

UNIVERSIDAD IBEROAMERICANA

Incorporada a la Universidad Nacional Autónoma de México

ESCUELA DE CIENCIAS QUIMICAS

**ESTUDIO DE UN PROCESO PARA LA PREPARACION
DE UNA ARCILLA DECOLORANTE**

TESIS PROFESIONAL

ENRIQUE GERARDO MATARREDONA ALONSO



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

UNIVERSIDAD IBEROAMERICANA

Incorporada a la Universidad Nacional Autónoma de México

ESCUELA DE CIENCIAS QUIMICAS

**ESTUDIO DE UN PROCESO PARA LA PREPARACION
DE UNA ARCILLA DECOLORANTE**

TESIS PROFESIONAL

ENRIQUE GERARDO MATARREDONA ALONSO

UNIVERSIDAD IBEROAMERICANA

Incorporada a la U. N. A. M.

ESCUELA DE QUIMICA

**ESTUDIO DE UN PROCESO PARA LA PREPARACION
DE UNA ARCILLA DECOLORANTE**

TESIS

que para obtener el título de

INGENIERO QUIMICO

presenta

ENRIQUE GERARDO MATARREDONA ALONSO

México, D. F.

1964

Deseo expresar mi reconocimiento a la Dirección Técnica y Técnicos del Instituto Mexicano de Investigaciones Tecnológicas, A. C., y especialmente a la Sección de Química Mineral y Metalúrgica, por la asistencia y facilidades que me fueron brindadas para la realización de esta Tesis.

A mis padres y hermanos.

**A mis maestros, compañeros y
amigos**

**A mi novia
Srta. Mercedes Arrechea M.**

CONTENIDO

RESUMEN

I. INTRODUCCION

II. ANTECEDENTES

- A. Situación Nacional
- B. Activación de Arcillas

III. PARTE EXPERIMENTAL

- A. Caracterización de la muestra de arcilla.
- B. Estudio de variables a nivel de laboratorio.
- C. Pruebas a nivel de operaciones unitarias.
- D. Caracterización del producto obtenido.

IV. BALANCE DE MATERIALES Y REQUERIMIENTOS DE ENERGÍA.

V. SELECCION DE EQUIPO

VI. CONCLUSIONES

APENDICE

BIBLIOGRAFIA

INDICE DE TABLAS

Tabla No.

- 1 Importaciones de las tierras decolorantes efectuadas por México.
- 2 Producción de aceite vegetal en México y cantidad estimada de arcilla requerida para decolorarlo.
- 3 Análisis granulométrico de las muestras: cruda, tratada y la considerada como testigo.
- 4 Análisis químico de las muestras: crudas, tratadas y la considerada como testigo.
- 5 Determinación de algunas propiedades físicas y químicas en muestras de arcillas crudas, tratadas y la considerada como testigo.

Tabla
No.

- 6 Influencia que tiene el tiempo de lixiviación en la activación de la sub-bentonita "Y".
- 7 Influencia que tiene la concentración del ácido sulfúrico en la activación de la sub-bentonita "Y".
- 8 Influencia que tienen las relaciones: arcilla a ácido y sólidos a líquido en la activación de la sub-bentonita "Y".
- 9 Resultados obtenidos en las diferentes condiciones de activación de la sub-bentonita "Y".
- 10 Influencia que tiene la relación sólido a líquido en los tiempos de filtración.
- 11 Influencia que tiene la relación sólido a líquido en los tiempos y volumen de filtración.
- 12 Agotamiento de ácido sulfúrico en las diferentes relaciones sólido a líquido durante las pruebas de activación.
- 13 Datos obtenidos en la recirculación de reactivos.
- 14 Efecto de la temperatura sobre la velocidad de filtración y lavado de la sub-bentonita "Y".

**Tabla
No.**

- 15** **Secado a 80°C de la arcilla activada.**
- 16** **Requerimientos de energía eléctrica según la potencia instalada.**
- 17** **Características generales de las bandas transportadoras seleccionadas.**
- 18** **Calor sensible en los gases de combustión que salen del secador.**

INDICE DE GRAFICAS

Gráfica No.

- 1 Análisis térmico diferencial.
- 2 Influencia que tiene el tiempo de lixiviación en la activación de la sub-bentonita "Y".
- 3 Influencia que tiene la concentración del ácido en la activación de la sub-bentonita "Y".
- 4 Obtención del máximo poder decolorante de la sub-bentonita "Y".
- 5 Tendencia sobre la demanda de las tierras decolorantes por la industria aceitera.
- 6 Diagrama de flujo de una planta de activación.
- 7 Diagrama de bloques y balance de materiales.

LISTA DE ABREVIATURAS

BTU	-	unidades térmicas inglesas
cm	-	centímetros
gal	-	galones
°C	-	grados centígrados
hr	-	horas
H.P.	-	potencia en caballos
kcal	-	kilocalorías
kg	-	kilogramos
kw	-	kilowatts
lb	-	libras
l	-	litros
min	-	minutos
\$	-	pesos mexicanos
pulg	-	pulgadas
seg	-	segundos
ton	-	toneladas

RESUMEN

Los objetivos inmediatos perseguidos en esta investigación se refirieron principalmente a la preparación de una arcilla decolorante de aceites vegetales, empleando una sub-bentonita nacional y mediante técnicas adecuadas de activación ácida, con el fin de obtener un producto con una eficiencia decolorante sobre un aceite de algodón, semejante al que se obtiene con las tierras activadas importadas que generalmente utilizan las industrias aceiteras nacionales.

El trabajo realizado comprendió:

- 1o. Análisis térmico diferencial y determinación de algunas propiedades como hinchamiento, viscosidad, densidad aparente, solubilidad de alúmina en ácido y poder de adsorción químico antes y después de un tratamiento ácido; (21) propiedades que permitieron seleccionar y caracterizar entre 10 arcillas nacionales, a la que mostró mayores posibilidades de éxito.
- 2o. Una serie de 34 pruebas de activación a nivel de laboratorio, en las que se investigó la influencia del tiempo de lixiviación de la arcilla en ácido, la concentración del ácido, la relación en peso de arcilla a ácido y

la relación sólido a líquido; pruebas que hicieron posible fijar las condiciones del tratamiento ácido de activación, con el fin de incrementar la capacidad de adsorción de la arcilla seleccionada.

3o. Repetición del tratamiento ácido en las condiciones que resultaron más favorables en la activación efectuada en el laboratorio, a un nivel de operaciones unitarias, con el propósito de:

- a. Comparar los resultados obtenidos en el laboratorio a una escala un poco mayor y,
- b. Obtener datos de la influencia de la temperatura en los tiempos de filtración y lavado. Los resultados fueron;

La eficiencia de decoloración obtenida en operaciones unitarias fue un 2% menor que a escala de laboratorio.

Los tiempos de filtración resultaron más cortos cuando se llevó a cabo la operación en caliente.

4o. Comparación del producto obtenido con una arcilla comercial considerada como una de las más eficientes y de mayor demanda actualmente. El porcentaje de decoloración de la arcilla obtenida contra un aceite de algodón fue de 70.7% en comparación con 72.7% de la comercial; en cuanto al poder de adsorción física pre

sentó resultados más favorables, de un 35% contra 50% de la arcilla importada.

- 5o. Se realizaron una serie de experiencias encaminadas a separar de la solución ácida, la alúmina y los óxidos extraídos de la arcilla durante el tratamiento ácido, tratando de obtener por una parte subproductos y por otra la recirculación del reactivo empleado; sin embargo los resultados no fueron favorables.
- 6o. Se efectuó un balance de materiales y se calcularon los requerimientos de energía que deberían suministrarse en una planta capaz de producir 20 ton. diarias de arcilla activada, cifra que corresponde a la demanda nacional, según lo indicó una estimación preliminar de mercado.
- 7o. Se calculó la capacidad de cada uno de los equipos que integran el proceso de activación, con base a la producción de 20 ton. diarias de arcilla activada, así como el tipo, material de construcción y especificaciones necesarias para el diseño mecánico.

Los resultados obtenidos en este trabajo proporcionan la base para efectuar posteriormente si se desea, un estudio económico del proceso y llegar a constituir de este modo, mediante la recopilación de todos los datos, el anteproyecto para la instalación de una planta activadora de arcillas.

Las metas inmediatas de las Comandadas, pues

en cada uno de los puntos que se tocaron en la investigación, a excepción de la recuperación de reactivos, se lograron resultados satisfactorios, llegándose a obtener un producto con características semejantes a las de arcillas decolorantes extranjeras, reconocidas actualmente como las mejores.

I. INTRODUCCION

Una de las principales operaciones que se llevan a cabo en la refinación de aceites vegetales comestibles es la decoloración. Esta se efectúa por procesos de adsorción, usando para ello arcillas de alto poder decolorante y carbones activados. La eficiencia de esta operación es función de la calidad de los adsorbentes empleados.

Actualmente, la capacidad de las arcillas decolorantes nacionales es generalmente baja, por lo que la mayoría de las industrias aceiteras, principales consumidoras de este tipo de minerales, las importan del extranjero.

Esta es la razón por la cual se estimó conveniente efectuar las investigaciones teóricas y prácticas necesarias a fin de incrementar el poder decolorante de las arcillas nacionales, mediante procedimientos químicos ya conocidos, los cuales se identifican técnicamente con la palabra "activación".

Como antecedentes al presente trabajo se efectuaron varias pruebas preliminares (21) sobre 10 muestras de arcilla de procedencia nacional, estudiándose cada una de ellas cuidadosamente hasta que fue seleccionada la que presentó mayores posibilidades de activación.

Sobre esta arcilla, que se identificó con el nombre de "Sub-bentonita Y" se llevaron a cabo varias pruebas de activación a nivel de laboratorio, hasta conseguir en ella el máximo poder de adsorción, evaluado por la de coloración que experimentó un aceite refinado de algodón. El aceite empleado se considera como de difícil blanqueo. Los resultados obtenidos se compararon con los correspondientes a una arcilla activada de importación de gran demanda en la actualidad.

II. ANTECEDENTES

A. SITUACION NACIONAL DE LAS TIERRAS DECOLORANTES.

El empleo principal que se asigna a las tierras decolorantes en México es la decoloración de aceites, generalmente los vegetales, como los de algodón, ajonjolí y cártamo, que para consumo doméstico se venden refinados.

Como es sabido, algunas tierras decolorantes se caracterizan por poseer en su estado natural un elevado poder de adsorción, en tanto que en otras este último debe ser incrementado o impartido mediante activaciones. Los datos obtenidos de la literatura (14, 15) y los recabados mediante investigación directa, indicaron que la mayoría de las empresas proveedoras de arcillas decolorantes nacionales proporcionan sólo tierras naturales carentes de tratamientos químicos; es decir las tierras han sido sujetadas a procesos físicos, tales como la pulverización, separación de impurezas, clasificación y secado.

La información recabada durante visitas efectuadas a tres plantas productoras de aceite vegetales, con el fin de conocer algunos de los aspectos relacionados con las operaciones de decoloración, se puede concluir que:

1. En México para refinar los aceites, se emplean generalmente procesos de decoloración con tierras adsorbentes mezcladas con un 10% de carbón activado.
2. Las tierras decolorantes de procedencia extranjera son actualmente mucho más homogéneas y eficientes que las nacionales, los industriales encuentran conveniente pagar precios más altos por los productos de importación, con tal de obtener la garantía de que la calidad del mineral sea siempre la misma.

Según datos estadísticos recabados (1), México importa arcillas decolorantes por valor de varios millones de pesos. Hasta la fecha, no ha habido exportación de estos materiales. El volumen y valor de las importaciones de estos productos durante los años de 1953 a 1961 se ilustra en la Tabla 1.

La fracción arancelaria fue de 3.21.03 para los años de 1953 a 1955 y 260.01.03 para 1956 en adelante.

Dada la relativa carencia de datos estadísticos de consumo de arcillas decolorantes, resulta difícil estimar la producción nacional de estas, por lo que se procedió a calcular el consumo de arcilla decolorante para la industria aceitera por medio de un análisis indirecto, con base en la producción anual de los aceites refinados comestibles. Los datos anteriores se encuentran expresados en la tabla 2.

Según la bibliografía consultada, las arcillas activadas son el principal decolorante de grasas y aceites y

son usadas en su mayor parte por la industria petrolera. A esta aplicación se suman otras aplicaciones secundarias en que pueden ser aprovechadas, como son la decoloración, purificación y clarificación de aguas, vinos y licores; asimismo, la bibliografía (7) menciona su aplicación como agentes decolorantes en la reutilización de periódicos viejos.

Según los datos expuestos, la situación nacional actual respecto a las arcillas decolorantes puede sintetizarse en los siguientes puntos:

- 1o. El volumen anual de las importaciones es del orden de 5, 000 toneladas, con un valor manifestado en las estadísticas de - - 5, 000, 000.00 de pesos.
- 2o. El precio de las arcillas importadas de buena calidad, obtenido de empresas que importan y distribuyen arcillas extranjeras, es del orden de los 2, 500.00 pesos la tonelada.
- 3o. Falta de homogeneidad y calidad de arcillas decolorantes nacionales, debido a las posibles deficiencias tecnológicas de preparación.
- 4o. Existen perspectivas de nuevas aplicaciones, para las arcillas decolorantes.

B. ACTIVACION DE ARCILLAS.

Se entiende por activación de arcillas al procedimiento que permite incrementar o impartir ciertas propiedades de adsorción en dichos minerales. Para lograr

lo existen diversos métodos (24) los cuales han sido debidamente patentados; los principales consisten en lixiviaciones con diferentes clases de ácidos, con sales derivadas de ácidos fuertes o bien con agua y bases durante tiempos prolongados; por medio de electrodiálisis y contacto sólido-gas; suspensiones hechas en anhídrido sulfuroso y cloro; hidrogenaciones a presión, etc.; sin embargo, la más conocida y al parecer más eficiente en la lixiviacion en caliente con ácidos minerales.

Entre las arcillas, aquéllas que pertenecen al grupo de las montmorillonitas son las más susceptibles de activarse (23), aunque también se ha logrado la activacion en arcillas clasificadas en el grupo de las caolinitas, mismas que presentan menores posibilidades de éxito.

Aún dentro del grupo de arcillas montmorilloníticas, no todas son capaces de adquirir propiedades adsorbentes por tratamientos químicos y aquéllas en que se logra dicha propiedad, necesitan de un estudio experimental particular a cada una, que permita conocer las condiciones favorables del proceso para obtener el máximo poder adsorbente en ellas.

Es bien conocido el hecho que existen arcillas naturales que poseen propiedades adsorbentes originales, algunas en alto grado. Estos minerales pertenecen al grupo de las montmorillonitas y se les conoce con el nombre de tierras de Fuller (20).

Las montmorillonitas a las que es posible impartir propiedades adsorbentes por tratamientos ácidos, se les conoce con el nombre de sub-bentonitas o meta-bentonitas y se caracterizan por la solubilidad parcial de sus óxidos metálicos, principalmente los de hierro y alumi-

nio cuando son lixiviadas en ácidos; también se les puede diferenciar por la baja capacidad de hinchamiento que presentan al ponerlas en contacto con agua, al contrario de las verdaderas bentonitas que poseen la propiedad de aumentar su volumen en forma notable (7).

La acción de los ácidos sobre las arcillas susceptibles de activarse consiste en la eliminación parcial de los óxidos metálicos que contienen en la posición octaédrica (33). Esta eliminación origina huecos en la estructura de la celdilla unitaria de las arcillas e insaturación de cargas, las cuales incrementan la superficie activa del mineral, originándose al mismo tiempo fenómenos de capilaridad y fuerzas de atracción debidas a las cargas. La consecuencia natural producida es el incremento del poder de adsorción.

Según otros investigadores (op. cit. 22) las tierras activables tienen saturadas sus valencias superficiales con elementos tales como el hierro, aluminio, calcio y magnesio que son intercambiables, y mediante la acción de los ácidos fuertes se pueden sustituir por iones hidrógeno, los que provocan un aumento en el poder decolorante al ser fácilmente sustituidos. Nutting (op. cit. 23) afirma también que el poder decolorante de algunas tierras, depende de la cantidad de iones hidrógeno y aluminio intercambiables.

La eliminación de los óxidos en las arcillas con el fin de activarlas, debe efectuarse en forma adecuada y en forma particular para cada clase de arcilla. Algunos investigadores (22) han derivado como conclusión de sus trabajos, que los óxidos solubilizados en tratamientos ácidos son proporcionales al tiempo de ataque, y que la concentración del ácido juega un importante pa

pel en esta operación. Estos investigadores obtuvieron productos equivalentes como resultado de una serie de pruebas efectuadas sobre una arcilla, cuando fueron extraídas iguales cantidades de constituyentes, y utilizando para ello condiciones variables durante el tratamiento ácido. Al estudiar este mismo efecto sobre varias arcillas, se observó que generalmente, se lograron los mayores poderes de adsorción cuando se les extrajo el 20% de la alúmina que contenían, aún cuando los tratamientos fueron diferentes.

Otros investigadores (2) sustentan el mismo criterio y coinciden al afirmar que la naturaleza del ataque, es decir, la clase de compuestos extraídos varía con la concentración del reactivo, encontrando que para bajas concentraciones de ácido existe más sílice en el producto del ataque y a altas concentraciones, el contenido de sílice disminuye y aumentan la alúmina y el hierro. El fenómeno se debe a la acción diferente que ejercen los ácidos diluídos y concentrados sobre los silicatos.

Basado en este último efecto, Nutting (op. cit. 2) explica por qué las arcillas activadas poseen mayor poder de adsorción que las arcillas decolorantes naturales y lo atribuye a que en los procesos de activación natural debidos al intemperismo, los cuales han sido realizados generalmente a concentraciones ácidas diluídas y bajas temperaturas, los ataques han llegado a los niveles más profundos de la estructura molecular del esqueleto silíceo, rompiendo parte de él y solubilizándolo; en cambio, el tratamiento artificial está dirigido principalmente hacia la ruptura y eliminación parcial de la alúmina y otras bases, dejando intacto en lo que sea posible el esqueleto silíceo.

Asimismo, la influencia de la temperatura durante las lixiviaciones ácidas ha sido estudiada (23), obteniéndose como resultado que si el ataque ácido se efectúa en frío, se separan de la arcilla la mayor parte de los iones calcio, sodio y potasio con cantidad apreciable de magnesio, pero sin que se llegue a lastimar la parte central; cuando la lixiviación es en caliente, no sólo se extraen de la arcilla las bases intercambiables antes mencionadas, sino se separa el hierro y algo de aluminio; este ataque se puede regular de tal modo que se separe el aluminio hasta una cierta cantidad, la más conveniente, para que el producto resultante sea lo más decolorante posible.

Debido al control tan exacto que es necesario seguir para cada variable en los procesos de activación, es lógico suponer el por qué la activación de las arcillas siendo en teoría una de las reacciones más sencillas de efectuar, puesto que una simple lixiviación ácida basta, resulta en la práctica muy complicada, ya que deben regularse en particular para cada clase de arcilla, todos y cada uno de los factores que intervienen en la reacción, con el fin de extraer la cantidad más conveniente de las bases y lograr la máxima capacidad de adsorción en ellas.

Los principales factores que intervienen en los procesos de activación con ácidos minerales pueden sintetizarse en los siguientes puntos:

- 1o. Tipo de arcilla.
- 2o. Clase de ácido.
- 3o. Concentración del ácido.
- 4o. Relación arcilla/ácido.
- 5o. Relación sólido/líquido.

- 6o. Tiempo de ataque.
- 7o. Temperatura de la lixiviación.
- 8o. Acidez residual final.

Puesto que la decoloración se debe a fenómenos de adsorción, es preciso tener en cuenta al efectuar ésta, especialmente cuando se usa el método de contacto, que factores la afectan, los cuales pueden sintetizarse como sigue:

- 1o. Tamaño de partícula.
- 2o. