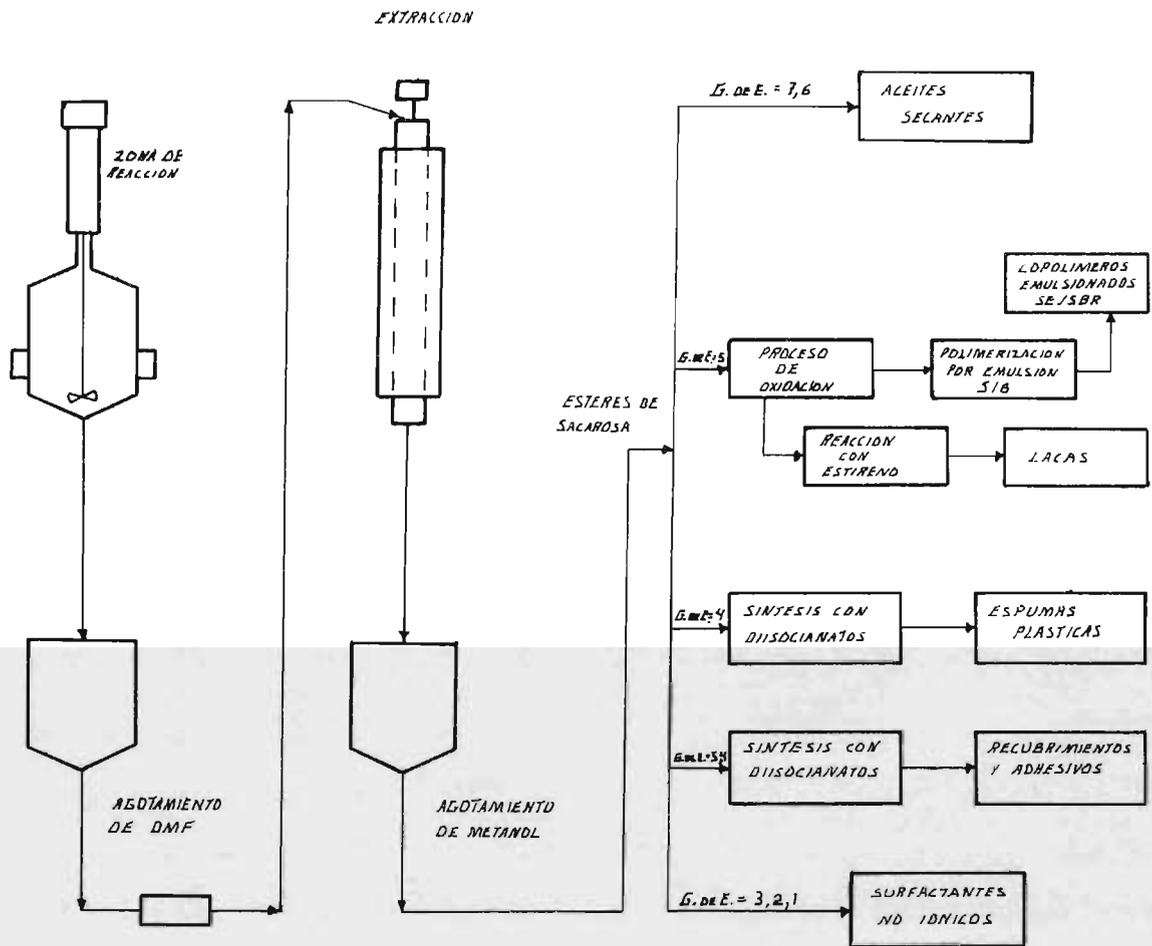
En general la velocidad de secado aumenta con el grado de sustitución. La fuerza a la tensión, dureza, adhesión y resistencia a la humedad de todos los aceites de sacarosa, generalmente es superior a la de los aceites de linaza.

ACEITES DE SACAROSA OXIDADOS: La oxidación de aceites de sacarosa por burbujas de aire es un paso importante precediendo la copolimerización con estireno u otros monómeros vinílicos.

Las películas hechas de aceites burbujeados en aire son más resistentes y más elásticas que las producidas por aceites de sacarosa sin oxidar de igual grado de esterificación.

RECUBRIMIENTO DE ACEITES DE URETANO: Varios tipos de aceites de uretano pueden formarse a partir de tetra, penta ó hexaésteres de sacarosa a partir de la reacción de diisocianatos en proporción estequiométrica con el éster de sacarosa.

En general, los ésteres de sacarosa pueden convertirse a aceites de uretanos aproximadamente de la misma forma como otros ésteres de aceites secantes. Varias composiciones observan propiedades prometedoras. Por ejemplo, el tetralinoleato de sacarosa da una película de uretano, el cual se asemeja al producido a partir de aceite de castor.



U N A M	FAC. QUIMICA
PRODUCTOS DERIVADOS DE LOS ESTERES DE SACAROSA	
TESIS PROFESIONAL	1979

7) POLIMERIZACION

De los muchos usos industriales de la sacarosa, el campo de los polímeros presenta grandes posibilidades de investigación y desarrollo de la sucroquímica. Varios plásticos han sido fabricados como el sekaloid (plástico fabricado a partir de la sacarosa) y el sucrolite (plástico de patente inglesa en que la sacarosa sustituyó al formaldehído).

La atención ha estado dirigida por los investigadores, al desarrollo de resinas con buenas propiedades de aplicación.

A continuación se describen algunas aplicaciones de productos sucroquímicos a polímeros.

ADHESIVOS: Resinas fenólicas de sacarosa. - La sacarosa puede ser empleada convenientemente para modificar resinas fenol-formaldehído.

Las resinas modificadas con sacarosa de fenol-formaldehído han sido desarrolladas por la Fundación Internacional de Investigaciones Azucareras y se ha encontrado que cerca de una tercera parte de fenol que se emplea en la preparación de éstas resinas, puede ser reemplazado por la sacarosa, resultando el producto a más bajo precio, sin desgradar las propiedades de los adhesivos de madera ya que fundamentalmente éste es su uso.

RESINAS MODIFICADAS DE UREA: Las resinas de sacarosa dimetil urea son preparadas al reaccionar la sacarosa y dimetil urea en solución acuosa usando como catalizador ácido p-toluen sulfónico.

Las resinas de alta concentración de sacarosa tienen baja estabilidad térmica.

La resina de sacarosa dimetil urea muestra buenas propiedades adhesivas particularmente para vidrio y madera.

En el caso de resinas de uretanos, el polímero preparado de sacarosa y el toluen diisocianato muestra muy buenas propiedades adhesivas para madera.

RESINAS MODIFICADAS DE MELAMINA: La sacarosa, azúcar invertida, glucosa y fructosa son convenientemente incorporadas en las resinas de melamina-formaldehído, lográndose propiedades análogas ó incluso superiores a los que presentan las resinas no modificadas.

La incorporación del azúcar baja el costo de las materias primas, siendo la sacarosa en especial, el reactivo con el cual se obtienen productos de ventajas superiores, además de que no hay alteración apreciable en la apariencia física de las resinas.

Las resinas de melamina-formaldehído son ampliamente empleadas en la preparación de laminados decorativos; al ser tratadas con sacarosa se obtienen laminados de excelente colorido y gran resistencia a las rayaduras.

RESINAS DE POLICARBONATO: Las resinas de sacarosa-policarbonato pueden utilizarse como polvo de moldeo, así como también las resinas de sacarosa acroleína y las resinas fenolicas de sacarosa.

ESPUMAS PLASTICAS: Los ésteres de sacarosa de ácidos grasos insaturados pueden ser usados como políoles intermediarios en la preparación de espumas rígidas de uretano. La calidad de las espumas iguala e incluso supera a la de los productos comerciales, los ésteres de sacarosa pueden ser interesantes debido a su bajo costo, en comparación con los políoles actualmente usados como intermediarios sintéticos.

PLASTIFICADORES Y MODIFICADORES: Algunos derivados de la sacarosa ya han sido usados como plastificadores, y muchos otros están en etapa de desarrollo. El octaacetato de sacarosa, es un producto comercial y es usado como aditivo en adhesivos.

Las modificaciones de ésteres de sacarosa de ácidos grasos insaturados con estireno sugiere la posibilidad de emplear estos aceites de sacarosa como plastificadores termoendurecibles para modificar el estireno de otros polímeros quebradizos usados en recubrimientos de superficie.

Los ésteres del ácido láctico son eficientes plastificadores para resinas vinílicas. Los monómeros acrílicos pueden ser preparados por la hidrólisis del ácido láctico ó de sus derivados. Otros polímeros que se pueden preparar con sacarosa, son los siguientes: (20)

Polímeros de Silicio
Epoxipolímeros
Poliésteres
Polímeros Acrílicos
Poliuretanos

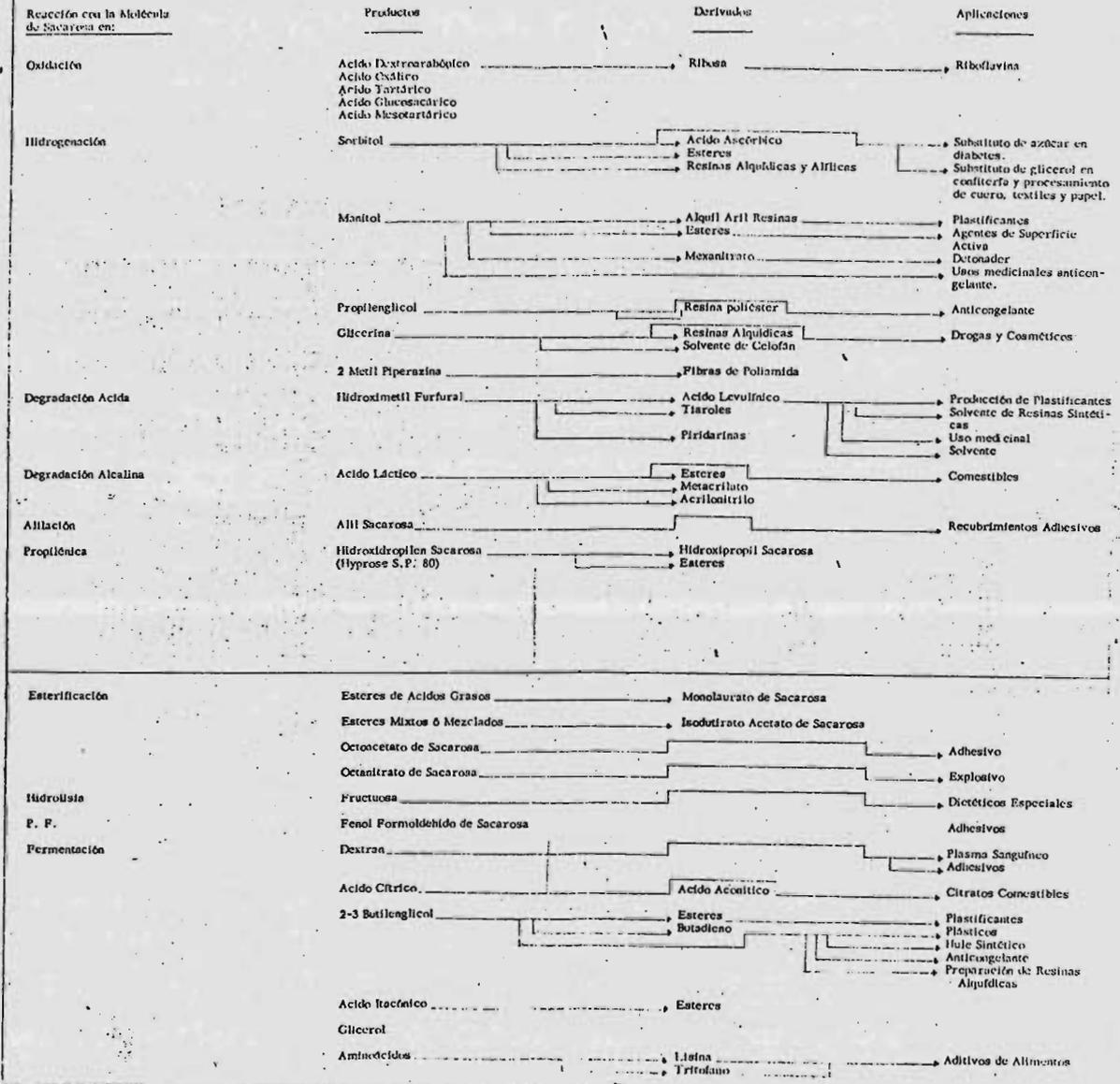
8) FERMENTACION

Cuando se provoca una transformación química de un material con el empleo de microorganismos se lleva a cabo una reacción llamada fermentación.

La fermentación de la sacarosa origina una amplia variedad de productos de gran importancia, los cuales se presentan en el cuadro número 2. (40)(58).

CUADRO 3

DIAGRAMA DE RESUMEN DE PRODUCTOS SUCROQUÍMICOS



B) Subproductos de la Industria Azucarera. -

Una de las metas que debe fijarse la industria azucarera, es el aprovechamiento integral de los subproductos de la caña de azúcar, esto es, aprovechar totalmente el bagazo, la miel final y la cachaza.

El 25% de la caña consiste de un material fibroso conocido como bagazo y es tal vez el más importante subproducto de la industria de la caña de azúcar; el bagazo en las condiciones en que lo deja el molino no es una materia prima adecuada por la alta proporción que contiene de jugo y la presencia de sustancias solubles; por lo tanto, necesita ser tratado antes de someterlo al proceso para la fabricación de pulpa. El uso del bagazo con buen éxito para los procesos manufactureros, depende de su aprovechamiento como materia prima, la cual está regida por la existencia de mercados remunerativos.

Raramente sucede que los ingenios teniendo bagazo para vender, estén ellos mismos interesados en la conducción de la industria secundaria, más bien lo están en la colocación de la materia prima a un buen precio. Esto implica el manejo y transporte de bagazo en forma conveniente y en condiciones adecuadas, lo que se puede lograr empacando el bagazo inmediatamente que sale del último molino y almacenarlo en pacas de manera que pierda humedad antes de envasarse al comprador (se compra como fibra seca).

La capacidad de bagazo para aislar el calor y el sonido lo hacen un material aceptable para la producción de tablas de fibra comprimida y paredes aislantes conocidas por varias marcas como Celotex, Canex, Can-Itx.

La utilización del bagazo de caña de azúcar como materia prima para la producción de tableros es básicamente diferente de la utilización de desechos de madera para el mismo uso. El bagazo en su contextura inicial contiene por término medio hasta 49% de agua, 45% de fibra y 6 % de sólidos solubles. El 45% de fibra que representa la porción insoluble incluye tierras, materias extrañas y cenizas. Los sólidos solubles incluyen sacarosa, fructosa y glucosa como constituyentes principales, más cantidades pequeñas de compuestos orgánicos solubles de naturaleza indeterminada. Todos estos componentes con excepción de la fibra tienen que eliminarse, pues, de otra manera las tablas serían de mala calidad. Como ejemplo tenemos la pulpa de bagazo de caña, representa un importante porcentaje del total de la producción de pulpa para papel en México. Y se reconoce en la actualidad que casi todos los papeles de uso cotidiano tienen algún porcentaje de pulpa de bagazo de caña.

El bagazo se utiliza en los ingenios como combustible para hacer funcionar las calderas de los ingenios, ya que su valor calorífico es alto, normalmente 4765 cal. por gramo.

Para visualizar el enorme futuro que tiene el bagazo de caña como materia prima, los expertos señalan que en la actualidad solo están industrializando del 8 al 9% de toda la producción, que es ligeramente superior a 3 millones de toneladas de bagazo seco obtenidas al año.

FURFURAL: El furfural algunas veces llamado furol, furfural y furfuraldehído es un líquido incoloro, inflamable, aromático, volátil; cuando está recién destilado se torna de un color café rojizo por la acción del aire y la luz.

Las materias primas de las cuales se obtiene son principalmente olotes de maíz y cáscara de avena, pero la cascarilla de algodón, la cáscara de arroz, y más recientemente el bagazo de la caña están siendo utilizados también todos estos materiales contienen pentosanas, de las cuales el furfural es producido por digestión del material celulósico con diluyente de ácido sulfúrico bajo la influencia de vapor y presión a una temperatura de 153°C.

El bagazo puede rendir hasta 8 a 10% de furfural en escala industrial.

La capacidad mínima económica para una planta produciendo furfural del bagazo de caña de azúcar está en el rango de 15 a 20 toneladas al día.

El furfural se utiliza en la refinación de resinas de madera y aceites lubricantes, como componente de adhesivos y plásticos aislantes, como solvente de butadieno en la producción de caucho sintético y para la preparación de productos farmacéuticos. Su principal valor está considerado ahora para la producción del adiponitrilo usado en la manufactura del nylon 66.

PLASTICOS: El bagazo seco contiene de 13 a 22% de lignina, la cual reacciona con plastificantes y se baja el punto de ablandamiento. Entre estos materiales están la anilina, el fenol, y el furfural.

Cuando la reacción está completa, el producto es lavado para remover las sustancias solubles, secado y pulverizado. Eso puede ser moldeado a altas temperaturas ó mezclado con un plastificante y moldeado; de esta manera se obtiene un material brillante, duro, tenso, negro, resistente al agua, de bastante fuerza y alta resistencia eléctrica.

El bagazo es bastante apropiado para la manufactura de plásticos por su composición química y la cantidad que de él se puede aprovechar.

La producción de ∞ celulosa de bagazo ha sido estudiada con éxito y los numerosos productos hechos de esta forma de celulosa pura, y la abundancia de bagazo como complemento prácticamente inagotable la hacen más atractiva como materia prima para la manufactura de viscosa, acetato de celulosa, nitrocelulosa, celofán, rayón, plásticos y otros materiales de alta demanda en la producción de fibras sintéticas.

LA CACHAZA: La cachaza conocida también como pasta filtro-prensada, desperdicio filtrado, es un subproducto interesante de la industria azucarera, que ha sido descuidado.

La corteza de la caña de azúcar está cubierta de una capa de cera muy dura. Esta impide una evaporación de la humedad de la planta demasiado exhaustiva. Mientras que en la caña, la mixtura cerosa tiene un contenido menor del 10%, el material se concentra en la cachaza. Generalmente la cachaza seca, filtrada, contiene alrededor del 15% de cera, compuesta esencialmente de un 45% de glicéridos, de ácidos oleicos, ácidos linoleicos y esteá:teáricos, con lecitina, filosterol y materia colorante. El 55% restante contiene cera normal, alcoholes, ácidos y ésteres, así como hidroácidos resinosos; de esta fracción el producto importante es la cera.

Se ha observado que la extracción de la cera es posible y que el producto tiene características peculiares.

La cachaza se obtiene al separar el jugo en el proceso de clarificación.

Después de que el jugo limpio ha sido extraído por filtro presión o rotación al vacío, los filtros recuperan tanta azúcar como sea posible del residuo, siendo este producto del desperdicio del denominado la cachaza. La proporción de cachaza varía grandemente según la localidad, la eficiencia de los molinos, los coladores de jugo, y la eficiencia de

los filtros. La cantidad de cal usada en la clarificación ejerce su efecto sobre la cantidad de cachaza aumentando ésta última al aumentar la cal. La cantidad de cachaza por tonelada de caña aumenta gradualmente según avanza la estación y alcanza su máximo hacia el final de la zafra. El lavado disminuye su peso puesto que, extrae azúcar y también impurezas solubles. El último derivado de la primera manipulación de la caña puede tener varios aprovechamientos, los principales serían: La obtención de cera, forrajes y mejoradores de suelos (que sirvan para el desarrollo de microorganismos que devuelven a la tierra la flora microbiana para el mejor desarrollo de los cultivos).

La cera industrializada de la caña de azúcar sustituye ventajosamente a la extraída de las palmas brasileñas que tardan de 16 a 18 años en producir y es muy parecida en sus propiedades físicas y químicas a la cera de Caranau-
ba (1), la cual tiene gran demanda en el mercado por su dureza y alto punto de fusión propiedades que también caracterizan a la cera de cachaza. Se reporta que una tonelada de cera pura se obtiene por cada 1,000 toneladas de caña procesada.

MIELES INCRISTALIZABLES: Es importante mencionar las posibilidades de utilización del jarabe residual (melasa ó mieles incristalizables) que es producido en grandes cantidades por todos los ingenios azucareros.

La melasa (miel final) es un líquido espeso, oscuro y viscoso que salen de las centrifugas de tercera, después que no puede separarse más azúcar

- (1) La cera de Caranauba procede de las hojas jóvenes de palmera *CORRYTHA CERIFERA*, que crece en el Brasil es una sustancia de color verdoso, funde a 83-84°C. Sus principales componentes son el cerotato de melicilo y el alcohol melisico libre.

de la masa cocida en su grado final más bajo, por los métodos usuales y de la fábrica. Su composición es altamente compleja y variable, siendo los principales constituyentes sacarosa, azúcar invertida, sales minerales y agua. El valor principal de las mieles como material industrial depende de su contenido de azúcares fermentables, cuya cantidad puede ser hasta 55-60% de material carbohidrato y 4% de proteínas.

La sacarosa perdida en las mieles representa una alta proporción de las pérdidas incurridas en el proceso de fabricación de azúcar de caña, las cuales fluctúan entre 1 y 1.6% de sacarosa en caña.

La industria de fermentación constituye el mercado principal de las mieles de caña, siendo elaboradas una gran variedad de productos, tales como alcoholes, ácidos, levaduras. Una importante aplicación de las mieles finales se encuentra en la utilización como alimento para ganado (torrajes).

Los ingenios azucareros pueden producir levadura forrajera por fermentación directa de sus mieles finales incristalizables. La levadura producida puede venderse con facilidad a las plantas de forrajes existentes, o puede ser utilizada por el propio ingenio con una planta de esa naturaleza.

Otro uso especial de las mieles finales es la preparación de materiales resinosos que pueden tener aplicación en la construcción de caminos, para esto se mezcla la melasa con cal apagada y asfalto.

En el cuadro número 4, se resumen los principales usos de los subproductos de la caña de azúcar. (58)(16).

**DIAGRAMA DE RESUMEN DE SUBPRODUCTOS
DE LA PRODUCCION DE AZUCAR**

BAGAJO

Reacción ó Proceso

Hidrólisis

Molienda y Cribado

Hidrólisis

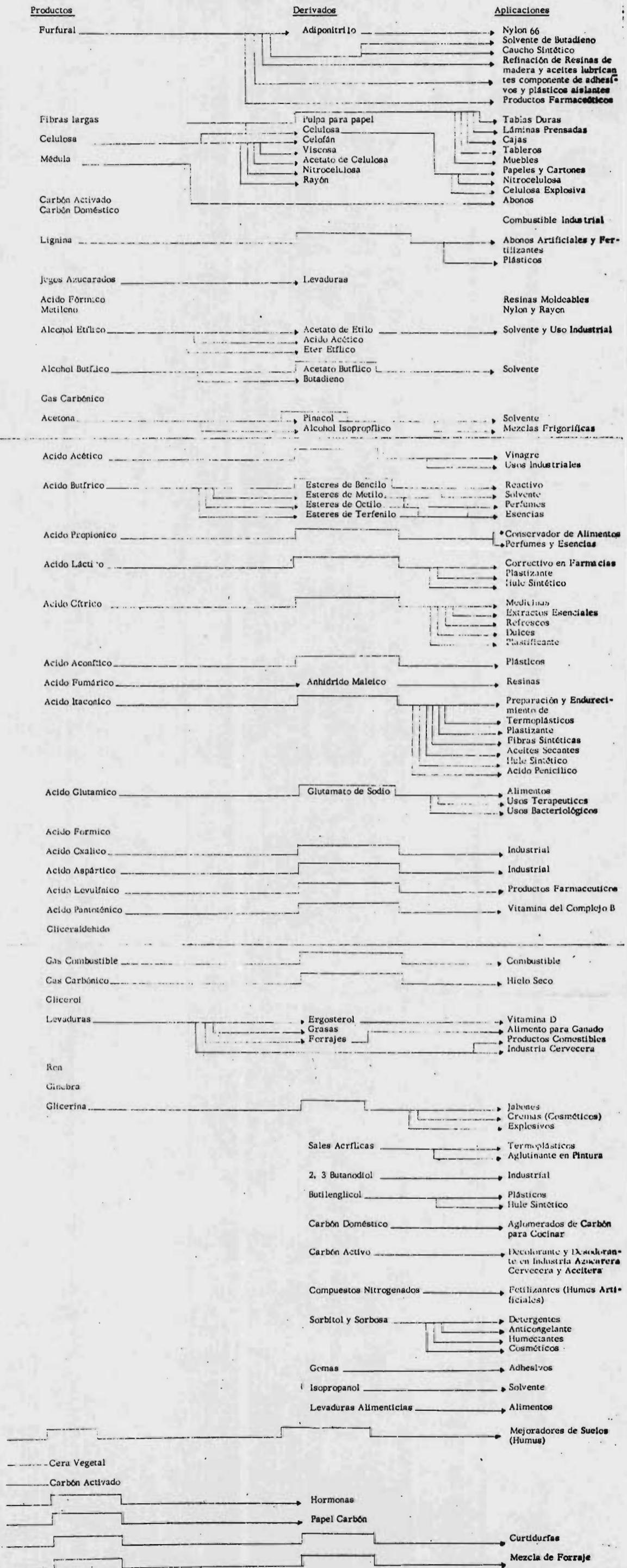
MIELES INCRISTALIZABLES

Fermentación

Transformación Química

CACHAZA

Reacción ó Proceso



3. PERSPECTIVA DE INTEGRACION

A) Panorama Mundial. -

Ante el avance tecnológico de nuestra época que ocasiona una creciente mecanización de la industria, además del rápido crecimiento demográfico, el consumo de energía se duplica cada 10 u 11 años. La proporción de hidrocarburos en 1970 fué de 68.8% y se estima que para 1980 ascenderá a 75.6% que junto con el 21% aportado por el carbón, en ese año, hacen una dependencia del 96.6% de combustibles fósiles por lo que, se hace imperativo considerar el problema de la crisis petrolera con la cual se enfrenta el mundo.

Se estima que las reservas de petróleo y gas son de 995,000 millones⁽¹⁾ de barriles, que garantizan el suministro durante 29 años al ritmo anual de consumo, pero considerando una tasa de crecimiento en la demanda de 4.1% los años de reserva disminuyen a 19, sin embargo, se presume que aún falta por descubrir más reservas de petróleo y de gas recuperables; de cualquier forma el consumo extraordinario por todos sentidos plantea ciertos temores de que las reservas siendo finitas, evidentemente llegarán a su agotamiento algún día, quizá ya no muy lejano.

Las primeras señales de alarma sobre la cerniente crisis energética comenzaron a aparecer a comienzos de la década del 70, reflejados en

(1) Dato tomado del Chemical Engineering, 1977; Vol. 84, No. 3.

el inicio de un aumento gradual en los precios del petróleo y en ciertas dificultades en la obtención de suministros de hidrocarburos, lo que provocó un período de desequilibrio, siendo obviamente la industria química la más afectada.

Pero el consumo de los hidrocarburos no solo está dirigido a su utilización como fuente de energía, sino que también a su uso como materia prima de la industria petroquímica.

Con la elevación de los precios para el petróleo y gas, que han ocurrido y que se espera continúen en el futuro, los productos petroquímicos, también mostrarán un incremento en sus precios. Además la demanda de productos petroquímicos es cada día mayor, por lo que, la industria química requerirá más del petróleo como materia prima para la elaboración de esos productos.

Los precios que deberán pagar las compañías usuarias de estas materias primas van a depender principalmente de los siguientes parámetros:

- Futuros precios del petróleo crudo
- Costos de construcción de refinerías
- Costos de producción

Aumentando consecuentemente el precio de derivados petroquímicos

En consideración a las perspectivas que se vislumbran para los productos petroquímicos en escala mundial, se hace necesario volver la atención hacia aquellos procesos que fueron relegados al aparecer la petroquímica, tales como la fermentación, la extracción y la transformación química de compuestos existentes en la naturaleza, pues, pueden servir en determinado momento como complemento a la demanda de productos petroquímicos; a este respecto se han realizado algunos estudios preliminares con el objeto de comparar el precio de productos basados en la sacarosa con los petroquímicos; así por ejemplo, se ha encontrado que resultaría económicamente atractivo producir etanol por fermentación de sacarosa cuando el precio del petróleo crudo sea de 19 Dlls./Barril; y a 17 Dlls. el barril de petróleo resultaría factible preparar alcohol n-butílico y acetona, también por fermentación de sacarosa.

El aprovechamiento integral del azúcar por medio de la sucroquímica contribuiría al ahorro del petróleo que es dedicado a la rama petroquímica al poderse obtener productos similares que son preparados en las refinerías y plantas químicas.

La sucroquímica brinda un campo muy amplio de estudio y realizaciones. Existiendo algo así como 12 mercados lo suficientemente importante, donde la sucroquímica puede tener ingerencia, al surtir la demanda de producción de estos mercados entre los cuales están: el de alimentos explosivos elastómeros, lubricantes, solventes mejoradores de suelo fibras, adhesivos, pesticidas, plásticos recubrimientos superficiales y surfactantes ó tensactivos. Su importancia y su mercado reclaman la atención inmediata y el estudio profundo de la industria azucarera. De todos estos mercados el que presenta mayor posibilidad comercial a corto plazo es el correspondiente a surfactantes de ésteres de sacarosa. Los primeros estudios para la preparación de ésteres de sacarosa se desarrollaron en los E. U., trabajos que culminaron en la patente de un proceso de producción de ésteres de sacarosa en escala comercial. Sin embargo es en Japón donde se ha dado mayor auge a la producción comercial de estos ésteres, no obstante que éste país es totalmente dependiente de las importaciones de materias primas (azúcar y grasas comestibles). además de que su consumo per capita de emulsificadores es más bajo que en Europa y los E. U. Esto se debe a diversos motivos entre los cuales se pueden mencionar que en los E. U. existen reglamentaciones sumamente estrictas y que resultan exageradas en la industrialización de los ésteres de sacarosa, cuando son utilizados como emulsificantes de alimentos pues exigen una tolerancia cero para materiales tóxicos (19). La industria petroquímica

constituye otro motivo importante que ha impedido el avance industrial de los sucroésteres, puesto que productos que podrían obtenerse en base a la sacarosa son obtenidos a través del petróleo, tales como, detergentes, humectantes, emulsificantes, etc. (Ver cap. I. 2. a).

Las instituciones de investigación sucroquímica han implementado programas y están realizando múltiples estudios para encontrar sustitutos del petróleo.

En los E. U. se encuentra la Fundación Internacional de Investigación azucarera (The International Sugar Research Foundation, Inc.) Información Azucarera (Sugar Information, Inc.) y la Asociación Azucarera (The Sugar Association, Inc.); en París opera el Centro de Estudios y Documentación para la utilización del azúcar; en Brasil el Instituto del Azúcar y Alcohol; en Cuba el Instituto de Investigaciones Tecnológicas, Instituto de Investigación de Inglaterra, de Sudafrica, Alemania, Rusia, Italia, Japón, India, Holanda entre otros.

En México se encuentra el Centro Nacional de Investigaciones Azucareras (CNIA) y la Universidad Veracruzana.

El desarrollo de un proceso (23) para obtener ésteres de sacarosa en escala comercial fué el resultado del trabajo realizado durante varios años por la International Sugar Research Foundation. La patente fué licenciada en varios países, como son Japón, Alemania, Francia, Italia y Brasil.

La industria sucroquímica no ha alcanzado un adecuado desarrollo, ya que

hay muy pocas compañías en el mundo dedicadas a ésta actividad.

La dinámica de desarrollo de la Sucroquímica dependerá en gran parte en la conveniencia de su utilización evaluada en los aspectos socio-económicos y técnicos. Por lo que la incorporación de la Sucroquímica en la Industria del Proceso obedecerá a un ajuste sistemático que la equilibre con las industrias relacionadas, principalmente con la industria petroquímica.

Indiscutiblemente la Industria Petroquímica es una industria fuertemente establecida, por lo que sería exagerado pensar que la sucroquímica pudiera sustituirla íntegramente, pero sí es lógico pensar en la Industria Sucroquímica como una industria que ayude y complemente las demandas petroquímicas, las cuales se incrementan rápidamente.

Pero el progreso de la sucroquímica para constituirse en una industria funcional estará limitado por diversos factores, los cuales se deberán considerar de manera muy especial en la planeación sucroquímica.

Siendo el azúcar la materia prima básica para este tipo de industria, su abastecimiento debe ser seguro, por lo que se hace evidente que aquellos países con suficientes recursos azucareros están en buena posición para fomentar la utilización de la sacarosa en forma industrial.

Otro factor que se deberá tomar en consideración se refiere a la relación comercial entre las industria petroquímicas y sucroquímicas; dicha re

lación ha de basarse en una cuidadosa planeación por medio de la cual la producción de compuestos vía sacarosa análogos a los petroquímicos sea dirigida solo hacia aquellas áreas en que resulte conveniente hacerlo, por ejemplo cuando hay de por medio una razón económica (la demanda de productos vía petroquímica, sea mayor a su oferta), ó bien por una razón social (disminución de contaminación ambiental), etc.

Finalmente, ante la novedad de la sucroquímica como industria, es innegable que encontrará poca disposición de empresas privadas para constituirse como tal, pues, habría temor e incertidumbre para invertir en ella, sin embargo, podrían realizarse verdaderas simbiosis entre empresas privadas e industrias azucareras para generar e impulsar la sucroquímica.

B) Panorama en México. -

Tratándose de una industria que precisa del azúcar como una materia prima insustituible, caso de la industria sucroquímica, es conveniente considerar la potencialidad de la Industria Azucarera Mexicana en la producción de azúcar y para ello, se analiza el desarrollo que ésta ha tenido y su probable desenvolvimiento futuro.

La primera industria de transformación establecida en México fué la industria de la fabricación de azúcar que se fundó en el siglo XVI; su desenvolvimiento a través de la historia ha sido inconstante. A partir de 1537 hubo exportado sus excedentes a precios inferiores a los del mercado doméstico y muchas veces abajo del costo de producción.

Con la firma en Ginebra del Convenio Internacional del Azúcar en 1858 y con las cuotas que ha logrado en el mercado de los E. U., concurre ya normalmente al comercio mundial del azúcar. Para ello ha sido necesario la fundación de organismos coordinadores, los cuales son:

CONIA	Comisión Nacional de la Industria Azucarera
FINASA	Financiera Nacional Azucarera, S. A.
ONISA	Operadora Nacional de Ingenios, S. A.
IMPA	Instituto de Mejoramiento para la Caña de Azúcar
UNPASA	Unión Nacional de Productores de Azúcar, S. A.
UNPALSA	Unión Nacional de Productores de Alcohol, S. A.
SAG	Departamento Comisión de la Caña de Azúcar

Las funciones de cada organismo son diferentes, y su finalidad en común es alcanzar una mayor productividad.

En la República Mexicana la producción de caña de azúcar ocupa actualmente 536, 222 hectáreas que proporciona materia prima a 64 ingenios distribuidos en 14 entidades de la República, dando ocupación a una población rural de 281, 300 personas de las cuales 236, 898 laboran en el campo y 44, 402 en las fábricas. (8).

La zafra de 1977 arrojó en su totalidad 2'541, 912 toneladas de azúcar. El consumo anual en el país es mayor a 2'500, 000 toneladas, lo que equivale a un consumo per capita de 40.3 Kgs, el que es dos veces el consumo mundial promedio y solo igualada ó superado por los países altamente industrializados.

En el cuadro 5 se presenta el panorama histórico del desarrollo industrial azucarero del país, zafras 1971-1977.

Con respecto a la producción de azúcar en el futuro, ésta se estima en base a una ecuación polinomial de tercer grado (52), la cual es:

$$y = 0.017 x^3 - 0.9797 x^2 + 17.985 x + 39.366$$

en la que: y = Producción de azúcar expresada en miles de toneladas;

x = tiempo medido en años a partir del año 1905.

Mediante una regresión lineal se realiza también el pronóstico de consumo, la ecuación empleada es:

$$y = 90.310 x + 845.757$$

siendo y = consumo de azúcar en miles de toneladas; x = tiempo medido en años a partir de 1960.

Las gráficas de pronóstico para producción y consumo de azúcar para 1990 se muestran en la figura 2.

La diferencia entre los datos de producción y los de consumo son los excedentes de azúcar; la gráfica estimada para estos excedentes se presenta en la figura 2.

En base a los planes de ampliación y modernización de los ingenios actualmente en operación, además de nuevas plantas que se proyecten construir dependerá el crecimiento de la industria azucarera, existiendo la posibilidad de contar con excedentes que pueden ser empleados para uso industrial.

Puede observarse del cuadro 5 que la producción azucarera ha tenido altibajos sin embargo, la tendencia de consumo interno es de aumento, sobre todo el doméstico; por otro lado el volumen de exportación ha mostrado considerable reducción a partir de 1974, reducción motivada por el crecimiento en las necesidades de consumo interno.

En lo que corresponde a subproductos, la producción de miel final para las zafras 1976 y 1975 fué de 1'078, 290 y de 1'190, 437 toneladas respectivamente, su consumo interno fué principalmente destinado para alimento de ganado, pudiendo exportarse cantidades considerables.

CUADRO 5

PANORAMA HISTORICO DEL DESARROLLO INDUSTRIAL AZUCARERO

	1977	1976	1975	1974	1973	1972	1971
Superficie ocupada con caña (HAS)	+	536,222	551,862	557,609	569,426	550,272	521,656
Caña molida * (TONS.)	27,947,358	27,236,961	28,949,147	30,492,129	29,849,272	26,254,352	25,985,198
Producción de azúcar (TONS.)	2,541,912	2,546,596	2,548,297	2,649,182	2,592,277	2,359,428	2,392,350
Rendimiento azúcar (TONS./HA)	+	5.8	5.6	5.8	5.8	5.7	5.7
Consumo (TONS.)	+	2,510,361	2,434,268	2,173,353	2,124,673	1,909,975	1,774,654
Consumo industrial (1) (TONS.)	+	1,007,863	1,041,468	903,230	874,033	781,797	712,799
Consumo doméstico (TONS.)	+	1,502,498	1,392,800	1,270,123	1,250,640	1,128,178	1,061,855
Consumo per-capita (Kg.)	+	40.3	40.5	39.2	39.9	36.9	35.5
Volúmen de exportación (TONS.)	+	x	137,650	479,887	567,905	579,512	533,670
Capacidad instalada (TONS.):							
Molienda(2) en 24 hrs.	+	259,753	262,790	268,993	246,509	244,084	249,282
% aprovechado	+	+	93.9	86.7	81.1	88.2	86.9
Producción(2) en zafra	+	3,357,645	3,431,638	3,532,785	3,334,387	3,242,618	3,303,119
% aprovechado	+	75.7	74.2	72.1	77.7	72.7	72.4

NOTAS:

HAS: Hectáreas

TONS.: Toneladas

* : Caña bruta molida

+ : No hay dato

x : No hubo exportación

(1) Los datos incluyen el consumo de azúcar de las industrias: Dulcera, Empacadora, Panificadora y Galletera, Embotelladora, Productos Lácteos, Productos Farmacéuticos, Bebidas Alcohólicas y otras.

(2) Corresponde a la zafra siguiente del año de registro.

La cantidad de bagazo obtenido en el proceso de elaboración de azúcar para las zafras de 1976 y 1975 fué de 8'934, 300 y 9'380, 800 toneladas respectivamente, utilizándose en su mayor parte como combustible para calderas. La industria Azucarera ha cubierto completamente la demanda interna incluso ha podido disponer de excedente para exportación. Sin embargo, existen algunos problemas que han impedido su mejor desenvolvimiento. Uno de los principales se refiere a la insuficiente coordinación entre los diferentes organismos y comisiones azucareras, lo que ha traído como resultado fallas técnicas y administrativas; así por ejemplo, el corte de caña no se hace en forma adecuada, ya que estando la mayor concentración de azúcar en la base de la caña, ésta se debe cortar al ras del suelo, sin embargo, se corta unos centímetros arriba. Esta falla se remediará si al cortador se le pagara por azúcar producida, y no por tonelada de caña puesta en el camión. Por otro lado, a pesar de que se han desarrollado 1, 200 variedades de caña de aplicación en el país, actualmente solo se utilizan 40 variedades, a demás que en muchos casos no se siembra la variedad adecuada, bajando con ello el rendimiento de la caña por hectárea y el contenido de azúcar por tonelada de caña. Ante estas cuestiones es imprescindible la proposición de soluciones que puedan ayudar a mejorar la situación azucarera nacional. A continuación se presentan algunas:

- Es conveniente que se integren los diversos organismos y comisiones azucareras en una sola, la cual podría controlar y dirigir los programas y operaciones propias de la Industria, funcionando así como una unidad administradora y rentable, apartándose de manipulaciones políticas.
- En cuanto a la siembra de la caña se ha de atender a un programa de cultivos por el cual se seleccione la variedad de caña apropiada a las condiciones y características del lugar.
- Es necesario reflexionar sobre el aprovechamiento de los subproductos, así como también en la utilización de los excedentes azucareros como materia prima para la elaboración de diferentes materiales; promover la sucroquímica para dar valor agregado a los productos y por consiguiente aumentar la rentabilidad de los ingenios, lo que beneficiaría indubitablemente el renglón azucarero, ayudando además a la Industrialización Nacional a nivel regional apoyando así la necesaria acción de descentralización industrial.

