

DICMS  
500-00

Vo B o  
R

UNIVERSIDAD DE MONTERREY

DIVISION DE CIENCIAS NATURALES Y EXACTAS

*título*

"PROCESO DE RECUPERACION DE GLICERINA A PARTIR DE  
SUBLEJIAS DE JABON"

*clauf*  
040.668  
C389p  
1978

PROGRAMA DE EVALUACION FINAL QUE PRESENTA

*autor*

ALFREDO GERARDO CEDILLO DIAZ

*folios* 801068

EN OPCION AL TITULO DE :

INGENIERO QUIMICO ADMINISTRADOR

MONTERREY, N. L.

DICIEMBRE DE 1978

A mis padres con todo mi cariño, por el esfuerzo que realizaron a lo largo de mi carrera.

Con admiración a mis mejores amigos Alfredo y Mélida.

A mi tía María Isabel con mucho cariño; a mis hermanos con afecto.

Agradezco a la fábrica de jabón "La Reynera", S.A. por el apoyo recibido.

A todos mis compañeros y amigos, en forma muy especial a los que me brindaron ayuda para lograr mi propósito.

A todos mis maestros por su valiosa colaboración.

# I N D I C E

INTRODUCCION . . . . .	Página i
------------------------	-------------

## CAPITULO I

Historia Breve . . . . .	1
Procesos de Obtención . . . . .	1

## CAPITULO II

Proceso de Recuperación de Glicerina a Partir de Sublejías de Jabón: Diagrama de Flujo de una Planta de Recuperación de Glicerina a partir de Sublejías de Jabón . . . . .	10
Equipo del Proceso . . . . .	11
Purificación . . . . .	12
Evaporación . . . . .	16
Destilación de Glicerina Cruda . . . . .	21
Concentración de Glicerina Cruda . . . . .	22

## CAPITULO III

Balance de Materia: Purificación . . . . .	24
Evaporación . . . . .	35
Destilación . . . . .	37
Concentración . . . . .	40
Decoloración y Filtrado . . . . .	42

## CAPITULO IV

	Página
Balance de Energía:	
Evaporación . . . . .	44
Pre calentamiento . . . . .	47
Destilación . . . . .	48
Concentración . . . . .	51

## CAPITULO V

Análisis Económico . . . . .	53
BIBLIOGRAFIA . . . . .	ii

## INTRODUCCION

Debido a la actual demanda existente de productos, las empresas han hecho un gran esfuerzo, por tratar de obtener el mayor fruto posible de los procesos de fabricación de una cantidad considerable de productos.

Muchos de éstos, en su elaboración, dejan a lo largo del proceso subproductos que, en la mayoría de los casos, contienen materia valuable en el mercado.

Tal es el caso de la sublejía, que siendo un subproducto de la fabricación del jabón, se trata a través de un cuidadoso proceso, para obtener finalmente la glicerina .

La aceptación de ésta en el mercado, es muy notoria debido a que los usos son muy variados; tanto se usa en cosmetología, como en aditivos alimenticios o bien, en la fabricación de explosivos .

Lo que resulta muy interesante en este caso, es el hecho de que, partiendo de un producto relativamente barato como lo es el sebo de res , se obtienen productos tan usados como son , el jabón y la glicerina .

El objetivo principal de este estudio, es dar a conocer en forma condensada el funcionamiento de una planta que procesa sublejías de jabón- para obtener finalmente glicerina con alto grado de pureza .

El estudio se realizó en base a observaciones e información adquirida, de una planta ya existente, que lleva a cabo este proceso .

CAPITULO I

Historia Breve

Procesos de Obtención



## HISTORIA BREVE

La glicerina es un líquido transparente, con sabor dulce y sin olor .-

K. W. Scheele en 1779, preparó glicerina por primera vez calentando una mezcla de aceite de oliva y litargirio. Scheele se dió cuenta, que lavando la mezcla con agua se obtenía una solución dulce, y que, evaporando el agua se obtenía como producto un líquido denso y viscoso, al que llamó " el principio dulce de las grasas " .

Posteriormente en 1846, Sobrero obtuvo por primera vez la nitroglicerina explosiva, y en 1868, Nobel, absorbiéndola en tierra de infusorios, obtuvo que se manejara en forma segura como dinamita .

La demanda de glicerina lógicamente aumentó al presentarse los descubrimientos anteriores, pero dicha demanda fué satisfecha, al desarrollarse en 1870 un método para recuperar glicerina y sal de las lejías gastadas o sublejías de la fabricación de jabón .

## PROCESOS DE OBTENCION

Existen varios procesos de obtención de glicerina, a continuación se citan algunos de ellos :

1) Saponificación de glicéridos ( aceites y grasas ) para producir jabón .

- 2) Desdoblamiento de grasas y aceites, para producir jabón.
- 3) Cloración e hidrólisis del propileno procedente de los gases del destilador de " cracking " .

- Existe la posibilidad de que aparezca en el mercado, la glicerina de fermentación, cuando el precio de la glicerina se eleva. Este tipo de glicerina surgió del hecho de que durante la primera guerra mundial, Alemania llegó a producir hasta 2,000 toneladas mensuales por fermentación del azúcar de remolacha en presencia de sulfito sódico. Como esta glicerina es muy difícil de purificar, el procedimiento ha sido menospreciado por los fabricantes de América .

En la recuperación de la glicerina en las fábricas de jabón, el consumo de energía se refiere principalmente al consumo de calor que interviene en las operaciones de evaporación y destilación .

A continuación se da una lista de las operaciones elementales de los dos procedimientos más importantes de obtención de glicerina :

#### GLICERINA DE SUBLEJIAS

- 1) Purificación química con filtración .
- 2) Evaporación para la concentración y recuperación de la sal .
- 3) Destilación con vapor, en vacío .
- 4) Concentración.
- 5) Decoloración .
- 6) Redestilación .

## GLICERINA DE PETROLEO

- 1) Purificación de propileno .
- 2) Cloración para formar cloruro de alilo.
- 3) Purificación y Destilación .
- 4) Cloración con  $\text{HClO}$  .
- 5) Hidrólisis para formar glicerina.
- 6) Destilación .

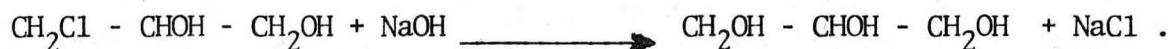
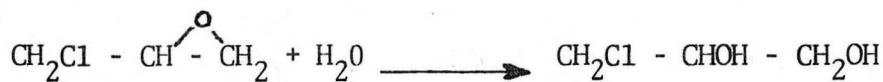
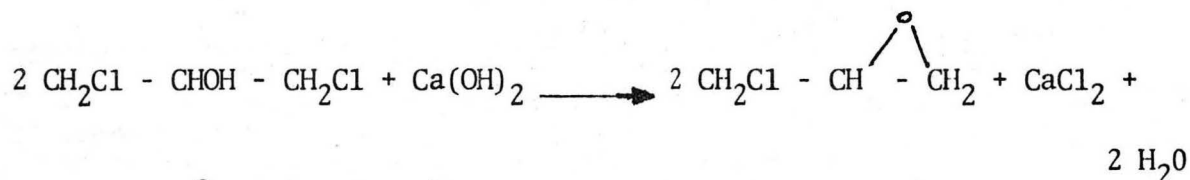
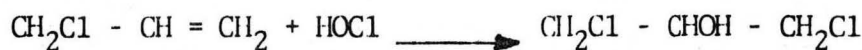
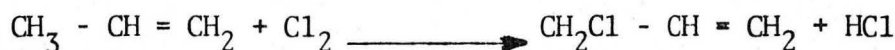
— A continuación se explica brevemente cada uno de los procesos anteriores:

I.- Glicerina Sintética a partir de Petróleo . La demanda de glicerina en el mercado cada vez aumenta más, y tomando en cuenta que es un subproducto de la fabricación del jabón y que además depende de la producción de éste, ha surgido la necesidad de investigar métodos sintéticos de producción .

La Shell Development Company anunció recientemente un proceso de este tipo, utilizando como materia prima, el propileno procedente de los desbutanizadores de la industria del petróleo. El propileno se clora para producir cloruro de alilo en cantidades que se aproximan al 85 % de la cantidad teórica ( basada en el propileno ). Se forman también cloruro de vinilo, ciertas olefinas disustituídas y un poco de dicloro - propano.- ( La reacción de producción del cloruro de alilo es nueva en síntesis orgánica, y en ella interviene la cloración de una olefina por sustitución en vez de adición .

El tratamiento del cloruro de alilo con ácido hipocloroso a 25 °C produce la diclorohidrinaglicerina :  $\text{CH}_2\text{Cl} - \text{CHOH} - \text{CH}_2\text{Cl}$ , que puede hidrolizarse dando glicerina. La dicloroglicerina puede hidrolizarse a glicerina directamente, pero para ello se emplean dos moléculas de sosa cáustica, por lo que el procedimiento más económico es hacerla reaccionar con hidróxido cálcico, que es más barato, desprendiéndose la epíclorhidrina como producto de cabeza en una columna de fraccionamiento .-

La epíclorhidrina se hidrata fácilmente a monoclorhidrina y después a glicerina, con sosa cáustica. La reacción es :



El rendimiento total de glicerina a partir de este método es superior al 90 % .-

" GLICERINA A PARTIR DE SUBLEJIAS DE JABON "

Proceso de jabón hervido como fuente de obtención de sublejías .

Este proceso se basa en el hecho de que los jabones son solubles en soluciones acuosas diluídas de electrolitos, tales como el cloruro o hidróxido de sodio, e insolubles cuando aumenta el contenido de electrolitos y la concentración de éstos aumenta .

Como producto de adición de electrolitos, se obtienen el jabón propiamente dicho y la sublejía, quedando el jabón con un 30 % de humedad al ser separado de la solución .

De esta manera puede ser sometido a una purificación, de tal manera que fácilmente contenga pequeñas cantidades de sal, hidróxido de sodio , carbonato de sodio y glicerina . La sublejía contiene el grueso de la glicerina y un número determinado de impurezas, tales como exceso de álcali , carbonato de sodio y cloruro de sodio, además de sustancias colorantes e impartidores de olor .

El proceso de hervido de jabón se lleva a cabo en varias etapas y se efectúa en vasijas grandes conocidas como pailas. El contenido se calienta con sistemas de serpentines de vapor abierto o cerrado, instalados en el fondo de la paila .

La primera etapa de jabón hervido se conoce con el nombre de matanza. Por lo general en esta etapa se lleva a cabo la saponificación de la grasa con una solución acuosa de hidróxido de sodio. La concentración de álcali debe ser lo suficientemente alta para evitar que el jabón se haga bolas,

lo que se conoce como " aglutinación " , pero no lo suficientemente alta como para que el jabón se salga de la solución.

El calentamiento se continúa hasta que el jabón haya perdido su sensación grasosa y hasta que la lejía pierda su turbidez al enfriarse .

La segunda etapa, es la sacada de la sal a " graneado " del jabón obtenido durante la primera fase de la operación. En este punto se le agregan trazas de sal fresca, o la sal recuperada de la planta de glicerina o soluciones concentradas de sal hasta hacer que el jabón se salga de la solución. Después de esto se continúa el calentamiento por un corto tiempo. Se corta la entrada de vapor y se deja asentar la mezcla, quedando el jabón en la parte superior como una masa cuajada, y la lejía que contiene el grueso de la glicerina, sal e impurezas, forman el residuo bajo . Como en este punto el contenido de álcali libre está prácticamente exhausto, se le llama lejía agotada al residuo acuoso .

La tercera etapa consiste en la operación de lavado con el propósito de reducir el contenido de glicerina ya que en este punto el contenido de glicerina es de 0.5 % . El lavado se efectúa llevando el jabón nuevamente a la paila y se hierve en solución acuosa con la ayuda de vapor abierto, después se granula para separarlo de la lejía en el período de asentamiento .

La cuarta etapa se conoce como fortalecimiento . Se " cierra " o hierve de nuevo en solución acuosa y se le agregan porciones de solución acuosa de álcali, además de sal para completar el peso .

Se corta el vapor abierto, se deja asentar la mezcla y se separa la sublejía que está parcialmente " gastada " y comúnmente se usa en la etapa de matanza de la siguiente hervida .

La quinta etapa se conoce como "ajuste" o "adoquinado". El objeto de esta etapa es obtener concentraciones apropiadas de electrolito que permite la separación del "negro". Esto se logra agregando cuidadosamente la cantidad de agua suficiente al jabón caliente, para reducir la concentración de electrolito, para que la lejía disuelva una fracción del jabón, sin llegar a disolverlo todo.

El asentamiento se lleva a cabo por uno o dos días a 65°C aproximadamente. En el asiento final se pueden formar 4 residuos:

- 1) Residuo espumoso superior conocido como "fraude".
- 2) El residuo principal de jabón que se conoce como "jabón limpio".
- 3) El "negro".
- 4) Una pequeña cantidad de lejía conocida como "agua resinosa".

