

Universidad Nacional de Ingeniería
Facultad de Ingeniería Química y Manufacturera



**DISEÑO DE UNA PLANTA CONTINUA
AUTOMATIZADA DE ACEITES CRUDOS**

T E S I S

Para optar el Título Profesional de
INGENIERO QUIMICO

Bach. Agustín Juan A. Zafra Escobar

Bach. Humberto A. Sánchez Ramírez

Lima — Perú

1989

DISEÑO DE UNA PLANTA CONTINUA AUTOMATIZADA

DE ACEITES CRUDOS

TESIS HECHA POR

SR. AGUSTIN JUAN ALEJANDRO ZAFRA E.

SR. HUMBERTO SANCHEZ RAMIREZ

AL ING. AGUSTIN MANUEL ZAFRA AGREDA

Por su brillante trayectoria como
profesional.

A LA SRA. MARITZA MORAN DE ZAFRA

Esposa y constante apoyo sin la cual no
se hubiese podido realizar el presente trabajo.

A NUESTROS PADRES :

Por su apoyo , y alegría al ver a sus
hijos profesionales.

UN AGRADECIMIENTO MUY ESPECIAL A

SR. RUPERTO VERONA

ING. ALVARO DEL SOLAR

ING. JORGE LOAYZA

Igualmente se agradece su ayuda a

SR. ALFONSO SILVA

ING. EDEN GAMARRA

ING. WENCESLAO CHIGUAN

ING. SUSANA DE ORSINI

SR. CARLOS ZAFRA Y SEÑORA

ING. SANTIAGO VERA

DISEÑO DE UNA PLANTA CONTINUA AUTOMATIZADA
+++++

DE ACEITES CRUDOS
+++++

INTRODUCCION

RESULTADOS

ANALISIS Y DISCUSION DE RESULTADOS

CONCLUSIONES

CAPITULOS

Cap. 1 : PRODUCTO

1.1.a.- Materia Prima

1.1.b.- Insumos

1.1.c.- Descripción del Producto Principal

1.1.d.- Subproductos

Cap. 2 : INGENIERIA DEL PROCESO

2.1. Operaciones del proceso de refinación

2.1.a.- Refinación Química

2.1.b.- Blanqueo

2.1.c.- Hidrogenación

2.1.d.- Winterización

2.1.e.- desodorización

2.2. Balance de materia y energia

2.2.a.- Refinación Química

2.2.b.- Blanqueo

2.2.c.- Hidrogenación

2.2.d.- Winterizacion

- 2.2.e.- Desodorización
- 2.3. Diagrama de Flujos
- 2.3.a.- Refinación Química
- 2.3.b.- Blanqueo
- 2.3.c.- Hidrogenación
- 2.3.d.- Winterización
- 2.3.e.- Desodorización
- 2.4. Diseño y Selección de Equipos
- 2.4.a.- Refinación Química
- 2.4.b.- Blanqueo
- 2.4.c.- Hidrogenación
- 2.4.d.- Winterización
- 2.4.e.- Desodorización

Cap. 3 PRUEBAS EXPERIMENTALES

- 3.1. Pruebas hechas en planta
- 3.1.a.- Refinación Química
- 3.1.b.- Blanqueo
- 3.1.c.- Hidrogenación
- 3.1.d.- Winterización
- 3.1.e.- Desodorización

INTRODUCCION

La actual coyuntura que vive nuestra ^A América y en especial nuestro país, dentro de un contexto de dependencia tecnológica hace imprescindible que se desarrollen métodos y formas que permitan la elaboración de proyectos con la mayor participación de tecnología y maquinaria nativa.

Si bien es cierto, que todavía nuestra industria no está en total capacidad de proveer equipos tales como intercambiadores de placas y algunos tipos de bombas, el diseño y acondicionamiento de equipos de producción en los que se han comprobado se efectúa un ahorro de energía.

En la actualidad; esta importante rama de la industria, no solo pertenece al campo de la alimentación si no por incluir una gama casi completa de operaciones unitarias, desde un simple bombeo y filtrando hasta una reacción catalítica y destilación al vacío; permite el desarrollo para el ingeniero químico que quiera dedicarse al estudio de la obtención y refinación de aceites.

Es así, que el presente trabajo de Tesis busca enriquecer el conocimiento de los procesos de Refinación del Aceite y poner en relieve que no solo las antiguas o casi olvidadas plantas pueden modernizarse sino, que con imaginación es posible crear tecnologías que incluso compitan con los métodos más modernos de elaboración.

Automatizar; es la última etapa de todo gran proyecto ; ello produce eficiencia y la eficiencia da confiabilidad. Se podría pensar que es costoso y por lo tanto inalcanzable, pero esto no es así', lo que generalmente sucede es que los equipos se venden con el "Know How" el cual es costoso.

En el país se está en la capacidad de desarrollar su propia estrategia de control y comprar los equipos inicialmente necesarios para luego ir sofisticando la planta.

RESULTADOS

La planta cuyo diseño se presenta será capaz de procesar cualquier tipo de aceite, y obtener la mejor calidad con la menor pérdida posible. Esto reducirá considerablemente los costos, tanto en lo que respecta a la materia prima principal que es el aceite a procesar, así como los insumos que en la actualidad tienen valores considerables.

Se puede decir que la operación más costosa e importante; la hidrogenación, depende en gran manera de las condiciones en la que llegue el aceite a esta etapa. Motivo por el cual se hizo grandes esfuerzos en mejorar la refinación y el blanqueo; estas mejoras se reflejan en menor consumo de catalítico.

Otro punto importante es que la mayoría de los equipos se pueden diseñar en el País, reduciendo la inversión en forma considerable, las plantas eran compradas íntegramente, el fabricante proveía la planta y la tecnología y en el País solo se montaban las partes.

Actualmente, se puede diseñar y preparar plantas de refinación de aceite y solo se debe importar lo que no se puede fabricar para diferentes capacidades.

En un futuro no muy lejano se podrá estar montando plantas en forma integral incluyendo la instrumentación, y exportar a los países del Pacto Andino.

INSTITUTO VENEZOLANO DE INVESTIGACIONES Y ESTUDIOS TECNOLÓGICOS
BIBLIOTECA CENTRAL

La planta que se presenta es continua, obteniéndose alta capacidad de procesamiento y protección del aceite de contacto con el aire y del manipuleo de los métodos en BACH.

En esta planta hemos confirmado que se puede tratar los aceites provenientes del Algodón, Palma, Pescado, Canola, Soya. No obstante el método tradicionalmente empleado para la palma es la refinación física.

Las máquinas modernas de separación dan como resultado pérdidas insignificantes del orden de 2 a 5 % en base seca.

Lo que hace bastante llamativo el empleo de la refinación química de este aceite tan fácil de saponificarse.

ANALISIS Y DISCUSION DE RESULTADOS

Se presentan los resultados obtenidos en cada uno de las operaciones que se han estudiado y realizado ciertos cambios parametrales como estructurales.

NEUTRALIZACION

En esta sección se aumento la capacidad y eficiencia con la adquisición de una máquina refinadora la cual, bajo tradicionales pérdidas de 30 a 40 por ciento de aceite neutro en base seca de 2 a 5 por ciento.

Igualmente el jabón que en el aceite a la salida de esta máquina era más de 1000 ppm. reduciéndose a 600 ppm.

La instalación de mezcladores le dan la capacidad a la sección de trabajar con cualquier tipo de aceite, tanto los que necesitan mayor tiempo de contacto para reducir color, así como los que deben tener en contacto con la soda un periodo corto, como el caso de la palma por ser fácilmente saponificable.

La modificación de las máquinas lavadoras permitió el aumento de producción a 10,000 LT/hr. y permitió la disminución en la presión de trabajo de las máquinas lavadoras.

- El reemplazo de los eyectores por bomba de vacío permite un considerable ahorro en el consumo de energía.

La instrumentación implementada permite tener un

control preciso del aceite y especialmente de la soda. El método desarrollado son propiedad intelectual de los autores de la tesis y consiste en utilizar el poder de realizar operaciones matemáticas de los controladores MOD-30, en el cual se coloca la ecuación estequiométrica. El dato de acidez se carga al inicio de la producción; la soda se prepara en concordancia al aceite, su color y acidez. Su equipo de medición de concentración de soda ingresa este valor a la ecuación.

La densidad de la soda al ser una función de la concentración se carga mediante una tabla de la linealización. El flujo de aceite es controlado por otro controlador, e ingresa a la ecuación. Todos estos datos producen la cantidad exacta de soda que debe agregarse. Si ocurriese algún cambio en la soda, el flujo cambiará automáticamente y en ningún momento existirá ni más ni menos cantidad de soda que la que realmente necesita el aceite.

BLANQUEO:

- Se reemplazó el sistema BACH por el de producción continua. Esto tiene como ventaja el aumento de la producción y además la protección del aceite de una posible oxidación o autoreducción.
- Se implementa el ingreso de tierra directa al aceite además de utilizar una válvula dosificadora para poder variar la proporción de tierra.

- Se ha seleccionado filtros que tienen capacidad para 5 lotes y además se limpian en forma automática.
- El sistema de control permite fijar el flujo de aceite; agregar la cantidad de tierra y controlar el llenado de los filtros así como su limpieza.
- El equipo de vacío con eyectores se reemplazó por una bomba de vacío para bajar los costos.
- Se ha diseñado un agitador tipo MIG especial para suspensiones lo cual mejora notablemente el contacto Aceite - Tierra.

HIDROGENACION

- Se cambió el método de hidrogenación, el cual consistía en ingresar hidrógeno; y que un control de presión cierre la válvula que controla la admisión de hidrógeno. Este método el llamado DEAD-END. Se utiliza en caso de tener un hidrógeno muy puro e incluso depende mucho de la eficiencia de la hidrogenación superficial causada por el vértice producida por la paleta superior.

El método propuesto permite el ingreso continuo de hidrógeno el cual eleva el coeficiente de transferencia y por ende acelera la reacción.

Para lo cual se necesitan 3 elementos fundamentales:

En primer lugar el tipo de agitador; segundo, el sistema de control y la recuperación de hidrógeno.

A.- El agitador necesario para este tipo de trabajo es la

paleta ROUSTON, la cual tiene un efecto localizado pero de gran energía, conocido como SHARE RATE.

No obstante se ha considerado la instalación de una paleta axial en la parte superior del reactor para conservar el efecto del vórtice.

Esta paleta tiene una gran influencia sobre el K_g, como se demuestra.

B.- El sistema de control se modificó a dos lazos, el primero fija la alimentación de hidrógeno de el FREED -BACK, y el segundo controla la presión del reactor mediante el manipuleo de flujo de purga del convertidor.

C.- Finalmente se diseñó un sistema de limpieza de hidrógeno para su reciclaje, se aprovechará las mismas instalaciones de purificación de la Planta de Gas para su limpieza final.

- Estos convertidores cuentan con sistemas de recuperación de calor.

En la presente Tesis se presenta el método de cálculo otro punto en el cual también es posible recuperar energía es el sistema de vacío, mediante el reemplazo de los ejectores por bombas de vacío.

- El método que se propuso redujo el consumo de catalítico en un 20 %, además de reducir el tiempo de hidrogenación en 50 %.

Con la ventaja que todo el catalítico se añade al inicio de la reacción y se evita el manipuleo por parte del

operador, el uso de bombas de vacío y posibilidad de contacto del aceite al convertidor a alta temperatura.

WINTERIZACION

- Se cambió el método tradicional de enfriamiento el cual, se basa en utilizar un control ON - OFF que controla la temperatura de la grasa, mediante el manipuleo de agua fría 10 C. El nuevo sistema de control propiedad intelectual de los autores de la Tesis; se basa en un doble lazo programado, tipo rampa. Lo más moderno es el control sobre el agua. En este caso se mantiene un control sobre la temperatura del agua y de la grasa.

- Al mantenerse un diferencial de temperatura de la grasa con el aceite de 5 C. se evita el excesivo congelamiento de la grasa cerca de las paredes y por lo tanto un desigual sistema de cristalización.

El sistema de secuencia de los cristalizadores será manejado en forma tradicional mediante un P.L.C.

No obstante al ser importante mantener la secuencia de enfriamiento se utilizará un controlador de carga, el cual leerá el volumen de stock y calculará la carga por cristizador para que el stock dure por lo menos un día. Este sistema protege la secuencia productiva de la sección y permite que la sección de la hidrogenación recupere el stock de aceite a winterizar.

- Adicionalmente la sección cuenta con sistemas de control de nivel de los filtros, indicadores de vacío y

presión, así como un control de temperatura de carga del aceite a los cristalizadores.

DESODORIZACION:

El sistema de trabajo del desodorizador es del tipo semicontinuo, similar al del hidrógenador. La carga a desodorizar es precalentada por el lote saliente y finalmente alcanza su temperatura de trabajo por medio del fluido térmico en el precalentador. Lo cual economiza tiempo y recupera el 80 % de energía.

El sistema de recuperación de calor es marca Guster y Sangers.

- El sistema interno del desodorizador tiene un doble inyector de vapor, uno en forma de anillo y otro central en forma de inyectora, la cual permite tener una mezcla más íntima entre el vapor y el aceite, mover la masa del aceite y formar un velo en la parte superior.

Este sistema lo emplea mucho D-SMET.

- El sistema de recuperación de ácidos grasos, fue diseñado especialmente para la capacidad del desodorizador y cuenta en primer lugar con un sistema de flasheo de ácidos grasos mediante un hidrociclón el cual, cuenta en la parte superior con un rosiador de ácidos grasos.

- Suplementariamente el equipo cuenta con un desairador para evitar que el aceite al ser calentado se quemé.

Adicionalmente el sistema de vacío cuyas boquillas se diseñaron y construyeron localmente, cuentan con un

sistema completo de recuperación de ácidos grasos que evita el ensuciamiento de las torres de enfriamiento; la cual provee el agua para los condensadores barométricos.

- Finalmente la automatización de la sección está destinada a controlar el intercambio de calor entre el aceite saliente y el aceite frío entrante, lo cual asegura un 80 % de ahorro de energía.

- El aceite saliente de esta sección debe tener una acidez de 0.86 +/- 0.01 % , con color menor de 3.5 LOBIBOND de base roja y peróxido cero.

Para asegurar la permanencia de estas condiciones se añade al aceite ácido cítrico el cual, es un cinergista y G-16 que es un antioxidante que asegura un A.O.M. de 20 Hrs. como mínimo (Norma A.O.C.S.)

I PRODUCTO

1.1. PRODUCTO

1.1.a. Materia Prima

De los principales tipos de aceite a refinar, comentaremos los cuatro tipos de aceites a tratar.

La mayor fuente de aceite esta constituida (actualmente) por las semillas de las plantas de cosechas anuales, tales como el algodòn, soya, etc.

La soya produce semillas que no son solamente fuente de aceite, sino que tambien se utilizan ampliamente como alimentos.

En el caso de otras plantas oleaginosas, tales como el algodòn, el aceite es un subproducto de una cosecha, que se obtiene con otra finalidad, como objeto primordial (Textil).

Los aceites de pescado proceden principalmente de los peces más pequeños y numerosos, tales como Sorbina, Arenque y Sábalo.

Los aceites de pescado, aunque son grasas animales, no son normalmente subproductos de la preparación del cuerpo como comestible.

Todo el pescado se manipula para obtener aceite como producto primordial y el residuo restante, después, de

la extracción de aquel, se usa como alimento para los animales o como fertilizante.

Los aceites de algodón, pescado y palma son adquiridos de la Producción Nacional.

El aceite de Soya se importa.

1.1.b. Insumos

La mayoría de insumos químicos necesarios.

Los insumos más importantes por etapas del proceso son

Refinación Química	Soda Caustica Acido fosfórico (MN)
Blanqueo	Tierras de Blanqueo (Arcillas blanqueantes MN)
Hidrogenación	Catalizador de Niquel (M. I)
Winterización	Caprol (Inhibidor de cristal) (Importado)
Desodorización	G16 (antioxidante) Acido citrico(sinergista)
M N Mercado Nacional	M I (Importación).

1.1.e.- Descripción del producto principal

El producto principal va a ser el aceite comestible, que va reunir las siguientes características recomendadas por la A.O.C.S. (American Oil Chemists Society) dependiendo del tipo de materia prima de donde provenga; estos son palma, algodón, soya y pescado.

Para la palma :

Densidad a 37.8 °C0.898 - 0.911 g/cc
Indice de Refrigeracion1.453 -1.456
Indice de Yodo44 - 58
Indice de Saponificaci3n.....195 - 205
Materia InsaponificableNo mas de 0.8 %
Titulo40 - 47 °C

Para el Algodon :

Densidad a 25 °C.....0.916 - 0.918
Indice de refrigeracion a 25 c.....1.468-1.472
Indice de Saponificaci3n106 - 198
Indice de Yodo106 - 113
Materia InsaponificacionNo mas de 1.5 %
Titulo32 - 36 C

Para la Soya :

Densidad a 25 C0.917 - 0.921
Indice de Refraccion a 25 C1.47 - 1.476
Indice de Yodo120 -141
Indice de saponificaci3n189 - 195
Materia InsaponificableNo mas de 1.5 %

Para el Pescado :

Indice de Yodo163
Indice de Saponificacion301.1
Acidos Grasos Libres.....0.46
Materia Insaponificable.....0.87

1.1.d.-Subproductos

Como subproductos se va a obtener principalmente los siguientes

-Acidos grasos libres (borra) :esto se va a emplear en la elaboracion de jabones y para la obtencion de acido estearico

-Fraccion Solida :Estos se emplea en la fracion de grasas margarinas y tambièn jabones.

Estos subproductos se procesan generalmente en todas las plantas Aceiteras; este trabajo no tocara dicho tema.

I I INGENIERIA DE LOS PROCESOS

2.1.- OPERACIONES DEL PROSESO DE REFINACION :

2.1.a.- REFINACION CAUSTICA O QUIMICA

El Principal objetivo de la refinación caustica es reducir la acidez a menos del 0.05% y el fósforo a menos de 15 ppm con la menor cantidad de pérdidas. Otro tipo de impurezas se eliminan como se puede apreciar en la tabla I.

Para obtener un aceite de calidad es necesario hacer un buen tratamiento con ácido fosfórico, soda caustica y agua de lavado y secado.

Tratamiento con ácido fosforico:

Una operación eficiente de un sistema de refinación caustica continua empieza con una homogenización constante de la carga. Esto se logra teniendo varios tanques de día agitado. Estos tanques permiten que el producto sea analizado antes de ser procesado y obtener una condición constante cada dia.

Los fosfatidos no hidratable son tratados mezclando 200 a 600 ppm de ácido fosfórico. La mezcla pasa luego a un mezclador en el que tiene un cierto tiempo de contacto a una temperatura de 120 a 140 F suficiente para completar la reacción. La agitación es fundamental para mantener los fosfatidos insolubles en suspensión.

ANALISIS TIPICO DE ACEITE SE SOYA

 DEGOMADO Y REFINACION CAUSTICA

	CRUDO	DEGOMADO	REFINACION
FOSFORO ppm	450 - 750	60 - 200	10 - 15
FOSFOLIPIDOS %	1.5 - 2.5	.2 - .6%	0.03 - 0.045
ACIDEZ %	0.4 - 0.6	0.4 - 0.6	0.02 - 0.05
JABON	-	-	10 - 50
HUMEDAD Y VOLATILES %	.15	.10	.10
<u>OTROS CONSTITUYENTES</u>			

-METALES ppm			
CALCIO	1 - 5	1 - 5	< 1
MAGNESIO	1 - 5	1 - 5	< 1
HIERRO	1 - 3	.4 - .5	< .3
COBRE	.03 - .05	.02 - .04	.003
-INSAPONIFICABLES %			
TOCOFEROLES	.15	-	.12
ESTEROLES	.36	.35	.30

Tratamiento Caustico:

Luego de esto el aceite pasa a un mezclador donde se le añade soda caustica. Un extremo cuidado debe tenerse para asegurar que no ocurran perturbaciones y que el estado estacionario se mantenga. De otra manera la eficiencia de la separación no sera posible. El grado y la cantidad de la soda esta de acuerdo al contenido de acidos grasos, fosfatidos y un exceso a menor grado de soda caustica mejor sera la extracción de fosfatidos. Un tipico exceso para casi todos los aceites es de 20% un mayor exceso puede resultar en saponificación de aceite neutro y un exceso menor produce una insuficiente neutralización. El calculo de soda se calcula segun la figura

La mezcla pasa luego por una tuberia que le da tiempo de contacto para completar la reacción.

El proceso se lleva acabo en casi todos los aceites a 165 a 180 F. dependiendo del sistema y equipo que se este empleando.

Separación:

Una muestra de la mezcla entrante a la centrifuga llevada al laboratorio para determinar la separación de las dos fases claramente y la fase intermedia.

Una eficiente separación evita la presencia de emulsiones intermedias.

REACCIONES QUE OCURREN EN EL DEGOMADO Y REFINADO CAUSTICO

1. - FOSFATIDOS + AGUAS HIDRATAACION
-----> GOMAS
2. - Mg/Ca FOSFATIDOS +A.FOSFORICO ----> GOMAS
3. - FFA + SODA CAUSTICA NEUTRALIZACION
-----> JABON
4. - JABON + AGUA -----> AGUA JABONOSA

CALCULO DEL TRATAMIENTO CAUSTICO

x = lbs de NaOH seco

$$\frac{x}{\text{PESO MOLECULAR DE NaOH}} = \frac{\% \text{ FFA}}{\text{PESO MOLECULAR DEL OLEICO}}$$

$$\frac{x}{40} = \frac{\% \text{ FFA}}{282}$$

$$x = \frac{\% \text{ FFA} \times 40}{282}$$

ASUMIENDO UN ACEITE CRUDO DE ACIDEZ 0.5 %

$$x = 0.07 \%$$

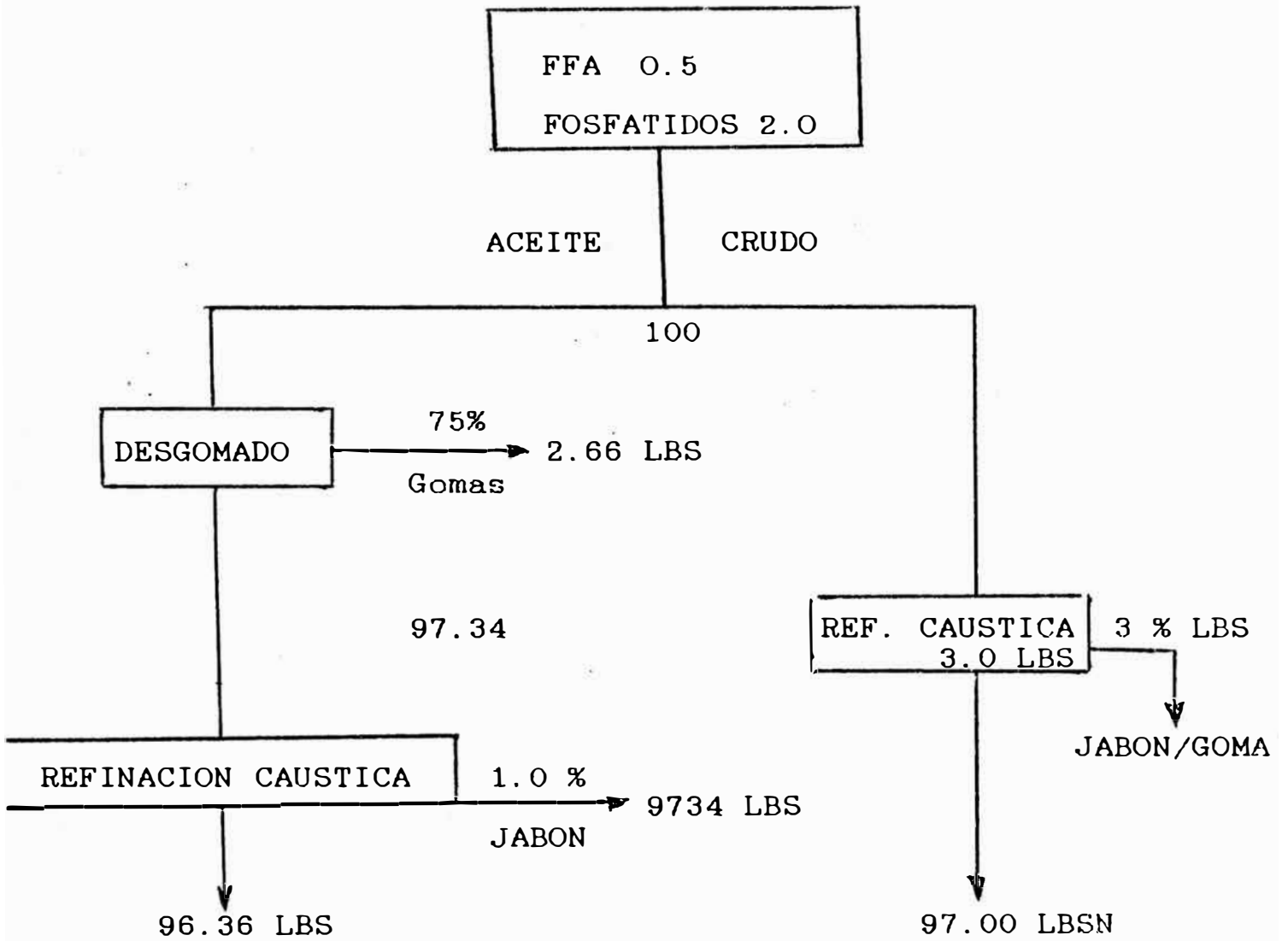
AÑADA 0.1 % DE EXESO

$$x = 0.17 \%$$

SE UTILIZARA SODA CAUSTYICA DE 8 % DE CONCENTRACION

$$\text{MONTO DE SODA} = \frac{0.17 \%}{0.08} = 2.125 \%$$

LA SODA DEBE MEZCLARSE CON AGUA HASTA UNA DENSIDAD DE 1.06



PRODUCCION DE ACEITE

DESGOMADO Y REFINACION CAUSTICA VS REFINACION CAUSTICA

Para que el aceite sea bien desgomado y neutralizado una centrifuga de bola como se muestra en la figura numero 3 es la mas adecuada. Cuando se encuentra correctamente ajustada, el aceite saliente debe de tener menos de 500 ppm de jabón.

Lavado:

El jabón residual en el aceite proveniente de la separación de la borra es todavia excesivamente alto para los procesos posteriores como el blanqueo y la hidrogenación por lo que el aceite es lavado con agua para disolver el jabón. La mezcla de agua y jabón es separada del aceite por medio de la hidrogenación.

El agua blanda a temperatura de 195 F, y en una proporción del 10% es mezclada con el aceite mediante mezcladores dinamicos. Toda la mezcla es luego calentada a 195 F. para luego pasarlas por tuberias de tiempo de contacto y finalmente separarlas en centrifugas con inyección de agua flash las cuales tienen el mismo sistema de operación que la utilizada en neutralización. En algunos casos centrifugas no hermeticas pueden ser usadas y en este caso la zona de separación es controlada fijando la descarga de la fase pesada mediante un anillo de descarga en vez de utilizada la contrapresión, en este caso un temperatura constante y un flujo en estacionario son basicos para una eficiente separación, luego el aceite

conteniendo aproximadamente 0.5% de humedad, es secado mediante un flashador que se encuentra a 50 m.m. de mercurio o menos, el aceite en estas condiciones debe salir con un máximo de 50 ± 10 ppm de jabón y una humedad no mayor de 0.05 con un color que depende de cada uno de los aceites que se va a tratar.

Calidad:

La calidad caustica es el proceso mas importante y afecta la calidad del aceite final. La calidad se asegura comenzando con un control de calidad en todo el proceso y termina con cada uno de los embases que deben estar bajo especificaciones de venta.

El operador de la planta envia periodicamente muestra de varios puntos y verifica que acidez, el calor y el jabón esten dentro de los limites especificados. Si algunas de estas variables estuviesen fuera de control el operador procede a recicular el aceite. El laboratorio de control de calidad verifica la calidad final del aceite y autoriza su envio al siguiente proceso.

Una mala refinación quimica produce contenido de fosfatidos altos y jabón, lo cual traera problemas en los pasos subsiguientes afectando el olor, el sabor y dando una mala estabilidad. Debe tomarse un especial cuidado para proteger el producto del aire que puede producirse su oxidación; usualmente se protege el aceite en los tanques stock con una atmosfera de nitrogeno.

Perdidas en Refinación:

El factor mas importante en refinaria es el coeficiente de refinación que es el resultado de dividir el aceite producido entre el aceite ingresante.

Las perdidas teoricas pueden ser determinadas por diferentes metodos, es asi que la eficiencia de la refinación es la división de la perdida teorica entre la perdida real, por ejemplo: En el caso de la refinación del aceite crudo de soya, las perdidas teoricas son menores que en la combinación de un proceso de desgomado y un pos refinado con soda caustica. No obstante en el caso de almacenamiento, venta o producción de licetina, es necesario degomar, ademas las gomas hacen dificiles la separación del jabón.

Hay muchos metodos que se utlizan para el monitoreo continuo de las perdidas por refinación. El uso de medidores de flujo y sistema de control electronicos hacen mas precisos el control continuo de las perdidas y permite reducirlos.

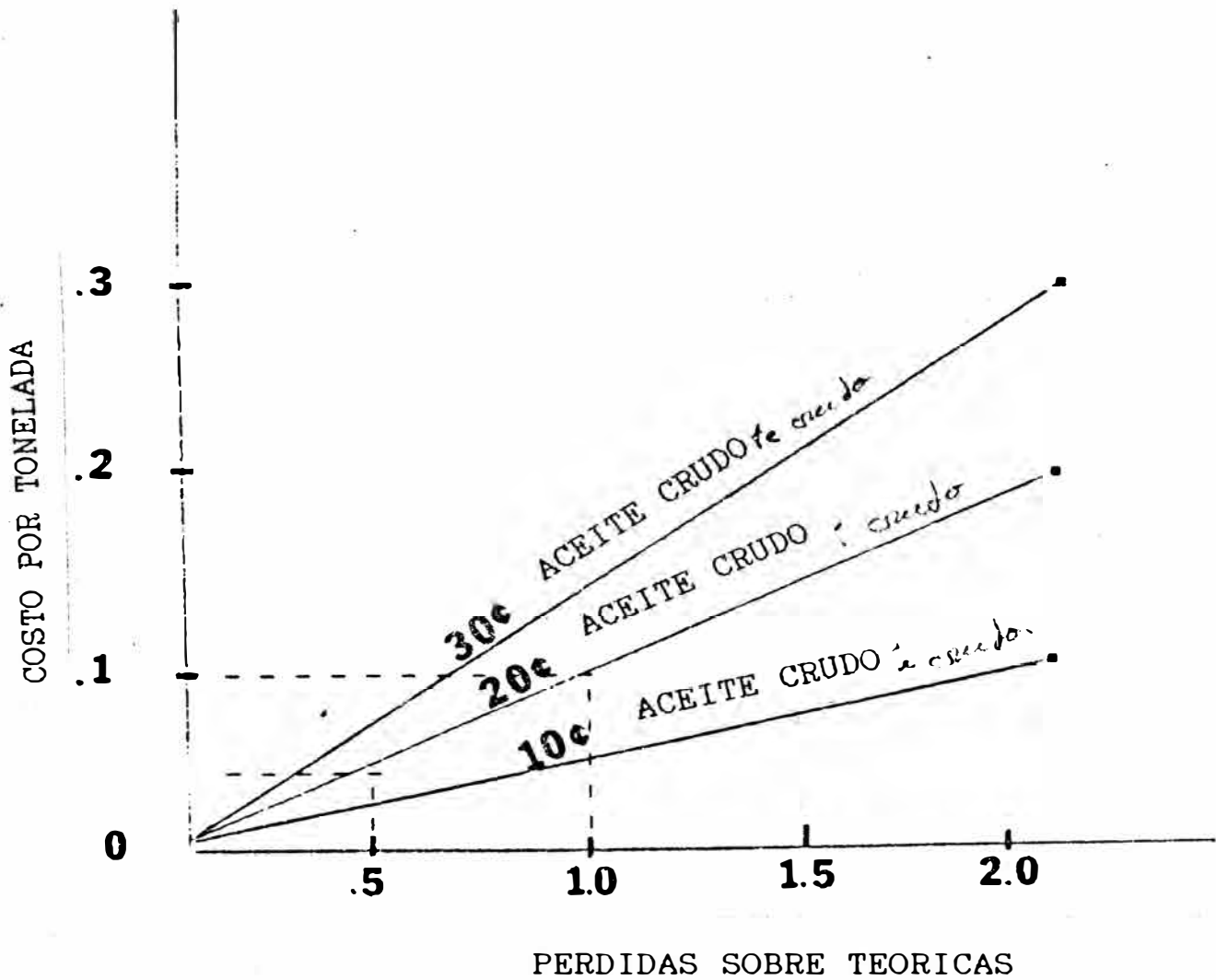
Costo:

Los costos de energia y de productos quimicos son significativos en el desgomado y refinación caustica.

En cuanto a la energia hay metodo de recuperar hasta el 85% del calor.

Para seleccionar el tipo de sistema de vacio a utilizar se debe evaluar el costo de la energia electrica con la

COSTO DE LA REFINACION CAUSTICA



EJEMPLO UN DECREMENTO DEL 1 % AL 0.5 % EN UN ACEITE CRUDO AHORRA 0.5 POR LIBRA POR LO QUE UNA REFINERIA QUE PROCESA 200,000,000 LBS POR AÑO AHORRARA 100,650 POR AÑO

de vapor.

Los costos de los químicos se controlan mediante la dosificación precisa que los actuales sistemas de control permiten.

Por ejemplo la adición de exceso de fosfórico produce la adición y mayor soda para su neutralización, este exceso de soda produce a la par de mayores pérdidas de refinación el uso de una mayor cantidad de ácido sulfúrico para el desdoblamiento de las borras y esto a su vez mayor soda para la neutralización de agua de desperdicio. En la actualidad el personal necesario para el funcionamiento de una planta de desgomado y refinación es reducido por la instrumentación la cual a la par que cada año se hace mas economica permite un control muy preciso de las variables del proceso. Varios lazos del control pueden combinarse y estar colgados a un sofisticado sistema de control central desde el cual un solo operador puede controlar todas las variables de esta planta o de varias mas.

Consideraciones Ambientales:

Los problemas ambientales que pueden generarse a raíz de la refinación caustica son considerables en la actualidad. El agua antes de salir a los sistemas municipales deben pasar por ciertos tratamientos, las entidades públicas controlan estrictamente los afluentes industriales.

Esto a llevado a innovaciones en el proceso de refinación utilizando el método de refinación por arrastre de vapor al vacío (refinación física) de cualquier forma, la reducción de los fosfatidos a niveles aceptables es difícil por ejemplo en la reducción de los fosfátidos en la soya es preferible el método convencional.

Conclusiones:

Para la remoción de fosfátidos y ácidos grasos libres y otro tipo de impurezas, los métodos de desgomado y refinación caustica son de uso convencional, incluso en los últimos años estos métodos se han perfeccionado con la llegada de la instrumentación y de nuevos métodos mecánicos, por lo que durante muchos años será la tecnología más confiable.

2.2.b.- BLANQUEO

Introducción:

El blanqueo de los aceites vegetales es altamente controvertido y subjetivo. Mecánicamente como sabemos es una operación simple. La arcilla es añadida al aceite a una temperatura dada bajo agitación constante, por un tiempo determinado; luego se separa la arcilla del aceite por filtración. Sin embargo los principios físico-químicos son altamente complejos y por lo tanto en muchos casos poco entendidos. Con esta información se hará el intento de aclarar algunos factores básicos relacionados con el blanqueo. Las premisas más importantes para el blanqueo son:

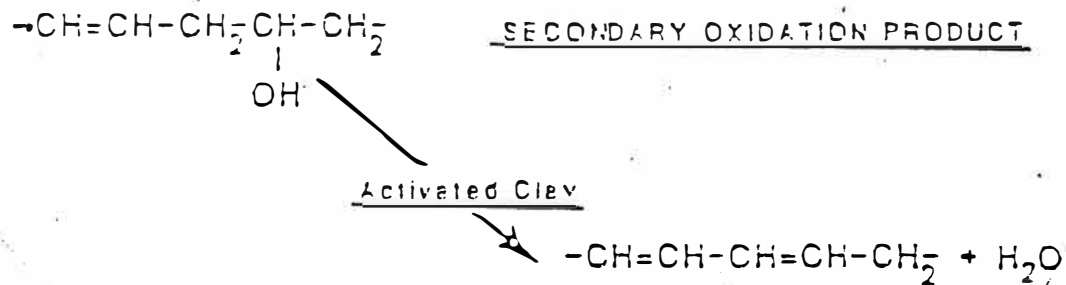
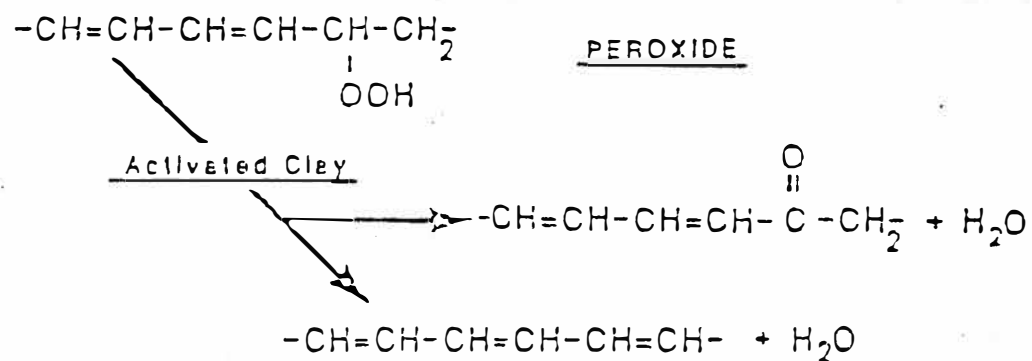
El blanqueo por adsorción es el menos entendido de todos los procesos que intervienen en la refinación de los aceites comestibles.

El blanqueo por adsorción es el proceso de la refinación de los aceites comestibles con un gran potencial para mejorar la calidad de los productos finales.

No se puede aceptar la prueba de calor Lovibond como el único criterio de medida de la efectividad del blanqueo.

La alta actividad (y la de mayor precio) de las tierras blanqueadoras puede ser actualmente lo más económico para obtener una alta calidad de refinación del aceite comestible.

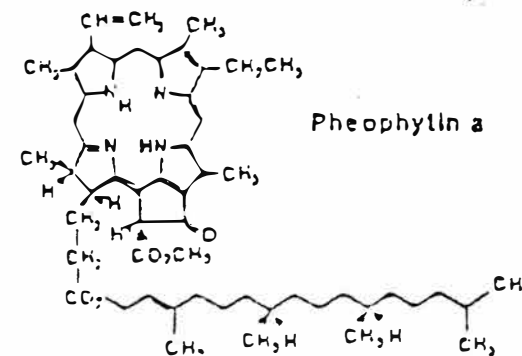
EFFECTOS DE LAS TIRRAS ADSORBENTES EN LOS PRODUCTOS DE OXIDACION PRIMARIA Y SECUNDARIA EN ACEITES



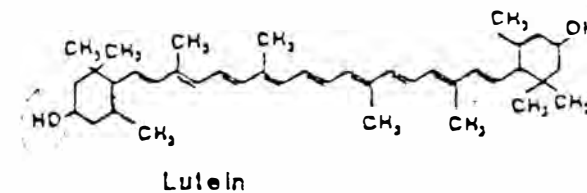
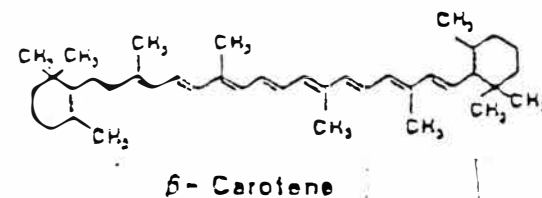
Key, K.H., Fette Seifen Anstrichm. 62:612 (1964)
 PARDUK, H., et al. IBID. 70:631 (1978)

PIGMENTOS COLORANTES

Chlorophyll



Carotenoids



Muchas refineries piensan que sólo las tierras activadas son los únicos agentes decolorantes luego, solo tienen pocas absorbentes para alcanzar a predeterminar el color lovibond.

Cuando la calidad de la alimentación cambia el refinador debe:

- a) Incrementar el monto de la tierra blanqueante para compensar el efecto la mayor dificultad que va a ofrecer la alimentación al blanqueo.
- b) Se incrementa la temperatura de desodorización por obtener un mayor efecto de "blanqueo Térmico".

Para alimentaciones de calidad bastante malas un blanqueo que alcanza colores lovibond deseados no garantiza que se haya llevado a cabo un efectivo trabajo, es importante recordar que un aceite de buena calidad tiene buen color, pero que no necesariamente un aceite de color tiene buena calidad.

En estos casos especiales de alimentaciones difíciles es necesario tener otros criterios de evaluación del producto final tales como:

- a) Valor de peróxido 0
- b) Contenido de fósforo menor de 5 ppm.
- c) Mientras se mantenga la temperatura de desodorización, mas baja para remover los acidos grasos u otros volátiles, mejor habra sido el blanqueo. Alimentación de baja calidad difícil de blanquear no sera eficientemente blanqueada con tierras activadas de baja calidad. Las

HOJA DE ESPECIFICACIONES NATRIL - TIPOS

PROPIEDADES QUIMICAS	NATRIL SUPER	NATRIL NORMAL	NATRIL NORMAL "S"	NATRIL FR
Sílice (SiO ₂) %	65	64	64	66
Alúmina (Al ₂ O ₃) %	13	13	13	12
Oxido de Hierro (Fe ₂ O ₃) %	4	3	3	3
Oxido de Magnesio (MgO) %	2.5	2.0	2.0	2.5
Oxido de Calcio (CaO) %	2.0	2.5	2.5	2.4
Pérdida por calcinación (a 950°C)	12	12	12	14
pH (suspensión al 20%)	3.0 - 3.8	3.5 - 4.0	3.5 - 4.3	3.0 - 3.8
Acidez residual en la tierra (% H ₂ SO ₄)	0.3 - 0.4	0.1 - 0.2	0.1 - 0.3	0.2 - 0.4
PROPIEDADES FISICAS				
Densidad aparente (g/l)	500 - 600	580 - 700	580 - 700	580 - 650
Densidad aparente compactada (g/l)	650 - 750	720 - 900	720 - 900	650 - 800
Tamaño de partículas:				
Pasa la malla 100 (%)	98 - 100	98 - 100	95 - 100	98 - 100
Pasa la malla 200 (%)	85 - 90	85 - 88	83 - 88	80 - 85
% humedad libre al envasado (105°C x 2 h)	8 - 14	8 - 12	8 - 12	8 - 12

CUADRO COMPARATIVO DE APLICACION Y CONDICIONES DE BLANQUEO

ACEITES	CONDICIONES RECOMENDABLES		DOSIFICACION RECOMENDADA (%)
	TEMPERATURA OC	TIEMPO DE CONTACTO (minutos)	
Algodón	95 - 100	20 - 30	0.6 - 3.5
Coco	90	20	0.5 - 1.0
Girasol	90	20	0.5 - 1.0
Linaza	90	20	0.5 - 2.0
Maíz	85 - 90	20	0.5 - 2.0
Maní (Cacahuete)	80 - 85	20	0.5 - 1.5
Oliva	80 - 85	20	0.5 - 1.0
Palma (Pulpa)	150	20 - 30	2.0 - 4.0
Palma (Almendra)	90	20 - 30	2.0
Pescado	90 - 95	20 - 30	0.5 - 2.0
			1.0 - 2.0
Raps	90 - 95	20	0.5 - 2.0
Soya	90 - 105	20	0.3 - 2.0
Aceites lubricantes recuperados	230 - 260	30 - 60	2.0 - 6.0
Aceites minerales nafténicos	150 - 200	30 - 60	8.0 - 10.0
GRASAS Y PARAFINAS			
Sebo	90 - 95	30	2.0 - 4.0
Parafina	110 - 120	30	2.0 - 4.0
Cera Carnauba	125	30	2.0 - 4.0

Velocidad de agitación : 50 - 100 r.p.m.
 Tipo de agitación : Intensa pero no violenta
 Vacío : 60 cm Hg (mínimo)

tierras activadas de baja calidad dejan altos niveles de impurezas de diferentes tipos de impurezas residuales, las cuales no pueden ser reducidas en las subsecuentes operaciones.