Desde luego la participación de la sucroquímica ha de acatar a una estrategia bien planificada, por medio de la cual se favorezca la fabricación de productos que resulten rentables, y evitar la importación de aquellos que incluso son elaborados en el extranjero con las materias primas nacionales, como sucede con las mieles incristalizables, (Ver cuadro 5), suprimien-

do de esta forma fugas económicas para México.

Varios intentos de aprovechamiento de los subproductos se han realizado, así por ejemplo en 1954 Industrial Aldos produjo inicialmente 4 toneladas al día de ácido y anhídrido acético a partir de alcohol, llegando a aumentar su capacidad a 10 toneladas por día con lo que se tenía satisfecho el consumo del mercado nacional.

Cabe señalar que ésta Industria Sucroquímica fué anterior en fecha a la iniciación de las plantas petroquímicas, pues la planta de acetaldehído de Pemex fué inaugurada el 18 de marzo de 1968. Industrial Aldos tenía planes para consumir 42,000 toneladas de mieles incristalizables con fabricación de alcohol como producto intermedio y obtención de 6,000 toneladas de acetaldehído al año; pero este proyecto no se llevó a cabo ya que la planta fué vendida.

En ese mismo año (1954) se trató de industrializar las melasas en la fabricación de butadieno, base para el hule sintético, por parte de la Sociedad Nacional de Productores de Alcohol en asociación con la UNPASA, sin embargo los planes tampoco prosperaron, probablemente por no haberse coordinado, con las compañías huleras mexicanas que debían consumir el butadieno vía sucroquímica.

México importaba en 1966, 204 toneladas de glutamato de sodio con valor de \$3'300,000.00 con tendencia a aumentar, razón por la cual en 1962 se pensó elaborarlo a partir de las mieles finales con una inversión estimada

de \$12,700,000.00 y se producirían 600 toneladas al año con el consumo de 3,600 toneladas anuales de mieles finales; lamentablemente no cristalizó el proyecto teniéndose que importar crecientes cantidades de glutamato, con la consiguiente sangría económica.

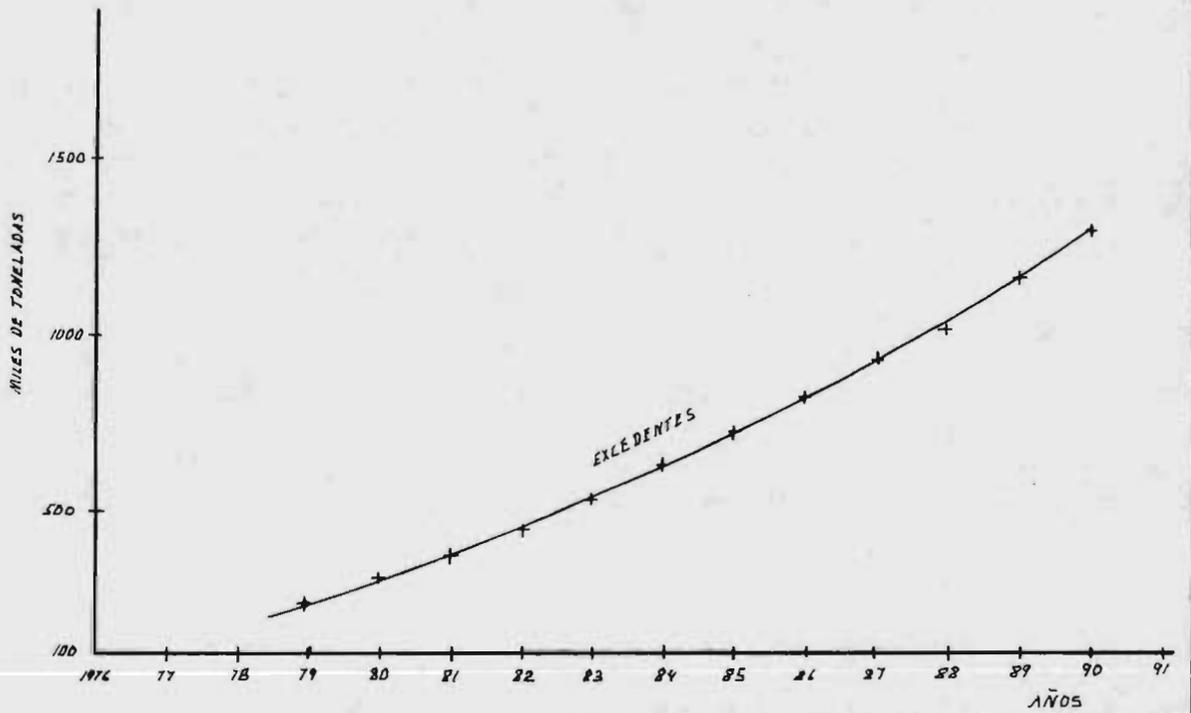
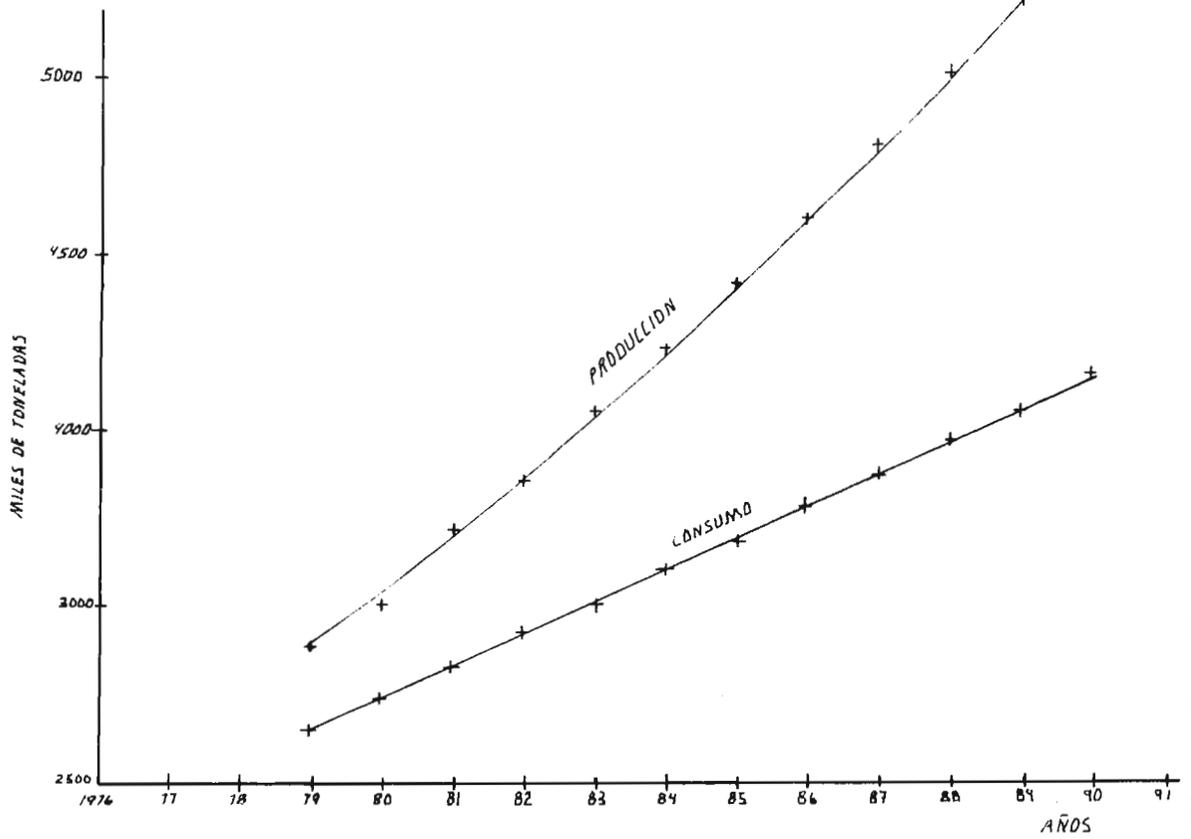
Otras tentativas han sido también infructuosas, por lo que, se hace preciso tomar acciones correctivas, aprovechando las experiencias de los proyectos malogrados.

Es necesario primeramente, investigar que productos pueden ser atractivos para obtenerse por vía sucroquímica. Este interés puede responder a varias causas, como son:

- **Reemplazar** las importaciones de productos que pueden ser elaborados en México por vía sucroquímica.
- Exportar excedentes de productos con valor agregado. Es decir una vez que se ha cubierto el mercado nacional para determinado producto, se pueden buscar mercados extranjeros para su venta.

El análisis económico debe decidir en todos los casos la factibilidad de nuevas tecnologías, así como también el inicio de nuevas proyecciones; el aprovechamiento de los subproductos del azúcar y de ésta como materia prima para la elaboración de diversos productos dependerá del mercado nacional y extranjero, de cuyas condiciones se justificará la instalación de ingenios en los que se aproveche completamente la caña de azúcar, esto es de los ingenios integrales, así como de plantas sucroquímicas.

Finalmente, resultaría conveniente la vinculación de las fábricas de azúcar con las industrias químicas, ya que de esta forma ambas se favorecerían en su desarrollo; los ingenios que aprovecharan totalmente la caña de azúcar, es decir que obtuviesen compuestos y materiales a partir de la cachaza, bagazo y mieles finales se convertirían en ingenios integrales, los cuales se articularían con las industrias químicas pertinentes, dependiendo dicha asociación del producto (ó productos) que se obtuvieran, e. g. una planta que elaborase compuestos reductores de tensión superficial podría preparar surfactantes de ésteres de sacarosa. (8)(16)(58).



CAPITULO II

PRODUCTOS DE ESTERES DE SACAROSA

PRODUCTOS DE ESTERES DE SACAROSA1) AGENTES DE SUPERFICIE ACTIVA

Los agentes de actividad superficial, también denominados surfactantes ó tensioactivos, constituyen un grupo de compuestos los cuales cuando se disuelven en agua u otro disolvente se orientan en la interfase (formada por el líquido con otras superficies) y efectúan una modificación de las propiedades del líquido en esa interfase (4). Dichas modificaciones se manifiestan en que las soluciones preparadas con surfactantes incrementan la solubilidad, mojan fácilmente las superficies, eliminan la suciedad, penetran en los materiales porosos, dispersan las partículas sólidas, emulsifican aceites y grasas, y producen espuma al ser agitados. En base a las propiedades más intensificadas⁽¹⁾ de estas soluciones, los agentes de actividad superficial se describen como humectantes, detergentes, penetrantes, dispersantes, emulsivos, etc.; dependiendo de la propiedad más predominante será la clasificación del compuesto y su campo de aplicación.

Molecularmente todos los surfactantes tienen una estructura común; están constituidos de dos partes: una relativamente grande, compuesta de una cadena hidrocarbonada, es el grupo hidrofobo, la otra formada por un grupo polar, es la porción hidrofílica.

El grupo hidrofílico tiene un efecto solubilizante, y tiende a llevar la molécula a disolución completa; el grupo hidrofobo por el contrario, y debido a su

(1) Todos los agentes tensioactivos poseen en determinado grado todas las propiedades anteriormente indicadas.

insolubilidad en fase polar tiende a contrarrestar la tendencia del otro. El antagonismo entre las dos secciones de la molécula, y el equilibrio entre ellas, es lo que confiere al compuesto sus propiedades de actividad superficial. En el equilibrio de los dos grupos la disolución no es completa, pero tampoco el sistema queda inalterado, concentrándose el surfactante en la interfase con sus moléculas orientadas en tal forma que los grupos hidrofílicos quedan bañados por la fase acuosa, mientras que los hidrófobos se proyectan fuera de ella, (4).

La concentración de surfactante es mayor en la interfase que el bulto de la solución, por lo que hay una marcada reducción en la tensión superficial, lo que promueve las propiedades características de estos compuestos.

En el líquido, las moléculas de surfactante se agregan para formar micelas, que se agrupan probablemente en forma esférica (4) y son capaces de detener aceites y partículas.

La principal utilización de los surfactantes la constituye la producción de detergentes, y se ha observado que para lograr óptima detergencia el rango de carbonos que forman la cadena hidrofóbica de la molécula es de 12 a 18 carbonos, pues arriba de C_{18} , el surfactante es de baja solubilidad en medio acuoso, y por abajo de C_{12} no hay formación efectiva de micelas.

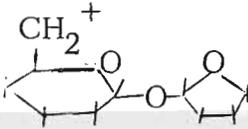
CLASIFICACION. -

Químicamente los surfactantes pueden ser clasificados como aniónicos, catiónicos, y no iónicos. Los agentes iónicos forman iones en solución y son electrolitos coloidales típicos. Los no iónicos deben su solubilidad al efecto combinado de cierto número de grupos solubilizantes débiles, tales como enlaces

etéreos o los grupos hidróxilos de sus moléculas. Algunos ejemplos son dados en la tabla :

Surfactante Tipo	Grupo Hidrofóbico	Grupo Hidrofílico	Nombre Químico ó descripción
Aniónico	$C_{12}H_{25}O^-$	SO_3Na^+	Dodecilsulfato de sodio
Catiónico	$C_{12}H_{25}-N^+ \begin{matrix} \\ CH_3 \\ \\ CH_3 \end{matrix} - CH_3^+$	Cl^-	Trimetildodecil Cloruro de Amonio.

NO IONICOS

Polioxietileno	$C_{12}H_{25}O$	$(CH_2-CH_2O)_{10}H$	Producto de Condensación de 1 mol de alcohol dodecílico con 10 moles de óxido de etileno.
Poliol	$CH_3(CH_2)_{14}COO^-$	CH_2^+ 	Palmitato de Sacarosa

SURFACTANTES ANIONICOS. -

Los agentes de actividad superficial aniónicos son así llamados debido a que al ionizarse el compuesto, el ion que contiene el grupo hidrófobo resulta cargado negativamente, anión, y por tanto el catión es un ión metálico, (como el sodio ó el potasio).

Constituyen el grupo de surfactantes más ampliamente usados comercialmente, particularmente el dodecíl y tridecíl benceno sulfonatos, los alquíl sulfatos de $C_{12} - C_{14}$ derivados principalmente del aceite de coco, los alquíl sul-

fatos de C₁₆ - C₁₈ del sebo, y los alquíl éter sulfatos.

Además de las grasas y aceites los compuestos, derivados del petróleo constituyen otra importante fuente de obtención de estos surfactantes, por ejemplo el alquilbenceno es producido por alquilación catalítica del benceno con cloruros de alquilo lineales de C₁₂ y C₁₃.

La porción hidrofílica de los surfactantes aniónicos pueden ser, un sulfonato, sulfato, fosfato o carboxilato, predominando los sulfatos y sulfonatos.

Reacción de Sulfonación. -



Alquilbenceno

Neutralización



Alquilbencen Sulfonato de Sodio

SURFACTANTES CAT IONICOS. -

Cuando el grupo hidrófobo está cargado positivamente, (catión) se clasifica el compuesto entre los agentes de actividad superficial catiónicos.

Son fuertemente atraídos a superficies negativas tales como celulosa, y otras fibras, cabello humano, y metal, por lo que su utilización se basa en éste fenómeno.

Se utilizan en el lavado del cabello y como suavizantes de fibras, (ejemplo

algodón); los basados en amoníaco tienen propiedades germicidas,

Los surfactantes catiónicos no pueden ser formulados con aniónicos, ya que una reacción de neutralización destruye la actividad de ambos, pero sí pueden ser combinados con surfactantes no iónicos.

SURFACTANTES NO IONICOS. -

Estos compuestos llevan poca o ninguna carga eléctrica, existiendo tres métodos de obtención:

1. - Reacción de óxido de etileno con un hidrófobo, como pueden ser los ácidos grasos; (7).
2. - Por condensación de alcanolaminas, como dietanolaminas, monoetanolaminas, etc. con ácidos grasos ó ésteres de ácidos grasos.
3. - Por esterificación de glicoles y polioles, como glicerol, glicol polietilénico, polipropilenglicol, sorbitol y sacarosa; con éste último compuesto se han originado los surfactantes de ésteres de sacarosa.

Ya que no se ionizan estos surfactantes son menos afectados por las sales de Ca^{++} y Mg^{++} (en comparación a los aniónicos) pues no forman precipitados; son más liposolubles que los aniónicos o catiónicos, y tienen el poder de disolver mejor las grasas y aceites de las superficies sucias.

PROPIEDADES Y USOS. -

Por la capacidad de reducir la tensión superficial e interfase de las soluciones en las que los agentes tensioactivos están como solutos, se destinan a muy diversos usos, pues sus propiedades deterativas, humectante, penetrante, solubilizantes, dispersante, emulsificante, etc., se basan principalmente en este hecho.

Un gran volúmen de agentes de actividad superficial se consume en formulaciones para detergentes.

El detergente es una mezcla de varios componentes, cada uno de los cuales realiza una función específica, éstas sustancias son:

1. - Surfactantes, grupo que comprende los jabones y sustancias sintéticas de superficie activa.
2. - Sales, ácidos y bases inorgánicas. Estos componentes se llaman coadyuvantes cuando contribuyen al efecto detergente de la mezcla, (por ejemplo, trifosfato sódico); si no contribuyen se les llaman diluyentes ó rellenos (por ejemplo sulfato de sodio).
3. - Reforzadores orgánicos, vigorizadores o aditivos para aumentar la detergencia, el poder espumante (por ejemplo el alcohol laurílico), el poder emulsivo, ó el efecto dispersor de la composición sobre las partículas de suciedad, (ej. carboximetil celulosa sódica).
4. - Aditivos para fines especiales, como sustancias de blanqueo, sustancias que dan brillo, (abrillantadores ópticos), bactericidas, sustancias que modifican ó mejoran la estabilidad del detergente, etc.

La detergencia consiste en esencia en desprender la suciedad del sustrato, (objeto que hay que limpiar) y separarla por suspensión ó emulsión en el baño líquido; este efecto se logra por un agente detergente, el cual actúa alterando los efectos interfasales del sistema.

Los humectantes son fuertemente consumidos por la industria textil; la propiedad de humectación está relacionada a los ángulos de contacto, es decir, los índices de extensión de un líquido sobre superficies sólidas. Cuando el ángulo de contacto es pequeño, la gota del líquido es plana cubriendo por tanto un área mayor del sólido con lo que el mojado ó humectación es más efec-

tiva que si dicho ángulo fuera grande.)

En muchos casos es necesaria una penetración eficaz de un líquido en los poros e intersticios de un sólido, para este propósito la adición de un agente tensioactivo al líquido es necesaria, ya que aumenta el poder de humectación.

La emulsificación es otra propiedad muy utilizada de los agentes tensioactivos, particularmente en procesos de minería y preparación de alimentos, medicinas, insecticidas y cosméticos.

La atracción simultánea del emulsivo (surfactante) con respecto al agua y al aceite (ó a las dos fases del sistema) está expresada por el balance hidrófilo-lipófilo (BHL), el cual está determinado por la composición química y el grado de ionización del emulsivo. Por tanto el BHL determina el tipo de emulsión que tiende a formarse, siendo una indicación de las características de la acción del tensioactivo, pero no de su eficacia emulsiva.

En cuanto a la degradación de los surfactantes por oxidaciones biológicas (biodegradación) su grado de descomposición se relaciona con la estructura química de estos.

La alta resistencia a la biodegradación de los agentes del tipo ABS (Alkil Bencen Sulfonatos) causan serios problemas en las aguas de los ríos y demás corrientes fluviales en su flora y en su fauna, extendiéndose su efecto contaminante en los cultivos al ser utilizados estas aguas para irrigación. Por estos motivos conviene reemplazar a los tensoactivos mencionados por aquellos que sean fácilmente degradables, no iónicos, (como los polialcoholes y alcoholes grasos). (4)(7).

2) SURFACTANTES ESTERES DE SACAROSA

a) Preparación y Propiedades. -

1. - PREPARACION. -

Los ésteres de sacarosa pueden ser preparados por acilación con un cloruro de ácido ó con un anhídrido, y sacarosa; también son obtenidos por transesterificación a partir de ésteres de ácidos grasos derivados de una gran variedad de fuentes tales como sebo, aceite de coco, ó con ésteres de ácidos grasos puros como el láurico, esteárico, palmítico, etc. Los grados de sustitución de estos ésteres en la molécula de sacarosa con la cual reaccionan, tienen un rango de uno a ocho. (1)

El método de transesterificación es el más estudiado, ya que presenta más perspectivas para el desarrollo de un proceso a escala comercial en la producción de monoésteres y ésteres superiores derivados de sacarosa. (2)

A) ACILACION EN PIRIDINA. -

La acilación con cloruro de ácido ó anhídrido en piridina es el mejor método para la preparación de ésteres de sacarosa con un alto grado de sustitución, (pero no es económico), además de no ser práctico para la obtención de ésteres de bajo grado de sustitución.

Algunas inconveniencias del método son:

-- Poco monoéster puede ser aislado de la mezcla de reacción, aún cuando se utilice sacarosa en exceso.

- (1) Dependiendo de las condiciones de reacción se obtendrán ésteres de sacarosa con grados de sustitución de uno a ocho, pues hay ocho grupos hidroxilo en la molécula de sacarosa susceptibles a reaccionar.
- (2) Los trabajos experimentales y aplicaciones de los diferentes compuestos de sacarosa que se refieren a lo largo del capítulo fueron recopilados de las fuentes de información que se citan en la bibliografía.



- Liberación de HCl que causa inversión de la sacarosa a pesar de la alcalinidad de la piridina.
- Al analizar la mezcla de reacción se encontró que grandes cantidades de sacarosa no reaccionaban, lo cual indica la formación considerable de diéster.
- Alto costo de los cloruros de ácido.

El empleo de un anhídrido de ácido resulta también desfavorable, debido a que estos no están disponibles comercialmente, por lo que deben ser preparados, además de significar desventajas económicas ya que la mitad del anhídrido no es usado durante la reacción; el producto resulta muy contaminado con jabón y ácido graso libre.

B) TRANSESTERIFICACION. -

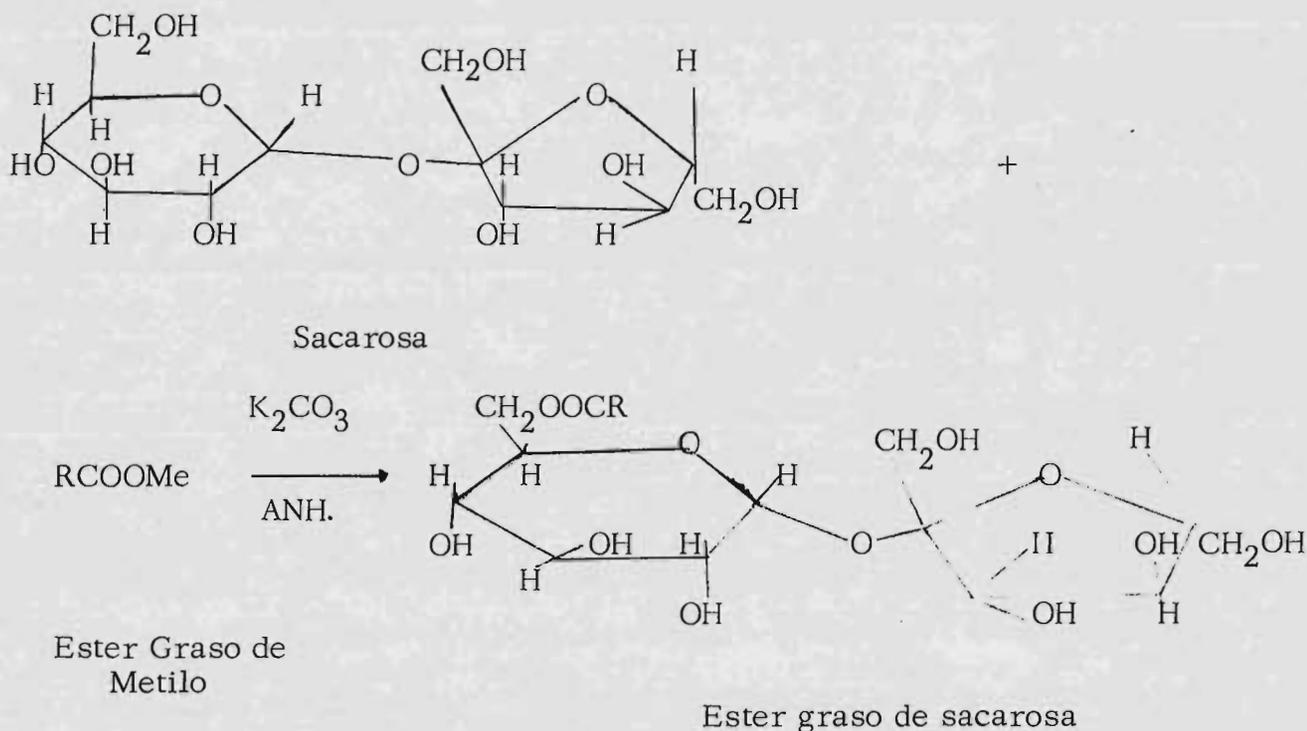
En 1954, Snell y colaboradores desarrollaron un proceso para la preparación de ésteres de sacarosa derivados de ácidos grasos por reacción de transesterificación, el cual fué publicado en 1956, (19).

El proceso consiste básicamente en la reacción de sacarosa con metil éster de ácidos grasos en un solvente aprótico seco, preferentemente dimetil formamida (DMF) en la presencia de un catalizador alcalino, el cual puede ser carbonato de potasio, (K_2CO_3), con eliminación del alcohol metílico formado por destilación.

Formación del éster de metilo:



Reacción de Transesterificación:



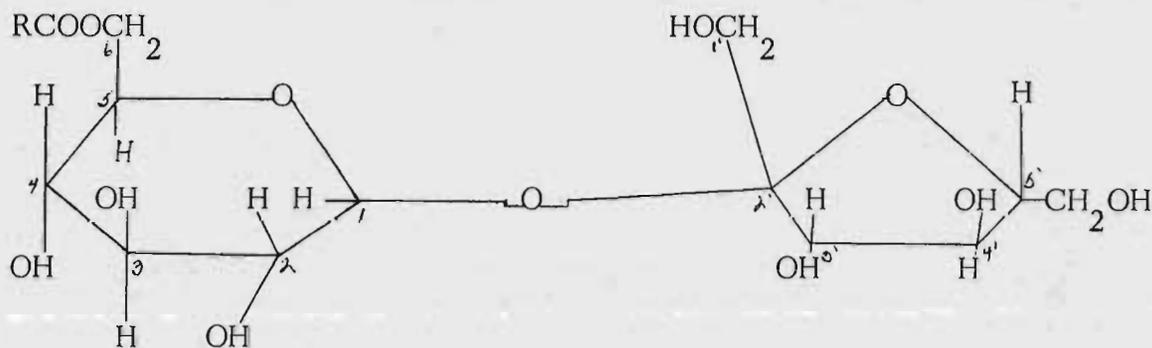
En general, es esencial operar bajo condiciones anhidras, de lo contrario puede suceder saponificación e hidrólisis.

Con este método pueden ser preparados un amplio número de ésteres de sacarosa con buenas posibilidades comerciales, y es posible dirigir la reacción de manera que se obtengan ésteres con el grado de sustitución deseado.

2. - ESTRUCTURA QUIMICA. -

El éster de sacarosa como agentes de superficie activa consta de un grupo molecular no polar ó hidrofóbico, y un grupo polar ó hidrofílico. El primero

está integrado por una cadena hidrocarbonada proveniente del ácido orgánico que intervino en la formación del éster de ácido graso; el grupo hidrofílico está constituido por la sacarosa, debiendo el carácter polar a sus hidróxidos. Después de varios estudios se ha puesto de manifiesto que la sustitución del éster de ácido graso en la reacción de transesterificación, tiene lugar preferentemente en la posición seis de la fracción de la sacarosa que contiene a la glucosa. Las otras posiciones reactivas en las que puede haber sustitución para la formación de diésteres y triésteres con las posiciones seis y uno de la fracción de la sacarosa correspondiente a la fructuosa.



Monoéster de ácido graso de sacarosa

RCO = grupo ácido; para di y tri éster el ácido graso es añadido en la posición

3. - PROPIEDADES. -

Los monoésteres de sacarosa preparados por transesterificación fueron purificados por cristalización con acetona, y se estudiaron sus propiedades físicas y de actividad superficial.

A) PROPIEDADES FISICAS. -

La rotación específica, el punto de reblandecimiento y el porcentaje de radical acilo, para algunos ésteres de sacarosa son dados en la tabla 3 (57).

Todos estos ésteres de sacarosa son solubles en agua caliente, etanol, metanol y acetona; en la tabla 4 (43) se dan valores de solubilidad para el monoestearato de sacarosa en distintos disolventes.

En un sistema de dos fases agua-solvente orgánico, los ésteres se concentran en la interfase y se orientan hacia la capa de disolvente por su cadena lipofílica, en tanto que los hidroxilos de la sacarosa se orientan en la superficie acuosa como fenómeno característico de todos los agentes tensioactivos.

TABLA 3

Surfactante (1)	(Alcohol Etílico)	Punto de Reblandecimiento °C	% Radical Acilo Encontrado
Laurato de Sacarosa	+42.5°	90-91	35.0
Miristato de Sacarosa	+42.2°	67-69	39.0
Palmitato de Sacarosa	+39.8°	60-62	40.0
Oceato de Sacarosa	+37.6°	50-54	39.2
Estearato de Sacarosa	+39.35°	52-53	44.1

(1) Estos son ésteres con alto porcentaje de monoéster de sacarosa.

TABLA 4

Disolvente	Temperatura °C	Monoestearato de Sacarosa (1) g/100 ml	Diesterato de Sacarosa (2) g/100 ml
Acetona	28	0.69	0.13
	55	1.4	1.40
Benceno	28	1.24	51.5
	60	11.24	775.0
Butanol	28	6.8	5.5
	60	13.3	23.2
	100	22.0	105.8
DMF	28	1.64	5.8
	60	18.8	12.9
	100	20.9	118.0
Dicloro Etileno	28	0.12	0.40
	60	0.12	0.40
Isopropanol	28	0.28	0.50
	60	4.2	4.1
Metil-Etilcetona	28	0.44	10.0
	60	4.8	22.6
	80	51.3	0.30
Metil-isobatil cetona	28	0.22	0.30
	60	0.22	1.52
Agua	28	3.9	1.32
	60	Parcialmente gel.	

(1) Contiene 10% en diéster.

(2) Contiene 10% en monoéster.

B) PROPIEDADES DE SUPERFICIE ACTIVA. -

1. - Valores BHL

Dependiendo de la razón de sacarosa a ácido graso, el rango de los ésteres de sacarosa va de hidrofílicos a hidrofóbicos; si el compuesto tiene un alto contenido en monoéster, entonces predomina el carácter hidrofílico, (valores de BHL altos) y las propiedades deterativas son buenas, por otro lado si el contenido, en di- y tri- éster es alto, entonces se manifiesta más el carácter hidrofóbico y (valores BHL bajos) y los ésteres de sacarosa muestran mejores propiedades emulsificantes que deterativas.

En base a este balance hidrofílico-lipofílico ó BHL será la aplicación a la cual se destine el agente surfactante. El índice de BHL varía de 4 a 12 para los ésteres de sacarosa, valor que puede ser modificado (desde 2 a 19) ya sea por el cambio en el número de radicales ácidos, ó en la longitud de la cadena de los ácidos grasos. Así por ejemplo, la cadena corta de los ésteres de los ácidos laúrico o mirístico tienen valores bajos de BHL y son mejores emulsificantes que los ésteres de cadena más larga como los estearatos y palmitatos que muestran buenas propiedades deterativas.

En la tabla (5) se realiza la comparación en estructura composición, y propiedades de varios surfactantes aditivos de alimentos, con los ésteres de sacarosa. (42).

2. - TENSION SUPERFICIAL E INTERFASAL. -

Por medio de un tensiómetro du Nouy, se efectuaron mediciones a temperatura ambiente, observándose que la tensión superficial es algo menor al correspondiente valor del alquil bencen sulfonato pero mayor al que muestran los surfactantes no iónicos.

Sin embargo, no tienen tan alta actividad interfasal como la tienen los surfactantes aniónicos.

La actividad superficial de los ésteres de azúcar en concentraciones entre 1% y 0.05% no varía, pero a concentraciones más bajas decae su actividad, según los distintos, niveles de concentración crítica micelar, ⁽¹⁾ (CMC) característico.

(1) El valor CMC es la concentración más baja en la cual la actividad superficial empieza a decaer

TABLA 3

COMPARACION EN ESTRUCTURA, COMPOSICION Y PROPIEDADES DE VARIOS SURFACTANTES ADITIVOS DE ALIMENTOS.

Surfactantes Aditivos de Alimentos	Monoglicerido	Ester de Sorbitán	Ester de Sacarosa	Ester de Propilenglicol	Lecitina de Soya	
Estructura Química (RCO muestra un grupo de ácido graso)						
Composición	Los productos antes de destilación contienen de 40-55% de monoésteres, di-ésteres y una pequeña cantidad de triésteres. Destilado el producto contiene de 90 a 95% de monoésteres y el resto son di-ésteres. La cadena de ácido graso es de C ₁₄ -C ₁₈	Mezclas de mono- y triésteres de sorbitán, sorbita y sorbitol. Ácidos grasos de C ₁₂ -C ₁₈	Mezclas de Mono, di y triésteres. Composición varía desde 80% de monoésteres y se completa con la cantidad correspondiente en di- y triésteres. Ácidos Graso de C ₁₂ -C ₁₈	Contienen de 80-95% de monoéster, el resto de diéster. Ácidos Grasos de C ₁₆ -C ₁₈	Mezclas de aprox. 40% de grasas y aceites. Ácidos graso de C ₁ -C ₁₈	
Rango de HLB ¹ Propiedades	3-5	2-8	3-15	2-3		
		Lipofílico	Hidrofílico	Lipofílico	Hidrofílico	
Solubilidad y Dispersabilidad en Agua	x	x	o	o	•	x
Solubilidad en Aceite	o	o	Δ	o	x	•
Tensión Superficial	Δ	Δ	o	o	•	x
Tensión Interfacial	o	o	o	o	o	o
Actividad de Penetración	x	x	Δ	o	•	x
Actividad de Emulsificación	o	o	o	o	o	Δ
Actividad Dispersante	x	x	x	o	•	x
Actividad Solubilizante	x	x	Δ	Δ	o	x
Actividad Espumante	x	x	Δ	Δ	o	x
Actividad Antiespumante	•	o	Δ	o	x	o
Actividad Detersiva	x	x	Δ	Δ	•	x
Actividad Lubrificante	o	o	o	•	Δ	o
	x Insuficiente	Δ No tan Bueno	o Bueno	• Claramente Bueno		

(1) Productos Comerciales (de Ryoto Co. Ltd es la Información) Ref. (42)

3. - HUMECTANCIA. -

Las pruebas de Draves (57) fueron empleadas para determinar las propiedades de humectancia de los ésteres de sacarosa y comparadas con los surfactantes convencionales aniónicos y no iónicos. En general el poder humectante es mayor en los aniónicos y menor en los no iónicos. Se observó que el poder humectante disminuye al aumentar la longitud de la cadena hidrocarbonada en los ésteres de sacarosa.

4. - DETERGENCIA. -

Dos métodos de prueba fueron empleados para evaluar la detergencia de los ésteres de sacarosa en los textiles, y poder establecer comparaciones con otros agentes detersivos convencionales. Estos fueron el método de Removimiento de tierra y el de Redeposición; los ésteres de sacarosa empleados fueron formulados con tripolifosfato de sodio, metasilicato de sodio, sulfato de sodio y carboximetil celulosa, y se encontró que proveen una acción notable contra la redeposición y eliminación de suciedad, por lo menos en el mismo grado que los aniónicos convencionales.

En el lavado de vajillas domésticas también han dado excelentes resultados su empleo, (principalmente los ésteres de sacarosa formulados con sebo), siendo un 50% más efectivos en fuerza limpiadora en comparación a los detergentes preparados con surfactantes comunes (por ejemplo los preparados con alquil bencen sulfonato).

Los ésteres de cadena larga (C_{18}) desempeñan una mejor acción detergiva que los de cadena corta.

5. - PODER ESPUMANTE. -

El laurato de sacarosa resiste los efectos depresivos de espuma causados por la suciedad mejor que el éster de sebo de sacarosa; el monococoato de sacarosa da la espuma más estable en medio acuoso de todos los ésteres de sacarosa probados.

Se ha observado que la propiedad espumante de los ésteres decrece al incrementar el tamaño del grupo ácido graso, así el monolaurato y el monomiristato de sacarosa tienen mayor poder espumante que el palmitato, oleato ó estearato de sacarosa.

Los surfactantes aniónicos comerciales tienen un poder espumante mayor al de cualquiera de los ésteres de sacarosa probados.

6. - EMULSIFICACION. -

Los ésteres de sacarosa son excelentes agentes de emulsificación. Un substancial número de cosméticos lociones, cremas y ungüentos preparados con ellos han permanecido estables después de muchos meses; para aumentar aún más su duración los ésteres de sacarosa pueden ser combinados con otros emulsificadores lipofílicos, (como el monoestearato de glicerol).

7. - ESTABILIDAD. -

Los ésteres de sacarosa son susceptibles a hidrolizarse bajo condiciones de trabajo alcalinas, transformándose a sacarosa y ácido graso, sin embargo la extensión de dicha hidrólisis no es lo suficientemente alta para influir en su detergencia, así como en otras, propiedades de superficie activa.

(Ver gráfica de descomposición en Apéndice B).

C) PROPIEDADES FISIOLÓGICAS Y BIOLÓGICAS. -

1. - TOXICIDAD. -

Los ésteres de sacarosa son esencialmente compuestos saludables, ya que cuando entran al sistema digestivo se hidrolizan a glucosa, fructuosa y ácidos grasos, los cuales son componentes de alimentos comunes. Además los ésteres de sacarosa, a diferencia de las grasas pasan directamente al hígado en el metabolismo por lo que hay poca probabilidad que ocurra acumulación de colesterol en los vasos sanguíneos.

Las pruebas de toxicidad realizadas, mostraron que no hay efectos adversos causados por la ingestión oral ó incluso cuando son inyectados por vía intravenosa; además no causan irritación ó escosor en la piel ni en los ojos.

2. - BIODEGRADABILIDAD. -

La biodegradabilidad es uno de los factores más importantes que se han de considerar en la utilización de los surfactantes. Como componentes principales de los detergentes estos son empleados en grandes cantidades, por lo que su eliminación efectiva en el tratamiento de aguas reviste una gran importancia.

Los surfactantes más extensamente empleados (sobre todo en detergentes) son los alquil bencensulfonatos de cadena ramificada (ABS), y los alquilfenoxipolioxietilénicos no iónicos y son muy resistentes a la oxidación bio-

lógica, (aproximadamente el 50% de estos productos no sufren cambios por procesos biológicos de tratamiento de aguas residuales, por lo que debido a su escasa biodegradabilidad sucede la acumulación de fuertes concentraciones en los ríos y efluentes, lo que da como resultado la formación de abundante espuma, siendo por tanto reducida la capacidad para absorber oxígeno del aire. Los detergentes de alquilsulfonato lineales (LAS), son biodegradables, pero parece que son más tóxicos que los ABS, (58). En tanto que los ésteres de sacarosa tienen la ventaja de una buena degradabilidad en el tratamiento biológico, como ha quedado demostrado en las pruebas realizadas bajo condiciones standard sobre la demanda biológica de oxígeno DBO⁽¹⁾, (19).

Los ésteres probados incluyen el éster de sebo de sacarosa, dipalmitato de sacarosa y ésteres de sacarosa del aceite de semilla de algodón, con los cuales se observó que la descomposición biológica es mayor que en el caso de los aniónicos ABS y LAS; todos los surfactantes probados, (tanto los de sacarosa como los aniónicos) fueron formulados con tripolifosfato de sodio, carboximetil celulosa, silicato de sodio y sulfato de sodio, esto es, fueron evaluados como detergentes.

(1) DBO: (demanda biológica ó bioquímica de oxígeno) método de prueba. La cantidad de oxígeno en partes por millón (mg/lit) requerida para oxigenar biológicamente componentes de agua residuales (28).