Después del enfriamiento y la sedimentación, para separar gran parte del jabón, se trata la sublejía para reducir la alcalinidad y eliminar impurezas orgánicas.

Como paso siguiente, la sublejía se bombea a un tanque donde se le da un tratamiento preliminar, agregándosele cloruro férrico, en la cantidad que se determina con anterioridad y que es necesaria para que se precipite la mayor cantidad de jabón. Por lo general se utilizan 2 Kg. de  $\text{FeCl}_3$  por cada 1,000 Kg. de sublejía.

Si la sublejía es de calidad inferior se la adhiere 1 Kg. de sulfato de aluminio por 1,000 Kg. de lejía con el objeto de producir una separación más completa. Como el cloruro férrico es muy corrosivo y ataca al fierro y al acero, se recomienda disolverlo en tanques revestidos de vidrio para después agregarlo ya disuelto al tanque de tratamiento.

En seguida se le agrega un poco de ácido clorhídrico, con el objeto de acidular la sublejía para que se lleve a cabo la precipitación del jabón metálico.

Después de agitar fuertemente en el tanque de primer tratamiento, la sublejía se filtra en caliente por un filtro prensa y se vierte en un tanque de segundo tratamiento donde se agrega un poco de sosa cáustica para alcalinizar la lejía, la que contiene de 4 - 10 % de glicerina y una concentración de sal de 11 - 18 % después de un segundo filtrado .

Las lejías de glicerina se concentran en un evaporador sencillo o de preferencia en uno de doble efecto. El primero solamente se utiliza cuando se desea tener la mínima cantidad de aparatos, pero se recomienda un evaporador de doble efecto porque el consumo de vapor de escape y de agua es aproximadamente la mitad del exigido por el evaporador sencillo, como consecuencia de la evaporación, y al aumentar la concentración de la sal, la solubilidad de ésta disminuye, cristalizando la sal se recoge en el cono del evaporador y se vierte periódicamente en el que está vacío de los dos evaporadores. Cada uno de los separadores está previsto de un fondo falso donde se precipitan los cristales de sal .

El líquido de glicerina se filtra y se devuelve al evaporador de vacío, después de haber cerrado la válvula general entre el evaporador y la cámara de sal y una salida abierta a la atmósfera .

La sal se saca del separador y se centrifuga, se lava , y se devuelve a la fábrica del jabón .

En ocasiones el evaporador contiene glicerina bruta ( 80 % ), que se puede refinar inmediatamente o bien venderla a las refinerías que tienen este proceso .



## REFINAMIENTO DE LA GLICERINA BRUTA

La glicerina bruta contiene impurezas presentes que están constituidas por 0.1 % de ácidos grasos ( en forma de jabón ), 4 - 11 % de sal e impurezas orgánicas . Estas se separan con destilación con vapor en vacío, después de haber alcalinizado fuertemente con sosa cáustica con el objeto de suspender los ácidos grasos y otras impurezas .

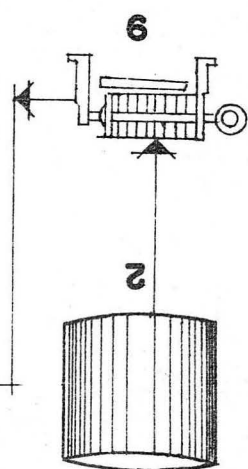
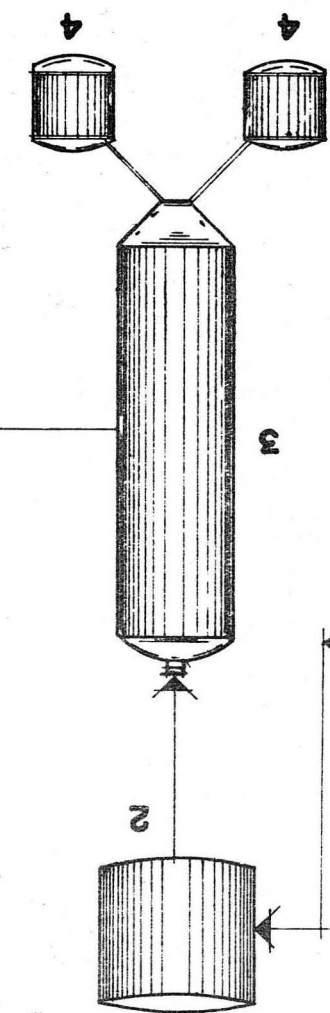
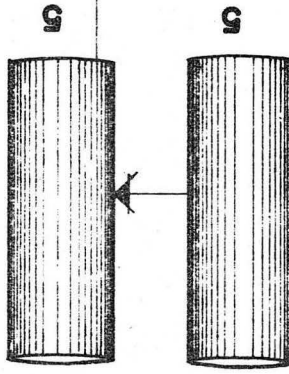
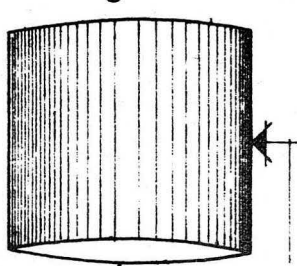
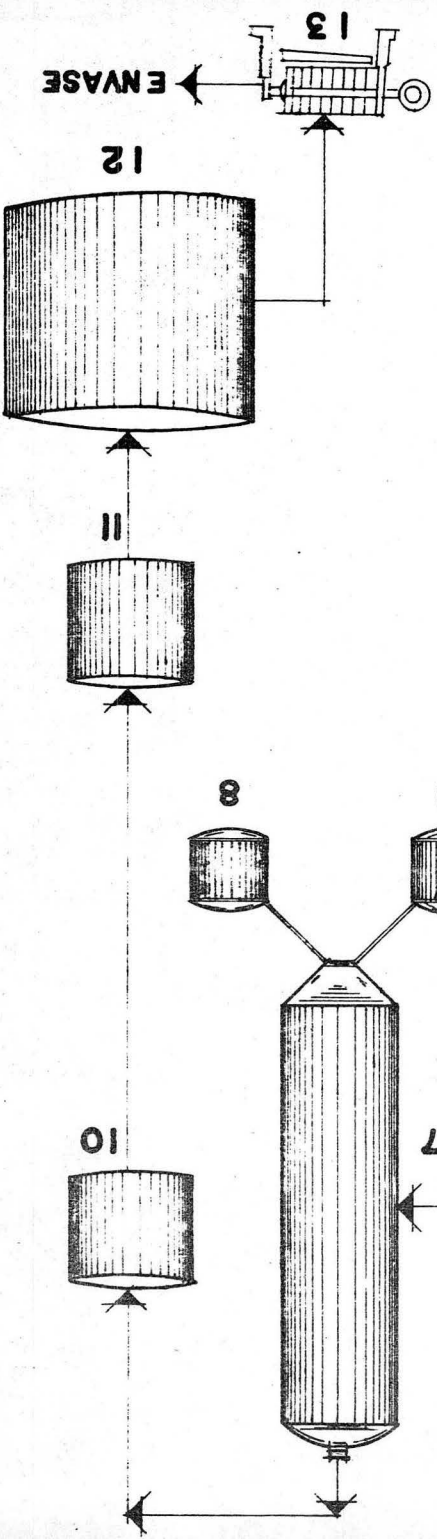
El líquido bruto, que contiene el 80 % de glicerina, se calienta primero a ebullición con vapor sobrecalentado, después de lo cual se introduce vapor a baja presión directamente en la carga y se destila la glicerina con vapor, en vacío. Los vapores pasan a través de una serie de condensadores enfriados por aire, que separan la mayor parte de la glicerina, y después a través de un condensador refrigerado por agua, donde se condensa el agua y la glicerina remanente .

La glicerina de 85 % se concentra hasta la calidad para dinamita, o se decolora con carbón activado, redestilándola, volviéndola a decolorar para obtener un producto ( C.F. ) de calidad farmacéutica .

El líquido dulce del destilador de glicerina bruta, con un contenido de 1 - 2 % de glicerina, se evapora aparte, dando vapor de agua y glicerina concentrada que entra en el destilador a vapor del producto bruto .

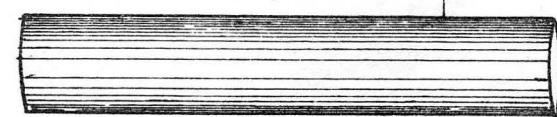
CAPITULO II

Proceso de Recuperación de Glicerina a Partir de  
Sublejías de Jabón



DE FLUJO

DIAGRAMA



EQUIPO DEL PROCESO

- 1) Tanque almacenador de Sublejías
- 2) Purificadores
- 3) Evaporador de Sublejías
- 4) Recolectores de Sal
- 5) Tanques Almacenadores de Glicerina Cruda
- 6) Pre calentador de Glicerina Cruda
- 7) Destilador de Glicerina Cruda
- 8) Recolectores de Sal
- 9) Filtro Prensa en el paso de Purificación
- 10) Almacenador de Glicerina Destilada
- 11) Concentrador de Glicerina Destilada
- 12) Tanque para la Decoloración con Carbón Activado
- 13) Filtro Prensa en la Etapa Final

## PURIFICACION DE SUBLEJIAS

- Las lejías desgastadas de jabón que provienen del recipiente o caldera de jabón contienen agua en solución con glicerina derivada de la grasa con que fué hecho el jabón, cloruro de sodio que se utiliza para granular el jabón, y una variedad de pequeñas porciones de álcali libre, usualmente en forma de hidrato de sodio o carbonato, jabón, residuos, y materias albuminosas que después se mantienen en suspensión - .

Existen varios procesos para remover las impurezas y recobrar la glicerina y la sal, que son productos valubles en el mercado y que provienen en este caso, de las lejías del jabón .

Tales procesos consisten básicamente en una serie de etapas relacionadas una a una, que conducen a la neutralización del álcali libre que se encuentra presente en la lejía, en seguida se remueven las impurezas orgánicas, dejando finalmente una solución purificada que contiene agua, glicerina, y sal, siendo el agua eliminada por evaporación para que finalmente quede glicerina y sal .

La neutralización del álcali se efectúa usualmente por adición de ácido hasta el punto de neutralización y se obtiene como producto de la reacción efectuada, cloruro de sodio ( sal común ) , en el dado caso que se haya usado ácido clorhídrico para neutralizar, o bien sulfato de sodio si se usó ácido sulfúrico para la neutralización .

Para remover las impurezas orgánicas generalmente insolubles, se hace por medio de precipitación o filtración . Para esto se utiliza la adición de ciertos ácidos o bien la adición de ciertas sales metálicas que sean ca -

paces de formar compuestos insolubles metal - grasa, mientras que las impurezas de albúmina son coaguladas y precipitadas cuando la lejía se trae a su condición neutral .

PROCEDIMIENTO. Si la lejía no ha sido enfriada y sedimentada, las materias jabonosas se encuentran en solución o en suspensión .

La purificación consiste en la neutralización de la alcalinidad, descomponiendo las materias jabonosas, y coagulando la materia albuminosa, para lo cual se utiliza ácido mineral, clorhídrico o sulfúrico, y persulfato de hierro crudo ( arena química ) .

La lejía gastada se prueba para conocer su alcalinidad, y se neutraliza con la sal de hierro o bien con ácido .

Si se usan el ácido y la sal de hierro juntas para neutralizar, las proporciones son como sigue : Tres cuartos de la alcalinidad se neutralizan con ácido, y la alcalinidad remanente se neutraliza con sal de hierro.-

El equipo que se emplea para efectuar la purificación, consiste básicamente de lo siguiente :

Un tanque de acero de una determinada capacidad, un aditamento que desplace un chorro de aire para agitación, un tubo para mezclar la sal de hierro con agua de tal manera que se pueda descargar por gravedad en el tanque mezclador .

El proceso de purificación se completa usando otro tanque de capacidad correspondiente seguido de un segundo pero más pequeño filtro prensa .-

Como resultado del primer tratamiento, el álcali se neutraliza y se convierte en cloruro o sulfato dependiendo del ácido que se vaya a usar, ya-

sea clorhídrico o sulfúrico; las materias jabonosas han sido descompuestas, y las materias albuminosas han sido coaguladas .

Durante el mezclado y filtración, la lejía se calienta y se agita, de tal manera que si la filtración es completa, las impurezas remanentes en forma de pedazos sólidos quedan en el filtro prensa, y el filtrado claro, en el tanque de filtrado adyacente.

El filtrado debe estar lo suficientemente ácido, de tal manera que se pueda neutralizar con sosa, en cantidades previamente calculadas y debidamente mezcladas.

La lejía es filtrada de nuevo, y debe fluir desde la prensa con características tales como : libre de materia orgánica, color claro, libre de sales de hierro solubles y cualquier materia colorante soluble que pudo haber escapado del primer tratamiento. Después de este paso la lejía está lista para pasar al siguiente tratamiento , que es la evaporación. A cambio del sulfato férrico básico ( sal de hierro ) puede ser usada cualquier sal de aluminio como coagulante. La sal de hierro comúnmente llamada " arena química " está hecha básicamente como sigue :

Un mineral que contenga un 50 % de óxido de hierro, o su equivalente de alúmina, se seca, se reduce a polvo y se mezcla con proporciones adecuadas de ácido sulfúrico de 60<sup>o</sup> Baumé previamente calentado, alrededor de 300<sup>o</sup> F .