Estas impurezas que causan problemas en la refinación del aceite afectan la calidad final del producto y su estabilidad. Por otro lado las tierras de alta activación tienen la capacidad de reducir las impurezas, incluso en los aceites difíciles de blanquear, esto hace que se mejore la eficiencia de los procesos subsecuentes y optimizar la calidad y estabilidad del aceite final.

Los procesos anteriores al blanqueo (desgomado y neutralización) remueven las impurezas insolubles de aceites como en el caso de los aceites grasos, los cuales se convierten en jabones que pueden ser retirado fácilmente del aceite.

El blanqueo remueve las impurezas insolubles del aceite es por este motivo, que el blanqueo tiene una gran importancia en el proceso de refinación y afecta directamente la calidad del producto final. Si las impurezas insolubles no son reducidas lo suficiente por el blanqueo poco o casi nada, se puede hacer mejorar la calidad del aceite. Se debe tener la seguridad de que se ahorrará dinero en los procesos subsiguientes, las tierras activadas absorben las impurezas que son venenos durante el proceso de hidrogenación, es por esto que si no se hace un buen trabajo en la sección de blanqueo el catalítico

no llegará a su verdadero potencial. Esto hará que se gaste más dinero por el uso de más catalítico y además la velocidad de reacción al bajar, hará más largo el proceso para alcanzar el mismo índice de yodo dejando la productividad del proceso.

Los pigmentos más comunes en los aceites vegetales son :

Alfa y Beta Caroteno (C 40 H 56).- De color amarillo rojo que consisten estructuralmente hablando, de cadenas de hidrocarburos no saturados arreglados en varias configuraciones ciclicas. Una característica importante de los pigmentos carotenoides desde el punto de vista del blanqueo es que ellos son inestables al calor y la oxidación progresiva; gradualmente se decoloran a su estado de menor color.

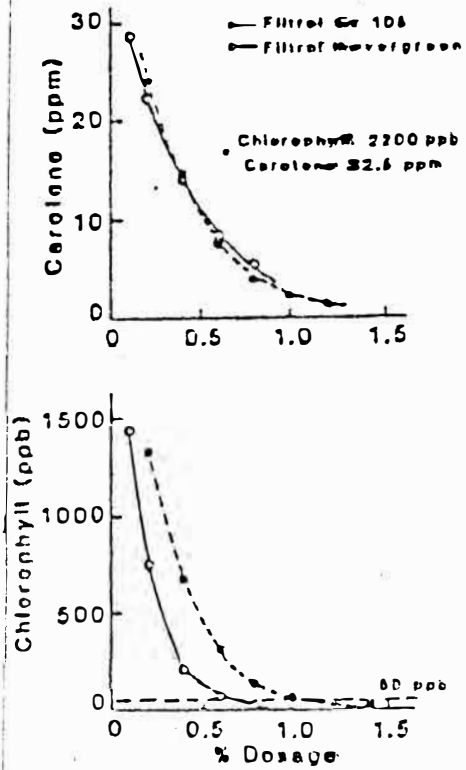
Xantofilas (C40 H56 O2).- Son de color amarillo y estructuralmente

similares a los carotenos, excepto por un oxígeno extra en el amarillito ciclico al final de la cadena de hidrocarburos.

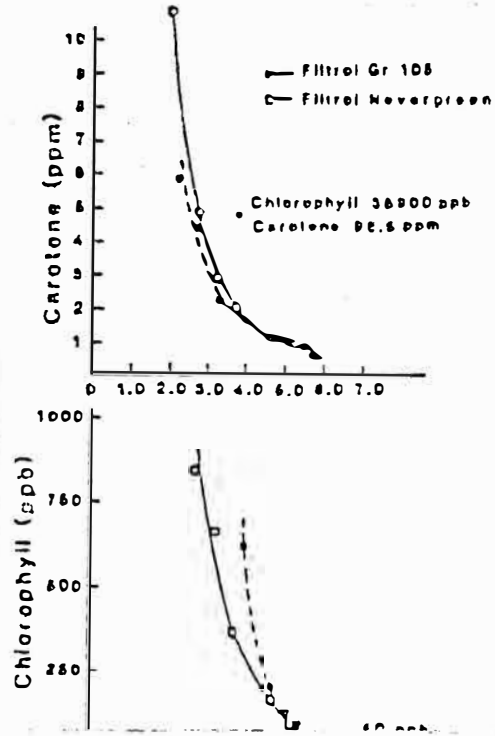
Clorofila Alfa y Beta (C55 H72 Mg N4 O5) y (C55 H70 Mg O6).- son Bordes y estructuralmente insaturados conteniendo magnesio, derivados pirolicos y esterés de la insaturación primaria del alcohol ptiptol.

A diferencia del pigmento caroteno, la clorofila no decolora apreciablemente con el calentamiento. Estos pigmen-

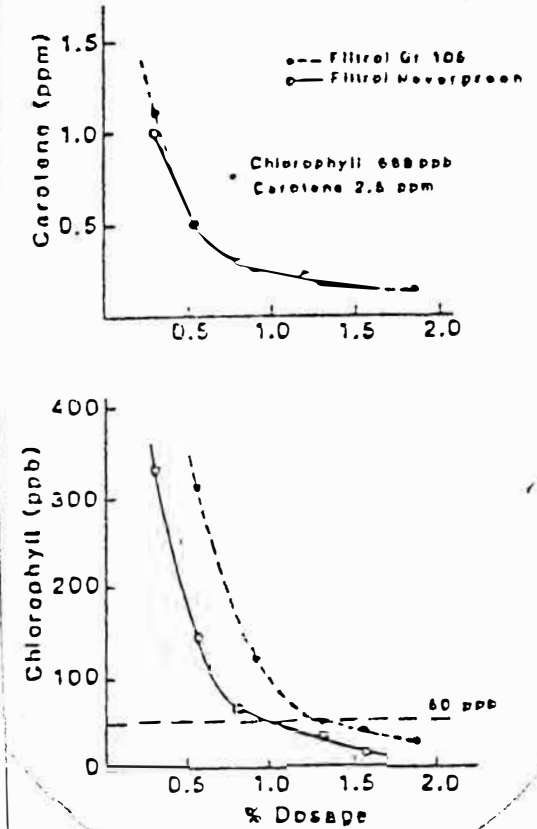
EFFECTOS DE LA TIERRA SOBRE CLOROFILAS Y CAROTENOS DE LA SOYA REFINADA



EFFECTOS DE LA TIERRA SOBRE CLOROFILAS Y CAROTENOS DE LA CANOLA REFINADA



EFFECTOS DE LA TIERRA SOBRE CLOROFILAS Y CAROTENOS DE EN ACEITE DE GIRASOL



tos son fácilmente absorbidos por las arcillas de bajo ph. porque el alcali tiende a estabilizar la clorofila considerando que su descomposición sea ácida.

Pigmentos Gossipol.- Son el complejo amarillo fenólico; estos pigmentos son suficientemente ácidos para ser removidos completamente por los alcalis. La estructura química del gossipol es (C₂₉ H₂₈ O₈).

Los productos de degradación son de color marrón y estan presentes en aceites vegetales provenientes de semillas deterioradas, generalmente estan compuestas de proteínas degradadas, carbohidratos, materias mucilaginosas y fosfolipidos. Este tipo de color es difícil de remover por absorción.

Por oxidación atmosférica del gama tocoferol se forma un pigmento rojo (el cromo 5- quinona 6- del tocoferol) el cual es responsable del color oscuro y es difícil de remover por absorción.

Teoría de la Decoloración

Como ya se explicó durante el desarrollo del capítulo la adsorción de los compuestos venenosos del aceite, es un fenómeno no totalmente esclarecido pues tanto se ven comprometidos procesos químicos como físicos.

No obstante, la absorción como fenómeno de superficie es el que mejor se ajusta a la práctica de este importante paso de refinación.

Feundlich determinó matemáticamente la relación de lo absorbido en relación a la concentración residual en el soluto, a condiciones de operaciones dadas tales como temperatura, humedad, atmósfera, etc.

$$X = \frac{KC^n}{M}$$

X ---- CANTIDAD SUSTANCIA ABSORVIDA

M ---- CANTIDAD DE ADSORVENTE

C ---- SUSTANCIA RESIDUAL

K y N son las constantes que determinan la capacidad del adsorbente y las condiciones operativas.

Este modelo nos demuestra que la relación entre la masa adsorbida y la cantidad de masa residuas es logaritmica, y a menor cantidad de residual mas difícil será la adsorción.

El valor de K representa en general la capacidad decolorante de la tierra y N es la característica particular de la absorción. Es decir que si dos tierras son usadas bajo un mismo sistema de operación de blanqueo, la tierra que tenga un mayor valor de K sera la mas activa. Asi como es preferible valores altos de K, valores altos de N tendran um mayor efecto inicial, pero a cantidades mayores de tierra los valores bajos de (N) daran una mejor decoloración.

A : K = 0.5 N = 0.5

B : K = 1.0 N = 0.5

C : K = 0.6 N = 1.2

En la teoría de absorción se tiene diferentes métodos de operación por ejemplo; por adición parcial de tierra en contra corriente, pero en pruebas hechas en planta y en concordancia con ODEEN y SLOSSON se encontró que la tierra tiene un mayor efecto cuando se agrega totalmente. Mientras que trabajar en contracorriente es muy difícil de hacer en forma industrial.

Métodos de Blanqueo

Blanqueo Discontinuo

Es un método antiguo poco usado en países desarrollados pero, en los menos desarrollados es el más usado pues permite la ventaja de que se usa en cantidades cortas o donde el diseño de la planta no permite mantener producción continua, y no necesita de automatización avanzada. Consta de un recipiente cilíndrico de una capacidad promedio de 20 Tns. con medio de agitación, calentamiento y equipo de vacío en el cual se agrega el aceite y mediante succión se agrega la tierra al aceite. Luego de alcanzar la T. óptima de blanqueo se mantiene así durante 20 o 30 minutos, luego del blanqueo el aceite se bombea a través de un filtro preferentemente cerrado al tanque stock, o previamente se coloca el medio filtrante y se utilizan filtros para un proceso más continuo.

Cuando se usan filtros con tela, es necesario cambiar

continuamente la lona porque es rápidamente atacada por la acidez de la tierra, especialmente por ser soplada con aire y vapor.

Blanqueo Continuo

Este método es el mas usado actualmente, especialmente por los volúmenes de producción que se manejan y menor costo, su eficiencia y su poco requerimiento de intervención humana gracias a su automatización.

El aceite es protegido totalmente del contacto con el aire, motivo por el cual la calidad esta garantizada.

La inversión es mucho mayor que en el sistema BACH pero el costo por tonelada es mucho menor.

Es necesario la utilización de un sistema de control para mantener el estado estacionario del sistema y además un sistema de alternación de los filtros cerrados.

Absorción Selectiva de impurezas

Es necesario tener en cuenta que a mayor actividad de la tierra blanqueante mayor sera la capacidad para atrapar las siguientes impurezas

CAROTENOS Son absorbidos durante el blanqueo pero los carotenos residuales pueden ser reducidos posteriormente por la desodorización e hidrogenación esto se conoce como efecto térmico. Por otro lado la clorofila debe ser adsorbida por el blanqueo por que no puede ser reducida en los siguientes pasos de refinación, residuos altos de

Un efectivo blanqueo reduce el monto de estas impurezas a niveles que estabilizen el aceite en cuanto su color, contenido de ácidos grasos y le den estabilidad frente a la oxidación.

Economía de la Tierra de Blanqueo

La siguiente tabla da un costo aproximado de los procesos de blanqueo, aquí se presenta el costo de la tierra necesaria para blanquear el aceite mas el aceite blanqueado retenido en el tanque del filtro.

Esta tabla esta basada en que la tierra retiene un 30% en peso de aceite blanqueado y se asume en \$500.

Si por ejemplo es una tierra de baja eficiencia de \$500 se usará en 75% , una de alta eficiencia de \$800 sólo usara 50 % es decir menos costoso que la alternativa inicial.

Por lo tanto una tierra de blanqueo de alta eficiencia mas cara no solo produce una mejor calidad, y un producto final mas estable tambien sera mas barato que usar una tierra menos activada.

Recomendaciones en el empleo de tierras Blanqueantes

- Las condiciones de trabajo ideales deben ser establecida mediante pruebas preliminares de laboratorio por cuanto varian de acuerdo a las diferentes tecnologías de

APPROXIMATE COST (US\$) PER SHORT TON OF OIL BLEACHED *

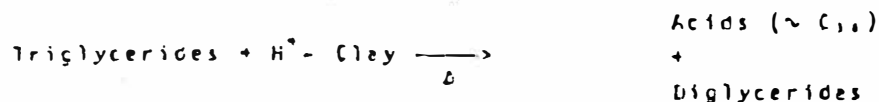
Equivalent Cost per Short Ton (U.S.) of Bleaching Earth	Percent of Bleaching Earth Required							
	0.25%	0.50%	0.75%	1.00%	1.25%	1.50%	1.75%	2.00%
400	1.375	2.750	4.125	5.500	6.875	8.250	9.625	11.000
450	1.500	3.000	4.500	6.000	7.500	9.000	10.500	12.000
500	1.625	3.250	4.875	6.500	8.125	9.750	11.375	13.000
550	1.750	3.500	5.250	7.000	8.750	10.500	12.250	14.000
600	1.875	3.750	5.625	7.500	9.375	11.250	13.125	15.000
650	2.000	4.000	6.000	8.000	10.000	12.000	14.000	16.000
700	2.125	4.250	6.375	8.500	10.625	12.750	14.875	17.000
750	2.250	4.500	6.750	9.000	11.250	13.500	15.750	18.000
800	2.375	4.750	7.125	9.500	11.875	14.250	16.625	19.000
850	2.500	5.000	7.500	10.000	12.500	15.000	17.500	20.000
900	2.625	5.250	7.875	10.500	13.125	15.750	18.375	21.000
950	2.750	5.500	8.250	11.000	13.750	16.500	19.250	22.000
1000	2.875	5.750	8.625	11.500	14.375	17.250	20.125	23.000

1. - VALOR DE ACEITE REFINO BLANQUEADO ES \$500
2. - 30 % DE ACEITE REFINADO PERDIDO EN LA TIERRA

MECHANISM 1. AIR OXIDATION¹



MECHANISM 2. ACID CATALYZED HYDROLYSIS



DEGRADACION DE LOS TRIGLISERICOS

proceso utilizadas por los usuarios.

- El tiempo de contacto varían entre 80 y 105 C en la mayoría de los casos. Sin embargo, algunos procesos se llevan a cabo a temperatura más altas (150 a 260 C).

- En los procesos de refinación de aceites y grasas comestibles destinados a la fabricación de los más variados productos para usos industriales, la etapa de decoloración no es generalmente la última operación, sino que es intermedia entre el tratamiento físico-químico de la desgomación y la desodorización.

- Es requisito importante en el blanqueo de aceites y grasas de cualquier origen, eliminar por completo el contenido de agua residual antes de que la tierra entre en contacto con el aceite o grasa.

- Un aceite o grasa comestible de alta calidad requiere niveles mínimos de oxidación por lo que aun no siendo necesario reducir el color se deberá disminuir su nivel de oxidación mediante el uso de arcillas activadas.

- Los aceites o grasas comestibles blanqueados no deberán conservarse calientes ni expuestos al aire para evitar perder los efectos logrados en el tratamiento de blanqueo.

- Las pequeñas cantidades de jabón, formadas como consecuencia de la neutralización de los aceites y grasas, deberán ser reducidas al mínimo antes del blanqueo, ya que esto puede producir efectos negativos en las arcillas activas decolorantes.

2.1.c.- HIDROGENACION

El proceso de HIDROGENACION, es de gran importancia comercial en la industria del aceite comestible. Puede ser usado para producir un aceite líquido, con mejor estabilidad por un lado, así como una grasa sólida totalmente por el otro, además de cualquier otro producto intermedio que pudiera ser obtenido mediante este espectro. La reacción básica es la adición de hidrógeno a ácidos grasos insaturados. El grado de hidrogenación de un aceite está íntimamente relacionado con el valor de yodo. La solubilidad de hidrógeno en el aceite se incrementa al aumentar la presión y la temperatura.

Aproximadamente 15 pies cúbicos se requieren para reducir el valor del yodo de 1000 lbs de aceite en una unidad.

En la práctica la hidrogenación es llevada a cabo con aceites mezclados íntimamente con gas hidrógeno, a una temperatura y presión idóneas, en presencia de un catalizador.

La agitación de la mezcla de aceite y catalizador sirve para el doble propósito de promover la disolución de hidrógeno en el aceite y remover continuamente el aceite a la superficie del catalizador.

El término selectivo, se refiere a los grados de conversión de Poli-insaturados a monoinsaturados y de monoinsaturados a saturados.

Las condiciones selectivas son aquellas que favorecen una hidrogenación parcial de las moléculas mas insaturadas en un aceite graso.

Las condiciones no selectivas favorecen una diferencia mas pequeña en estos grados. Condiciones diferentes producirán diferentes patrones de índices de grasa sólida para aceites hidrogenados a varios valores de yodo bajo condiciones selectivas (250 C-10 PSIG) y no selectivas (127 C - 4 PSIG).

En general los hidrogenados no selectivos son usados en la formulación de mantecas las cuales serán mezcladas con otros ingredientes y requieren buenas características de cremado.

Los hidrogenados selectivos son preferidos para mantecas de freír y margarina, ya que proporcionan un máximo de estabilidad y vida al calor, sin sólidos de alta temperatura de fusión mayor que la del cuerpo, que dan una sensación cereosa o grasosa cuando se consumen.

.Proceso de hidrogenacion y su equipo

El efecto de la hidrogenación es condicionado por un número de aspectos selectivos, cuando se realiza el proceso con catalizadores de níquel; esto es expuesto en terminos de transferencia de materia, para efectos de hidrogenación y triglicéridos.

Conceptos basicos del proceso de hidrogenación:

La hidrogenación elimina parte de los dobles enlaces remanentes, son izomerizados directamente a posiciones CIS/TRANS, produciendo un cambio en la cadena de ácidos grasos.

Como resultado de ese cambio químico, un cambio en dos importantes aspectos cualitativos ocurre:

El rango de temperaturas superiores es gradualmente cambiado, en dos importantes aspectos cualitativos ocurre:

El rango de temperaturas de fusión es gradualmente cambiado, y la estabilidad para la oxidación y el deterioro del sabor es mejorado. La hidrogenación es ejecutada en un tanque reactor con agitación del polvo del catalizador suspendido en el aceite.

Todos los aceites contienen impurezas, que son venenos para los catalizadores.

Los aceites naturales contienen ácidos grasos con uno, dos o más dobles enlaces; ellos difieren en su reactividad en

la hidrogenación.

Para el presente trabajo nosotros sólo consideraremos aquellos con menos de tres enlaces.

Para iniciar es conveniente definir en términos generales tres conceptos de selectividad.

Selectividad I, S(1):

Expresa la preferencia del ácido linoléico frente al oléico para la hidrogenación.

Isomerización Especifica, S(i):

Referido a la relación del número de enlaces dobles "trans" formados por dobles enlaces hidrogenados.

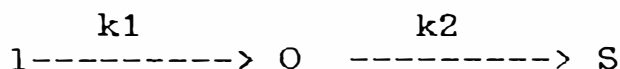
(s(i),s(I), concierne a la composición de ácidos grasos de los productos).

Selectividad de triglicéridos, St:

Es una medida de la estención de cuan diferentes ácidos grasos en una cadena de triglicéridos son saturados.

Es bajo la fracción de triesteres formados en un producto con una fracción "s" de ácido esteárico exedentes s3 y en el caso extremo alcanzar el valor de "s".

La eliminación del ácido linoléico y la formación de monoenos y ácidos saturados, puede ser descritos con dos probables reacciones consecutivas.



donde:

l: ácido linoléico

O: ácido monoénico(oléico)

S: ácido oléico

Esta selectividad puede ser definida como $SI = k_1/k_2$

En el curso de una hidrogenación práctica, SI , no es enteramente invariable, solo nosotros asumiremos que es constante, el rendimiento una justa descripción de los cambios de composición.

La fig. 1 ilustra tales efectos; se han calculado la composición de ácidos grasos para la hidrogenación de esteres linoleicos para los diferentes valores de SI . La selectividad se define como la velocidad de reacción de una con respecto a otra.

La teoría de la hidrogenación atómica hace mención de que si se realiza a presión alta, baja temperatura, agitación elevada y poco catalizador, entonces la superficie del catalizador es cubierta con hidrógeno y el isomerismo geométrico o de posición son limitados o de otro modo, la selectividad es baja y la formación de insaturación en trans es baja.

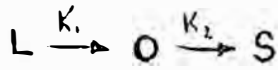
Continuando con el caso descrito, la significancia de los datos encontrados es como sigue:

$SI = 0$ Las moléculas reactantes siguen directamente al ácido esteárico.

Esta situación es aprovechada en la hidrogenación con catalizadores de platino a baja temperatura y muy alta presión.

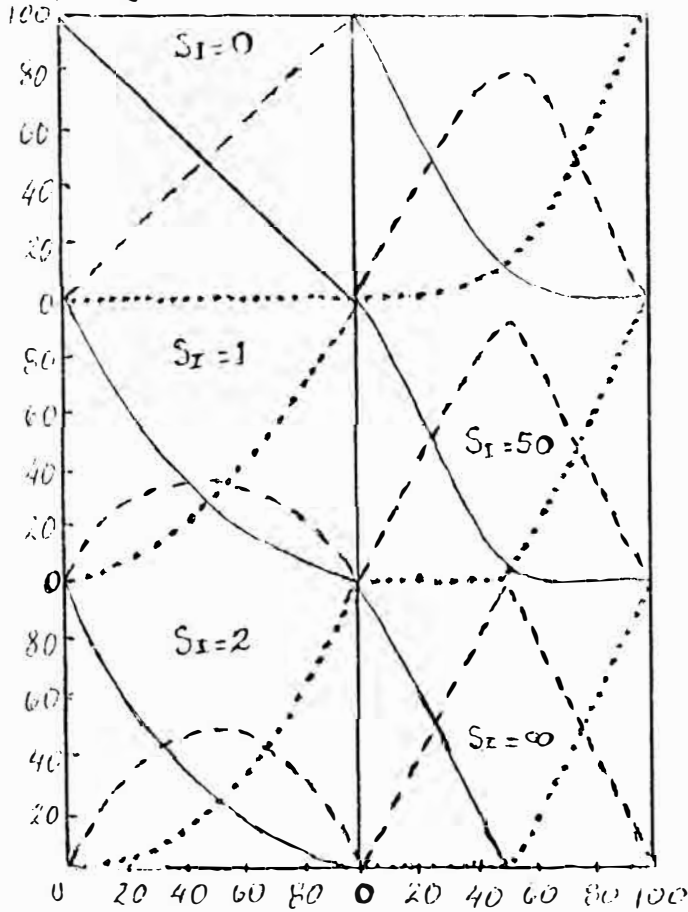
$SI = 1$ Igual ecuación para la reacción del ácido linoléico y oléico.

$SI = 2$ Igual oportunidad de reacción para dobles



$$S_I = K_1/K_2$$

Composición de ácidos grasos (%)



□ Grado de Reducción (%)

— = linoleico, --- = stearico, ... = oleico

Fig 1: Curvas de composición teórica para la hidrogenación de estero linoleicos.
Valores de Iodo = 14

a: Perfecta Selectividad de Triésteres
 $S_3 = s^3$

b: Baja Selectividad posible de Triésteres
 $S_3 = s$

$S_T = \frac{s - S^3}{s - s^3}$ igual en 1 curva a, 0 en curva b, 0.5 en curva c

Fracción de Triésteres

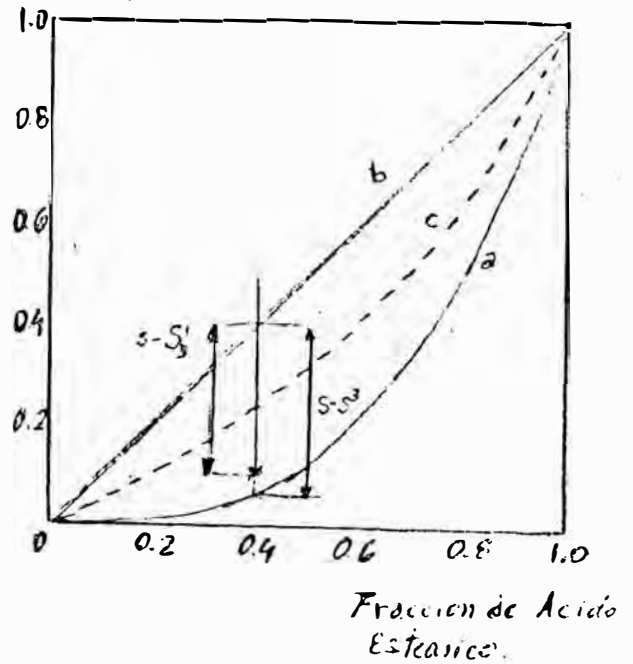


Fig 2: Definición de Selectividad de Triésteres, S_T

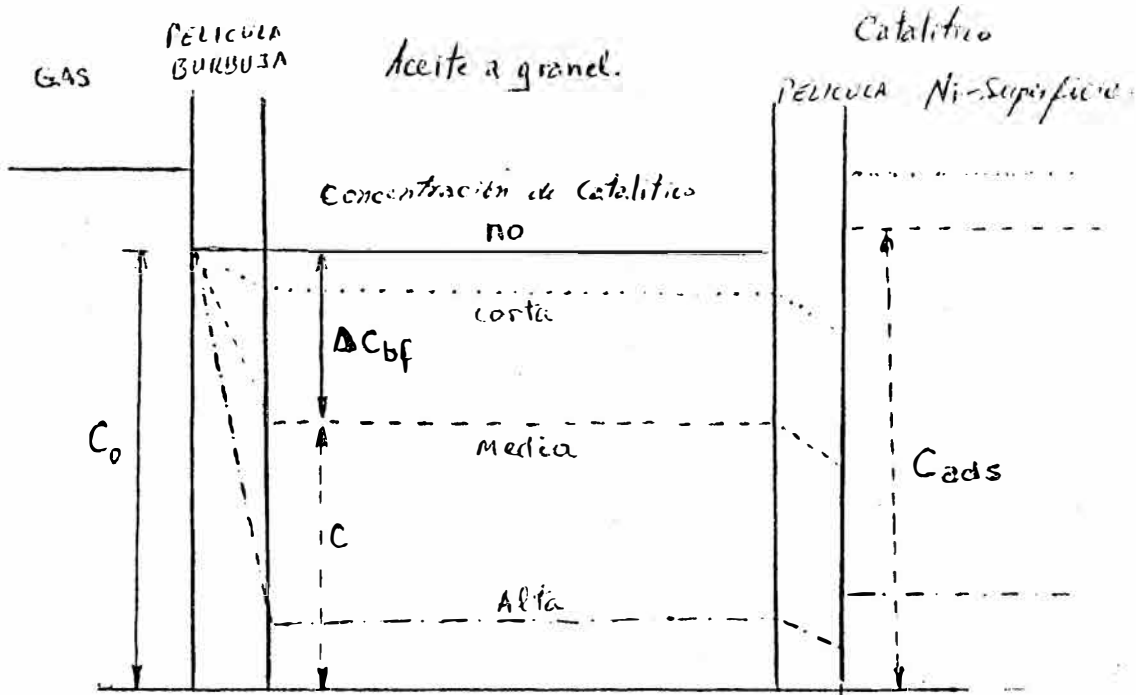


Fig. 3: Concentraciones del hidrógeno disuelto en el aceite

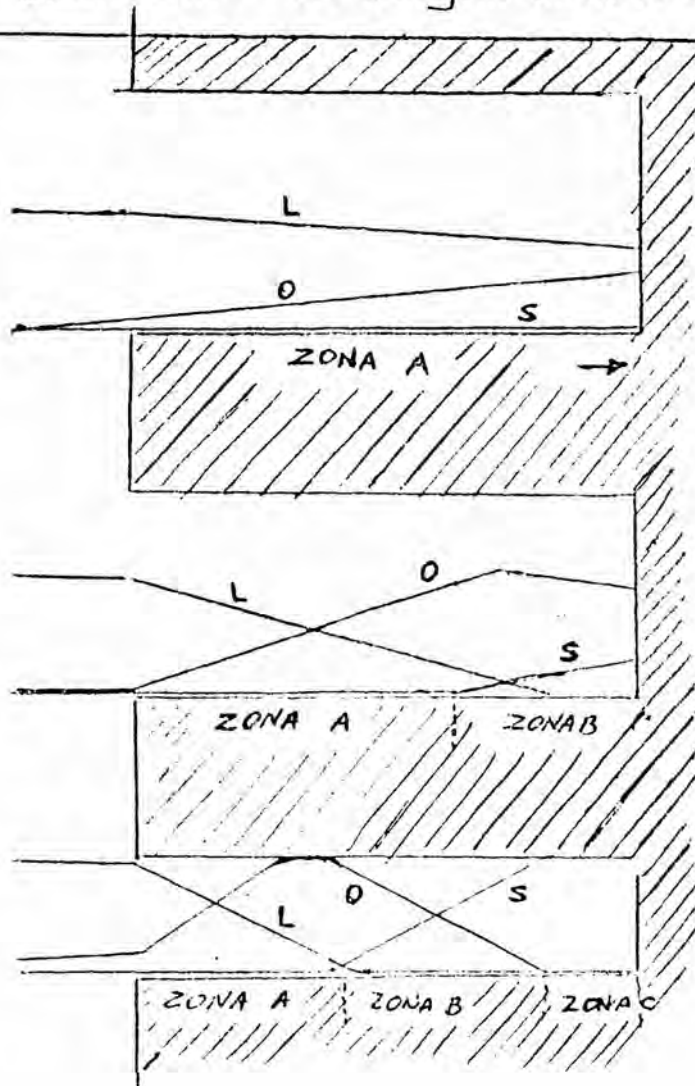


Fig. 4: Gradientes de Concentración de reactantes en poros de diferentes tipos.

ZONA A: selectividad de hidrogenación tomada en ese lugar

ZONA B: ácido esteérico es formado

ZONA C:

enlaces.

SI = 00 La formación de ácido esteárico es inhibida. Este caso es aprovechado en la hidrogenación con catalítico.

Valores intermedios, generalmente entre 5 y 100 son obtenidos con catalizadores de níquel.

La selectividad de los triglicéridos es mucho mas difícil de expresar en términos cuantitativos.

Si la composición de los triglicéridos de los productos es determinada, nosotros podemos expresar ST como el grado de veracidad de la composición. Tal situación es obsesrvada en la fig. 2, donde las líneas continuas son los casos extremos de $S3 = s3$ (alto ST) y $S3 =$ (corto ST). La expresión:

$$ST = (s - S3) / (s - s3)$$

Representa una medida del grado de acercamiento, para la curva ideal, donde $ST = 1$

Efecto de la selectividad en el derretido :

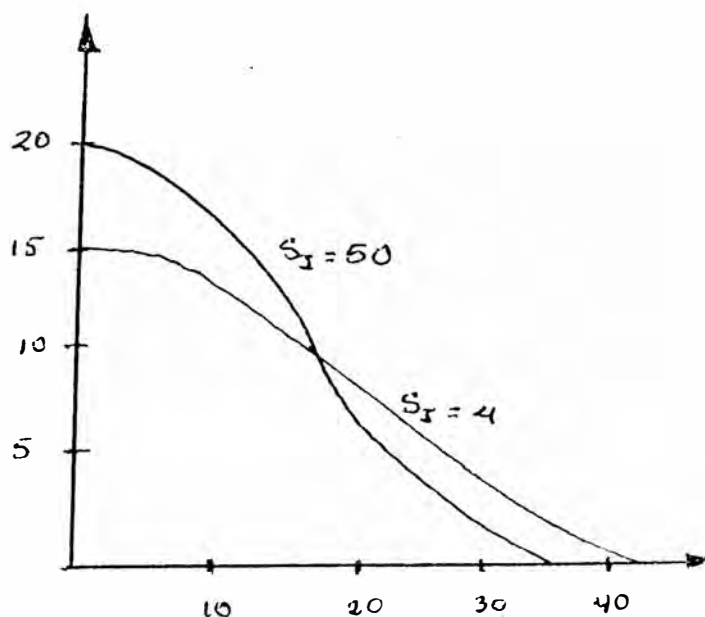
Todas las grasas son completamente mixtas y se derriten en ciertos rangos, estos pueden ser caracterizados por la SCI - curva de temperatura; una curva con SCI (índice de sólidos contenidos), que es el porcentaje de fase solida determinado por dilatometría o, por pulsación RMN (Resonancia Magnetica Nuclear).

Los requerimientos respecto al comportamiento del derretido difiere para diferentes clases al final del pro-

ducto.

Para productos, y particularmente para margarinas, confeccionaremos grasas y cremas rellenas; para ello es deseable que la SCI este cerrado por cero y toda temperatura.

Podemos ilustrar este caso con el ejemplo de la fig. 5, donde la SCI - curva de temperatura de la hidrogenación de aceite de soya, bajo condiciones de alto ($SI = 50$) y corto ($SI = 4$), de cuyas selectividades son mostrados.



Efecto de la selectividad en la estabilidad :

La estabilidad del sabor en los aceites es un problema complejo.

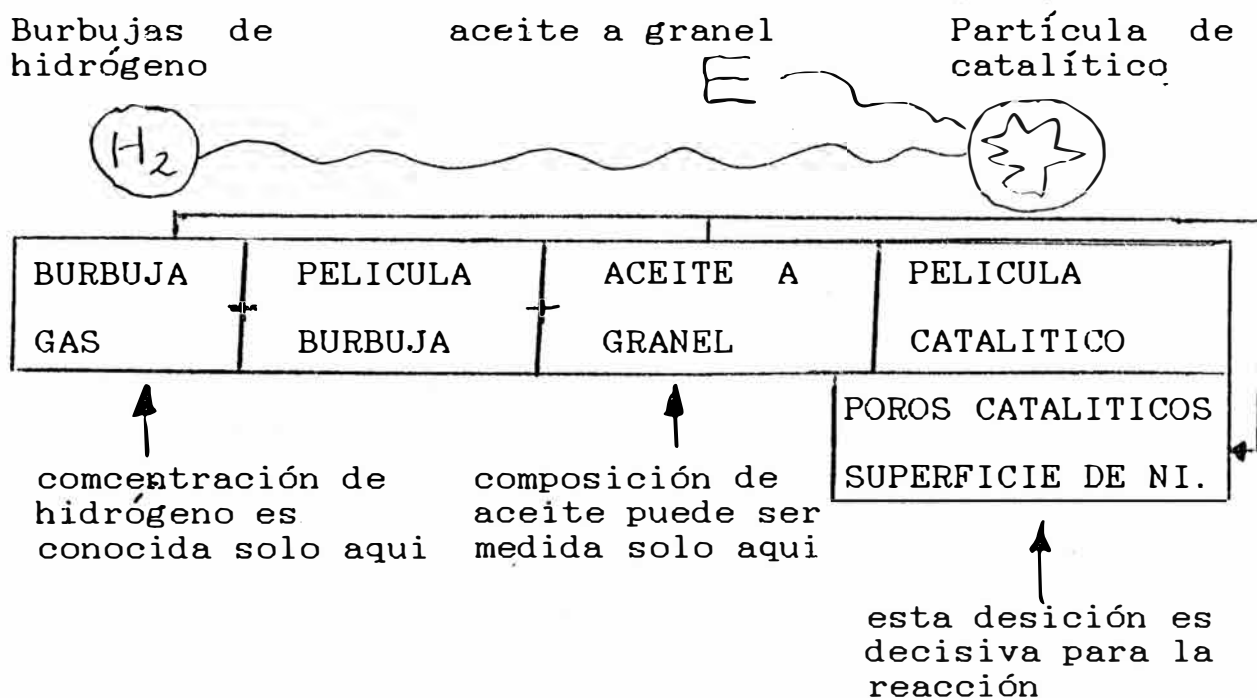
El desarrollo del sabor es debido a la oxidación del aceite, debido generalmente a productos volátiles, aldehídos notables, caracterizados por la no volatilización de los triglicéridos.

ción.

Nosotros podemos considerar a la vez la hidrogenación transportada y transporte de triglicéridos.

Transporte y concentración de hidrógeno :

El hidrogeno dispersado como burbujas, puede disolverse en el aceite para alcanzar la superficie del catalizador. Este mecanismo se muestra en el siguiente gráfico.



El transporte difusional a través de las dos películas de aceite requiere gradientes de concentración gradualmente a la velocidad de transporte, con iguales velocidades de hidrogenación. En la fig. 3 la concentración de hidrógeno a través del sistema es mostrado para diferentes modelos de catalizador.

Una alta presión de hidrogenación tendrá el más completo efecto de proporcionar incrementos a todas las concentra-

Nosotros podemos decir que la eliminación preferencial de ácidos poli-insaturados, es como la alcanzada en la hidrogenación selectiva, con esto bajaría la velocidad de oxidación y también la oportunidad de insaturar aldehidos que irán formándose en la autooxidación.

Hasta ahora la selectividad en la hidrogenación, perfeccionara la estabilidad del sabor, como muchas veces lo ha hecho. Esto es causada por las condiciones de alta selectividad I, y alguna tendencia a la izomerización.

Los ácidos presentes en la hidrogenación, tienen todo el tiempo dos dobles enlaces separados mas que por un grupo metileno, tal que el mecanismo para otra hidrogenación preferencial es inefectiva. Especialmente si uno de los dobles enlaces esta en la configuración "trans", el ácido presenta un endurecimiento inicial del sabor.

Como resultado de esas complejidades, es imposible formular una regla para grasas duras.

Mecanismo de la hidrogenación catalítica

La hidrogenación de aceites comestibles ocurre en un sistema de 3 fases: catalíticos sólidos, triglicéridos líquidos no volátiles e hidrogenación gaseosa en una limitada solubilidad en el aceite. El transporte de masa entre las fases de gran importancia después de determinar para una larga extensión la actual concentración de los reactantes cercanos a la superficie del catalizador y esos gobiernan la velocidad y selectividad de la reac-

ciones. Incrementando la temperatura tendra un mayor efecto acelerativo en el proceso quimico en la superficie del niquel, que en el proceso fisico de transporte.

Si la hidrogenación alcanzada es alta, la hidrogenación puede ocurrir velozmente en los dobles enlaces absoidos. La selectividad puede ser baja.

Una alta proporción puede ser convertida a acido cis-monoenico, tal que la isomerización especifica es algo corta. Los acidos transformados en la fase inicial, mientras el acido linoleico esta presente, estan casi exclusivamente derivados para el acido linoleico, desde que el acido oleico inicialmente presente esta distante desde la superficie y ninguno es hidrogenado ni isomerizado.

Transporte y concentración de triglicéridos

Nosotros sabemos que las particulas del catalizador son necesariamente porozas y que el sistema de poros introduce el problema de transporte difusional de las largas moleculas de trigliceridos dentro y fuera de los poros.

Los productos intermedios del acido oleico y linoleico se acumulan al interior del poro, mientras que los acidos poli-insaturados son agotados. La composición al interior de los poros ocurre adelante de qfue este en el liquido. Esto se muestra en la fig. 4. Al interior de la superficie del niquel no estan en ese lugar los acidos poli-insaturados; primeramente en la hidrogrenación de

ácidos saturados y triglicéridos se forma: corta selectividad I y larga selectividad de triglicéridos.

En el caso extremo, se hace entrar en los poros y son convertidos en triesteres, $ST = 0$ (fig. 1) y también $ST = 0$; la fracción de triesteres en el producto son de La combinación efectiva del transporte, limitado para ambos, hidrógeno y triglicéridos es satisfactoriamente explicado con las respuestas observadas de los diferentes aspectos selectivos para las condiciones de hidrogenación.

Podemos ahora considerar esas selectividades reflejadas también en los productos accesorios.

Técnicas del proceso de hidrogenación :

La necesidad de obtener un producto mas estable a la oxidación atmosférica, y por consiguiente mantener un sabor adecuado, durante largos períodos de tiempos y aún en las condiciones climáticas muy duras; nos lleva frecuentemente al alcanzar dicho requerimiento con una hidrogenación simple; ocasionalmente el resultado de la hidrogenación requiere ser ajustado con una técnica de modificación, tal como el retenido de una pequeña cantidad de componente de alta fusión por medio de la Winterización, o la redistribución de un grupo saturado por interestificaciones un aceite endurecido o una mezcla con

otro aceite, finalmente la mezcla física de un aceite, (grasa) dura, con una suave para adquirir la textura deseada en un rango de temperatura deseado.

En este capítulo se describirá las condiciones comúnmente empleadas para obtener varias texturas por medio de hidrogenación sola y en coordinación con la estabilidad del sabor.

Estas texturas a temperatura ambiente van de casi líquidas a firmes y de quebradizas a sólidas.

Para muchos productos se requerirán variantes, en la primera parte de la hidrogenación se usará una condición y luego en la otra antes de completarla se realizará un cambio abrupto, tal como una alza deliberada de temperatura.

Existen dos tipos de procesos para la hidrogenación:

operación batch y continua.

Todavía la mayor parte del sector industrial opera sus plantas con batch, para la hidrogenación de triglicéridos, y existe poco indicio de que esta situación va a cambiar.

- La hidrogenación continua de ácidos grasos donde la isomerización y la selectividad son menos importantes por otro lado una práctica bastante popular.

Hidrogenación por Batch - sin salida circulante :

El corazón del proceso batch es naturalmente el tiempo que se le da al gas que puede ser $1/3$ a $1/2$ del tiempo total del ciclo. Durante este periodo la tempera-

tura es controlada y podra ser variada de acuerdo a patrones establecidos.

Lo mismo rige para presiones, por lo menos en las sistemas llamados "sin salida", donde el hidrógeno es alimentado al sistema interno de agitación a medida que este es tomado por el hidrógeno.

La alternativa es el sistema circulatorio o circulante donde la masa de hidrógeno pasa a traves del aceite varias veces, absorviendose una proporción cada vez mas.

La presión de alimentación de gas es mantenido alrededor de 7- 10 atm. para autoclaves que operan hasta 5 atm.

En el caso de endurecimiento de ácidos grasos la presión normal de operación se encuentra entre 20 y 30 atm.

Fuera del tiempo de reacción se deberan completar las operaciones de llenado, adición de catalítico (que es en forma simultánea o inmediata), precalentamiento, enfriamiento final y filtrado.

En muchos diseños algunos de estos han sido separados del autoclave en si para ser empleados una mayor proporción de su tiempo en funciones especiales. Por lo tanto el aceite puede ser precalentado a medida que entre en el autoclave, en un intercambiador de calor con el aceite que sale de otra autoclave y pasa por un filtro para ser descargada en un tanque receptor (DROP - TANK).

Una autoclave, en cualquier caso debe tener serpentines de enfriamiento para controlar la reacción exotermica; y el diseñador de planta debera minimizar las posibilidades

de contaminación de una grasa con otra.

Hoy en día un diseño sin salida (opuestas a los sistemas circulantes de hidrogenación)prevee la opción de circular gas acumulado en el headspace del autoclave, el cual es comparativamente pequeño via un sistema externo a un anillo separado de la base de la autoclave, mientras que el hidrógeno fresco entra por su propio encendedor.

Una alternativa es proveer al agitador con una turbina de flujo axial de cuchilla inclinada justo bajo la superficie del aceite, a la temperatura de trabajo para que se cree un vertex que succione el hidrógeno que ha pasado al headspace. Creando así una recirculación interna.