PROPIEDADES SOBRESALIENTES DE LOS SURFACTANTES DE ESTERES DE SACAROSA

Neutralidad (pH de solución 7.0.7.5.)
Exentos de Sabor y Olor
No tóxicos
No irritan la piel
Altamente biodegradables
Compatibles fisiológicamente
Compatibles con otros materiales (1)

- (1) Pueden ser empleados en combinaciones con otros surfactantes no iónicos ó aniónicos (34), con el objeto de aumentar su efectividad como agente de superficie activa.

b) Estudios de Laboratorio. -

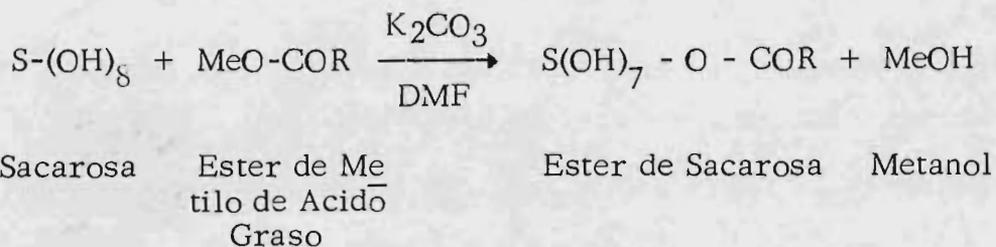
Proceso Hass-Snell. -

El proceso para la producción de ésteres de azúcar, particularmente los mono-, y di-ésteres de sacarosa empleables como agentes de superficie activa, (detergentes, emulsificantes, etc.) fué patentado⁽¹⁾ por Hass y Snell en 1959 para la Sugar Research Foundation Ltd.

Este proceso comprende la reacción de un éster de ácido graso no sacárido⁽²⁾ con sacarosa. Preferentemente los productos de esta reacción son mono- y di- ésteres de sacarosa derivados de ésteres de metilo de ácidos grasos mezclados que son obtenidos de los aceites y grasas glicéridicas, tales como sebo, aceite de coco, aceite de esperma de ballena, manteca de cerdo, aceite de castor, aceite de palma, aceite de olivo, etc., mostrando estos productos propiedades superiores sobre aquellos que son preparados con un solo éster de ácido graso.

La reacción de transesterificación es conducida en un disolvente el cual es menos volátil que el alcohol formado en el transcurso de la reacción (ver la reacción) (2); el disolvente principalmente recomendado es N, N-dimetil formamida⁽³⁾ (DMF), y el catalizador usado es carbonato de potasio⁽⁴⁾.

- (1) Hass, H. B., Snell, F. D., York, C., Osipow, J.J. "Process for producing Sugar Esters, U. S. Patent 2'893, 990 July 7, 1959.
- (2) Se refiere a un glicéster ó un glicérido de ácidos grasos mezclados ó éster de ácido graso y de un alcohol volátil monohídrico.
- (3) También se mencionan otros disolventes como dimetil sulfóxido, N-metil-2-pirrolidona ó 2 metilpirazina.
- (4) Otros catalizadores usados son metóxido de potasio, y etóxido de sodio.



La reacción es producida por calentamiento de la mezcla a una temperatura que comprende el rango de 20°C a 180°C; el rango óptimo es de 60° a 120°C, y el tiempo de reacción fluctúa entre 30 minutos a 24 horas, dependiendo de la temperatura de reacción y de la alcalinidad del catalizador empleado, aunque de 2 a 5 horas es el tiempo generalmente usado. Las condiciones anhidras son necesarias debido a que pequeñas cantidades de humedad retardan la reacción.

Es conveniente destilar el alcohol formado en el transcurso de la reacción, ya que así la reacción avanza más rápidamente y son mejores los rendimientos de éster de sacarosa; dicha destilación es a vacío, (presión reducida).

Mediante este proceso son preparados los ésteres de sacarosa con diferente grado de esterificación. Así entonces, si la mezcla de reacción contiene una razón molar de 3 moles de sacarosa (ó más) a 1 mol de éster de ácido graso, el producto obtenido es substancialmente un monoéster; en caso de reaccionar 1 mol de sacarosa con 2 moles de éster de ácido graso de alcohol volátil, el producto es esencialmente un diéster de sacarosa, de manera que entre mayor sea la proporción molar de éster a sacarosa, mayor será el grado de esterificación de la sacarosa.

Para la recuperación de los reactivos que no reaccionaron, y la purificación de los ésteres de sacarosa obtenidos por éste proceso, el procedimiento

to preciso variará con el disolvente específico ó la naturaleza de los reactivos empleados.

En forma general se destila el disolvente de la mezcla de reacción y el remanente es disuelto en una solución acuosa de cloruro de sodio (al 5%) y butanol con lo cual se forman dos capas: una capa acuosa que contiene la mayor cantidad de sacarosa que no reaccionó, la cual es evaporada y la sacarosa y el cloruro de sodio recirculados al proceso. La capa de butanol en la que se haya el éster de sacarosa es separada y destilada; y el producto resultante es aproximadamente 90% de monoéster de sacarosa. (38)

METODOS OPTIMIZADOS. -

El procedimiento desarrollado por Hass y Snell fué estudiado por varios investigadores.

La repetición de los experimentos realizados bajo las mismas condiciones de experimentación no condujeron a la obtención de resultados similares, reportándose discrepancias en las observaciones realizadas por distintos investigadores (como rendimientos variables, grado de sustitución, solubilidad, color, etc.).

Lemieux y colaboradores (37) se ocuparon del estudio del mecanismo y cinética de la reacción de transesterificación, y sugirieron que dichas discrepancias de resultados se debían principalmente a que en el procedimiento original de Hass-Snell la catálisis no era conducida en un sistema homogéneo.

Por otro lado, en los Laboratorios Herstein, Inc. (43) también continua-

ron con los estudios empezados por Snell, y establecieron los parámetros del procedimiento de transesterificación, así como los métodos de separación y purificación de los productos.

Tanto el procedimiento de Lemieux, como el desarrollado en los laboratorios Herstein son métodos refinados del método Hass-Snell, con los cuales se lograron resultados reproducibles pudiéndose por tanto profundizar más en el estudio de los ésteres de sacarosa. Estos trabajos constituyen la base experimental del proceso de producción comercial de los ésteres de sacarosa.

Según Lemieux la reacción de transesterificación standard (1) sigue una cinética de pseudo primer orden (2) en el éster de metilo de ácido graso, siendo el ión sucrato la especie reactiva que cataliza la reacción, por lo que se sugiere el siguiente mecanismo de reacción entre la sacarosa (SOH) y el carbonato de potasio:

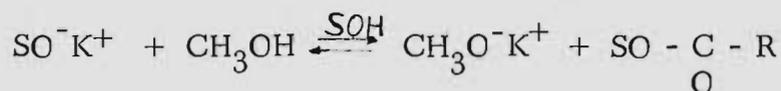
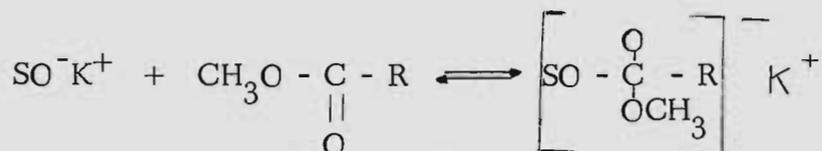


De este mecanismo propuesto se puede observar que si en la mezcla de reacción se retiene el bióxido de carbono durante la transesterificación la

- (1) Realizada en sistema heterogéneo.
- (2) En catálisis homogénea la reacción es de primer orden en el éster de metilo y ión sucrato, siendo la velocidad independiente de la concentración de sacarosa, del peso molecular del ácido graso y de la naturaleza del sucrato metálico empleado como catalizador.

reacción es más lenta, pues el equilibrio se desplazaría hacia la izquierda. Esto ha sido comprobado experimentalmente al burbujear una corriente de CO₂ a la mezcla de reacción; utilizando nitrógeno se incrementa la velocidad de reacción.

La reacción de transesterificación debe ser por tanto bimolecular e involucra un ataque nucleofílico al éster de metilo por el ión sucrato:



Por lo que la velocidad de la reacción debe depender de la concentración del ión sucrato y del éster de metilo principalmente. Sin embargo, la velocidad real de reacción también dependería de la velocidad de reformación del éster de metilo en la dirección de reversibilidad, pero ésta reformación será función de la eficacia con la cual el metanol sea removido de la mezcla de reacción. De modo que si el metanol es conservado en un nivel mínimo, la concentración del ión sucrato deberá permanecer constante en el curso de la reacción. Por tanto la velocidad de reacción deberá ser proporcional a la concentración del ión sucrato. (37).

La eficiencia de la remoción del metanol de la mezcla de reacción puede constituir una de las causas que justifican los desacuerdos encontrados en las velocidades de reacción en varios trabajos. (23).

El proceso desarrollado por Herstein es conducido mediante las siguientes etapas:

- 1) La sacarosa es disuelta en el disolvente.
- 2) Adición del catalizador.
- 3) Calentamiento bajo vacío para remoción de humedad.
- 4) Adición de éster de ácido graso.
- 5) Calentamiento y agitación de la mezcla.

En este método se prepara la solución de sacarosa mezclando 3.15 g. de DMF por gramo de sacarosa, procediendo a calentar la mezcla de 90° a 95°C con agitación vigorosa hasta que la disolución sea completa. La humedad presente es removida por la aplicación de vacío. La presencia de un sistema anhidro es fundamental ya que de lo contrario se ve disminuida la producción del monoéster de sacarosa. El catalizador empleado es carbonato de potasio (K_2CO_3) y es disuelto en la solución de sacarosa -DMF, removiendo también la humedad que pudiera existir, antes de la adición del éster de metilo, con el objeto de prevenir hidrólisis y liberación de ácido graso, (el PH de esta solución debe ser mayor a 10.3). Se ha especificado una cantidad de 3 g. de K_2CO_3 por mol de sacarosa.

Puesto que los ésteres de metilo de ácidos grasos contienen cantidades despreciables de agua puesto que son purificados generalmente por destilación fraccionada a vacío, no se requiere secarlos antes de emplearlos.

El éster de metilo es añadido a la solución de sacarosa -DMF y K_2CO_3 la cual ha sido enfriada hasta aproximadamente a 70°C. La cantidad este-

quiométrica recomendada para lograr un producto con alto contenido en monoéster de sacarosa es de 0.33 moles de metil éster por mol de sacarosa. La cantidad de catalizador empleada debe ser ajustada para compensar por la neutralización de cualquier ácido graso libre presente en el éster, efecto que aparecerá en el producto final como jabones de ácidos grasos.

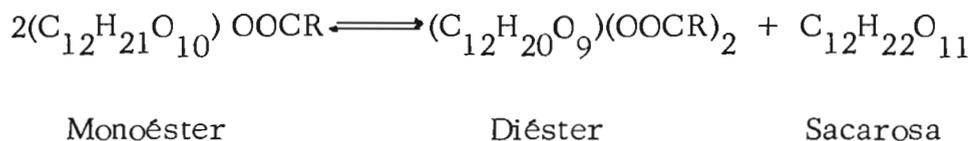
En cuanto a las condiciones de temperatura y presión, se ha visto que las temperaturas prácticas de operación son entre 90° y 95°C, (temperaturas arriba de 100°C por un período prolongado inducen a la caramelización), medidas directamente en el recipiente de reacción, en tanto que se aplica vacío al sistema, para facilitar la separación del metanol; una presión de 65 a 70 mm Hg es satisfactoria.

Puesto que la DMF tiene un punto de ebullición más elevado que el metanol (153°C a 760 mm Hg comparada a 64.7°C a 760 mm Hg) la separación no presenta dificultad; controlando el reflujo es posible lograr que la temperatura permanezca por abajo del punto de ebullición de la DMF a la presión de operación, (aproximadamente 55°C).

En la reacción de transesterificación se forman tanto monoésteres como diésteres de sacarosa, los cuales están en equilibrio entre ellos y con la sacarosa que no reaccionó. Generalmente se desea un producto con alto contenido en monoéster, para lo cual es necesario utilizar un exceso de sacarosa; (la proporción estequiométrica recomendada es de 3 moles de sacarosa por mol de éster de metilo ⁽¹⁾). Debido a la reversibilidad de

(1) Empleando una razón de 2 moles de éster de metilo por 1 mol de sacarosa se obtienen diésteres prácticamente puros.

la reacción, el monoéster de sacarosa puede dar diéster, de acuerdo a la ecuación (1) tan pronto como el exceso de sacarosa es removido, razón por la cual una muestra purificada no representa la verdadera composición de la mezcla de reacción.



Por ello la separación debe ser llevada a bajas temperaturas, ya que con calentamiento se incrementa la velocidad de reversión del monoéster, desplazándose el equilibrio hacia la derecha.

La reversibilidad de la reacción sugirió la posibilidad de la preparación del monoéster a partir del diéster de sacarosa y el azúcar, encontrándose que para obtener buenos rendimientos de monoéster de sacarosa es necesario utilizar mayor cantidad de sacarosa en comparación a la que se deba emplear en la reacción de transesterificación de sacarosa con un monoéster de ácido graso.

En el transcurso de la reacción de transesterificación empleando el procedimiento de Herstein (43) se tuvo evidencia experimental de reacciones secundarias de saponificación del disolvente DMF con el catalizador K_2CO_3 y también del éster de metilo con el catalizador según las reacciones siguientes:





En el procedimiento de Lemieux, las condiciones son extremadamente anhídras, por lo que no se encontró presencia de jabón en la mezcla de reacción.

La proporción más adecuada de catalizador para la preparación de monoéster de sacarosa es de 3.0 g de K_2CO_3 por mol de sacarosa (0.021 mol por mol), pues de otra forma puede suceder la reacción muy lenta si la cantidad de catalizador es menor, ó bien aumentar la cantidad de jabón si dicha cantidad es mayor a la señalada.

De todos los catalizadores probados, es el carbonato de potasio, (empleado por Herstein), y el metóxido de sodio (empleado por Lemieux), con los que se obtuvieron mejores resultados, Lemieux prepara el catalizador añadiendo el carbonato de sodio en metanol disponiendo de ésta forma un sistema homogéneo de catálisis, lo que dió como resultado velocidades de reacción más altas a las obtenidas en otros trabajos (37) en que no se disponía un sistema homogéneo.

En el procedimiento de Herstein la velocidad y extensión de la disolución del carbonato de potasio está relacionado a la presencia de trazas de agua lo que da como resultado velocidades de reacción variables. Logrando una buena disolución del K_2CO_3 se obtienen resultados similares a los obtenidos con el metóxido de potasio.

Conduciendo la transesterificación en solución concentrada, esto es, reduciendo la relación de solvente a sacarosa, resulta más fácil la separación del monoéster puro, además de que se reduce el volúmen del disolvente

de recirculación.

La mezcla de reacción después de la transesterificación contiene muchos componentes por lo que se precisa de un método de separación efectivo del producto.

Tales componentes son:

Disolvente: DMF

Materiales iniciales que no reaccionaron:

Sacarosa
Ester de Acido Graso
Catalizador (K_2CO_3)

Materiales formados durante la reacción:

Monoéster de sacarosa
Diéster de sacarosa

Productos de reacciones secundarias:

Jabón de potasio
Acido graso, Etc.

Los métodos de separación que dieron mejores resultados fueron:

- a) Extracción
- b) Precipitación
- c) Cromatografía

Los primeros dos métodos pueden ser utilizados en un proceso industrial, pero no el último. La cromatografía constituye la única separación verdaderamente efectiva para aislar el monoéster de sacarosa del diéster de sacarosa y sólo puede ser utilizado en el laboratorio, pues resultaría antieconómico emplearlo a escala comercial.

a) EXTRACCION. -

Aprovechando las diferentes solubilidades de los productos de reacción, este método constituye una forma eficiente de separación, y es aplicado en el proceso de producción comercial de los ésteres de sacarosa, (Ver capítulo III).

El disolvente de extracción usado es el n-butanol y la distribución de los productos de reacción es:

Capa no Polar	Solvente de Extracción Esteres de Sacarosa Acidos Grasos Libres Metil Esteres Jabones Dimetilformamida
Capa Polar	Agua Sacarosa Sales de Potasio DMF Algunos Esteres de Sacaros

!Lavando la capa no polar con agua se remueve prácticamente toda la sacarosa y DMF. La adición de NaCl en el agua de lavado evita problemas de emulsión.

El producto crudo es recuperado por evaporación del disolvente a vacío, y es una mezcla de monoéster y diéster de sacarosa, con algo de éster de ácido graso, jabón y sacarosa. No sucede conversión de monoéster a diéster de sacarosa debido a que la extracción es llevada a cabo a temperatura ambiente.

La DMF puede ser recuperada por destilación del agua, sin embargo, la sa-

carosa permanece en la forma de un jarabe pesado contaminado con NaCl y sustancias orgánicas; más adelante se describe la manera de recuperar la sacarosa que no reaccionó.

b) PRECIPITACION. -

La base de éste método es la formación de un gel, el cual se forma al añadir agua a la mezcla de reacción previamente enfriada. Se pueden añadir como electrolitos de coagulación, NaCl, ó Na_2SO_4 . El éster de sacarosa separa y es filtrado, posteriormente secado a vacío; para purificarlo es reprecipitado con acetona ó metil etil cetona, (MEK).

Este método presenta varias restricciones, ya que además de nos ser aplicable a todos los ésteres de sacarosa, (a diferencia de la extracción), en caso de emplear Na_2SO_4 resulta alto su costo de recuperación.

Ya que el exceso de sacarosa es necesario para producir ésteres de sacarosa con alto contenido en monoéster de aquí que la producción comercial podrá, ser factible económicamente, sólo si la sacarosa que no reaccionó, así como el disolvente son recuperados.

En base al método de precipitación se ideó un proceso de recirculación por medio del cual se pueden recuperar los materiales señalados anteriormente.

El líquido filtrado de la pasta del éster de sacarosa contiene agua, DMF, NaCl y sacarosa, por lo que al destilar el agua a vacío, el NaCl cristaliza y puede ser filtrado, (enfriando previamente éste residuo antes de filtrar).

El filtrado de la pasta de NaCl consiste de sacarosa que no reaccionó disuel-

to en DMF y algo de éster de sacarosa, por lo que éste licor puede ser aprovechado para otras corridas, añadiendo tan solo la cantidad de sacarosa calculada para retornar la concentración al nivel original. De ésta forma la solución estará lista para la siguiente transesterificación con la subsecuente adición de catalizador fresco y éster de ácido graso. Un diagrama de flujo para éste proceso de recirculación se muestra en la figura (3).

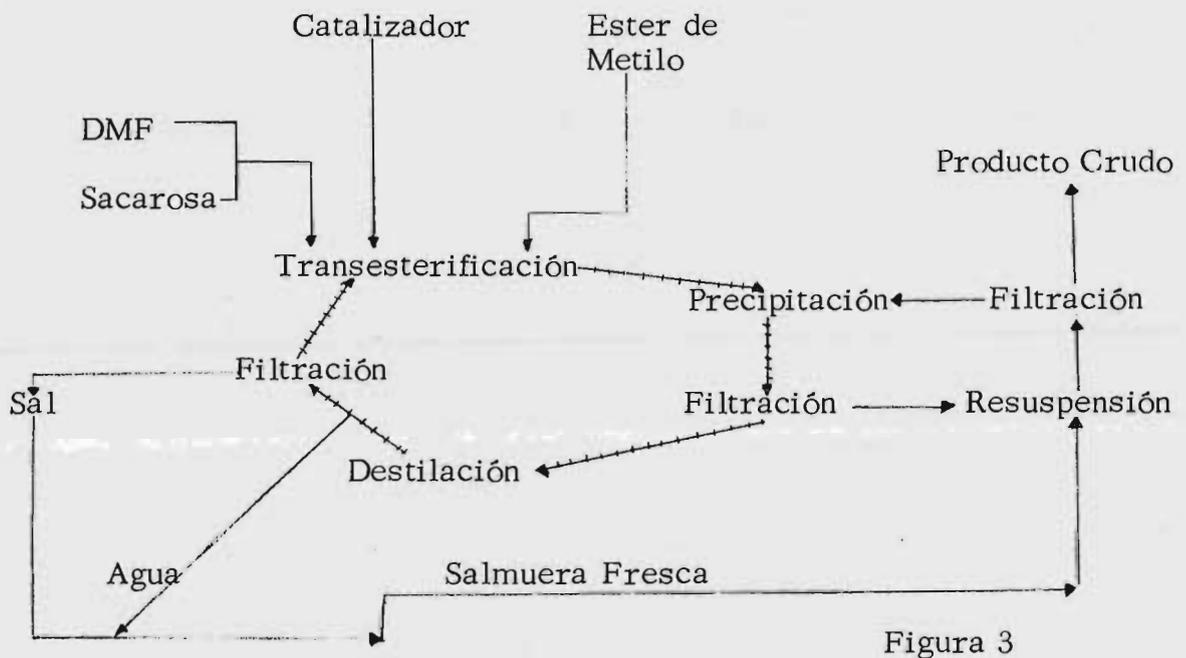


Figura 3

La pasta de éster de sacarosa filtrada es suspendida en salmuera fresca, la cual es preparada del NaCl y H₂O recuperados, y es nuevamente filtrada. El segundo licor madre es usado para la precipitación del próximo lote. El monoéster de sacarosa lavado es secado ó ulteriormente purificado.

De acuerdo a la aplicación de los ésteres de sacarosa, será o no necesario una ulterior purificación. Para el caso en que sean utilizados en la preparación de alimentos, (Ver capítulo I), la cantidad residual de DMF en el éster

de sacarosa deber ser disminuída al mñimo posible.

La extracción con butanol seguida por la destilación, reduce en forma considerable el contenido de DMF, por lo que si se realiza una extracción continua, el contenido de DMF puede reducirse a un grado bastante bajo.

La reprecipitación del éster crudo con acetona ó MEK disminuye los valores de DMF a niveles sumamente pequeños (32 ppm, en un método de purificación de varias etapas). Las impurezas que no se consiguen separar por éste método son el jabón y el ácido graso libre ya que precipitan con el éster.

Sin embargo, para alcanzar un bajo grado de concentración en el contenido de DMF en el producto, varias etapas de purificación son necesarias.

PROCEDIMIENTOS DE LABORATORIO

A) METODO DE HERSTEIN

1. - Preparación de Reactivos. -

a) DIMETILFORMAMIDA. -

Puede emplearse el producto comercial.

b) SACAROSA. -

Puede emplearse sacarosa comercial.

c) ESTEARATO DE METILO. -

Es preparado del ácido esteárico de 95% ó mejor pureza; para ello dos moles (589 g.) son suspendidas en 1250 ml de metanol anhidro en un matraz de tres bocas con agitador (43). Se burbujea una corriente de HCl has-

ta saturar la solución, (durante 20 minutos aprox.). La mezcla se transfiere a un embudo de separación por medio del cual se separa el estearato de metilo formado el cual es lavado con agua caliente para liberarlo del HCl.

d) ESTERES DE METILO DE OTROS ACIDOS GRASOS. -

El procedimiento empleado para el ácido esteárico también puede ser usado para los ácidos, láurico, mirístico y palmítico, así como para los ácidos del aceite de coco, aceite de linaza y sebo. Los ésteres son purificados por destilación.

e) ESTERES DE GLICERIDOS DE METILO. -

Los aceites naturales como aceite de castor, aceite de semilla de algodón pueden también emplearse para preparar los ésteres de metilo (43).

El procedimiento fué modificado por el empleo del ácido p-toluen sulfónico en lugar de ácido sulfúrico. Después de reflujar durante 48 hrs. los ésteres son lavados con agua y diluidos en una solución de Na_2CO_3 .

f) CARBONATO DE POTASIO. -

Puede ser preparado por la ignición de KHCO_3 químicamente puro.

2. - Preparación de Ester de Sacarosa. -

El monoéster se obtiene en un aparato de transesterificación⁽¹⁾, en donde son colocados 1130 ml de DMF y 342 g (1 mol) de sacarosa. El matríz es calentado a una temperatura de 90°C y la mezcla de reacción agitada hasta disolución de la sacarosa. Se aplica vacío (70 mmHg) por 15 minutos a 90°C con el objeto de remover la humedad presente. Al final de éste tiempo

(1) Fig. mostrada en el apéndice.

se añaden 3 g de K_2CO_3 anhidro repitiéndose el calentamiento a vacío por 15 a 20 minutos para remoción de humedad. Durante este intervalo de tiempo la mayor parte del catalizador se disuelve y la solución desarrolla un color amarillo paja. Posteriormente 100 g (0.33 moles) de metil estearato son introducidos en el matríz. La mezcla de reacción es mantenida a $90^\circ C$ y 70 mm de Hg. El curso de la reacción puede ser observado por la medida del metanol formado.

Para la preparación de ésteres de sacarosa más substituídos se resumen cantidades de reactivos y condiciones de reacción en la tabla que se muestra a continuación:

Diésterato de Sacarosa	Sacarosa	DMF	K_2CO_3	Metil Estearato	Condiciones
	171 g (0.5 mol)	1000 ml	6.0g	298 g (1 mol)	$T=90^\circ C$ $P=70$ mm Hg Tiempo=9 Hs.

Los monoésteres y diésteres de sacarosa de otros ácidos grasos pueden ser sir similarmente preparados, empleandose las mismas razones molares de metil éster a sacarosa.

3. - Separación. -

La solución de butanol éster es lavada dos ó cuatro veces con porciones de 1000 ml de salmuera y evaporadas a sequedad en un evaporador rotatorio obteniéndose el producto crudo. Los rangos de rendimiento son de 85% a 95%.

B) METODO DE LEMIEUX. -

1. - Preparación de Reactivos. -

Con excepción del catalizador, los materiales son generalmente tratados

en forma similar por Herstein y Lemieux; la sacarosa es grado comercial. La DMF es grado reactivo, y los ésteres de metilo son purificados por destilación.

El catalizador recomendado por Lemieux es solución 1 M (molar) de NaOMe preparada por la adición de sodio metálico a metanol anhidro.

2. - Preparación de Ester de Sacarosa. -

Para preparar el monoéster de sacarosa⁽¹⁾ se procede como sigue:

300 ml de DMF se añaden a 20.5 g (60 Mm, (milimoles)) de sacarosa en el matríz de reacción, el cual es calentado a 90°C (en baño de aceite) a una presión de 65 mmHg con agitación continua y pasando una corriente de nitrógeno a través de la mezcla.

Después de 15 minutos la sacarosa está completamente disuelta y el disolvente es reflujo. Se añade entonces la solución de NaOMe, 4 ml por medio de una jeringa hipodérmica conectada al matríz. Se eleva la temperatura a 100°C, alcanzando la solución una temperatura de 80°C y después de 15 minutos, 4.85 g. de éster de metilo son añadidos por jeringa hipodérmica. La temperatura es mantenida en aprox. 80°C durante 150 minutos, que es el tiempo de reacción.

3. - Separación. -

La mezcla de reacción es transferida a un matríz para evaporación bajo vacío, empleando un evaporador rotatorio a 70-80°C. Se agregan 150 ml de n-butanol y 100 ml de solución acuosa de NaCl al 5%. La fase de butanol es lavada con 50 ml de solución salina (NaCl), y la primera solución

(1) Figura en el apéndice

acuosa es extraída con 50 ml de butanol, mientras que la capa de butanol es empleada para extraer la segunda solución acuosa. Las soluciones de butanol son combinadas y filtradas a través de un papel humedecido con n-butanol. El filtrado es evaporado a sequedad bajo vacío en el evaporador; el jarabe resultante es calentado con 100 ml de cloroformo hasta que solo un residuo blanco cristalino permanezca. El producto es purificado por reprecipitación de aprox. 3 partes de acetona, resultando un polvo blanco con 82% en monoéster y 18% de diéster y ésteres más substituidos.

C) COMPARACION DE LOS PROCEDIMIENTOS DE TRANSESTERIFICACION. -

La concentración de catalizador y disolvente empleados es diferente entre ambos métodos, en tanto que las cantidades de sacarosa y éster de ácido graso son las mismas. Esto puede ser constatado en la tabla (6). (43).

En el procedimiento de Lemieux, la alta proporción de disolvente a reactivos permite que la reacción principie y termine en un sistema completamente homogéneo; en contraste al método de Herstein en que puede suceder que una parte del catalizador no se disuelva. Sin embargo, la reducción del disolvente empleado es importante en la producción comercial de los ésteres de sacarosa.

De acuerdo a lo anterior, una combinación de los dos métodos resulta conveniente para desarrollar un proceso comercial; esto es empleando las razones de los materiales sugeridos por Herstein; y adición del catalizador y el éster de ácido graso sin romper el vacío como es apuntado por Lemieux, lo cual es conveniente en cualquier proceso comercial, además

de que dicha adición de catalizador podría ser regulada para tener un sistema de catálisis homogéneo.

TABLA 6

COMPARACION DE LAS FORMULAS DE TRANSESTERIFICACION DE HERNSTEIN Y LEMIEUX

<u>Componente</u>	<u>Herstein</u>	<u>Lemieux</u>
DMF	1130 ml	5000 ml
Sacarosa	1 mol	1 mole
Catalizador	43.4 me (K ⁺)	67 me (Na ⁺)
Ester de Metilo	0.33 mole	0.33 mole

PROCESO NEBRASKA SNELL. -

En lugar de emplear un disolvente mutuo para los reactivos de reacción (como es el caso de DMF), el disolvente empleado en este proceso solo disuelve la sacarosa, pero no los reactivos grasos.

Los componentes son entonces combinados para formar una microemulsión.

La reacción de microemulsión para la preparación de ésteres de sacarosa ofrece varias ventajas sobre la que es llevada a cabo con DMF: el disolvente es recuperado cuantitativamente durante la reacción además de ser completamente comestible, por lo que los residuos remanentes en el producto no son un obstáculo, para utilizarlos en aplicaciones alimenticias.

Las únicas pérdidas significativas que ocurren en la reacción son debidas a la caramelización del azúcar, y es aproximadamente de 10% sobre el

contenido de azúcar original.

De importancia práctica es la observación sobre la razón molar de sacarosa a éster graso: 1.5 a 1.0 respectivamente, comparada con 3 a 1 utilizada en el método Hass-Snell, para resultar en ambos casos 85% de monoéster de sacarosa y 15% de diéster de sacarosa.

Para formar la microemulsión, la sacarosa es disuelta en propilén glicol, (que es el disolvente seleccionado). El propilén glicol, sin embargo, contiene grupos hidróxilos por lo que puede competir con la sacarosa en la reacción de transesterificación; para evitar esto es necesario destilarlo, desplazando así el equilibrio hacia la formación del éster de sacarosa. La sacarosa precipita en forma microdispersada.

Los requerimientos para realizar la reacción de microemulsión son: 1o. formación de una microemulsión ⁽¹⁾ entre el éster graso y una solución de sacarosa en propilén glicol. 2o. La microemulsión debe ser mantenida durante la destilación del propilén glicol. 3o. La sacarosa debe precipitar durante la destilación del disolvente en forma de microdispersión con el objeto de retener su reactividad.

Los resultados obtenidos experimentalmente confirman la validez del concepto de microemulsión ⁽²⁾.

PREPARACION DEL ESTER DE SACAROSA. -

Se ilustra a continuación la preparación del monoestearato de sacarosa

- (1) Los diámetros de gota en microemulsión están en el rango de 0.01 a 0.06 M, en tanto que en macroemulsiones es de 1 a 10 μ este rango.
- (2) Se ha discutido la posibilidad de tener una solubilización en lugar de microemulsión.

La reacción es llevada a cabo en un matr az provisto de termómetro, agitador y condensador con chaqueta de agua conectado a un recipiente receptor y a una fuente de vacío.

Dentro del matr az se introducen el propilén glicol (900 ml) sacarosa (308.4 g   0.90 moles), estearato de metilo (180.0 g   0.60 moles), estearato de sodio (componente emulsificador) (165.0 g   0.54 moles) y carbonato de potasio anhidro (1.0 g). La mezcla es calentada con agitación a una temperatura de 130-135 C; en este rango la sacarosa se disolverá completamente y la solución es clara y homogénea. El vacío es aplicado y comienza la destilación del glicol, manteniendo ahora la temperatura en 120 C.

Es necesario incrementar gradualmente la temperatura durante la destilación del glicol, pues de otra manera la emulsión se enturbia, lo que indica que la reacción no es completa. La emulsión es clara a 145-150 C/130-140 mm Hg y en la etapa final de la destilación el glicol es completamente removido a 165-167 C/3-4 mm Hg.

El producto obtenido es purificado en metil etil cetona. (57)

c) Procesos Industriales. -

Los procesos industriales actuales que tienen como finalidad la producción comercial de surfactantes de ésteres de sacarosa tuvieron como origen el Proceso Hass-Snell.

La producción comercial de surfactantes de ésteres de sacarosa es realizada solamente en cuatro países: en Japón, por las compañías Ryoto y Dairichi-Kogyo Seiyaku; en Francia, Rhone-Poulenc, en Inglaterra por Tate and Lyle Ltd., y U. S. A. por Industrias Herstein.

Es política de todas estas compañías aún no hacer del conocimiento público sus respectivos procesos, razón por la cual los mantienen en absoluto secreto, de allí que solamente información elemental es disponible.

PROCESO HASS SNELL. -

El Proceso Hass-Snell, (ver "Estudios de Laboratorio") fué estudiado por la Fundación Internacional Azucarera con el objeto de preparar la ingeniería básica de una planta capaz de producir comercialmente surfactantes de ésteres de sacarosa grado detergente. Este proceso es ampliamente tratado en el capítulo III.

PROCESOS JAPONESES. -

La primera planta comercial productora de sucroésteres en el mundo fué Dai Nippon Sugar Mfg. Co. construída en Yokohama en 1968. Esta compañía denominó a sus productos con el nombre comercial de "nitto ésteres"

y eran elaborados en base al proceso Hass-Snell pero con algunas importantes modificaciones tendientes a mejorar la funcionalidad del mismo; así por ejemplo una vez terminada la transesterificación de la sacarosa (azúcar refinada ó granulada) con el éster de metilo de ácido graso saturado (C_{16} a C_{18}) en DMF (solución) y K_2CO_3 como catalizador, se procedía a la etapa de desazucarización ⁽¹⁾, la cual tenía por objeto la recuperación de la sacarosa que no había reaccionado y esto se hacía por medio de la adición de tolueno ⁽²⁾ a la mezcla final de reacción. En el proceso de purificación el mono y diéster de sacarosa son separados de la mezcla, eliminando la DMF hasta estandarizar su concentración en el producto conforme al nivel permitido en alimentos; tanto la DMF como el tolueno son recuperados por evaporación y recirculados de nuevo al proceso.

La purificación del producto se realizaba por extracción; un diagrama de bloques correspondiente a este proceso es mostrado en la figura (4).

- (1) Proceso de desazucarización, U. S. 3, 251, 562
- (2) La sacarosa es poco soluble en la mezcla de DMF-Tolueno; en cambio el producto de éster de sacarosa es muy soluble.

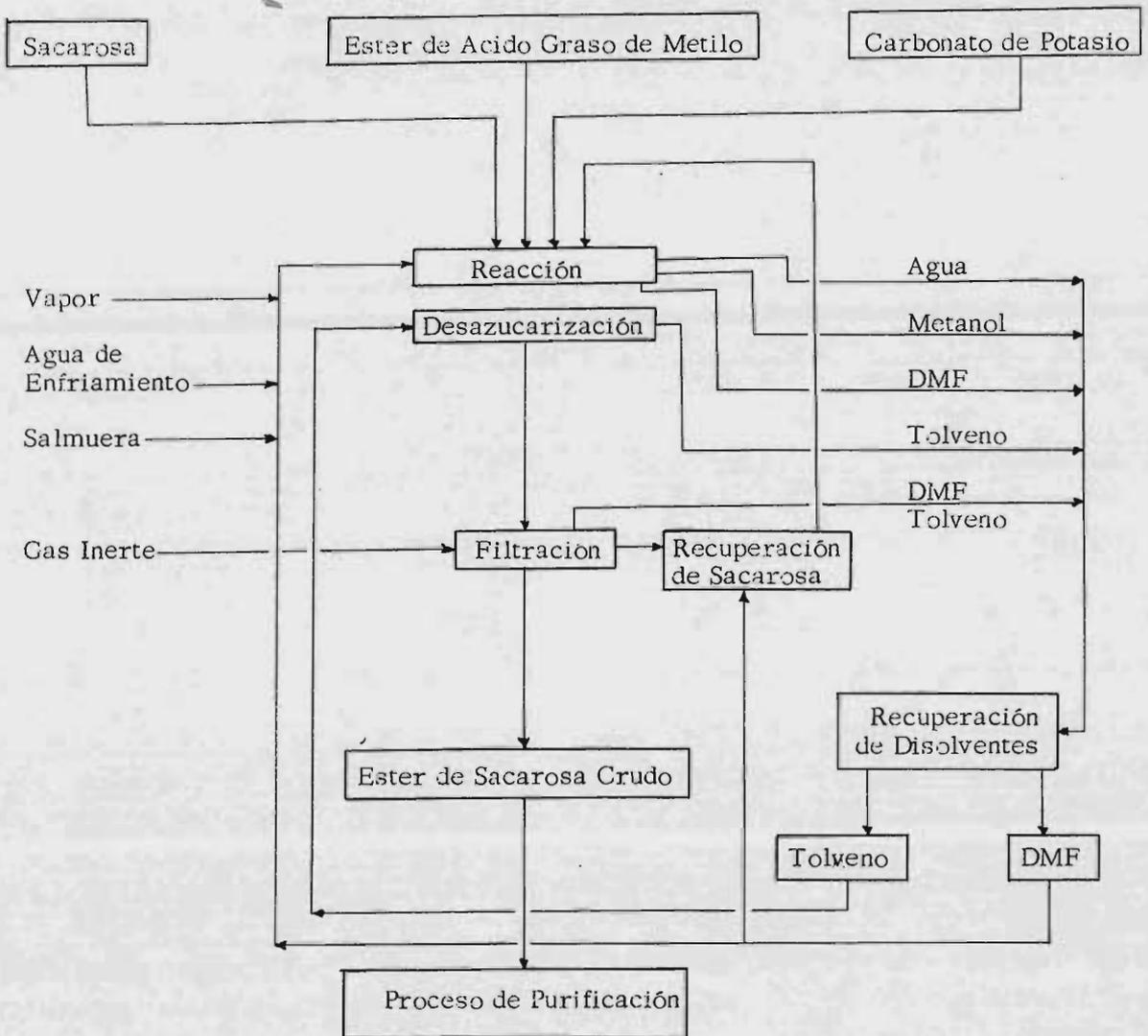


FIGURA 4

DIAGRAMA DE BLOQUES PARA LA PREPARACION DE ESTER DE SACAROSA

La compañía Ryoto fué establecida en 1973 y se originó de la fusión de Dai Nippon Sugar Mfg. Co. y Mitsubishi Chemical Industries Ltd.

Ryoto comenzó su producción de ésteres de sacarosa en 1974 en base a un nuevo proceso, el cual es mostrado en el siguiente diagrama de bloques:

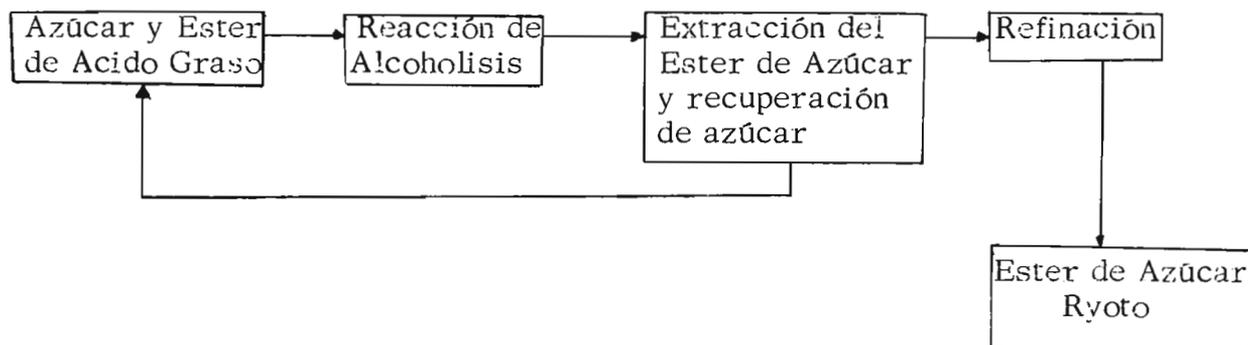


FIGURA 5

DIAGRAMA DE BLOQUES DEL PROCESO RYOTO

En este proceso no se utilizó disolvente (1) y el método de síntesis empleado es el "Método USDA", para el cual Ryoto es exclusivo licenciador.

En el cuadro (6) (42) se presentan los productos principales elaborados por esta compañía, mostrándose también sus valores de BHL.

(1) JAP P. 14486/76

Ester de Sacarosa	Acido Graso Combinado		Componente Ester		Valores BHL Aprox.
	Designación de Ryoto	Acido Estearico	Acido Palmitico	Monoés-ter	
3-370	70%	30%	25%	75%	2-3
S-570	70	30	35	65	5
S-770	70	30	40	60	7
S-970	70	30	45	55	9
S-1170	70	30	50	50	11
P-1570	30	70	70	30	14-15
LW-1540	Acido Laúrico	50	70	30	15
OW-1570	Acido Oleico	70	70	30	15

CUADRO 6 PRODUCTOS DE RYOTO

Los productos elaborados en base al proceso de Ryoto están exentos de DMF y contienen una cantidad inferior a 10ppm de metanol, razón por la cual un 81% de su producción es destinada a la industria alimenticia; en tanto que los detergentes elaborados son para servicio ligero, (lavado de frutas y legumbres, telas finas, etc.) aunque ya se programa su formulación para servicio pesado.