A continuación, mezclando rápido la masa, se vierte desde el recipiente de mezclado hasta un piso de hierro donde la reacción continúa y la masa se solidifica.

En seguida el material es quebrado y calentado en un recipiente a una temperatura de 380<sup>o</sup> F a 500<sup>o</sup> F .



Durante el primer tratamiento el mineral de hierro y el ácido entran en -  
parcial combinación ; durante el segundo tratamiento se forma un persul -  
fato por combinación del mineral libre parcialmente con ácido libre y par -  
cialmente con el sulfato ácido formado durante el primer tratamiento . -  
Durante el segundo tratamiento el calentamiento continúa por varias horas  
de acuerdo a la temperatura y a la cantidad de masa que se está tratando.

## EVAPORACION DE SUBLEJIAS

La condición ideal de una lejía gastada de jabón, para que dé la mayor cantidad de crudo en la evaporación, es que esté presente suficiente cantidad de ácido mineral para que remueva todos los ácidos grasos volátiles que pueden ser hervidos en el evaporador. En estas condiciones, la glicerina cruda puede ser destilada con el fin de obtener una mejor calidad de glicerina refinada sin la menor dificultad y riesgo .

Las lejías, conteniendo glicerina, pueden ser evaporadas en simple o doble efecto. Es costumbre empezar la operación con un evaporador de doble efecto, y terminarla en un evaporador de simple efecto.

El diseño del evaporador debe ser de tal manera que, proporcione una máxima eficiencia, proporcione una alto rango de transferencia de calor, o que básicamente sea económico en operación y con alta capacidad .

El equipo de vacío empleado consiste en un condensador barométrico y un eyector de vapor. . Para que el eyector de vapor opere de una manera eficiente, la presión del vapor debe ser uniforme, y de preferencia no menos de 90 libras por pulgada cuadrada . Cuando la presión del vapor es baja se usan bombas reciprocantes de vacío especiales para vapor.

Producir glicerina cruda con un evaporador de doble efecto no es difícil, pero operar la unidad a su más alta eficiencia, máxima capacidad, ahorrar vapor y tiempo, requiere una cuidadosa atención a numerosos detalles .

Un evaporador de doble efecto para evaporar glicerina cruda al 80 % en las lejías gastadas de jabón, consta de un primero y un segundo efecto ; cada uno con una calandria y una cámara de vapor, extractores de sal en cada efecto, condensador barométrico, bomba de vacío y tubería de conexión adecuada .

#### PRUEBA DEL EQUIPO.-

Después de haber levantado el equipo y la tubería está en su lugar adecuado, el evaporador está listo para ser probado, es decir se comprueba si existen fugas en el equipo de evaporación .

Un método para probar el equipo, y que muestra donde están las fugas , consiste en llenar totalmente la unidad con agua, y aplicar una presión arriba de 25 libras por pulgada cuadrada.

Todas las fugas deben ser marcadas, pero si en el término de 2 horas, las fugas no aparecen, se puede considerar que el equipo está bien sellado y por lo tanto el agua del evaporador se vacía .

#### Comienzo de la Operación .-

Al empezar a funcionar el evaporador con doble efecto, el vapor entra a la calandria del primer efecto, y los vapores de la cámara de vapor del primer efecto, pasará a través del primer separador y en la calandria del segundo efecto .

La línea de vapor del segundo efecto es conectada al segundo separador y después al condensador barométrico y a la bomba de vacío .

El condensador de la calandria del primer efecto se remueve hacia una trampa de vapor.

El condensado es removido por la bomba cuando se opera un doble efecto; y por la trampa de vapor cuando se opera un efecto simple.

Cuando los evaporadores están bajo un vacío de 15 pulgadas de mercurio aproximadamente, se puede decir que es un vacío suficiente para hacer pasar las lejías tratadas y filtradas hacia ambos evaporadores .

Cuando el vacío en el segundo efecto alcanza alrededor de 23 pulgadas de mercurio, el vapor es cambiado lentamente a la calandria del primer efecto.

Cuando el líquido en el primer efecto empieza a hervir, el vacío tenderá a bajar . Los vapores pasan de la zona de vapor del primer efecto a la calandria del segundo efecto, donde se condensan por medio de la bomba de condensado.

La bomba de condensado remueve también los materiales no-condensables más pesados que el vapor, mientras los no - condensables más ligeros que el vapor pasan a través de una línea a lo alto de la calandria.

Como los vapores son condensados, y los no - condensables son removidos, el vacío en el primer efecto sube otra vez .

El licor en el segundo efecto pronto empieza a hervir debido al calor de los vapores de condensación .

El vacío en el segundo efecto fluctúa entre 26 - 27 pulgadas. Algunas instalaciones están diseñadas para operar con vacíos menores o mayores que los indicados pero los límites usuales están entre 25 - 28 pulgadas de mercurio.

Si la concentración en el segundo efecto es del 80 % de crudo, el vacío en el primer efecto cambiará a cero .

#### Operación .-

Como el nivel de licor bajó en el segundo efecto, entonces es necesario agregar más licor del primer efecto, y en consecuencia, agregar más lejía fresca al primer efecto; esto se hace con el fin de mantener los niveles

constantes . Se pueden usar reguladores de nivel del líquido en los evaporadores, pero el contenido de sal en las lejías gastadas es tan alto, que no son muy recomendables .

El agua del condensador barométrico se ajusta para mantener un vacío uniforme en el segundo efecto. Para empezar la operación se requiere una gran cantidad de agua, y como la concentración del licor se incrementa, y la razón de evaporación decrece, se requiere menos agua .

#### Separación de Sal .

Cuando se concentran lejías de jabón gastadas a glicerina cruda, se separan alrededor de 11 - 15 libras de sal por cada 100 libras de lejía .

Tan pronto como el licor en cada efecto, alcanza el punto salino, es decir cuando la sal empieza a cristalizar, ésta se va hasta el fondo del evaporador.

#### Equipo de Recuperación de Sal .

Existen dos tipos de equipo que se usan generalmente para separar la sal de la glicerina, y son los siguientes :

- 1) Cámaras de Sal
- 2) Extractores de Sal

#### Cámaras de Sal .

Es el más antiguo de los dos equipos y consiste en una larga cámara en el evaporador, más abajo de la calandria, donde se colecta la sal .

Después de colectarla se baja a un tanque con fondo falso , cubierto con un filtro cama.

La glicerina es bombeada por debajo del fondo falso y la sal es lavada con lejía y agua .

Por medio de este procedimiento, el contenido de glicerina en la sal baja en un 2 % dependiendo de la cantidad de lavados.

Este equipo solo se usa en evaporadores de efecto simple .

#### Extractores de Sal .

Este segundo equipo , que es usado todavía en plantas pequeñas o bien de tamaño medio, se conecta a los fondos de los evaporadores. Estos extractores de sal son recipientes de acero de 6 - 8 pulgadas de entrada en el evaporador y están provistos de una llave o válvula, un fondo falso con su respectivo filtro, una puerta de descarga rápida, conexiones para agua y vapor, y un rompedor de vacío .

Para un evaporador de doble efecto, se utilizan por lo general 2 extractores de sal .

## DESTILACION DE GLICERINA CRUDA

La destilación de glicerina en operación continúa, con alto vacío y baja temperatura, además con una buena separación de sal, ha proporcionado resultados muy satisfactorios a la industria que maneja este proceso, reflejándose en una mejor calidad, alto rendimiento y bajo costo de producción. La glicerina cruda proveniente de una etapa de evaporación previa, es alimentada continuamente con la ayuda de un controlador automático de nivel del líquido, el cual lo mantiene constante .

Como resultado de la destilación, la sal se asienta en el recolector de sales, el cual se vacía periódicamente . La separación de sal e impurezas acumuladas del recipiente que almacena la glicerina cruda, hace posible que la unidad de destilación funcione en forma continua, manteniendo constantes las condiciones de operación en el recipiente de almacenaje de crudo y el condensador .

El destilador opera con un vacío de 6 - 12 mm. de mercurio de presión absoluta y con una presión de vapor que no excede de 100 libras por pulgada cuadrada en los serpentines de calentamiento .

El alto vacío en el destilador reduce grandemente la cantidad de vapor inyectado requerido para esta operación siendo alrededor de 0.25 libras de vapor por libra de glicerina destilada. Esto es una gran diferencia en comparación con dos libras de vapor inyectado por libra de glicerina destilada, utilizando antiguos tipos de destiladores .

✓ Toda la glicerina destilada es condensada en forma altamente concentrada y se usan pequeñas cantidades de vapor para propósitos de concentración .

Por lo tanto existe un ahorro considerable de vapor utilizado en el proceso.

El consumo total de vapor, que incluye el usado por inyección, para calentar los serpentines de calentamiento del destilador, el utilizado para operar el equipo de vacío, necesario para la etapa de acabado de la glicerina destilada, y el necesario para operar las bombas de descarga, fluctúa entre 2.5 y 3.5 libras por libra de glicerina destilada, dependiendo del tamaño de la planta .

#### CONCENTRACION DE GLICERINA CRUDA ✓

Después de efectuarse el proceso de destilación a las condiciones debidas, se lleva a cabo, una concentración del producto de la destilación .

El objetivo principal de esta concentración es el de obtener glicerina con más alto grado de pureza, eliminando la mayor cantidad de agua posible presente en la solución .

El producto de la destilación, por lo general, sale con una concentración de glicerina del 98 % aprox. , y con ese porcentaje pasa al concentrador, para salir de él con un contenido de glicerina del 99 - 99.5 % . El equipo que se utiliza para la concentración , es básicamente otro evaporador, ya que el objetivo es eliminar el agua contenida .

La glicerina que sale del concentrador, se somete a otros procesos, tales como deodorización, decoloración y filtrado .

Para esto se utiliza una materia prima adecuada, que puede ser carbón activado, el cual se agrega a la glicerina con agitación respectiva pa-



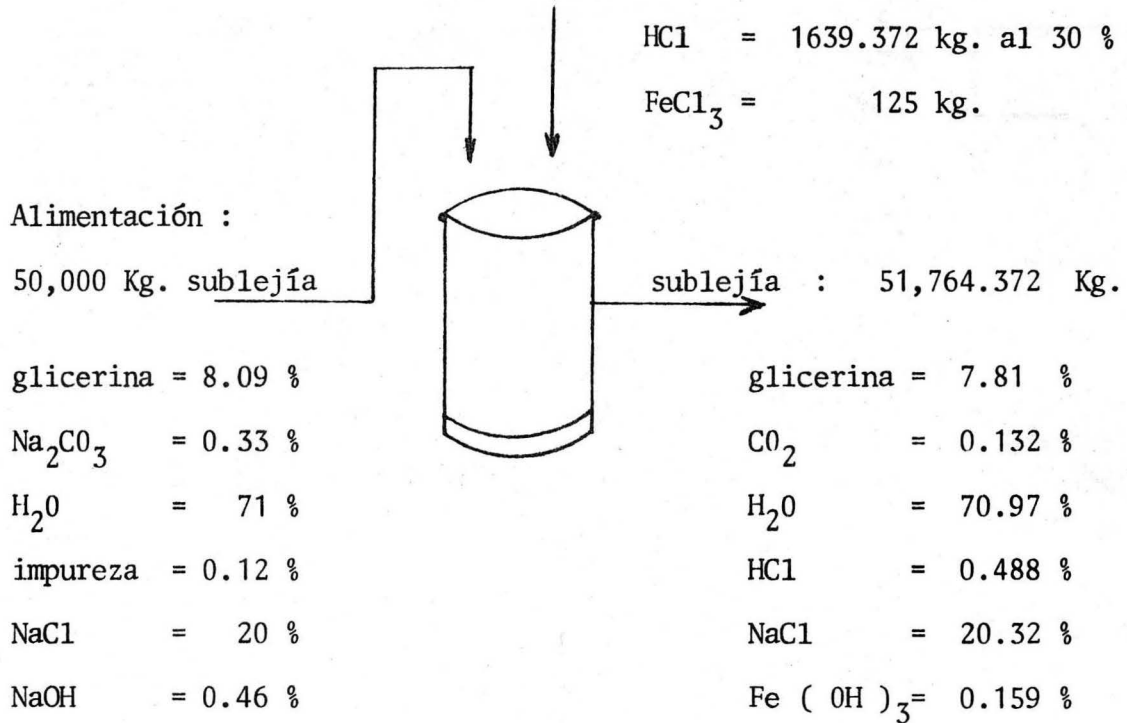
ra pasar posteriormente a un filtro prensa. La función del filtro prensa, es de tener en las paredes de los marcos, la cantidad de carbón activado presente en la solución para así poder separar la glicerina en un estado de pureza considerablemente alto .