Hidrogenación continua - cama fija y catalítico suspendido

Convenientemente el proceso de hidrogenación continua pueden ser divididos en aquellos que usan "cama fija" de catalítico de níquel y aquellos en que el catalítico se mueve a través del sistema suspendido en el aceite.

El ahorro de espacio, servicio y trabajo junto con la alta velocidad de hidrogenación y la oportunidad de monitorear la reacción para obtener un producto consistente, han sido motivos para realizar un proceso continuo.

Catalítico de lecho fijo:

Utilizando este tipo de catalizador existe el temor a que las impurezas del aceite oscurezcan la superficie del

catalítico y que la rapidez de la velocidad de la reacción, resultaría probablemente en una selectividad pobre y en una pequeña formación de trans-isómeros.

Otro autor prevee que el problema de transporte de masa de las moléculas de triglicéridos a través de los poros de un catalítico de soporte cuyas partículas sean suficientemente pequeñas para ser suspendidas se acrecentarían si el catalítico fuera pelletizado, se prevee que el centro del pellet se llenaría de estereato, mientras que la capa exterior continúa produciendo un efecto cualquiera.

Se puede encontrar una aplicación útil para este tipo de proceso si las condiciones para el trabajo del catalítico fuesen más fáciles.

Primero el aceite refinado podría ser limpiado de todas sus impurezas con una ligera hidrogenación; esto se conseguiría al final que la estabilidad del sabor no se obtenga a expensas de grandes cambios en textura debido a saturados o isómeros que se forman.

Debido a la presencia de trazas de impurezas algunos sabores desagradables de las grasas, tales como del aceite de coco o la grasa animal pueden surgir.

Catalítico Suspendido

Este método ha adquirido una mayor aceptación para la hidrogenación de triglicéridos y endurecimiento de ácidos grasos.

Existe una pregunta inmediata sobre la mejor forma de

reducir el tiempo de residencia, por la cual una pequeño proporción de flujo de aceite pasa a travez de un sistema con menos de la cantidad promedio requerida para la hidrogenación, mientras que una pequena cantidad correspondiente es hidrogenada. La primera porción es una fuente potencial de inestabilidad oxidativa, y la última, si contiene demasiada grasa saturada resultaria en un producto con una curva dilatométrica o SFI casi plana que en el caso de la hidrogenación halla sido realizada en una forma mas pareja.

Para sobrellevar estos problemas se han llevado a la creación de tanques con agitadores vigorosos.

Se han considerado inicialmente diseños en 3 etapas, pero actualmente se vienen usando diseños con 4 y hasta con 6 etapas.

Tenemos el caso del sistema BUSS, donde existe un head-space comun de hidrógeno colocado sobre 4 o 6 compartimientos a travez de los cuales fluye aceite en secuencia horizontal.

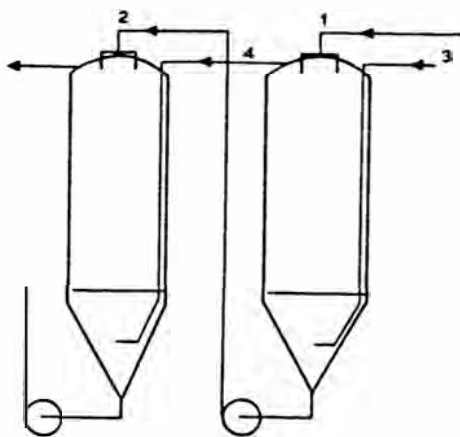
Tambien existen otros diseños como Proctor & Gamble, LURGI, DRAVO, etc, que tienen cada uno formas especiales para realizar con mayor eficiencia el proceso de hidrogenación.

Mencionaremos el sistema BUSS, porque en el se obtiene el tiempo de residencia menor que en los casos anteriores, debido al uso de un Jet Venturi de alta velocidad en cada compartimiento que mezcla hidrógeno y aceite en forma mas

rápida y continua de la que se puede lograr usando cualquier medio de agitación. Con estos sistemas las velocidades típicas de hidrogenación de autoclaves batch convencionales de 1-3 unidades de índice de yodo - caída minuto- pueden llegar a velocidades de 10 - 30 de índice de yodo. A estas altas velocidades de hidrogenación se usan chaquetas de agua para enfriar las torres o enfriadores externos a los compartimientos de la autoclave a fin de contener la considerable reacción de calor exotermico.

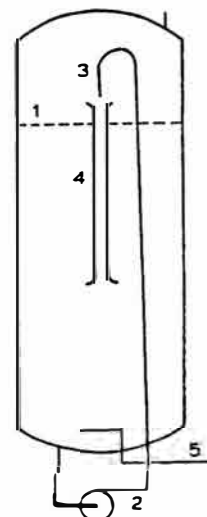
Equipos de hidrogenacion :

El diseño antiguo de norman considera un recipiente cilindrico equipado con agitador simple en el cual el hidrogeno es esparcido por la parte inferior y conectado en la superficie gaseosa y puede ser recirculado.



ilbuschewitsh Oil Spray

- aceite y catalitico rociado
- aceite y catalitico rociado
- hidrogeno alimentando para rociar.



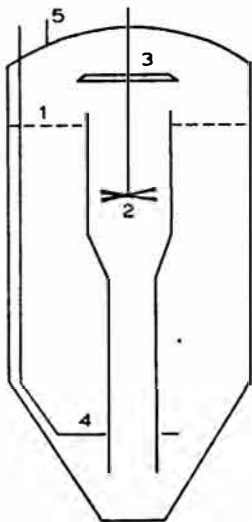
Wilbuschewitsh Mixing Jet

- aceite normal nivelado
- aceite catalitico circulando por la bomba, glandula sellada con aceite compatible con carga

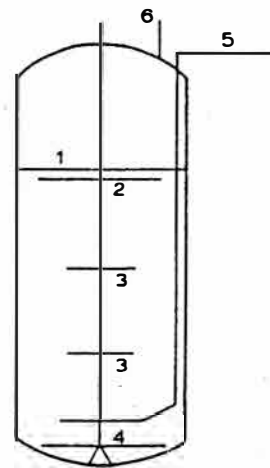
- salida de hidrogeno para proxima etapa.

- eyector aceite hidrogeno mezclando en la tuberia.
- conección de gas en el fondo para esparcir.
- tope gas (balance de gas)

Otros tipos de reactores son mostrados en las figuras siguientes y tienen características especiales:



Imboe Oil Spray



Dead End Paddle-Blade Stirrer

- 1- aceite nivelado
- 2- aceite helice (removido) agitador
- 3- deflector
- 4- hidrogeno fondo
- 5- tope de gas (balance de gas) para esparcir.

- 1- nivel de aceite
- 2- superficie larga del agitador
- 3- agitador intermedio
- 4- agitador largo en el fondo
- 5- hidrogeno alimentado
- 6- tope gas (balance de gas)

Disèo de autoclave Flujo Radial y Axial :

El agitador de turbina Rushton en una forma u otra tendra para dominar el campo de mezclado liquido-gas. Estas aristas para la correcta realizaci3n del movimiento de las capas delgada del liquido rapidamente a travez de otra crea la necesaria fuerza para romper las burbujas de gas y facilitar su soluci3n fisisica, de vez en cuando

carotenos tendran contenidos altos de clorofila.

FOSFOLIPIDOS.- El blanqueo es la única operación que puede remover los fosfolipidos no hidratables, los cuales alteran la hidrogenación, si no se quedan trazas ocurren el color despues de la desodorización.

JABONES.- Los jabones dejados después de la neutralización, son significativamente absorvidos por la tierra. Igualmente esto es la única operación para eliminarlos y es necesario anotar que tambien alternan la hidrogenación.

Es muy importante la remoción de los productos de oxidación primaria los cuales, se indican como el valor del peróxido, como es bien sabido el peróxido es reducido en la deodorización pero es importante que el aceite entre con un bajo contenido de peróxido. Sino fuese asi los productos primarios de oxidación se pueden desdoblar en diferentes compuestos lo cual afectara la estabilidad del producto final.

Los productos de oxidación secundaria son medidos por el valor de para anicidine, lo cual se reduce significativamente bajo una buena absorción.

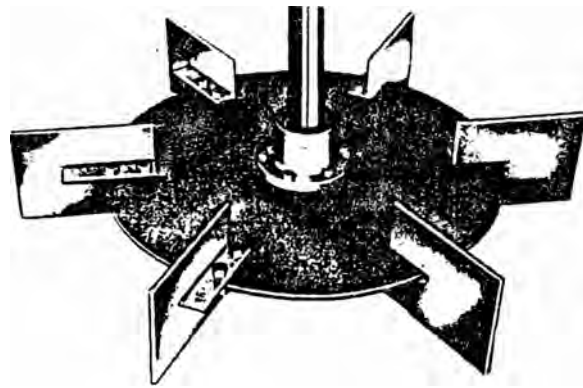
Metales y óxidos metálicos son reducidos por el blanqueo.

Toda esta lista de impurezas si son dejadas en el aceite por el uso de una tierra de baja actividad actualia en desmedro de la calidad del aceite.

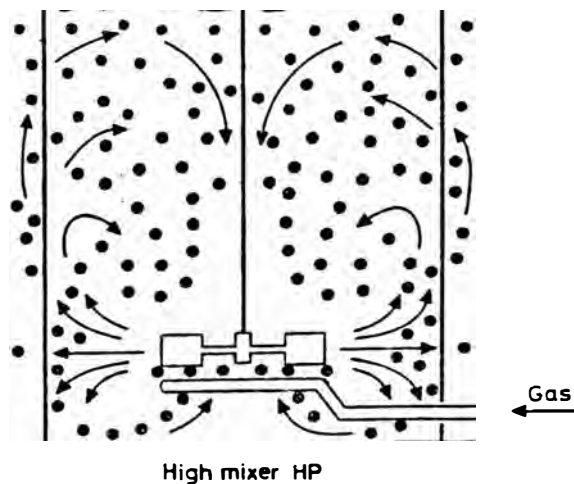
causando por todas partes un flujo de masas de liquido como para mantener un efecto uniforme.

Necesariamente esos dos efectos estan obtenidos mas economicamente por la turbina es la fuerza consumida por tonelada de aceite agitado.

La turbina de flujo radial hoja-plana consiste simplemente de un número de hojas frecuentemente en forma rectangular, montando verticalmente en un disco circular como se muestra en la fig. 8 el disco o discos estan montados en un eje rotativo central.



La fig. 9 muestra el efecto de mezclado aceite-gas es un convertidor, utilizando la turbina de la fig. anterior.



2.1.d. FRACCIONAMIENTO

La cristalización de los aceites es una muestra de pureza.

Este es un principio bien conocido puesto que a mayor pureza del aceite, más rápida y mejor será la cristalización y más fácil se hará la separación.

El aceite a fraccionar debe estar en lo posible libre de impurezas como gomas, jabón minerales y trazas de acidez y monoglicéridos los cuales actúan como inhibidores de la cristalización.

Adicionalmente se debe tener presente que la cristalización es un proceso lento, incluso tratándose de un producto puro, esto es especialmente cierto tratándose de aceite. Este fenómeno tiene adicionalmente condiciones físicas tales como que la transferencia de calor puede considerarse poco significativa a medida que la viscosidad crece. Como conclusión la transferencia de calor debe ser lenta y por convección. Por lo que se necesita agitadores eficientes además de grandes áreas de transferencia y enfriamiento lento.

Esto asegura una temperatura homogénea la cual es necesaria para obtener un producto de alta calidad.

Finalmente pero no menos importante es considerar la forma particular que los aceites usualmente cristalizan. El crecimiento de los cristales sucede en la mayoría de los casos. En etapas correspondientes a determinadas

temperaturas, cada etapa es el resultado de la cristalización de ciertos componentes; los cuales necesitarán mas o menos demanda de agua de enfriamiento. En efecto, la demanda de frio depende de numerosos factores como calor latente y especifico, viscosidad, superenfriamiento, intersolubilidad y polimorfismo de los cristales. En otras palabras el fenómeno de cristalización en aceites y grasas trae consigo muchos parámetros por lo que no es posible pronosticar y controlar la subsecuente demanda de frio.

Formación de Semillas

Aunque esta operación a menudo no es necesaria, esta provado que es indispensable en el caso de la Palma. Su aplicación es sencilla y se basa en dejar agitar el aceite con temperatura unos grados superior al punto de fusión por un lapso de 12 a 24 horas. La formación de semillas se hace en un tanque Buffer, el cual adicionalmente produce otras ventajas

La alimentación es homogenizada a una temperatura ^{al} mejor que se pueda.

La sedimentación es obvia.

La oxidación es insignificante y con ayuda de un gas neutro todo el aceite desodorizado puede ser fraccionada sin sufrir daño.

La formación de semillas consiste en la cristalización de componentes de alto punto de fusión en forma "Alpha"

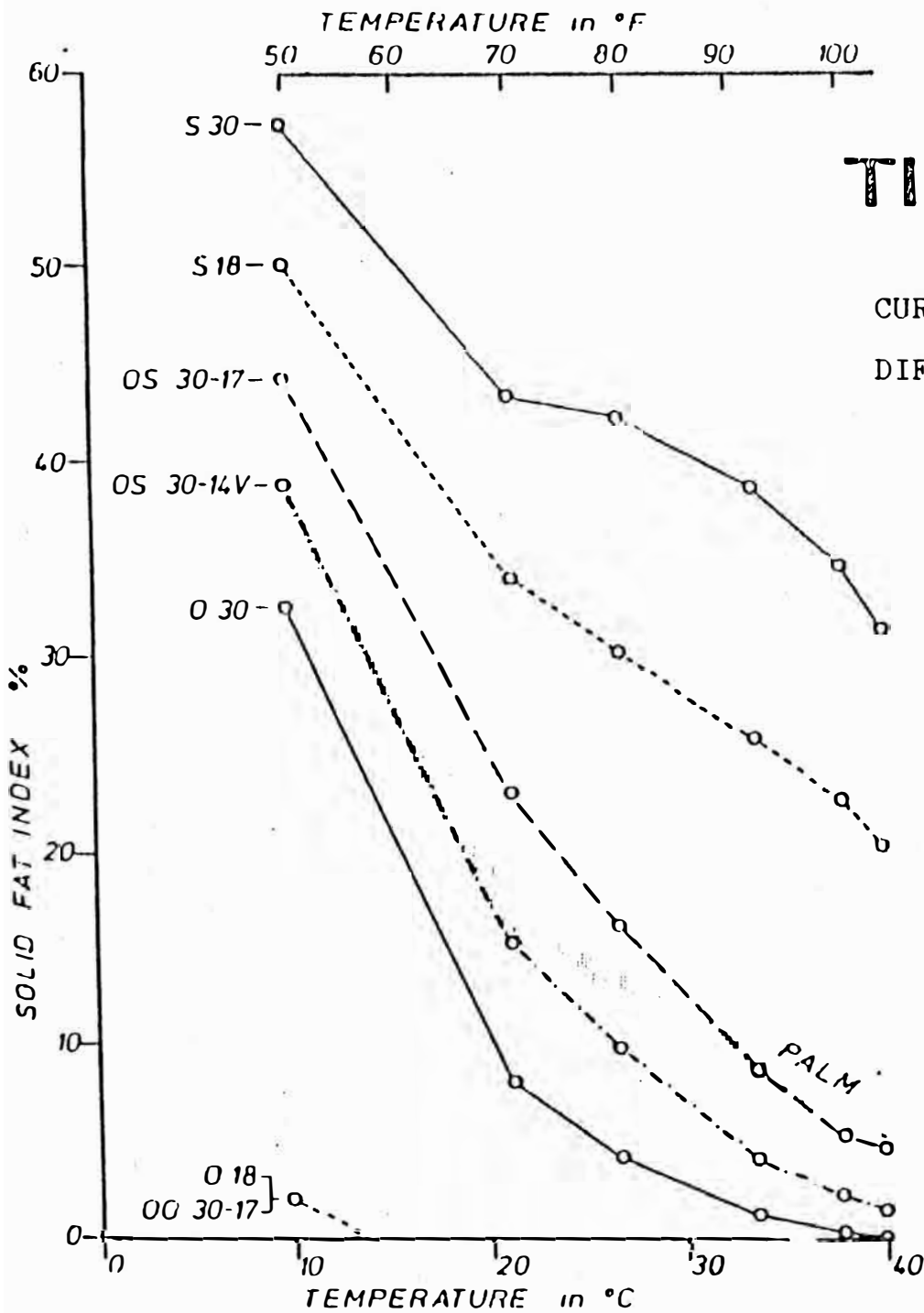
Está provado que la formación de cristales mas adecuado para la filtración es "Beta - Prima". Esta formación es inestable y solo puede ser obtenida cuando se producen primero la formación "Alpha". Cuando se calientan los cristales "Alpha" a una temperatura adecuada por un tiempo adecuado, ocurre el cambio de "Beta-prima" los que crecen y mantienen en perfecta suspensión en el aceite, sin pegarse a la tubería y paredes y su filtración además es sencilla.

Por otro lado si no existe formación de semillas o calentamiento o si la temperatura y el tiempo de calentamiento no son los correctos las semillas serán tipo "Beta" y se formarían cristales pequeños. Estos tienen la tendencia de pegarse a las paredes del recipiente de cristalización y perturbar el control de temperatura, la filtración será lenta y la calidad del producto no será la adecuada.

Cristalización

Una vez que el aceite ha sido calentado, el enfriamiento controlado empieza y será adaptado a la reacción termodinámica de acuerdo al diagrama.

De esta manera se minimiza cualquier dificultad de control de los parámetros mencionados que involucra la cristalización.



TIRTIAUX

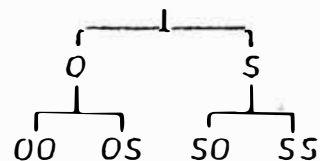
CURVAS DE S.F.I. DE
DIFERENTE FRACCIONES
DE PALMA

CURVES

Fig. 8

TIRTIAUX CODE

PALM



EXAMPLE:

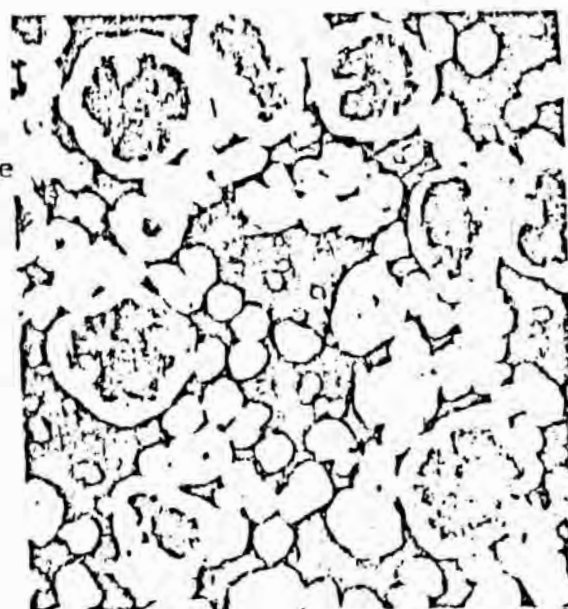
	filtration temp	
code	first	second
0	30	
OS	30	17
	(V=vitreous)	

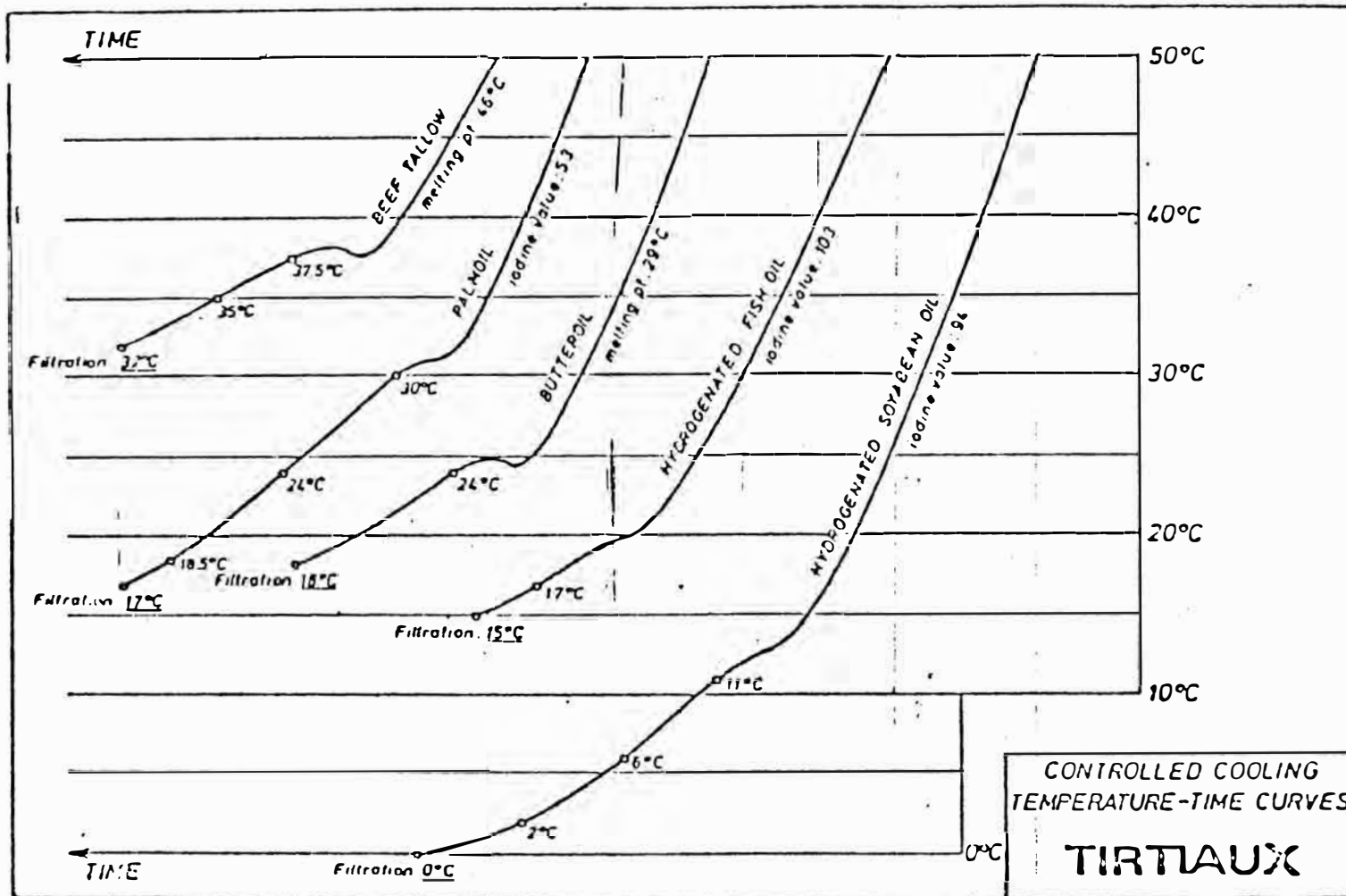


Crystals of
olein of Palm
Oil - Dry phase
OS 30 - 17



Crystals of
Olein of Palm
Oil Vitreous
phase
OS 30 - 14 V





CURVAS CARACTERISTICAS DE ENFRIAMIENTO DE DIFERENTES ACEITES

Tipos de Aceites fraccionados

Aceite de Palma

Cuando se fracciona Palma es importante tener una formación de semillas alrededor de 45°C lo que se logra calentando el aceite a $70/75^{\circ}\text{C}$, esto producirá cristales "Beta prima" adecuados.

La curva de enfriamiento en la figura adjunta muestra las diferentes etapas de cristalización.

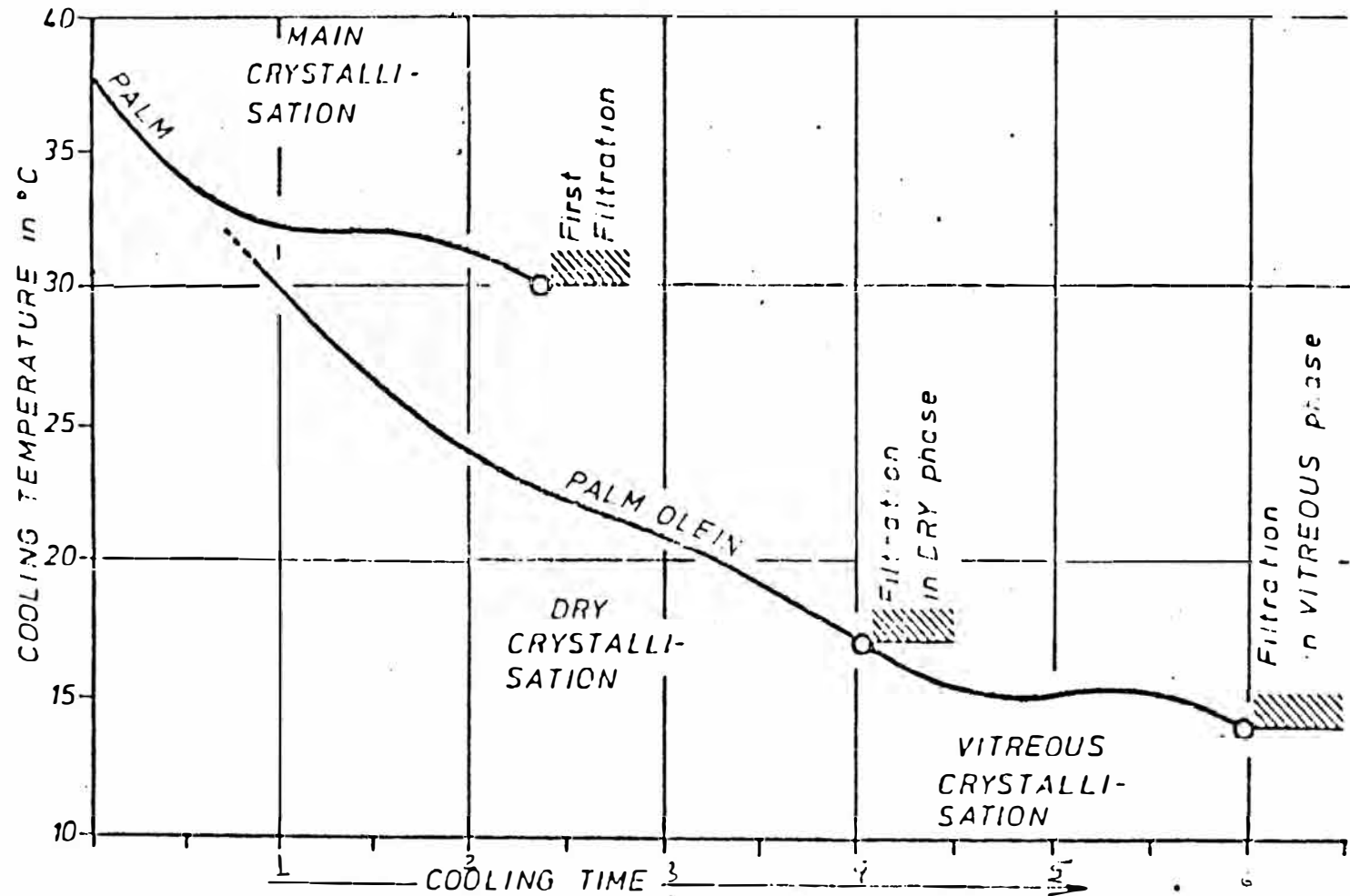
El incremento de la viscosidad es mostrado durante el enfriamiento. El descenso que muestra la curva es la región donde mayor cantidad de cristales se forman. Primero a la temperatura de 30°C el aumento en la demanda de frío produce el suavizamiento de la curva, en algunos casos la temperatura se eleva.

Entre 17° y 15°C también existe una cristalización masiva la cual es conocida como vitria, que corresponde a propiedades visuales de la formación de cristales.

Como se ve, la viscosidad aumenta con el avance de la cristalización por lo que el punto adecuado de filtración es 17°C .

Por otro lado un control correcto de enfriamiento evitará el descenso de la temperatura en el punto de fusión (36°C). La filtración se puede llevar a cabo antes que se complete la filtración (hasta los 36°C).

Se sabe que a menor temperatura de filtración, menor será el punto de fusión de ambas fracciones y viceversa. Con



CURVA CARACTERISTICA DE DOBLE FRACCIONAMIENTO DE ACEITE DE PAL

la Palma uno tiene una alternativa, filtrar a temperaturas entre 36 ° C y 17 ° C obteniendo diferentes propiedades físicas para cada temperatura.

Cualquiera de estas fracciones puede ser fraccionada de nuevo. El ejemplo muestra los principios del doble fraccionamiento donde la oleína es refraccionada. Este ejemplo es particularmente interesante cuando la oleína llega a la zona vitria, la filtración es realizable y además fácil.

Además las diferencias físicas de las fracciones antes y después de la fase vitria son enormemente diferentes.

La figura representa la curva de S.F.I. de las diferentes fracciones.

Como guía uno puede ver en la tabla adjunta todas las posibilidades que obtiene con un doble fraccionamiento.

Aceite Polyinsaturados

Lo más importante en la producción de aceites polyinsaturados es reducir lo más posible el contenido de ácido linoléico (C183) sin incrementar el contenido de ácidos grasos saturados.

Un gran contenido de ácido linoléico hace el aceite inestable durante el almacenaje (oxidación autoreducción) y crea la rápida degradación de las cualidades comestibles del aceite.

Cuando los aceites son calentados (a temperatura de fritura (polimerización)).

CURVA DE ENFRIAMIENTO DEL ACEITE DE PALMA

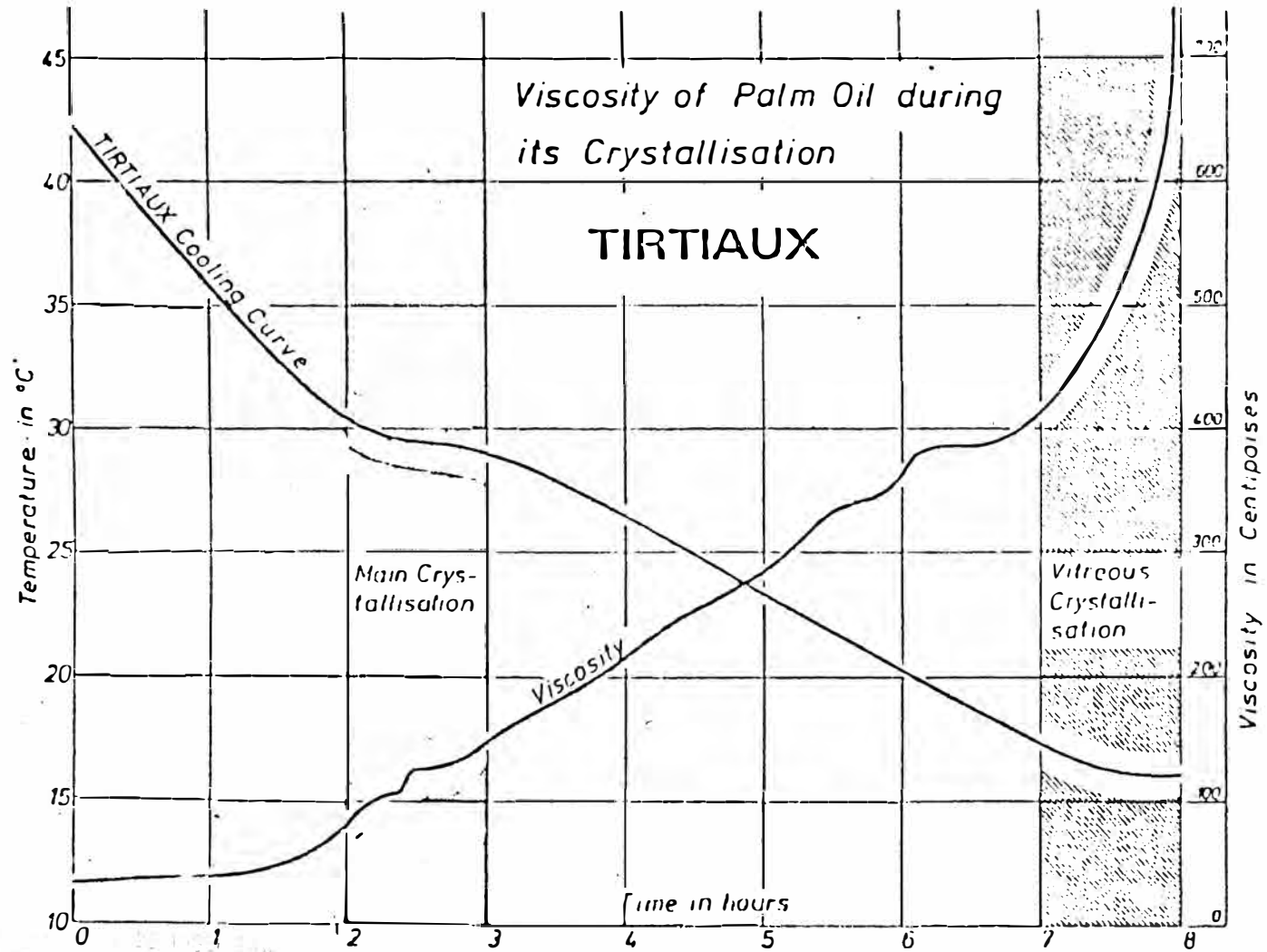
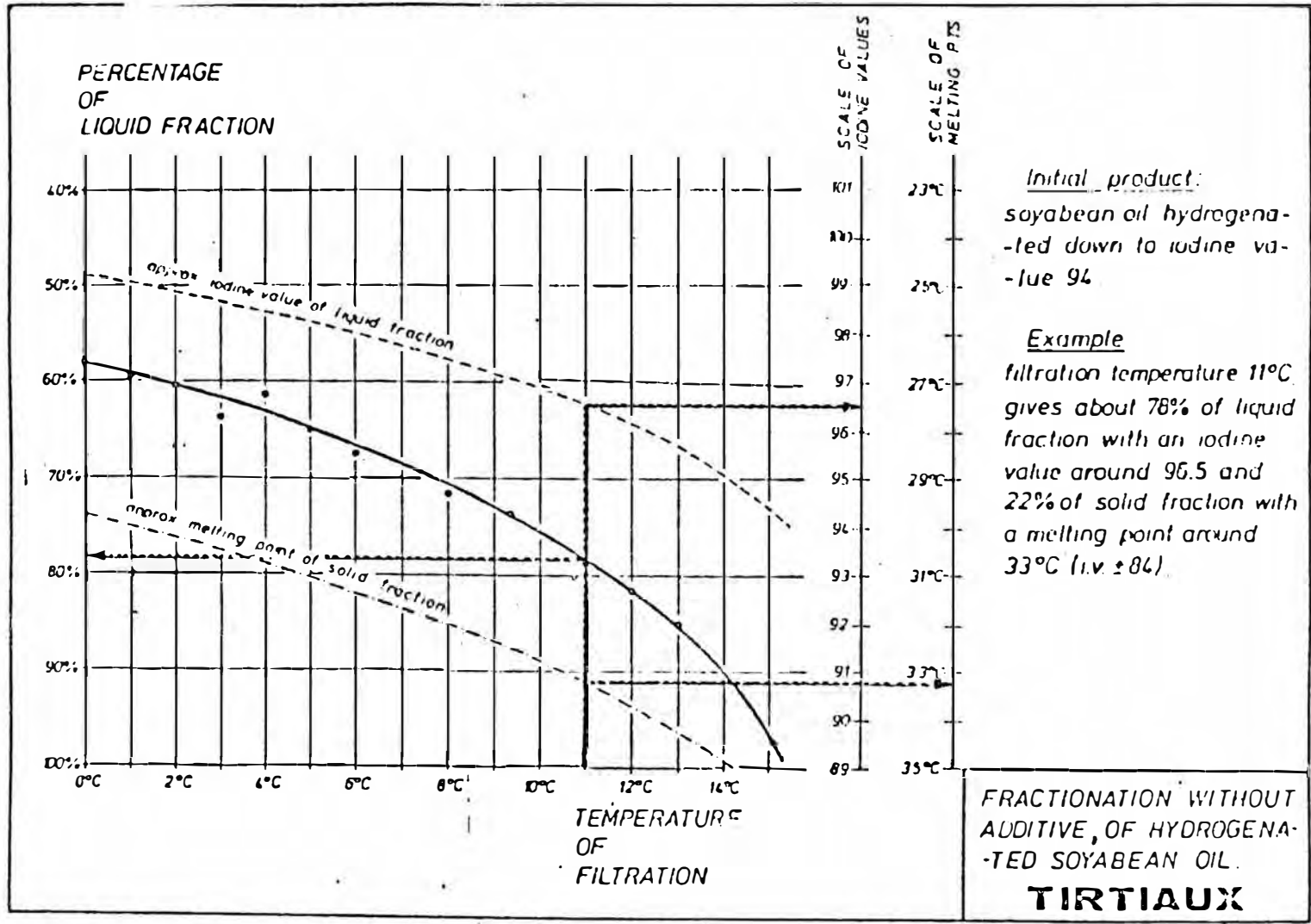


TABLA DE PREDICCIÓN DE % LIQUIDO Y COLD TEST DE
FRACCIONAMIENTO SIMPLE Y DOBLE DEL ACEITE DE PALMA

TABLE GIVING EXAMPLES OF DIFFERENT QUALITIES OF STEARIN AND OLEIN OBTAINED BY SINGLE OR DOUBLE FRACTIONATION OF REFINED PALMOIL (I.V. 53) TIRTAUX PROCESS														
	Classification of Stearins			Stearins of first fractionation			Stearin of refracted olein				Oleins (d)			
							Dry phase		Vitreous ph.					
	Code *	M.P. ±1°C	Type	Filtr. temp	App. %age	Filtr. temp.	App. %age	Filtr. temp.	App. %age	App. %age	I.V.	Cold Stab.	AOCS C.P.	
Single fractionation	S.35	55°C	(a)	35°C	14%					86%	} To refractonate			
	S.33	54°C	(a)	33°C	17%					83%				
	S.31	53°C	(a)	31°C	20%					80%				
	S.29	52°C	(a)	29°C	22%					78%				
	S.23	49°C	(b)	23°C	33%					67%		58	24°C	11°C
	S.19	48°C	(b)	19°C	56%					64%	59	20°C	8°C	
Double fractionation	OS.35-18	44°C	(b)			18°C	18%			68%	} 59-61	18°C	5°C	
	OS.33-18	43°C	(b)			18°C	15%			68%				
	OS.31-18	42°C	(b)			18°C	12%			68%				
	OS.29-18	41°C	(b)			18°C	10%			68%				
	OS.35-14V	36°C	(c)					14°C	45%	41%	} 60-62	17°C	4°C	
	OS.33-14V	33°C	(c)					14°C	42%	41%				
	OS.31-14V	30°C	(c)					14°C	39%	41%				
	OS.29-14V	27°C	(c)					14°C	37%	41%				

CURVAS DE PREDICCIÓN DE % LIQUIDO Y PUNTO DE FUSION
 PARA DIFERENTES TEMPERATURAS DE FILTRADO DE ACEITE DE SOYA



En el caso del aceite de pescado el contenido de C_{20} y C_{26} superiores son los que producen el sabor tan desagradable de este aceite. Una hidrogenación selectiva hasta alcanzar índice de yodo 115/125, producirá el aceite que luego al ser fraccionado podrá ser fácilmente comercializado como aceite líquido para ensaladas.

Cuando se reducen los contenidos de ácido linoléico en el aceite de soya por medio de la hidrogenación selectiva cuya resistencia al frío es una función directa de la temperatura de filtración.

El mismo tratamiento debe aplicarse para las nuevas composiciones del aceite, RAPESEED, el cual como se sabe tiene un contenido muy bajo de ácido erúsico, por lo que la hidrogenación selectiva ofrece una interesante solución.

Un enfriamiento controlado perfectamente diseñado cuando es aplicado al aceite. Los cristales muy suaves, los cuales solamente pueden soportar presiones de 1 a 2 por si en este caso los filtros rotativos al vacío son particularmente adecuados para esta separación, por ejemplo la curva que muestra da una idea de los resultados obtenidos industrialmente en el fraccionamiento del aceite de Soya.

2.1.e.- DESODORIZACION

La desodorización y la refinación física son procesos de destilación, en los cuales los componentes de bajo punto de ebullición se separan por medio de la destilación con arrastre de vapor de agua, que actúa como portador de los A.G.L. y los separa de los triglicéridos que son los principales componentes del aceite. Estos sub-productos (A.G.L.) son formados por desdoblamiento de las moléculas de aceite y son más volátiles que los glicéridos.

La composición de los ácidos grasos en el aceite de pescado Peruano, se muestra en la figura N. 1.

Por su alto contenido de ácidos poli-insaturados, especialmente en el rango de ácidos grasos con más de 18 átomos de carbono, los aceites de pescado son más sensibles a la oxidación y a la acción de la temperatura.

Esto también se debe a pequeños contenidos de productos característicos como son los productos de degradación de aminas de pescado, como por ejemplo: etilendiamina, trimetil y trimetil-amina, 1,4 butanodiamina y hexilamina por un lado, y por el otro, ácidos de bajo punto de ebullición como el fórmico, acético y pirúvico, que forman complejos con las aminas antes mencionadas. Estos compuestos parecen ser responsables del típico aroma de pescado y por lo mismo deben ser removidos durante el proceso de deacidificación y desodorización.