TABLA 7 POTENCIALIDAD DE EMPLEO DE LOS ESTERES DE SACAROSA

Industria Alimenticia 81%	Pastelería y Panadería 31%
	Emulsificadores de Aceites y Grasas 22.3%
	Alimentos Instántaneos 13.1%
	Confitería 15.3%
Detergentes	9.3%
Otros Usos 9.0%	Medicinas
	Cosméticos
	Ind. Químicas

La segunda compañía japonesa productora de ésteres de sacarosa es Daiichi Kogyo Seiyaku; su proceso está basado en el método Nebraska Snell (ver "estudios de laboratorio II. 2. b) con importantes mejoras, como es la utilización de agua en lugar de propilén glicol, disolvente indicado originalmente por el método Nebraska Snell para la formación de la microemulsión de sacarosa.

PROCESO "TAL". -

Con el objeto de producir un surfactante derivado de sacarosa que fuera competitivo con los aniónicos y no iónicos convencionales, la investigación de la Compañía Inglesa Tate and Lyle ha culminado con el desarrollo a escala industrial del proceso "TAL"⁽¹⁾, por medio del cual son producidas más de 1,000 tons./año de surfactante.

En este proceso se hace reaccionar la sacarosa directamente con un triglicérido en ausencia de un disolvente, y carbonato de potasio como catalizador. Tanto el carbonato de potasio como la sacarosa son molidos previamente para remover las partículas gruesas, ya que los gránulos grandes son difíciles de suspender en las etapas iniciales, y los polvos finos tienden a aglomerarse.

Una ventaja particular del proceso consiste en que la reacción de transesterificación efectuada favorece la formación de monoéster de sacarosa, y los ésteres superiores, di-, tri-, sólo son producidos en pequeñas cantidades por lo que la propiedad deterativa distingue al producto obtenido.

El proceso "TAL" está indicado en el diagrama de flujo abreviado de la figura (6). Las materias primas son mezcladas en condiciones estrecha-

(1) La información sobre este proceso fué obtenida de (51).

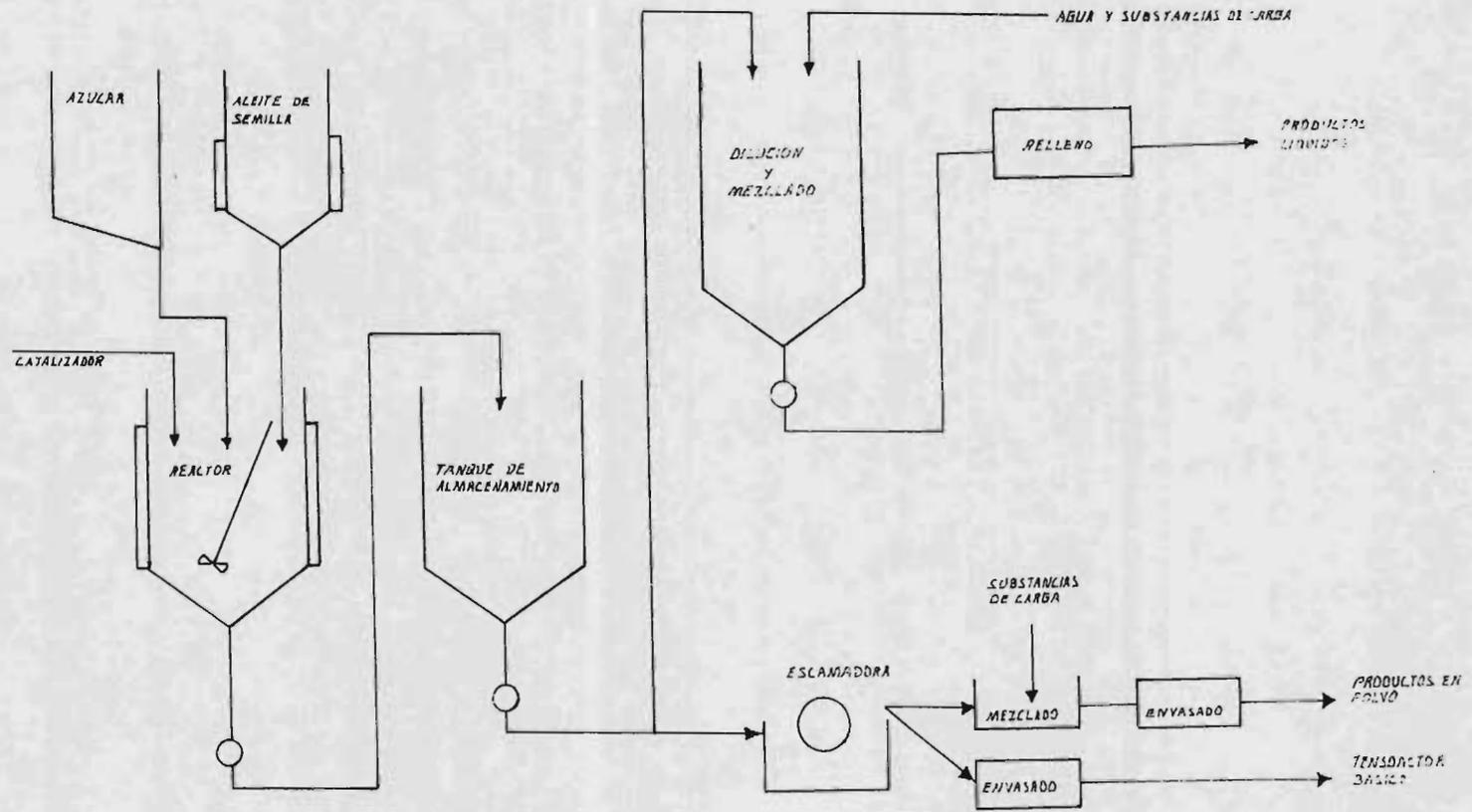
mente vigiladas en presencia del catalizador. La reacción es efectuada en un reactor batch, resultando un surfactante líquido y viscoso, el cual puede ser enfriado, solidificado y transformado en escamas para su incorporación a un detergente en polvo; alternatively, puede mantenerse en estado líquido, para elaborar un detergente de utilización en forma líquida. Existe una gran flexibilidad en la elección del triglicérido que pueda emplearse, Tabla (8) lo que elimina la dependencia de una sola materia prima, cuya cotización en el mercado pudiera fluctuar.

En Inglaterra la mayor parte de la investigación y desarrollo se ha basado en el sebo, ya que se dispone fácilmente de él, pero la tecnología de "TAL" puede ser adaptada a otros triglicéridos.

TABLA 8

Sebo
Aceite de Palma
Aceite de Coco
Aceite de Semilla de Algodón
Aceite de Linaza
Aceite de Estearina de Palma
Aceite de Ricino
Aceite de Colza
Aceite de Cártamo
Aceite de Cacahuete

Con respecto a la composición del surfactante de sacarosa de Tate and Lyle, es una mezcla compleja de ésteres de sacarosa mono, di, triglicéridos y jabones de potasio, ver tabla (9); algunas de sus propiedades son dadas en la tabla (10).



U N A M	FAC QUIMICA
DIAGRAMA DE FLUJO PARA EL PROCESO TATE & LYLE	
TESIS PROFESIONAL	1979

TABLA 9

COMPOSICION TIPICA DEL PROCESO
"TAL"

Mondéster de Sacarosa	27%
Esteres de Sacarosa di, tri, substituídos	3%
Sacarosa	13%
Triglicéridos	3%
Diglicéridos	9%
Monoglicéridos	15%
Jabón de Potasio	30%

En la figura (7) se representa esquemáticamente la separación del éster de sacarosa de la mezcla de reacción (1); dicha separación se lleva a cabo por extracción sólido-líquido, y los sistemas obtenidos pueden ser usados también como emulsificantes de alimentos.

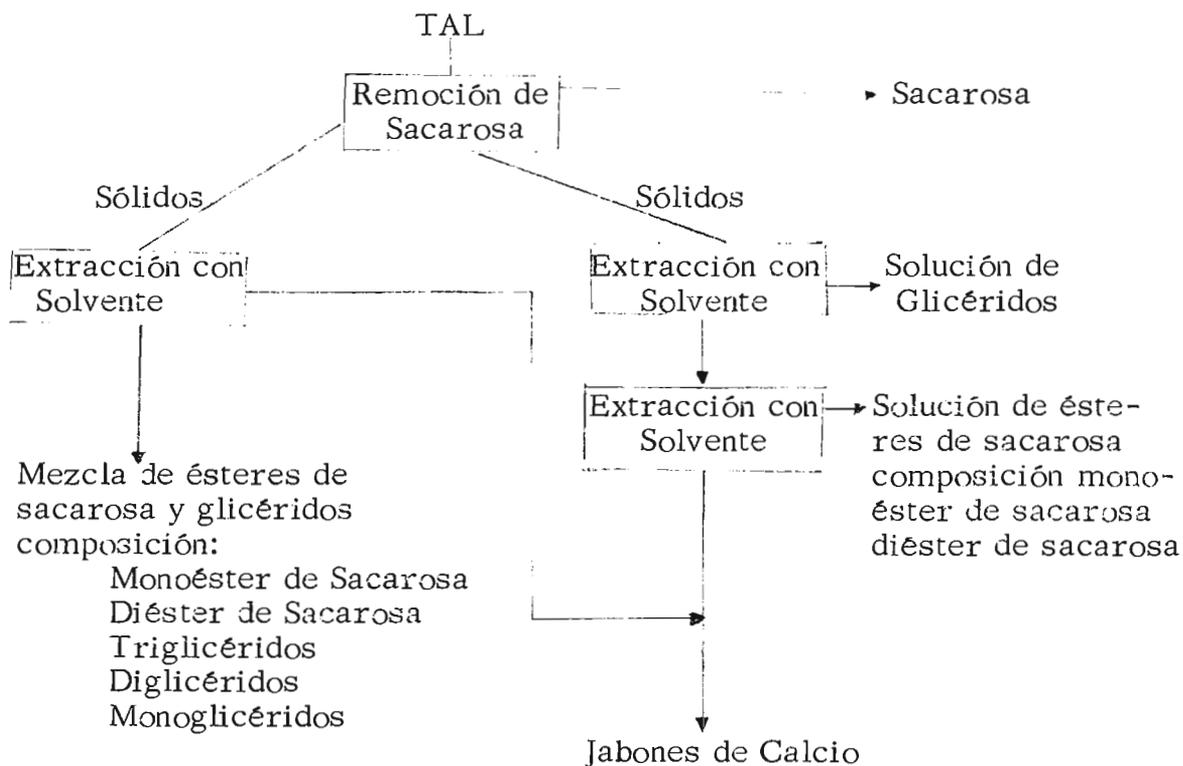


Figura 7

(1) Un solo paso de extracción es necesario cuando el producto es empleado para formular detergente.

Una amplia gama de aplicaciones puede ser cubierta por la variación del triglicérido empleado, ya que con él varían también las propiedades físicoquímicas del producto, tales como valores BHL, solubilidades, humectación, etc.

NOTA DE AUTORES. -

La comparación técnica y económica de los distintos procesos industriales someramente presentados, no es posible realizarla en el presente trabajo, ya que las plantas industriales actualmente en operación, mantienen una conducta hermética en la comunicación de información⁽¹⁾ sobre sus respectivos procesos de los cuales son licenciadores, actitud la cual ha podido ser comprobada personalmente. Por esta razón, únicamente el proceso Hass-Snell desarrollado por la International Sugar Research Foundation, podrá ser estudiado (Capítulos III, IV).

(1) Simposium patrocinado por la fundación internacional de investigaciones azucareras en San Francisco, California, 1976 (19).
Sugar Esters, 1968, Noyes Development Corporation, (22).

CAPITULO III

ESTUDIO TECNICO DEL PROCESO HASS-SNELL

CAPITULO III
ESTUDIO TECNICO DEL PROCESO HASS-
SNELL

A continuación se presenta el proceso Hass-Snell cuya aplicación en la preparación de detergentes de servicio pesado a escala industrial es estudiado hasta la misma elaboración del detergente de sacarosa considerando desde luego la preparación de los sucroésteres como componente tensioactivo de estos detergentes.

1) BASES DEL PROCESO

A) Especificaciones y Condiciones de Investigación. -

Teniendo como objetivo directriz, la estimación cualitativa y cuantitativa de una planta sucroquímica productora de surfactantes en escala comercial, se ha procedido a revisar el Proceso Hass-Snell, cubriendo con ello, uno de los varios procesos, que sobre el particular producto existen. La Fundación Internacional de Investigaciones Azucareras desarrolló un estudio para la producción industrial de detergentes de servicio pesado. El surfactante, el éster de sebo y sacarosa, utilizado para la formulación de estos detergentes es elaborado mediante el Proceso Hass-Snell (escalado a planta industrial), presentándose como decisiones opcionales, el uti-

lizar este surfactante de amplias ventajas funcionales, para preparar otros productos, como farmacéuticos, cosméticos, etc.

En el presente estudio se considera el proceso hasta la preparación de detergentes, y de acuerdo a lo anterior, se indica lo siguiente:

- i) Todos los servicios auxiliares requeridos para la operación, y las materias primas para producción, estarán disponibles en límites de batería.
- ii) Los productos serán enviados en límites de batería para su almacenamiento.

B) Bases de Diseño del Proceso. -

1. - Generalidades. -

Las bases y suposiciones principales empleadas en el diseño de este proceso son las siguientes:

- a) Las condiciones de proceso, tales como temperatura, presión y tiempo de reacción fueron establecidos por la Sugar Research Foundation (40); haciéndose especial énfasis en evitar temperaturas superiores a 90°C en la presencia de sacarosa, para reducir al máximo la caramelización de la misma.
- b) Para los balances de materia, la S.R.F. considera los siguientes rendimientos (basados en el sebo de metilo).

Reacción	96.6%
Recuperación y Extracción	98.0%
Preparación de Detergente	96.0%

c) No hay información disponible en la literatura sobre coeficientes de distribución y solubilidades para el sistema constituido por butanol. agua DMF, NaCl sacarosa y éster de sebo y sacarosa, por lo que la S. R. F. realizó sus propios trabajos experimentales para estimar dicha información.

2.- Capacidad de la Planta. -

Las unidades de proceso descritas más adelante están diseñadas para satisfacer los requerimientos de producción de detergente de 100 millones de libras, equivalente a 45,351 toneladas anuales, basadas en 8,000 horas hombre.⁽¹⁾

3.- Localización de la Planta. -

Se cree conveniente situar la planta en el Municipio de Cosamaloapan, en el estado de Veracruz, concretamente en las cercanías del Ingenio San Cristóbal; debido a las ventajas que a continuación se comentan:

a) Suministros de Materia Prima. - La disponibilidad de materia prima, principalmente del azúcar, que sería abastecida por el Ingenio San Cristóbal.

b) Combustibles y Energía. - Suministro de la C. F. E. en alta tensión. Disponibilidad ilimitada de Pemex.

(1) Que se tomará como base para este estudio.

c) Mano de obra. - Aledaños a Cosamaloapan se encuentran los siguientes municipios:

Otatitlán (50 Km), Tlacojalpan (22 Km), Tuxtilla (15 Km) Chacaltianguis (6 Km), Ixmatlahuacán (9 Km), Acula (15 Km) Carlos A. Carrillo (9 Km), además de pequeños poblados en las cercanías.

En base a esto no hay dificultad en la contratación de mano de obra no calificada. La mano de obra calificada se llevará a cabo a través de entrenamiento de personal.

d) Clima. - El clima es calurosa y seco, no ejerciendo por tanto influencia en el proceso de elaboración.

e) Recursos Hidráulicos. - Se cuenta con agua de río para las operaciones y servicios requeridos (por ejemplo enfriamiento), ya que, por esta región fluye el Río Papaloapan y el Río Tesechoacan.

f) Vías de Comunicación. - Las vías de comunicación y transporte con las que cuenta Cosamaloapan son:

a) Carreteras pavimentadas; la número 180 que comunica con Alvarado y Veracruz; la número 150 por el noroeste comunica con Orizaba, Córdoba, Puebla, además de unirse en el sur con la número 185 que converge con poblados del sureste como son Coatzacoalcos, Minatitlán y Cosoleacaque.

b) Carreteras de terracería: Comunican a los pequeños pueblos vecinos.

c) Ferrocarril: Con ruta proveniente desde México, D. F., pasando por Puebla, Orizaba, Córdoba, Tierra Blanca, Veracruz, Cosamaloapan. Además hay ramal a Jalapa y regiones del sureste.

d) Puertos: Cosamaloapan se encuentra a 118 Km del Puerto de Alvarado, y a 200 Km del puerto de Veracruz.

e) Aeropuertos: Se cuenta con dos aeropuertos de mediano alcance; uno en El Zapote (a 36 Km de Cosamaloapan) y el otro en La Esmeralda (a 20 Km de Cosamaloapan); disponiendo también del aeropuerto internacional en Veracruz.

Como se puede observar, se tienen facilidades, tanto, para la recepción de materias primas, como para la distribución del producto.

g) Mercados: Los mercados en los que la distribución del producto es posible por las vías de comunicación antes mencionadas son: Puebla, Orizaba, Córdoba, Fortín, Veracruz, Alvarado, Oaxaca, Catemaco, Etc. Otros mercados algo más alejados pero también posibles de abastecer son: Jalapa, Coatzacoalcos, Minatitlán, Tehuacán, y México.

2) DESCRIPCION DE PROCESO

a) Concepto de Proceso. -

1.- Descripción de Flujo.-

Esta planta está integrada por dos secciones: el éster de sebo y sacarosa es preparado en la primera sección, y el producto detergente en la segunda.

La sección de preparación del éster de sebo y sacarosa está formada por las siguientes áreas de proceso:

- de reacción (Area 50)
- de Extracción (Area 51)
- de Recuperación de Sal (Area 52)
- de Recuperación de Butanol (Area 53)

y la sección de preparación de detergente por las áreas de:

- Formulación (Area 60)
- Secado de Producto (Area 61)

El éster de sebo y sacarosa (componente activo) es obtenido por la transesterificación entre sebo de metilo y sacarosa, empleando K_2CO_3 como catalizador y dimetilformamida (DMF) como un disolvente común para reactivos y productos.

Sebo de Metilo + Sacarosa \rightleftharpoons Éster de Sebo y Sacarosa + Metanol

Para extraer el éster de sebo y sacarosa del efluente del reactor, se utili-

za n-butanol y una solución de cloruro de sodio al 10%, resultando con su adición la formación de dos capas ó estratos:

una de butanol y otra de solución acuosa.

La capa de butanol conteniendo el componente activo, es enviada al Area de Recuperación de Butanol, donde el alcohol es recuperado como producto de domo. En tanto que una solución de éster de sebo y sacarosa al 20% es el producto de fondos, y es enviada a la Sección de preparación del Detergente.

El estrato acuoso contiene principalmente sacarosa sin reaccionar, NaCl, y DMF. El cloruro de sodio es separado en el Area de Recuperación de Sal, y el efluente de la unidad conteniendo sacarosa, K_2CO_3 y DMF es recirculado a los reactores.

En la Sección de Preparación del Detergente, los aditivos previamente pesados por separado, son mezclados en cada batch. Después la mezcla de aditivos es combinada con la solución de éster de sebo y sacarosa para bombear la corriente resultante al Area de Secado. El producto una vez secado es enviado a empacar.

En el diagrama de bloques, (8) se indica esquemáticamente la secuencia de flujo.

2.- Materias Primas y Productos.

a) Especificación de Materias Primas. -

El sebo de metilo, una de las materias primas básicas del proceso, puede

ser adquirido directamente de proveedores ó bien puede ser preparado en la misma planta.

El sebo de metilo es un líquido aceitoso⁽¹⁾, transparente, y el requerido para el proceso tiene las siguientes especificaciones:

Determinaciones

Indice de Acidez (M)	1
Grado de Saponificación (m-M)	190-200
Indice de Yodo (m-M)	44-50
Composición Típica (% Peso)	3% Ac. Mirístico 28% Ac. Palmítico 24% Ac. Esteárico 42% Ac. Oleico 3% Ac. Linoleico
Color Gagner (M)	2

m=mínimo M=Máximo

A partir del sebo animal, por medio de una reacción de hidrólisis ó inter-esterificación⁽²⁾ empleando el metanol subproducto del Proceso de Preparación del sucroéster, puede prepararse el sebo de metilo. El sebo requerido para este propósito pertenece al clasificado como no comestible⁽³⁾, correspondiente al tipo B; este tipo tiene dos grados de calidad: B1 y B2 y aunque los dos son utilizables, es preferible el sebo tipo B1 por su menor contenido en humedad e impurezas insolubles con respecto al tipo B2⁽⁴⁾; debe hacerse notar, que a esta especificación pertenece el sebo usado en la

- (1) En un amplio rango de temperatura permanece líquido.
- (2) Por medio de esta reacción es posible preparar ésteres de metilo a partir de metanol y un triglicérido (en este caso el sebo) en la presencia de cantidades catalíticas de sodio.
- (3) De acuerdo a la Norma Oficial de Calidad para Sebo.
- (4) Sebo tipo B2 tiene 2.0% de humedad e impurezas.

fabricación de jabones de tocador. A continuación se indican las especificaciones correspondientes al sebo tipo B1:

<u>Determinaciones</u>	<u>Sebo tipo B1 (Claro)</u>
Humedad e Impurezas Insolubles (M) %	1.0
Cenizas (M) %	0.2
Punto de Fusión en °C (M)	41-48
Materia Insaponificable (M)	1.5
Indice de Saponificación (m-M)	195-202
Acidos Grasos Libres (en Oleico (M)	4.0
Indice de Yodo (m-M)	35-48
Puntos de Solidificación de los Acidos Grasos °C	42-58

Por lo que se refiere a la sacarosa, la referencia original del Proceso, especifica la utilización de azúcar blanca refinada sin embargo en el presente estudio se ha estimado conveniente, el empleo de azúcar estándar, puesto que las impurezas en éste tipo de azúcar son mínimas⁽⁵⁾ de forma que la calidad del producto detergente no se afecta desfavorablemente y en cambio se puede abatir costos de materia prima.

Especificaciones del Azucar Estandar ⁽⁵⁾

Polarización (En Caña)	99.4
Color	2.5
Cenizas	0.20
Humedad	0.06

Todos los otros materiales como son el disolvente (dimetilformamida), catalizador (K_2CO_3), sustancias de extracción (butanol y NaCl), aditivos

(5) Según la Secretaría de Normas

(carboximetil celulosa de sodio, tripolifosfato de sodio, sulfato de sodio, silicato de sodio, abrillantador óptico), son productos comerciales estándar.

El agua requerida dentro del proceso deberá ser suave y filtrada.

B) Producto Intermedio. -

El éster de sebo y sacarosa es el agente activo del detergente y es producido, consistiendo de una mezcla de 85% de monoéster de sebo y sacarosa y 15% de diéster de sebo y sacarosa.

C) Producto. -

El producto detergente listo para empacar tiene la siguiente formulación:

	<u>% En Peso (Base Seca)</u>
Ester de Sebo y Sacarosa	10.0
Tripolifosfato de Sodio	40.0
Carboximetil Celulosa de Sodio	1.0
Sulfato de Sodio	40.5
Silicato de Sodio	6.0
Abrillantador Optico	0.15
Diversos	<u>2.35</u>
	100.00

Las propiedades físicas del producto terminado son las especificadas en la tabla siguiente:

<u>Propiedades</u>	<u>Características</u>
Densidad	1.2 g/ml a 25°C
Solubilidad	Max. Coccntración en Agua: 43% p/p. Esta solución es diluible en agua.
Tensión Superficial	A concentraciones de 200 a 300 ppm el patrón de disminución superficial es de 32 dinas/cm ²
PH en Solución a 1%	9.7
Biodegradabilidad	100%

D) Subproducto. -

El metanol formado durante la reacción, es recuperado con dimetilamina como una impureza. Este podría ser empleado para la preparación del sebo de metilo.

b) Descripción de las Unidades de Proceso. -

1. Sección I: Preparación del Sucroéster

a) Area de Reacción

La reacción endotérmica entre sebo de metilo y sacarosa es llevada a cabo en uno de los tres reactores, (operados a vacío y a 90°C), empleando un 200% en exceso de sacarosa, (ver balance de material). Durante las primeras cinco horas de reacción, la DMF es recirculada al reactor para completar por las cantidades que destilan con el metanol producido en la reacción. Después de ese período la recirculación de DMF es detenida, mientras que la vaporización se continúa hasta que dos terceras partes de la DMF original permanezcan del reactor, ya que se supone que en éste período todo el sebo de metilo cargado ha reaccionado.

Por medio de la circulación de vapor a través de la camisa de calentamiento del reactor, se suministra el calor necesario durante la reacción. Los vapores son condensados y recogidos en tanques para mantener la cantidad total de un batch de condensados.

La Torre de Metanol es alimentada del tanque de balance con una mezcla de composición uniforme, proveniente del reactor, constituida de DMA y metanol producidos en el transcurso de la reacción, además de la DMF destilada. El metanol sale del domo de la torre, se condensa y es enviado al almacén; en tanto que la DMF, se recoge como producto de fondo y es retornado como reflujo al reactor en operación ó para el siguiente batch. El tanque de balance de DMF compensa por las variaciones de flujo de la DMF recuperada.

Mientras un reactor se encuentra en operación, otro reactor está siendo cargado con DMF recirculada y sacarosa que no reaccionó procedente del Area de Recuperación de NaCl. Después de cargar durante seis horas se añade reactivos y catalizador. El tiempo de ciclo para cada reactor es dieciocho horas. Con tres reactores en el Area de Reacción y el tiempo de ciclo alternado, se producirá un batch cada seis horas. La capacidad por reactor es igual a seis horas de producción. De esta forma, mientras en un reactor se lleva a cabo la reacción, durante ese mismo período, otro reactor es alimentado, y otro es descargado.

b) Area de Extracción

La extracción es efectuada a temperaturas cercanas a la ambiente, por lo que cada corriente que entra al área (como son, el efluente de reacción, recirculación de butanol, y solución salina) es enfriada a ésta temperatura.

Las extracciones y lavados son realizados continuamente con agitación y asentamiento continuo.

En el tanque de extracción, el éster de sebo y sacarosa del efluente del reactor es extraído con butanol, mientras que la sacarosa que no reaccionó y la DMF son extraídos por la solución salina.

El estrato de butanol del tanque de asentamiento de extracción es lavado dos veces con solución salina, para recuperar más sacarosa y DMF. El

estrato acuoso del mismo tanque es lavado una vez con butanol recirculado, para agotar su contenido de éster de sebo y sacarosa.

Los estratos de butanol conteniendo el éster de sebo y sacarosa son recogidos en el tanque de balance de los estratos de butanol, del cual son bombeados al área de recuperación de butanol. Con respecto a las capas acuosas, excepto aquella del tanque de asentamiento del segundo lavado salino, son recolectadas en el tanque de balance de los estratos acuosos, a partir del cual son enviados al área de recuperación de sal. La capa acuosa del tanque de asentamiento del segundo lavado salino contiene poca cantidad de DMF y sacarosa por lo que, es recirculada directamente al tanque de extracción.

c) Area de Recuperación de Sal

Los estratos acuosos conteniendo DMF, sal y sacarosa que no reaccionó son primero enviados a un evaporador de doble efecto en el cual, cerca de un 95% del agua alimentada es evaporada y aproximadamente el 65% de la sal es cristalizada en el segundo efecto, siendo separada en la Primer Centrifuga de Sal.

El efluente residual de la centrifuga es dirigido a la Columna de Deshidratación, donde el agua remanente es separada como producto de domo. Después se realiza la separación de los cristales de sal en la Segunda Centrifuga de Sal, en tanto que los fondos casi anhidros y conteniendo sacarosa y

DMF son recirculados a los reactores.

El agua condensada en este sistema es empleada para disolver las sales recuperadas de las centrifugas y preparar así, la solución salina que ha de emplearse en el área de extracción.

d) Area de Recuperación de Butanol

El estrato de butanol conteniendo el éster de sebo y sacarosa es enviado al área de recuperación de butanol, donde el butanol es separado y el producto es obtenido como una solución acuosa.

Con el objeto de reducir los requerimientos de calor en el sistema de recuperación, el butanol en la corriente de alimentación es flasheado en el tanque de flasheo antes de entrar a la Torre de Butanol. .

Solamente una parte del butanol es flasheado, así que el éster de sebo y sacarosa permanecerá en solución. Después del flasheo, una pequeña cantidad de sal contenida en la corriente alimentada llegaría a ser insoluble, por lo que en caso de ser necesario, se podría instalar una centrifuga con el objeto de reducir pérdidas de sal, conduciendo ésta al área de recuperación de sal conforme el efluente líquido es dirigido a la Columna de Butanol.

Los fondos del tanque de flasheo, son bombeados a la Columna de Butanol junto con algo de agua.

El producto de fondos de la columna es una solución acuosa de éster de sebo

y sacarosa al 20%, la cual es enviada a la Sección de Preparación de Detergente.

El azeótropo butanol-agua del domo de la columna, es condensado y recogido en el tanque de asentamiento butanol-agua. Este tanque también recolecta los condensados del tanque de flasheo, bombeándose la capa de butanol al área de extracción, y la capa acuosa es retornada a la Torre de Butanol.

2. Sección II: Preparación del Detergente.

a) Area de Formulación

Los diferentes aditivos son pesados separadamente por medio de alimentadores gravimétricos y son alimentados al tanque mezclador de aditivos utilizando para ello tolvas alimentadoras y transportadores de bandas. Estos aditivos son: carboximetil celulosa de sodio, tripolifosfato de sodio, sulfato de sodio y silicato de sodio, añadiéndose también abrillantador óptico manualmente. La mezcla es agitada, estando disponibles dos tanques de mezclado con un tiempo de ciclo de ocho horas: cuatro horas por carga y mezcla y cuatro horas por descarga.

Los aditivos son combinados con éster de sebo y sacarosa en un mezclador en línea, y la mezcla es enviada al área de secado.

b) Area de Secado

La corriente de detergente es bombeada al secador de rocío, donde es se-

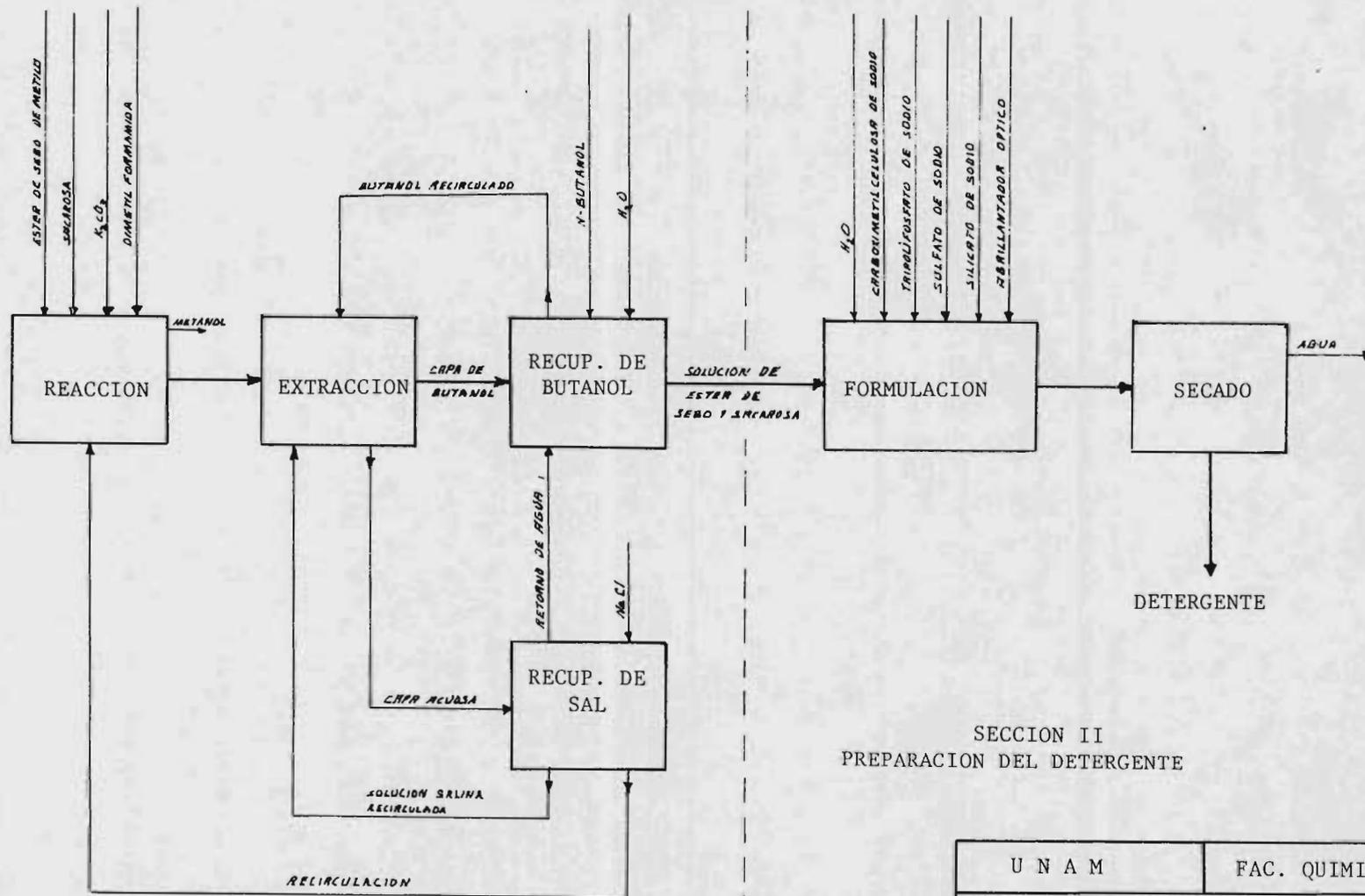
cado por medio de aire caliente que fluye a contra-corriente al rociador.

El calor para el secado es suministrado por combustión de gas natural en el calentador de aire.

El producto seco que sale del secador por rocío es enviado a un filtro bolsa a través de un transportador neumático; (el filtro bolsa es colocado en la parte alta de la planta).

El material procedente del fondo del filtro bolsa es enviado por gravedad al Tamiz Vibratorio, donde las partículas finas y de tamaño mayor al especificado, son separadas del producto deseado con un tamaño de malla de 60-100 y el cual es enviado a empacar para su distribución como detergente.

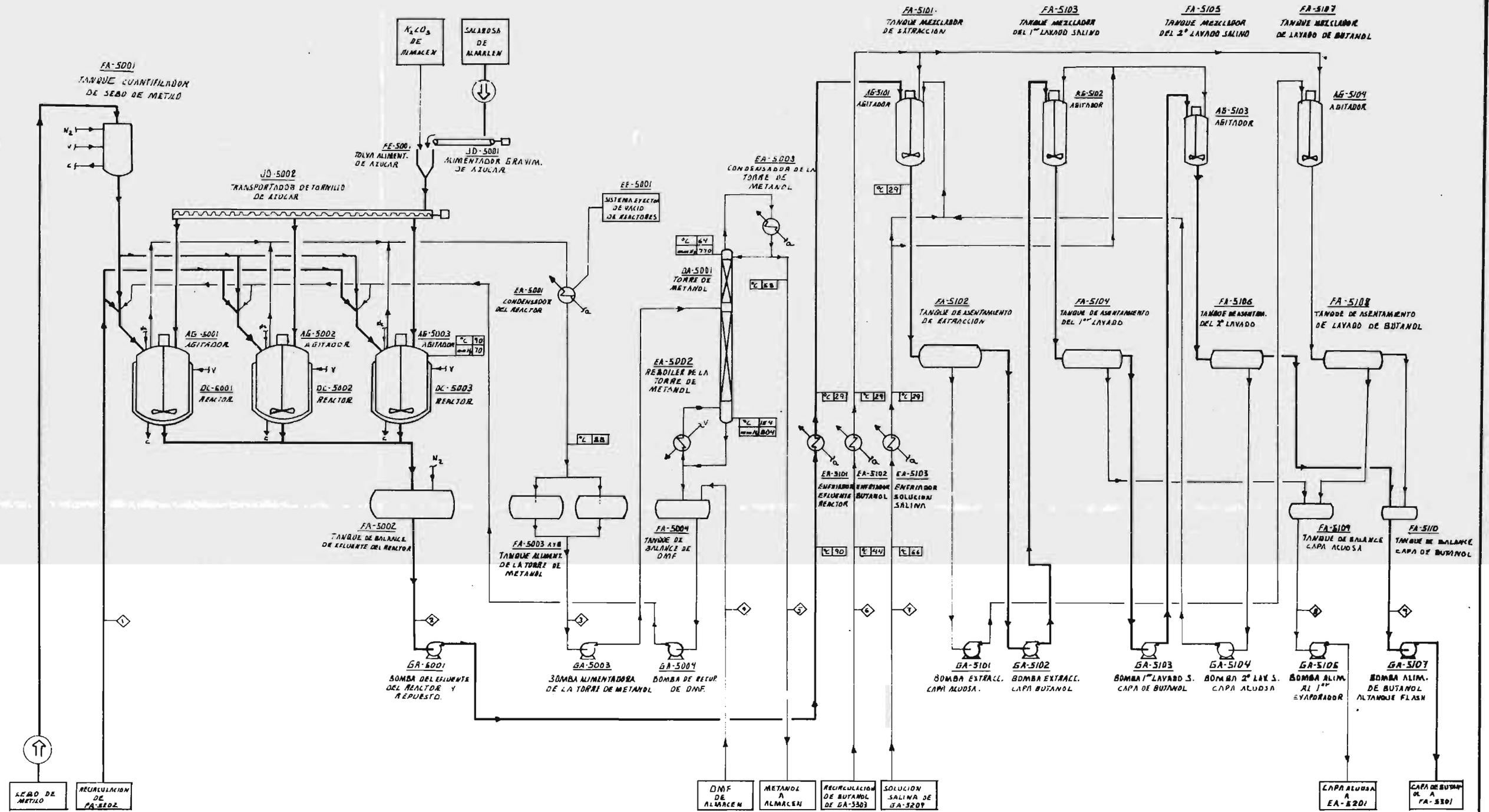
Tanto las partículas finas provenientes del Tamiz como aquellos del ciclón, son disueltas en el tanque disolvedor de finos, de donde son recirculados hacia el secador. Las partículas gruesas que salen del Tamiz son molidas y retro-alimentadas al sistema, vía transportador de carga al transportador neumático, enviándose de nuevo al filtro bolsa para incorporarse a la corriente.