El siguiente y último paso del proceso, es pasar la glicerina a recipientes metálicos para ser vendidos posteriormente al mercado .

CAPITULO III

Balance de Materia

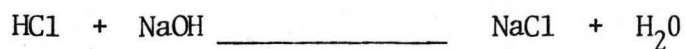
PURIFICADOR I



impurezas = 60 Kg.  
= 0.116 %

$$\text{Moles de NaOH contenidos} = \frac{\text{Kg. de NaOH contenidos}}{\text{P.M. NaOH}} = 5.75 \text{ moles de NaOH}$$

Reacción de Neutralización :



Mol-Kg HCl necesarios para neutralizar

$$= \frac{1 \text{ mol-kg. HCl}}{1 \text{ mol-kg. NaOH}} \times ( 5.75 \text{ mol-kg. NaOH} )$$
$$= 5.75 \text{ mol-kg. HCl}$$

Kg. de HCl necesarios para neutralizar

$$= ( 5.75 \text{ mol-kg HCl} ) \times ( 36.5 \frac{\text{kg.}}{\text{mol-kg.}} ) \text{ HCl}$$
$$= 5.75 \text{ mol-kg. HCl} \quad 209.87.$$

mol-kg. NaCl obtenidos de la Rxn.

$$= \frac{1 \text{ mol-kg. NaCl}}{1 \text{ mol-kg. NaOH}} \times 5.75 \text{ mol-kg. NaOH}$$
$$= 5.75 \text{ mol-kg. NaCl}$$

Kg. de NaCl que se obtienen en la Rxn.

$$= ( 5.75 \text{ mol-kg. NaCl} ) \times 58.5 \frac{\text{kg.}}{\text{mol-kg}} \text{ NaCl}$$
$$= 336.375 \text{ kg. de NaCl}$$

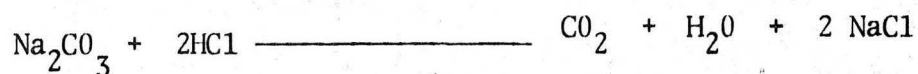
$$\frac{1 \text{ mol-kg. H}_2\text{O}}{1 \text{ mol-kg. NaOH}} \times 5.75 \text{ mol-kg. de NaOH} = 5.75 \text{ mol-kg. de H}_2\text{O}$$

$$5.75 \text{ mol-kg. H}_2\text{O} \times 18 \frac{\text{kg.}}{\text{mol-kg. H}_2\text{O}} = 103.5 \text{ kg. de H}_2\text{O}$$

moles de  $\text{Na}_2\text{CO}_3$  contenidos

$$= \frac{\text{kg. Na}_2\text{CO}_3}{\text{P.M. Na}_2\text{CO}_3} = \frac{165 \text{ kg.}}{106 \text{ kg.}} \frac{\text{mol-kg.}}{\text{mol-kg.}}$$
$$= 1.556 \text{ moles Na}_2\text{CO}_3$$

Reacción de Neutralización :



$$\begin{aligned} \text{mol-kg. HCl necesarios} \\ \text{para neutralizar} &= \frac{( 2 \text{ mol-kg. HCl } )}{( 1 \text{ mol-kg. Na}_2\text{CO}_3 )} \times ( 1.556 \text{ mol-kg Na}_2\text{CO}_3 ) \\ &= 3.11 \text{ mol-kg. HCl} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kg. de HCl necesarios} \\ \text{para neutralizar} &= \frac{( 3.112 \text{ mol-kg. HCl } ) ( 36.5 \text{ kg. HCl } )}{( \text{mol-kg. HCl } )} \\ &= 113. 588 \text{ kg. HCl} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{mol-kg de CO}_2 \text{ ob -} \\ \text{tenidos :} &= \frac{( \text{mol-kg. CO}_2 ) ( 1.556 \text{ mol-kg. Na}_2\text{CO}_3 )}{( 1 \text{ mol-kg Na}_2\text{CO}_3 )} \\ &= 1.556 \text{ mol-kg. CO}_2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{kg. de CO}_2 \text{ obteni -} \\ \text{dos} &= \frac{( 1.556 \text{ mol-kg. CO}_2 ) ( 44 \text{ kg. CO}_2 )}{( \text{mol-kg. CO}_2 )} \\ &= 68.464 \text{ kg. CO}_2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{mol-kg. de H}_2\text{O ob-} & \\ \text{tenidos :} & = \frac{( 1 \text{ mol-kg. de H}_2\text{O} ) ( 1.556 \text{ mol-kg. Na}_2\text{CO}_3 )}{( 1 \text{ mol-kg. Na}_2\text{CO}_3 )} \\ & = 1.556 \text{ mol-kg. H}_2\text{O} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{kg. de H}_2\text{O obteni-} & \\ \text{dos :} & = \frac{( 1.556 \text{ mol-kg. H}_2\text{O} ) ( 18 \text{ kg. H}_2\text{O} )}{( 1 \text{ mol-kg. H}_2\text{O} )} \\ & = 28 \text{ kg. de H}_2\text{O} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{mol-kg. de NaCl} & \\ \text{obtenidos :} & = \frac{( 2 \text{ mol-kg. NaCl} ) ( 1.556 \text{ mol-kg. Na}_2\text{CO}_3 )}{( 1 \text{ mol-kg. Na}_2\text{CO}_3 )} \\ & = 3.112 \text{ mol-kg. de NaCl} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Kg. de NaCl ob-} & \\ \text{tenidos :} & = \frac{( 3.112 \text{ mol-kg. NaCl} ) ( 58.5 \text{ kg. NaCl} )}{( 1 \text{ mol-kg. NaCl} )} \\ & = 182.052 \text{ kg. de NaCl} \end{aligned}$$

Se requiere tener en la solución de sublejía un pH = 4 , entonces :

$$\text{pH} = - \text{logaritmo } ( \text{H}^+ ) ; ( \text{H}^+ ) = 1 \times 10^{-4} \frac{\text{i3n-gramo}}{\text{litro de sol .}}$$

Si la sublejía tiene una densidad de 1.084 Kg. / Lto , a 32 ° C se tiene :

$$\rho = \frac{m}{v} ; V = \frac{m}{\rho} = \frac{50,000 \text{ kg.}}{1.084 \text{ kg. / lto.}} = 46,125.46 \text{ Litros .}$$

$$1 \times 10^{-4} \frac{\text{i3n-gramo}}{\text{Lto. de Sol.}} \times 46,125.46 \text{ litros de sol.} = 4.6125 \text{ i3n-gr.}$$

$$4.6125 \text{ mol-kg. HCl} \times 36.5 \frac{\text{kg. de HCl}}{\text{mol-kg. HCl}} = 168.35 \text{ kg. de HCl para acidular a un pH= 4}$$

Kg. totales de HCl que

se agregan al purificador I : = kg. de HCl necesarios para neutralizar + kg. de HCl necesarios para acidular a un pH = 4

$$= 323.463 \text{ kg.} + 168.35 \text{ kg.}$$

$$= 491.813 \text{ kg. totales de HCl al 100 \%}$$

La soluci3n de HCl que se utiliza en el proceso est3 al 30 % y por lo tanto :

kg. totales de HCl al 30 %

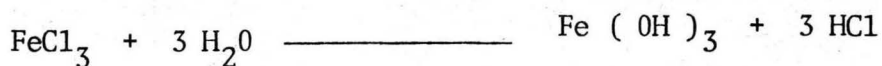
que se agregan al purificador I

$$= \frac{(100 \text{ kg. HCl al 30 \%}) (491 \text{ kg. HCl al 100 \%})}{(30 \text{ kg. HCl al 100 \%})}$$

$$= 1639.37 \text{ kg. de HCl al 30 \%}$$



Los ácidos grasos insaponificables que contiene el sebo de res son de 18 carbonos y dos insaturaciones, estos ácidos se eliminan del proceso agregando  $\text{FeCl}_3$  que actúa como coagulante, arrastrando los ácidos para después filtrarlos de la sublejía. La reacción es la siguiente :



Se agrega 0.25 % de  $\text{FeCl}_3$  sobre el peso total de la sublejía :

$$\begin{aligned} \text{kg. de } \text{FeCl}_3 \text{ agregados} &= ( 50,000 \text{ kg. de sublejía } ) ( 0.0025 ) \\ &= 125 \text{ kg. de } \text{FeCl}_3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{mol-kg. de } \text{FeCl}_3 \\ \text{agregados} &= \frac{125 \text{ kg. de } \text{FeCl}_3}{162.3 \text{ kg. de } \text{FeCl}_3} \\ &\quad \text{mol-kg. de } \text{FeCl}_3 \\ &= 0.770 \text{ mol-kg. de } \text{FeCl}_3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{mol-kg. de } \text{H}_2\text{O} \text{ nece -} \\ \text{sarios} &= \frac{( 3 \text{ mol-kg. } \text{H}_2\text{O} ) ( 0.770 \text{ mol-kg. } \text{FeCl}_3 )}{( 1 \text{ mol-kg. } \text{FeCl}_3 )} \\ &= 2.31 \text{ mol-kg. de } \text{H}_2\text{O} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{kg. de } \text{H}_2\text{O} \text{ necesa -} \\ \text{rios :} &= \frac{( 2.31 \text{ mol-kg. } \text{H}_2\text{O} ) ( 18 \text{ kg. } \text{H}_2\text{O} )}{( \text{mol-kg. } \text{H}_2\text{O} )} \\ &= 41.58 \text{ kg. de } \text{H}_2\text{O} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{mol-kg. de Fe ( OH )}_3 &= \frac{ ( 1\text{mol-kg. Fe( OH )}_3 \quad ( 0.770 \text{ mol-kg. FeCl}_3 ) ) }{ ( 1 \text{ mol-kg. de FeCl}_3 ) } \\ \text{obtenidos :} & \end{aligned}$$

$$0.770 \text{ mol-kg. de Fe ( OH )}_3$$

$$\begin{aligned} \text{kg. de Fe ( OH )}_3 &= \frac{ ( 0.770 \text{ mol-kg. Fe( OH )}_3 \quad ( 106.8 \text{ kg. Fe ( OH )}_3 ) ) }{ ( 1 \text{ mol-kg. de Fe ( OH )}_3 ) } \\ \text{obtenidos :} & \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{mol-kg. de HCl} &= \frac{ ( 3 \text{ mol-kg. HCl } ) \quad ( 0.770 \text{ mol-kg. FeCl}_3 ) }{ ( 1 \text{ mol-kg. FeCl}_3 ) } \\ \text{obtenidos :} & \end{aligned}$$

$$= 2.31 \text{ mol-kg. de HCl}$$

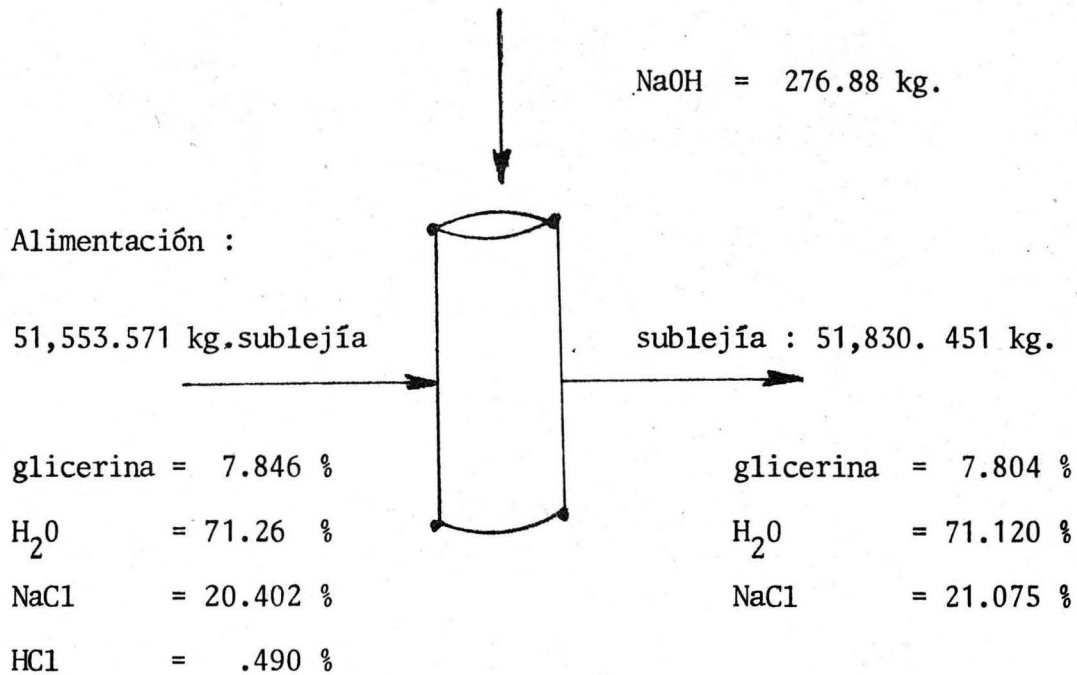
$$\begin{aligned} \text{kg. de HCl obtenidos} &= \frac{ ( 2.31 \text{ mol-kg. HCl } ) \quad ( 36.5 \text{ kg. HCl } ) }{ ( 1 \text{ mol-kg. de HCl } ) } \end{aligned}$$

$$= 84.315 \text{ kg. de HCl}$$

PURIFICADOR I

ENTRADAS	—	Kg.	SALIDAS	—	Kg.
glicerina	=	4,045	glicerina	=	4,045
NaOH	=	230	NaOH	=	0
Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	=	165	Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	=	0
H <sub>2</sub> O	=	35,500	H <sub>2</sub> O	=	35,500 ( inicial )
NaCl	=	10,000			1,147.559( HCl 30%)
impureza	=	60			103.5 ( Neutral.)
		<hr/>			28.0 ( Neutral.)
		50,000			— 41.58( Rxn.FeCl <sub>3</sub> )
HCl 30%	=	491.813	NaCl	=	10,000 ( inicial )
H <sub>2</sub> O 70%	=	1,147.559			336.375( Neutral.)
FeCl <sub>3</sub>	=	125,000			182.052( Neutral.)
		<hr/>	impureza	=	60.0
		51,764.372	HCl	=	168.35 ( pH= 4 )
					84.315( Rxn.FeCl <sub>3</sub> )
			CO <sub>2</sub>	=	68.464( Neutral.)
			Fe(OH) <sub>3</sub>	=	82.236(Rxn.FeCl <sub>3</sub> )
					<hr/>
					51,764.372

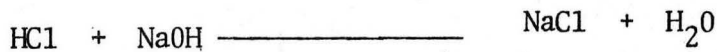
PURIFICADOR II



$$\text{mol-kg. HCl que entran} = \frac{252.665 \text{ kg. de HCl}}{36.5 \frac{\text{kg. HCl}}{\text{mol-kg. de HCl}}}$$

$$= 6.922 \text{ mol-kg. de HCl}$$

La Reacción de Neutralización es la siguiente :



mol-kg. de NaOH necesarios para neutralizar :

$$= \frac{(1 \text{ mol-kg. NaOH}) (6.922 \text{ mol-kg. HCl})}{(1 \text{ mol-kg. HCl})}$$

$$= 6.922 \text{ mol-kg. de NaOH}$$

kg. de NaOH necesarios para neutralizar

$$= \frac{(6.922 \text{ moles de NaOH}) (40 \text{ kg. de NaOH})}{(1 \text{ mol de NaOH})}$$
$$= 276.88 \text{ kg. de NaOH}$$

mol-kg. de NaCl obtenidos

$$= \frac{(1 \text{ mol-kg. NaCl}) (6.922 \text{ mol-kg. HCl})}{(1 \text{ mol-kg HCl})}$$
$$= 6.922 \text{ moles -kg. de NaCl}$$

kg. de NaCl obtenidos

$$= \frac{(6.922 \text{ mol-kg. NaCl}) (58.5 \text{ kg. de NaCl})}{(1 \text{ mol-kg. NaCl})}$$
$$= 404.937 \text{ kg. de NaCl}$$

moles-Kg de H<sub>2</sub>O obtenidos:

$$= \frac{(1 \text{ mol-kg H}_2\text{O}) (6.922 \text{ moles-kg. HCl})}{(1 \text{ mol-kg. de HCl})}$$
$$= 6.922 \text{ moles-kg. de H}_2\text{O}$$

kg. de H<sub>2</sub>O obtenidos :

$$= \frac{(6.922 \text{ moles-kg. H}_2\text{O}) (18 \text{ kg. de H}_2\text{O})}{(1 \text{ mol-kg. H}_2\text{O})}$$
$$= 124.596 \text{ kg. de H}_2\text{O}$$

PURIFICADOR II

ENTRADAS — Kg. Totales

glicerina = 4,045

H<sub>2</sub>O = 36,737.479

NaCl = 10,518.427

HCl = 252.665

NaOH = 276.880

---

51,830.451

SALIDAS — Kg. totales

glicerina = 4,045 ( inicial )

H<sub>2</sub>O = 36,737.479 ( inicial)

124.596 ( Rxn. )

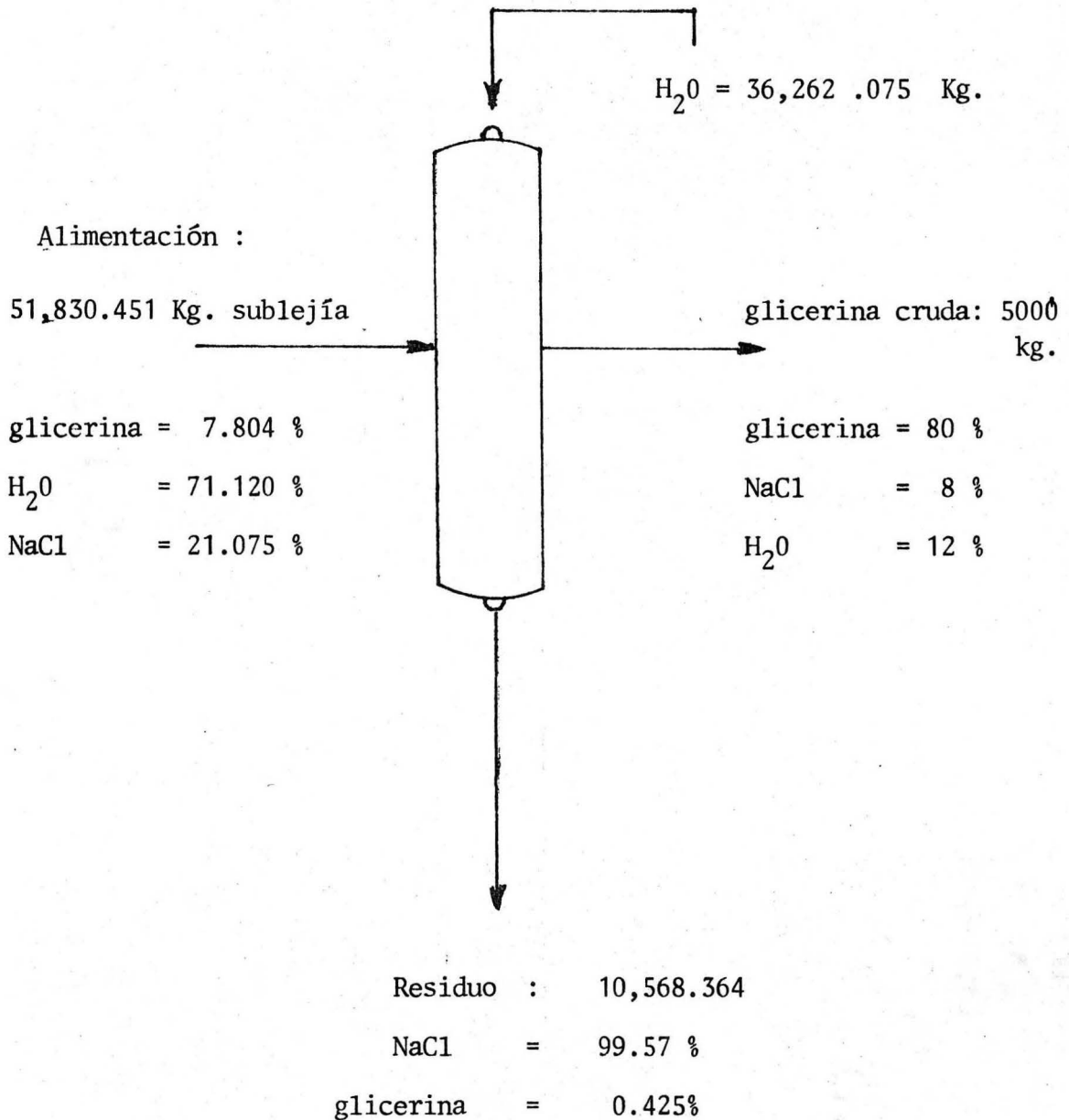
NaCl = 10,518.427 ( inicial)

6.922 ( Rxn )

---

51,830.451

EVAPORADOR



Agua que se evapora = Agua que entra - agua que sale en solución en la alimentación .

$$= (36,862.075 \text{ Kg. H}_2\text{O}) - (500) (0.12) \text{ Kg. H}_2\text{O}$$
$$= 36,262.075 \text{ kg. de agua .}$$

Sal que se recupera = Sal que entra - Sal que sale en solución en la Alimentación.

$$\begin{aligned} &= ( 10,923.364 \text{ kg. Sal } ) - ( 500 ) ( .08 ) \text{ Kg. Sal} \\ &= 10,523.364 \text{ kg. de Sal} \end{aligned}$$

Glicerina que se adhiere a la Sal

= Glicerina que entra - Glicerina que sale en la solución en la Alimentación .

$$\begin{aligned} &= ( 4,045 \text{ Kg. Glicerina } - ( 500 ) ( 0.8 ) \text{ kg. Gli.} \\ &= 45 \text{ Kg. de Glicerina .} \end{aligned}$$

Nota : La glicerina cruda que sale es el 10 % de la sublejía que entra en al proceso .

Generalmente tiene una composición de : 80 % de glicerina, 8 % de NaCl y 12 % de H<sub>2</sub>O .

ENTRADAS - Kg. Totales

glicerina = 4,045

H<sub>2</sub>O = 36,862.075

NaCl = 10,923.364

---

51,830.451

SALIDAS - Kg. Totales

glicerina = 4,000 ( cruda )

45 ( residuo )

Agua = 600 ( cruda )

36,262.075( evap. )

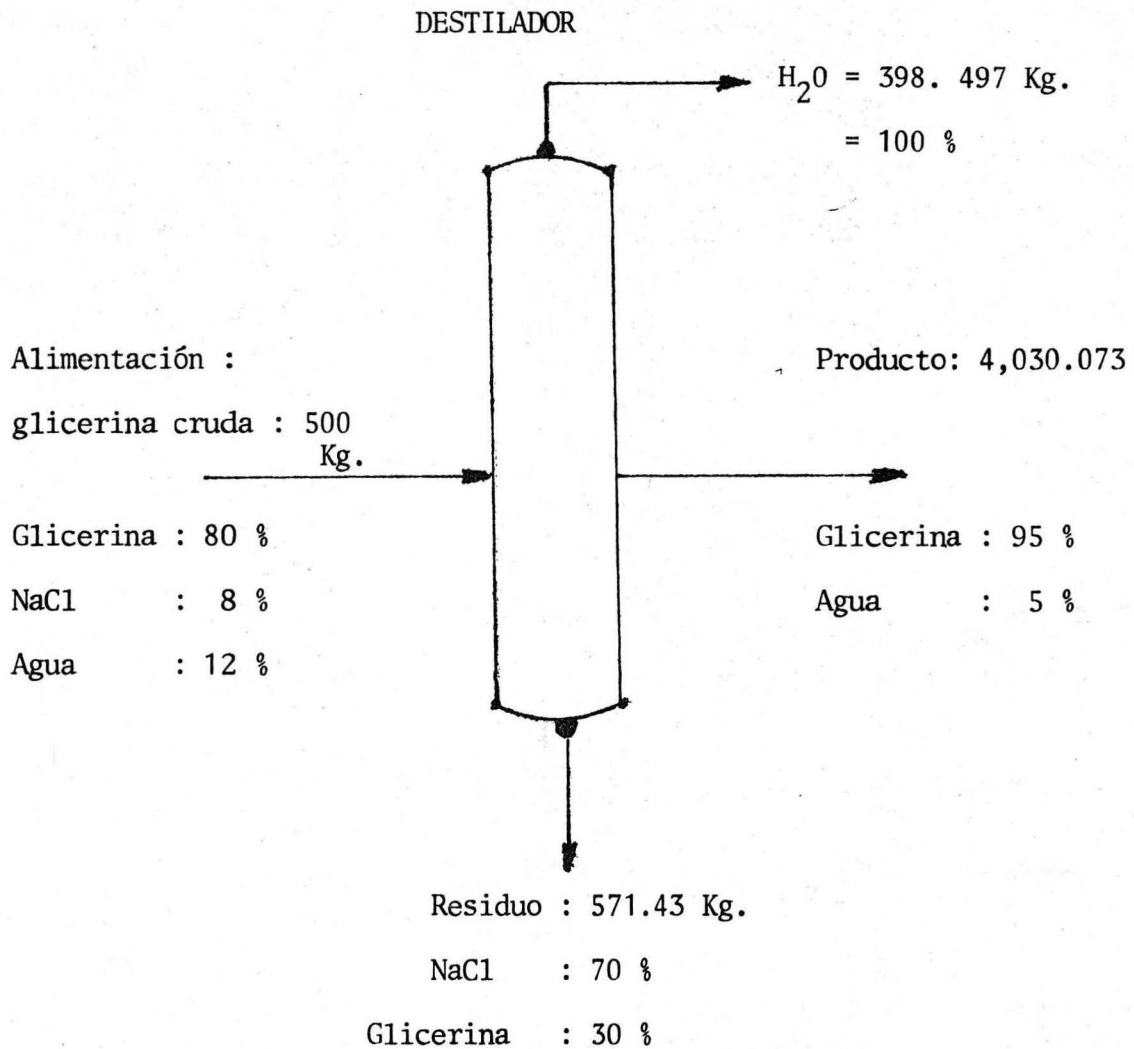
400 ( cruda )

10,523.364( residuo)

---

51,830.451





Por lo general en el residuo sale 70 % de sal y el 30 % de glicerina ; toda la sal sale por el residuo, y la glicerina que sale en el producto es del 95 %.

$$\begin{aligned} \text{Kg. de residuo} &= \frac{(5,000) (0.08) (100)}{70} = \frac{\text{Sal que entra en alim.}}{70} \times 100 \\ &= 571.43 \text{ kg. de residuo} \end{aligned}$$

$$\begin{array}{l} \text{NaCl que sale en} \\ \text{el residuo} \end{array} = \begin{array}{l} \text{NaCl que entra en} \\ \text{la alimentación} \end{array} = 400 \text{ Kg. de Sal}$$

$$\begin{array}{l} \text{Glicerina que sa-} \\ \text{le en el residuo} \end{array} = \begin{array}{l} \text{Kg. de residuo total} - \text{Kg. de sal en el residuo} \\ 571.43 \quad - \quad 571.43 ( 0.70 ) \\ = 171.43 \text{ Kg. de Glicerina} \end{array}$$

$$\begin{array}{l} \text{Glicerina que sa-} \\ \text{le en el producto} \end{array} = \begin{array}{l} \text{Glicerina que entra en la} \\ \text{alimentación} \end{array} - \begin{array}{l} \text{Glicerina que sa-} \\ \text{le en el residuo} \end{array} = \begin{array}{l} ( 5,000 ) ( 0.8 ) \text{ Kg.} - 171.43 \\ = 3828.57 \text{ Kg. de Glicerina} \end{array}$$

$$\begin{array}{l} \text{Kg. de producto} \\ \text{obtenido} \end{array} = \frac{\text{Glicerina que sale en el producto}}{95} \times 100 = \frac{3828.57}{95} \times 100 = 4030.073 \text{ Kg. de producto}$$

$$\begin{array}{l} \text{Kg. de agua que} \\ \text{sale en el pro -} \\ \text{ducto} \end{array} = \begin{array}{l} ( \text{Kg. de producto obtenido} ) ( \% \text{ de H}_2\text{O en el} \\ \text{producto} ) \\ = ( 4030.073 ) ( 0.05 ) \\ = 201.503 \text{ Kg. de Agua} \end{array}$$

Kg. de Agua evaporada = Agua que entra en la alimentación = Agua que sale en el producto  
= ( 5,000 ) ( 0.12 ) - 201.503 Kg.  
= 398.497 Kg. de Agua

ENTRADA - Kg. Totales

Glicerina = 4,000

NaCl = 400

H<sub>2</sub>O = 600

---

5,000

Salidas - Kg. Totales

Glicerina = 171.43 ( residuo )

= 3828.57 ( producto )

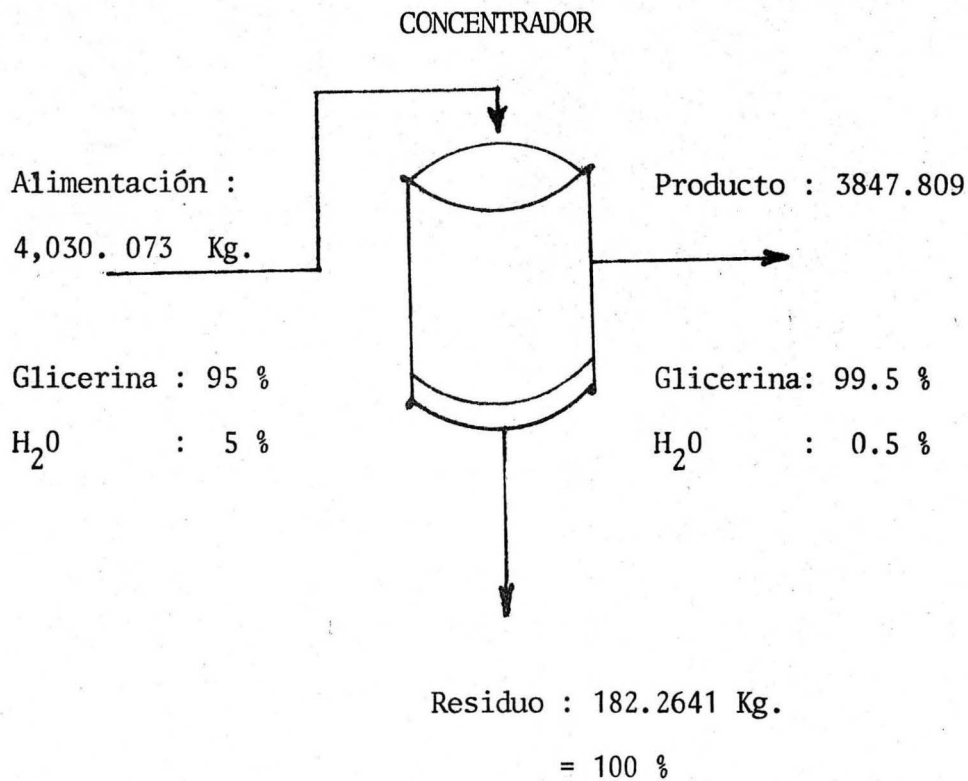
NaCl = 400 ( residuo )

H<sub>2</sub>O = 201.503( producto )

= 398.497( evaporada )

---

5,000



La eficiencia del concentrador es de 90.45 % y el producto sale con una fuerza de 99.5 % de glicerina y 0.5 % de agua .

Agua que sale en el residuo = ( Agua alimentada ) ( % de eficiencia ) Kg.  
= ( 201.503 ) Kg. ( 0.9045 ) Kg.  
= 182.264 Kg. de agua

Agua que sale en el producto = Agua alimentada - Agua del residuo  
= ( 201.503 ) Kg. - ( 182.264 ) Kg.  
= 19.239 Kg. de Agua

Glicerina que sale en el producto = Glicerina que se alimenta  
= ( 4030.075 ) ( 0.95 )  
= 3828.57

Kg. de producto obtenido = Agua que sale en el producto + Glicerina que sale en el prod.  
= 3828.57 Kg. + 19.239 Kg.  
= 3847.809 Kg. de producto

ENTRADAS - Kg. Totales

Glicerina = 3828.57  
H<sub>2</sub>O = 201.503  

---

4030.073

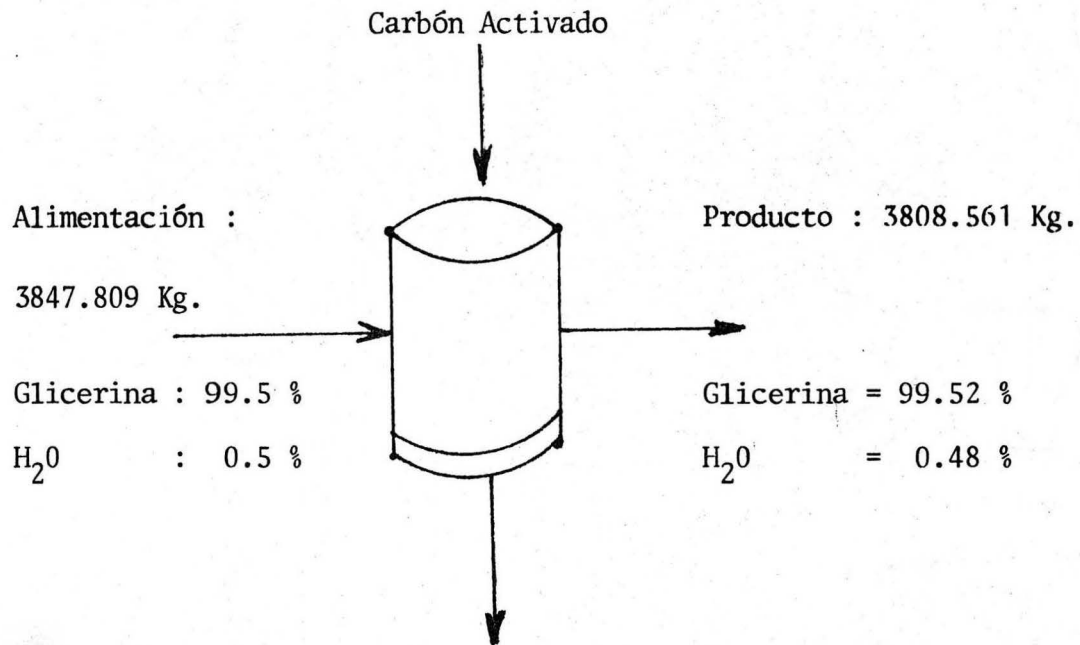
SALIDAS - Kg. Totales

Glicerina = 3828.57 ( producto )  
H<sub>2</sub>O = 182.264 ( residuo )  
19.239 ( producto )  

---

4030.073

DECOLORACION Y FILTRADO



Residuo : 39.2477 Kg.

Glicerina = 97.548 %

H<sub>2</sub>O = 2.451 %

Carbón Activado

Nota : El 1 % de la glicerina alimentada y el 5 % del agua alimentada se adhieren al carbón activado que sale.

$$\begin{aligned} \text{Glicerina que sale en el producto} &= \text{Glicerina que entra en la alimentación} - \text{Glicerina que sale en el residuo .} \\ &= ( 3847.809 ) ( 0.995 ) \text{ Kg.} - ( 39.2477 ) ( 0.97548 ) \text{ Kg.} \\ &= 3790.284 \text{ Kg. de Glicerina .} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &\text{Agua que sale en el producto} = \text{Agua que entra en la alimentación} - \text{Agua que sale en el residuo} \\
 &= ( 3847.809 ) ( 0.005 ) \text{ Kg.} - ( 39.2477 ) ( 0.02451 ) \text{ Kg.} \\
 &= 18.277 \text{ Kg. de H}_2\text{O}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 &\text{Glicerina que sale en el residuo} = \text{Glicerina que entra a la alimentación} - \text{Glicerina que sale en el producto} \\
 &= ( 3847.809 ) ( 0.995 ) \text{ Kg.} - ( 3808.561 ) ( 0.9952 ) \text{ Kg.} \\
 &= 38.29 \text{ Kg. de Glicerina}
 \end{aligned}$$

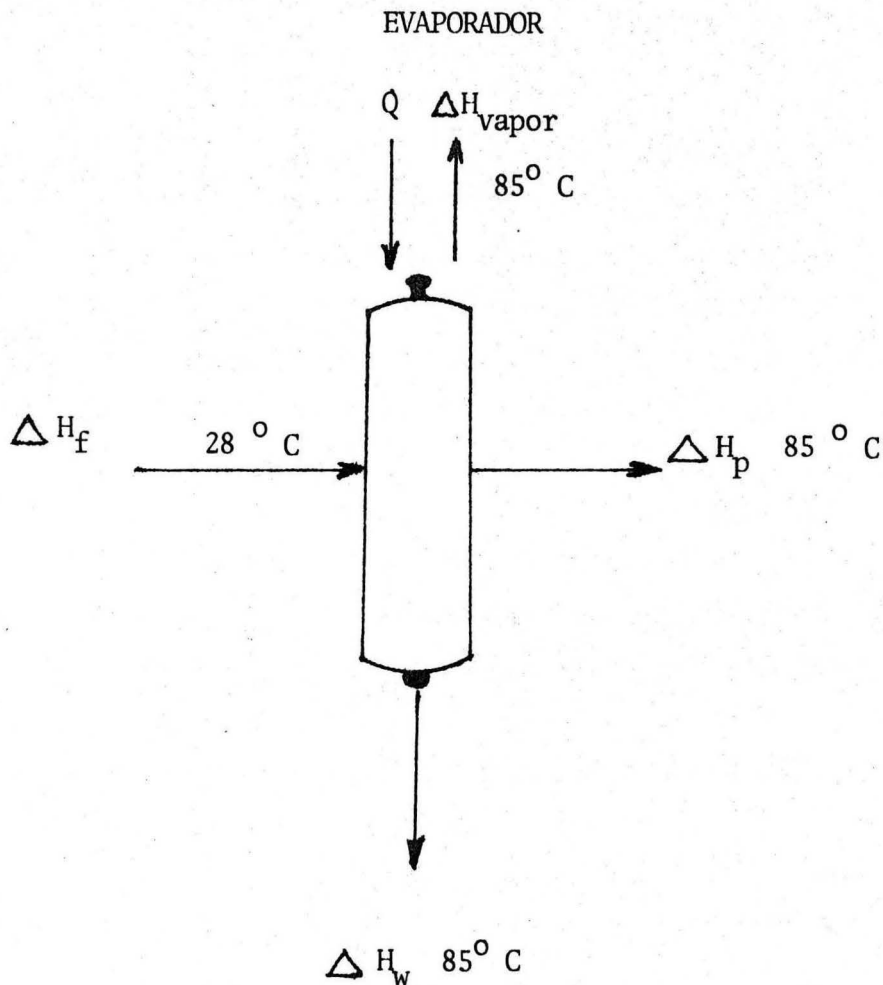
$$\begin{aligned}
 &\text{Agua que sale en el residuo} = \text{Agua que entra en la alimentación} - \text{Agua que sale en el producto} \\
 &= ( 3847.809 ) ( 0.005 ) \text{ Kg.} - ( 3808.561 ) ( 0.0048 ) \text{ Kg.} \\
 &= 0.958 \text{ Kg. de Agua .}
 \end{aligned}$$

ENTRADAS	-	Kg. Totales	SALIDAS	-	Kg. Totales
Glicerina	=	3828.57	Glicerina	=	3790.284 ( producto )
H <sub>2</sub> O	=	19.239		=	38.290 ( residuo )
		<hr/>	H <sub>2</sub> O	=	18.277 ( producto )
		3847.809		=	0.958 ( residuo )
					<hr/>
					3847.809

CAPITULO IV



## Balance de Energía



DATOS

Presión de Operación = 30 mm Hg

Temperatura de Operación = 85° C

Temperatura de Entrada = 28° C

Temperatura de Salida = 85° C

$\Delta H_f$  = Entalpía de la Alimentación

$\Delta H_p$  = Entalpía de los Productos

$\Delta H_w$  = Entalpía del Residuo

Q = Calor Agregado al Sistema

$\Delta H_{\text{vapor}}$  = Entalpía del Vapor  
del Agua

Temperatura de Ebullición del  
Agua a 30 mm. de Hg = 29° C

Calor Latente de Vaporización  
del Agua = 539,000  $\frac{\text{cal.}}{\text{Kg.}}$

$C_p$  del Agua en Vapor = 477  $\frac{\text{cal.}}{\text{Kg.}^\circ\text{C}}$

$$C_p \text{ H}_2\text{O líquida} = 1000 \frac{\text{cal.}}{\text{Kg. } ^\circ\text{C}}$$

$$C_p \text{ glicerina al 100\%} = 576 \frac{\text{cal.}}{\text{kg. } ^\circ\text{C}}$$

$$C_p \text{ NaCl al 8 \%} = 820 \frac{\text{cal.}}{\text{kg. } ^\circ\text{C}}$$

$$C_p \text{ NaCl al 17 \%} = 810 \frac{\text{cal.}}{\text{kg. } ^\circ\text{C}}$$

$$\Delta H_{\text{puro NaCl}} = m \int_{T_1}^{T_2} (10.79 + 0.0042 t) dt$$

$$\Delta H_f + Q = \Delta H_w + \Delta H_p + \Delta H_{\text{vapor}}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{vapor}} &= 36,262.075 \left( \left( 1000 \frac{\text{cal.}}{\text{kg. } ^\circ\text{C}} (29 - 0) \right) ^\circ\text{C} \right. \\ &\quad \left. + 539,000 \frac{\text{cal.}}{\text{Kg}} + \left( 477 \frac{\text{cal.}}{\text{kg. } ^\circ\text{C}} \right) (85 - 29^\circ\text{C}) \right) \\ &= 2.1565491 \times 10^{10} \text{ cal.} \end{aligned}$$

$$\Delta H_f$$

$$\Delta H_{\text{glic.}} = 4045 \text{ kg.} \left( 576 \frac{\text{cal.}}{\text{kg. } ^\circ\text{C}} \right) (28 - 0) ^\circ\text{C} = 6.523776 \times 10^7 \text{ cal.}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{sol. NaCl-H}_2\text{O}} &= 10,923.364 \text{ Kg} + 36,682.075 \left( 820 \frac{\text{cal.}}{\text{kg. } ^\circ\text{C}} \right) (28 - 0) ^\circ\text{C} \\ &= 1.09715367 \times 10^9 \text{ cal.} \end{aligned}$$

$$\Delta H_f \text{ total} = 6.523776 \times 10^7 + 1.09715367 \times 10^9$$

$$= 1.16239143 \times 10^9 \text{ cal.}$$

$\Delta H_p$  ( producto )

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{glic.}} &= 4000 \text{ kg.} \left( 576 \frac{\text{cal.}}{\text{Kg.}^\circ\text{C}} \right) ( 85 - 0 )^\circ\text{C} \\ &= 1.9584 \times 10^8 \text{ cal.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{solución H}_2\text{O- NaCl}} &= ( 400 + 600 ) \text{ Kg.} \left( 810 \frac{\text{cal.}}{\text{Kg.}^\circ\text{C}} \right) ( 85 - 0 )^\circ\text{C} \\ &= 6.885 \times 10^7 \text{ cal.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_p \text{ Total} &= 1.9584 \times 10^8 + 6.885 \times 10^7 \\ &= 2.6469 \times 10^8 \text{ cal.} \end{aligned}$$

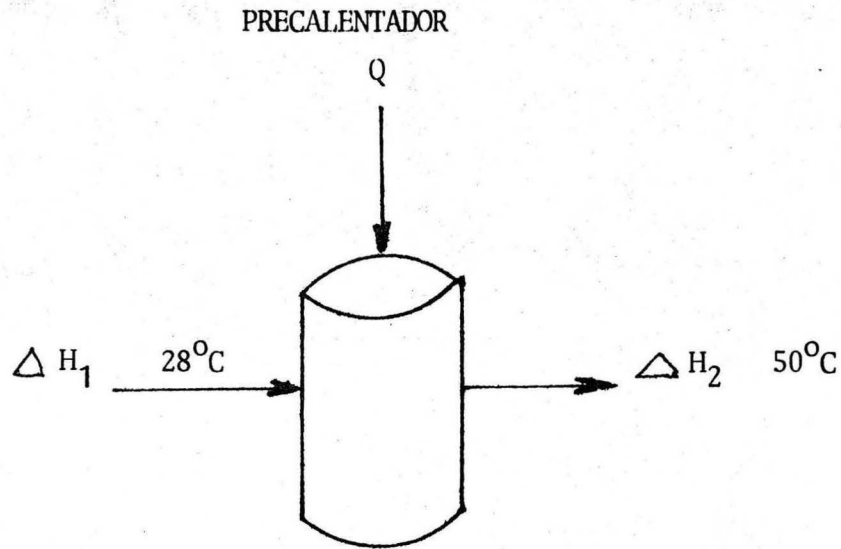
$\Delta H_w$  ( residuo )

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{glic.}} &= 45 \text{ Kg.} \left( 576 \frac{\text{cal.}}{\text{Kg.}^\circ\text{C}} \right) ( 85 - 0 )^\circ\text{C} \\ &= 2.2032 \times 10^6 \text{ cal.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{NaCl}} &= m \int_{273^\circ\text{K}}^{353^\circ\text{K}} c_p dt = 10,523.364 \text{ Kg.} \int_{273}^{353} ( 10.79 + 0.0042t ) dt \\ &= 10,523.304 \text{ kg.} \left( 17,603.076 \frac{\text{cal.}}{\text{kg.}} \right) \\ &= 1.852435763 \times 10^8 \text{ cal.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{w\text{Total}} &= 2.2032 \times 10^6 \text{ cal.} + 1.852435763 \times 10^8 \text{ cal.} \\ &= 1.8744677 \times 10^8 \text{ cal.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q &= \Delta H_w + \Delta H_p + \Delta H_{\text{vapor}} - \Delta H_f \\ &= 1.8744677 \times 10^8 \text{ cal.} + 2.6469 \times 10^8 \text{ cal.} \\ &\quad + 2.1565491 \times 10^{10} \text{ cal.} - 1.16239143 \times 10^9 \text{ cal.} \\ &= 2,085523634 \times 10^{10} \text{ cal.} \end{aligned}$$



$$\Delta H_{\text{glic.}} = 576 \frac{\text{cal.}}{\text{Kg.}^\circ\text{C}}$$

Temperatura entrada = 28°C

$$\Delta H_{\text{sol. H}_2\text{O} - \text{Sal}} = 810 \frac{\text{cal.}}{\text{Kg.}^\circ\text{C}}$$

Δ H<sub>1</sub> = entalpía de entrada

Temperatura operación = 50°C

Δ H<sub>2</sub> = entalpía de salida

Temperatura salida = 50°C

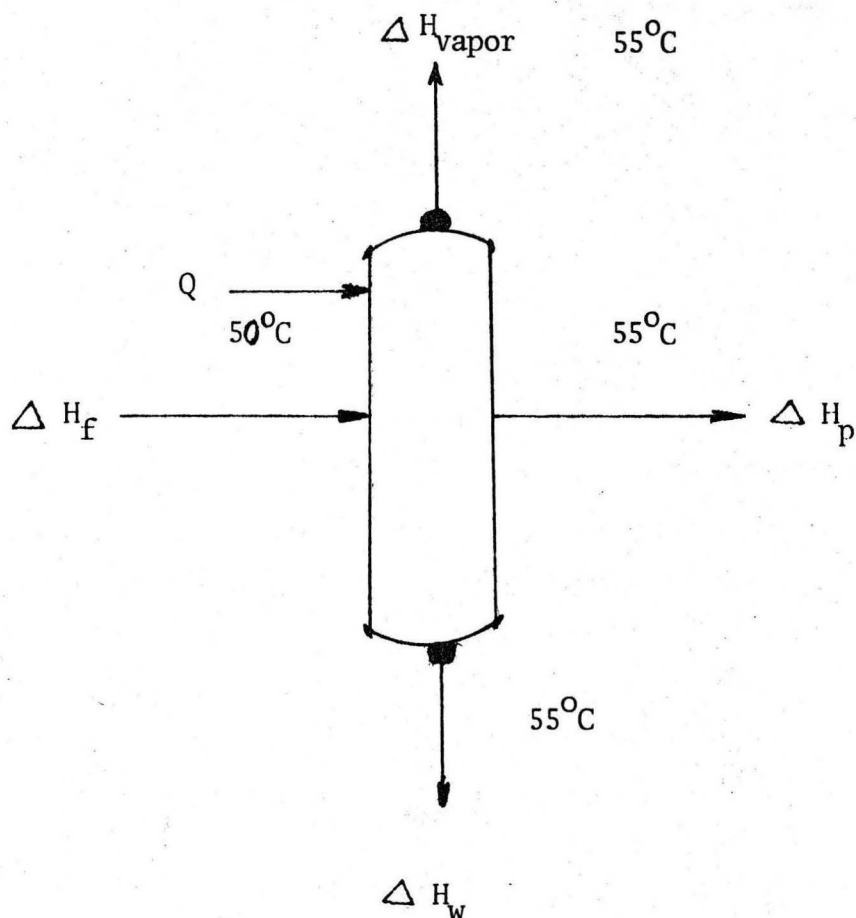
Q = calor agregado

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{glic.}} &= 4000 \text{ Kg.} \left( 576 \frac{\text{cal}}{\text{Kg.}^\circ\text{C}} \right) (50 - 28)^\circ\text{C} \\ &= 5.0688 \times 10^7 \text{ cal.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{sol. NaCl} - \text{H}_2\text{O}} &= 1000 \text{ Kg.} \left( 810 \frac{\text{cal.}}{\text{Kg.}^\circ\text{C}} \right) (50 - 28)^\circ\text{C} \\ &= 1.782 \times 10^7 \text{ cal.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} Q &= 5.0688 \times 10^7 \text{ cal.} + 1.782 \times 10^7 \text{ cal.} \\ &= 6.8508 \times 10^7 \text{ cal.} \end{aligned}$$

DESTILADOR



Temperatura de Entrada = 50°C

Temperatura de Salida = 55°C

$\Delta H_f$  = Entalpía de  
la alimen-  
tación

$\Delta H_{vapor}$  = Entalpía  
del  
vapor

$\Delta H_w$  = Entalpía del Residuo

Presión de operación = 8 mm H<sub>g</sub>.

$$C_p \text{ glic.} = 576 \frac{\text{cal.}}{\text{Kg.}^\circ\text{C}}$$

$$C_p \text{ sol. H}_2\text{O} - \text{NaCl} = 810 \frac{\text{cal.}}{\text{Kg.}^\circ\text{C}}$$

$$C_p \text{ sol. glic.H}_2\text{O} = 620 \frac{\text{cal.}}{\text{Kg.}^\circ\text{C}}$$

$$\Delta H_{\text{NaCl (sólido)}} = m \int_{T_r}^{T_a} c_p dt$$

$$\Delta H_f \text{ (alimentación)}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{glic.}} &= 4000 \text{ Kg.} \left( 576 \frac{\text{cal.}}{\text{Kg.}^\circ\text{C}} \right) (50-0)^\circ\text{C} \\ &= 1.152 \times 10^8 \text{ cal.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{sol. H}_2\text{O} - \text{NaCl}} &= 1000 \text{ Kg.} \left( 810 \frac{\text{cal.}}{\text{kg.}^\circ\text{C}} \right) (50-0)^\circ\text{C} \\ &= 4.05 \times 10^7 \text{ cal.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{f total}} &= 1.152 \times 10^8 + 4.05 \times 10^7 \\ &= 1.557 \times 10^8 \text{ cal.} \end{aligned}$$

$$\Delta H_{\text{p}} \text{ ( producto )}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{sol. glic. H}_2\text{O}} &= (4030.073) \text{ Kg.} \left( 620 \frac{\text{cal.}}{\text{Kg.}^\circ\text{C}} \right) (55-0)^\circ\text{C} \\ &= 1.37425 \times 10^8 \text{ cal.} \end{aligned}$$

$$\Delta H_{\text{w}} \text{ ( Residuo )}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{NaCl}} &= 400 \text{ kg.} \left( 10.79 T + \frac{0.0042}{2} T^2 \right) \Bigg|_{273}^{328} \text{ (integral)} \\ &= 400 \text{ kg.} \left( (10.79) (328.273) + 0.0021 (328^2 - 273^2) \right) \\ &\quad \times \frac{(1000)}{58.5} \\ &= 4.5324 \times 10^6 \text{ Cal.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{glic.}} &= 171.43 \text{ kg} \left( 576 \frac{\text{cal.}}{\text{Kg.}^\circ\text{C}} \right) (55-0)^\circ\text{C} \\ &= 5.43090 \times 10^6 \text{ cal.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{w total}} &= 4.5324 \times 10^6 + 5.43090 \times 10^6 \text{ cal.} \\ &= 9.9633 \times 10^6 \text{ Cal.} \end{aligned}$$

$$\Delta H_{\text{vapor de agua}}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{líquido}} &= (398.497) \text{ kg} \left( 1000 \frac{\text{cal.}}{\text{Kg.}^\circ\text{C}} \right) (8-0)^\circ\text{C} \\ &= 3.187976 \times 10^6 \text{ cal.} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_{\text{líquido-vapor}} &= 539,000 \frac{\text{cal.}}{\text{Kg.}^\circ\text{C}} (398.497) \text{ Kg.} \\ &= 2.1478988 \times 10^8 \text{ cal.}\end{aligned}$$

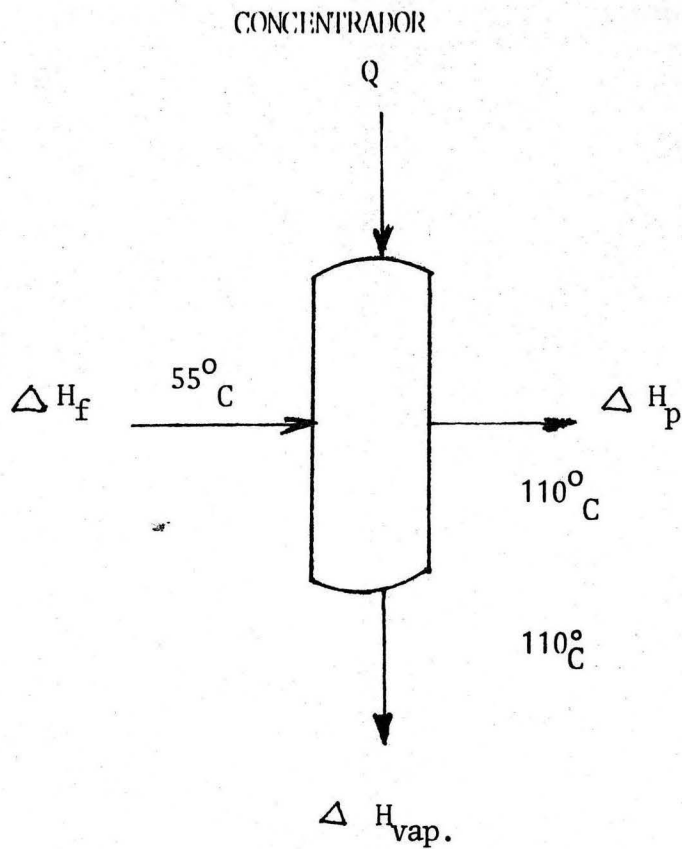
$$\begin{aligned}\Delta H_{\text{vapor}} &= 398.497 \text{ kg.} \left( 477 \frac{\text{cal.}}{\text{Kg.}^\circ\text{C}} (55-8)^\circ\text{C} \right) \\ &= 8.9339042 \times 10^6 \text{ cal.}\end{aligned}$$

$$\Delta H_{\text{vapor total}} = 2.26911760 \times 10^8$$

$$Q = \Delta H_p + \Delta H_w + \Delta H_{\text{vapor H}_2\text{O}} - \Delta H_f$$

$$\begin{aligned}Q &= 1.37425 \times 10^8 \text{ cal.} + 9.9633 \text{ cal.} \\ &\quad + 2.26911760 \text{ cal.} \times 10^8 - 1.557 \times 10^8 \text{ cal.} \\ &= 2.1860 \times 10^8 \text{ cal.}\end{aligned}$$





Temperatura de operación =  $110^{\circ}\text{C}$

Temperatura de entrada =  $55^{\circ}\text{C}$

$$C_p \text{ sol. glic. - H}_2\text{O} = 580 \left( \frac{\text{cal}}{\text{kg.}^{\circ}\text{C}} \right)$$

$\Delta H_f$  ( alimentación )

$$\Delta H_f = \Delta H_{\text{producto del destilado}} = 1.3742 \times 10^8 \text{ cal.}$$

$\Delta H_p$  ( producto )

$$\begin{aligned} \Delta H_p \text{ glic-H}_2\text{O} &= ( 3847.809 \text{ Kg} ) \left( 580 \frac{\text{cal}}{\text{kg.}^{\circ}\text{C}} \right) ( 110-0 )^{\circ}\text{C} \\ &= 2.45490 \times 10^8 \text{ cal.} \end{aligned}$$

$$\Delta H_{\text{vapor H}_2\text{O}}$$

$$\begin{aligned}\Delta H_{\text{vapor}} &= 182.264 \text{ kg.} \left( 1000 \frac{\text{cal.}}{\text{kg.}^\circ \text{C}} \right) (110 - 0)^\circ \text{C} + 182.264 \text{ kg.} \\ &\quad \left( 539,000 \frac{\text{cal.}}{\text{kg.}^\circ \text{C}} \right) + 182.264 \text{ kg.} \left( 477 \frac{\text{cal.}}{\text{Kg.}^\circ \text{C}} \right) (110 - 100)^\circ \text{C} \\ &= 1.1733609 \times 10^8 \text{ cal.}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}Q &= \Delta H_p + \Delta H_{\text{vap.}} - \Delta H_f \\ &= 2.45490 \times 10^8 \text{ cal.} + 1.1733609 \times 10^8 \text{ cal.} - 1.3742 \times 10^8 \text{ cal.} \\ &= 2.2581609 \times 10^8 \text{ cal.}\end{aligned}$$

CAPITULO V

## Análisis Económico

ANALISIS ECONOMICO

Inversión Inicial		\$ 10,530,000.00
Costos Directos ( en base a la inv. inicial )		
Maquinaria y Equipo ( 30 % )		\$ 3,159,000.00
Instalación de Ma - quinaria y Equipo ( 11 % )		\$ 1,158,300.00
Instrumental y con - troles instalados ( 3 % )		\$ 315,900.00
Tuberías instaladas ( 5 % )		\$ 526,500.00
Instalación Eléctrica ( 3 % )		\$ 315,900.00
Edificios ( 11 % )		\$ 1,158,300.00
Mejoras a Terreno		
libre ( 4 % )		\$ 421,200.00
Servicios Auxiliares ( 5 % )		\$ 526,500.00
Terreno ( 2 % )		\$ 210,600.00
Costos Indirectos		
Ingeniería y super - visión ( 9 % )		\$ 947,700.00
Gastos de Construc - ción ( 5 % )		\$ 526,500.00
Honorarios del con - tratista ( 5 % )		\$ 526,500.00
Imprevistos ( 7 % )		\$ 737,100.00

Costo de Producción Anual Estimado

1 ) Costo de Materia Prima :

Sublejía ( 3.80 / Kg. )	\$ 68,400,000.00
Acido Clorhídrico ( 7.00 / Kg. )	\$ 1,239,368.00
Ttriclорuro Férrico ( 25 / Kg. )	\$ 1,125,000.00
Hidróxido de Sodio ( 20 / Kg. )	\$ 1,993,536.00
Total de Mat.Prima	<hr/> 72,757,904.00

II ) Costo de Mano de Obra .

Mano de Obra Directa:

- 21 obreros ( 7 obreros/ turno a $\frac{\$ 41,040}{\text{obrero-año}}$ )	- \$ 861,840.00
- 3 mayordomos ( 1 Mayord./ turno a $\frac{54,000}{\text{Mayord.-año}}$ )	- \$ 162,000.00

Mano de Obra Indirecta :

- 3 Supervisores ( 1 Superv./ Turno a $\frac{\$ 96,000}{\text{Superv.-año}}$ )	- \$ 288,000.00
- 1 Laboratorista	\$ 60,000.00
- Gente que produce	\$ 180,000.00
- 3 Almacenistas ( 1 Alm. /Turno a $\frac{\$ 41,040}{\text{Alm. - año}}$ )	\$ 123,120.00
- Total Mano de Obra	\$ 1,674,960.00



Producción Anual de Glicerina = 1,364.50 Toneladas

Costo de Glicerina / Tonelada = \$ 57,090 .00 / Tonelada

Estado de Pérdidas y Ganancias

La Glicerina se vende en su totalidad a \$ 70,000.00 / Tonelada

1) Ventas Anuales ( 1,364.50 ) ( 70,000 )	\$ 95,515,000.00
2) Gastos Administrativos :	
C F - Amortización ( 5 % costos indirectos )	\$ 136,890.00
C F - Sueldos a empleados Administrativos :	
1 Gerente General	\$ 360,000.00
1 Gerente de Ventas	\$ 216,000.00
1 Gerente de Compras	\$ 216,000.00
3 Secretarias - ( $\frac{60,000}{\text{Sec. - año}}$ )	\$ 180,000.00
8 Empleados - ( $\frac{60,000}{\text{Emp. - año}}$ )	\$ 480,000.00
2 Veladores - ( $\frac{43,200}{\text{Vel. - año}}$ )	\$ 86,400.00
	<hr/>
	1,538,400.00
C V - Comisiones Ventas ( 6 % Ventas )	\$ 5730,900.00
C F - Prestaciones ( 1.5 % sueldo mes)	\$ 192,300.00
C V - Publicidad ( 3 % Ventas )	\$ 2865,450.00
Impuestos ( 4 % Ventas )	\$ 3820,600.00
C F Otros Gastos ( Tel., papel, eq.oficina)	\$ 250,000.00
Total Gastos Administrativos :	<hr/>
	14,534,540.00



Reparto Util ( 8 % / utilidad antes de impuesto )  
Impuestos / Renta ( 42 % / utilidad antes de impuesto )

Estado de Resultados Condensado  
para el año 1978

Ventas Anuales	\$ 95,515,000.00
- Costo Ventas	\$ 77,899,494.00
Utilidad Bruta	\$ 17,615,506.00
- Gastos Administrativos	\$ 14,534,540.00
Utilidad antes de Impuesto	\$ 3,080,966.00
- Reparto de Utilidades	\$ 246,477.00
- Impuestos / Renta	\$ 1,294,006.00
Utilidad Neta	<u>1,540,483.00</u>

## BIBLIOGRAFIA

Perry, R. H, and Chilton, C. H . 1973. Chemical Engineers' Handbook.  
Quinta Edición . Editorial Mc Graw - Hill . Japón .  
Kirschenbauer, H. G. 1964. Grasas y Aceites . Segunda Edición .  
Editorial C E C S A . México .

Thomssen , E. G, and Mc Cutcheon, J. W. 1949. Soaps and Detergents.  
Primera Edición . Editorial Mac Nair Dorland. New York .

Peterson, W. A. 1952. Journal of The American Oil Chemist Society.  
Vol. 29 .

Ziels, N . W. 1956 . Journal of The American Oil Chemist Society .  
Vol. 33.

Tosk, A. K. 1958 . Journal of The American Oil Chemist Society .  
Vol. 35 .

801068

Lawrie, J. W. 1959. Glicerol and The Glicols . Primera Edición .  
Editorial Reinhold American Chemical Society .

Miner, C. S, and Dalton, N. N . 1958 . Glicerol . Primera Edición .  
Editorial Reinhold .

Peters, M. S, and Timmerhaus, K. D. Plant Design and Economics for  
Chemical Engineers . Segunda Edición . Editorial Mc, Graw Hill.