Por medio del proceso de deodorización, es posible redu-

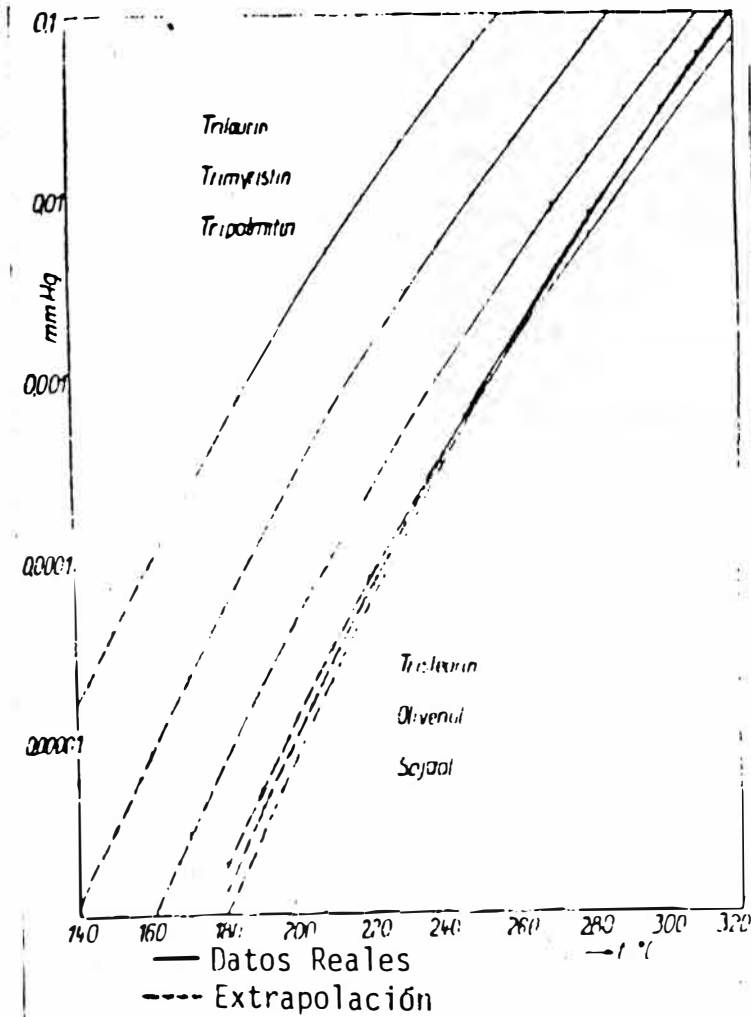
Figura No. 2

COMPOSICION DE ACIDOS GRASOS DEL ACEITE DE SOYA

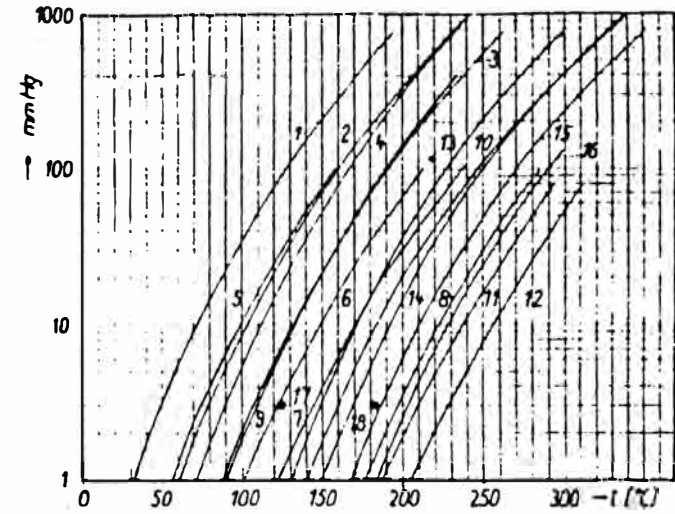
ACIDO COMPONENTE	COMPOSICION DEL ACIDO GRASO EN % DE PESO	
	ESCALA	PROMEDIO
ACIDOS SATURADOS		
Láurico	----	0,1
Mirístico	0,5	0,2
Palmítico	7 - 12	10,7
Esteárico	2 - 5,5	3,9
Araquídico	1,0	0,2
Behénico	0,5	----
TOTAL	10 - 19	15,0
ACIDOS INSATURADOS		
Palmitoléico	< 0,5	0,3
Oléico	20 - 50	22,8
Linoleico	35 - 60	50,8
Linolénico	2 - 13	6,8
Eicosenic	< 1,0	----
TOTAL	-----	80,7

COMPOSICION EN % EN PESO DE LOS ACIDOS GRRASOS ,DEL
 ACEITE DE PESCADO NATURAL PERUANO,DE ACUERDO ZSCHAU (1981)

No. de Carbonos y Enlaces Dobles	% en Peso	No. de Carbonos y Enlaces Dobles	% en Peso
C14,0	6,78	C20,1	2,17
C14,1	-	C20,2	-
C15,0	0,50	C20,3	-
C16,0	18,65	C20,4	2,55
C16,1	6,98	C20,5	16,14
C16,2	-	C22,0	-
C16,3	0,79	C22,1	0,75
C17,0	0,46	C22,2	-
C18,0	4,18	C22,3	-
C18,1	14,85	C22,4	0,54
C18,2	4,89	C22,5	2,93
C18,3	2,51	C22,6	11,96
C19,0	-	C24,0	0,50
C20,0	0,25	C24,1	1,59



GRAFICA DE PRESION DE VAPOR
CONTRA TEMPERATURA



- | | |
|------------------------|--------------------|
| 1: Methylheptylketon | 10: Nonadecen-1 |
| 2: Methylnonylketon | 11: Olcatetracosan |
| 3: Methylundecylketon | 12: Oleahexacosan |
| 4: Methylnonylcarbinol | 13: Laurinsäure |
| 5: Oleotridecen | 14: Myristinsäure |
| 6: Oleohexadecen | 15: Palmitinsäure |
| 7: Oleononadecen | 16: Stearinsäure |
| 8: Oleotricosan | 17: Hypogäen |
| 9: Pentadecen-1 | 18: Arachiden |

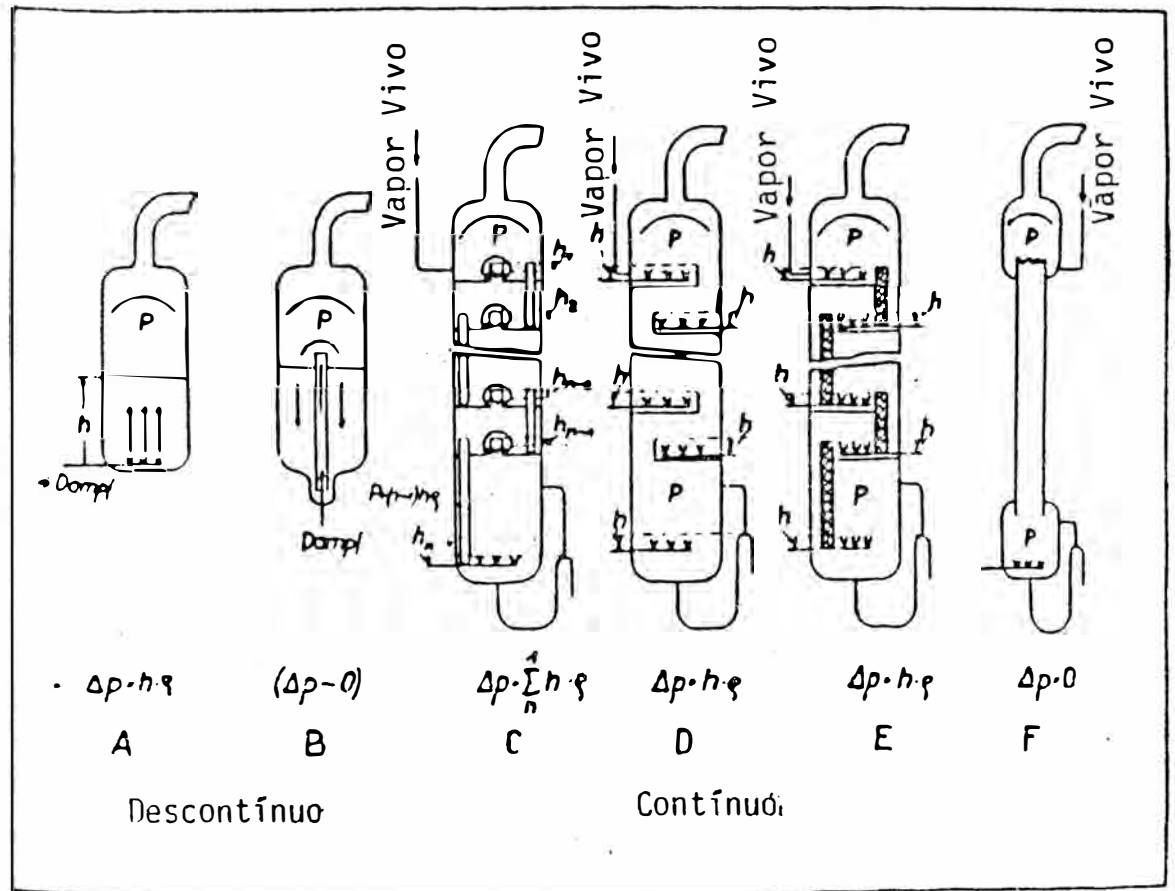
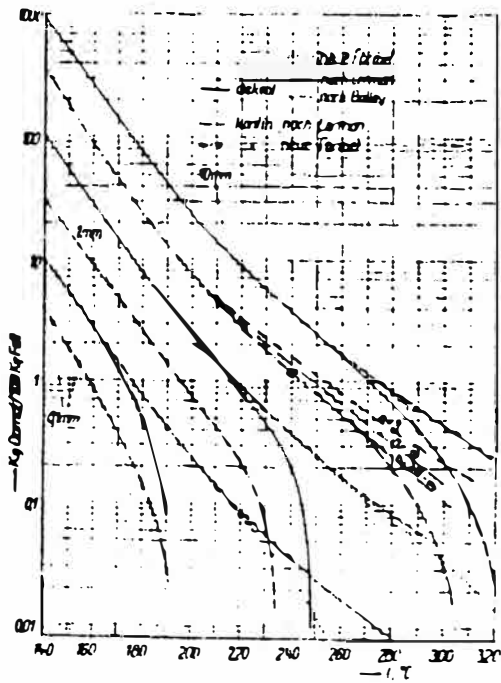
Gráfica de Presión de Vapor-Temperatura y comportamiento durante la deodorización de algunos productos que se forman como impurezas de los aceites y las grasas.

cir el contenido de ácidos grasos libres y de materia insaponificable. además, la mayoría de los componentes del calor se degradan a componentes insaponificables de punto de ebullición mas bajo, y se destilan junto con el vapor vivo utilizado.

Los componentes principales que constituyen los productos de mayor punto de ebullición, son en cada caso los mismos ácidos grasos libres, de los cuales provienen los triglicéridos del aceite de soya. De acuerdo con la información de la figura N. 2, mas del 80% son ácidos insaturados C 18 con uno, dos y tres enlaces dobles aproximadamente en una relación de peso 22.8 a 50.8 a 6.8.

Debido a la creciente importancia de este procedimiento de contacto de vapor con liquido, enseguida se da un examen critico con relación a las posibilidades de un proceso optimo de ingenieria y construcción de aparatos. Ya que la extensión de este campo es muy amplia, nos hemos restringido intencionalmente hacia los procesos actuales de destilación.

Para explicar las condiciones durante la deodorización por destilación hemos reunido, en la fig. N. 3, las curvas de temperatura--presión de vapor de algunas de estas sustancias que acompañan al aceite comestible, las cuales tienen que ser separadas de los triglicéridos por medio de arrastre con vapor. Las cetonas 1-4, tienen las presiones de vapor mas altas entre los 2200 y los 500



DIFERENTES TIPOS DE DESTILACION CON VAPOR

torr a 250 C, seguidas por algunos hidrocarburos insaturados de 5-10 con presiones entre 1000 y 100 torr, mientras que los componentes de alta ebullición de 13-16 consisten esencialmente de ácidos grasos libres más altos. A temperaturas usuales de trabajo de 250 C para la desacidificación industrial, las presiones de vapor de estos ácidos están entre los 200 y los 20 torr. Sin embargo de acuerdo a la fig. N. 4, las grasas y sus respectivos triglicéridos solo muestran valores de 10^{-3} a 10^{-4} Torr.

Antes de manejar los cálculos de la deacidificación y deodorización en la fig. N. 5, presentamos los problemas esenciales de los diferentes diseños actuales de las plantas para tal propósito. Sin tomar en cuenta el intercambio de calor entre la alimentación y la descarga requerida por razones económicas, la figura muestra en forma esquemática los diferentes tipos de equipos que se utilizan para un contacto óptimo de material entre el aceite y el vapor de arrastre. En principio es cierto que, para todas las instalaciones mientras más bajas puedan sostenerse a la temperatura y a la presión de trabajo, más éxito tendrá la deacidificación y la deodorización.

Para los equipos industriales de gran escala, la presión siempre se encuentra entre 1 y 100 torr, por lo que el proceso actual de deacidificación se efectúa en el rango de 5 torr. con el propósito de optimizar los costos de

operación. Esta baja presión se utiliza para la separación de sustancias indeseables que acompañan al aceite cuando este, durante el tiempo de contacto con el vapor ascendente principalmente en forma de burbujas se mantiene a la misma presión y temperatura de ebullición en el contacto con el vapor de arrastre.

El deacidificador de batch mostrado bajo la letra A, debe cargarse a la mitad del líquido a la presión de trabajo, puesto que las burbujas de vapor que penetran en el líquido están sujetas a esta presión y se elevan. En el equipo B con circulación forzada por el principio de la bomba de líquido con empuje de gas, todas las partículas de aceite se dispersarán finamente en la descarga de la bomba debido al efecto de expansión del vapor vivo. Por lo tanto, existen condiciones ideales en este punto de descarga para el ajuste del equilibrio de la fase vapor - líquido, en las condiciones prevalecientes de presión y temperatura para poder ajustar la cantidad de vapor vivo alimentado.

Esto no sólo resulta de las relaciones de equilibrio, sino que depende del flujo de circulación, el cual depende por otro lado de la cantidad de líquido y la forma del recipiente.

En todas estas plantas, la cantidad de ácidos grasos transportada por kilogramo de vapor vivo alimentado disminuye junto con el descenso del contenido de ácidos grasos durante la deacidificación.

En relación a esto, las plantas de flujo a contracorriente de etapas múltiples de operación continua y de poca caída de presión, ofrecen ventajas considerables cuando la concentración de ácidos grasos y otros no saponificables en la corriente de vapor ascendente depende sólo de la concentración alta y constante de estos componentes en la alimentación.

Si se utiliza un equipo de columna y charolas del tipo C que tiene borboteadores o válvulas como sucede en las plantas americanas Wurster & Sanger y EMI, entonces el aceite que fluye por el fondo no está bajo la presión ejercida arriba, sino bajo una presión aumentada por las pérdidas de presión de las charolas. Con las 4 o 5 charolas usualmente utilizadas, significa una duplicación o triplicación de la presión de trabajo de suficiente, es ahora una presión más alta que la correspondiente a la temperatura de trabajo en el fondo.

Los dos casos extremos, tanto el de la llamada operación continua con una sola etapa, como el proceso continuo reacondicionador a contracorriente de etapas múltiples, han sido sujetos a un tratamiento analítico. El resultado se muestra en las siguientes ecuaciones:

$$S_{cont} = dS(z_2 - z_1) = z_2 - z_1 \cdot \frac{M_{H_2O}}{M_F} \frac{P_g - P_f}{P_{FS}} \left[\frac{100}{z_2} - \left(- \frac{P_g - P_{FS}}{P_g - P_f} \cdot \frac{M_F}{M_{FS}} \right) \right]$$

$$S_{disc} = \frac{M_{H_2O}}{M_F} \cdot \frac{P_g - P_f}{P_{FS}} \left[230,26 \log \frac{z_2}{z_1} - \left(1 - \frac{P_g - P_{FS}}{P_g - P_f} \right) \frac{M_f}{M_{FS}} (z_2 - z_1) \right]$$

Aquí, S denota consumo de vapor para la deacidificación de 100 kilos de aceite, Z₂ y Z₁ indican el % en peso para los ácidos de entrada y el de salida; M (H₂O)MFA y MF indican el peso molecular del agua de los ácidos grasos (AG) y del aceite, y finalmente, P_G, P_{FA} y P_F indican la presión de vapor de los ácidos grasos y del aceite a la temperatura de trabajo.

Para realizar cálculos en una sola etapa en A, B, y D, es decisivo el diagrama de equilibrio en la fase vapor-liquido a la temperatura de trabajo seleccionada. Para deacidificaciones continuas en C, E y F se requiere de un proceso de etapas múltiples a contra-corriente.

para poder averiguar las concentraciones para las varias unidades de transferencias de materiales, hemos realizado las siguientes ecuaciones mostradas en la fig.

utilizando las ecuaciones de equilibrio de Duhem-Margules y la exposición de Smoker para calcular el número de etapas de separación :

$$X'_n = \frac{X'_0}{\left(\frac{M}{D}\right)^N - \frac{N}{D} X'_0 \frac{\left(\frac{M}{D}\right)^n - 1}{\left(\frac{M}{D}\right) - 1}}$$

En las curvas de la figura N. 6 hacen fácil la comparación entre los procesos de deodorización continuos y semi-continuos, reduciendo el contenido de ácidos grasos de 0.2 % en peso a la entrada a 0.01% a la salida. La ordenada es de nuevo la cantidad requerida de vapor vivo por 100 de aceite, y la temperatura aquí es tomada como abcisa, mientras que la presión se toma como parámetro

variable. La línea punteada para el proceso continuo a 10 torr. también toma en cuenta el efecto del número de etapas de intercambio. En estas curvas, un proceso de operación continua, a contra-corriente y un número infinito de etapas, requeriría el 1.1 Kg de vapor vivo por 100 Kg de aceite a 240 C y 10 torr, que es la presión de trabajo usualmente utilizada en las instalaciones industriales. El requerimiento de vapor de arrastre del proceso discontinuo es equivalente a aquel del proceso continuo a 10 torr. De nuevo, 5 torr, para el proceso continuo corresponden a un torr. por el discontinuo. A 240 C y 5 torr. los límites teóricos más altos para el proceso de deodorización son 1.1 Kg para el proceso discontinuo y solamente 0.38 Kg para el continuo.

Usando un proceso continuo con etapas múltiples y a contra-corriente, el requerimiento de vapor de arrastre puede ser reducido a 1/3, y también se reduce el requerimiento de vapor necesario para manejar el equipo de vacío. Esta cantidad depende del agua de enfriamiento y de la cantidad de vapor de arrastre requerido; pero es mucha mayor cantidad, hasta 3.5 y 6 veces más. Ya que el caso limitante de un número infinito de etapas no puede ser realizado en la práctica, es necesario saber el efecto que tiene el número de etapas sobre la efectividad de separación y sobre la cantidad de vapor de arrastre requerida. De acuerdo con la figura a presión de 10 torr. el vapor vivo que se requiere aumenta de 1.1 Kg a

1.6 Kg para una planta con 5 unidades teóricas de intercambio, es decir, un 45%. Para dicha planta a 5 torr, las cifras correspondientes son 0.38 Kg con etapas infinitas y 0.55 Kg con 5 etapas. Ya con el bajo número de 5 etapas, únicamente se requiere la mitad del vapor de arrastre así como la mitad de la energía para manejar el equipo de vacío, en comparación con 1.1 Kg de vapor vivo para plantas discontinuas de una etapa, las cuales han sido costumbre hasta ahora en instalaciones de gran escala.

Sistema para la Desodorización Semi-continua :

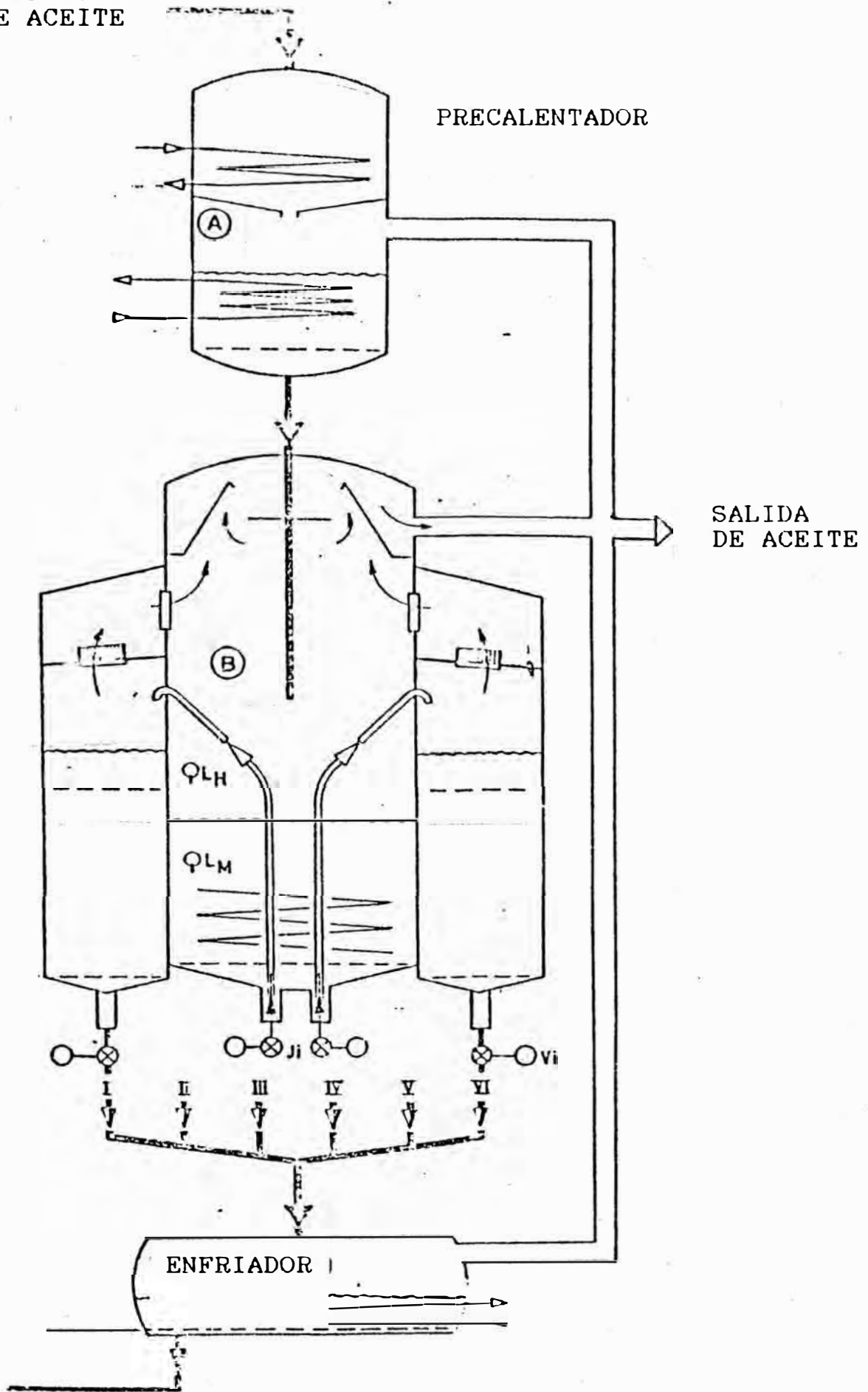
Como un paso final en el refinamiento, la desodorización elimina casi completamente las sustancias indeseables, odorantes y saporíferas de los aceites refinados, crudos y de las grasas.

Aunque aquellas sustancias son muy variadas, no todas ellas son químicamente identificadas. Sus presiones de vapor a diferentes temperaturas son comparables a una pequeña o superior presión de vapor de los ácidos grasos libres.

Para facilitar la eliminación de aquellos componentes, los aceites tendrán que ser calentados a altas temperaturas y esparcidos con vapor bajo vacío.

Teóricamente la desodorización es similar a la destilación por inyección de vapor y consecuentemente cumple con la ley de Raoult y Dalton, y aplicado a dichos

INGRESO DE ACEITE



SISTEMA DE REFINACION D-SMET

componentes.

Por un lado se tiene el aceite, el cual considerado como no volátil bajo condiciones prevalecientes: los componentes volátiles diluidos con sus parámetros fijos; y la inyección del vapor.

Por otro lado tenemos las condiciones de operación es decir, presión absoluta y temperaturas, condiciones a las cuales la evaporación en la superficie del aceite tendrá lugar.

Aplicando y simplificando las relaciones entre los diversos componentes, nosotros llegaremos a la ecuación básica:

$$a) \quad \frac{dM_s}{dM_v} \frac{M_v}{M_f} = \frac{1}{E} \frac{P}{P_v}$$

y entonces integrando la ecuación, obtendremos :

$$b) \quad \frac{M_s}{M_f} \frac{1}{\ln \frac{M_v}{M_v}} = \frac{1}{E} \frac{P}{P_v}$$

donde:

P_v : presión de vapor de los componentes volátiles puros a la T temperatura de operación.

P : presión total de vapor presente en la superficie del aceite.

M_s : moles de vapor abierto

M_f : moles de aceite procesado

M_v : concentración inicial y final de los componentes volátiles contenido en el aceite.

$$E = \frac{P_{vs}}{P_{vf}} \quad \text{eficiencia del vaporizador}$$

P_{vs} : presión parcial de la materia volátil.

P_{vf} : presión parcial de materia volátil que tendrá que estar en equilibrio con el aceite. Una juiciosa selección del juego de parámetros P_{vs} , P_{vf} , M_v y M_f o el uso de adecuados equipamientos para alcanzar un máximo factor E , facilitará el efecto de desodorización bajo condiciones ideales. El propósito final es llegar a procesar un aceite absolutamente de olor neutral y un agradable gusto.

Consecuentemente, destilando la desodorización sólo será perfecta, si en el término del proceso, los componentes indeseables no persisten sobre una concentración aceptable (M_f).

entonces interpretando estas condiciones en la relación (a), podremos ver que para un aceite dado, los parámetros como P_{vs} , P_{vf} , E , pueden ser considerados aproximadamente, el producto.

$$\frac{dM_s}{dM_v} = \frac{M_v}{M_f} \quad \text{es teóricamente constante a través del proceso.}$$

sólo podremos concluir que la fracción molar de la cantidad de vapor vivo usado y la cantidad de ácidos grasos eliminados por destilación (dM_s / dM_v) es inversamente proporcional a la concentración molar de la materia volátil, permaneciendo en el aceite M_v / M_f .

Aunque teóricamente, es mas importante el descubrimiento porque ello muestra que si un factor inicial M_v / M_f de 0.2 % es procesado para 0.02%, 10 veces mas de vapor seran inyectado al término de la desodorización que en el principio, para destilar toda la cantidad de materia volátil. Al término del proceso es mas difícil eliminar la materia volátil, ya que ambos, ácidos grasos libres y componentes edoríferos, disminuyen su tensión de vapor en proporción a su concentración.

La importancia del vapor E, tendra que hacer incapie como un factor que expresa los grados de volatilidad de la materia en el vapor al momento de pasar por la superficie del aceite procesado.

Este factor sera anulado, si para una distribucion racional de vapor en el aceite es asegurada.

Finalmente el factor tiempo, tambien interviene en la teoría como una variable dependiendo sobre lo antes mencionado, de otros factores semejantes como P_v , P_s , M_s .

Sólo en la práctica es bien conocido que el tiempo para completar la desodorización a un nivel inferior a las mejores condiciones, es mas largo que el tiempo requerido

para la destilación de los componentes volátiles. Aunque aquellas cortas consideraciones teóricas no son obstante una base necesaria para el estudio de las técnicas de desodorización, justifican el nuevo sistema de desodorización el cual es propósito de este tema.

Técnicas de procesamiento

Algunas consideraciones prácticas son requeridas para una mejor determinación de las técnicas de desodorización y de los procesos a ser aplicados. Los parámetros básicos a ser aceptados, dependen de la naturaleza del aceite a ser procesado, temperatura y presión absoluta P

o

Para ello podemos fijar la cantidad de vapor que debe ser inyectada dentro del aceite, como también el tipo de desodorización. En esta parte del tema, un efecto interesante en la desodorización como una presión absoluta corta (P_o) en orden, es en lo posible para reducir la cantidad de vapor directo M_s como específicamente muestra la fórmula b - solo también para destilar en orden las sustancias volátiles a temperaturas moderadas para evitar alguna descomposición o deterioración de la grasa por excesivo calentamiento.

En la práctica podemos destilar suficientemente a una presión absoluta en el rango de 2 a 5, mmHg. En realidad la elección de la presión absoluta de operación de un desodorizador depende por la mayor parte de la eficiencia

del alto vacio en el equipamiento utilizado.

Los tres factores para determinar el tamaño del equipamiento a ser usado son:

La distribución de vapor en la masa de aceite

La cantidad de inyección de vapor en relación al tiempo del proceso.

El tiempo de desodorización total a ser adoptado.

Por experiencia nosotros podemos agregar que la destilación de la mayoría de las sustancias odoríferas y peroxidados tienen lugar velozmente y coincide con la eliminación de los ácidos grasos, descendiendo a una acidez residual de 0.06% para aceites de soya y algodón.

En el proceso de destilación, y consecuentemente la concentración de las sustancias volátiles disminuye, cuando la velocidad de destilación disminuye en toda la proporción, hasta que sea alcanzado el punto de equilibrio donde es probable que los ácidos grasos son reformados en el aceite en toda la velocidad en que ocurre la destilación.

Aunque mas de las sustancias volátiles son eliminadas velozmente durante la primera fase, en la segunda fase, el aceite es mas estable, inevitablemente tomando mas tiempo. La distribución ideal en el aceite tendra asegurada la suspensión de la masa de aceite de tal forma que burbujeando en las capas ocurre la explosión de muchas pequeñas burbujas de vapor uniformemente distribuidos en la superficie del aceite y previniendo todo el

tiempo el sistemático renovado de la masa de aceite a otra superficie por una capa baja.

Es importante para proveer un tratamiento uniforme bajo las condiciones seleccionadas incluyendo temperatura, presión, distribución del vapor, tiempo de contacto, todo esto para evitar estar pasando un aceite incompletamente deodorizado.

Mecanismo

El proceso de desodorización como en todo proceso puede ser dividido en cuatro pasos:

- Precalentamiento - Desaireación
- Calentamiento - Destilación
- Desodorización propiamente dicha
- Enfriamiento

Aunque una buena desodorización puede ser llevada a cabo en esas condiciones, sustancialmente prolongando el tiempo de desodorización que podrá ser requerido para eliminar los efectos perjudiciales inherentes en el sistema batch. Ahora, un moderno sistema de desodorización diseñado para tener largas capacidades, todo el tiempo alcanzara 300T/24 hrs o mas parejo, seran instalado con adecuados equipamiento para cada cosa de lo mencionada en el procesamiento en pasos.

Aún que instalaciones diferentes, por algunos otros recipientes o aparatos, tienen un comun parámetro: la presión absoluta.

La mayor diferencia entre un sistema y otro reside en la distribución del vapor vivo y en el tiempo de retención adoptada para cada cosa de lo dicho en las operaciones.

El otro procesamiento en etapas puede ser continua, entonces el equipamiento es bien diseñado y tomando todas las precauciones necesarias para evitar repentinamente un calentamiento del aceite durante la desaireación y el nivel durante la destilación, y evitando el reflujo de indeseables y componentes malos. El reflujo es probable que ocurra cuando los gases están cubriendo una larga distancia entre la superficie del aceite con ellos saliendo desde la desodorización unitaria.

El reflujo también ocurre cuando la cámara después en la superficie del aceite insuficientemente calentadas.

Para el caso de desaireación, destilación y enfriamiento, una mínima cantidad de vapor puede ser usada para asegurarse suficientemente el burbujeo por intercambio de olor y arrastre de materias volátiles.

Por experiencia podemos decir que bajo de 25% de la cantidad total de vapor evaluable para el caso del proceso será convenientemente a propósito los requerimientos de aquellos pasos.

Generalmente la duración de esos pasos, puede ser calculado auxiliariamente, y no habrá un exceso de menos de 30 minutos.

Otra importante economía es en la posibilidad de intercambiadores continuos de calor en medio de las en-

tradas y salidas del aceite.

Este intercambiador de calor puede ser combinado con una gradual desaireación del aceite bajo vacío y provisto una sencilla economía de calor.

En el gráfico adjunto, se muestra un esquema de este tipo de desodorizador.

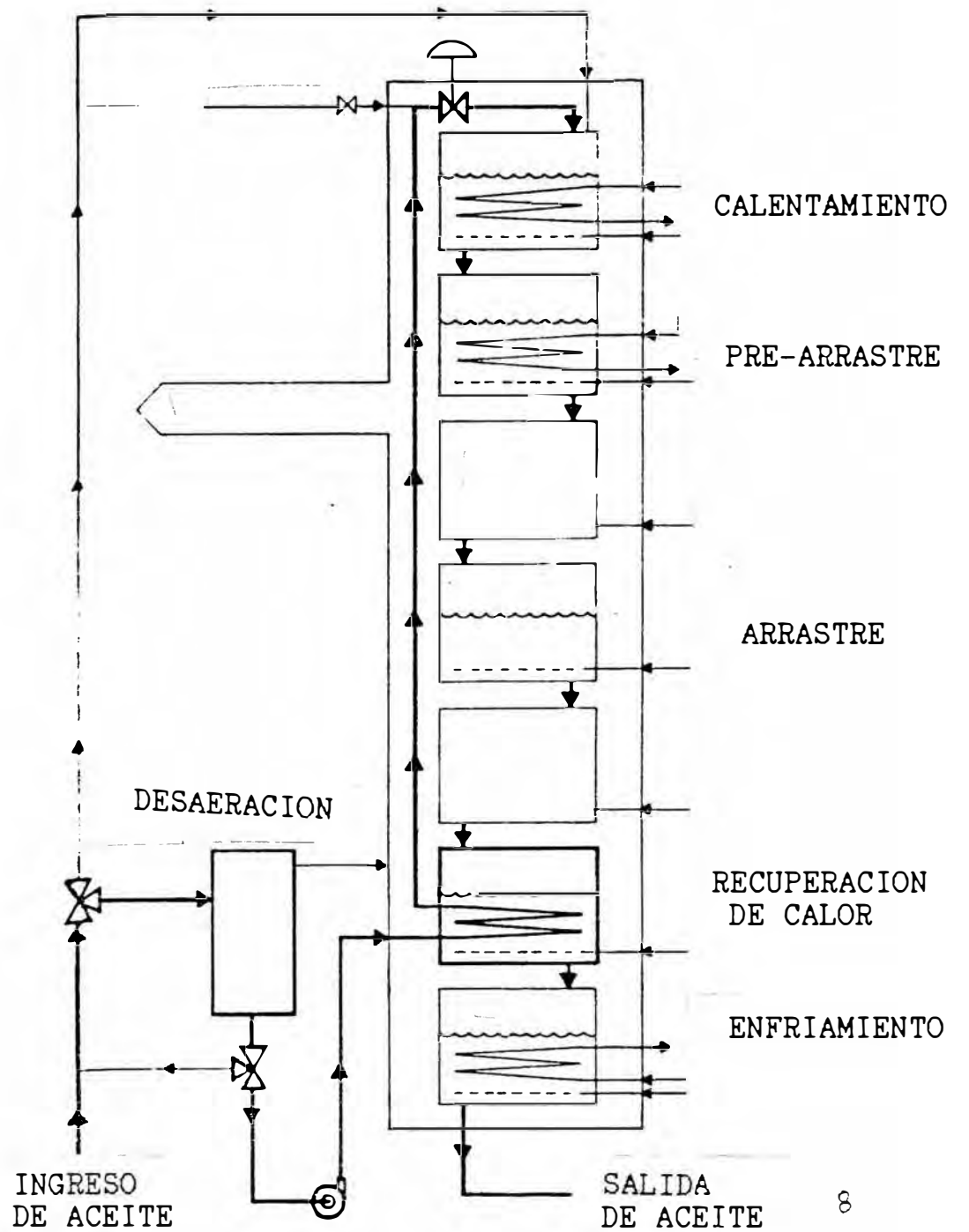
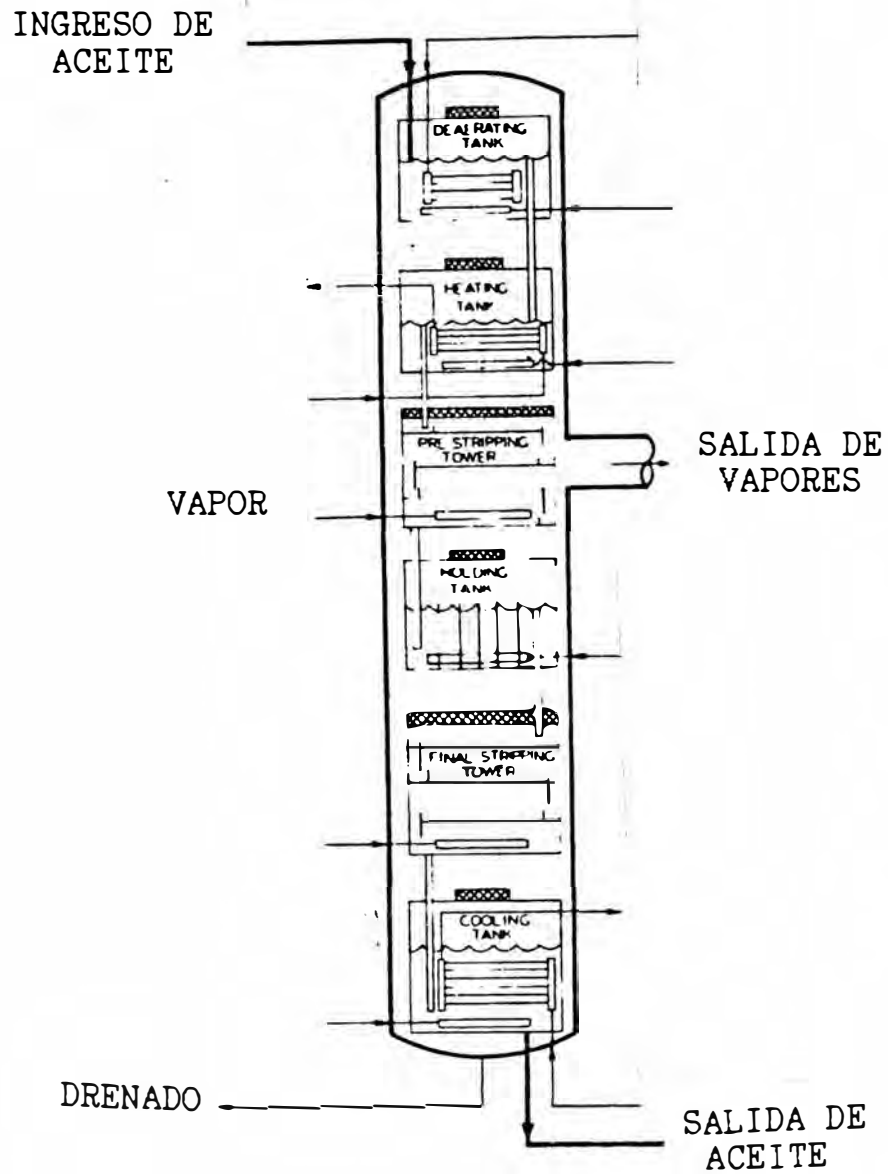
Sistema de desodorización continua para recuperación de Recuperación de Calor

Con desodorizadores continuos de doble cuerpo, la mayor parte del vapor normalmente usado para precalentar el aceite alimentado en la sección desaireadora, puede ser evitado por una modificación.

El principio esencial de esto, es el aumento de calor recuperado en la sección, localizado en medio de la sección final de desodorización, y la sección de enfriamiento, por medio del cual este calor es transferido desde el aceite caliente desodorizado al tanque de alimentación. Compatible con los principios del diseño original, no bombeando el aceite caliente en la salida del desodorizador que es requerida.

Calor Recuperado

El costo de desodorización de aceites comestibles, puede ser reducido por intercambio de calor en contracorriente, con ello se reducirá la cantidad de vapor reque-



SISTEMAS CONTINUOS DE DESODORIZACION

rido por calentamiento.

Los modernos sistemas de desodorización están diseñados para producir productos de calidad por desaireamiento, calentamiento, arrastre de vapor y enfriamiento del aceite a través del recipiente diseñado para prevenir el contacto de aire y aceite durante el desodorizado. Un desodorizador modificado por calor recuperado, retiene aquellos esenciales diseños básicos.

La fig. A, ilustra un típico sistema de desodorización. La alimentación a 120 F, es bombeada a la sección de desaireación, consistente en una serie de pasajes formados por deflectores y provistos con tubos serpentines para calentamiento del vapor y tubos perforados para agitación con vapor.

Mientras el aceite pasa a través de este laberinto, este es desaireado bajo vacío y calentamiento mas abajo, el cual es tambien construido con deflectores para formar una serie de pasajes y es provista con serpentines para calentamiento del Dowtherm y tubos perforados para agitación con vapor. Entonces pasando a través de este laberinto es el aceite calentado a una temperatura deseada en el rango de 400 a 525 F, descendiendo luego para la sección de pre-abertura del vapor mas abajo.

El aceite desodorizado luego, pasando hacia abajo de una serie de bandejas abiertas, en sentido contrario a la corriente de flujo de vapor de arrastre, el cual es inyectado en el fondo de la sección.

Después del arrastre, el flujo de aceite desciende a la sección a la sección principal, la cual contiene una serie de deflectores con tubos perforados para la agitación con vapor. El aceite proveniente de la sección principal, es nuevamente desodorizada en otras series de bandejas abiertas, en orden para remover algunas adicionales materias odoríferas, durante el período en la cabina principal.

El aceite completamente desodorizado fluye hacia abajo, a la sección de enfriamiento, conformado por una serie de pasajes con deflectores y provistos con tubos serpentines para enfriamiento con agua, y tubos perforados para agitación con vapor.

El aceite completamente desodorizado se descarga entonces a una temperatura máxima de 150 F.

Todas las funciones requeridas para la desodorización de aceites comestibles, tienen lugar en recipientes de acero inoxidable, diseñado para una presión absoluta de 6 mmHg o menos.

El doble cuerpo diseñado es hecho de tal manera que imposibilita el contacto de aire y aceite durante el desodorizado.

La figura B, ilustra la desodorización requerida por recuperación de calor, con ello se reduce la cantidad de vapor requerido para la desodorización.

El vapor salvado será obtenido por medio de un tanque adicional localizado debajo de la descarga al final de la

torre abierta y a la entrada de la sección de enfriamiento.

El tanque de recuperación de calor es fabricado de acero inoxidable. Este contiene una serie de pasajes formados por deflectores y provistos con tubos serpentines y tubos perforados para agitación del vapor, ello asegura una máxima transferencia de calor.

La alimentación que entra a 120 F es bombeado al recipiente externo del desaireador, el cual es mantenido bajo el mismo vacío como el desodorizador para llevar a cabo la desaireación de la alimentación.

El flujo de aceite desaireado, es regulado por el controlador de nivel del líquido y bombeado dentro del tanque de recuperación de calor, donde fluye a través del serpentín y es calentado por el aceite caliente circundante al serpentín.

El aceite desaireado caliente entonces fluye hasta el tope de la sección en el desodorizador y se procede a deodorizar como de costumbre, procesando en etapas. Para un flujo normal no habrá requerimiento de vapor en el tanque de la sección del desodorizador.

Es usual el vapor para calentar los serpentines, usándose este para el calentamiento de aceite cuando hay cambio de producto.

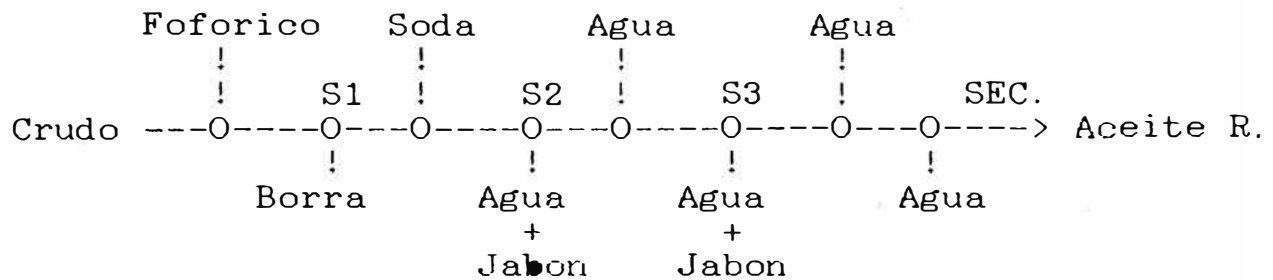
Adicionalmente también, esto está provisto para permitir cambiar de alimentación a través de un sistema de recuperación de calor intermezclado externo.

Cuando es necesario cambiar de carga, el alimento bombeado es detenido y el aceite en el desaireador es bombeado a través del tanque de recuperación de calor hacia el tope de la sección del desodorizador. El flujo es entonces invertido y el aceite permaneciendo en la línea de la tubería y los tubos del serpentín es soplado con vapor dentro del tope de la sección del desodorizador, hasta el vaciamiento completo del sistema.

Este calor recuperado del sistema tendrá un ahorro de 125 lb. de vapor por 100 lb de aceite desodorizado y ello es compatible con el diseño original.

2.2.- BALANZE DE MATERIA Y ENERGIA

2.2.a.- REFINACION QUIMICA:



1.- Aceite (Acidez 2%)

Flujo = 10,000 lt/hr (densidad = 0.9)

Flujo Masico = 9,000 Kg/hr

2.- Fosforico (0.1 % al 85 % en volumen)

Flujo = 10,000 * 0.1/100 = 10 lt/hr (densidad = 1.72)

Fosforico = 8.5 lt/hr o 17.2 kg/hr

H2O = 1.5 lt/hr o 1.5 kg/hr

3.- Soda (18 Baume)

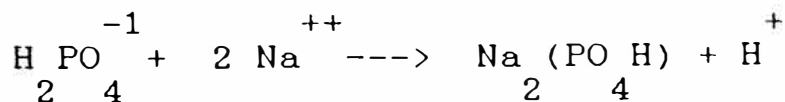
Flujo = 9,000 * (40/282) * (2/100) * (100/12.68) * 1.2 = 1671t/hr

Soda = 30.63 kgs/

Agua = 160.5182 kg/hr

3'.- Reacciona el 80% de fosforico (segun Analisis)

Se saponifica un 10% de soda en exeso



97 - 40

X = 1.42 kg de soda

3.44 - X

soda exeso 5.1 kgs => saponifica 5.1 * 10/100 = 0.51

se saponifica 3.9 kgs de gliseridos.

4.- Acidos grasos

$$1.96/100*9000= 176.4 \text{ kgs de acidos}$$

$$\text{A.g.totales} = 176.4 + 3.9 + 25.53 + 0.51= 206 \text{ Kgs/hr}$$

$$\text{Na} \left(\text{PO}_4 \text{H} \right) = 4.86 \text{ kgs/hr}$$

$\begin{matrix} 2 & & 4 & 2 \end{matrix}$

$$\text{Soda} = 3.17 \text{ kgs/hr}$$

$$\text{Agua} = 160.52 + 1.5 = 162.02 \text{ kgs/hr}$$

Gomas englobadas

6.-Separacion de jabon maquina refinadora

$$\text{Eficiencia} = 98.0 \%$$

$$\text{Borra} = 206.34 \text{ kg/hr}$$

$$\text{Se separa} = 202.21 \text{ kg/hr}$$

$$\text{en el aceite} = 4.13 \text{ kgs de borra (459 ppm.)}$$

Borra :

$$\text{soda} = 3.1$$

$$\text{H}_2\text{O} = 158.78$$

$$\text{Na}_2(\text{PO}_4\text{H}_2) = 4.7628$$

$$\text{AN (10\% BS)} = 23.34 \text{ kgs}$$

Aceite

$$\text{Soda} = 0.07 \text{ kgs/hr}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 3.24 \text{ kgs/hr}$$

$$\text{Na}_2(\text{PO}_4\text{H}_2) = 0.09 \text{ kgs}$$

$$\text{Aceite} = 8,787.36 \text{ kgs (res. perd. asum. 0.1 Gomas)}$$

7.- Lavado # 1

$$\text{Eficiencia respecto al jabon} = 80 \%$$

$$\text{El agua ingresa (10\%)} \text{ en volumen} \Rightarrow 1,000 \text{ Kg/hr}$$

$$\text{SALE : Jabon} = 367.2 \text{ ppm}$$

$$\text{Soda} = 0.056 \text{ Kg/hr}$$

H2O = 804 Kg/h

Na2(PO4H2) = 0.072 Kg/hr

AN (bs) = 0

QUEDA : Jabon = 91.8

Soda = 0.014 (Despreciable)

H2O = 199.24

Na2 (PO4H2) = 0.018 (Despreciable)

Aceite = 8,787.36

8.- Lavado # 2

Eficiencia respecto a jabon 50 %

El agua ingresa (7 %) => 700 Kg/hr

H2O = 700 + 199.24 - 804 = 95.24

Sale:

Jabon = 45.9 kgs/hr

Soda = 0.014 kgs/hr

Agua = 804 kgs/hr

NaPO4H2= 0.018 kgs/hr

Aceite = 8,787.36 kgs/hr

Aceite:

Jabon = 45.9 kgs/hr

Agua = 95.24 (% humedad 1.07)

Aceite = 8,787.36 kgs/hr

9.- Sescado:

Aceite : 8787.36 Kh/h

H2O : 4.39 (0.05)

Jabon : 45.39 ppm

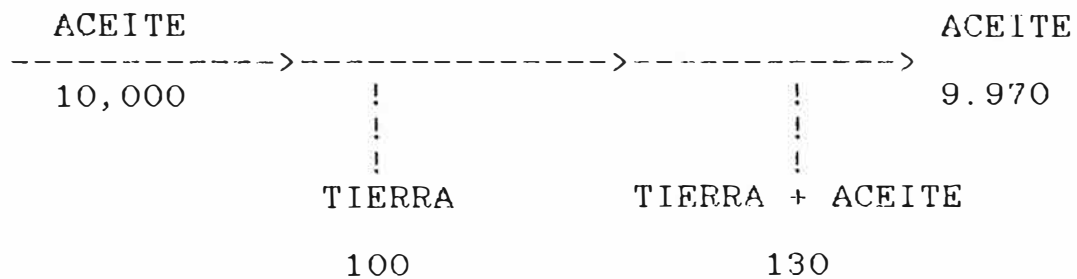
Acidez = 3.5 Kg Acidos Grasos (0.04 %).

2.2.b. - BLANQUEO :

Masa :

Aceite : 10,000 Kgs/hr

Tierra : 100 Kgs/hr (1% de Aceite)



La tierra retiene un máximo de 30 % de aceite.

$$\text{Aceite Pérdido} = 100 \times \frac{30}{100} = 30 \text{ Kg.}$$

Aceite Saliente: 9,970 Kgs/hr.

Calor :

$$Q = \frac{10,000 \times 0.6 \times (95 - 80) \times 1.8}{0.454}$$

$$Q = 90108.128 \text{ Kcal/hr.}$$

Vapor de 2 Kf/cm de Presión : H = 552 Kcal/kg

$$\text{-----> } M \text{ vapor} = \frac{356,828.2}{552} = 646.4 \text{ Kgr/hr.}$$

2.2.c. - HIDROGENACION :

Masa : No existe, aumento de masa apreciable en la
hidrogenación.

Calor :

Aceite entrante 35 °C

Aceite saliente 190 °C

Aceite saliente a blanqueo 100 °C

-----> T de ingreso a precalentador 195 °C

$$Q = 10,000 \times 0.6 \times (190 - 125)$$

$$Q = 390,468.56 \text{ Kcal/hr.}$$

DAUTHER. entrante a precalentador 270 °C y sale a 240 °C.

Calor :

$$Q = 10,000 \times 0.6 \times (240 - 210)$$

$$Q = 180,216.25 \text{ Kcal/hr.}$$

$$Q = M \times 0.56 \times (270 - 250)$$

$$M = 8,035 \text{ Kg/hr. (35 gpm)}$$

Flujo de DAUTHER.

$$\text{Flujo de DAUTHER} = M \times 0.56 \times (270 - 240) = 390,468.43$$

$$M = 23,000 \text{ Kg/hr.}$$

2.2.d. - WINTERIZACION :

Masa :

Aceite entrante : 10,000 Kg/hr.

Aceite saliente : 8,000 Kg/hr.

Sólidos : 2,000 Kg/hr.

Calor :

retirado en el tanque sotck.

$$Q_1 = M \text{ cp } (T_2 - T_1)$$

$$Q_1 = 10,000 \times 0.6 (90 - 40)$$

$$Q_1 = 300,360.42 \text{ Kcal /hr.}$$

Enfriando con agua de 25 C hasta 60 C.

Masa de Agua :

$$Q = M \text{ cp } \Delta T$$

$$Q = 300,360.42 \text{ Kcal/h.}$$

$$M = 8,571.5 \text{ Kg/hr. (38 gpm)}$$

Sistema de Enfriamiento :

Primer ciclo de enfriamiento :

$$Q_1 = 16.7 \times \frac{0.6 (40 - 30)}{10 \text{ hrs.}}$$

$$Q_1 = 10,032. \text{ Kcal/hr}$$

agua de 20 ° C

$$Q = M \times 1 \times (30 - 20)$$

$$M = 600 \text{ Kg/hr. (4.4 gpm)}$$

Segundo ciclo de enfriamiento :

$$Q_2 = 16,700 \times 0.6 (30 - 16.5)$$

$$Q_2 = 5,208.93 \text{ Kcal/hr.}$$

$$Q = M \times 1 \times (15 - 10)$$

$$M = 1,040.5 \text{ Kgs/hrs. (4.6 gpm)}$$

2.1.e. - DESODORIZADOR :

Masa : 10,000 Kg/hr. (FLUJO DE INGRESO)

La acidez baja de 0.4 a 0.04 %

sale : 9,964 Kg/hr. de aceite y 36 Kg/hr. de ácidos grasos.

$$W = E \times M \times \frac{V}{P} \text{ Ln } \frac{\% \text{ AC.1}}{\% \text{ AC 2}}$$

$$W = \frac{10,000 \times 5}{0.9 \times 282 \times 20} \text{ Ln } \frac{0.4}{0.04} \times 18$$

W = 400 Kg/Hr. de vapor para desodorizar.

2.3.-DIAGRAMAS DE FLUJO Y SISTEMAS DE CONTROL :

2.3.a.- Neutralización :

proceso :

El aceite es calentado en el intercambiador # 1 hasta la temperatura de refinación (generalmente 80-85 C), luego se le adiciona el ácido fosfórico e ingresa al primer mezclador. Al aceite desgomado se le añade soda con el cual se mezcla en uno de los equipos de de agitación (agitación corta o agitación larga). La mezcla es separada en la centrifuga srpx 614, el aceite luego es sometido a dos lavados consecutivos e idénticos en el cual previo al bombeo se le añade agua, es calentado, mezclado y centrifugado. La etapa final de la refinación es el secado. El aceite sale con menos de 50 pp. de jabón, 0.005 de humedad y 0.04 de acidez.

Controles :

El sistema de control principal de esta sección es la adición de soda caustica. La cual se realiza mediante un control relacionador que permite la inclusión de operaciones matemáticas en la que se procesa la ecuación estiquiométrica.

Este controlador es alimentado con datos de flujo de aceite, concentración de soda, densidad de soda, exceso, y acidez del aceite, lo cual permite un control preciso

sobre las perturbaciones que pueda tener el sistema.

Adicionalmente la sección cuenta con:

- Control de flujo de aceite.
- Control de temperatura de refinación.
- 2 controladores para la temperatura de lavado.
- Control de nivel del secador.

2.3.b. Blanqueo

Proceso :

El aceite ingresa a la sección a través de un precalentamiento hasta la temperatura de blanqueo; luego ingresa al blanqueador por medio de un rociador de boquillas; paralelamente se le adiciona la tierra en proporción al flujo y tipo de aceite.

Este equipo cuenta con agitadores que producen un contacto íntimo sobre los componentes, luego el aceite y tierra son pasados a través de filtros en los cuales la tierra es retenida; en caso de ser necesario es pulido en el filtro de seguridad.

Control :

El control principal es sobre los filtros, los cuales tienen instalados un sistema de medición de presión diferencial que indica la situación del mismo. En caso que uno se llene, el control accionará un juego de

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA

válvulas cambiando de filtro automáticamente. El filtro lleno es descargado automáticamente y luego cerrado, estando listo para operar.

La sección además cuenta con control de :

- Control de flujo de aceite.
- Control de temperatura de blanqueo.
- Control de nivel de blanqueador.
- Control relacionador de Tierra - Aceite.

2.3.c. HIDROGENACION

El aceite entrante a la sección es calentado previamente por el recuperador de calor con el aceite saliente, el calor restante para alcanzar 180°C . se realiza con fluido térmico en el tanque de acondicionamiento que también es una balanza. Luego el aceite es cargado al convertidor, en donde se hidrogena en un tiempo no mayor de 3:30, luego es descargado al DROP -TANK

Control :

El control más importante es el de la presión el cual se realiza con el manipuleo de la válvula de purga. El sistema cuenta además con :

- Control de flujo de gas de entrada.
- Control relacionador de flujos para intercambio.
- Control de temperatura de hidrogenación.
- Control de temperatura en el tanque de servicio.

2.3.d. Winterización :

El aceite es calentado a 75 C en el tanque stock para luego ser enfriado hasta la temperatura de inicio del ciclo de enfriamiento (generalmente 40-45 C) se inicia así la secuencia que dura un determinado tiempo, dependiendo del aceite a winterizar. El aceite enfriado es luego filtrado en un filtro continuo de tambor.

Control :

El control más importante es el del ciclo de enfriamiento que se realiza mediante un doble control sobre la temperatura del agua y la temperatura del aceite, obteniéndose gran precisión en las curvas de enfriamiento. Otro control importante es el de secuencia de los maduradores que permite hacer ciclico y continuo el sistema.

Adicionalmente cuenta con :

- Control de temperatura de carga de aceite.
- Control de peso de carga variable con el stock
- Control de nivel filtro continuo.

Desodorización

Proceso :

El aceite entra a esta sección por medio del sistema de intercambiadores, en el cual se calienta con el calor proveniente del aceite caliente. El calor restante es

suministrado por fluido térmico en el precalentador.
Luego es cargado al desodorizador en el cual permanece por una hora, al finalizar la desodorización es descargado al drop-tank.

Control

El control más importante es el de relación de flujos para la recuperación de calor el cual se realiza mediante un control FEED - BACK en relación con el control de aceite saliente.

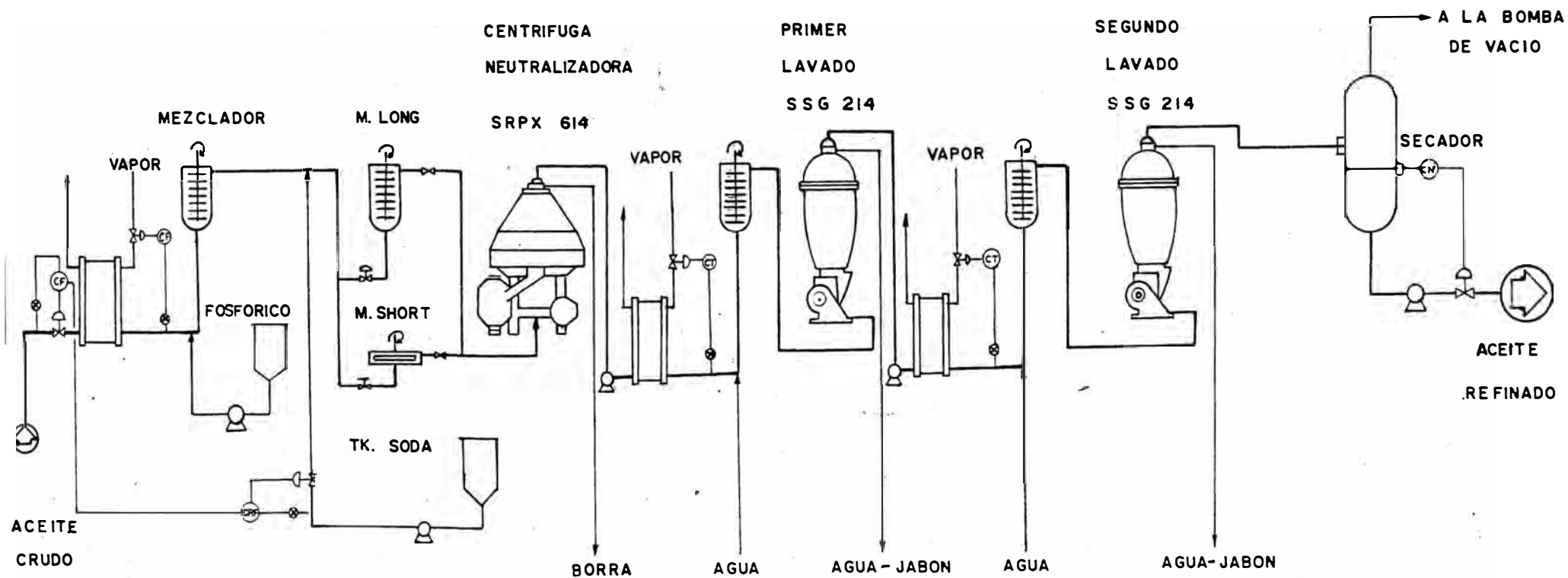
Adicionalmente cuenta con

- Control de temperatura en el tanque de servicio.

- Control de temperatura en el desodorizador.

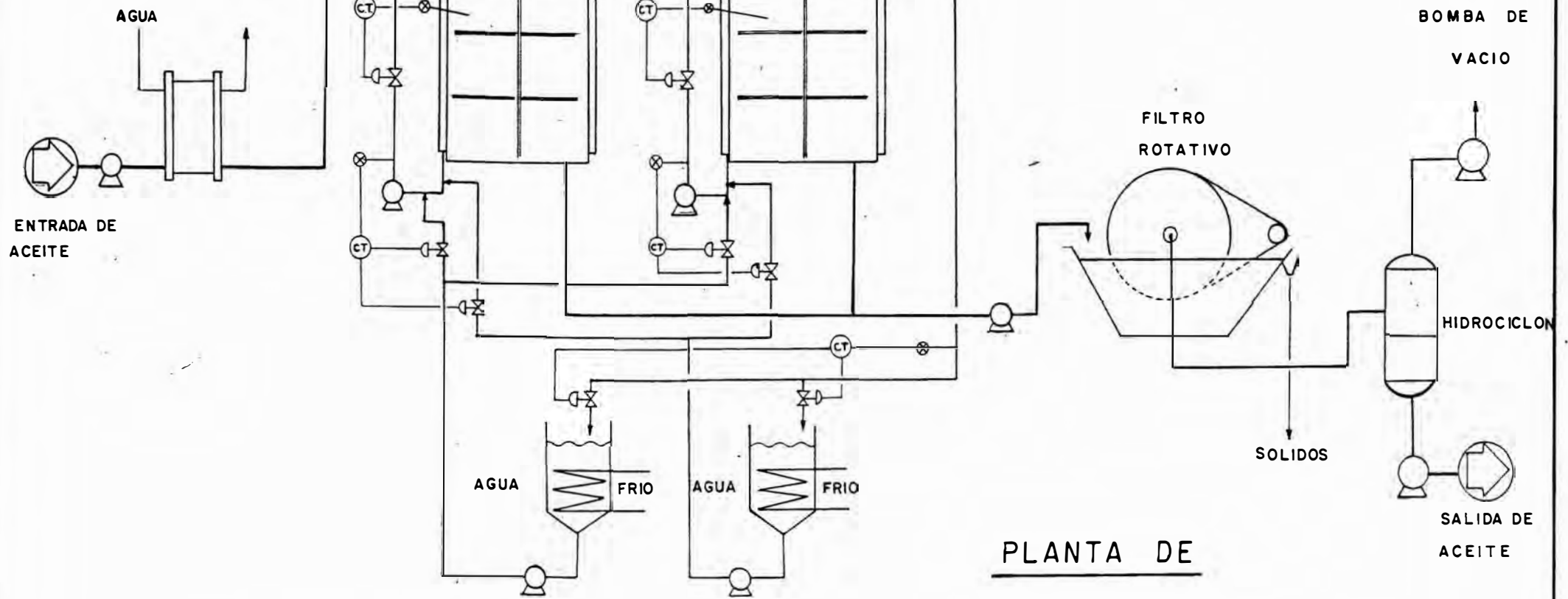
- Sistema de secuencia programada para mantener la continuidad.

- Control de ingreso de vapor.



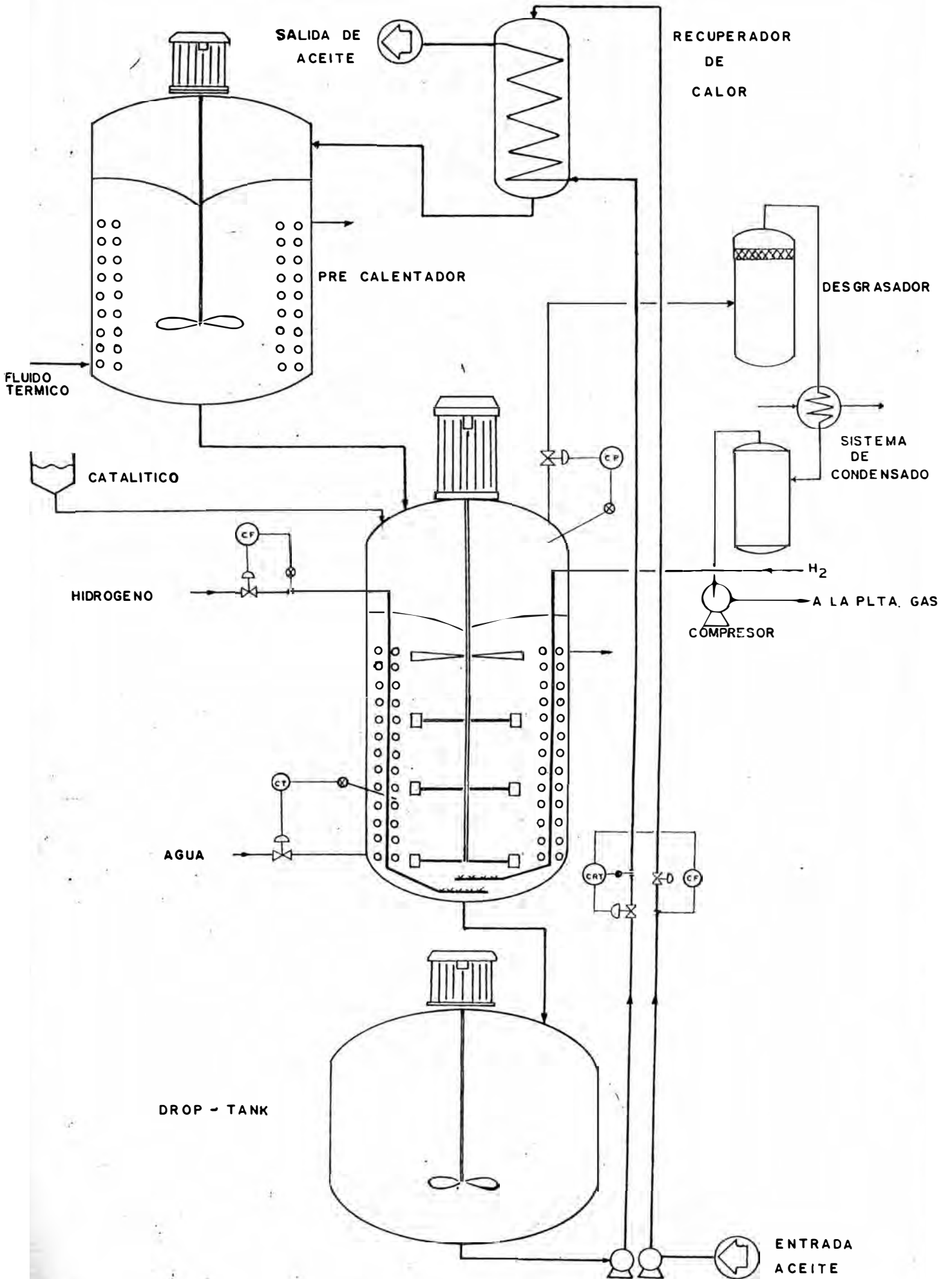
SECCION REFINERIA

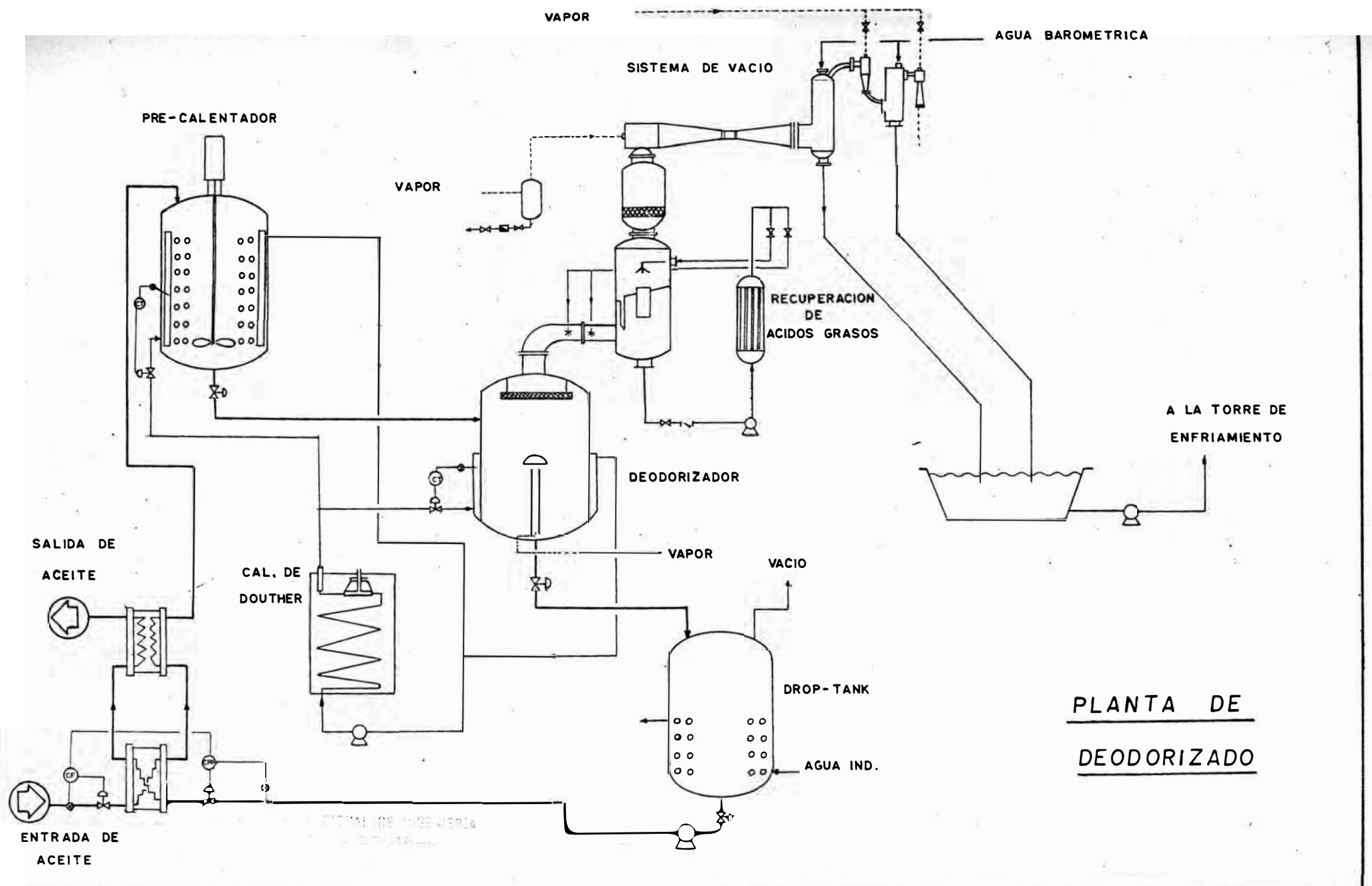
CRISTALIZADORES



PLANTA DE
FRACCIONAMIENTO

PLANTA DE HIDROGENACION





PLANTA DE
DEODORIZADO

2.4.- DISEÑO Y SELECCIÓN DE EQUIPOS

2.4.a.-Refinación Química:

- 1.-Desgomado
- 2.-Neutralización
- 3.-lavado
- 4.-Secado

1.-Desgomado:

El desgomado es un paso importante especialmente para los aceites con alto contenido de gomas o fosfátidos ; el porcentaje de fosfórico es de 0.1 % con relación al aceite y se anade concentrado 85% mediante una bomba dosificadora positiva.

El mezclado se realiza en un mezclador de alta eficiencia de paletas y con deflectores que permitan el contacto intimo y la buena reacción.

Previamente el aceite ha sido calentado entre 80-90 C mediante un intercambiador de calor de placas.

2.-Neutralización:

Luego de la adición de ácido fosfórico se procede a la adición de la solución de soda caustica cuya concentración depende del tipo, acidez y color del aceite a neutralizar.

Luego de pasar por un mezclador de alta eficiencia ingre-

sa a la separadora de platos (ALFA-LAVAL) donde se retira la borra.

3.-Primer y segundo lavado:

Se añade en primer y segundo lavado agua blanda en relación de 15 y 10 % respectivamente. Ambas etapas cuentan con mezcladores y máquinas separadoras de platos (ALFA-LAVAL) e intercambiadores.

4.-Secado:

Se un tanque al vacío de 50 mmHg el aceite entra con 0.5 de humedad, con menos de 60 ppm de jabón y acidez de 0.04 y sale con menos de 0.05 % de humedad.

El vacío se puede realizar por medio de bombas o de eyectores de vapor .

Diseño de Intercambiadores:

3 intercambiadores de calor de placas con coeficiente de transferencia de calor de 200 Btu/hr F

1.- $Q = McpT = 9,000 / 0.454 * 0.6 * (85 - 40) * 1.8 = 963,436 \text{ btu/hr}$

$Q = U A MLTD \text{ (Vapor de 2 kgf/cm2)}$

$$MLTD = \frac{(T_1 - T_2') - (T_1' - T_2)}{\text{Ln} \frac{(T_1 - T_2')}{(T_1' - T_2)}} = \frac{(121.3 - 40) - (121.3 - 85)}{\text{Ln} \frac{(121.3 - 40)}{(121.3 - 85)}} = 55.81 \text{ C}$$

$Q = 200 * A * 55.81 * 1.8 = 963,436 \text{ btu/hr}$

$A = 46.6 \text{ pies}^2$

dimensiones de la placa 1" x 4" Numero de placas 12

2.- $Q = 9,000 / 0.454 * 0.6 * (90 - 75) * 1.8 = 321,145.4 \text{ btu/hr}$

$$MLTD = \frac{(121.3 - 75) - (121.3 - 90)}{\text{Ln} \frac{(121.3 - 75)}{(121.3 - 90)}} = 38.36 \text{ C}$$

$321,145.4 = 200 * A * 38.36 * 1.8$

$A = 23.24 \text{ pies}^2$

dimensiones de la placa Numero de placas = 14

3.- $Q = 9,000 / 0.454 * 0.6 * (90 - 80) * 1.8 = 214,096.91 \text{ btu/hr}$

$$MLTD = \frac{(121.3 - 80) - (121.3 - 90)}{\text{Ln} \frac{(121.3 - 80)}{(121.3 - 90)}} = 36.07 \text{ C}$$

$$214,091 = 200 * A * 36.07 * 1.8$$

$$A = 16.48 \text{ pies }^2$$

dimensiones de las placa

$$\text{Numero de placas} = 10$$

Selección de equipos :

4 mezcladores de acero inoxidable 316 de capacidad de 60 lts de dos velocidades con motor diseño Alfa Laval:

1 mezclador de fosforico

1 mezclador de soda

2 mezcladores de agua

1 mezclador short mix de alta velocidad y bajo tiempo de mezclado

7 bombas segun disposicion:

4 bombas centrifugas para aceite de 5 Kgf/cm² y 10,000 Lt/m de 2 Hp.

1 Bomba positiva de 10 Lt/m para fosforico con regulacion de flujo 0.5 Hp

1 Bomba centrifuga para soda 0.5 Hp. de 80 Lbs/pulg.² y 500 Lt/m MAX.

1 Bomba de vacio que da 50 mmHg. 5 Hp. y extrae 100 Kg. de vapor/hr a 80 C .

Centrifugas :

1.- Maquina SRPX 614 de platos cap. de 15 Tn /m con

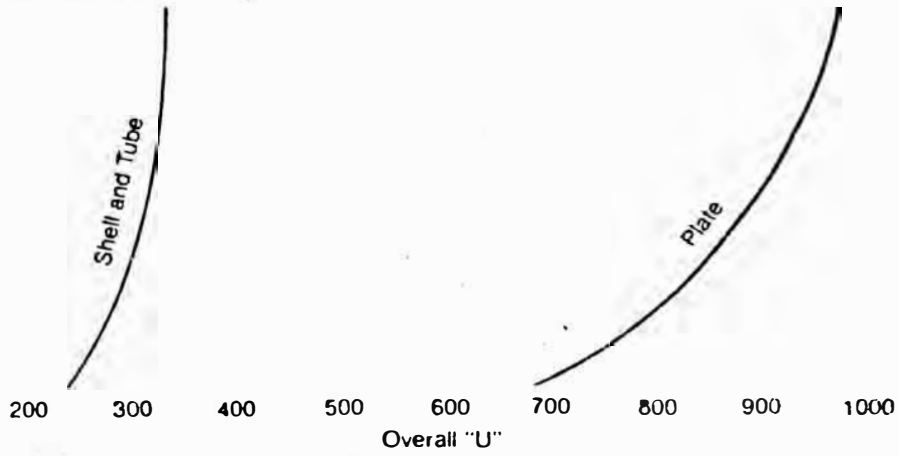
sistema de auto lavado y sistema computarizado para supervisión de arranque y parada y condiciones de trabajo, así como regulación del auto lavado velocidad de 7,250 rpm. con control en la descarga de barra y aceite Hp.

2.- Maquinas SSG-216 de Cap. de 12 Tn /m de platos, manual de velocidad de 5,000 rpm. Con control manual de presión en la descarga de aceite.

Intercambiadores

Dos intercambiadores modelo sigma 7 y uno de modelo sigma 17 de acero inoxidable tipo 316 y con sellos de jebe nitrilo.

WATER/WATER



COMPARACION ENTRE COEFICIENTES DE CALOR

CHART FOR SOLVING LMTD FORMULA

$$LMTD = \frac{(GTTD - LTDD)}{\ln \left(\frac{GTTD}{LTDD} \right)}$$

where:
 GTTD = Greater Terminal Temperature Difference.
 LTDD = Lesser Terminal Temperature Difference.

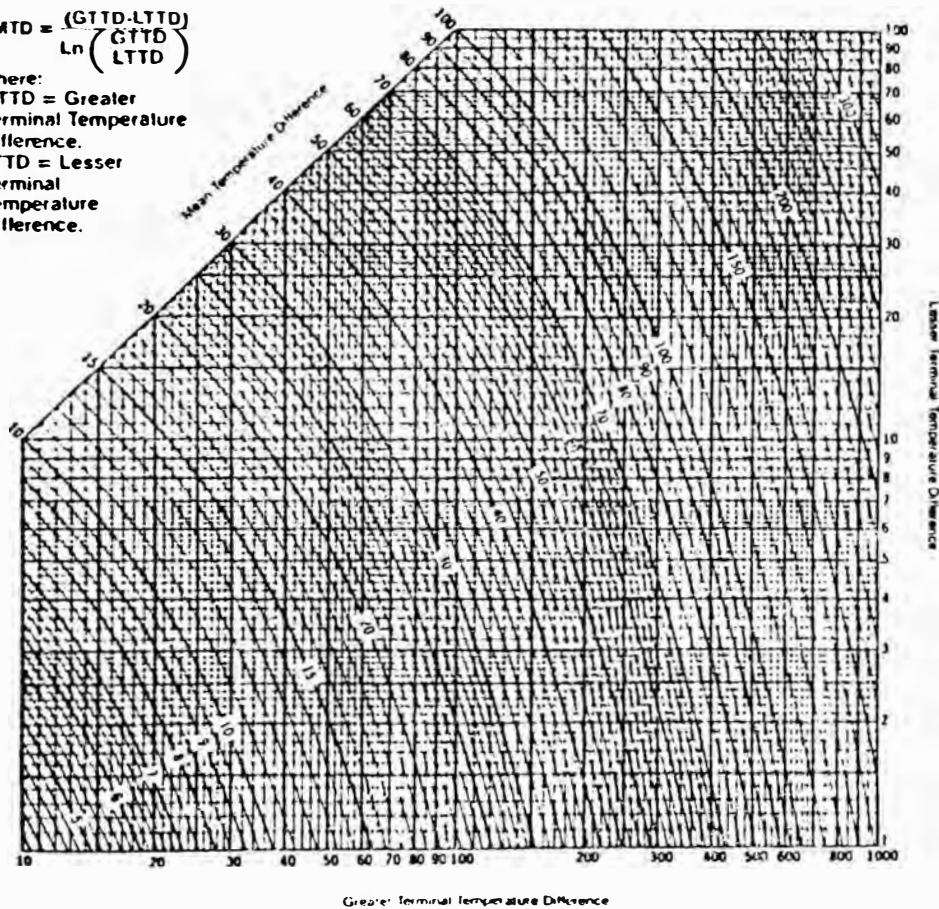
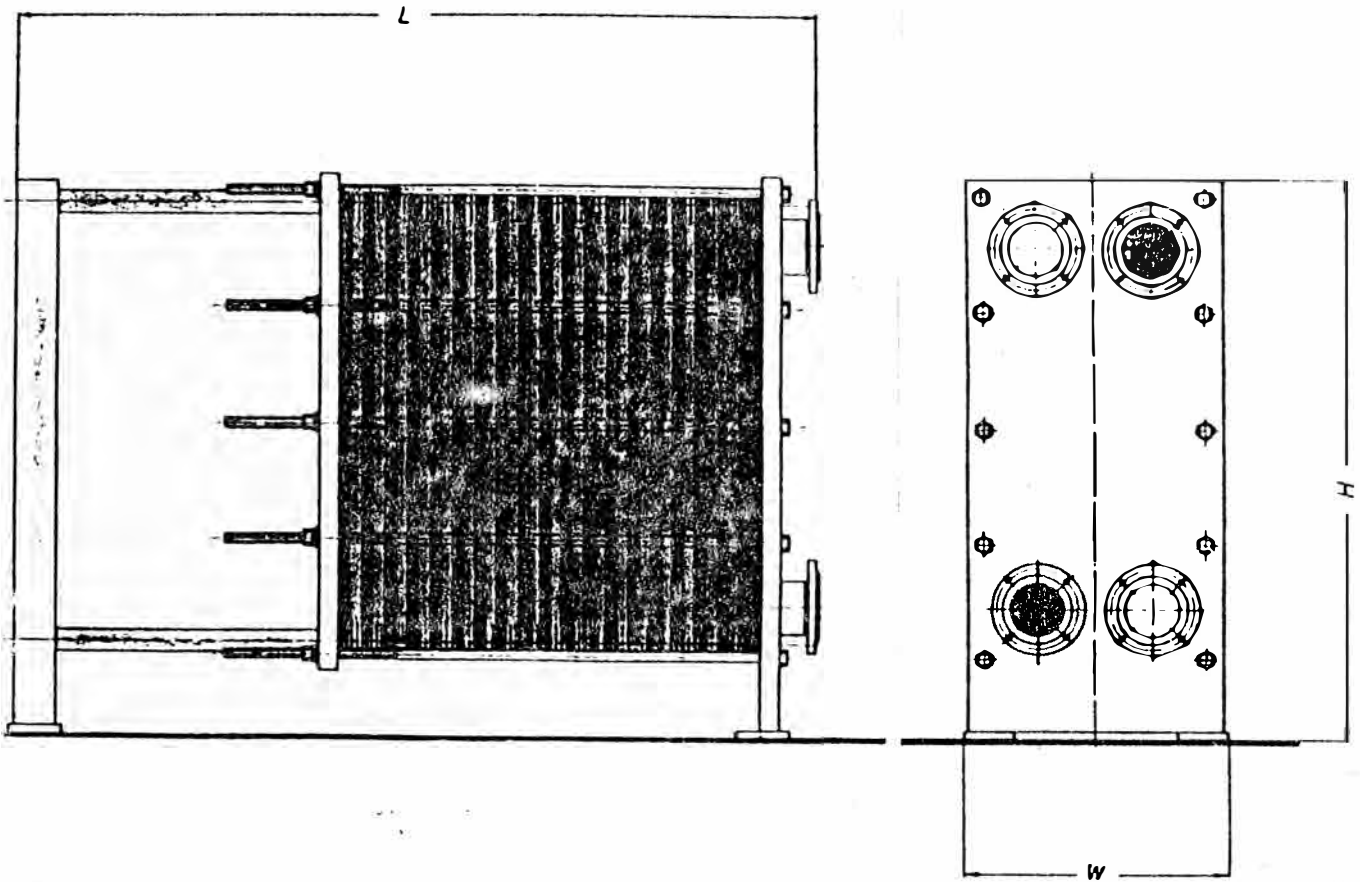
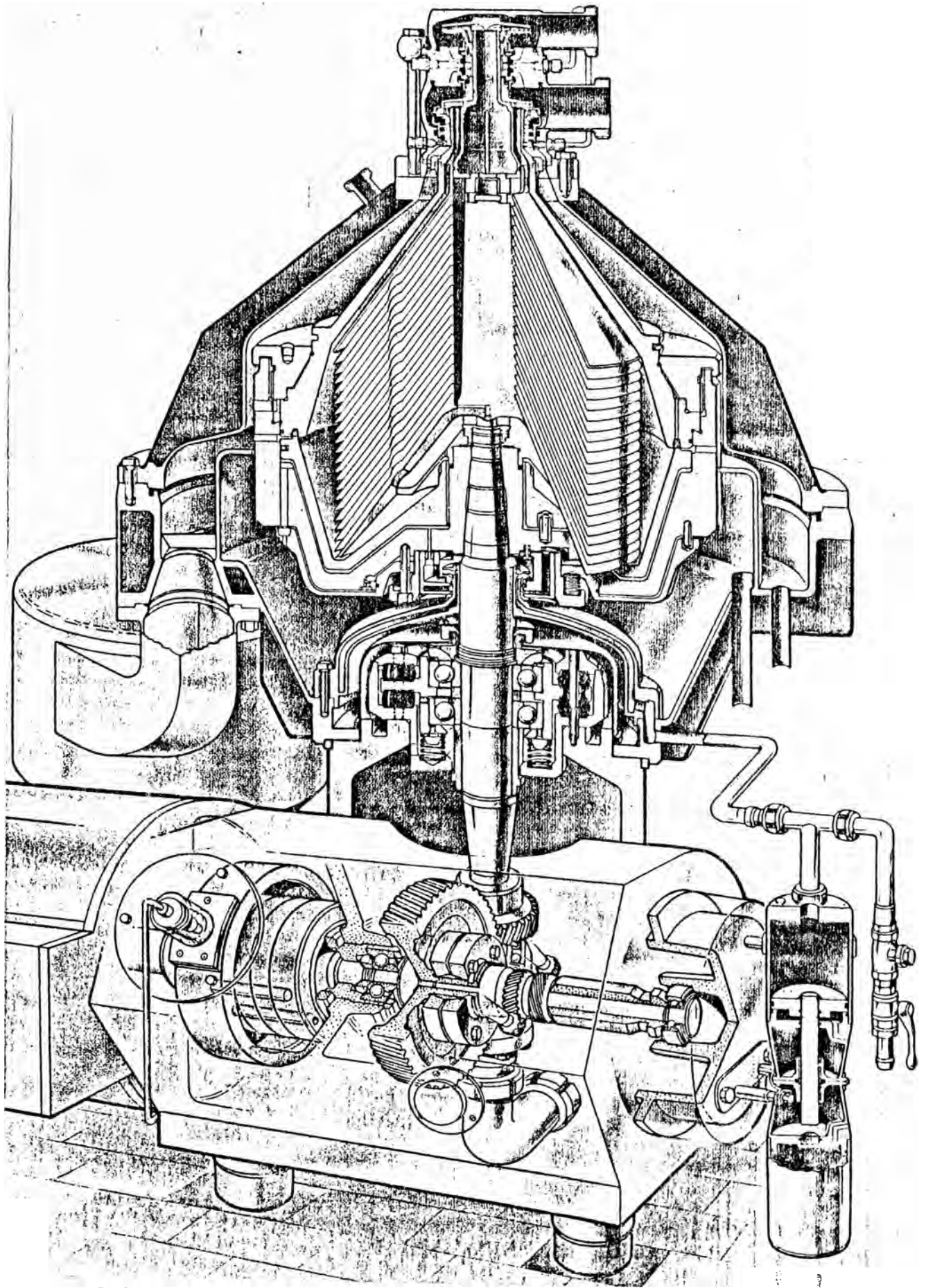


TABLA DE CALCULO DE MLTD



PHE Model	W	H	Typical L*	Std. Noz.	Typical Surface Range(ft ²)	Normal Max. Flow GPM H ₂ O
SIGMA 7	9"	2'-3"	2'-0"	1"	3-35	40
SIGMA 17	1'-0"	4'-0"	3'-4½"	2"	5-86	160
SIGMA 27	1'-4"	4'-6"	4'-5½"	2½"	24-265	230
SIGMA 37	1'-8"	4'-9"	4'-10"	3"	56-395	360
SIGMA 38	1'-9"	4'-9"	8'-6"	4"	56-395	600
SIGMA 48	2'-6"	5'-8"	14'-6"	8"	170-1700	2700
SIGMA 60	2'-2"	5'-9"	14'-6"	6"	175-1750	1600
SIGMA 64/65	2'-0"	6'-2"	11'-8"	6"	215-2150	1150
SIGMA 108/114	3'-0"	7'-6"	18'-10"	10"	1185-4735	3100
SIGMA 164/165	3'-10"	9'-10"	18'-10"	14"	3335-8350	7400