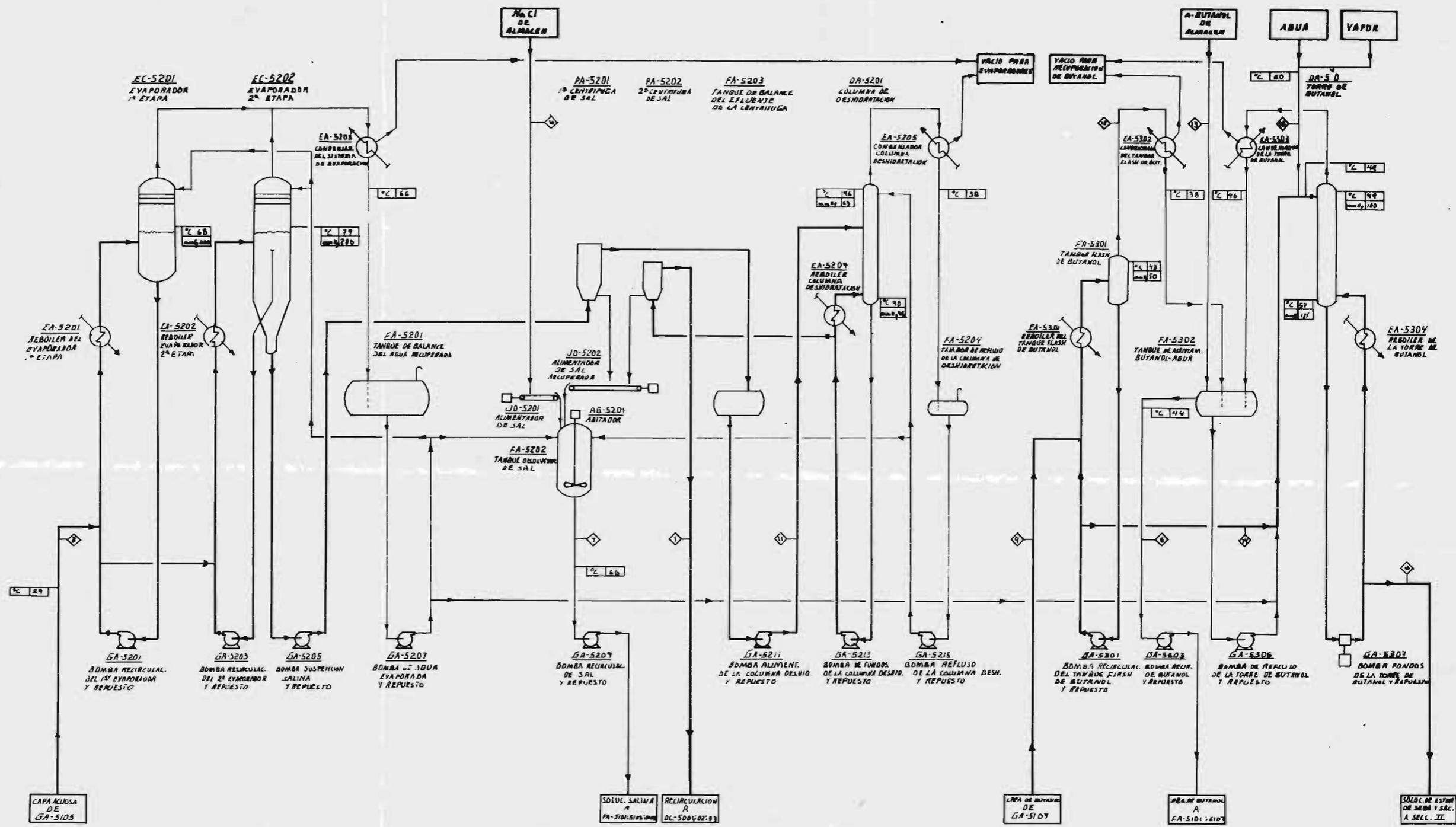
SECCION I
PREPARACION DEL ESTER DE SEBO Y SACAROSA

SECCION II
PREPARACION DEL DETERGENTE

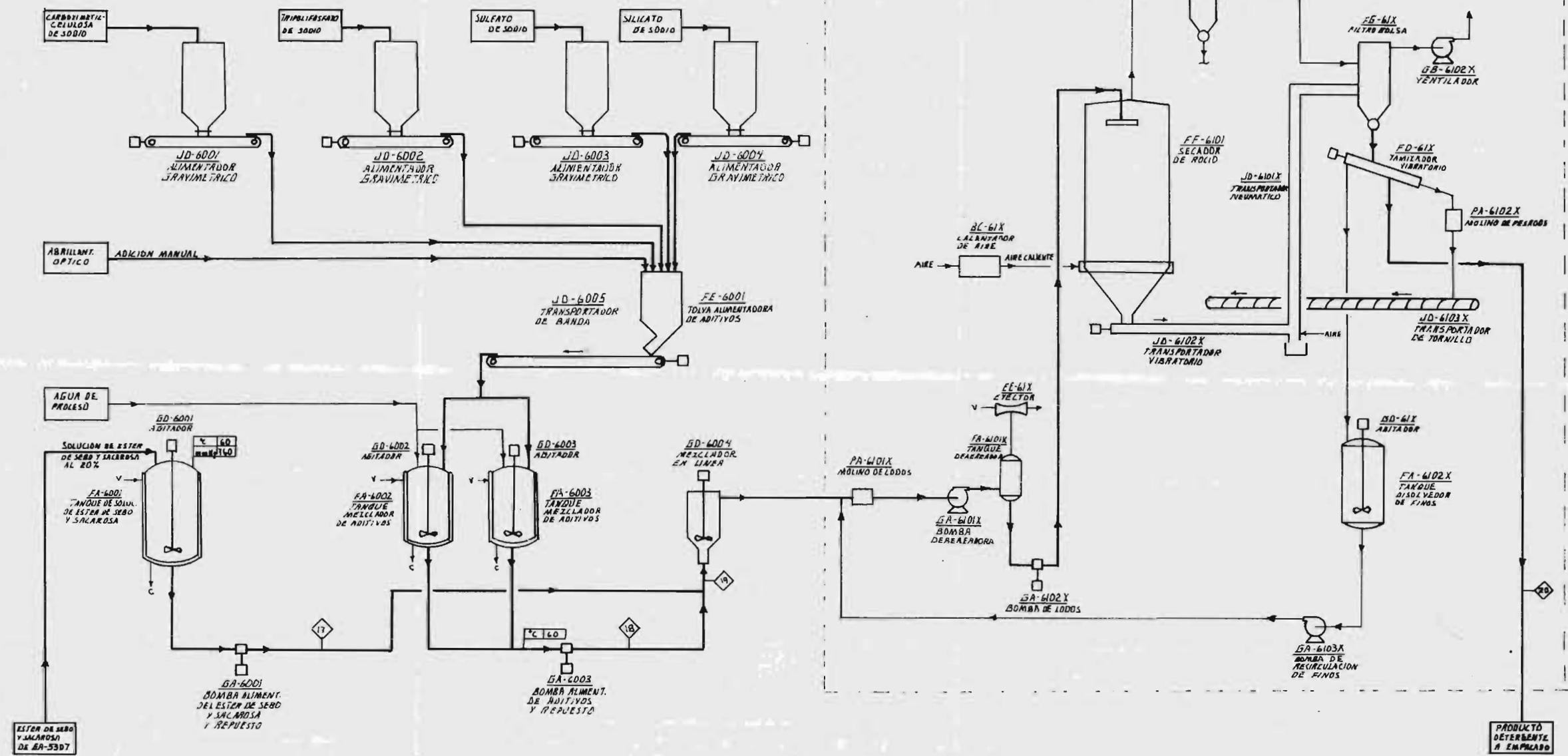
U N A M	FAC. QUIMICA
DIAGRAMA DE BLOQUES PARA LA PRO - DUCCION DEL DETERGENTE DE SACAROSA	
TESIS PROFESIONAL	1979



U N A M	FAC QUIMICA
DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO	
SECCION I PREPARACION DEL ESTER DE SEBO Y SACAROSA	
TESIS PROFESIONAL	1979



U N A M	FAC QUIMICA
DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO	
SECCION I PREPARACION DEL ESTER DE SE3O Y SAC.	
TESIS PROFESIONAL	1979



U N A M	FAC QUIMICA
DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO	
SECCION II PREPARACION DEL DETERGENTE	
TESIS PROFESIONAL	1979

3) OPERACION DE PROCESO. -

A) Balance de Material. -

Materias Primas. - Con base a los trabajos experimentales realizados en los laboratorios Herstein se usaron las cantidades estequiométricas recomendadas de reactivos y demás componentes de reacción.

La relación estequiométrica utilizada es de 3 moles de sacarosa por mol de sebo de metilo; en tanto que las cantidades de catalizador, disolvente, y agua son las siguientes:

Catalizador: K_2CO_3	$\frac{43.4 \text{ meq } (K^+)}{\text{mol de sacarosa}}$
Disolvente: DMF	$\frac{1140 \text{ ml}}{\text{mol de sacarosa}}$
Agua	$\frac{226 \text{ ml}}{\text{mol de sacarosa}}$

Para calcular las cantidades gravimétricas que intervienen en la reacción se considera 1 año de operación de 8,000 horas, por tanto:

$$100 \times 10^6 \frac{\text{lb detergente}}{\text{año}} \times \frac{1 \text{ año}}{8,000 \text{ Hs}} \times \frac{1 \text{ Kg}}{2.205 \text{ lb}} = 5668.93 \frac{\text{Kg detergente}}{\text{Hr}}$$

NOTA: Para identificación de corrientes, ver diagramas de flujo.

El detergente formulado esta especificado con un contenido de 9.5% del componente activo (Ester de Sebo y Sacarosa):

$$5668.93 \frac{\text{Kg detergente}}{\text{Hr}} \times 0.095 = 538.5 \text{ Kg } \frac{\text{Ester de Sebo y Sacarosa}}{\text{Hr}}$$

(en corriente $\diamond 20$). Suponiendo que el rendimiento en la preparación del detergente es de 96%, entonces:

$$538.5 \frac{\text{Kg Ester de Sebo y Sacarosa}}{\text{Hr}} \times \frac{1}{0.96} = 561.45 \frac{\text{Kg E.S.S.}}{\text{Hr}}$$

será la cantidad de surfactante, (corriente $\diamond 19$).

La corriente $\diamond 19$ es originada de la corriente $\diamond 9$, en el área de extracción, el 83% de éster de sebo y sacarosa alimentada es extraído con butanol, (corriente $\diamond 9$), y el restante es dirigido al área de recuperación, (corriente $\diamond 8$), de donde se deriva la corriente salina (corriente $\diamond 7$), que es dirigida al área de extracción y lleva un contenido de 4.58 Kg/Hr de éster de sebo y sacarosa. Se puede entonces plantear:

$$\frac{\diamond 9}{(\diamond 2 + \diamond 7)} = 0.83 \quad \diamond 2 = \frac{\diamond 9}{0.83} - \diamond 7$$

$$\diamond 2 = \frac{561.45}{0.83} - 4.58$$

$$\diamond 2 = 669.97 \text{ Kg /Hr de éster de sebo y sacarosa}$$

Siendo la corriente $\diamond 2$ el efluente de reacción. Puesto que el batch para

cada uno de los tres reactores tiene una duración de 6 horas, entonces al finalizar este período, se descargarán del reactor en operación:

$$669.97 \times 6 = 4019.86 \text{ Kg de éster de sebo y sacarosa}$$

correspondiente un 85% de contenido en monoéster, y 15% en diéster, al emplear la relación estequiométrica de 1 a 3 en sebo y sacarosa respectivamente.

$$4019.86 \text{ Kg éster de sebo y sacarosa} \times 0.85 = 3416.88 \text{ Kg de monoéster de sebo y sacarosa.}$$

$$4019.86 \text{ Kg éster de sebo y sacarosa} \times 0.15 = 602.98 \text{ Kg de diéster de sebo y sacarosa.}$$

Se estiman los siguientes pesos moleculares (1).

Monoéster de sebo y sacarosa	608.57
Diéster de sebo y sacarosa	874.84
Sebo de metilo	279.88

En base a ellos se calculan las moles de monoéster y diéster, obteniéndose:

$$5.60 \quad \text{Kg mol monoéster y}$$

$$0.65 \quad \text{Kg mol diéster}$$

Cantidad total de éster de sebo y sacarosa: 6.256 Kg mol, conside-

(1) Pesos moleculares estimados en base a estearato de sacarosa.

rando un rendimiento de reacción de 96.6% en la transesterificación, el sebo de metilo necesario será de:

6.47 Kg mol, que corresponden a 1811.97 Kg de sebo de metilo en cada lote de 6 horas.

Empleando el 200% en exceso de sacarosa, lo que equivale a 0.33 moles de sebo por mol de sacarosa, se tiene;

$$\frac{0.33}{6.256} = \frac{342.30}{x} \quad (\text{Peso molecular sacarosa: } 342.3)$$

Por lo que la cantidad de sacarosa que debe emplearse por lote es de:

$$6490.06 \text{ Kg}$$

En lo correspondiente al catalizador, se especifica 43.4 meq (K⁺) por mol de sacarosa:

$$\begin{aligned} 1 \text{ miliequivalente Kg de } K_2CO_3 &= \frac{138.2}{2 \times 1000} \quad (\text{Peso molecular } K_2CO_3: 138.2) \\ &= 0.0691 \text{ Kg} \end{aligned}$$

$$\frac{43.4 \text{ meq (K}^+)}{\text{mol de sacarosa}} = 18.957 \frac{\text{moles de sacarosa}}{\text{lote}} = 822.758 \text{ meq (K}^+)$$

$$\frac{1 \text{ meq}}{822.758 \text{ meq}} = \frac{0.0691 \text{ Kg}}{x}$$

al resolver se encuentra que la cantidad de K₂CO₃ alimentada al reactor será de: 56.87 Kg en cada lote.

El disolvente, dimetilformamida se recomienda 1140 ml por mol de sacarosa:

Siendo la densidad de la DMF 0.945 se tiene:

$$0.945 \times \frac{1140 \text{ ml}}{\text{mol de sacarosa}} = 1077.4 \frac{\text{Kg de DMF}}{\text{mol de sacarosa}}$$

$$\frac{1 \text{ Kg mol de sacarosa}}{18.9 \text{ Kg mol de sacarosa}} = \frac{1077.4 \text{ Kg}}{x}$$

con lo que se requieren 20,443.81 Kg de DMF por lote. También es recomendada la adición de 0.50 Kg de agua por mol de sacarosa, por tanto:

$$\frac{1 \text{ Kg mol de sacarosa}}{18.9 \text{ Kg mol de sacarosa}} = \frac{0.50 \text{ Kg de agua}}{x}$$

Agua alimentada por lote: 9.52 Kg.

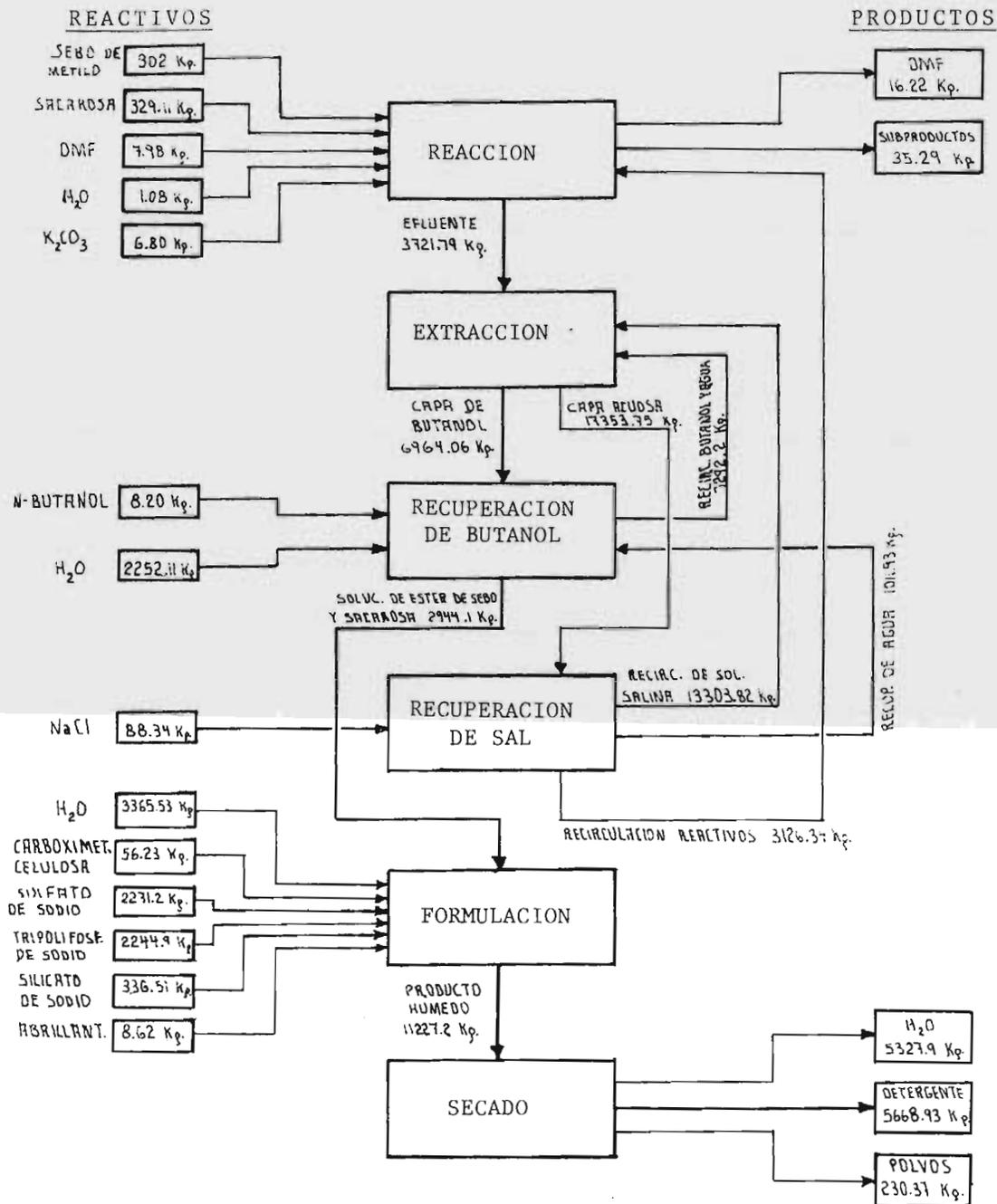
En el cuadro siguiente se presentan las cantidades de material alimentado al reactor.

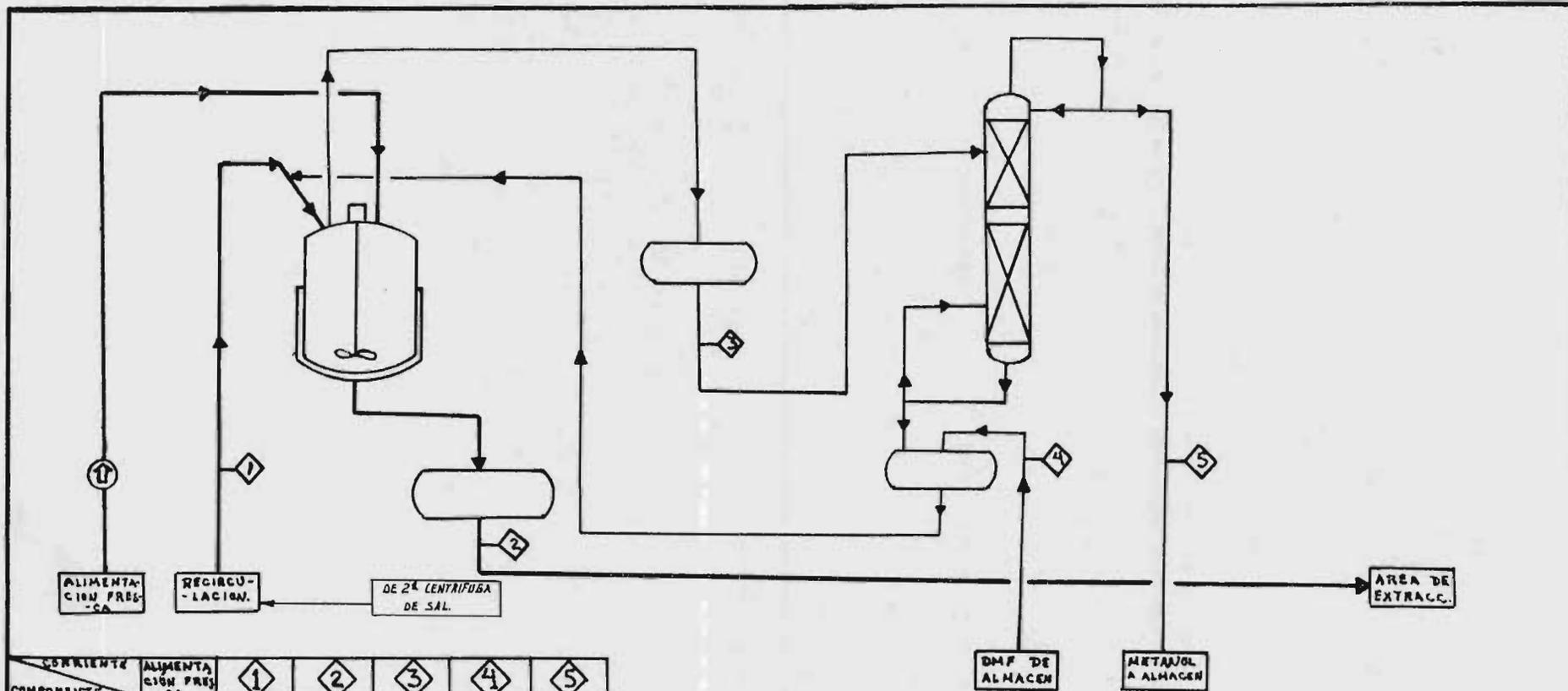
Carga de Reactor por Lote (Kg)

Corriente Componente	Alimentación Fresca	Recirculación	Total
Sebo de Metilo	1811.97	-.-	1811.97
Sacarosa	1974.69	4515.37	6490.06
Dimetilformamida	47.89	20395.92	20443.81
H ₂ O	6.53	2.99	9.52
n-Butanol	-.-	-.-	-.-
Metanol	-.-	-.-	-.-
Dimetilamina	-.-	-.-	-.-
NaCl	-.-	-.-	-.-
K ₂ CO ₃	40.82	16.05	56.87
Otros	-.-	68.84	68.84
Ester de Sebo y Sa- carosa	-.-	582.31	582.31
Total...	3881.90	25581.50	29463.40

(2) En apéndice (E) se complementa el balance de material.

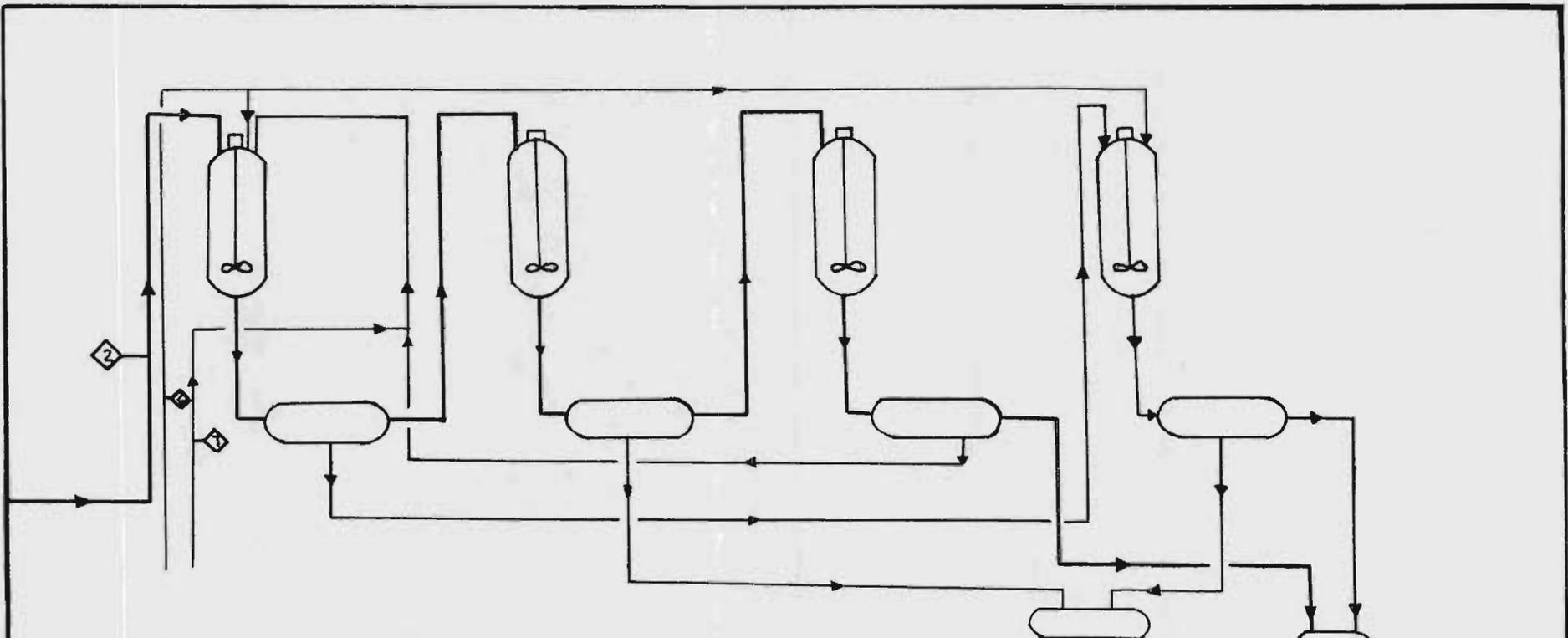
DIAGRAMA DE BALANCE DE MATERIAL
BASE: UNA HORA DE OPERACION





CORRIENTE COMPONENTE	ALIMENTACION PRES-COA	1	2	3	4	5
SEBO DE METIL	301.475	—	—	—	—	—
SACAROSA	329.115	752.542	767.934	—	—	—
DIMETILFORMAM.	7.781	2264.308	2252.154	2268.64	7.781	0.070
H ₂ O	1.080	0.478	—	—	—	—
n-BUTANOL	—	—	—	—	—	—
METANOL	—	—	—	32.426	—	32.426
DIMETILAMINA	—	—	—	2.766	—	2.766
N ₂ Cl	—	—	—	—	—	—
K ₂ CO ₃	6.802	2.675	2.721	—	—	—
OTROS	—	11.473	28.526	—	—	—
ESTER SEBO Y SAL	—	97.052	669.977	—	—	—
TOTAL :	646.981	3128.568	3721.314	2303.808	7.781	35.282

U N A M	FAC. QUIMICA
BALANCE DE MATERIAL AREA DE REACCION	
TESTIS PROFESIONAL	1979

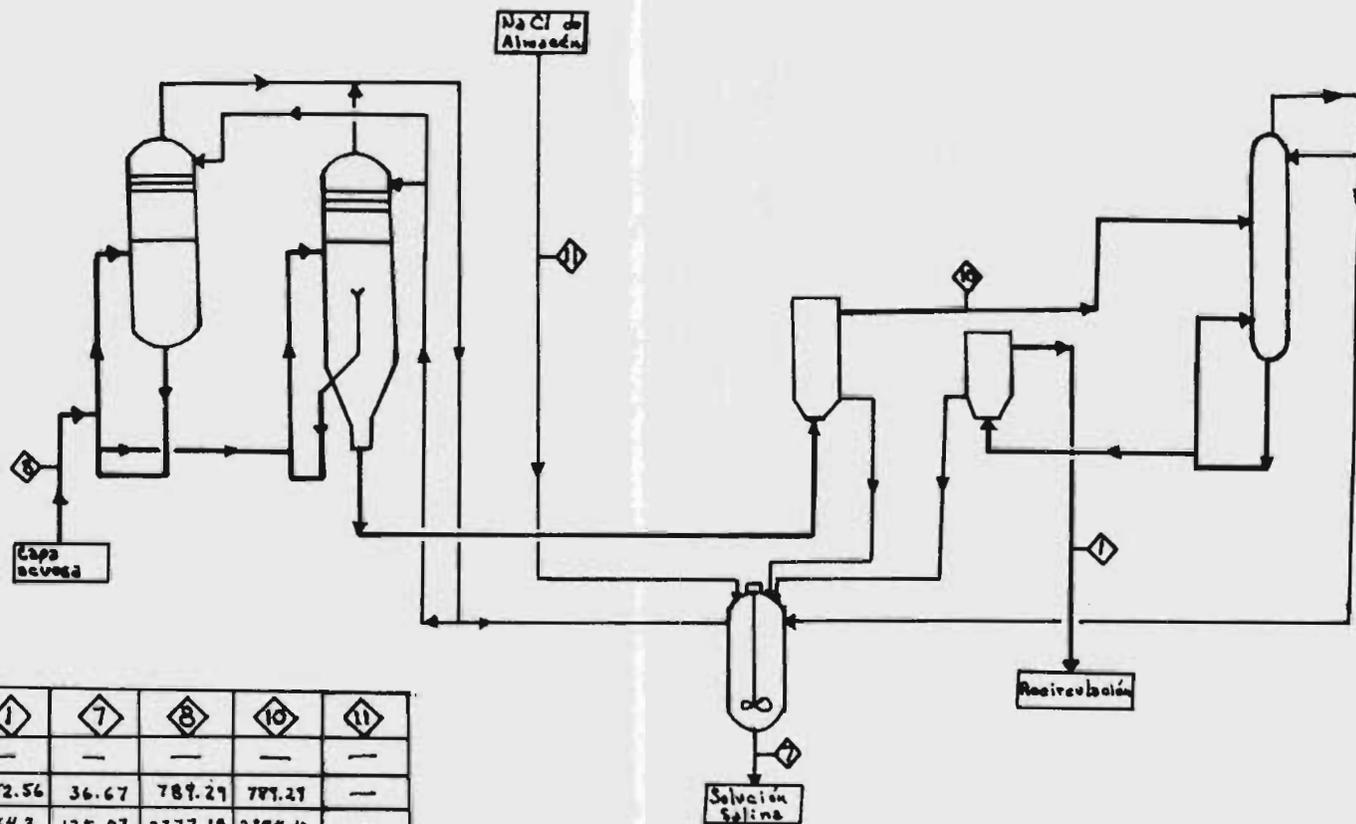


COMPONENTE	2	6	7	8	9
SEBO DE METILO	—	—	—	—	—
SACAROSA	767.936	—	36.68	787.29	15.33
DIMETILFORMAN.	2252.15	—	125.03	2377.18	—
H ₂ O	—	1517.0	10661.49	11632.51	545.98
n-BUTANOL	—	5775.19	512.15	562.95	5724.39
METANOL	—	—	—	—	—
DIMETILAMINA	—	—	—	—	—
NaCl	—	—	1963.35	1875.01	88.34
K ₂ CO ₃	2.72	—	0.090	2.76	0.045
OTROS	28.52	—	0.453	0.453	28.53
ESTER SEBO Y ANO	669.97	—	4.58	113.10	561.45
TOTAL:	3721.31	7292.19	13303.82	17353.75	6764.06

Capa acuosa a área de Recuperación

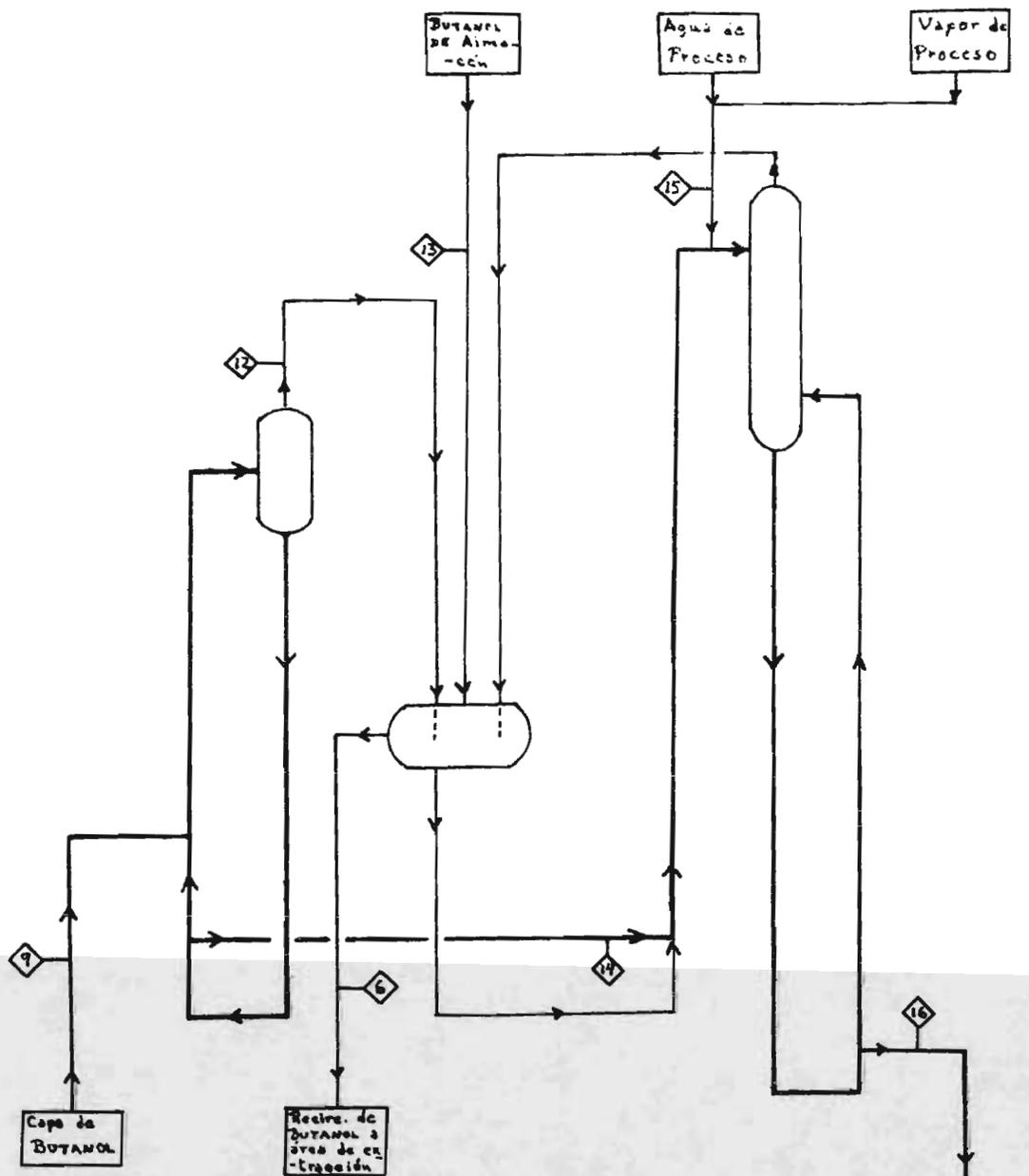
Capa de Butanol a área de Producto

U N A M	FAC. QUIMICA
BALANCE DE MATERIAL AREA DE EXTRACCION	
TESIS PROFESIONAL	1979



CORRIENTE COMPONENTE	1	7	8	10	11
SEBO DE METIL	—	—	—	—	—
SACAROSA	752.56	36.67	789.27	789.27	—
DIMETILFORMAM	2264.3	125.03	2377.18	2299.10	—
H ₂ O	0.5	10661.5	11632.31	579.17	—
n-BUTANOL	—	512.15	562.95	—	—
METANOL	—	—	—	—	—
DIMETILAMINA	—	—	—	—	—
NaCl	—	1963.35	1875.01	217.82	88.34
K ₂ CO ₃	2.67	0.090	2.76	2.67	—
OTROS	11.47	0.453	0.453	9.34	—
DATA 26307 MC	97.05	4.58	113.10	97.73	—
TOTAL:	3128.57	13303.82	17353.75	2985.14	88.34

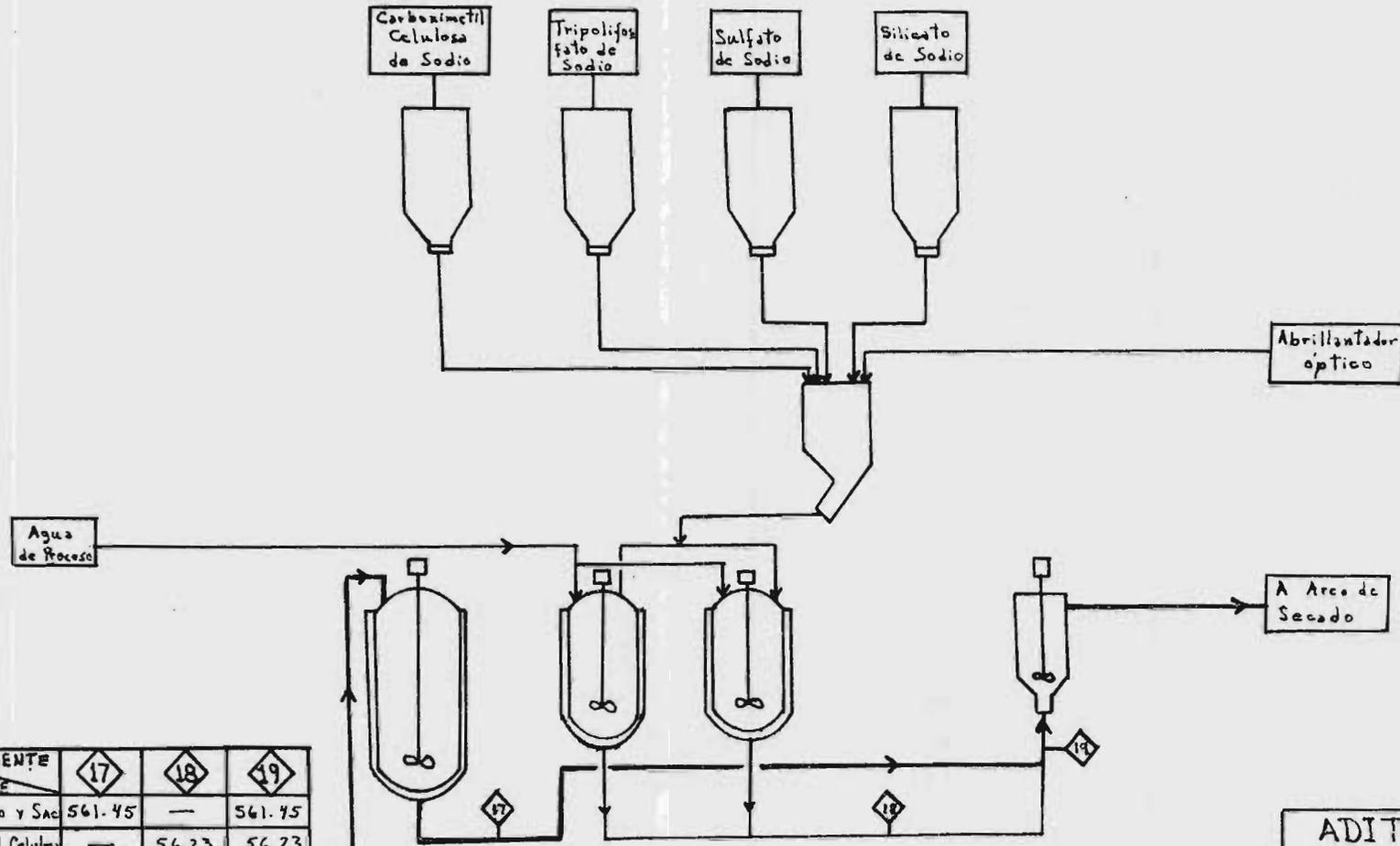
U N A M	FAC. QUIMICA
BALANCE DE MATERIAL AREA DE RECUPERACION DE SAL	
TESIS PROFESIONAL	1979



COMPONENTE	6	9	12	13	14	15	16
SEBO DE METILO	—	—	—	—	—	—	—
SACAROSA	—	15.33	—	—	15.33	—	15.33
DIMETILFORMAM.	—	—	—	—	—	—	—
H ₂ O	1517.00	546	890.52	—	55.64	2252.10	2245.8
n-BUTANOL	5775.19	5724.40	2323.76	8.11	3400.63	—	4.58
METANOL	—	—	—	—	—	—	—
DIMETILAMINA	—	—	—	—	—	—	—
NaCl	—	88.34	—	—	88.34	—	88.34
K ₂ CO ₃	—	0.045	—	—	0.045	—	0.045
OTROS	—	28.53	—	—	28.52	—	28.52
ESTER SEBO Y AGUA	—	561.45	—	—	561.45	—	561.45
TOTAL:	7212.19	6964.09	2814.28	8.11	4149.95	2252.10	2944.06

Solución de éster de Sebo y Sacarosa a área de Formulación

U N A M	FAC. QUIMICA
BALANCE DE MATERIAL AREA DE RECUP. DE BUTANOL	
TESIS PROFESIONAL 1979	

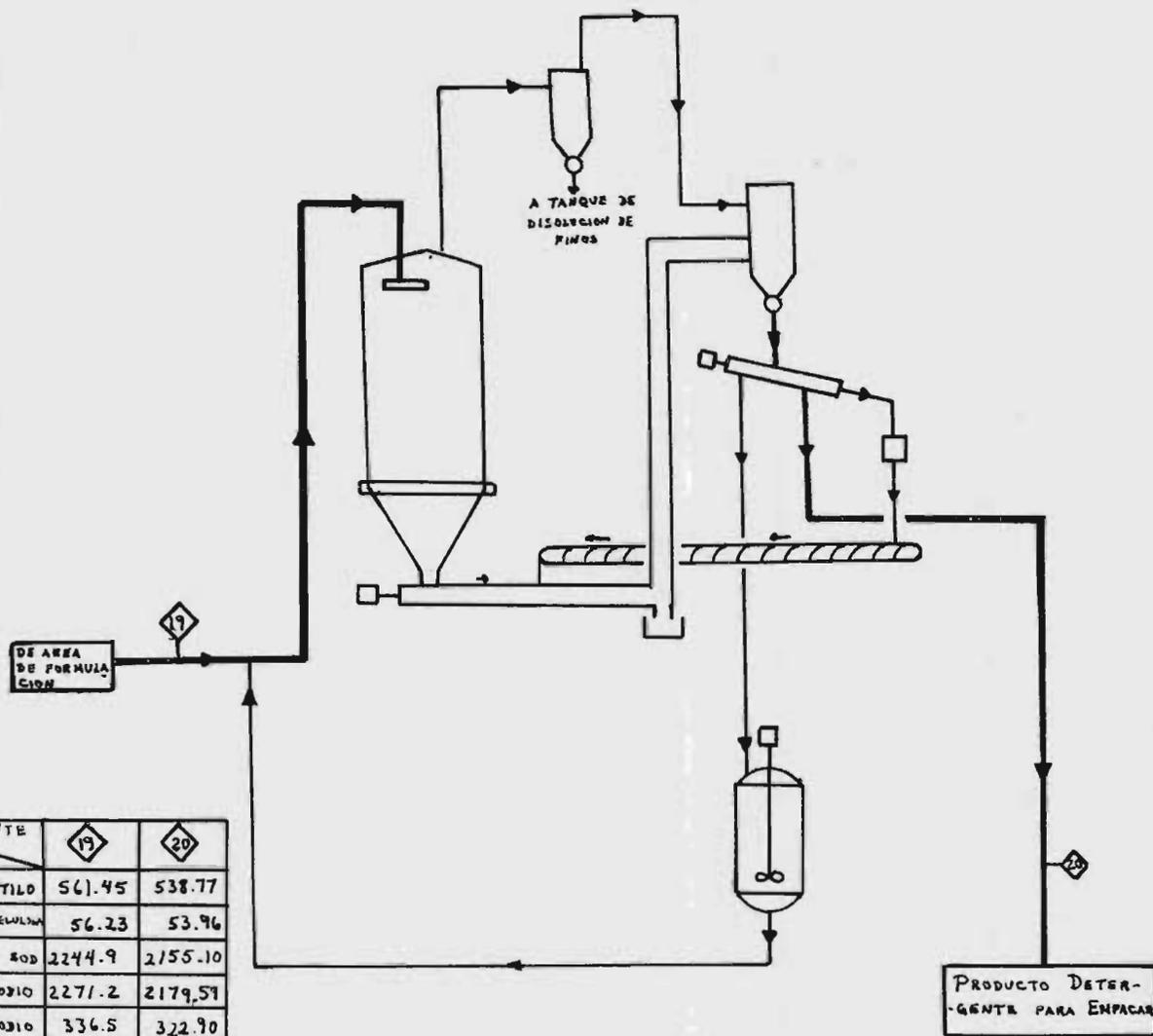


CORRIENTE COMPONENTE	17	18	19
ESTER SEBO Y SAC	561.45	—	561.45
Carboximetil Celulosa	—	56.23	56.23
Tripolifosfato de Na	—	2244.9	2244.9
Sulfato de Sodio	—	2271.2	2271.2
Silicato de Sodio	—	336.5	336.5
Abrillantador Optico	—	8.61	8.61
Agua de Proceso	2295.8	3365.5	5611.33
Diversos	186.96	—	136.96
TOTAL:	2944.2	8282.94	11227.17

Ester de Sebo y Sacarosa

U N A M	FAC. QUIMICA
BALANCE DE MATERIAL AREA DE FORMULACION	
TESTS PROFESIONAL	1979

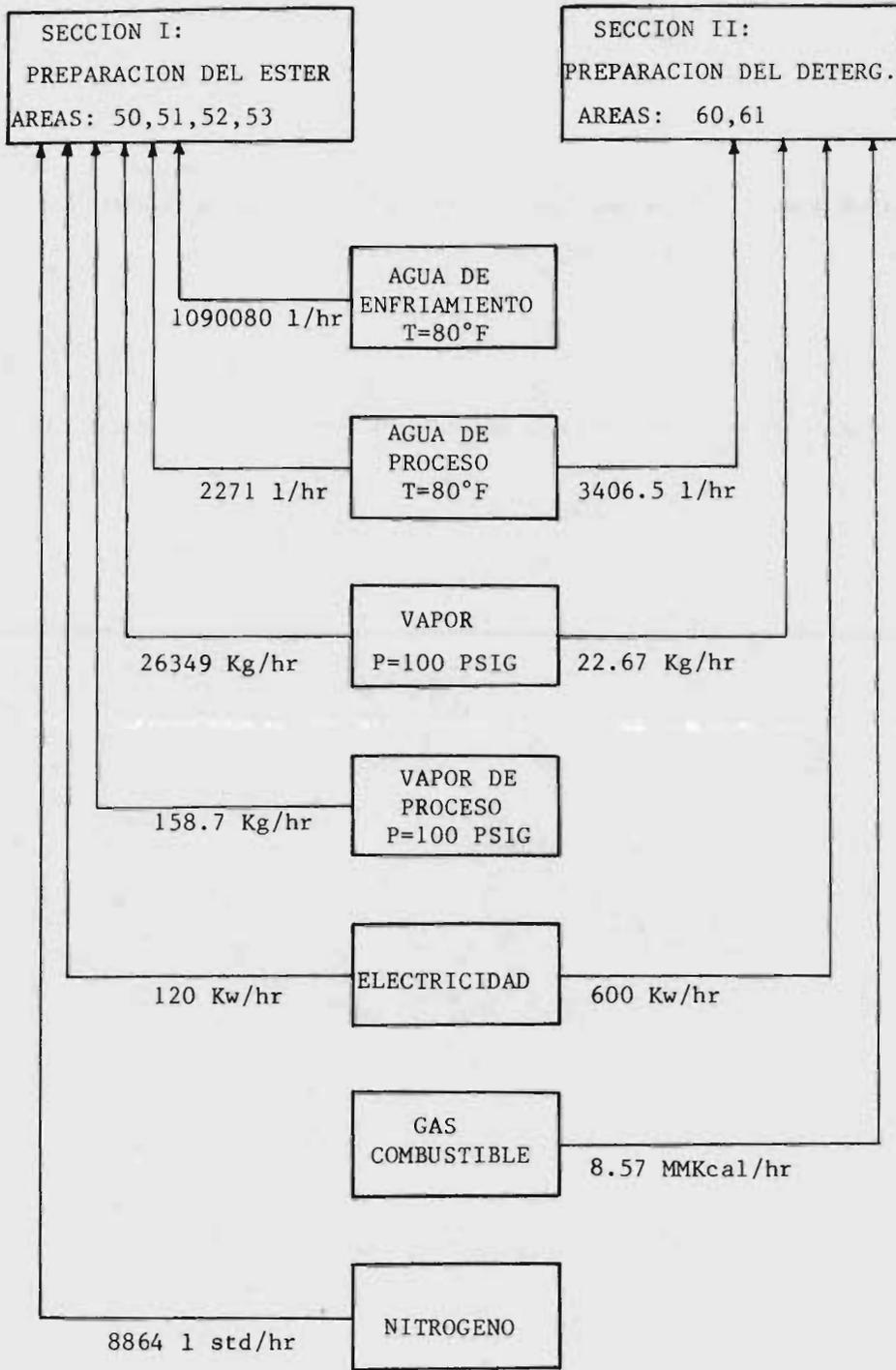
ADITIVOS	KGs.
Carboximetil Cel. de Na	224.94
Tripolifosfato de Sodio	8979.59
Sulfato de Sodio	9084.80
Silicato de Sodio	1346.03
Abrillantador Optico	34.46
Agua de Proceso	13,462.15
TOTAL	33,131.97



CORRIENTE	19	20
SEBO DE METILO	561.45	538.77
CARBOXIMETIL CELULOSA	56.23	53.96
TRIPOLIFOSFATO SOD	2244.9	2155.10
SULFATO DE SODIO	2271.2	2179.59
SILICATO DE SODIO	336.5	322.90
ABRILLANTADOR OPTICO	8.6	8.16
AGUA DE PROCESO	5611.33	293.44
DIVERGOS	136.96	126.99
TOTAL :	11227.17	5668.70

U N A M	FAC. QUIMICA
BALANCE DE MATERIAL AREA DE SECADO	
TESIS PROFESIONAL	1979

REQUERIMIENTOS DE SERVICIOS AUXILIARES
BASE: UNA HORA DE OPERACION



4) EVALUACION TECNICA DEL DETERGENTE

Con el objeto de evaluar y comparar el comportamiento del Ester de Sebo y Sacarosa (E.S.S.) como agente activo en detergentes de servicio pesado, se realizaron pruebas por varios investigadores (22) (59) (42), en las que tambien se emplearon surfactantes establecidos comercialmente; los resultados de estos trabajos experimentales, son expuestos a continuación:

a) Pruebas de Detergencia. -

Los agentes tensioactivos comerciales aniónicos, como ABS, LAS, y otros no iónicos como nonil fenol etoxilado, (e incluso con escamas de jabón) fueron dispuestos como constituyentes activos en formulaciones generalmente empleadas en detergentes, (empleándose para ello aditivos convencionales (1)). De la misma manera, fué formulado un detergente conteniendo ESS. Preparados los diversos detergentes, se procedió a evaluar y comparar la eficiencia de estos en la remoción y redeposición de suciedad.

Pudo observarse que, particularmente, la acción de remoción de suciedad causada por el detergente preparado con ESS, es mejor que el debido a los no iónicos, y ligeramente inferior al de los aniónicos; en la redeposición de suciedad el ESS, es más eficiente que los aniónicos, pero algo menor que los no iónicos.

(1) Tripolifosfato de sodio, Silicato de Sodio, Carboximetilcelulosa de Sodio, Sulfato de Sodio, principalmente.

Sobre la base de balancear el efecto entre remoción y redeposición de suciedad, se fijó como una carga adecuada en 10% de ESS en el detergente formulado para servicio pesado, que es justamente la correspondiente al producto terminado en el proceso (Ver Capítulo III. 2. a.).

Con el objeto de visualizar el efecto al reemplazar parcial ó totalmente el surfactante alquil aril sulfonato (ABS) por un agente no iónico, incluyendo en este grupo el ESS en un detergente formulado, otra prueba fué realizada (59).

Se encontró que los compuestos etoxilados causan disminución del poder detergente al ser combinados con ABS, en contraste con el efecto causado cuando se empleó el ESS en esta combinación, pues la detergencia permanece constante.

b) Pruebas de Resistencia a la Hidrólisis. -

Para probar la resistencia del ESS en condiciones hidrolíticas, las cuales pueden presentarse durante la preparación del detergente de sacarosa al emplear los aditivos anteriormente señalados⁽¹⁾ se realizó una prueba (22) que consistió en revisar el efecto en la remoción y redeposición de suciedad en los casos siguientes:

1. - Cuando los detergentes empleados eran preparados mezclando el surfactante conjuntamente en agua y aditivos, secando posteriormente el producto.

2. - Cuando estos detergentes son preparados, mezclando primeramente los diversos aditivos en presencia de agua y la mezcla resultante combinada con el surfactante para terminar secando el producto.

De los resultados obtenidos, se hizo evidente que al elaborar el detergente conforme al primer caso, se hidrolizaba algo el ESS, por lo que es conveniente mezclar el ESS continuamente con los aditivos, previa mezcla de ellos en agua, justamente antes de alimentar el producto a un secador por rocío⁽²⁾.

También se pudo concluir que el producto formulado con el ESS es estable en las condiciones ambientales propias de almacenamiento de detergentes.

c) Pruebas complementarias. -

Otras pruebas fueron realizadas (22) (42) (43) , con detergentes formulados con ESS como la acción espumante, la biodegradabilidad, la dispersión de jabón de cal y el valor de HLB. Los resultados son sintetizados en la tabla siguiente: (10)

(2) Este es el procedimiento empleado en el proceso.

TABLA 10

PRUEBAS REALIZADAS PARA EL ESS ⁽¹⁾

<p>Poder Espumante: Biodegradabilidad:</p>	<p>Algo menor que el correspondiente a los ABS Más rápida que los comerciales LAS y ABS, tanto en condiciones aeróbicas como anaeróbi- cas; el LAS es lentamente degradado en condi- ciones anaeróbicas.</p>
<p>Dispersión de Jabón de cal:</p>	<p>Parecido al observado con el nonil fenol-10- etilelenóxido, (considerado como un buen dis- persador) y mucho mejor que el causado por el aniónico ABS, (un dispersador poco eficien- te) Valor de HLB 29 (el alto valor significa una al- ta afinidad por el agua).</p>

(1) Ester de Sebo y Sacarosa

CAPITULO IV

ESTUDIO ECONOMICO DEL PROCESO

ESTUDIO ECONOMICO DEL PROCESO.1. - ESTUDIO DE MERCADO. -

Ya que los detergentes sintéticos de consumo actual, son elaborados en base al dodecil benceno sulfonato de sodio⁽¹⁾, el cual a su vez es producido a partir de dodecil benceno y teniendo en consideración, que la mayor cantidad de este compuesto es empleado para obtener el constituyente activo del detergente sintético (dodecil benceno sulfonato de sodio), resulta en consecuencia que la producción y satisfacción del mercado interno de detergentes será función directa de la producción de dodecil benceno. Actualmente se encuentran en operación dos plantas de dodecil benceno; una en Azcapotzalco, D. F., con capacidad nominal de 44,500 tons./año, y otra en Cd. Madero, Tamps. con una capacidad nominal de 28,000 tons./año, de forma que la capacidad nominal total de las dos plantas es de 72,500 tons., que a la fecha no han sido suficientes para satisfacer la demanda interna, dando paso a las importaciones, como se muestra en el cuadro (7).

El éster de sebo y sacarosa, surfactante de propiedades funcionales muy similares al dodecil benceno sulfonato de sodio, puede complementar a éste en el mercado de detergentes sintéticos, sin embargo, atendiendo a la novedad que representaría en el mercado la introducción de detergentes elaborados con sacarosa, se ha procedido a estimar un mercado potencial para los

(1) en el proceso de preparación del dodecil benceno sulfonato, intervienen dos etapas, que son la sulfonación, con rendimiento de 100% y la neutralización con rendimiento de 95%.

CUADRO 7

PRODUCCION DE DODECILBENCENO

	<u>1968</u>	<u>1969</u>	<u>1970</u>	<u>1971</u>	<u>1972</u>	<u>1973</u>	<u>1974</u>	<u>1975</u>	<u>1976</u>	<u>1977</u>
Producción	45863	44942	49456	47563	53334	48721	60002	72395	63134	62473
Importación	-.-	-.-	-.-	-.-	-.-	1398	4103	2922	4868	26530
Exportación	5856	8229	1071	901	-.-	1003	-.-	-.-	-.-	-.-
Consumo Aparente	39987	36713	48345	46662	53326	49116	64105	75317	68002	89003
Capacidad	46000	46000	46000	46000	46000	46000	72000	72000	72000	72000

detergentes de azúcar en base al de los detergentes sintéticos ya establecido, en lugar del que pudiera indicarse por un pronóstico de la demanda, el cual asignaría una elevada capacidad de planta.

2. - CAPACIDAD DE LA PLANTA. -

La capacidad de la planta productora de detergentes de sacarosa, para la cual se ha desarrollado el estudio económico, se ha fijado en 45,000 toneladas anuales de producto, que representa aproximadamente el 6% del mercado interno de detergentes sintéticos.

La cantidad de éster de sebo y sacarosa necesaria para la producción señalada, es de 4,490 toneladas, que corresponde al 6.19% de la capacidad nominal total instalada de dodecil benceno, y en un 5% con respecto al consumo aparente de dodecil benceno.

En base a la capacidad de planta indicada, se realizó la evaluación del equipo diseñado para ésta capacidad.

3. - EVALUACION DE EQUIPO. -

El equipo utilizado en la producción del detergente de sacarosa, indicado en el diagrama de proceso (Ver Estudio Técnico) ha sido evaluado en base a distintas referencias bibliográficas, (las cuales se indican), y para ello se emplearon los parámetros de diseño correspondientes a cada equipo, así

como la selección de materiales adecuados según el tipo de servicio. Estos parámetros de diseño se han tomado en algunos casos directamente de la información propia del proceso, (por ejemplo las capacidades volumétricas de tanques), y en otras ocasiones se han calculado en base a dicha información (como el área de transferencia de calor en los cambiadores de calor por ejemplo).

Los costos de los equipos han sido actualizados por Indices de Marshall y Stevens y son LAB planta en Veracruz.

En la lista de equipo, presentada al final de esta evaluación, se resumen los conceptos relativos a esta, así como las características de diseño y materiales de construcción.

COLUMNAS DE DESTILACION. -

El costo para las columnas de platos fué estimado con fundamento en dos ecuaciones, (Referencia Kenneth). Con la primera se obtiene el costo para la coraza de la columna, y con la segunda el costo de los platos; de modo que al sumar ambos costos se encuentra el costo total de cada columna. Las ecuaciones son las siguientes:

$$1) \text{ COSTO DE LA CORAZA} = \text{COSTO BASE} \times F_m \times F_p \times I$$

El costo base se encuentra graficamente con información de la altura y diámetro de la columna (datos de proceso); F_m es el factor de material de coraza; F_p es factor de presión de diseño; I es índice de actualización.

$$2) \text{ COSTO DE PLATOS} = [\text{COSTO BASE} \times (F_s + F_t + F_m)] \times I$$

Con la altura y diámetro de la torre se localiza graficamente el costo base; F_s es factor de espaciamiento entre platos; F_t es factor del tipo de plato; F_m es el factor de material para platos; I es índice de actualización.

Para la torre empacada también se estima el costo de la coraza por medio de la ecuación (1), añadiéndose a este costo el perteneciente al empaque.

Con el tipo y material de empaque para un diámetro por pieza del mismo se encuentra tabulado, (Referencia Kenneth), el costo de empaque por unidad volumétrica, por lo que calculando el volúmen de la torre que lleva empaque se obtiene el costo total de empaque.

REACTORES. -

El costo de los reactores fué estimado graficamente (Referencia Popper) en base a los siguientes datos:

Capacidad Volumétrica:	42,770.5 Litros
Tipo de Reactor:	Tanque Agitado
Presión de Operación:	Vacío
Material:	Acero Inoxidable 304 por el lado del proceso

Finalmente, el costo obtenido por gráfica de acuerdo a los datos anteriores fué actualizado por los índices de Marshall y Stevens y en consideración al costo por fletes, impuestos y seguros.

CAMBIADORES DE CALOR. -

Los cambiadores de calor evaluados son calentadores y enfriadores con disposición de flujos en contracorriente.

Para los enfriadores se utiliza agua⁽¹⁾ como medio de enfriamiento, la cual circula por el lado de los tubos, en tanto que el fluido caliente lo hace por el lado de la coraza del cambiador, siendo éste de tipo de cabezal flotante con varios pasos por la coraza.

Los calentadores utilizan vapor⁽²⁾ como medio de calentamiento y son de tipo Kettle, con dos pasos para el lado de los tubos por donde circula el vapor, y el fluido frío por el lado de la coraza.

El costo de los cambiadores fué calculado de acuerdo al método de Kenneth (Referencia Kenneth) que consiste en lo siguiente:

La ecuación de cálculo empleada es:

$$\text{COSTO DE CAMBIADOR} = \text{COSTO BASE} \times [(F_d + F_t + F_s) \times F_m] \times [I]$$

donde:

COSTO BASE: Obtenido por interpolación gráfica con el área de transferencia de calor, (ft²), la cual es calculada como posteriormente se indica.

F_d: Factor de diseño del cambiador; de gráfica a partir del costo base, tomando factores para cambiadores tipo Kettle y cabezal flotante respectiva-

(1) Agua fresca ó de proceso a 80° F y 100 lb/in²

(2) Vapor generado ó de proceso, saturado, 100 psig

mente.

F_t: Presión de diseño por el lado de los tubos; de gráfica, considerando la presión por el lado de los tubos se obtiene el factor correspondiente según el tipo de cambiador.

F_s: Factor de diseño por el lado de la coraza; de gráfica, con la presión por el lado de la coraza y el tipo de cambiador.

F_m: Factor de Material de Construcción; con el área de transferencia calculada, y el tipo de material utilizado para la construcción del cambiador, (acero al carbón, monel, etc.) se obtiene gráficamente.

I: Índice de actualización de Marshall y Stevens. El cálculo para el área de transferencia de calor se determinó en base a la ecuación:

$$A = \frac{Q}{(U)(LMTD)}$$

siendo Q la carga térmica, (Btu/Hr)

LMTD, la temperatura media logarítmica, (°F)

U, coeficiente total de transferencia de calor, Btu/Hr (ft²) (°F),

(Referencia Kern).

Los valores obtenidos para cada uno de los cambiadores se enlistan en la tabla 11 , en tanto que los costos y materiales se encuentran en la Lista de Equipo.

EVAPORADORES. -

Se utiliza en el proceso un sistema de dos evaporadores de circulación forzada⁽¹⁾ de operación a contra corriente con el vapor por dentro de los tubos. La evaluación económica de los evaporadores se realizó en base al área de transferencia de calor, (Referencia Aries), la cual fué calculada.

Por interpolación gráfica, con el área de transferencia y el material de construcción (el cuerpo del evaporador se consideró de acero forjado, y los tubos de admiralty), se encuentra el costo para cada evaporador, el cual es corregido por los factores de actualización correspondientes. Los costos de los evaporadores se hallan en la Lista de Equipo.

Para calcular el área de transferencia se estableció un balance térmico para ambos efectos, así como un balance de materia, considerando el calor específico igual a 1 en los dos efectos, que las pérdidas por radiación son despreciables, y el condensado sale a su temperatura de saturación.

Las ecuaciones empleadas son:

$$W_1 h_1 + W_f (t_f - t_2) = W_2 h_2$$

$$W_s h_s = (W_f - W_2) (t_1 - t_2) = W_1 h_1$$

$$W_{1.2} = W_1 + W_2$$

donde:

$$W_1, W_2 = \text{Agua removida de los efectos 1 y 2 (lb/hr)}$$

- (1) Sistema conveniente para sustancias viscosas y materias de incrustación como es el caso de sacarosa y éster de sebo y sacarosa, con NaCl.

W_f = Alimentación (lb/hr)

W_s = Vapor de calentamiento al primer efecto

t_f = Temperatura de alimentación

L = Calor latente de vaporización (Btu/lb), (Referencia Kern)

$W_{1,2}$ = Agua total removida por evaporación (lb/hr)

Substituyendo datos los cuales son:

$W_f = 38,264$ lb/hr

$t_f = 154$ °F

$W_{1,2} = 24,367.2$ lb/hr

	<u>Presión</u>	<u>T (°F)</u>	<u>L(Btu/lb)</u>
1er Efecto	114.86	335	882
2º Efecto	59.44	293	913
Vapor al Cond.	3.86	155	1,008

y resolviendo ecuaciones se tiene:

$W_1 = 14,419.47$ lb/hr

$W_2 = 9,947.73$ lb/hr

$W_s = 10,496.08$ lb/hr

Planteando las ecuaciones térmicas:

$$A_1 = \frac{Q}{UA\Delta T} = \frac{W_s h_s}{U_1(T_s - T_1)}$$

$$A_2 = \frac{Q}{U_2(T_1 - T_2)} = \frac{W_1 h_1}{U_2(T_1 - T_2)}$$

siendo A el área de transferencia para cada evaporador; Q , la carga térmica correspondiente y U , el coeficiente de transferencia térmica, (obtenido de Referencia Kern). Al substituir los datos respectivos se encuentra el área de transferencia.

Los valores de cada uno de los elementos de las ecuaciones anteriores se indican en la tabla 12.

TABLA 12

E V A P O R A D O R E S

	T (°F)	λ (Btu/lb)	P (lb/in ²)	W (lb/hr)	A (ft ²)
Corriente de Alimentación	154			38264	
Agua Evaporada				24367.2	
Vapor de Alimentación	335	882	114.8	10496	
1er Efecto	293	913	59.4	14419.4	429
2º Efecto	155	1008	3.86	9947.7	435

EYECTORES. -

Con dato de la presión de vacío correspondiente a cada equipo que así requiera operar (como son los reactores, evaporadores, torre de recuperación de butanol y tanque dearador) se localiza la capacidad en lb/hr de aire seco de los valores tabulados (Referencia Marks) para distintas presiones de vacío, atendiendo también al número de etapas (ó saltos) recomendados, (Referencia Perry) de acuerdo a la presión de vacío requerida. Con la capacidad de aire seco se interpola gráficamente (Referencia Aries) en la curva correspondiente a la presión de vacío de que se trate, encontrándose en las ordenadas el costo del sistema de eyección respectivo, el cual incluye intercondensador cuando sea necesario. El costo es finalmente actualizado por índice de Marshall y Stevens.

TANQUES. -

Las especificaciones necesarias para estimar el costo de los tanques son:

- a) tipo de tanque: depende del servicio para el que se destina
- b) material de construcción y presión de diseño: se efectuó la selección de material apropiado para el servicio.
- c) capacidad volumétrica: dato de proceso

Conjuntando la información anterior se halla el costo base de cada tanque graficamente⁽¹⁾, el cual es actualizado por los índices de Marshall y Stevens.

(1) Referencia Aries

BOMBAS. -

En la lista de equipo se indican las bombas que requieren de repuesto, el tipo de bomba y material de construcción seleccionados, así como el costo de éstas.

Las bombas fueron cotizadas (13) en base a la ecuación:

$$\text{COSTO DE BOMBA} = [\text{C.B.} \times \text{Fm} \times \text{Fo} \times \text{I}] + \text{C. F.}$$

donde C. B. es el costo base de la bomba; Fm es factor de material;

Fo es factor de presión; I es el índice de actualización de Marshall y

Stevens; y C. F. es el costo por concepto de fletes, impuestos y seguros.

Por medio de curvas presentadas en gráficas se obtiene el costo base, precisando para ello el factor C/H, el cual está dado por el producto de la capacidad de la bomba (en gpm) y su presión diferencial (en psi).

Con este dato se interpola en las curvas propias al tipo de bomba (centrífuga, rotatoria, etc.) y se encuentra el costo base correspondiente.

AGITADORES. -

Para evaluar los agitadores, fué necesario procurarse información adicional y para ellos se utilizó un procedimiento de selección para sistemas de agitación (53) Mayo 24, 1976.) que consiste básicamente en lo siguiente:

De acuerdo al tipo de operación a efectuarse (reacción química, disolución, etc.) se selecciona un grado de agitación.

Por otro lado, dependiendo de la naturaleza física de los componentes a mezclarse se determina una velocidad de asentamiento; con estos dos parámetros y con el dato de capacidad del tanque se recomienda una potencia y velocidad de flecha.

Obtenida la potencia necesaria para el servicio al que se va a destinar el equipo, se procedió a seleccionar el tipo de agitador (paletas, turbina, hélice, etc.) así como el material de construcción convenientes para cada caso, (John H. Perry).

Con la información anterior se estimó el costo para cada agitador (15) por interpolación gráfica, considerando finalmente los índices y factores de actualización y comercialización respectivos.

TRANSPORTADORES. -

Para evaluar el costo de los transportadores fué necesario seleccionar el tipo de transportador a utilizar en cada caso, (de acuerdo al material a transportar), así como suponer una longitud aproximada de transporte. En tanto que el diámetro ó ancho del transportador es función de la capacidad requerida en la operación correspondiente y se encuentra tabulada, (15) (5). Con estos datos se halla graficamente el costo para cada transportador, siendo este actualizado por índices de Marshall y Stevens.

TOLVAS. -

Calculando la capacidad volumétrica de las tolvas con dato de la cantidad de material manejado y su densidad correspondiente se encuentra graficamente (Referencia Kenneth) el costo de cada tolva. El costo es actualizado por índice de Marshall y Stevens.

SEPARADORES CENTRIFUGOS. -

Los dos separadores centrífugos requeridos en el proceso han sido seleccionados del tipo tazón sólido por ajustarse este modelo a las necesidades del proceso⁽¹⁾.

El costo de cada centrífuga es obtenido en base al costo unitario de potencia, (Referencia Kenneth) para centrífugas de tazón sólido, y dicha potencia es función de la capacidad de material manejado (Referencia Perry) (10), por lo que al obtener la potencia y multiplicarla por el costo unitario de potencia se encuentra el costo de estos equipos, el cual se actualiza por índices de Marshall y Stevens.

CALENTADOR DE AIRE. -

Para efectuar el secado es inyectada una corriente de aire caliente que es suministrada del calentador de aire.

El costo del sistema de calentamiento de aire y distribución se obtiene por interpolación gráfica (Referencia Kenneth) teniendo como dato la carga térmica de 34×10^6 Btu/hr para este equipo. El costo obtenido fue corregido por los índices correspondientes.

(1) Estos separadores centrífugos son particularmente diseñados para recuperación de sólidos en operación continua cuando la densidad del sólido es mayor a la del líquido.

SECADOR DE ROCIO. -

La cámara de secado fué diseñada (Referencia Perry) para poder estimar su costo. Para diseñarla se hizo uso de las siguientes ecuaciones:

$$1. - \quad Q = (b)(w)$$

donde Q es el flujo de aire (m^3/min), b es un factor constante igual a 0.3, y w es la cantidad de agua evaporada (Kg/hr). Del balance de material se obtiene que $w = 5509 \text{ Kg}/\text{hr}$, de modo que al sustituir datos en la ecuación 1, $Q = 1652 \text{ m}^3/\text{min}$.

Para calcular el volúmen de la cámara se hace uso de la ecuación siguiente:

$$2. - \quad T = (Q)(\Theta)$$

siendo T el volúmen de la cámara, Q el flujo de aire (m^3/min) y Θ el tiempo de contacto que para el caso de detergentes se recomienda en 13 segundos, por tanto, al sustituir datos $T = 358 \text{ m}^3$.

Con el volúmen calculado se dimensiona la cámara, (Referencia Peters) obteniéndose:

$$\text{Altura de la Cámara} = 15.17 \text{ m}$$

$$\text{Diámetro de la Cámara} = 5.48 \text{ m}$$

En base a las dimensiones indicadas, y la cantidad de agua evaporada ($5,509 \text{ Kg}/\text{hr}$) el costo para el secador de rocío fué determinado, (Referencia Peters)

COLECTORES DE POLVO. -

El aire que inicialmente está caliente al entrar al secador, se enfría como resultado de la evaporación del agua y arrastra también partículas, las cuales son recuperadas por medio de un ciclón separador. En tanto que la corriente de aire que sale del ciclón separador es dirigido al filtro bolsa (efectuándose una segunda separación, recibiendo además la corriente del transportador neumático, llevándose a cabo una separación final de polvo y aire).

El sistema colector de polvos fué evaluado (Referencia Popper) en base a la capacidad de flujo de aire manejado por los sopladores respectivos. El costo corregido para cada equipo es indicado en la lista de equipo.

SOPLADORES. -

El costo estimado para los sopladores corresponde al tipo de sopladores denominados Turbosopladores ó Sopladores Centrífugos, que son recomendados especialmente para el manejo de volúmenes grandes (Referencia Perry); fueron cotizados usando como parámetro de evaluación la capacidad (Referencia Aries). la cual fué aproximada del flujo de aire del secador. El costo final presentado en la lista de equipo está corregido por los factores correspondientes.

TRANSPORTADOR NEUMATICO. -

El transportador neumático, el cual además de servir de medio para enfriar la corriente efluente de la cámara de secado, conduce las partículas al filtro bolsa su costo fue estimado en base a la cantidad de producto transportado (6 tons/hr), (Referencia Popper), así como de la suposición aproximada de una longitud de tubería y de la selección del material de construcción. El costo incluye también el soplador necesario para el servicio, siendo dicho costo corregido por los factores respectivos.

TAMIZADOR VIBRATORIO. -

Seleccionado como tamizador de doble vibración, y con la superficie de vibración necesaria se obtiene gráficamente el costo correspondiente (Referencia Aries) el cual es actualizado.

MOLINOS. -

Son requeridos para el proceso dos molinos, los cuales se han evaluado en base a seleccionar el tipo de molino y material de construcción convenientes para el servicio en que se utilizan. Ambos molinos se recomiendan del tipo pulverizador de acero inoxidable. Con esta especificación y con la cantidad de material que van a manejar (obtenida del balance de materia por corriente), se obtiene por interpolación gráfica (Referencia Peters) el costo el cual es corregido por los factores ya señalados.

LISTA DE EQUIPO

<u>SECCION: CLAVE</u>	<u>EQUIPO</u>	<u>ESPECIFICACIONES</u>	<u>COSTO (M. N.)</u>
DA-5001	Torre de Metanol	Diam. 0.3048 m; Alt. 13.72 m Acero Inox. 304 Empaque: Anillos Rasching 2.54 cm	424,994
DA-5201	Columna de Deshidratación	Diam. 0.915 m; Alt. 11.28 m Acero Inox. 304 Platos Perforados. 30 Platos	1'708,946
DA-5202	Torre de Butanol	Diam. 1.372 m; Alt. 6.097 m Acero Inox. 304 Platos Perforados. 16 Platos	1'100,435
TOTAL SERIE DA:			3'234,375
DC-50,01, 02, 03	Reactores	Diam. 3.51 m; Alt. 3.81 m Acero Inox. 304 Cap. 42,770.50 l (c/u)	4,952,383
TOTAL SERIE DC:			4'952,383
EA-5001	Condensador del Reactor	Sup. 41.152 m ² 554.85 M Kcal/Hr Admiralty	264,500
EA-5002	Reboiler de la Torre de Metanol	Sup. 14.48 m ² 148.80 M Kcal/Hr Admiralty/Ac. Carbón	246,169
EA-5003	Condensador de la Torre de Metanol	Sup. 2.546 m ² 27.74 M Kcal/Hr Admiralty	33,120

EA-5101	Enfriador del Efluente del Reactor	Sup. 16.52 m ² 113.50 M Kcal/Hr Admiralty	105,869
EA-5102	Enfriador de Butanol	Sup. 13.29 m ² 70.62 M Kcal/Hr Admiralty	97,405
EA-5103	Enfriador de la Solución Salina	Sup. 216.7 m ² 375.78 M Kcal/Hr Admiralty	724,914
EA-5201	Reboiler del Evaporador Primera Etapa	Sup. 147.58 m ² 4184.1 M Kcal/Hr Monel	839,638
EA-5202	Reboiler del Evaporador Segunda Etapa	Sup. 185.22 m ² 4950.8 MKcal/Hr Admiralty/Monel	2'119,634
EA-5203	Condensador del Sistema de Evaporación	Sup. 901.48 m ² 9651.95 M Kcal/Hr Admiralty/Ac. Carbón	1'739,835
EA-5204	Reboiler de la Columna de Deshidratación	Sup. 14.0 m ² 660.78 M Kcal/Hr Monel	246,169
EA-5205	Condensador de la Columna de Deshidratación	Sup. 73.57 m ² 668.34 M Kcal/Hr Admiralty	362,986
EA-5301	Reboiler del Tanque Flash de Butanol	Sup. 18.80 m ² 711.22 M Kcal/Hr Acero al Carbón	150,995
EA-5302	Condensador del Tanque Flash de Butanol	Sup. 113.84 m ² 668.35 M Kcal/Hr Admiralty	467,981
EA-5303	Condensador de la Torre de Butanol	Sup. 381.69 m ² 2554.85 M Kcal/Hr Admiralty	1'050,318

EA-5304	Reboiler de la Torre de Butanol	Sup. 61.64 m ² 2539.72 M Kcal/Hr Ac. Carbón/Admiralty	339,066
TOTAL SERIE EA:			8'788,599
EC-5201	Evaporador Primera Etapa	Sup. 39.87 m ² 2176 M Kcal/Hr Niquel/Admiralty	1,746,613
EC-5202	Evaporador Segunda Etapa	Sup. 40.427 m ² 3320.2 M Kcal/Hr Niquel/Admiralty	1,760,153
TOTAL SERIE EC:			3'506,764
EE-5001	Sistema Eyector de Vacío de Reactores	Presión de Vacío: 70 mmHg Difusor de Bronce Aluminio	279,611
EE-5201	Sistema Eyector de Vacío de Evaporadores	Presión de Vacío: 200 mm Hg Difusor de Bronce Aluminio	97,474
EE-5301	Sistema Eyector de Vacío de Recup. de Butanol	Presión de Vacío: 50 mmHg Difusor de Bronce Aluminio	394,703
TOTAL SERIE EE:			771,788
FA-5001	Tanque de Alimentación de Sebo	Diam. 0.91 m; Long. 3.35 m Acero Inox. (Revestimiento) Cap. 2271 l	237,912
FA-5002	Tanque de Balance de Efluente del Reactor	Diam. 2.45 m; Long. 7.32 m Acero Inox. Cap. 35,844 l	683,767
FA-5003	Tanque Alimentador de la Torre de Metanol	Diam. 1.98 m; Long. 4.88 m Acero Inox. Cap. 15,973 l	541,581
FA-5004	Tanque de Balance de DMF	Diam. 1.52 m; Long. 4.88 m Acero Inox. Cap. 9,273 l	406,180

FA-5101	Tanque Mezclador de Extracción	Diam. 1.52 m; Long. 4.88 m Monel Cap. 9,273 l	731,147
FA-5102	Tanque de Asentamiento de Extracción	Diam. 1.52 m; Long. 4.88 m Monel Cap. 9,273 l	487,439
FA-5103	Tanque Mezclador del Primer Lavado Salino	Diam. 1.22 m; Long. 4.88 m Monel Cap. 5,866.75 l	568,675
FA-5104	Tanque de Asentamiento del Primer Lavado Salino	Diam. 1.22 m; Long. 4.88 m Monel Cap. 5,866.75 l	358,800
FA-5105	Tanque Mezclador del Segundo Lavado Salino	Diam. 1.22 m; Long. 3.66 m Monel Cap. 4542.6 l	544,295
FA-5106	Tanque de Asentamiento del Segundo Lavado Salino	Diam. 1.22 m; Long. 3.66 m Monel Cap. 4542.6 l	338,491
FA-5107	Tanque Mezclador de Lavado de Butanol	Diam. 1.22 m; Long. 4.88 m Monel Capacidad 5,866.7 l	568,675
FA-5108	Tanque de Asentamiento de Lavado de Butanol	Diam. 1.22 m; Long. 4.88 m Monel Cap. 5,866.7 l	358,800
FA-5109	Tanque de Balance de la Capa Acuosa	Diam. 0.91 m; Long. 2.74 m Monel Cap. 1,892.5 l	206,471
FA-5110	Tanque de Balance de la Capa de Butanol	Diam. 0.762 m; Long. 1.83 m Acero Inox. 304 Cap. 946.25 l	121,854
FA-5201	Tanque de Balance del Agua Recuperada	Diam. 1.22 m; Long. 2.44 m Acero Inox. 304 Cap. 1173.35 l	128,656
FA-5202	Tanque Disolvedor de Sal	Diam. 1.22 m; Long. 3.05 m Monel Cap. 3785 l	471,178

FA-5203	Tanque de Balance del Efluente de la Centrífuga	Diam. 0.76 m; Long. 1.52 m Monel Cap. 757 l	121,854
FA-5204	Tambor de Reflujo de la Columna de Deshidratación	Diam. 0.406 m; Long. 1.83 m Acero Inox. 304 Cap. 265 l	67,689
FA-5301	Tambor Flash de Butanol	Diam. 1.22 m; Long. 4.88 m Monel Cap. 5866.75 l	358,800
FA-5302	Tanque de Asentamiento Butanol-Agua	Diam. 0.914 m; Long. 3.35 m Acero Inox. 304 Cap. 2271	189,566
TOTAL SERIE FA:			7'491,790
FE-5001	Tolva Alimentadora de Azúcar	11,000 l Acero al Carbón	10,281
GA-50,01,02	Bomba del Efluente del Reactor y Repuesto	75.7 l/min. 0.21 Kg/cm ² -2.46 Kg/cm ² Hierro Forjado/Ac. Inox. 304 Centrífuga	46,524
GA-5003	Bomba Alimentadora de la Torre de Metanol (con repuesto común para GA-5004)	56.77 l/min. 0.21 Kg/cm ² -1.53 Kg/cm ² Hierro Forjado/Ac. Inox. 304 Centrífuga	21,894
GA-50,04,05	Bomba de Recuperación de DMF	56.77 l/min. 0.35 Kg/cm ² -1.76 Kg/cm ² Hierro Forjado/Ac. Inox. 304 Centrífuga	45,612
GA-5101	Bomba de Extracción del Estrato Acuoso (repuesto común con GA-5104 y GA-5105)	227.10 l/min. 0.50 Kg/cm ² -2.11 Kg/cm ² Bronce/Monel Centrífuga	35,030
GA-5102	Bomba de Extracción del Estrato de Butanol (repuesto común con GA-5103 y GA-5107)	151.4 l/min. 0.50 Kg/cm ² -2.11 Kg/cm ² Bronce/Monel Centrífuga	32,111

GA-5103	Bomba de Primer Lavado Salino del Estrato de Butanol (repuesto común con GA-5102 y GA-5107)	113.55 l/min. 0.50 Kg/cm ² -2.11 Kg/cm ² Bronce/Monel Centrífuga	30,359
GA-5104	Bomba del Segundo Lavado Salino del Estrato Acuoso (repuesto común con GA-5101 y GA-5105)	113.55 l/min 0.50 Kg/cm ² -2.11 Kg/cm ² Bronce/Monel Centrífuga	30,359
GA-51,05,06	Bomba de Alimentación del Primer Evaporador	302.8 l/min 0.211 Kg/cm ² -1.83 Kg/cm ² Bronce/Monel Centrífuga	73,563
GA-51,07,08	Bomba de Alimentación de Butanol a Tanque Flash	151.4 l/min. 0.211 Kg/cm ² -1.83 Kg/cm ² Bronce/Monel Centrífuga	64,222
GA-52,01,02	Bomba de Recirculación del Primer Evaporador	757 l/min 0.914 Kg/cm ² ABS -1.62 Kg/cm ² Bronce/Monel Centrífuga	93,414
GA-52,03,04	Bomba de Recirculación del Segundo Evaporador	3785 l/min 1.05 Kg/cm ² ABS-1.05 Kg/cm ² man Bronce/Monel Centrífuga	128,445
GA-52,05,06	Bomba de Lodos Salinos	113.55 l/min 0.914 Kg/cm ² ABS-1.76 Kg/cm ² man Bronce/Monel Centrífuga	59,551
GA-52,07,08	Bomba de Agua Evaporada	283.87 l/min 0.211 Kg/cm ² -1.05 Kg/cm ² Hierro Forj/Ac. Inox. 304 Centrífuga	50,173
GA-52,09,10	Bomba de Recirculación de Sal	227.10 l/min 0.211 Kg/cm ² -2.46 Kg/cm ² Bronce/Monel Centrífuga	75,899

GA-52,11,12	Bomba Alimentadora de la Columna de Deshidratación	94.63 l/min 0.211 Kg/cm ² -0.63 Kg/cm ² Bronce/Monel Centrífuga	54.881
GA-52,13,14	Bomba de Fondos de la Columna de Deshidratación	1135.5 l/min 0.492 Kg/cm ² ABS-1.83 Kg/cm ² man Bronce/Monel Centrífuga	122.606
GA-52,15,16	Bomba de Reflujo de la Columna de Deshidratación	37.85 l/min 0.211 Kg/cm ² -1.476 Kg/cm ² Hierro Forjado/Ac. Inox. 304 Centrífuga	42.875
GA-53,01,02	Bomba de Recirculación del Tanque Flash de Butanol	567.75 l/min 0.77 Kg/cm ² ABS-1.05 Kg/cm ² man Bronce/Monel Centrífuga	77.067
GA-53,03,04	Bomba de Recirculación de Butanol	170.33 l/min 0.211 Kg/cm ² -2.46 Kg/cm ² Hierro Forj./Ac. Inox. 304 Centrífuga	54.735
GA-53,05,06	Bomba de Reflujo de la Torre de Butanol	56.78 l/min 0.211 Kg/cm ² -1.05 Kg/cm ² Hierro Forj./Ac. Inox. 304 Centrífuga	42,875
GA-53,07,08	Bomba de Fondos de la Torre de Butanol	1892.5 l/min 0.56 Kg/cm ² ABS-2.11 Kg/cm ² man Bronce/Monel Tipo Rotatoria de Engranés	221,536
TOTAL SERIE GA:			1'403,731
AG-50,01,02	Agitadores de Reactores	Tipo Turbina Acer Inox. 304 20 HP	620,241
AG-5101	Agitador de Tanque de Extracción	Tipo Hélice Monel 5 HP	56,902
AG-5102	Agitador del Primer Tanque de Lavado Salino	Tipo Hélice Monel 5 HP	56,902

AG-5103	Agitador del Segundo Tanque de Lavado Salino	Tipo Hélice Monel 3 HP	53,728
AG-5104	Agitador del Tanque de Lavado de Butanol	Tipo Hélice Monel 5 HP	56,902
AG-5201	Agitador del Tanque Disolvedor de Sal	Tipo Hélice Monel 3 HP	53,728
TOTAL SERIE AG:			898,403
JD-5001	Alimentador Gravi-métrico de Azúcar	Tipo Banda Ancho: 0.457 m Long.: 3.05 m	42,533
JD-5002	Transportador de Azúcar	Tipo Tornillo Diam. 0.356 m Long. 12.20 m	93,219
JD-5201	Alimentador de Sal	Tipo Banda Ancho: 0.356 m Long: 2.45 m	31,119
JD-5202	Alimentador de Sal Recuperada	Tipo Banda Ancho: 0.406 m Long.: 3.05 m	40,520
TOTAL SERIE JD:			207,391
PA-5201	Primer Centrifuga de Sal	Tipo Tazón Sólido Monel 11.5 HP	1'131,968
PA-5202	Segunda Centrifuga de Sal	Tipo Tazón Sólido Monel 3.5 HP	308,706
TOTAL SERIE PA:			1'440,674
FA-6001	Tanque de Solución Ester de Sebo y Sacarosa	Diam. 3.35 m; Long. 3.66 m Monel Cap. 32,172.5 l	2'437,172

FA-60,02,03	Tanques Mezcladores de Aditivos	Diam. 3.5 m; Long. 3.20 m Acero Inox. 304 Cap. 22.710 l	3'520,380
TOTAL SERIE FA:			5'957,552
FE-6001	Tolva Alimentadora de Aditivos	36,000 l Acero al Carbón	102,902
FF-61	Secador de Rocío- Unidad Paquete Consiste en:		
BC-61X	Calentador de Aire	8.57 MM Kcal/Hr	6'416,620
FF-61X	Secador de Rocío	Diam. 5.50 m; Alt. 15.20 m Cap. 5896 Kg/Hr de Agua Evaporada	6'769,999
EE-61X	Eyector	Presión de Vacío: 304 man Hg Difusor de Bronce-Aluminio	20,309
FA-6101X	Tanque Dearador	Diam. 0.914 m; Long. 2.74 m Acero Inox. 304 Cap. 1892.5 l	155,710
FA-6102X	Tanque Disolvedor de Finos	Diam. 0,914 m; Long. 3.35 m Acero Inox. 304 Cap. 2347 l	182,781
FC-61X	Ciclón	Cap. 1671 m ³ /min	456,293
FO-61X	Tamizador Vibratorio	Sup. 2.78 m ²	150,000
FG-61X	Filtro Bolsa	Cap. 1841 m ³ /min	1'368,879
GA-6101X	Bomba Dearadora	757 l/min Bronce Tipo Rotatoria Engranés	73,845
GA-6102X	Bomba de Lodos	757 l/min Bronce Tipo Diafragma	101,522

GA-6103X	Bomba de Recirculación de Finos	151.4 l/min. Bronce Tipo Rotatoria de Engranés	36,922
GB-6101X	Ventilador	Cap. 1671 m ³ /min Dif. de Presión: 0.14 Kg/cm ²	812,399
GB-6102X	Ventilador	Cap. 1841 m ³ /min Dif. de Presión: 0.14 Kg/cm ²	1'286,298
GD-61X	Agitador	Tipo Hélice Acero Inox. 304 2 HP	41,538
JD-6101X	Transportador Neumático y Accs.	Diam. 0.076 m Long. 30.48 m Acero Inox. 304	130,908
JD-6102X	Transportador Vibratorio	Ancho: 0.6096 m Long. 9.15 m	136,837
JD-6103X	Transportador de Tornillo	Diam. 0.406 m Long. 10.06 m	101,522
PA-6101X	Molino de Lodos	Cap. 5896 Kg/Hr Acero Inox. 316 Tipo Pulverizador	461,534
PA-6102X	Molino de Gruesos	Cap. 1000 Kg/hr Acero Inox. 316 Tipo Pulverizador	323,073
TOTAL UNIDAD PAQUETE FF:			19'026,989
GA-60,01,02	Bombas Alimentadoras de Ester de Sebo y Sacarosa	567.75 l/min 0.21 Kg/cm ² -1.97 Kg/cm ² Bronce/Monel Tipo Diafragma	171,948
GA-60,03,04	Bombas Alimentadoras de Aditivos	94.62 l/min 0.21 Kg/cm ² -1.97 Kg/cm ² Acero Forjado/Acero Inox. 304 Tipo Diafragma	111,205
TOTAL SERIE GA:			283,153

GD-6001	Agitador para FA-6001	Tipo Hélice Monel 7.5 HP	63,227
GD-60,02,03	Agitadores para FA-60,02,03	Tipo Hélice Acero Inox. 304 5 HP	93,012
GD-6004	Mezclador de Línea	Tipo Hélice Monel 10 HP	162,541
TOTAL SERIE GD:			318,780
JD-6001	Alimentador Gravi- métrico-NaCMC	Tipo Banda Ancho: 0.457 m Long. 5 m	45,021
JD-6002	Alimentador Gravi- métrico-NaTPP	Tipo Banda Ancho: 0.457 m Long: 5 m	45,021
JD-6003	Alimentador Gravi- métrico. Sulfato de Sodio	Tipo Banda Ancho: 0.457 m Long: 5 m	45,021
JD-6004	Alimentador Gravi- métrico. Silicato de Sodio	Tipo Banda Ancho: 0.457 m Long: 5 m	45,021
JD-6005	Transportador de Banda	Tipo Vibratorio Ancho: 0.61 m Long. 4.57 m	77,178
TOTAL SERIE JD:			257,262

4. - CAPITAL FIJO. -

El capital fijo comprende el costo total de las instalaciones de proceso, construcciones de proceso, construcciones, servicios auxiliares, e ingeniería involucrada en la realización de una nueva planta.

Para integrar el Capital Fijo, es necesario determinar los siguientes conceptos:

Costo Físico de la Planta y
Costo Directo de la Planta

Estos conceptos comprenden los siguientes elementos:

1. - Costo total de Equipo de Proceso: El cual ha sido obtenido por la suma del costo individual de cada equipo en las dos secciones del proceso, como se ha mostrado en la lista de equipo.

COSTO TOTAL DE EQUIPO: 58,652,817 M. N.

2. - Instalación: Para cada tipo de equipo de proceso se recomienda la asignación de una cantidad porcentual sobre su costo respectivo (Referencia Peters, Aries) y de esta forma se puede calcular el costo de instalación el cual se muestra en la tabla 13, así como los porcentajes considerados.

COSTO TOTAL DE INSTALACION: 15,546.710 M. N.

3. - Tubería: El costo de tubería fué estimado en función de la naturaleza física del material que se maneja en la planta, es decir líquido-sólido, y para el cual se estima aproximadamente un 36% del costo total del equipo.

(5).

COSTO DE TUBERIA: 21,115,014 M. N.

4. - Instrumentación: En consideración a la complejidad de la planta, el control del proceso debe ser extensivo, por lo que se ha seleccionado un 30% del costo total del equipo para obtener el costo de instrumentación, siendo este porcentaje el recomendado (15) para este tipo de plantas.

COSTO DE INSTRUMENTACION: 17,595,845 M. N.

5. - Aislamiento: Para aislamiento de equipo y tubería se recomienda un 8% sobre el costo total del equipo para plantas químicas donde las necesidades de aislamiento son moderadas. Esta relación fué empleada.

COSTO DE AISLAMIENTO: 4,692,225 M. N.

6. - Instalaciones Eléctricas: Estas instalaciones se refieren a las líneas de distribución de potencia, alumbrado, transformación y servicio, así como de instrumentos y control. Ordinariamente en plantas químicas los costos de instalaciones eléctricas fluctúan entre el 10 y 15% del valor de costo total del equipo, empleándose el 15% de este valor.

COSTO DE INSTALACIONES
ELECTRICAS: 8,797,922 M. N.

7. - Edificios: El costo de edificios incluyendo sus servicios correspondientes (como plomería, ventilación, alumbrado, etc.) fué estimado como un 47% del costo total del equipo, en atención a que este porcentaje es sugerido (15) para plantas nuevas y de localización en sitio nuevo, así como también al material que se maneja (líquido-sólido).

COSTO DE EDIFICIOS: 27,566,823 M. N.

8. - Terreno y acondicionamiento de terreno: El costo del terreno se ha calculado como el 8% del costo total del equipo, ya que este porcentaje representa un promedio entre los distintos costos dependientes de la ubicación del terreno.

En cuanto al acondicionamiento del terreno (nivelación, cercas, caminos, etc.) para plantas químicas es aproximado entre un 10 y 15% del costo total del equipo; para el presente estudio se consideró el 10%

COSTO DE TERRENO: 4,692,225 M. N.

ACONDICIONAMIENTO: 5,865,281 M. N.

9. - Servicios Auxiliares: El costo de equipo e instalaciones necesarias para la generación y suministro de vapor, agua, aire, etc. oscila entre 30 a 80% del costo total del equipo, siendo el 55% un promedio representativo para una planta de proceso de material líquido-sólido. En base a éste último porcentaje se tiene:

COSTO DE SERVICIOS AUXILIARES: 32,259,049 M. N.

10. - Costo Físico de la Planta: Sumando los costos de los conceptos anteriores, (Equipo, Instalación, Tubería, Instrumentación, Aislamiento, Instalaciones Eléctricas, Edificios, Terreno y Acondicionamiento del mismo, y Servicios Auxiliares), se tiene:

COSTO FISICO DE LA PLANTA: 196,783,000 M. N.

11. - Costo Directo de la Planta: A la cantidad resultante de sumar el Costo Físico de la Planta con el Costo de Ingeniería y Construcción, se de-

signa como Costo Directo de la Planta. El costo de Ingeniería y Construcción representa un 20% del Costo Físico de la Planta (15), por lo que se estima:

INGENIERIA Y CONSTRUCCION: 39,356,600 M. N.

COSTO DIRECTO DE LA PLANTA: 236,139,600 M. N.

12. - Capital Fijo: Los gastos de contratista y contingencias, así como el costo directo de la planta constituyen el Capital Fijo, los gastos de contratista dependen del tamaño, complejidad y localización de la planta. Se pueden estimar en un rango de 4 a 10% sobre el costo directo de la planta; tomando el 7%, se tiene:

GASTO DE CONTRATISTA: 16,529,772 M. N.

Con objeto de compensar por gastos no considerados, ó cambios pequeños de diseño, ó errores de estimación, etc., se consideran gastos por contingencias.

Se ha considerado un 20% sobre el Costo Directo de Planta para Contingencias, lo que representa un alto nivel para este concepto (el rango es de 8 a 20%) ya que no se tiene una experiencia previa en México de una planta sucroquímica.

CONTINGENCIAS: 47,226,920 M. N.

Finalmente el CAPITAL FIJO se calcula en: 299,897,290 M. N.

TABLA 13

EQUIPO	Claves de Equipo	Costo Total (M. N.)	% Sobre Costo de Equipo	Costo de Instalación (M. N.)
SECCION 50				
Torres de Destilación	Serie DA	3'234,375	35	1'132,031
Reactores	" DC	4'952,383	30	1'485,714
Cambiadores de Calor	" EA	8'788,599	20	1'757,719
Evaporadores	" EC	3'506,764	40	1'402,705
Eyectores	" EE	771,788	12	92,614
Tanques	" FA	7'491,790	20	1'498,358
Tolva	" FE	10,281	8	822
Bombas	" GA	1'403,731	15	210,559
Agitadores	" AG	898,403	10	89,840
Transportadores	" JD	207,391	20	41,478
Centrifugas	" PA	1'440,674	15	216,101
<u>Total Sección 50</u>		32'706,179		7'927,941
SECCION 60				
Tanques	" FA	5'957,552	20	1'191,510
Tolva	" FE	102,902	8	8,232
Calentador de Aire	" BC	6'416,620	30	1'924,986
Secador	" FF	6'769,999	50	3'384,999
Eyector	" EE	20,309	12	2,437
Tanque Dearador	" FA	155,710	20	31,142
Tanque Disolvedor	" FA	182,781	20	36,556
Ciclón	" FC	456,293	15	68,444
Tamizador Vibratorio	" FD	150,000	30	45,000
Filtro Bolsa	" FG	1'368,879	15	205,331
Bomba Dearadora	" GA	73,845	15	11,076
Bomba de Lodos	" GA	101,522	15	15,228
Bomba de Recirc. de Finos	" GA	36,922	15	5,538
Sopladores	" GB	2'098,697	10	209,869
Agitador	" GD	41,538	10	4,153
Transportadores	" JD	369,267	20	73,853
Molinos:				
De Lodo	" PA	461,534	35	161,537
De Gruesos	" PA	323,073	35	113,075
Bombas (ESS y Aditivos)	" GA	283,153	15	42,473
Agitadores	" GD	318,780	10	31,878
Alimentadores Gravimétricos	" JD	257,262	20	51,452
<u>Total Sección 60</u>		25'946,638		7'618,769

5. - CAPITAL DE TRABAJO. -

El capital de trabajo comprende los siguientes conceptos:⁽¹⁾

Inventario de Materias Primas, (en base a un mes de existencia).

Inventario de Proceso, (estimado como la mitad del costo de manufactura en el período equivalente al tiempo requerido para proceso).

Inventario de Producto Terminado, (considerado como un mes de producción al costo de manufactura).

Crédito Extendido, (equivalente a un mes de producción al valor de precio de venta).

Efectivo Disponible, (calculado como la diferencia del Inventario de Producción terminado y el Inventario de Materias Primas en base a un mes).

Considerando que la planta iniciara su operación en el año de 1980, y con el objeto de obtener diversas rentabilidades se ha calculado el capital de trabajo para tres diferentes precios de venta en referencia al año indicado, (Ver cuadro 8).

	CUADRO 8 CAPITAL DE TRABAJO		
	\$24.50	\$25.00	\$25.50
Inventario de Materia Prima	50'281,792	50'281,792	50'281,792
Inventario en Proceso	350,149.6	350,149.6	350,149.6
Inventario de Producción Terminado	58'358.335	58'358.335	58'358,335
Crédito Extendido	92'592,590	94'482,237	96'371.879
Efectivo Disponible	8'076,543	8'076,543	8'076,543
Capital de Trabajo	209'659,390	211'549,040	213'438.680

(1) Estos fueron estimados en base a referencia Aries.

CALCULO DEL CAPITAL DE TRABAJO PARA EL AÑO DE 1980.

Precio : \$24.50

Inventario de Materias Primas:

Costo de Materias Primas (1980)

$$\frac{\$603,381,516}{\text{año}} \times \frac{1 \text{ año}}{12 \text{ meses}} = \$50,281,792$$

Inventario en Proceso:

Costo de Manufactura (1980)

$$\frac{\$700,300,020}{\text{año}} \times \frac{1}{2} \times \frac{8 \text{ Hrs}}{8000 \frac{\text{Hrs}}{\text{año}}} = \$350,149.6$$

Inventario de Producto Terminado:

Costo de Manufactura (1980)

$$\frac{\$700,300,020}{\text{año}} \times \frac{1 \text{ año}}{12 \text{ meses}} = \$58,358,335$$

Crédito Extendido:

Producción

Precio de
Venta

$$\frac{45,351,473.92 \text{ Kg}}{\text{año}} \times \frac{1 \text{ año}}{12 \text{ meses}} \times \$24.50 = \$92,592,590$$

Efectivo Disponible:

Inventario Producto
Terminado

Inventario de
Materias Primas

$$58,358,335 - 50,281,792 = \$8,076,543$$

Capital de Trabajo = \$209,659,390

6. - CAPITAL TOTAL DE INVERSION. -

Es la suma del Capital Fijo con el Capital de Trabajo; debido a los diferentes precios de venta se tienen las siguientes inversiones, (cuadro 9):

Precio por Kg Capital	\$24.50	\$25.00	\$25.50
Capital Fijo	299'897,290	299'897,290	299'897,290
Capital de Trabajo	209'659,390	211'549,040	213'438,650
Capital Total	509'556,690	511'446,330	513'335,970

7. - COSTOS DE PRODUCCION. -

Los Costos de Producción se dividen en: a) Costos de Manufactura y b) Gastos Generales, (Ref. Peters), los cuales están constituidos de los siguientes renglones:

A) Costos de Manufactura. -

1) Costos de Materia Prima. -

Los precios unitarios fueron obtenidos directamente de proveedores.

El consumo es para 45,351,473 tons/año, (100 MM lbs/año) de detergente en base a 8,000 hrs de operación al año.

En el siguiente cuadro se presentan el consumo y precio de cada uno de los reactivos a utilizar.

CUADRO 10

Materia Prima	Consumo Anual Tons/Año	Precio Unitario \$/Ton.	Costo Anual \$
Azúcar Estandar	2,632.88	2,100	5'476,390.40
Sebo de Metilo	2,416.00	20,500	51'509,120.00
Dimetilformamida	63.84	19,550	1'297,994.80
Carbonato de Potasio	54.40	13,150	743,974.40
Material de Extracción			
Cloruro de Sodio	706.72	525	385,869.12
Butanol	65.60	17,650	1'204,153.60
Aditivos			
Tripolifosfato de Sodio	17,959.20	14,960	279'416,410
Sulfato de Sodio	18,169.60	10,820	204'458,870
Carboximetil Celulosa de Sodio	449.84	31,300	14'643,191
Silicato de Sodio	2,692.08	5,100	14'278,792
Abrillantador Optico	68.96	17,210	1'234,273.60
Total . . .	45,279.12		574'649,063

Costo Total de Materias Primas: \$574'649,063.00 / Año.

Nota:

Precios LAB Planta con 4% I.S.I.M.

CUADRO 11

2. - Costo de Servicios Auxiliares. ⁽¹⁾

Consumo para 45'351.473 tons/año.

Servicio	Consumo Anual		Precio Unitario	Costo Anual Para las dos Secciones
	Sección 50	Sección 60		
Agua de Enfriamiento	8'720,640 m ³	-.-	1.00 \$/m ³	8'720,640
Agua de Proceso	18,168 m ³	27,252 m ³	1.44 \$/m ³	65,404.8
Vapor de Media Presión	210,800 tn	181.6 tn	18.00 \$/tn	3'797,668.8
Vapor para Proceso	1,280 tn	-.-	18.00 \$/tn	23,040
Electricidad	960,000 kw	4'800,000 kw	0.25 \$/kw-hr	1'440,000
Gas Combustible	-.-	7'771,428.5 m ³	0.22 \$/m ³	1'745,696
Nitrógeno	71,542.85 m ³	-.-	5.50 \$/m ³	393,957.47

Costo Total de Servicios Auxiliares: \$16'186,407.17

(1) Estos precios pueden verse modificados por los incentivos fiscales de protección a la industria que estén en vigor.

3. - Mano de Obra para Operación. -

Para calcular el costo por mano de obra para operación, es necesario determinar la cantidad de horas hombre por año, y para ello se sigue el siguiente procedimiento. (Referencia Peters):

Con la capacidad de la planta de 45,351 tons/año por interpolación gráfica se obtiene que son requeridos 50 horas hombre por día y por etapa de proceso. Para este proceso las etapas que lo constituyen son diez, y son:

Reacción
Destilación
Extracción
Evaporación
Separación por Centrifugación
Deshidratación
Evaporación Instantánea (Flasheo)
Desalcoholización
Formulación
Secado

El proceso está diseñado para 8,000 horas de operación, es decir 333.33 días en un año de operación, por tanto:

$$\frac{333.33 \text{ días}}{1 \text{ año de operación}} \times \frac{50 \text{ horas hombre}}{\text{día - etapa de proceso}} \times \frac{10 \text{ etapas de proceso}}{1} = 166,665 \frac{\text{horas hombre}}{\text{año}}$$

$$\frac{166,665 \text{ horas hombre}}{\text{año de operación}} \times \frac{1 \text{ año de operación}}{333.33 \text{ días}} \times \frac{1 \text{ día}}{3 \text{ turnos}} = \frac{21 \text{ operarios}}{\text{turno}}$$

y en tres turnos 63 operarios.

En base al salario promedio por trabajador ⁽¹⁾, para 166,665 horas hombre por año, el Costo de Mano de Obra por operación es de: \$2,708.306.

(1) Diario Oficial, 1979.

4. - Costo de Supervisión. -

Se ha estimado conveniente disponer un supervisor en cada área, necesi-
tándose por tanto de cinco supervisores por turno, por lo que. en tres
turnos y con un sueldo promedio de \$12,000/mes se tendrá:

Costo de Supervisión \$2,160,000

5. - Mantenimiento. -

Es considerado como el 6% sobre la inversión de Capital Fijo, (Ref.
Peters).

Costo Total por Mantenimiento \$17,993,837

6. - Provisiones para operación. -

Se estima como el 15% sobre el costo por mantenimiento, (Ref. Peters).

Costo por Provisiones para Operación \$2,699,075

7. - Laboratorio. -

Representa el 15% sobre el costo de mano de obra, (Ref. Peters).

Gastos de Laboratorio \$406,246

Los costos anteriores constituyen los Costos Directos de Producción,
en tanto que los siguientes son los Cargos Fijos:

8. - Depreciación. -

Se ha calculado por el Método de la Línea Recta con un período de vida
útil para equipo, materiales, instalación y construcción de 10 años.

Depreciación Anual \$18,622,550

9. - Amortización. -

Considerada como el 5% sobre el total de gastos intangibles.

Amortización \$6,211,384

10. - Impuestos. -

Se tomó el 4% sobre el Capital Fijo de inversión. (Ref. Peters)

Impuestos \$11,995,891

11. - Seguros. -

Se tomó el 1% sobre Capital Fijo

Seguros \$2,998,972

El total de Cargos Fijos es: \$39,828,797

12. - Costos generales de planta. -

Los costos generales de planta, tales como inspección y seguridad, comunicaciones, servicios médicos, servicios de restaurant, etc., constituyen el 60% (Referencia Peters) sobre el costo total calculado al sumar los costos para mano de obra, supervisión y mantenimiento.

Costos generales de planta \$13,717,285

Con la suma de los costos directos de producción con los cargos fijos y los costos directos de planta se obtienen los costos de manufactura, los cuales son de:

Costos de manufactura \$670,348,970

B) GASTOS GENERALES. -

1) Gastos Administrativos. -

Oscila entre 40 a 60% de la mano de obra; seleccionando el 60% se tiene:

Gastos administrativos \$1,624,983

2. - Gastos de Investigación y Desarrollo. -

Se asigna 1% sobre costo de manufactura.

Total por Investigación y Desarrollo \$6,703,489

3. - Financiamiento. -

Esta planta puede ser constituida como empresa paraestatal, de manera que el capital total de inversión puede ser integrado del 60% con capital propio de la sociedad gobierno-empresa privada, y el 40% por capital prestado.

El préstamo externo se paga con un interés anual de 13% sobre saldos insolutos a 10 años de plazo a partir del año de inicio de operación de la planta.

El cálculo para el capital financiado y los intereses respectivos se realiza más adelante.

4. - Gastos de Distribución y Mercado. -

Los gastos debido a distribución y mercado constituyen el 5% del costo total de producción, por lo que al sumar todos los costos y gastos anteriores se obtiene el 95% correspondiente al costo total de producción.

Gastos de Distribución y Mercado \$37,799,536

COSTOS FIJOS Y COSTOS VARIABLES. -

Se han considerado tres precios de venta para el detergente, los cuales son: \$24.50, \$25.00, \$25.50 por kilogramo; para estos precios se obtuvo el correspondiente total de costos y gastos.

Este total está dado por la suma de los costos variables, con los costos fijos. Los variables están constituidos por los costos de materia prima, servicios auxiliares y gastos de distribución de mercado.

Los fijos se integran por los costos de mano de obra, supervisión, mantenimiento, provisiones de operación, laboratorio, depreciación, amortización, impuestos, seguros, costos generales de planta, administrativos, investigación y desarrollo y financiamiento.

Con respecto al financiamiento, éste al depender del capital total de inversión sobre el cual se realiza el préstamo, y puesto que dicho capital de inversión es diferente para cada precio de venta, ⁽¹⁾ entonces se originan diferentes cantidades en el pago por el interés de financiamiento.

El procedimiento de cálculo para los intereses del capital prestado se ejemplifica para el precio de venta de \$24.50. Las bases de financiamiento fueron anteriormente aclaradas (inciso 3).

Capital total de inversión	509, 556, 680
Capital Financiado (0.4)	203, 822, 670
(509, 556, 680)	
Pago Fijo Anual $\frac{203, 822, 670}{10} =$	20, 382, 367

1er Año, (1980):

Pago por intereses	26, 496, 947
(203, 822, 670) (0.13) =	
Pago Fijo Anual	20, 382, 267
Pago Total	46, 879, 214
Saldo	
203, 822, 670 - 20, 382, 267 =	183, 440, 410

2º Año, (1981):

Pago por intereses	23, 847, 253
(183, 440, 410) (0.13) =	
Pago Fijo Anual	20, 382, 267
Pago Total	44, 229, 520
Saldo	
183, 440, 410 - 20, 382, 267 =	163, 058, 150

(1) El crédito extendido es el elemento por el que el capital de trabajo varía con los distintos precios, y con él, el capital de inversión total.

Continuando de esta forma se tiene el siguiente cuadro: 12.

Año	Pago Fijo Anual	Intereses	Cantidad Anual T o t a l	S a l d o
1980	20'382, 267	26'496, 947	46'879, 214	183'440, 410
1981	"	23'847, 253	44'229, 520	163'058, 150
1982	"	21'197, 559	41'579, 826	142'675, 890
1983	"	18'547, 865	38'930, 132	122'293, 630
1984	"	15'898, 171	36'280, 438	101'911, 370
1985	"	13'248, 478	33'630, 745	81'529, 110
1986	"	10'598, 784	30'981, 051	61'146, 843
1987	"	7'949, 089	28'331, 356	40'764, 576
1988	"	5'299, 394	25'681, 661	20'382, 267
1989	"	2'649, 700	23'031, 967	0.0

ESCALACION DE COSTOS Y GASTOS. -

Los costos y gastos escalados se registran en la tabla 14; para esto se ha supuesto un incremento de la inflación en 5% anual sobre el costo inicial presentado.

Por los costos directos se escalan materia prima, servicios auxiliares, mano de obra, supervisión y laboratorio; en tanto que costos generales de planta, gastos administrativos, gastos de investigación y desarrollo así como gastos de distribución de mercado se escalan en función de los costos directos.

En lo que respecta a mantenimiento, provisiones de operación, depreciación, amortización, impuestos y seguros, son costos que no son función del tiempo y por tanto no se escalan.

Escalación de costos y gastos para el año de arranque de la planta (1980). Para los años siguientes a 1980 se reúnen en la tabla 14.

<u>C o n c e p t o</u>	<u>1 9 7 9</u>	<u>1 9 8 0</u>
Materia Prima	574,649,063	603,381,516 —
Servicios Auxiliares	16,186,407	16,995,727
Mano de Obra	2,708,306	2,843,721
Supervisión	2,160,000	2,268,000
Laboratorio	406,246	426,558
Mantenimiento	17,993,837	17,993,837
Costos Generales de Planta	13,717,285	13,863,334

TABLA 14

ESCALACION DE COSTOS Y GASTOS

(Interés de Financiamiento para Precio de \$24.50)

	1980	1981	1982	1983	1984	1985	1986	1987	1988	1989
Materia Prima	603,381,516.2	632,113,969.3	660,846,422.5	689,578,875.6	718,311,328.8	747,043,781.9	775,775,235.1	804,508,688.2	833,241,141.4	861,973,594.5
Servicios	16,995,727	17,805,047	18,614,368	19,423,688	20,233,008	21,042,329	21,851,649	22,660,969	23,470,290	24,279,610
Distribución de Mercado	39,689,512	41,579,489	43,469,466	45,359,443	47,249,420	49,139,396	51,029,373	52,919,350	54,809,327	56,699,304
Mano de Obra	2,843,721.3	2,979,136.6	3,114,551.9	3,249,967.2	3,385,387.5	3,520,797.8	3,656,213.1	3,791,628.4	3,927,043.7	4,062,459
Supervisión	2,268,000	2,376,000	2,484,000	2,592,000	2,700,000	2,808,000	2,916,000	3,024,000	3,132,000	3,240,000
Mantenimiento	17,993,837	17,993,837	17,993,837	17,993,837	17,993,837	17,993,837	17,993,837	17,993,837	17,993,837	17,993,837
Suministros	2,699,075	2,699,075	2,699,075	2,699,075	2,699,075	2,699,075	2,699,075	2,699,075	2,699,075	2,699,075
Gastos de Laboratorio	426,558.3	446,870.6	467,182.9	487,495.2	507,807.5	528,119.8	548,432.1	568,744.4	589,056.7	609,369
Depreciación	18,622,550	18,622,550	18,622,550	18,622,550	18,622,550	18,622,550	18,622,550	18,622,550	18,622,550	18,622,550
Amortización	6,211,384	6,211,384	6,211,384	6,211,384	6,211,384	6,211,384	6,211,384	6,211,384	6,211,384	6,211,384
Impuestos	11,995,891	11,995,891	11,995,891	11,995,891	11,995,891	11,995,891	11,995,891	11,995,891	11,995,891	11,995,891
Seguros	2,998,972	2,998,972	2,998,972	2,998,972	2,998,972	2,998,972	2,998,972	2,998,972	2,998,972	2,998,972
Gastos Grales. de Planta	13,863,334	14,009,383	14,155,433	14,301,482	14,447,532	14,593,581	14,739,630	14,885,679	15,031,728	15,177,777
Administrativos	1,706,232.7	1,787,481.9	1,868,731.1	1,949,980.3	2,031,232.5	2,112,478.6	2,193,722.8	1,274,977	2,356,226.2	2,437,475
Investigación y Desarrollo	7,003,005.6	7,303,521.1	7,602,036.3	2,901,551.7	8,201,067.4	8,500,582.7	8,800,093.3	9,099,613.7	9,399,129.3	9,698,644.4
Financiamiento	26,496,947	23,847,253	21,197,559	18,547,865	15,898,171	13,248,478	10,598,784	7,949,089	5,299,394	2,649,700
Costos Variables	660,066,755.2	691,498,490	722,930,240	754,362,000	785,793,850	817,225,490	848,657,240	880,089,000	911,520,750	942,952,500
Costos Fijos	115,129,500	113,270,350	111,411,190	109,552,040	107,692,900	105,833,730	103,974,590	102,115,430	100,256,280	98,397,130
Costos Totales	775,196,210	804,768,800	834,341,390	863,913,990	893,486,600	923,059,170	952,631,790	982,204,380	1011,776,900	1041,249,500

PUNTO DE EQUILIBRIO. -

Con cada uno de los tres precios de venta para el detergente, fué determinado el punto de equilibrio correspondiente al porcentaje de capacidad de la planta y volúmen de ventas en este punto para el año de 1980. Ver cuadro 13 .

Para obtener el volúmen de ventas en el punto de equilibrio se empleó la siguiente ecuación:

$$V_{eq} = \frac{C. F.}{1 - \frac{C.V.}{V.N.}}$$

donde V_{eq} es el volúmen de ventas en el punto de equilibrio, C. F. son los costos fijos; C.V. son los costos variables, y V.N. son las ventas netas. Las ventas netas resultan de la diferencia de las ventas brutas con las regalías, las cuales se han considerado como el 5% sobre las ventas brutas. El porcentaje de capacidad en el punto de equilibrio se calcula por la ecuación siguiente:

$$\% C_{eq} = \frac{V_{eq}}{V.N.}$$

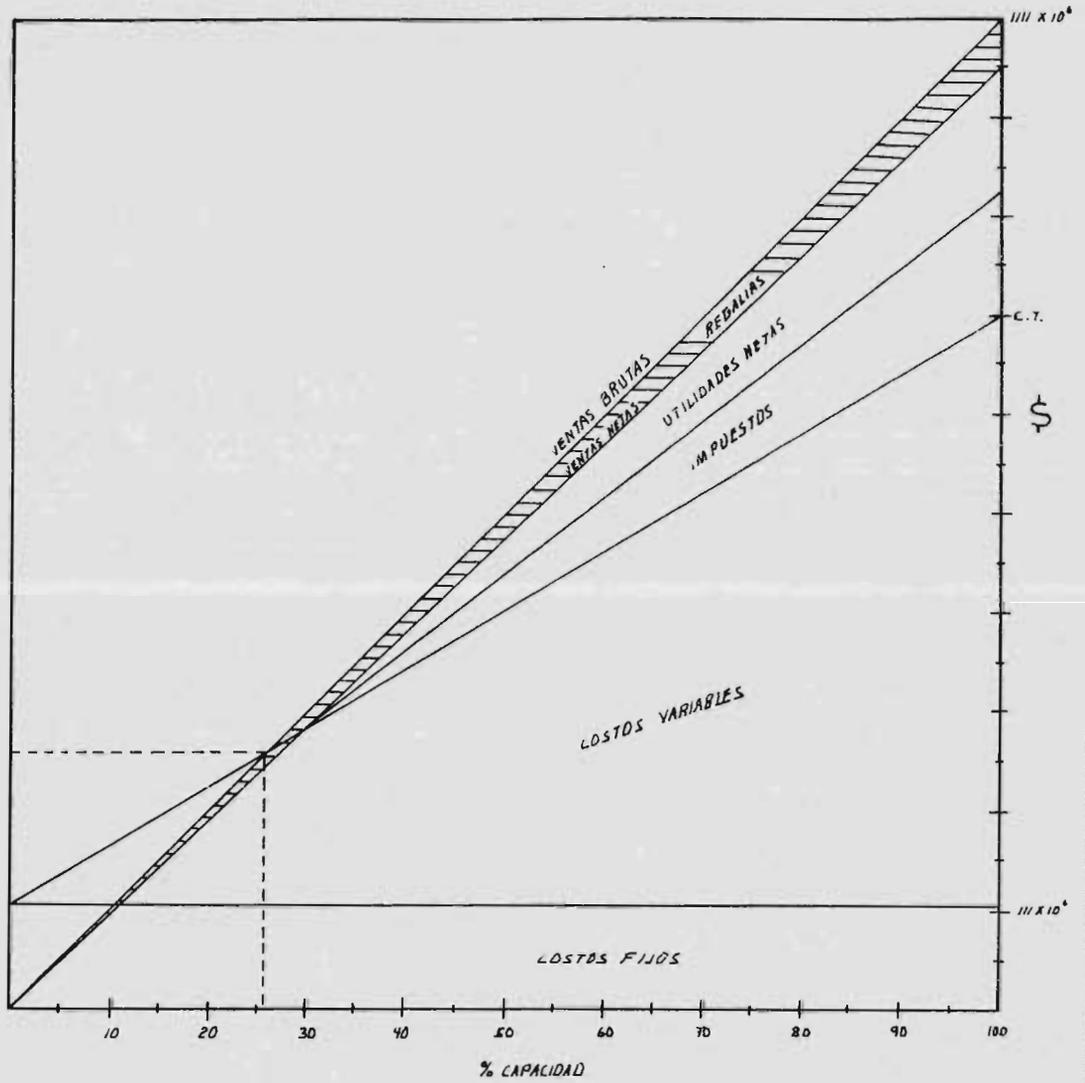
Para la construcción de la gráfica de equilibrio se ha procedido a graficar los costos fijos y los costos variables obteniéndose las utilidades brutas y utilidades netas para diferentes capacidades de operación, así como el punto de equilibrio para el año de 1980.

Los impuestos y participaciones se han considerado de 50% sobre utilidades brutas.

GRAFICA DEL PUNTO DE EQUILIBRIO

PRECIO DE VENTA: \$ 24.50 / Kg.

AÑO 1980



CUADRO 13

CUADRO DE PUNTO DE EQUILIBRIO

PRECIO VENTA	VENTAS BRUTAS	REGALIAS	VENTAS NETAS	COSTOS FIJOS	COSTOS VARIABLES	UTILIDADES BRUTAS	UTILIDADES NETAS	VENTAS EN PUNTO DE EQ.	CAPACIDAD EN PUNTO DE EQ.
24.50	1111,111,100	55,555,555	1055,555,600	115,129,500	660,066,755	280,359,400	140,179,700	307,279,370	29.11
25.00	1133,786,825	56,689,341	1077,097,484	115,227,760	660,066,755	301,802,962	150,901,481	297,605,000	27.63
25.50	1156,462,500	57,823,125	1098,639,400	115,326,020	660,066,755	323,246,700	161,623,350	288,895,580	26.30

RENTABILIDAD. -

La rentabilidad para el primer año de operación es calculada en base a los valores de utilidad e inversión para cada uno de los tres precios de venta por medio de la ecuación:

$$\text{Rentabilidad} = \frac{\text{Utilidad Neta}}{\text{Inversión Total}}$$

Los valores obtenidos son los siguientes:

Precio de Venta	Utilidad Neta (\$)	Inversión Total (\$)	Rentabilidad %
\$24. 50	140, 179, 700	509, 556, 680	27. 51
\$25. 00	150, 901, 481	511, 446, 330	29. 52
\$25. 50	161, 623, 350	513, 335. 970	31. 48

También se ha obtenido la razón de retorno por el método de flujo de caja descontado y el tiempo de recuperación de la inversión. Los resultados obtenidos se encuentran en la tabla 15, 16, .17.

NOTA:

Puesto que se obtienen 32.426 Kg/Hr de metanol, en un año de operación se tienen: 259, 408 Kg/Año. De modo que si el metanol producido es recuperado (separándolo de impurezas) se puede aplicar como un crédito:

Precio de Metanol: $\frac{\$20, 733}{\text{Ton.}}$ por tanto:

$$\frac{\$20, 733}{\text{Ton.}} \times \frac{259, 408 \text{ tons.}}{\text{Año}} = \underline{\underline{\$5, 378, 306/\text{año}}}$$

SECUENCIA DE CALCULO PARA EL FLUJO DE CADA DESCONTADO⁽¹⁾

Precio: \$24.50/Kg

Para el primer año 1980 se tienen los siguientes valores

$$V_n = 1'055,555,600.00$$

$$C_t = 775,196,210.00$$

$$U_b = V_n - C_t$$

$$U_b = 280,359,400.00$$

$$U_n = (0.50)(U_b)$$

$$U_n = 140,179,700.00$$

$$\Delta C = 5,010,901.11$$

$$D = 18,622,550.00$$

$$F_1 = U_n + D - \Delta C$$

$$F_1 = 153,791,349$$

De esta forma se obtiene el valor F para los años siguientes, hasta el noveno año; para el último (1989) se suma al valor F la depreciación acumulada, así como el capital de trabajo con la suma de incrementos anuales. Se plantea la siguiente ecuación:

$$[FCD] = -CI + (F_1) [FVP]_n^i + (F_2) [FVP]_n^i + (F_3) [FVP]_n^i + \dots +$$

$$[(F_{10}) + (D_{AC}) - (C_{Tr})] [FVP]_n^i = 0$$

(1) Método en base a apuntes de Ingeniería Económica.