ESPECIFICACION PARA LA SELECCION DE INTERCAMBIADORES DE PLACAS



CORTE TRANSVERSAL DE MAQUINA REFINADORA SRPX 614

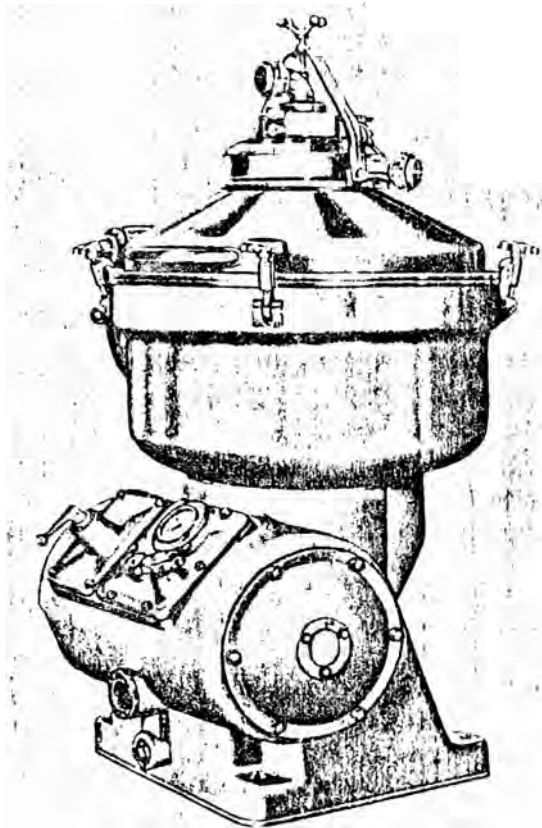
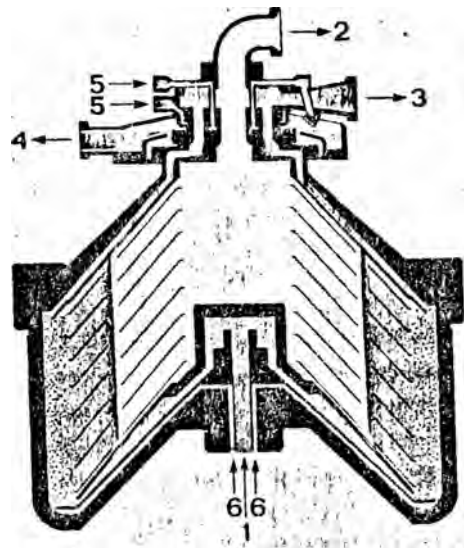


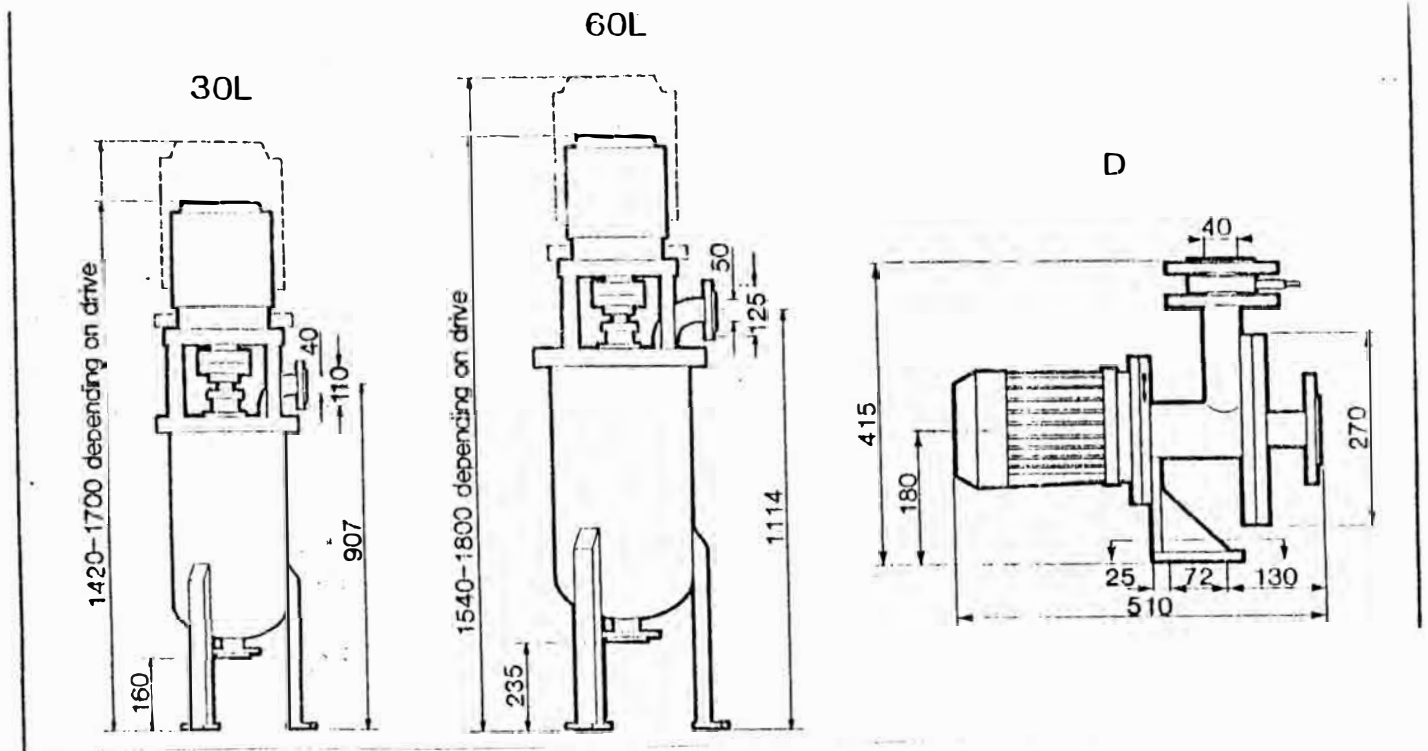
Fig. 1. SRG 214



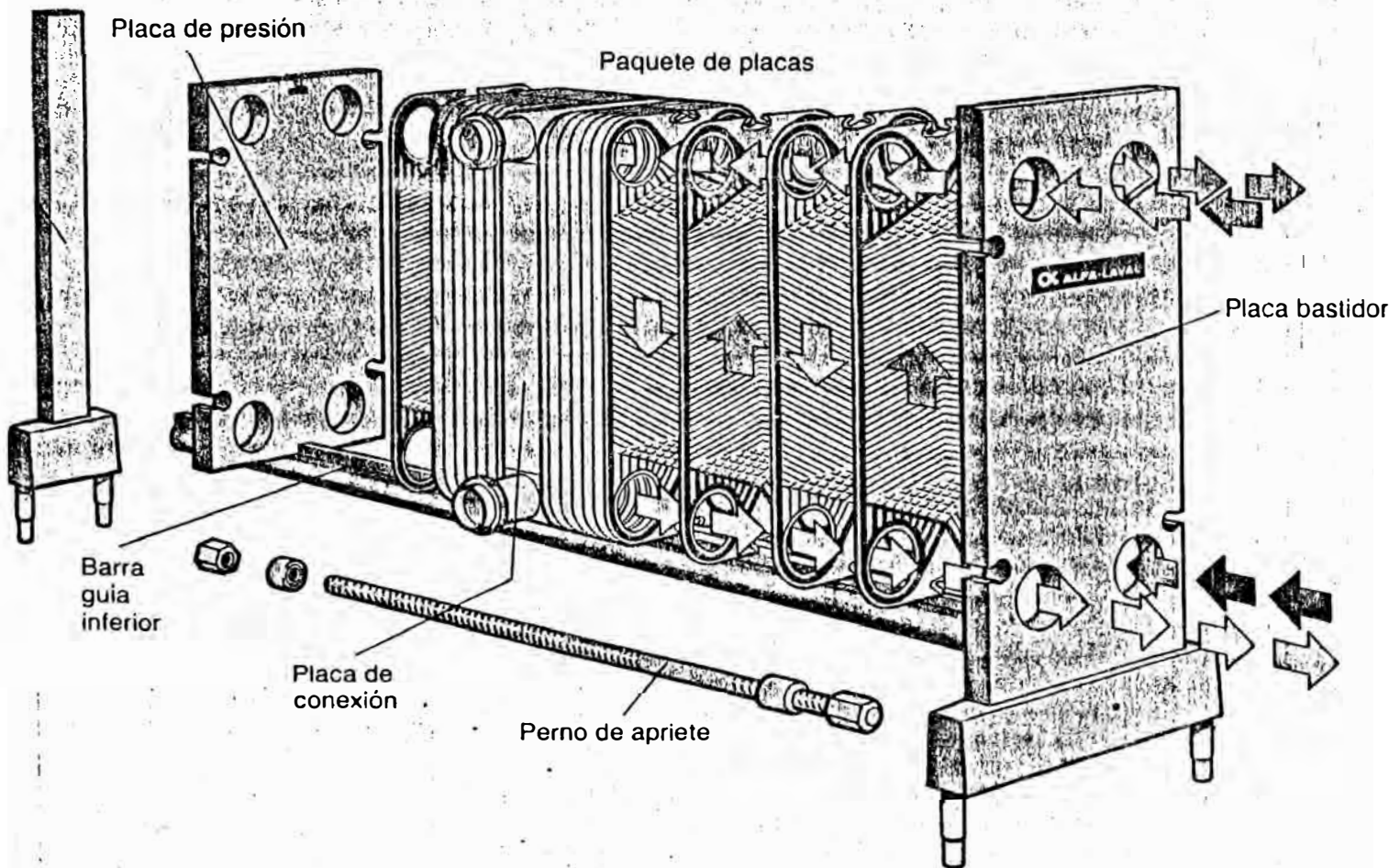
MAQUINA LAVADORA SSG 214

SECCION LONGITUDINAL SSG 214

1. - ALIMENTACION
2. - SALIDA FASE LIGERA
3. - SALIDA FASE PESADA
4. - LIQUIDO FLUSH A LOS SELLOS
5. - LIQUIDO FLUSH A LA BOLA



MEZCLADORES EMPLEADOS EN NEUTRALIZACION



INTERCAMBIADOR DE PLACAS

2.4.b. - PLANTA DE BLANQUEO

Para obtener un blanqueo efectivo el aceite tiene que estar seco y a la temperatura adecuada. La adición de tierra debe de ser lo mas suave posible y debe de tenerse un buen control sobre la proporción de la tierra y que se pueda variar . El blanqueador debe ser tal que permita tener un tiempo de contacto adecuado. El sistema debe ser simple pero que asegure la eficiencia del sistema por lo que se ha seleccionado y diseñado los mejores equipos que se encuentran en el mercado.

Blanqueador:

Este blanqueador que se diseño , cumple multiples propósitos en primer lugar el aceite es secado y desaeerado al vacio, en segundo lugar el aceite es anadido directamente al aceite pulverizado lo que hace que la mezcla se efectiva y finalmente el aceite es es mantenido en el blanqueador solo el tiempo necesario

El aceite es precalentado en un intercambiador de calor hasta la temperatura adecuada de acuerdo al tipo de aceite y es anadido al blanqueador mediante un sistema de boquillas que produce una pulverización perfecta aqui se anade la tierra y esto produce que la tierra se mezcle con el aceite y ademas evita que la tierra se pierda por el vacio.

El sistema de agitación permite un intimo contacto entre

el aceite y la tierra.

Para el filtrado es necesario recircular el aceite al mismo tanque para formar el precoat que permita un filtrado rapido eficiente y economico.

Sistema de filtracion:

El tipo de filtro que se ha seleccionado es uno del tipo vertical de hojas montadas en un manifold montado en el filtro ,se intalan dos de estos filtros para poder mantener el flujo continuo .

Cuando el filtro esta listo para su limpieza el otro filtro entra en funcionamiento un buen filtrado es aquel que aseghure tener menos del 30 % de aceite en la tierra ; el cake es luego retirado de la hoja mediante un vibrador e iliminado por la parte inferior del recipiente .No obstante estos filtro son seguros se emplea otro tipo de filtro llamado de seguridad o pulido.

Capacidad:

La planta disenada tiene una capacidad de 200 toneladas dia suficiente para recibir la producion de la planta de refinacion.

Intercambiador de calor:

$$Q = Mc_p T = 10,000 / 0.454 * 0.6 * 0.9 * 20 * 1.8 = 428,193.8 \text{ Btu/hr}$$

$$Q = U A MLTD$$

$$MLTD = \frac{(121.3-80)-(121.3-100)}{\ln \frac{(121.3-80)}{(121.3-100)}} = 30.21 \text{ C}$$

$$429,193.8 = 200 \times A \times 30.21 \times 1.8$$

$$A = 40 \text{ pies } 2$$

dimensiones de la placa 9" x 2' 3"

$$\text{Numero de placas} = 24$$

Diseño de tanque blanqueador:

Tiempo de residencia 30 minutos

$$\text{Tresidencia} = \frac{\text{Volumen (m3)}}{\text{Flujo (m3/hr)}}$$

$$\text{Volumen} = 0.5 \text{ hr} \times 10,000 \text{ lt/hr} = 5 \text{ m}^3$$

un tercio del tanque se mantiene vacio por lo tanto el tanque debe de tener 7.5 m³.

Teniendo este volumen de tanque el diametro del tanque es de 1.5 mts

y la altura total de 4.5 mts.

Diseño del Agitador:

Se empleara un agitador tipo mix especial para la suspension de solidos y transferencia de calor.

100 rpm y 1.05 mts de longitud , las especificaciones se presentan en la hoja del catalogo.

Potencia :

$$P = N e \times d^3 \times n^5 \times D^2 \times 2$$

$$P = .55 \times 855.2^3 \times (100/60)^5 \times (1.05)^2 \times 2$$

$$P = 5.56 \text{ kw (factor 30 \%)}$$

$$P = 8 \text{ kw}$$

Velocidad tangencial:

$$V = 2 \times \pi \times d / 2 \times N$$

$$V = 3.14 \times 1.05 \times 100 / 60$$

$$V = 5.5 \text{ m/seg}$$

Bombas :

Una de 10,000 lt/hr de 2 kgf/cm² de head una potencia de 1 kw (30%).

una de 10,000 lt/hr de 4 kgf/cm² de head y una potencia de 3 kw (30%).

Sistema de Vacío:

El sistema de vacío de este sistema será calculado junto con el sistema de hidrogenación.

Filtros:

los filtros deben de ser del tipo vertical con hojas verticales pues es el más práctico para el removido de la tierra la capacidad de tierra se calcula de la siguiente forma:

$$\text{Cantidad standar de tierra} = 1 \%$$

$$\text{tierra} = 1/100 \times 10,000 = 100 \text{ kgs}$$

una bolsa de tierra tiene 25 kgs y ocupa 0.035 mas 30% de aceite dara 0.05 m³.

un filtro standar de 40 m² de area de filtrado con 2 cms de espesor dara:

$$V = 40 \times 2 / 100 = 0.8 \text{ m}^3$$

$$\text{Numero de bolsas} = 0.8 / 0.05 = 16$$

$$\text{Tierra} = 16 \times 25 = 400 \text{ kgs}$$

$$\text{Lotes} = 400 / 100 = 4 \text{ Lotes}$$

Este tiempo es más que suficiente para la limpieza de los filtros.

la capacidad maxima de trabajo de estos filtro es de 80 m2 siendo los de tipo horizontal de hasta 300 m2.

2.4.c.- SISTEMA DE HIDROGENACION

El sistema de hidrogenacion que se ha diseñado es una sintesis de los mejores equipos que se encuentren actualmente en el mercado

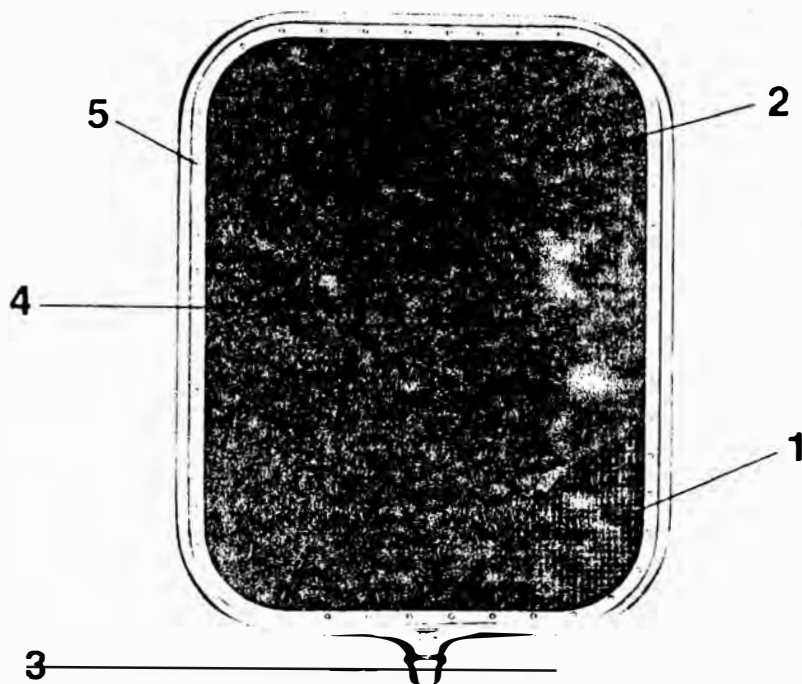
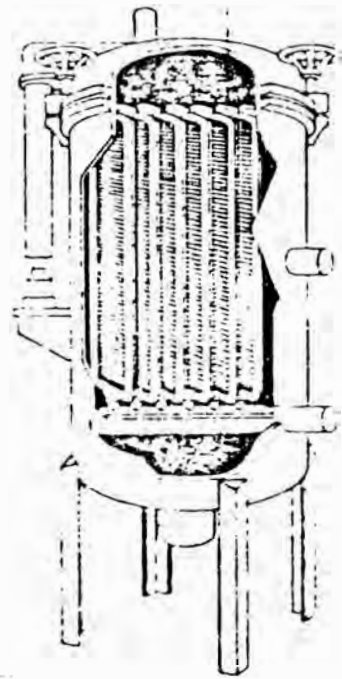
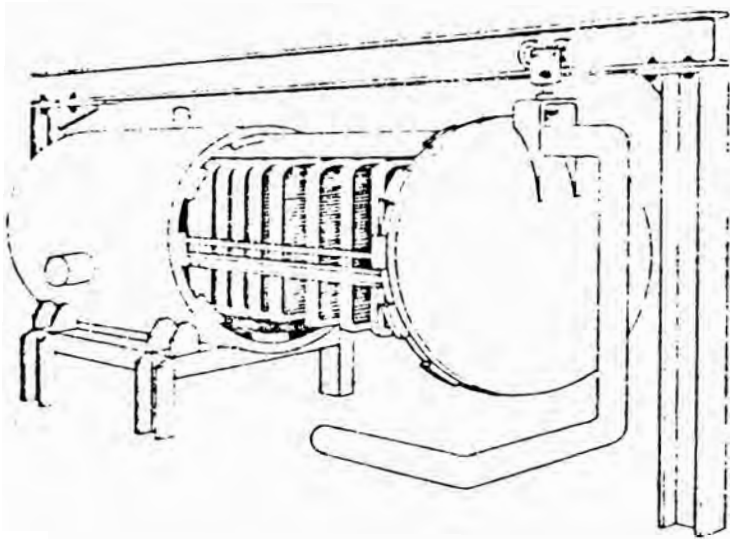
Cuenta con sistema de recuperacion de calor mediante un intercambiador en espiral concentrico que permite recuperar hasta un 60 % del calor necesario ademas permite trabajar en forma continua ya que cuenta con un precalentador que acondiciona el aceite a la temperatura de hidrogenacion . Ademas el uso de un drop -tank o tanque de descarga permite los usos del fluido del hidrogenador.

El propio hidrogenador usa el mejor sistema de agitacion que permite una mayor reaccion

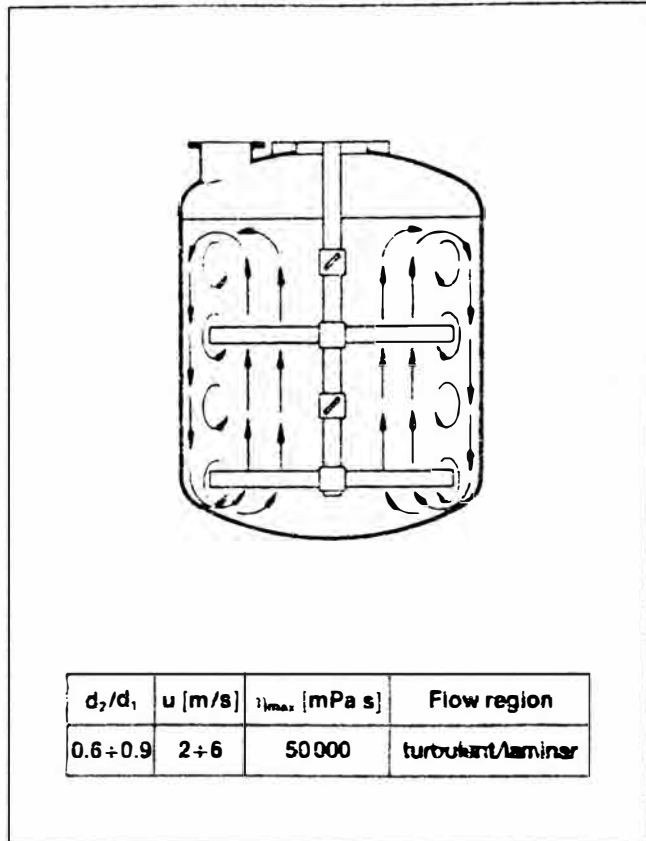
El sistema de control es el mas adecuado para procesos de alta productividad , este sistema permite aumentar el Kga aunque el el hidrogeno no cuente con la pureza suficiente. El hidrogeno saliente de la purga se puede purificar y recircular al convertidor .

Finalmente el vapor producido por la exotermia de la reaccion al enfriarse se puede utilizar para el calentamiento del aceite.

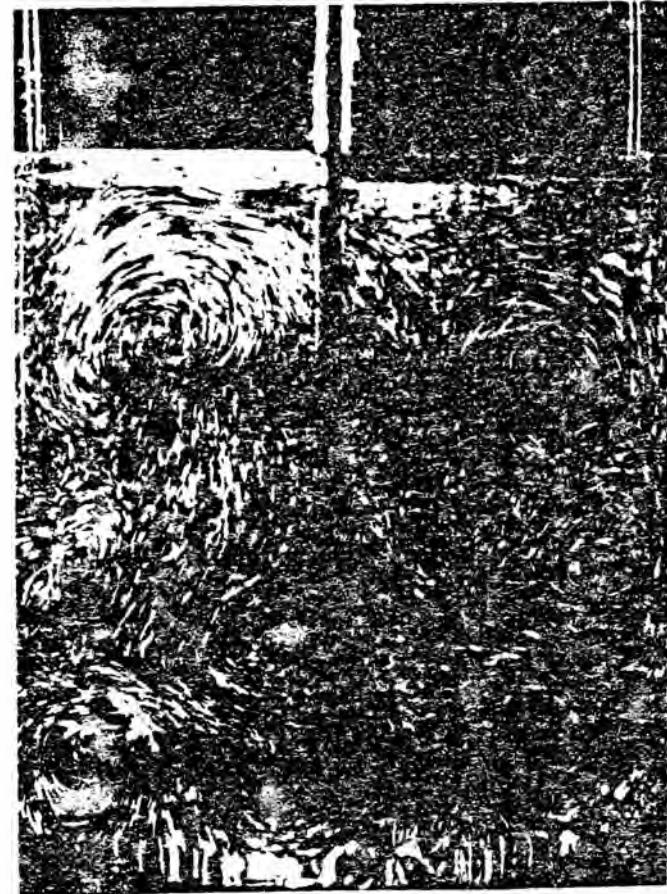
Luego de la hidrogenacion se le retira el catalitico al aceite y luego se desmetaliza.



- 1.- SOPORTE SUPER LIGERO O MAYA DE DRENADO
- 2.- MAYA DE FILTRADO
- 3.- SALIDA DE FILTRADO
- 4.- MAYA TENSADA
- 5.- MARCO PRENSADO O SOLDADO



Paddles ($\alpha = 45^\circ$)



$Re = 300$ (laminar)

SISTEMA DE AGITACION DE PALETAS AXIALES

Diseño del Convertidor:

la capacidad del convertidor sera de 10 tns.

$$\text{volumen} = \frac{10,000}{0.8} = 12,500 \text{ lts}$$

$$\text{Volume total} = \pi \times \frac{L^2}{12} \times 0.2 \times L + \pi \times \frac{L^2}{4} \times (2L - 0.2 L)$$

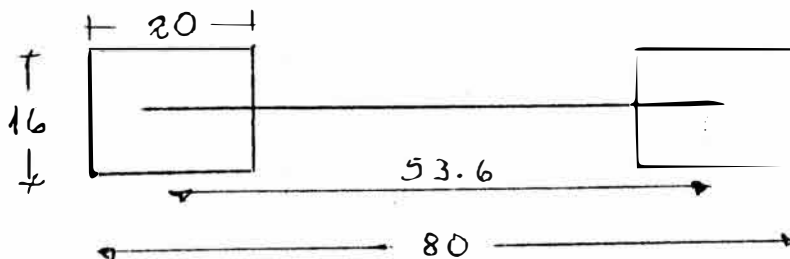
$$L = 2$$

en el grafico adjunto se especifica todas las dimensiones del convertidor segun normas de diseno de hidrogenadores.

Diseño del agitador :

El tipo de agitador que se va ha disenar es modelo Roushton.


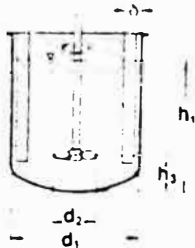

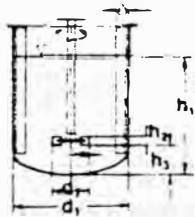

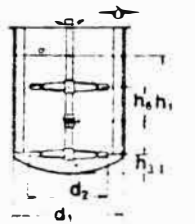
Las dimensiones del agitador se espesifican en las hojas de espesificaciones y son las siguientes :



Calculo de potencia:

$$P = 25 \left(\frac{W}{D} \right)^{3.5} \text{ den } N D / gc$$

$$W = 13.2 \text{ cms} \quad D = 66 \text{ cms} \quad N = 110 \text{ cm}$$

Abbreviation of impeller types	Photo	Preferred geometrical dimensions and configuration	Tip speed u [m/s]	Flow range	Power number [-]	Viscosity range η [Pa s]
Marine propeller PR		 $\begin{aligned} d_2/d_1 &= 0.33 \\ h_3/d_1 &= 0.3 \\ \alpha &= 25^\circ \\ h_1/d_1 &= 1 \\ \delta/d_1 &= 0.1 \end{aligned}$	2-15	turbulent	$Ne = 0.35$ (3-bladed) $Ne = 0.85$ (5-bladed) $\alpha = 24^\circ$	< 10
Flat blade disc turbine SR		 $\begin{aligned} d_2/d_1 &= 0.33 \\ h_2/d_2 &= 0.2 \\ b/d_2 &= 0.25 \\ h_3/d_1 &= 0.3 \\ h_1/d_1 &= 1 \\ \delta/d_1 &= 0.1 \end{aligned}$	3-7	turbulent	$Ne = 4.6$ (6-bladed)	< 10
Multi-stage impulse countercurrent impeller MIG		 $\begin{aligned} d_2/d_1 &= 0.7 \\ h_3/d_1 &= 0.16 \\ h_6/d_1 &= 0.28 \\ h_1/d_1 &= 1 \\ \delta/d_1 &= 0.1 \end{aligned}$	2-10	turbulent/ transition range ($d_2/d_1 < 0.7$) laminar ($d_2/d_1 > 0.7$)	$Ne = 0.55$ (3-stages) turbulent ($d_2/d_1 < 0.7$) $Ne \cdot Re = 100$ laminar ($d_2/d_1 > 0.7$)	< 50

ESPECIFICACIONES DE AGITADORES

$$P = 25 (13.2/66) (62.4 \times 0.8) (150/60)^3 (110/2.54)^5 / 32.4$$

$$P = 10.4 \text{ Hp (motor 18 Hp)}$$

Calculo de velocidad tangencial:

$$V_e = 2 \pi \times d/2 \times N = 2(3.14) \times 0.66/2 \times 150/60 = 5.2 \text{ mts/seg}$$

Determinacion del diametro del agitador:

$$V \text{ camara} = 3.56 \text{ m}^3$$

presion = 4 kf/cm²
 temperatura = 150 C

A volumen de condiciones standar (P=1 kg/cm² ; T= 0 C)

$$V = \frac{3.56 \times 4 \times 273}{145 + 273} = 9.3 \text{ m}^3$$

Tiempo promedio para llenar la camara = 120 segundos

$$\text{Flujo} = 9.3/120 = 0.0775 \text{ m}^3/\text{seg}$$

$$\text{Area del convertidor} = \pi \times 2^2 / 4 = 3.14 \text{ m}^2$$

$$\text{Velocidad} = 0.0775 / 3.14 = 0.025 \text{ mts / seg}$$

$$\frac{\text{Pot}}{1000 \text{ gal}} = \frac{9.3}{3.4} = 3$$

del grafico 13.7 del libro mixing fluid el D/T optimo es 0.33

$$\text{Diametro} = 2 (0.33) = 0.66 \text{ mts}$$

comprobacion durante el proceso:

$$H \text{ (de reaccion)} = 617 \text{ m}^3$$

$$\text{Tiempo} = 3 \text{ hrs}$$

$$\text{Flujo} = 205.8 \text{ m}^3 / \text{hr}$$

$$\text{velocidad} = \frac{205.8 / 3600}{3.14} = 0.0182 \text{ m/seg}$$

Del grafico 13.6 la mejor obsion es D/T es 0.33 que coincide con el calculo para el arranque.

Diseno del Precalentador:

Volumen de la carga es de 12.5 tns.

$$V = \frac{\pi}{12} D^2 H^3 + \frac{\pi}{4} D^2 H$$

$$V = \frac{\pi}{12} D^2 (0.3 D)^3 + \frac{\pi}{4} D^2 D = 12,500$$

$$V = 2.44 \text{ mts}$$

Agitador tipo mig :

$$D = 0.8 \text{ mts}$$

$$H_3 = 0.73 \text{ mts}$$

$$H_1 = 2.44 \text{ mts}$$

$$j = 0.24 \text{ mts}$$

Velocidad tangencial :

$$V = 2 \pi D / 2 N$$

$$V = 2 \pi (2.44 / 2) (100 / 60)$$

$$V = 12.77 \text{ m/ seg}$$

Potencia del motor :

$$P = N e d N D^{3.5}$$

para 3 paletas :

$$P = 0.35 \times 855.2 (100/60)^3 (2.44)^5$$

$$P = 3.4 \text{ Kw}$$

Diseno del Serpentin :

$$Q = U A MLTD$$

$$U = (1 / U_1 + 1 / U_2)$$

coeficiente de calor externo :

$$D = 0.8 \text{ mts} ; \text{rpm} = 100 ; \text{vis} = 3.1 \text{ cp} ; d = 56.16$$

lb/pie³

$$Re = \frac{2.62^2 \times 100 \times 56.16}{7.5 \times 60} = 51.4$$

$$N_{pr} = \frac{cp \text{ vis}}{k} = \frac{0.6 \times 7.5}{0.1} = 45$$

$$h \ D/k = 0.87 (51.4)^{0.62} (45)^{0.33} = 35.12$$

$$h = 21.07 \text{ btu/hr pie F} (10.3 \times 10^4 \text{ cal / h m}^2 \text{ C})$$

Calculo del coeficiente interno:

flujo de fluido termico: 23,214 kg/hr (24,435.8 lts/hr)

tuberia de 2 " en 3 serpentines en paralelo

$$v = 6362 \text{ m/hr}$$

$$Re = 41 \times 10^4$$

de la fig. 3 $j_h = 710$

$$h_i = 710 (.1/1 \times 10^{-2})^{1/3} (45)^2 = 141.5 \text{ kcal / h m}^2 \text{ C}$$

$$h_i = 141.5 \cdot 10^3 \text{ cal} / \text{h m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$U^{-1} = \left(\frac{1}{10.30 \times 10^4} + \frac{1}{141.5 \times 10^3} \right) =$$

$$U^{-1} = \left(9.7 \times 10^{-3} + 7.067 \times 10^{-6} \right) = 1.67 \times 10^{-5}$$

$$U = 59,880 \text{ cal/hr. m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Ecuacion de calentamiento:

$$\ln \frac{T_1 - T_2}{T_1 - T_2} = \frac{WC}{MC} \left(\frac{K_1 - 1}{K_1} \right)$$

$$0 = T_4 - t$$

$$K_1 = 1.383$$

El área de transferencia es:

$$A = 69 \text{ m}^2$$

La longitud de la tubería es:

439 mt.

Calculo de Recuperacion de Calor :

Propiedades físicas de los fluidos :

	ACEITE (1)	ACEITE (2)
Flujo Kg/hr	5,000	5,000
$T^{\circ}\text{C}$ Ingreso	35	190
$T^{\circ}\text{C}$ Salida	125	100

CP	0.6	0.6
K Kcal/kg ^o C	0.096	0.096
Viscosidad	13	2.3
Densidad	0.91	0.91

Datos de Diseño :

$$p \text{ (paso)} = 0.075 \quad 9 = 1.7 \quad V = 1.7$$

$$\text{Radio (1)} = 0.775 \quad B = 1.42$$

$$\begin{aligned} \text{Radio (2)} &= 0.645 \\ &= 0.05 \end{aligned}$$

$$L = N (2 R (1)^2 + p^2 + 2 R(2)^2 + P^2)$$

$$L = 1.78 N$$

$$V_f = V_a - V_c$$

$$V_f = \frac{\pi d_o L^2}{4} - \frac{\pi (C^2 - B^2)}{4} \frac{P^2}{2} N$$

$$V_f = 0.0223 N$$

$$G_s = \frac{\text{FLUJO}}{\text{AREA}} = 11,335 \text{ m/hr.}$$

$$N_{re} = 16$$

$$h_o = \frac{0.6 (16)^{0.5} (0.6 \times 56.42)^{0.35}}{0.3968} \frac{0.096 \times 4.134}{0.0799}$$

$$h_o = 56.51 \text{ Kcal /m}^2 \text{ C hr.}$$

Calculo Del Coef. Interno :

$$V = \frac{\text{FLUJO}}{\text{AREA}} = 1160.71 \text{ mt/hr.}$$

$$Nre = 5,188$$

$$J h = 15$$

$$h_i = 15 \left(\frac{0.096 \times 4.134}{0.0799} \right) \left(\frac{0.6 \times 56.42}{0.3908} \right)^{1/3}$$

$$h_i = 329.7$$

$$h_i = 329.7 \left(1 + 3.5 \left(0.05 / 1.6 \right) \right)$$

$$h_i = 365.8 \text{ Kcal / m}^2 \text{ C hr.}$$

$$U = 40 \text{ Kcal / m}^2 \text{ C hr.}$$

El calor transferido es :

$$Q = 5,000 \times 0.6 \left(125 - 35 \right)$$

$$Q = 270,000 \text{ Kcal/hr.}$$

El área es 112.5 m^2

El número de vueltas es 80

La altura del intercambiador es 6.05 mts.

2.4.d.- Planta de Winterización :

Las plantas de cristalización fraccionada es un proceso en el cual el aceite es enfriado hasta alcanzar temperaturas en la que ciertos triglicéridos se cristalizan.

La cristalización de triglicéridos ocurre en 2 etapas :

- Formación de núcleos de cristalización, crecimiento de los cristales.
- El tamaño de los cristales y el porcentaje de la fase líquida dependerá del número inicial de núcleos y de la velocidad de crecimiento de los mismos.

El número y el tamaño depende de varios parámetros relacionado con la transferencia de calor, tanto por conducción como por convección entre fluidos separados por la pared metálica; podríamos citar :

- El área en la cual la transferencia de calor se lleva a cabo.
- El diferencial de temperatura a través del área por el cual el calor está pasando.
- El tiempo tomado para la transferencia de calor.
- Espesor de la pared a través de la cual el calor esta pasando.
- Tipo de material de la pared.
- Características del fluido por ejemplo: viscosidad, conductividad térmica, densidad y calor específico.

Flujo de los fluidos y finalmente la estabilidad o inestabilidad del proceso.

Debido a todos estos factores se puede entender que la transferencia de calor en el fraccionamiento es bastante difícil y generalmente se basa en cálculos por computadora o mejor aún en plantas pilotos.

Antes de empezar el enfriamiento, el aceite debe ser calentado a una temperatura de 75 a 80 ° C, para luego seguir la curva de enfriamiento particular para cada aceite.

Durante la cristalización, los triglicéridos de alto punto de fusión serán los primeros en ser cristalizados y separados, y seguidamente los monoinsaturados y los saturados. Un número infinito de eutécticos y equilibrios se alcanzarán sucesivamente de acuerdo a las condiciones exteriores de enfriamiento y las características de los cristales involucrados. Como la estabilidad, el polimorfismo, superenfriamiento y la velocidad de enfriamiento de los cristales.

Para obtener cristales grandes es necesario darles tiempo para que crezcan, por lo que es importante limitarles la velocidad de enfriamiento, de esta manera un cristal estable se forma a condiciones de equilibrio.

Una manera práctica de incrementar el tiempo de enfriamiento es aumentando la superficie enfriante.

Esta gran área de enfriamiento es eventualmente distribuida en toda la extensión de la masa de aceite, de

tal forma que exista una pequeña distancia entre partículas de aceite y la superficie enfriante. Es por esto que muchos equipos de enfriamiento son cilindros de doble chaqueta de pequeño diámetro y extremadamente largos. Estos equipos satisfacen todas las cualidades de un cristalizador ideal; tienen :

- Área de enfriamiento grande.
- Estan adecuadamente distribuidos en la masa de aceite.
- Es espacio a viajar de cualquier partícula de aceite por la superficie de enfriamiento es pequeño.
- Diseño compacto.
- Una agitación adecuada la cual, incrementa el crecimiento de los cristales y reduce el tiempo de equilibrio.
- Debido a la gran área de enfriamiento el control preciso de temperatura es instalado.
- El aceite es instalado en un intercambiador de placas el cual, es enfriado.
- La temperatura inicial es de 75-80 °C, con la cual es transferida al tanque cristalizador en la cual se iniciará la secuencia controlada de enfriamiento. Toda las transferencias y secuencias de los cristalizadores son controladas automáticamente por un PLC (Programador de Control Lógico).

Cristalizador :

El agua de enfriamiento ingresa por la parte de abajo

sale por la superior.

Cada cristalizador está equipado con un agitador el cual tiene la posibilidad de usar dos tipos de velocidades.

Filtración

El filtro de tipo tambor rotativo al vacío, el cual usa uno de nylon especial de malla 70 - 75.

El tambor está sumergido de 35 - 40 % en el aceite.

La sección se realiza por medio de bombas de vacío y es diferente en cada segmento del tambor, en el cual el cake sale del baño es secado por un corto período, luego el cake es descargado en un tornillo sin fin y este cake es elevado hasta un tanque de estearinas, los filtros rotativos con lona de nylon trabajan perfectamente. Como se ve, para una buena filtración es necesario llevar a cabo un buen control de enfriamiento.

Diseño de Cristalizador :

Dimensiones :

D interior = 2.5 mts = 8.2 pies (plancha 5/16 "

altura = 4.5 mts = 14.76 pies

Camiseta = 1 "

Paso = 1 pie

variables :

agua :

Densidad = 62.43 lbs /pie³

Viscosidad = 2.424 lbs / pie x hora

Calor especifico = 1 btu /lb F

Conductividad ter. = 0.343 btu /h pie² F / pie

flujo = 25 gpm / 10 C

aceite :

Densidad = 57.43 lbs /pie³

Viscosidad = 63.09 lbs / pie x hora

Calor especifico = 0.6 btu /lb F

Conductividad ter. = 0.1 btu /h pie² F / pie

Area transversal = (1/12) x 1 = 1/12 pie²

W = 17.5 gpm

De = 4 x 1 = 4/12 pies Dc = 8.25

V = 1685 pie/hr

coef externo : (agua)

Nre = De x V x d x 1 / u = 14,466

Npr = Cp x U x 1 / k = 7.067

$$h_j \times D \times 1 / k = 125 \text{ } ^2$$

$$h_j = 128.75 \text{ btu} / \text{h} \times \text{pie} \times \text{F}^2$$

coef interno : aceite

$$h_i = 33.6 \text{ btu} / \text{h} \times \text{pie} \times \text{F}^2$$

$$U = \left(\frac{1}{128.7} + \frac{(5/16)/12}{26} + \frac{1}{33.6} \right)^{-1} = 26 \text{ btu/h} \times \text{pie} \times \text{F}^2$$

area de transferencia :

$$8.2 \times \text{pi} \times 14.76 - 10.25 = 370 \text{ pies}^2$$

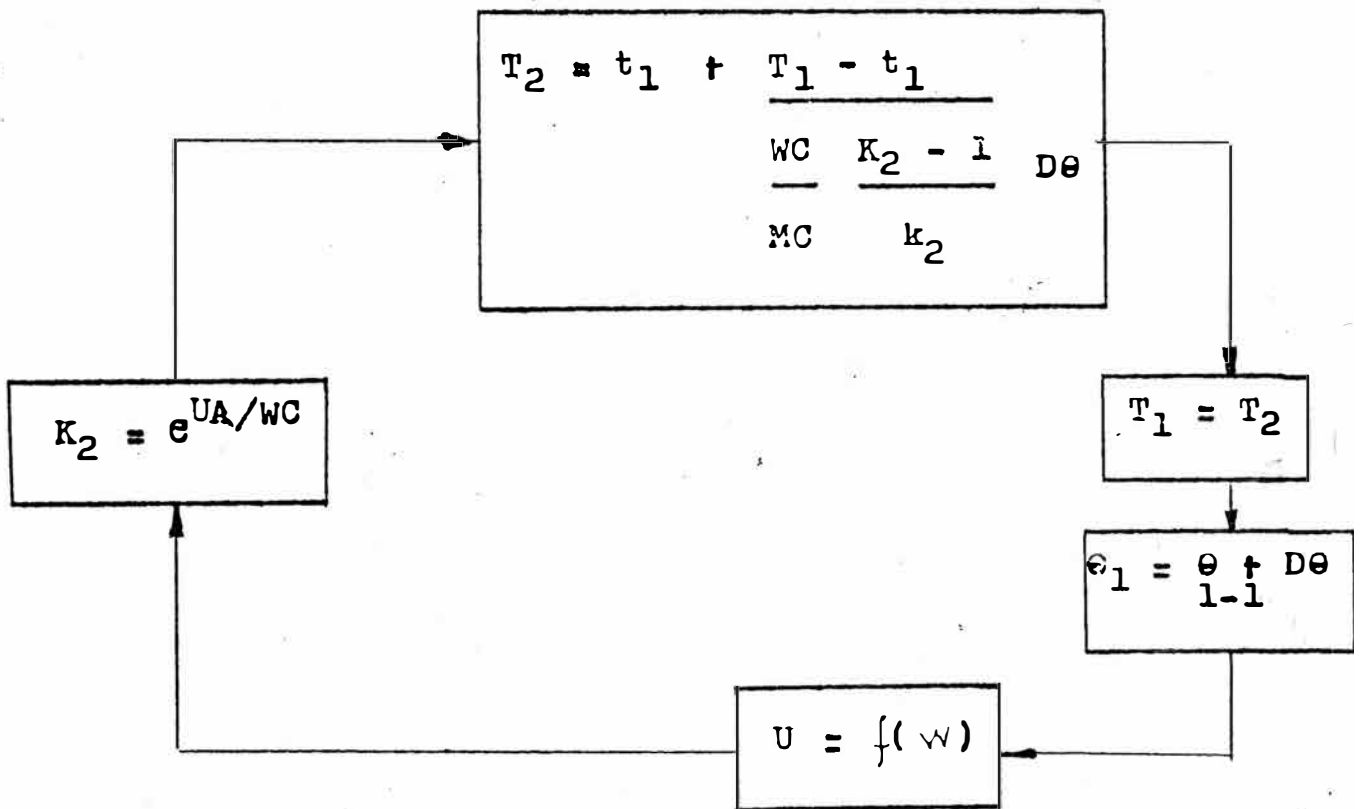
Requerimiento termico :

Considerando el diseño del tanque cristalizador y que se usaran 10 cristalizadores se hace el calculo del requerimiento termico de la seccion de winterización .

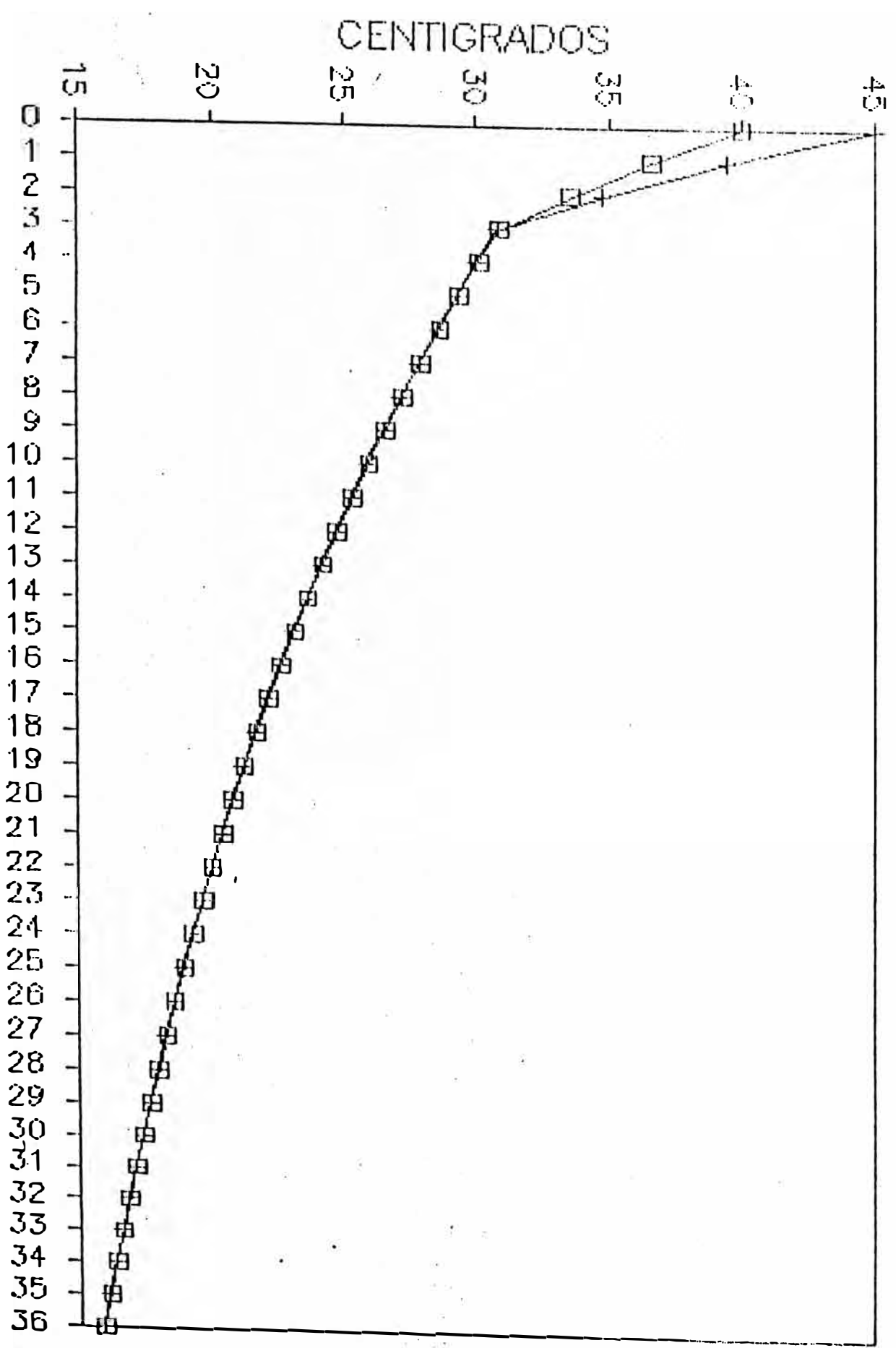
Para el calculo se uso una computadora y el programa de SC4 (hoja de calculo).

Presentamos el modelo matematico y la curva comparativa de empezar el enfriamiento desde 40 y 45 grados centigrados.

MODELO MATEMATICO:

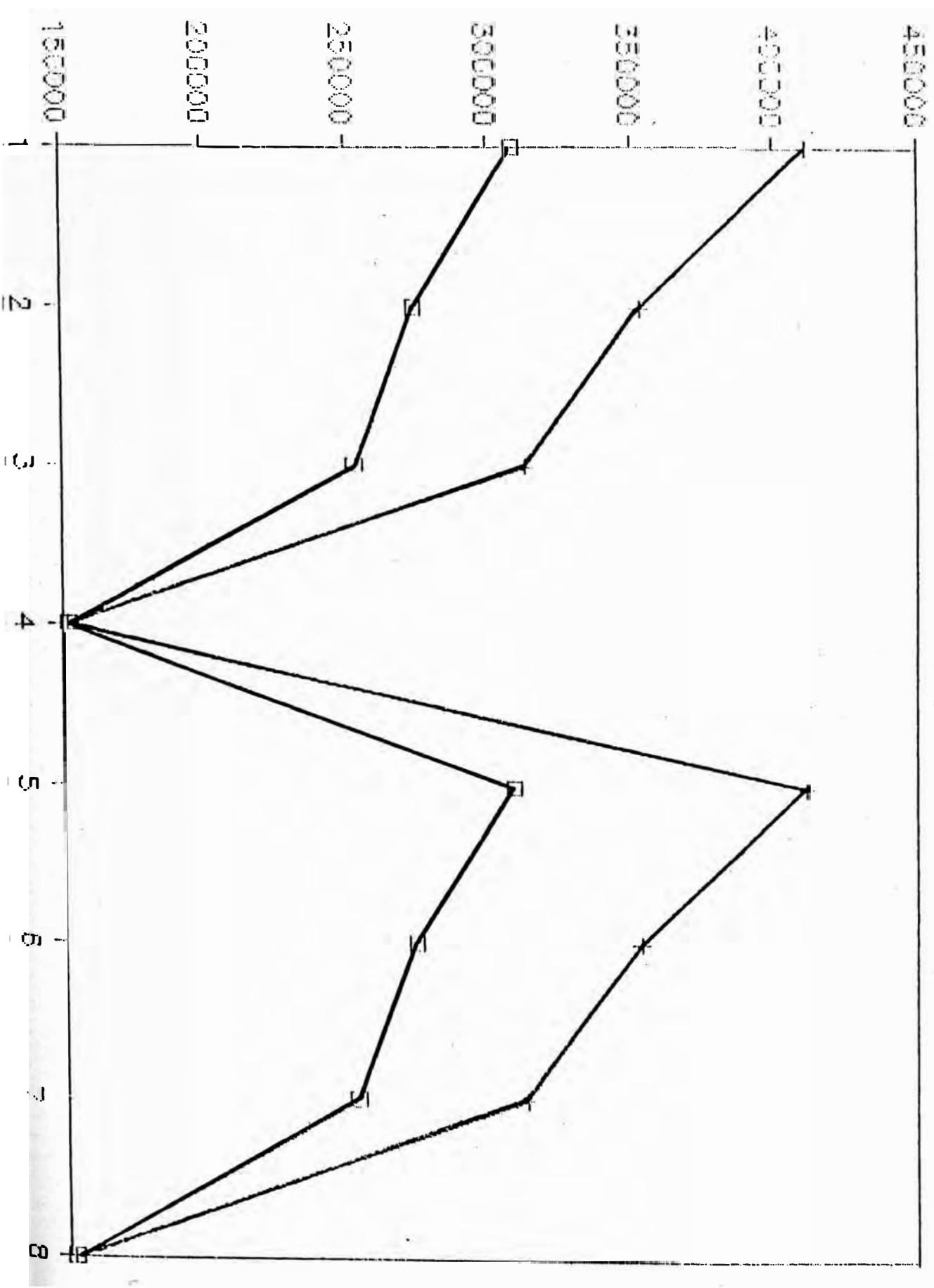


CURVA DE CRISTALIZACION
 $T=45, F1=11.5, F12=2 / T=40, F1=7, F12=2$



VARIACION TERMICA TOTAL DE WINTER

TEMP = 45 vs. TEMP = 40



2.4.e.- DISEÑO DE DESODORIZADOR :

Intercambiadores :

$$U = 40 \text{ Btu / hr pie}^2 \text{ F}$$

$$Q = \frac{7,500 \cdot 0.6 \cdot (145-60) \cdot 1.8}{0.454}$$

$$Q = 1516519.8 \text{ Btu/hr}$$

$$Q = U A \text{ MLTD}$$

$$A = 2,106 \text{ pie}^2$$

se selecciona un intercambiador sigma 60 de 169 placas igualmente para el segundo intercambiador .

Precalentador :

$$V_1 = \frac{\pi d^2 h}{12} = \frac{\pi d^2 \cdot 0.3 d}{12} = 0.0785 d^3$$

$$V_2 = \frac{\pi d^2 \cdot 0.7 d}{4} = 0.55 d^3$$

masa de aceite 10,000 kg ($V = 12.5 \text{ mt}^3$)

$$d = 2.7 \text{ mts}$$

Agitador :

tipo paleta marina de 90 cmts y 150 rpm .

$$\text{POTENCIA} = 0.35 \cdot 800 \cdot \left(\frac{150}{60} \right)^3 \cdot (0.9)^5$$

$$\text{POTENCIA} = 4 \text{ KW.}$$

Desodorizador :

Calculo del diametro :

$$V \text{ (total)} = 14.9 \text{ mt}^3$$

usando las mismas ecuaciones del precalentador

$$d = 3.5 \text{ mts}$$

Rosizador de vapor :

$$D \leq 0.7 D(p) / (N)^{1/2} \quad \text{para } l/D < 150$$

$$D \leq D(p) / (1 + L N / 39 D(p))^{1/4} \quad \text{para } l/D > 150$$

de estas ecuaciones se diseño un rosiador de 8.79 mts de longitud y 1/2 " con 40 perforaciones de 1 mm.

Seleccion de equipo de vacio :

vapor de deodorizacion:

$$M = \frac{P M}{E P_v} \ln \frac{AC1}{AC2}$$

$$M = \frac{5 \times 5000 / 282}{0.9 \times 20} \ln \frac{0.4}{0.04} = 18$$

$$M = 200 \text{ kgs / hr}$$

el equipo de vacio por lo tanto debe de ser seleccionado para 400 kgs / hr de vapor a un vacio de 5 mmHg.

Seleccion de bombas :

2 bombas de 7500 lts/hr a 5 kg f / cm de head y una potencia de 3 hp.

Recuperador de acidos grasos :

diseño de intercambiador :

$$Q \text{ (retirado)} = Q(\text{sen. Ag}) + Q(\text{lat. Ag}) + Q(\text{latente agua})$$

$$Q \text{ (sen. Ag)} = 18/0.454 \times 0.6 (250 - 55) 1.8 = 8350 \text{ btu/hr}$$

$$Q \text{ (lat. Ag)} = 18/0.454 \times 125 = 4,956 \text{ btu /hr}$$

$$Q \text{ (lat. agua)} = 189.77 (1288.3 - 1100) = 35,734 \text{ btu/hr}$$

$$Q \text{ (total)} = 49,039 \text{ btu / hr}$$

temperatura de la ducha :

$$49,039 = 22,000/0.454 \times 0.9 \times 0.6 (55 - t) 1.8$$

$$t = 53.95 \text{ C}$$

temperatura de salida del agua :

$$49,039 = 25,000 /0.454 (t - 42) 1.8$$

$$t = 42.49 \text{ C}$$

$$\text{MLTD} = 12.22 \text{ C}$$

$$U = 40 \text{ btu / hr pie}^2 \text{ F}$$

$$Q = U A \text{ MLTD}$$

de los calculos anteriores salen 76 tubos de 0.1963 de diametro

Separador de maya :

$$V_a = K ((P_l - P_v) / P_v)^{1/2}$$

$$P_l = 56 \text{ (aceite)}$$

$$P_v = 0.0003 \text{ (vapor)}$$

$$V_a = 86 \text{ pie/seg.}$$

$$V_d = 0.75 (86)$$

$$V_d = 65 \text{ pie/seg.}$$

$$\text{Velocidad} = \frac{175.7 \text{ pie/seg.}^3}{65 \text{ pie/seg.}} = 3.25 \text{ pie}^3$$

$$D = \frac{(4 (3.25))}{\text{PI}} = 2 \text{ pies}$$

-----> Diámetro = 65 cm.

Diseño Hidrociclón :

$$\text{Flujo vapor} = 189.77 \text{ lb/hr.}$$

$$\text{Area de ingreso} = \frac{\text{PI} (1.62)^2}{4} = 2.07 \text{ pie}^2$$

$$P \text{ vapor} = 0.0003 \text{ lb/pie}^3$$

$$\text{Flux} = \frac{189.77}{0.0003} = 175.7 \text{ pie}^3 / \text{seg.}$$

$$\text{Velocidad} = \frac{175.7}{2.07} = 85 \text{ pie/seg.}$$

$$\text{Velocidad (separador)} = 0.2 \text{ velocidad (ingreso)}$$

$$\text{Velocidad (separador)} = 17 \text{ pie/seg.}$$

$$\text{Area} = \frac{175.7}{17} = 10.33 \text{ pie}^2$$

$$D = \frac{(4 (10.33))}{\text{PI}} = 3.627' (110.56 \text{ cm. })$$

DIAMETRO DE EQUIPO 110 cm.

3 .-PRUEBAS EXPERIMENTALES

--- =====

3.1. PRUEBAS HECHAS EN PLANTA.

3.1.a. PRUEBAS DE REFINACION QUIMICA.

En la planta de refinación se hicieron corridas de pruebas con diferentes tipos de crudos.

Las condiciones generales fueron

- Flujo 7,000 LT/hr. del crudo.
- Flujo de soda el valor estiquiométrico más un 20 % para el aceite de pescado y soya, 40 % para el algodón 10 % para la palma.

Temperatura inicial 85^o C

La concentración de la soda fue

producto	grado
PESCADO	18
ALGODON	22
PALMA	16
SOYA	16

- El flujo de agua de lavado fue 15 %, el flujo del crudo para el primer lavado y 10 % para el segundo, y 90^o C. de temperatura.

Observaciones y Conclusiones

- El sistema con la nueva máquina mejora, y es capaz de disminuir el jabón a niveles óptimos.
- Se puede trabajar cualquier tipo de crudo y los resultados son incluso inmejorables con la palma.
- Para los productos de menor acidez como la soya se nota un ligero incremento del aceite neutro en base de la borra.

ANALISIS

=====

	ACEITE			SODA CAUSTICA			SALIDA	SRPY	
	FLUJO	CARACTERIS.		TEMP.	FLUJO	Be	EXCESO	ACIDEZ	JABON
		FFA	IMP	° C.	LPH		%		
P E S C A D O	7,000	2.5	0.1	85	210	18	20	0.03	500
	7,000	2.5	0.1	85	210	18	20	0.03	450
	7,000	2.5	0.1	85	210	18	20	0.04	650
	7,000	2.5	0.1	85	210	18	20	0.03	520
A L G O D O N	7,000	1.3	0.2	85	100	22	40	0.04	550
	7,000	1.3	0.2	85	100	22	40	0.02	400
	7,000	1.3	0.2	85	100	22	40	0.03	500
	7,000	1.3	0.2	85	100	22	40	0.03	450
P A L M A	7,000	4.4	0.1	85	390	16	10	0.01	550
	7,000	4.4	0.1	85	390	16	10	0.02	600
	7,000	4.4	0.1	85	390	16	10	0.01	550
	7,000	4.4	0.1	85	390	16	10	0.03	600
S O Y A	7,000	0.9	0.2	85	87	16	20	0.03	70
	7,000	0.8	0.2	85	87	16	20	0.03	650
	7,000	0.8	0.2	85	87	16	20	0.03	700
	7,000	0.8	0.2	85	87	16	20	0.03	750

SALIDA DEL SECADOR

ANALISIS DE BORRAS

ACIDEZ	JABON	COLOR	HUMEDAD	MATERIA GRASA	AGL	A. N. B. H.	A. N. B. S.
0.04	45	11	70	30	27.9	2.1	7
0.04	48	11.5	75	25	22.5	2.5	10
0.04	40	11.2	65	35	30.8	4.2	12
0.04	35	10.5	72	28	25.76	2.24	8
0.05	35	8	70	30	27.4	3.6	12
0.05	30	10	75	25	21.5	3.5	14
0.05	40	9	68	32	28.2	3.8	12
0.05	35	10	80	20	17.2	2.8	14
0.1	45	130	60	40	37.2	2.8	7
0.1	35	130	55	45	42.3	2.7	6
0.12	35	130	60	40	37.2	2.8	7
0.08	40	130	57	43	39.6	3.4	8
0.07	55	10.5	80	20	17	3	15
0.08	60	9.4	75	25	21.5	3.5	14
0.05	65	7.8	80	20	17	3	15
0.06	55	7.9	85	15	12.3	2.7	18

INSTITUTO VENEZOLANO DE INVESTIGACIONES CIENTÍFICAS
 CENTRO NACIONAL DE INVESTIGACIONES AGROPECUARIAS
 CAROLINA, VENEZUELA

VALORES GUIAS PARA REFINACION ALCALINA DE ACEITES Y GRASA

Oils Fats	Molecular weight	Pre-treatment			Neutralization								Water washing					
		with concentrated phosphoric acid			Intermix			Shortmix			Re-refining				single wash amount of water % by vol- ume of oil	type of mixer (speed)	counter current double wash amount of water % by vol- ume of oil	
		temp °C	amount of acid % by weight	type of mixer (speed)	strength of lye FFA <3%	lye excess % over stoichiometric	type of mixer (speed)	strength of lye FFA <3% FFA >3%	lye excess % over stoichiometric	type of mixer (speed)	temp °C	strength of lye %	lye excess % by vol- ume of oil	type of mixer (speed)				
peanut, corn, sesame, safflower, sunflower, soybean, linseed, rapeseed*) rapeseed**)	282 308	85-95 "	0.1 "	knife (highest)	3N-5N	40-60	knife (high)	4-5N	5-7N	25-40	disc or knife (high)	85-95	4N	0.5-1	knife (low)	10	knife	3-5
turnip rape	308	"	"	"	"	"	"	"	"	"	"	"	"	"	"	"	"	"
palm	263	85-95	0.025- -0.05	"	-	-	-	"	"	"	or external USM***)	-	-	-	-	"	"	"
palm-kernel	214	"	"	"	-	-	-	2N	2N	10-25	disc (idle or low)	-	-	-	-	"	"	"
coconut	205	"	"	"	-	-	-	"	"	"	"	-	-	-	-	"	"	"
hardened oils, bleached oils	-	-	-	-	-	-	-	1N	-	0.5-2	"	-	-	-	-	"	"	"
fish, tallow, lard, and other related oils	282	85-95	0.025- 0.05	-	-	-	-	4-5N	5-7N	20-35	disc	-	-	-	-	"	"	"
olive	282	"	"	"	-	-	-	"	"	25-50	-	-	-	-	"	"	"	
rice bran	282	"	0.05-0.2	"	-	-	-	4-5N	4-7N	25-40	disc or external USM***)	85-95	4N	0.5-1	knife (low or high)	"	"	"
cotton seed, kapok	282	70	0.025-0.1	"	3-5N	40-70	knife (high)	3-5N	5-7N	30-50	disc or knife (high)	"	4-7N	"	"	"	"	"

INSTITUTO NACIONAL DE INGENIERIA
BIBLIOTECA CENTRAL

TEMPERATURA

*) = low euric acid rapeseed
**) = high euric acid rapeseed
***) = Ultra Short-Mix

3.1.b. - PRUEBAS DE BLANQUEO

Las pruebas de blanqueo tienen como objeto el de mostrar el efecto de la tierra sobre los contaminantes solubles que tiene el aceite y que son un veneno para el catalítico en la hidrogenación, las pruebas se realizaron con dos tipos de tierra; luego el aceite blanqueado fue hidrogenado con el método tradicional para comprobar el efecto de la actividad de la tierra.

Es necesario recalcar que los resultados nos conducían al uso de la tierra tonsil o Natril o en su efecto al empleo de mayor proporción de tierra Natril para eliminar los venenos que tiene el aceite de pescado.

Como conclusión del trabajo, se observó que el tiempo de hidrogenación disminuye con la cantidad y calidad de tierra empleada en el blanqueo.

Cuando se hicieron pruebas en el Convertidor necesito de 38 Kgrs de Catalítico para un tiempo de hidrogenación de 3:30 hrs; con la mejora del blanqueo se utilizan 25 Kgrs. de Catalítico que significa un 34% menos.

Si tomamos el problema por otro lado, tenemos que de 4:55 hrs. promedio de hidrogenación se disminuye a 3:23 hrs. (31% de ahorro) agregando 25 Kgrs de Catalítico.

A continuación se hace un análisis detallado de los problemas encontrados y su solución.

Metodo de Trabajo

- 1.- El aceite proveniente de la seccion de neutralización es cargado en la paila de blanqueo provista de agitador, con serpentín de calentamiento y sistema de vacío.
- 2.- La paila es puesta bajo vacío y luego la tierra de blanqueo es agregada a la temperatura de 65 C.
- 3.- La mezcla es agitada y calentada hasta 95 C.
- 4.- Se hace permanecer la mezcla por 20' en el recipiente.
- 5.- Se procede a filtrar el aceite.
- 6.- El aceite filtrado es llevado a un convertidor donde es hidrogenado bajo condiciones estandar para mostrar el efecto del blanqueo.

Observaciones y Conclusiones:

Las pruebas realizadas confirman que mayor a mayor cantidad de tierra (un mejor blanqueo) la hidrogenación toma menos tiempo.

La tierra Tonsil tiene un mejor efecto global sobre el aceite de pescado que la tierra natril y su equivalencia es 2 a 1.

El cuadro de poder blanqueante definido como el gradiente de color entre la cantidad de tierra vs el tiempo de hidrogenación tambien confirma lo dicho.

La tierra Natril tiene un mayor efecto sobre el fosforo y el jabon que la tierra Tonsil.

No obstante el punto #4 es necesario recordar que en blanqueo , el jabon es un desactivante de la tierra y que

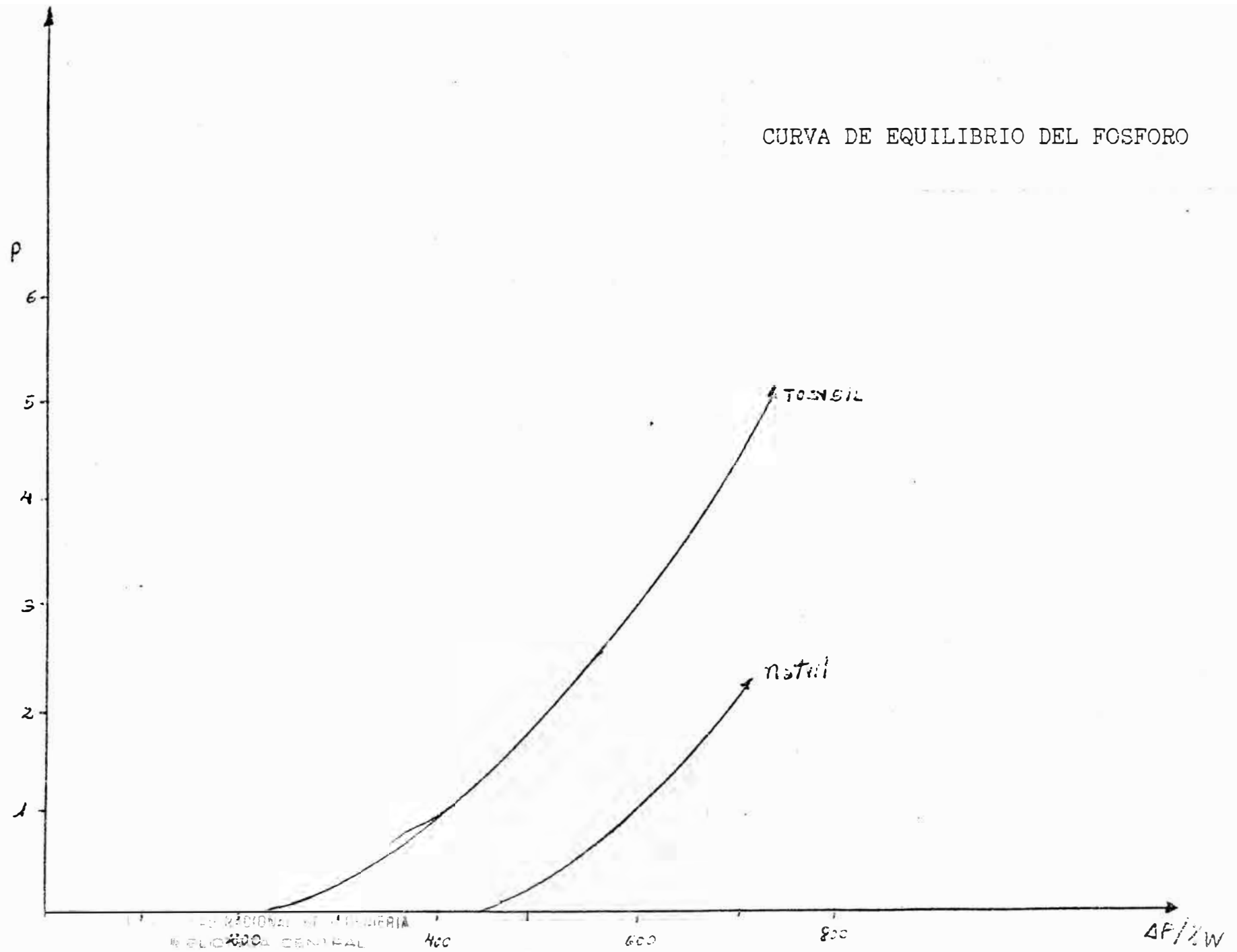
debido a esto, la tierra puede tener una influencia en otros venenos.

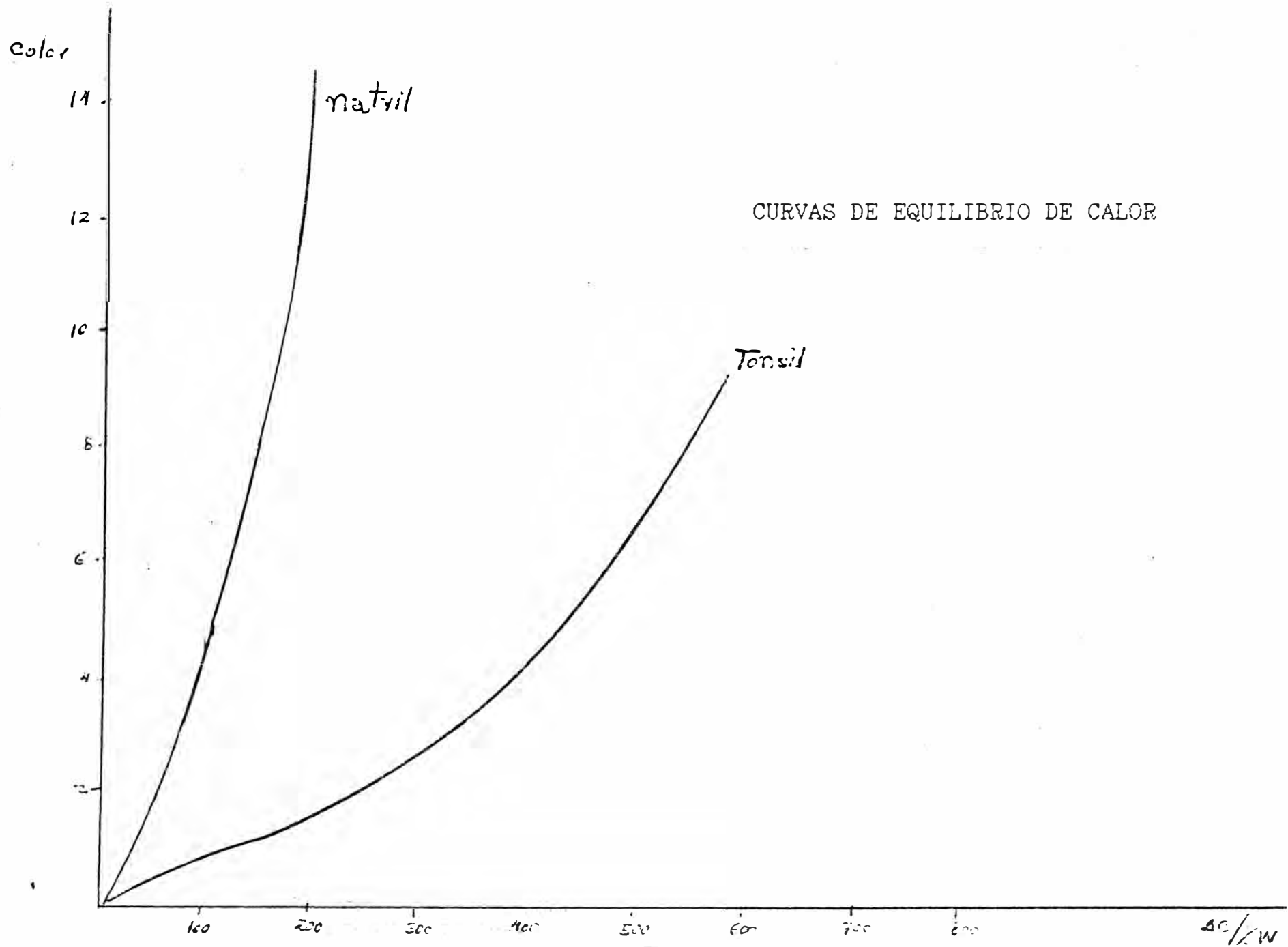
PRUEBAS EXPERIMENTALES DE BLANQUEO

	BOLSAS	LOTE	CI	CF	DC	JI	JF	DJ	ACI	ACF	DAC	IPI	IPF	DP	FI	FF	DF	TIEMPO
N A T R I L	4	634	8	7.8	0.2	4	1.2	2.8	0.06	0.07	0.01	8.2	4	4.2	--	1.5	--	--
		697	8.6	7.2	1.4	18	2.4	15.6	0.08	0.04	0.04	5.2	5.8	0.6	7.2	1.35	16.02	4:25
	6	676	12.5	10.2	2.3	20	4	16	0.07	0.1	0.03	5	3	2	4.2	0	4.2	5:00
		694	7.8	6.8	1.0	10	1.2	8.8	0.04	0.06	0.02	10.8	2	8.8	--	6.5	--	5:20
		640	8	7.5	0.5	8	1.2	6.8	0.05	0.07	0.02	11	4.4	6.6	12.1	6.3	5.8	5:00
		677	14	9.5	5.5	10	0.8	9.2	0.09	0.1	0.02	6.6	1.6	5	8.5	1.2	7.3	4:40
	8	657	10.5	8.5	2	4	4	0	0.12	0.12	0	6.5	6.7	0.2	--	2	--	2:30
		672	14.5	7.3	7.2	24	1	23	0.17	0.19	0.02	4.5	1	3.5	6.2	0	6.2	4:25
		664	8.2	7.8	0.4	9.6	2	7.6	0.06	0.06	0	6.8	1	5.8	6.8	0	6.8	3:00
	12	738	9	6.3	2.3	18	3	15	0.05	0.07	0.02	7.2	2.2	5	3	0	3	3:25
		709	12.5	7.2	5.3	16	1.2	14.8	0.1	0.14	0.04	6.6	0.8	5.8	10.2	4.2	6	--
	O N S I L		704	15.7	8	7.7	16	0.8	15.2	0.1	0.07	0.03	5	1.2	3.8	5.1	1.1	4
6		698	8	6.5	1.5	16	4	12	0.04	0.08	0.04	6.8	6.7	0.1	1.9	0.8	1.8	3:00
		667	14	9.5	5.5	14	2	12	0.06	0.1	0.04	4.8	1.2	3.6	16.3	0	16.3	3:40
8		661	13.5	6.7	6.8	18	3	15	0.05	0.09	0.04	6.6	1.3	5.3	--	1.5	--	3:10

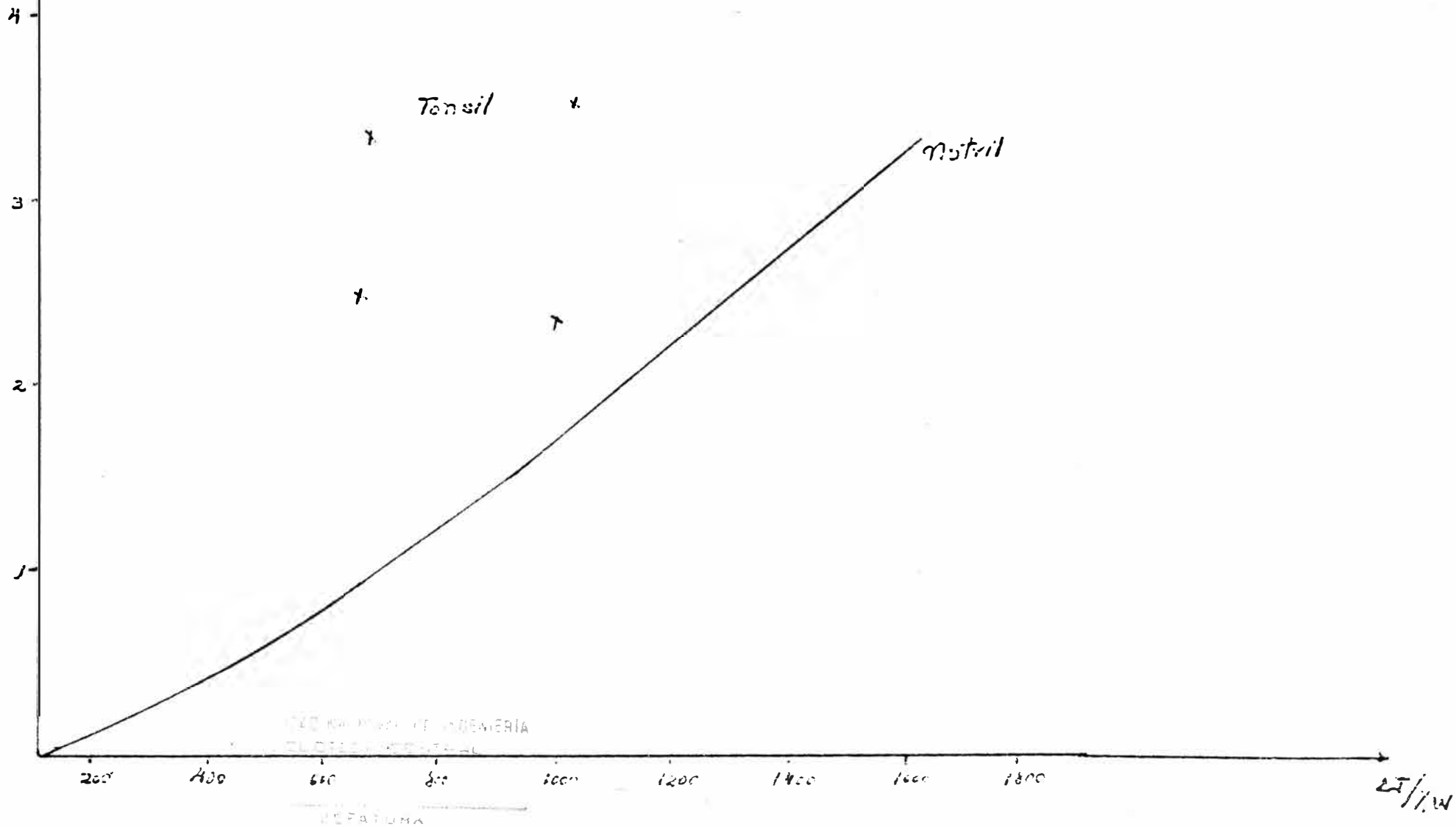
F

CURVA DE EQUILIBRIO DEL FOSFORO





CURVA DE EQUILIBRIO DE JABON



800

PODER BLANQUEADOR VS
TIERRA DE HIROGENACION

Tensil

700

600

500

400

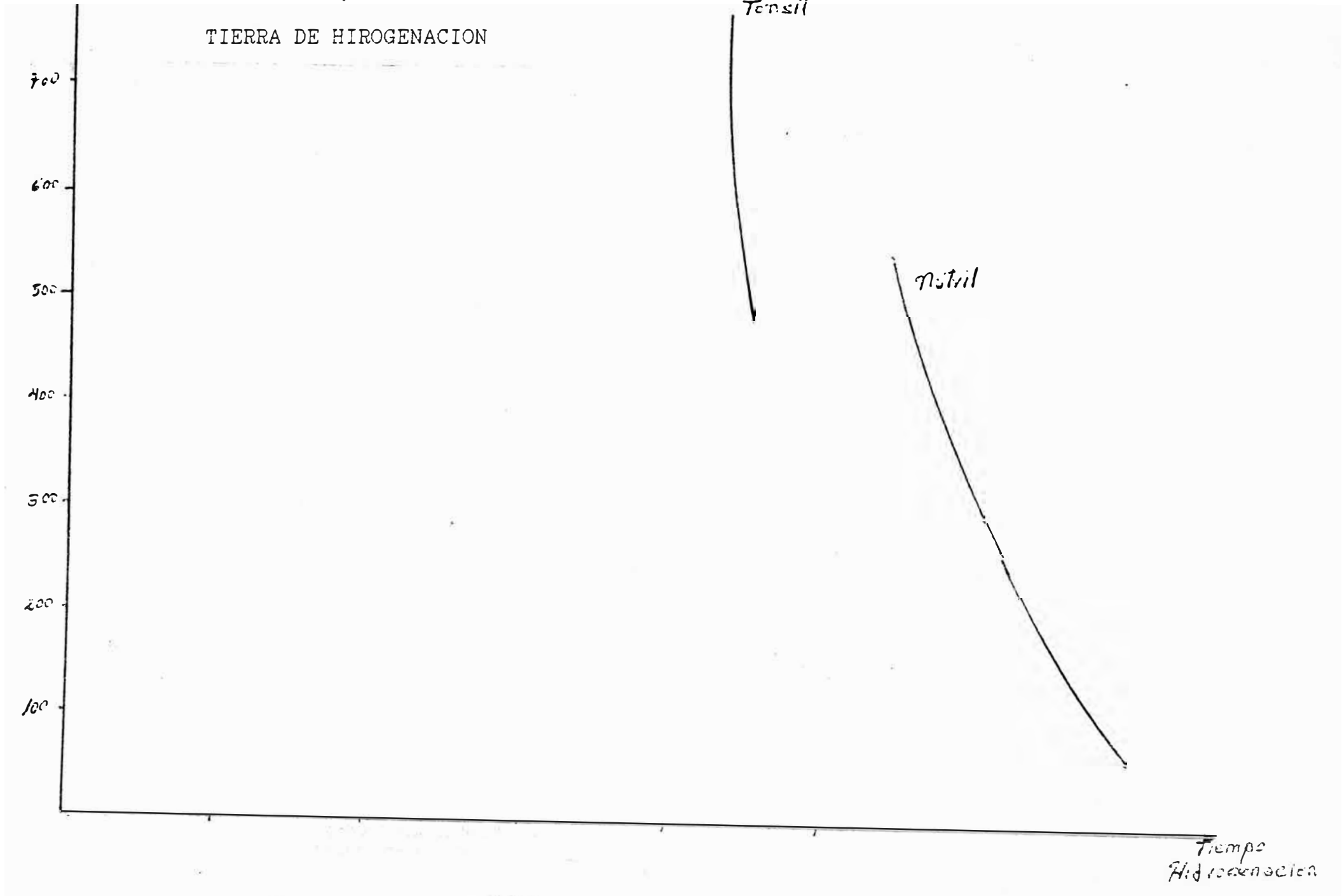
300

200

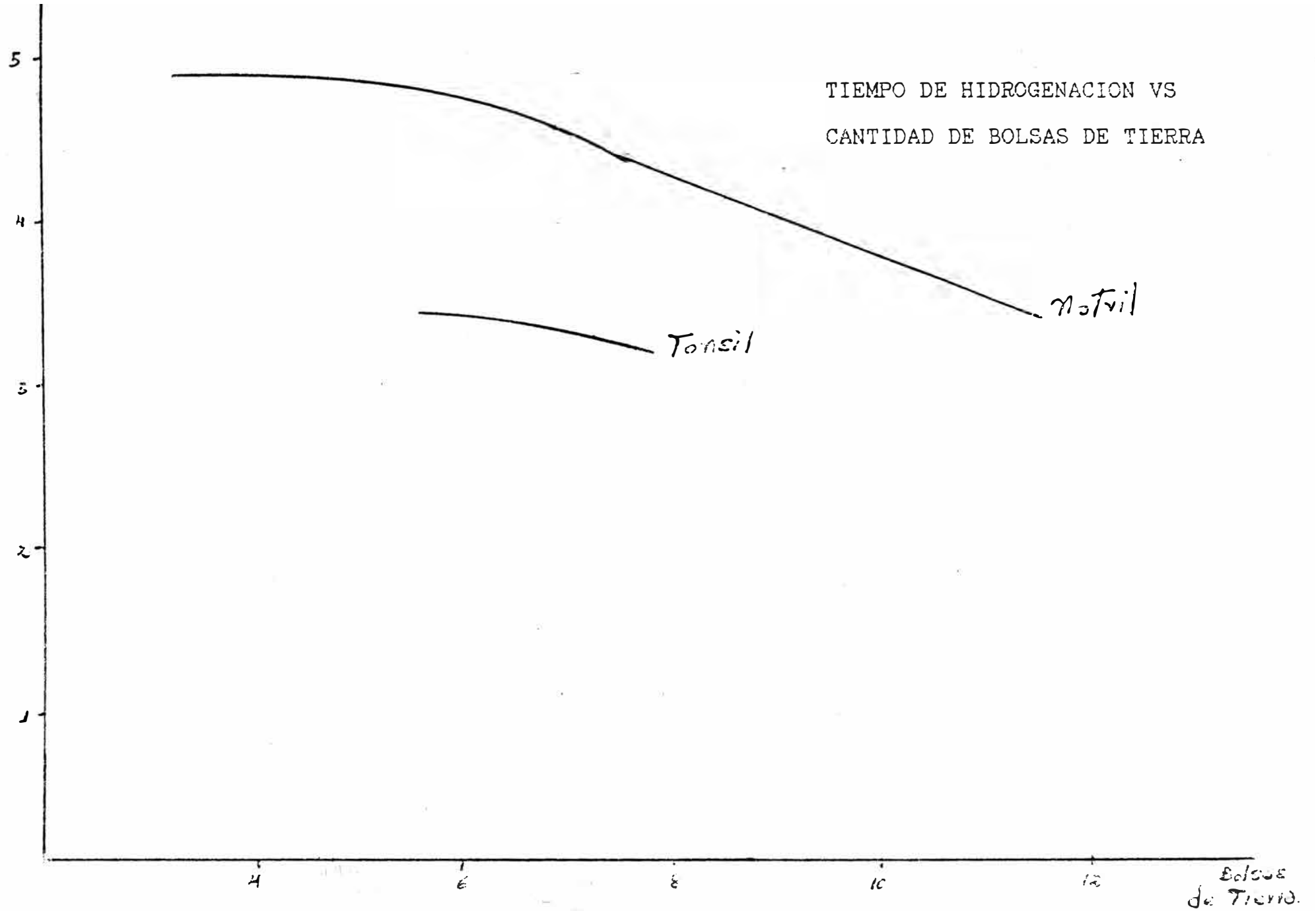
100

nitil

*Tiempo
Hidrogenacion*



Tiempo de
hidrogenación



3.1.c. - Pruebas de Hidrogenación :

Estas pruebas se han llevado a cabo siguiendo dos métodos diferentes y dos tipos de catalíticos Nysosel y G53-f. que se detallan a continuación:

Primer Método:

Es el que se emplea tradicionalmente, y en el cual el catalítico se añade por etapas durante la hidrogenación.

Segundo Método:

Consiste en agregar el catalítico en una sola adición, consiguiéndose que la hidrogenación se realice en forma continua, manteniendo ligeramente abierta la válvula de purga del reactor para eliminar los gases indeseables que se forman durante la reacción.

En el primer caso, los resultados muestran que la actividad del catalítico G53F es mayor que la del G53H y la del NYSOSEL respectivamente.

Se observó también que la prueba 2, empleando catalítico G53F, se realizó en menor tiempo que la prueba con catalítico NYSOSEL (prueba 1). No obstante es necesario señalar que al utilizar el segundo método, los resultados se invirtieron. Los motivos por lo que ocurrió esto se detallan en el resumen anexo.

1.- Actividad

Como ya es sabido, la actividad de un catalítico se

PRUEBAS DE HIDROGENACION

<u>LOTE</u>	<u>CATALITICO</u>	<u>TIEMPO</u>	<u>CANTIDAD-KG</u>
1050	NYSOSEL	03:35	25
1051	G53F	03:00	25
1055	NYSOSEL	02:05	18
1056	G53F	03:00	18
1067	NYSOSEL	01:10	18
1061	G53F	02:50	18

mide en función al tiempo empleado para obtener una determinada cantidad de índice de yodo.

La actividad depende, entre otros factores, tales como: presión, temperatura y presencia de gas en el reactor relativos a una determinada cantidad de catalítico.

Es necesario establecer que mayor presión no significa mayor cantidad de hidrógeno en contacto con el aceite. Esta falacia, si no se toma en cuenta, permite que no se tenga en claro el fenómeno de la hidrogenación. Como premisa debemos señalar que la presión no es otra cosa que una condición intensiva de la reacción.

Explicado en otra forma: con diferentes condiciones de presión y temperatura se pueden tener los mismos flujos de gas o viceversa.

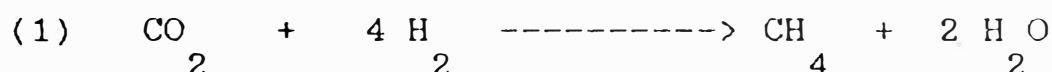
La hidrogenación es un fenómeno que se produce en dos lugares y en formas distintas dentro del reactor. La primera reacción se lleva a cabo cuando entran en contacto las burbujas de gas y la masa de aceite agitada, y la segunda reacción se lleva a cabo entre la masa de gas de la parte superior del reactor y la superficie del aceite. La reacción entre las burbujas de gas y la masa de aceite es la más importante.

De acuerdo al método tradicional, el determinante de la hidrogenación sería la reacción superficial en el reactor, se asume que cuando se agota, la presión en el reactor se mantiene (con los gases indeseables, producto de la

reacción), y no habrá mas ingreso de gas -- fresco que permita que la reacción continúe.

1.- Caso de Agotarse la Reaccion Superficial

Nuestra Planta de Gas produce H₂ contaminado con CO₂, este CO₂ con el H₂ y en determinadas condiciones de presión y temperatura, puede generar metano y agua de acuerdo a la reacción (1), lo que explicara la presencia de agua en la hidrogenación.



Los gases asi originados enrarecerán la camara superior de H₂ y ocasionarán que la reacción se agote, conservando la presión y, por ende, no permitiendo el ingreso de hidrógeno fresco.

El operador, de manera intuitiva, purgara el reactor y agregara catalitico nuevo al observar que la reacción no avanza.

En resumen: mediante el método tradicional, el flujo de gas en la masa de aceite es dependiente de la presión y del espacio fisico existente en el reactor, para acumular hidrógeno.

A continuación y despues de este preambulo, se detallan los resultados obrenidos en las pruebas 1 y 2, y que han sido realizada tendiendo en consideración el método expuesto.

El catalitico G53F ha sido el de mayor actividad en las

pruebas realizadas. Esto se explica ya que el NYSOSEL, por su mayor actividad produce reacciones colaterales con formación de agua.

Las reacciones colaterales aumentaban rápidamente la presión y aceleraban el ingreso de H₂ produciendo el efecto de conclusión de la reacción como se ha explicado anteriormente.

Por el contrario, en forma engañosa el catalítico G53F, al ser menos activo, no producía reacciones colaterales, lograndose aparentemente mejores resultados.

Al variar el método (de 1 a 2) se observó claramente la actividad real de cada catalítico, pues se eliminó el efecto del agua, y otros contaminantes, sobre la hidrogenación.

2.- Selectividad

Como se observa en la tabla adjunta, no siempre a una mayor actividad corresponde una mejor selectividad.

Por ejemplo, el NYSOSEL resultó ser, inicialmente, el catalítico más activo y selectivo, pero, se puede observar que a medida que la actividad aumenta, la selectividad disminuye.

No obstante, es necesario realizar una mayor cantidad de pruebas con el fin de encontrar las condiciones de presión y temperatura más adecuadas, con un menor tiempo de hidrogenación proporcionan un mejor cold test del
A.L.M.P.

3.- Cálculo del Flujo de Hidrógeno

Actualmente, no se puede obtener un dato exacto del flujo de gas, porque el contómetro de gas que existe está graduado para medir gas a 5 KgF/cm² de presión y la hidrogenación se lleva a cabo entre 0.4 KgF/cm, lo que da una lectura indebida.

A pesar de esto se puede hacer una aproximación teniendo en cuenta que una hidrogenación con el método de purga continua tarda 2 horas, y una hidrogenación con el método tradicional tarda 4 horas.

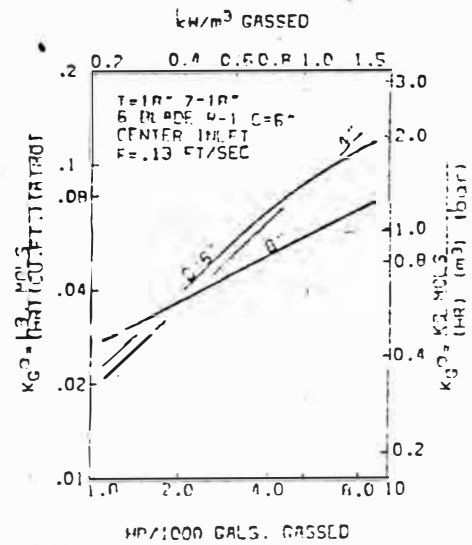
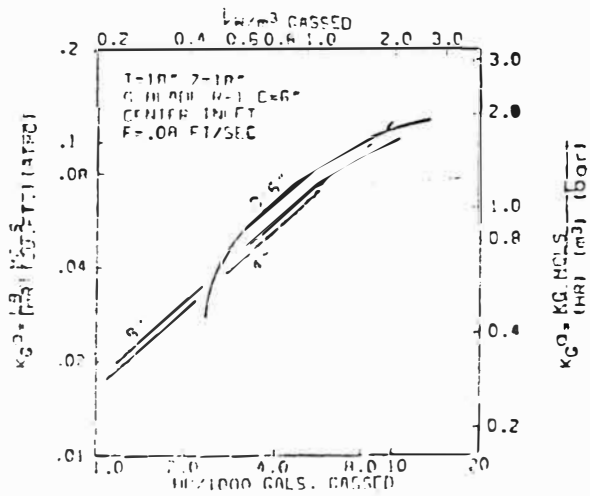
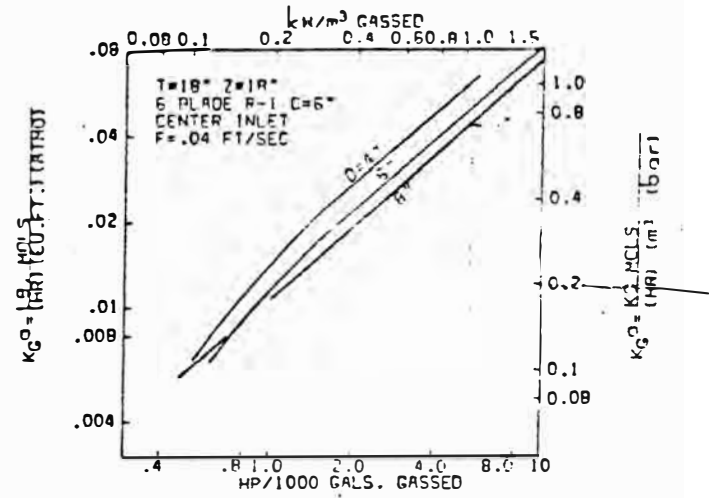
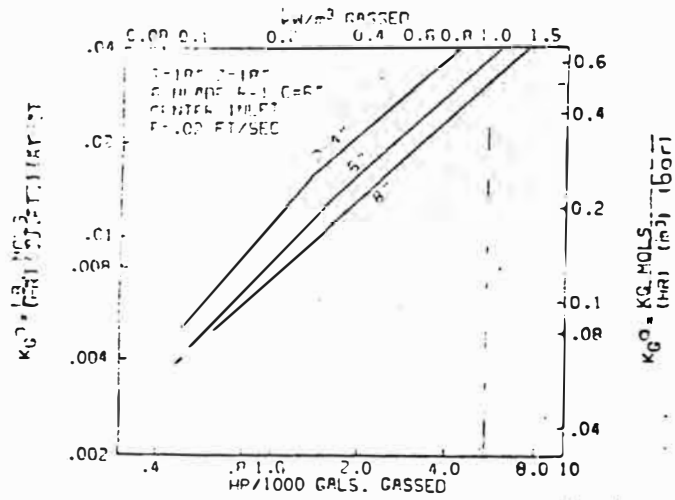
- Método de Purga Continua

Una hidrogenación estequiométricamente consume 887 m³ de hidrógeno en 120 minutos de operación.

- Flujo	=	7.39 m ³ /min.
- Area Transversal	=	4.5238 m ²
- Velocidad	=	7.39/60

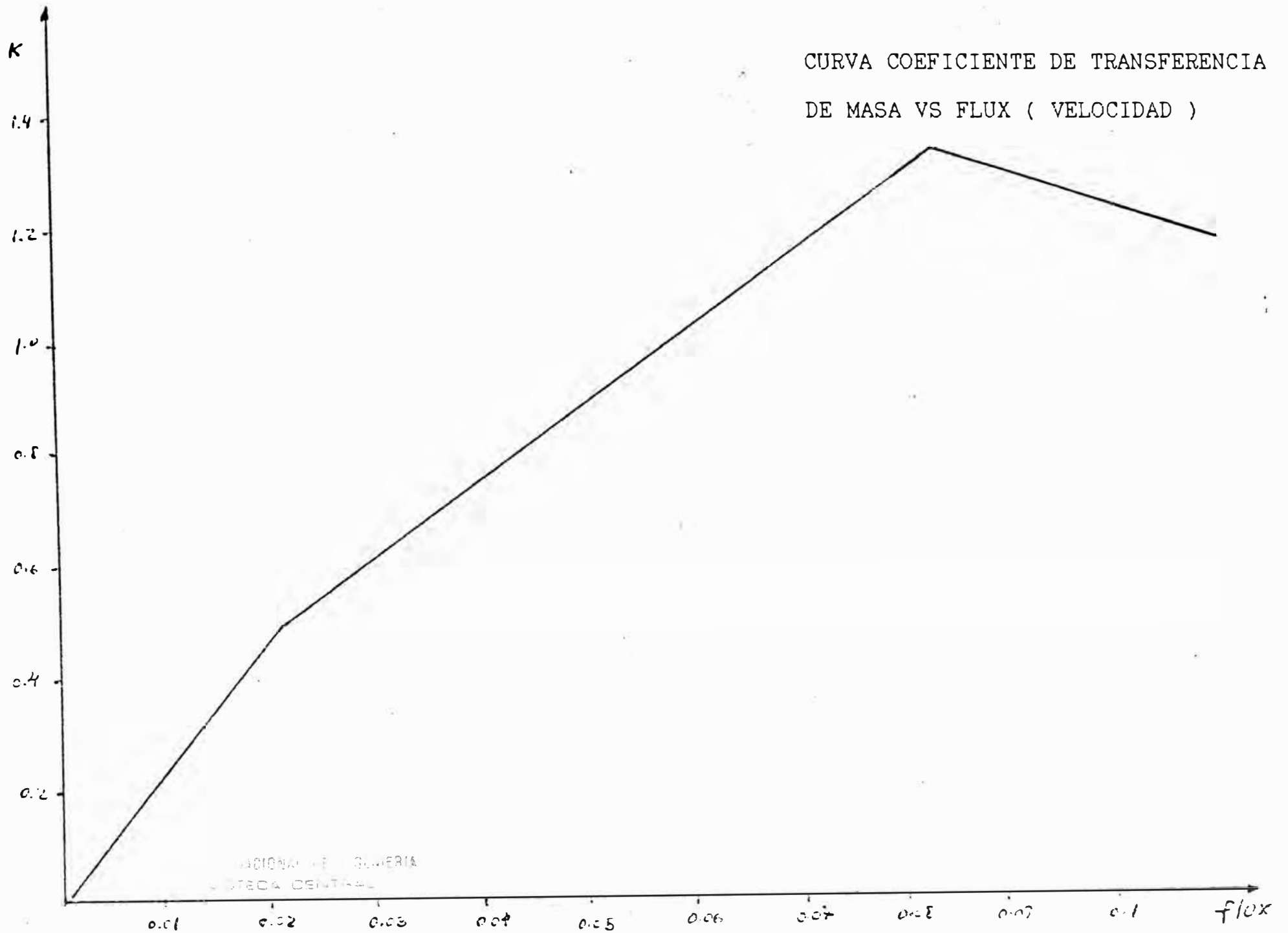
		4.5238

$$0.027 \text{ m/seg (0.08538 pie/seg)}$$



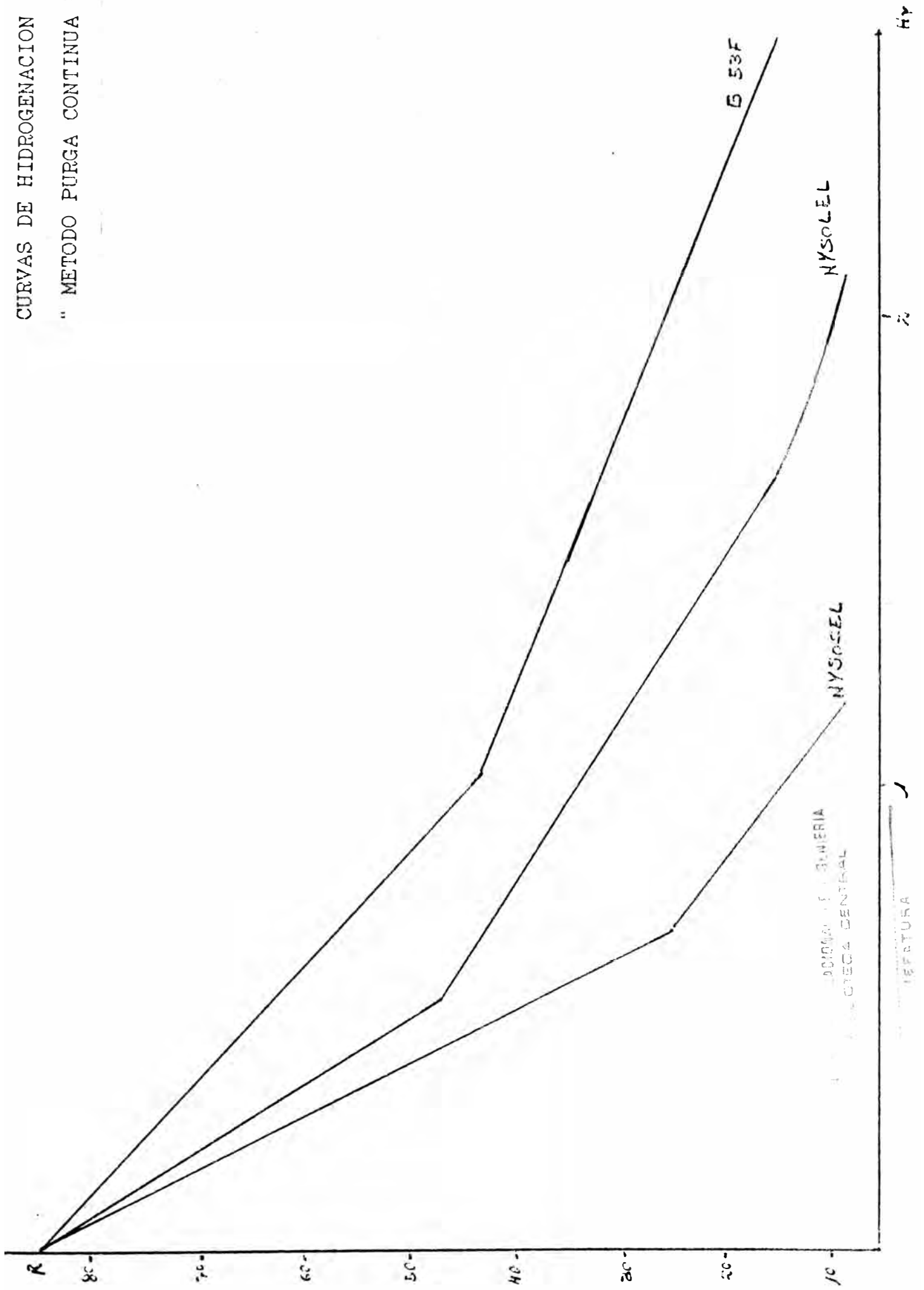
GRAF. DE LOS COEF. DE TRANFERNCIA PARA DIRENTES FLUJOS DE GAS

CURVA COEFICIENTE DE TRANSFERENCIA
DE MASA VS FLUX (VELOCIDAD)



NACIONAL DE INGENIERIA
BIBLIOTECA CENTRAL

CURVAS DE HIDROGENACION
 " METODO PURGA CONTINUA "



- Metodo Tradicional

La hidrogenación consume 887 m^3 de hidrogeno en 240 minutos de operación.

$$\begin{aligned} - \text{ Flujo} &= 3.6958 \frac{\text{m}^3}{\text{min}} \\ - \text{ Area Transversal} &= 4.5238 \text{ m}^2 \\ - \text{ Velocidad} &= \frac{3.6958/60}{4.5238} = \end{aligned}$$

$$0.0136 \text{ m/seg} \quad (0.0429 \text{ pie/seg})$$

Con los valores de velocidad de gas a traves del aceite obtenido anteriormente y empleando las curvas del libro de Mezcla de Fluidos. del Dr. Oldshoe, se obtiene una relación entre el flux de gas (velocidad) y el coeficiente de masa. Es necesario anotar que las curvas mencionadas corresponden a otro tipo de reacción y bajo otras condiciones de proceso ,pero de igual forma la curva obtenida proporciona una idea clara del fenómeno y de las variables a optimizar.

El método es el siguiente:

Tomando algunos puntos de las curvas (libro del Dr. Oldshoe) se determina una gráfica que explica claramente la dependencia del coeficiente de transferencia con el flujo de gas a traves del aceite.

Para elegir los puntos se necesita conocer las potencias consumida por el agitador por 1,000 galones de aceite (5.8 hp/1000). Además es necesario tener en cuenta que

la relación de diámetros entre el agitador y el reactor es de 0.54 ; por lo que es necesario escoger la mayor relación de diámetros (agitador-reactor) en las curvas que, como puede observarse , corresponde a una paleta de 8 pulgadas para un reactor de 18 pulgadas. En esta curva se puede ver que el cambiar el metodo de hidrogenación lo que hizo fue aumentar el flujo de gas en el aceite, y a su vez modificar el coeficiente de transferencia de masa.

4.- Observaciones y Conclusiones

- La temperatura y presión son factores intensivos y con el método de purga continua, el flujo de gas se hace independiente.
- La dependencia de la actividad con la presión se explica por que en la parte superior del reactor de gas se enrarecia rápidamente por la presencia de agua y otras impurezas gaseosas con la purga cerrada.
- Es necesario comprobar si el recirculador de gas puede, realmente, extraer agua.
- Es necesario probar cuanto de esta agua puede eliminarse por el recirculador, a baja presión, y quedara en forma de CO_2 y metano.
- Siempre será necesario mantener una purga continua, ya que no debemos olvidar que aunque eliminemos el agua, y no hay CO_2 , el metano no puede condensarse.
- Con el método de purga continua se da una menor pérdida de hidrógeno. Esto aunque parezca difícil de

creer, es factible ya que la reacción se produce en menor tiempo y no se necesita purgar la cámara totalmente, como se realiza en el método tradicional, donde todos los gases contaminantes indeseables incluyendo el H₂ útil se eliminan con la purga total.

- Adicionalmente, en el método de purga continua no es necesario utilizar el vacío, pues no se hacen purgas totales durante la reacción. Este método resulta ideal para los Convertidores 1 y 3.

- De igual manera, el consumo de potencia del motor del agitador disminuye por dos motivos:

a.- El tiempo de hidrogenación es menor.

b.- Hay mayor presencia de gas en el aceite.

- Debido a que la reacción es altamente exotérmica, se puede iniciar la hidrogenación a temperaturas menores, de tal manera que se asegura un substancial ahorro de combustible.

- Se debe de diseñar un tipo de sistema de control que permita tener la purga continua.

- El método de adiciones parciales es enganoso lo cual explica la diferencia de actividad de ambos métodos (ver gráficas).

- La mayor actividad en iguales condiciones de presión y temperatura y una misma cantidad de catalítico depende del flujo de gas a través de la masa del aceite; Ver gráfico del coeficiente de transferencia con el flux de gas.

3.1.b.- PRUEBAS DE BLANQUEO :

Las pruebas de blanqueo tienen como objeto el de mostrar el efecto de la tierra sobre los contaminantes solubles que tiene el aceite y que son un veneno para el catalítico en la hidrogenación, las pruebas se realizaron con dos tipos de tierra; luego el aceite blanqueado fue hidrogenado con el método tradicional para comprobar el efecto de la actividad de la tierra.

Es necesario recalcar que los resultados nos conducian al uso de la tierra tonsil o Natril o en su efecto al empleo de mayor proporción de tierra Natril para eliminar los venenos que tiene el aceite de pescado.

Como conclusión del trabajo, se observo que el tiempo de hidrogenación disminuye con la cantidad y calidad de tierra empleada en el blanqueo.

Cuando se hicieron pruebas en el Convertidor necesito de 38 Kgrs de Catalítico para un tiempo de hidrogenación de 3:30 hrs; con la mejora del blanqueo se utilizan 25 Kgrs. de Catalítico que significa un 34% menos.

Si tomamos el problema por otro lado, tenemos que de 4:55 hrs. promedio de hidrogenación se disminuye a 3:23 hrs. (31% de ahorro) agregando 25 Kgrs de Catalítico.

A continuación se hace un análisis detallado de los problemas encontrados y su solución.

3.1.d.- PRUEBAS DE WINTERIZACION

En las pruebas de winterización se utilizo aceite de pescado para el cual; esta etapa es imprescindible en su comercialización en forma liquida. La palma igualmente es winterizada .

No obstante el aceite de pescado es el más delicado de procesar.

Condiciones de Operacion

Se hicieron un total de 20 pruebas ; en 10 pruebas el agua de enfriamiento fue 10 °C y con equipos de control ON-OFF de uso normal.

las restantes con una curva de winterización hallada experimentamente y con un equipo de control electronico de rampas y con 2 flujos de agua ; una tibia de 26 C y otra helada de 10 C.

Observaciones y Conclusiones

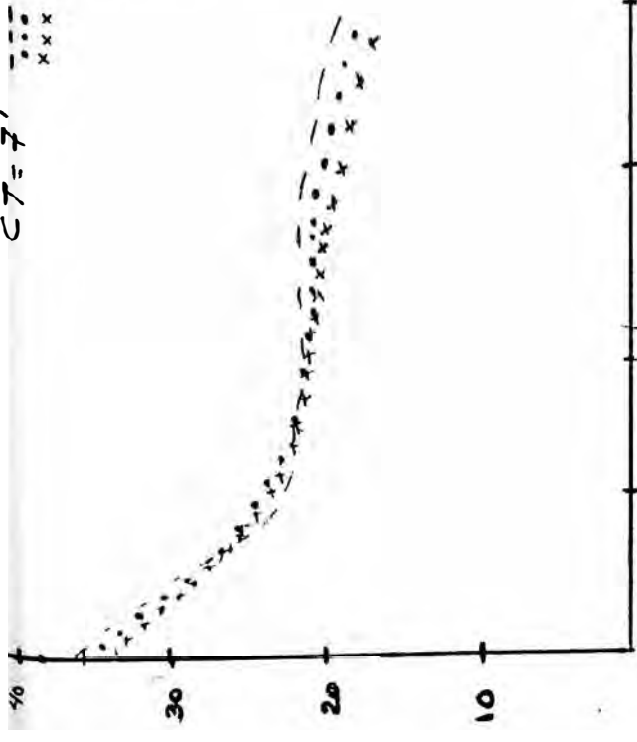
- El sistema tradicional es muy variable y está lejos de ser considerado un buen sistema de control.
- El sistema electronico de rampa es al mas adecuado para cumplir con las exigencias del sistema. El cual a permitido una mejora del cold test (prueba de resistencia al frio de 6.2 a 8.4 es decir un 35.5 %. Aunque como puede verse este aumento del cold test no significa una mejora en el rendimiento.
- Otro factor importante es el control que se hace sobre

la temperatura del agua de enfriamiento el cual asegura una pequeño diferencial de temperatura en toda la masa y una adecuada cristalización.

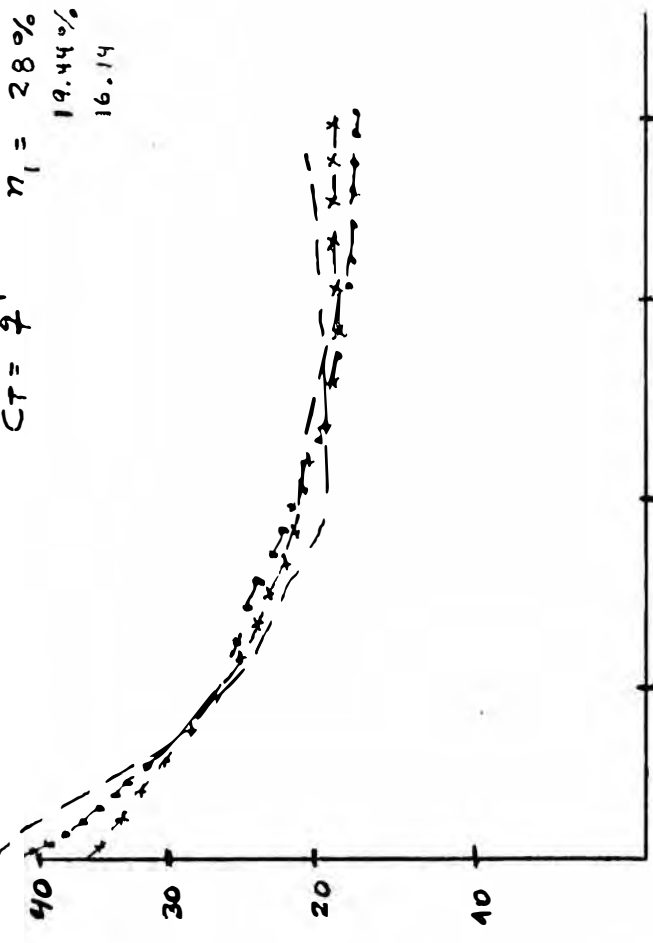
Tablas de resultados :

#	C.T.	%	#	C.T.	%
1	5	85	1	12	75
2	7	81.67	2	7	81.1
3	5	66.66	3	7	72
4	6	73.33	4	7	80.56
5	6	84	5	7	74
6	6	71.9	6	8	83.4
7	6	66.66	7	9	83.25
8	7	83.86	8	9	83.34
9	7	81.42	9	9	72.4
10	7	81.67	10	9	64.79
		6.2			8.4
		77.6			77.2

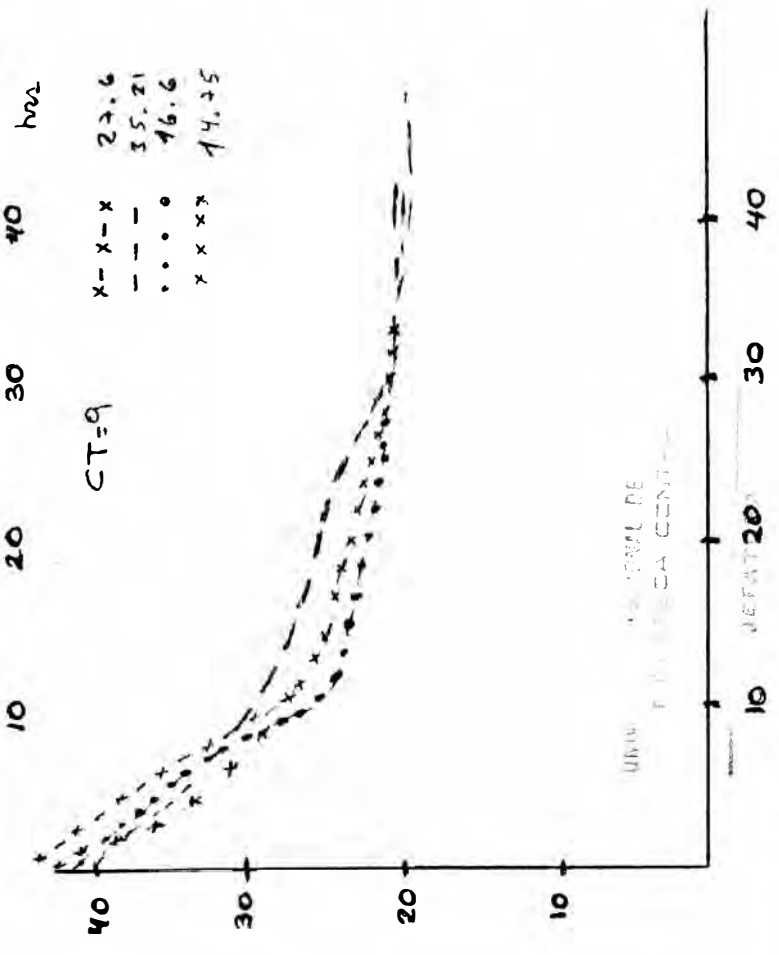
CT = 7
 --- 18.9
 . . . 18.33
 x x x 18.58



CT = 9
 $\eta_1 = 28\%$
 19.44%
 16.14

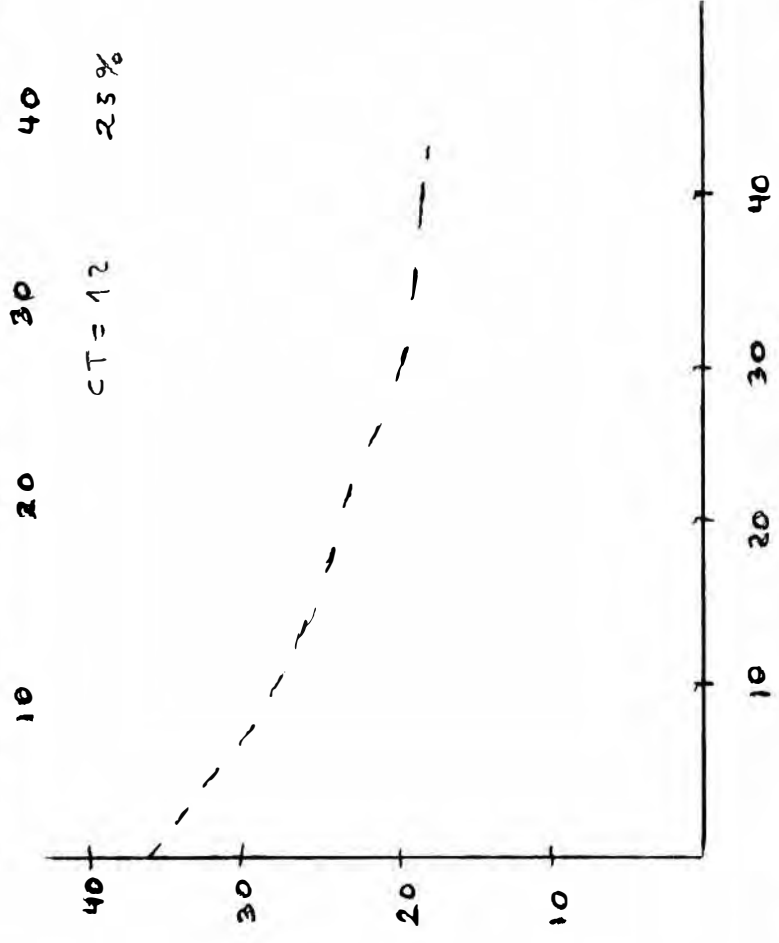


CT = 9
 x-x-x 27.6
 --- 35.21
 . . . 46.6
 x x x x 44.25



UNIVERSITAT DE
 VALÈNCIA

CT = 12
 25%



de vacío.

Obtenidos los 4 mmHg es de suponer que el tiempo de desodorización se reduzca.

- No obstante la calidad del producto final es buena aunque la acidez que debiera salir con 0.05 esta en 0.07 + 0.01.

- Las normas para aceites señala un máximo de 0.1 para aceite y 0.15 para margarinas.

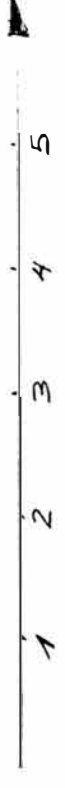
Pescado + Algodon



Pescado + Algodon



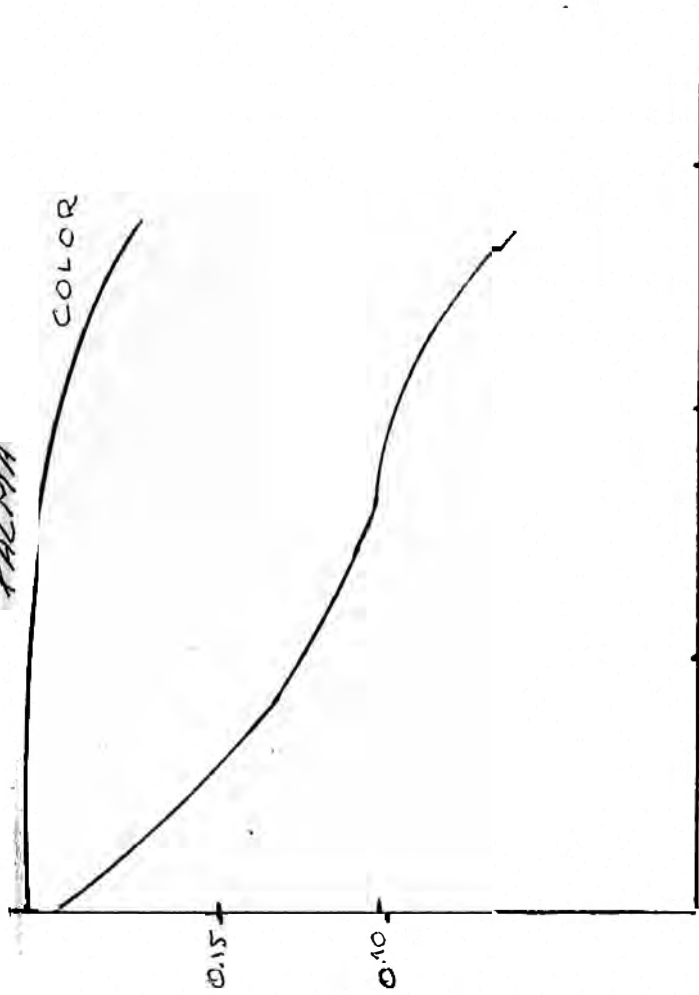
Pescado + Algodon



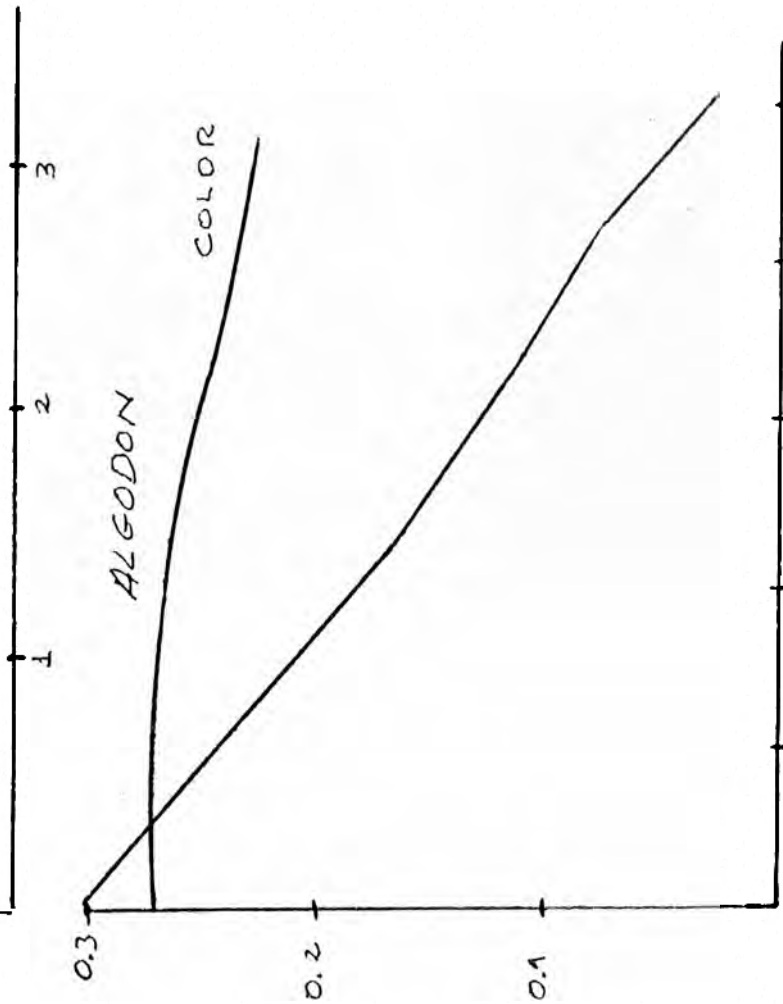
Pescado + Algodon



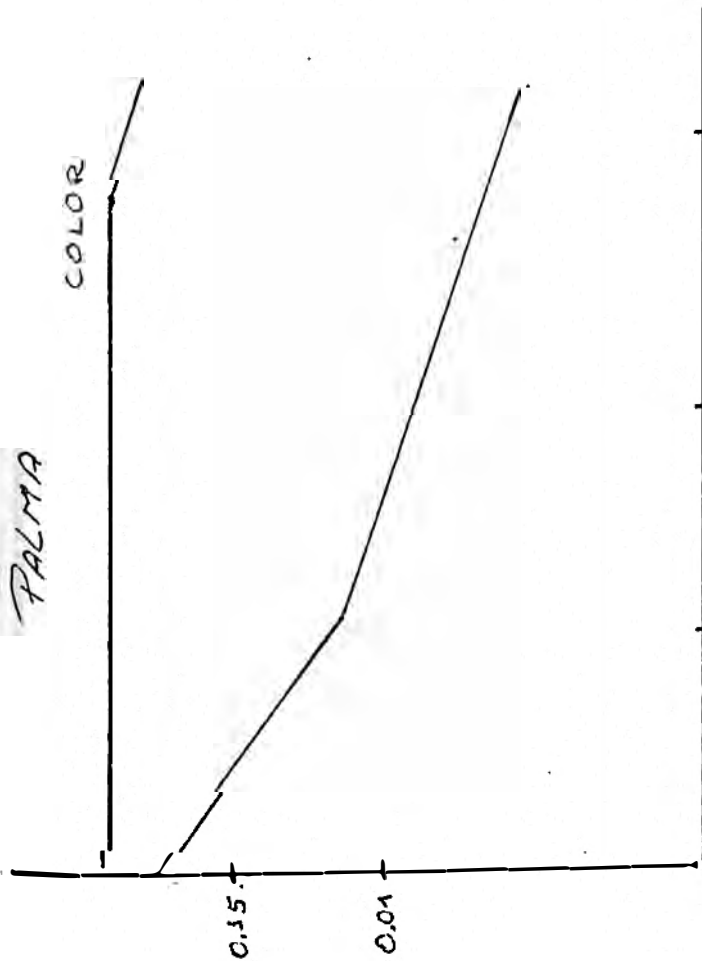
PALMA



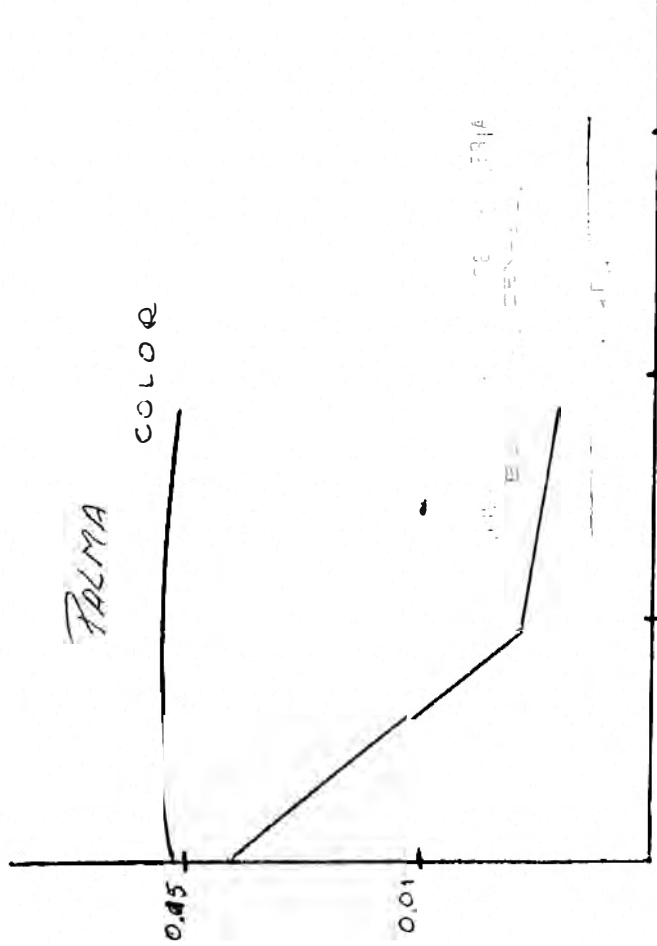
ALGODON



PALMA



PALMA



BIBLIOGRAFIA

- 1.- ROBERT HASTER "HYDROGENATION PROCEEDINGS OF AOCS COLLOQUIUM", AMERICAN OIL CHEMIST SOCIETY USA,1987
- 2.- BAILEY "ACEITES Y GRASAS",REVERTE,ESPANA,1987
- 3.- PERKINS "ANALYSIS OF LIPIDS" , McGraw-Hill,USA,1987
- 4.- BERNARDINE,M.A "LA INDUSTRIA DEL ACEITE",REVERTE,ESPANA, 1986
- 5.- ANDERSON "REFINACION DE ACEITES Y GRASAS " ,CONTINENTAL, MEJICO, 1985
- 6.- ALFA LAVAL INFORMACION TECNICA,SUECIA,1989
- 7.- HARSHOW INFORMACION TECNICA ,HOLANDA,1988
- 8.- DE-SMET INFORMACION TECNICA, BRLGICA,1988
- 9.- PERRY CHILTON "BIBLIOTECA DEL INGENIERO QUIMICO",McGraw-Hill,MEJICO,1986
- 10.- ALVARO DEL SOLAR "APUNTES TECNICOS",PERU,1970-1989
- 11.- AGUSTIN ZAFRA "APUNTES TECNICOS",PERU,1970-1989