En base a esta ecuación se encuentra para el factor de valor presente una i (interés ó rendimiento) que anule la ecuación, obteniéndose así el rendimiento expresado en flujo de caja descontado.

Substituyendo valores numéricos en la ecuación de $[FCD]$ se tiene:

$$i = 0.2092$$

Los valores numéricos obtenidos para este precio son mostrados en la tabla (14-A).

NOMENCLATURA:

V_n	=	Ventas Netas
C_t	=	Costos totales
U_b	=	Utilidad Bruta
U_n	=	Utilidad Neta
ΔC	=	Incremento Anual de Capital de Trabajo
D	=	Depreciación
$[FVP]$	=	Factor de Valor Presente
CI	=	Capital de Inversión
$[FCD]$	=	Flujo de Caja Descontado
n	=	Años
C_{Tr}	=	Capital de Trabajo Anual

TABLA (14-A)

PROCEDIMIENTO DESARROLLADO PARA FLUJO DE CAJA
DESCONTADO: PRECIO: \$24.50/KG., (DATOS EN M.N.)

AÑO	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
UN	140,179,700	125,393,400	110,607,150	95,820,850	81,034,500	66,248,250	51,461,950	36,675,650	21,889,350	7,103,050
D	18,622,550	18,622,550	18,622,550	18,622,550	18,622,550	18,622,550	18,622,550	18,622,550	18,622,550	18,622,550
AC	5,010,901	5,010,901	5,010,901	5,010,901	5,010,901	5,010,901	5,010,901	5,010,901	5,010,901	5,010,901
F	153,791,349	139,005,049	124,218,799	109,432,499	94,646,149	79,859,899	65,073,599	50,287,299	35,500,999	20,714,699
Dac	18,622,550	37,245,100	55,867,650	74,490,200	93,112,750	111,735,300	130,357,850	148,980,400	167,602,950	186,225,500
Ctot	209,659,390	214,670,290	219,681,190	224,692,090	229,702,990	234,713,890	239,724,790	244,735,690	249,746,590	254,757,490

TABLA 15

RAZON DE RETORNO POR EL METODO DE FLUJO DE CAJA DESCONTADO PARA PRE-
CIO DE VENTA DEL PRODUCTO: \$24. 50/KG.

Año	Ventas Netas (\$)	Costos Totales (\$)	Utilidades Brutas (\$)	Utilidades Netas (\$)
1980	1055, 555, 600	775, 196, 210	280, 359, 400	140, 179, 700
1981	"	804, 768, 800	250, 786, 800	125, 393, 400
1982	"	834, 341, 390	221, 214, 300	110, 607, 150
1983	"	863, 913, 990	191, 641, 700	95, 820, 850
1984	"	893, 486, 600	162, 069, 000	81, 034, 500
1985	"	923, 059, 170	132, 496, 500	66, 248, 250
1986	"	952, 631, 790	102, 923, 900	51, 461, 950
1987	"	982, 204, 380	73, 351, 300	36, 675, 650
1988	"	1011, 776, 900	43, 778, 700	21, 889, 350
1989	"	1041, 349, 500	14, 206. 100	7, 103, 050

Razón de Retorno por flujo de caja descontado: 20.92%.

Tiempo de Recuperación de inversión⁽¹⁾: 3 años, 8 meses.

(1) Método de "Pay Out Time".

TABLA 16

RAZON DE RETORNO POR EL METODO DE FLUJO DE CADA DESCONTADO PARA PRE-
CIO DE VENTA DEL PRODUCTO: \$25.00/KG

Año	Ventas Netas (\$)	Costos Totales (\$)	Utilidades Brutas (\$)	Utilidades Netas (\$)
1980	1077,097,484	775,294,522	301,802,962	150,901,481
1981	"	804,857,279	272,240,205	136,120,102
1982	"	834,875,050	242,222,484	121,111,217
1983	"	858,982,830	218,114,654	109,057,327
1984	"	893,545,710	183,551,774	91,775,887
1985	"	923,108,361	153,989,123	76,994,561
1986	"	952,681,127	124,416,357	62,208,178
1987	"	983,034,913	94,062,571	47,031,285
1988	"	1011,796,684	65,300,800	32,650.400
1989	"	1041,359,454	35,738,030	17,869,015

Razón de retorno por flujo de caja descontado: 23.45%.

Tiempo de Recuperación de inversión. ⁽¹⁾: 3 años, 4 1/2 meses.

(1) Método de "Pay Out Time"

TABLA 17

RAZON DE RETORNO POR EL METODO DE FLUJO DE CAJA DESCONTADO PARA PRE-
CIO DE VENTA DEL PRODUCTO: \$25.50/KG

Año	Ventas Netas (\$)	Costos Totales (\$)	Utilidades Brutas (\$)	Utilidades Netas (\$)
1980	1098,639,400	775,392,730	323,246,700	161,623,350
1981	"	804,945,670	293,693,800	146,846,900
1982	"	834,498,610	264,140,800	132,070,400
1983	"	864,051,560	234,587,900	117,293,950
1984	"	893,604,510	205,034,900	102,517,450
1985	"	923,157,430	175,482,000	87,741,000
1986	"	952,710,400	145,929,000	72,964,500
1987	"	982,263,340	116,376,100	58,188,050
1988	"	1011,816,200	86,823,200	43,411,600
1989	"	1041,369,200	57,270,200	28,635,100

Razón de retorno por flujo de caja descontado: 25.91%.

Tiempo de recuperación de inversión: 3 años, 1.5 meses.

(1) Método de "Pay Out Time".

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

La sucroquímica constituye una fuente generadora de interesantes productos químicos y su campo de acción se concentra en la sacarosa como reactivo principal, por lo que no incluye a los procesos que utilizan a los subproductos resultantes de la elaboración del azúcar y con los que se puede preparar diversos materiales.

Las investigaciones sucroquímicas se han desarrollado con el interés de aprovechar la sacarosa como materia prima industrial, en un intento previsor de disponer de recursos renovables como elementos generadores de productos químicos, ya que al disminuir las reservas petrolíferas mundiales, se originarán fuertes problemas en el abastecimiento de los petroquímicos.

Sin embargo, a reserva de que el campo de aplicaciones sucroquímicas siga aumentando, puede afirmarse que por sucroquímica se cubriría solo una parte del vasto complejo de productos petroquímicos. Los mercados a los que pueden dirigirse los productos preparados con azúcar, son en buena parte mercados potenciales, ya que en el "status" sucroquímico, las investigaciones prosiguen a nivel laboratorio ó planta piloto, algunos proyectos están siendo evaluados técnicamente, y pocos se encuentran en operación.

Pero la sucroquímica deberá progresar en base a las necesidades y conveniencias sociales, económicas y técnicas específicas para cada país. Y solo mediante una planeación sistemática se logrará situar y equilibrar a la sucroquímica a industrias de proceso con las que pueda relacionarse, (como petroquímica, detergentes, resinas, etc.).

Se observa que los países con suficientes recursos azucareros, se encuentran en mejor posición que otros para utilizar la sacarosa como materia prima industrial y este es el caso de México. Para la industria azucarera, empleando un modelo matemático se obtuvieron las posibles tendencias de producción y consumo del azúcar en México, encontrándose que a ese ritmo de actividad se dispondrían de excedentes azucareros en los próximos años. Aunque muchos factores pueden influir en el crecimiento de esta industria, estos excedentes azucareros proporcionan un criterio al evaluar la potencialidad azucarera mexicana y considerar su participación en la rama sucroquímica. Dicho pronóstico debe ser respaldado por la apertura de nuevas tierras para el cultivo de caña.

Si bien es cierto que la Industria Azucarera Mexicana, ha entrado en un período de reestructuración, también es cierto que continúan aún problemas de carácter técnico y administrativo.

Es nuestra opinión, que muchos de los problemas administrativos, serían solucionados si se integrasen los diversos organismos y comisiones azucareras en uno solo, que funcionara como un organismo administrativo y

rentable.

Por otro lado, es necesario implementar programas de cultivo en los que la variedad de caña de azúcar sea la apropiada para las condiciones y características del lugar, con el objeto de aumentar los rendimientos de sacarosa en caña.

México cuenta con un centro de Investigaciones azucareras (C.N.I.A.), pero su actividad está dedicada principalmente en el estudio de la caña de azúcar (variedades, enfermedades, etc.). Pero También es necesario implantar un centro de proyectos e investigaciones sucroquímicas y subproductos del azúcar, en donde se encausaran los trabajos conforme a las necesidades del país.

La participación de la sucroquímica y de los subproductos del azúcar, ha de obedecer a estrategias de planeación, por medio de las cuales se dé prioridad a proyectos que presenten atractivos económicos y sea conveniente su realización, como es el reemplazo de productos de importación por productos elaborados por vía sucroquímica. El análisis económico debe decidir la factibilidad de nuevas tecnologías.

Emprender una inversión para la instalación de cualquier industria, implica siempre un riesgo y cuando se trata de nuevas "aventuras" industriales, el riesgo puede ser mayor y es por ello que se puede prever una actitud de indecisión por parte de la iniciativa privada para establecer industrias sucroquímicas. Pero puede realizarse una vinculación de ingenios

azucareros con industrias químicas, (de acuerdo a los productos que fueran a obtenerse), para constituir plantas industriales que aprovechen la sacarosa y los subproductos del azúcar.

El desarrollo de la sucroquímica y los subproductos azucareros, constituyen un amplio campo de realizaciones que pueden impulsar el renglón azucarero y en general la economía nacional.

Los ésteres de sacarosa son compuestos de los más destacados en sucroquímica y poseen propiedades de agentes tensioactivos con peculiares ventajas, por lo que pueden ser empleados en diversas ramas industriales, como en detergentes, textiles, preparación de alimentos, productos farmacéuticos, procesos de minería, etc; entre estas ventajas su alta biodegradabilidad los favorece particularmente para emplearlos en la preparación de detergentes.

Los detergentes comerciales más extensamente usados en México, son preparados con tensioactivos de alquil bencen sulfonato de sodio (ABS) y aunque poseen una buena capacidad detergente, no son biodegradables, lo que ha provocado serios problemas de contaminación en las aguas corrientes fluviales, así como en la flora y fauna, e incluso en los cultivos al utilizar las aguas contaminadas para irrigación de los campos. Estos problemas más que disminuir, tienden a aumentar al crecer el consumo de detergentes, haciéndose por tanto necesario tomar medidas correctivas a este respecto como es el empleo de detergentes biodegradables.

Una industria de detergentes de sacarosa sería complementaria a las industrias de detergentes ya establecidas, de manera que si las legislaciones sobre contaminación llegan a ser más rigurosas, se tendría que modificar las formulaciones deterativas actuales, y en este caso los detergentes de sacarosa serían totalmente adecuados en virtud a su alta biodegradabilidad.

Los procesos industriales desarrollados para obtener los ésteres de sacarosa, han ido evolucionando para lograr mejores técnicas en la operación del proceso, encontrándose que la diferencia básica entre ellos, son las condiciones de reacción entre la sacarosa y los ésteres de ácidos grasos. Así por ejemplo, en el proceso Ryoto y en el proceso "TAL", no se utiliza disolvente en la reacción de transesterificación, a diferencia del proceso Hass-Snell, lo que puede significar una ventaja económica, sin embargo las condiciones de reacción son más selectivas y requieren de equipo sofisticado. Pero las cualidades funcionales entre los varios procesos industriales solo pueden ser detectados por una comparación técnica entre ellos, así como de correspondientes estudios económicos con lo que se puede provocar una evaluación de alternativas para seleccionar el proceso más conveniente.

En este trabajo se estudió el proceso Hass-Snell aplicado a la formulación de detergentes y las siguientes conclusiones son realizadas en base a este proceso.

El proceso es flexible en cuanto a la diversificación de productos, ya que una vez que se ha obtenido el éster de sacarosa, éste puede ser empleado directamente para otros fines, dentro de las características propias de los tensioactivos, (como humectantes por ejemplo).

La complejidad técnica del proceso no presenta dificultades especiales en la instalación de una planta industrial, ya que el equipo que involucra es el común en plantas industriales.

En cuanto a los materiales requeridos para la preparación del tensioactivo, estos se encuentran disponibles en el mercado nacional, incluyendo también los aditivos para la formulación del detergente. Y puesto, que se recomienda situar la planta en Veracruz, no hay dificultades en el aprovisionamiento de materias primas, ni en la distribución del producto a los diferentes mercados.

Funcionalmente, el detergente de sacarosa elaborado por este proceso, compite con los detergentes convencionales, presentando de hecho mayores ventajas en su empleo.

Es una cualidad del proceso, que el metanol, subproducto de reacción, pueda ser utilizado para preparar el éster de sebo, el cual se emplea como materia prima.

El estudio económico para la producción comercial del detergente de sacarosa, se efectuó teniendo en consideración tres precios para su venta en el mercado; dichos precios son \$24.50, \$25.00 y \$25.50 por kilogra-

mo de detergente y los resultados encontrados fueron los siguientes:

Precio de Venta	Rentabilidad sobre inversión (%)	Capacidad en el punto de Equilibrio(%)	Rentabilidad por FCD	Tiempo de Recuperación de Inversión
\$24.50	27.51	29.11	20.92	3 años, 8 meses
\$25.00	29.52	27.63	23.45	3 años, 41/2 meses
\$25.50	31.48	26.30	25.91	3 años, 11/2 meses

De acuerdo a estos resultados, se recomienda como precio de venta \$25.00/Kg, ya que además de ser un precio competitivo en el mercado, se obtienen:

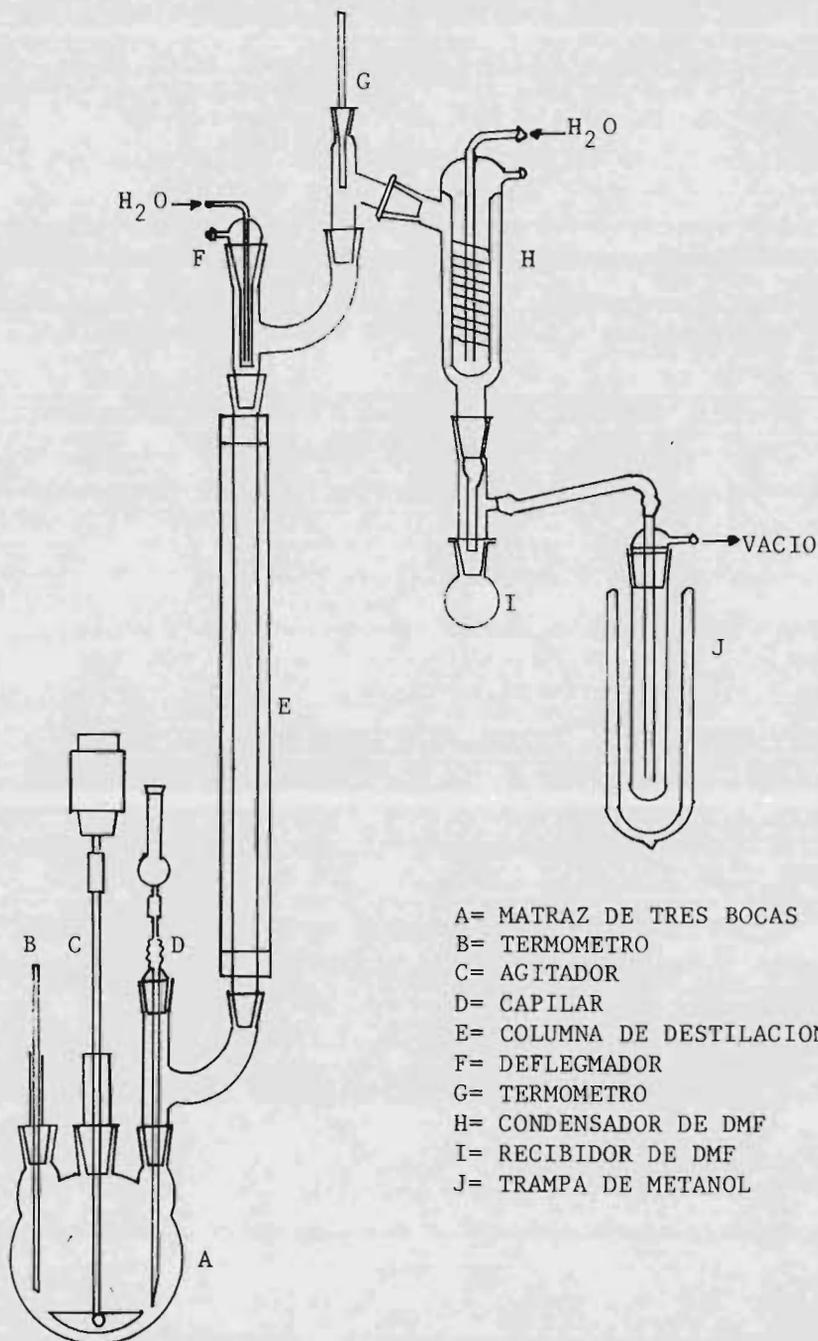
- Rentabilidades Atractivas
- Tiempo de Recuperación de Inversión Corto
- Punto de Equilibrio a Baja Capacidad de Planta

Finalmente, conforme a las apreciaciones y evaluaciones hasta aquí realizadas, se observa que hay viabilidad técnica y económica para llevar a la práctica este estudio, siendo oportuno señalar que los siguientes factores decidirán de manera muy especial la instalación para una planta de la naturaleza descrita:

- Las legislaciones que se establezcan para proteger los ríos y demás efluentes contra la contaminación.
- Las disposiciones de los organismos azucareros para promover la sucroquímica, pudiendo surgir en este caso, una asociación entre estos organismos con una industria de detergentes establecida para consolidar este proyecto.

APENDICES

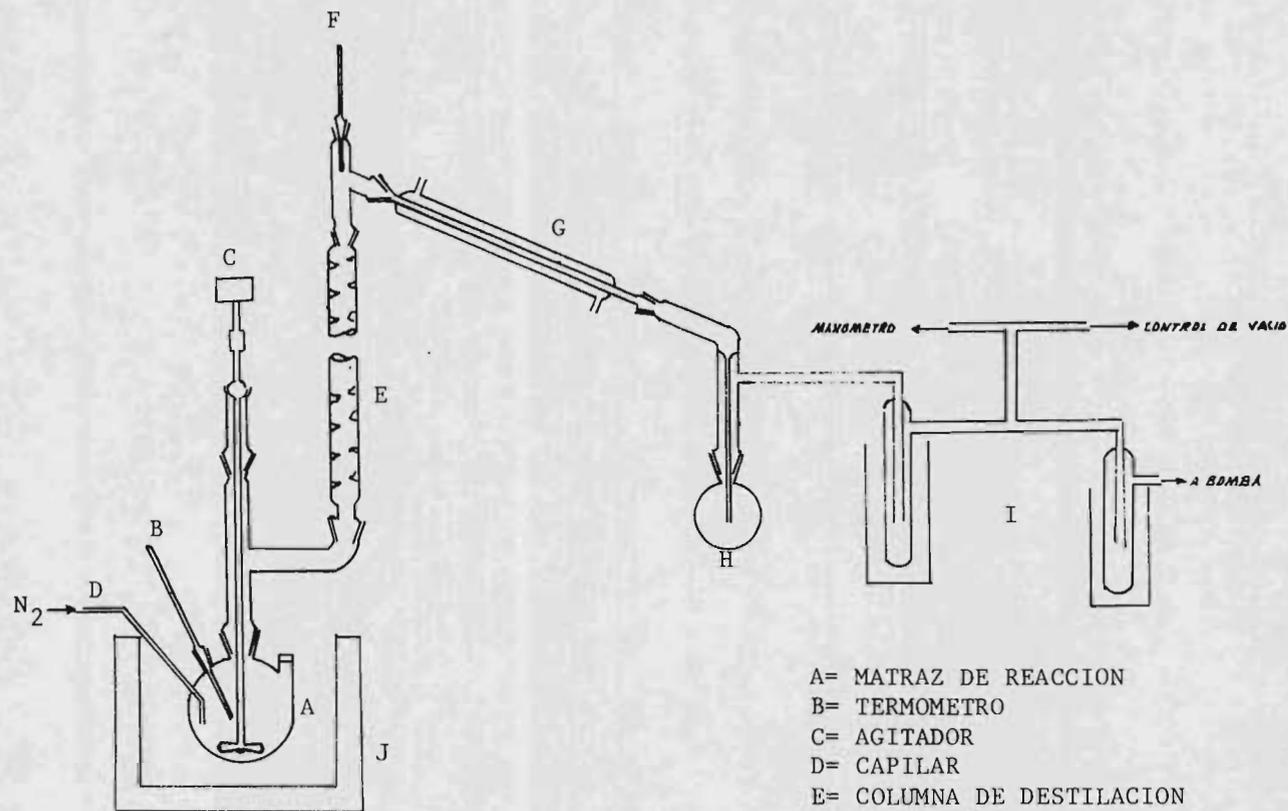
APENDICE A



- A= MATRAZ DE TRES BOCAS
- B= TERMOMETRO
- C= AGITADOR
- D= CAPILAR
- E= COLUMNA DE DESTILACION EMPACADA
- F= DEFLEGMADOR
- G= TERMOMETRO
- H= CONDENSADOR DE DMF
- I= RECIBIDOR DE DMF
- J= TRAMPA DE METANOL

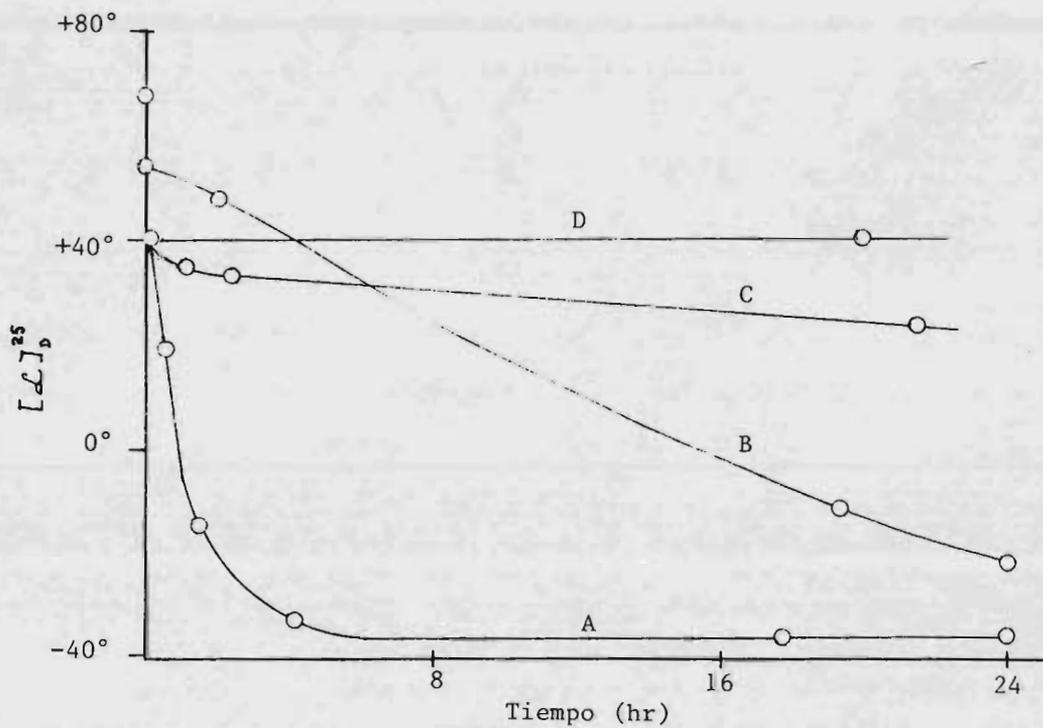
U N A M	FAC. QUIMICA
APARATO DE TRANSESTERIFICACION HERSTEIN	
TESIS PROFESIONAL	1979

APARATO DE TRANSESTERIFICACION
(LEMIEUX)



- A= MATRAZ DE REACCION
- B= TERMOMETRO
- C= AGITADOR
- D= CAPILAR
- E= COLUMNA DE DESTILACION
- F= TERMOMETRO
- G= CONDENSADOR
- H= RECIPIENTE DE CONDENSADOS
- I= TRAMPAS DE CO₂-ACETONA
- J= BAÑO DE ACEITE

APENDICE B



- (A) SACAROSA
- (B) OCTAACETATO DE SACAROSA
- (C) ETOXICARBONIL SACAROSA (GS 3.1)
- (D) ETOXICARBONIL SACAROSA (GS 4.9)

LA HIDROLISIS SE LLEVA A CABO EN ACIDO CLORHIDRICO 1-N.

U N A M	FAC. QUIMICA
HIDROLISIS DE LA SACAROSA Y ALGUNOS DE SUS ESTERES	
TESIS PROFESIONAL	1979

APENDICE C

SOLUBILIDAD DE LA SACAROSA EN SOLVENTES ORGANICOS

Solvente	Gramos de Sacarosa por 100 g de Solución					
	120°C	110°C	100°C	85°C	60°C	30°C
Piracina	3.95	3.04 (a)	2.23 (b)	1.95	-. -	-. -
Metil Piracina	2.34	1.84	1.25	0.87	-. -	-. -
Dimetil Sulfóxido	-. -	61.6	58.7	51.1	49.1	41.6
Dimetilformamida	42.8	-. -	29.6	23.6	16.9	14.1
Piridina	-. -	7.46	5.99	5.00	3.75	3.12
Dioxano	-. -	-. -	0.11	0.11	0.07	-. -
Tetrahidrofurano	-. -	-. -	-. -	-. -	0.01	-. -

(a) A 107°C

(b) A 97°C

APENDICE D

SAPONIFICACION CON ALCALI

La reacción de un álcali con una grasa o ácido graso es la base de dos importantes determinaciones analíticas:

A) El Índice de Acido o Número de Acido, que mide el grado de hidrólisis de una grasa, y se define como el número de miligramos de KOH requeridos para neutralizar los ácidos grasos libres en un gramo de grasa.

B) El Índice de Saponificación mide el peso molecular medio de la sustancia grasa. El Índice de Saponificación se define como el número de miligramos de KOH necesarios para neutralizar un gramo de ácidos grasos; el Equivalente de Saponificación (a veces denominado Equivalente de Neutralización cuando se aplica a ácidos grasos) es el número de gramos de materia grasa saponificados por 1 mol (56.104 g) de KOH.

Entre el Índice de Saponificación y el Equivalente de Saponificación, existe la siguiente relación:

$$(\text{Índice de Saponificación}) \times (\text{Equivalente de Saponificación}) = 56.104$$

INDICE DE IODO

La adición cuantitativa de monoclóruo de iodo o el monobromuro de iodo, es la base de una característica muy importante, conocida con el

nombre de Índice de Iodo, que se define como el número de gramos de iodo absorbidos por 100 gramos de grasa. El Índice de Iodo representa el verdadero grado de insaturación de las grasas o ácidos grasos, solamente cuando los enlaces dobles de los últimos no son conjugados; en caso contrario la absorción del halógeno no es cuantitativa.

DISPERSION DE JABON DE CAL

El poder de dispersar el jabón de cal es la habilidad de un surfactante para prevenir o inhibir la formación de grumos de jabón de cal, cuando se añade calcio a una solución que contiene jabón ordinario y el surfactante en cuestión.

APENDICE E

BALANCE DE MATERIA (Complemento)

1. - Balances de Materia Totales por Area, (Base 1 Hora).

<u>Total de Entradas (Kg)</u>	<u>Area de Reacción</u>	<u>Total de Salidas (Kg)</u>
Alimentación Fresca: 646.96		Dimetilformamida: 16.22
Recirculación de Reac- tivos: 3126.34		Subproductos: 35.29
		Efluente de Reacción: 3721.79
Total: 3713.30		Total: 3773.30

<u>Area de Extracción</u>			
Efluente de Reacción: 3721.79		Estrato de Butanol: 6964.06	
Recirculación de Buta- nol y Agua: 7292.2		Estrato Acuoso: 17353.75	
Recirculación de Sol. Salina 13303.82			
Total: 24317.81		Total: 24317.81	

<u>Area de Recuperación de Butanol</u>			
n-Butanol; 8.20		Solución de Ester de	
Agua 2252.11		Sebo y Sacarosa: 2944.1	
Capa de Buta- nol: 6964.06		Recirculación de Bu- tanol y Agua: 7292.2	
Recuperación de Agua: 1011.93			
Total: 10236.30		Total: 10,236.30	

Area de Recuperación de Sal

Cloruro de Sodio:	88.34	Recirculación de Sol. Salina:	13303.82
Capa Acuosa:	17353.75	Recuperación de Agua:	1011.93
		Recirculación de Reac- tivos:	3126.34
Total:	<u>17442.09</u>	Total:	<u>17442.09</u>

Area de Formulación

Aditivos:	8282.99	Producto Húmedo:	11227.2
Sol. de Ester de Sebo y Sa- carosa	2944.21		
Total:	11227.2	Total:	11227.2

Area de Secado

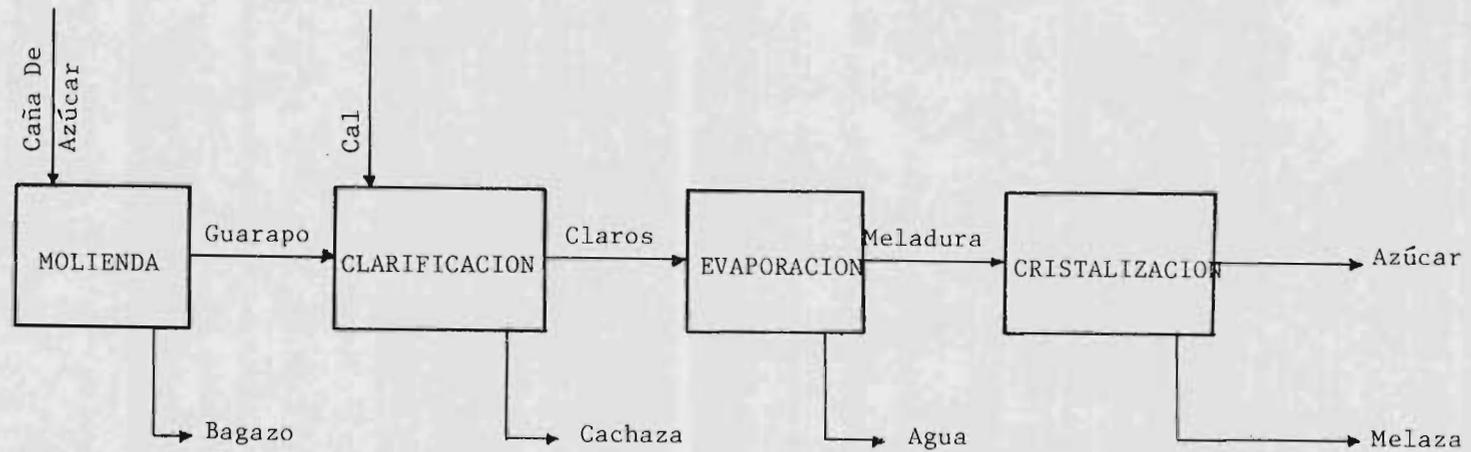
Producto Humedo:	11227.2	Agua:	5327.9
		Detergente:	5668.93
		Polvos Recu- perados:	230.37
Total:	<u>11227.2</u>	Total:	<u>11227.2</u>

APENDICE F

LISTA DE PRECIOS DETERGENTES

Descripción	Grs. Pieza	Precio \$
Viva	1000	24.3
Lavomatic	1000	24.2
Fab Limón	1000	22.14
Axión	1000	20.34
Rápido	1000	19.60
Ariel	1000	21.50
Salvo Plus	1000	18.40
Crest	1000	18.50
Biotex	1000	25.50

APENDICE G



U N A M	FAC. QUIMICA
DIAGRAMA DE BLOQUES PARA LA ELABORACION DE AZUCAR	
TESIS PROFESIONAL	1979

BIBLIOGRAFIA

=====

LIBROS

1. ACEITES Y GRASAS INDUSTRIALES
Alton E. Balley
Editorial Reverte, S. A. 1961
2. ADVANCES IN CARBOHYDRATES CHEMISTRY
AND BIOCHEMISTRY
Vol. 33, Pg 235-294 1976
3. ANUARIO DE LA INDUSTRIA QUIMICA MEXICANA
Asociación Nacional de la Industria Química, A. C.
4. CHEMICAL AND PROCESS TECHNOLOGY ENCYCLOPEDIA
Douglas M. Considine
Mc Graw Hill 1974
5. CHEMICAL ENGINEERING COSTO ESTIMATION
Aries and Newton
Mc Graw Hill 1955
6. ELEMENTOS DE QUIMICA ORGANICA
Richards, Cram, Hammond
Mc Graw Hill 1968
7. ENCICLOPEDIA DE LA TECNOLOGIA QUIMICA
Kirk-Othmer
Tomo 6 pgs. 363-417
Tomo 14 pgs. 878-929
8. ESTADISTICAS AZUCARERAS
Comisión Nacional de la Industria Azucarera (CNIA)
y Unión Nacional de Productores de Azúcar (UNPASA) 1977

9. GUIDE TO THE LITERATURE OF THE SUGAR INDUSTRY
Michael Schalit 1970
10. MANUAL DEL INGENIERO QUIMICO
John H. Perry
Uteha 1974
11. MATERIALS AND TECHNOLOGY
Vol. 7, pgs. 590-595. 1972
12. MEMORIA DE LABORES 1977
Petróleos Mexicanos
13. MODERN COST ENGINEERING TECHNIQUES
Popper
Mc Graw Hill 1970
14. NON IONIC SURFACTANTS
Schick J. Martin
Surfactant Science Series
Vol. 1 1967
15. PLANT DESIGN AND ECONOMICS FOR
CHEMICAL ENGINEERS
Peters and Timmerhaus
2a. Edición
Mc Graw Hill 1967
16. PROYECTO DEL CENTRO DE INVESTIGACIONES
AZUCARERAS Y SUCROQUIMICAS
Universidad Veracruzana
Facultad de Ciencias Químicas 1971
17. PROCESS PLANT ESTIMATING EVALUATION
AND CONTROL
Kenneth M. Guthrie
Craftsman Book Company of America 1974
18. STANDARD HANDBOOK FOR MECHANICAL
ENGINEERS
Lionel S. Marks
7a. Edición
Mc Graw Hill Kogakusha 1967

19. SUCROCHEMISTRY
John L. Hickson
ACS Symposium Series 41,
American Chemical Society, 1977
20. SUCROSE CHEMICALS
Valerie Kollonitsch
The International Sugar Research
Foundation, Inc., 1970
21. LA SUCROQUIMICA UNA NUEVA FUENTE
DE ENERGIA
Dr. Alfredo Navarrete
Subdirección Nacional Azucarera, 1977
22. SUGAR ESTERS
Hass, H. B.
Noyes Development Corp. 1968
23. SUGAR RESEARCH 1943-1972
The International Sugar Research
Foundation, Inc. 1974
24. SURFACE ACTIVITY
Moilliet Collie and Black
Van Nostrand, 1961
25. TRATADO DE LA FABRICACION DEL AZUCAR
DE CAÑA
H. C. Princen Geerligs
2a. Edición

TESIS

26. EVALUACION PRELIMINAR DE ALTERNATIVAS TECNICO-ECO
NOMICAS EN LA ELABORACION DE SUCROESTERES GRASOS
Jorge Vargas A. E.S.I.Q.U.L.E.-I.P.N. . 1961

27. SINTESIS DE UN SURFACTANTE NO IONICO POR ALCOHOLISIS DE SACAROSA
Myrna Rodríguez Méndez F.C.Q.-U.V. 1976
28. DETERGENTES BIODEGRADABLES
Jose J. Carbajal Padilla U.N.A.M. 1971

PATENTES Y
REPORTES DE INVESTIGACION

29. COST STUDY ON SUCROSE ESTER DETERGENTS
E. Gray The Lummus Company, Newark,
New Jersey, 1965
30. ENGINEERING AND PILOT PLANT DATA FOR THE
COMMERCIAL PRODUCTION OF SUCROSE ESTERS FOR
THE INK, PAINT, AND PROTECTIVE COATING
INDUSTRIES,
Sugar Research Foundation Inc., New York 1963
31. EVALUATION OF SUCROSE MONOALLOWATES
IN HEAVY DUTY DETERGENTS
C. O. Boyle and T. Saulicentisaoas. Colonial Sugars
Co. pgs 109-116
32. MODIFICATION OF PRODUCT AND PRODUCTION
OF SUCROSE LINOLEATE
Schniteer, H. S., De Bell and Richardson, Inc. 1964
33. NON ESTER SURFACTANTS FROM SUCROSE
CHANG C. D.,
Hersteing Labs., N. Y. 1959
34. NOVEL DETERGENTS COMPOSITION, U. S.
Patent 2,970,962 (Feb. 7, 1961) Hass, H. B.,
Snell F. D., Osipow L. J., York, W. C.

35. P-DODECYL BENZYL SUCROSE, PROJECT 82,
Progress Reports 60-65, Aug. 17, 1955
Jan. 17, 1956 Hersteing Laboratories, Inc.
New York, N. Y.
36. PREPARATION, PROPERTIES AND APPLICATIONS
OF ALLYSUCROSE, S.R.F. ZIEF, M., EASTERN
REGIONAL RESEARCH AND DEVELOPMENT
Laboratory U.S.D.A., Philadelphia, Pa., April 1952
37. PREPARATION OF SUCROSE-MONOESTERS
Special Report, Lemieux, R.U.
Ottawa University; Ottawa, Ont., Progress Reports,
May 31, 1961
38. PROCESS FOR PRODUCING SUGAR ESTERS,
U.S. Patent 2,893,990, (July 7, 1959)
Hass H. B., Snell, F. D., York, C., Osipow, L.I.
39. QUARTERLY REPORTS ON SYNTHETIC DETERGENTS
FROM SUGAR
Snell, Foster D., Inc.
New York, N. Y. 1956
40. REPORT ON SUGAR ESTER SURFACTANT
PRODUCTION UNITS,
Sugar Research Foundation
New York, N.Y. 1965
41. PROCESS FOR THE PRODUCTION OF SURFACE ACTIVE
AGENTS COMPRISING SUCROSE ESTERS
B.P. 1,399,053 (March 1973)
Kenneth J. Parker, Khan, R.A. and Mufti K. S.
42. RYOTO SUGAR ESTER TECHNICAL
INFORMATION
Ryoto Company, Ltd.,
Tokio, Japon 1977
43. SUCROSE ESTERS SURFACTANTS
RESEARCH REPORT,
Sugar Resear Foundation
New York, N. Y. 1961

45. SUGAR ESTER DETERGENTS, SUMMARY
REPORTS ON PROJECT,
Silling, C. E.,
Com-Dev, Inc., Philadelphia, Pa.
Jan. 17, 1964
46. SUGAR ESTERS IN SEWAGE DISPOSAL
Peter C. G. Issac Jenkins,
D. Univ. of Durham King's College,
Dept. Civil
Eng. 1960 ps. 8-14.
47. SUMMARY OF DETERGENCY TEST ON
SUCROSE ESTERS AND RELATED COMPOUNDS
Schwartz, A. M. Rader, C. A. Harris
Research Laboratories, Inc.
Washington, D. C. 1964
48. THE CHEMISTRY OF PREPARATION OF
SUCROSE ESTERS FOR THE INK, PRINT AND
PROTECTIVE COATING INDUSTRIES
Sugar Research Foundation, Inc.
New York, 1963
49. THE UTILIZATION OF SUCROSE
Wiggins L. F. Sugar Research Foundation 1950
50. TWENTY THIRD QUARTERLY REPORT
ON SYNTHETIC DETERGENTS FROM SUGAR
Finchler A., Osipow, L., Foster D. Snell Inc.,
New York, N. Y. 1958
51. UNIDADE DE PRODUCAO DE 1000 TONELADAS
DE SURFACTANTE TAL O PROESSO DE SURFACTANTE
DE SACAROSA DA TATE AND LYLE TALRES
DEVELOPMENT, LTD.

REVISTAS

52. BOLETIN AZUCARERO MEXICANO

<u>Volúmen</u>	<u>Año</u>	<u>Número</u>	<u>Páginas</u>
59	1964	12	18-39
63	1968	11	15-16

53. CHEMICAL ENGINEERING

<u>Volúmen</u>	<u>Año</u>	<u>Número</u>	<u>Páginas</u>
84	1977	3	63-67
85	1978	Diciembre	

54. CHEMICAL ENGINEERING NEWS

<u>Volúmen</u>	<u>Año</u>	<u>Número</u>	<u>Páginas</u>
39	1961	Marzo	88-95

55. CHEMICAL WEEK

<u>Volúmen</u>	<u>Año</u>	<u>Número</u>	<u>Páginas</u>
	1955	Octubre	90-94

56. INDUSTRIAL AND ENGINEERING CHEMISTRY PROD.

<u>Volúmen</u>	<u>Año</u>	<u>Número</u>	<u>Páginas</u>
2	1963	1	9-16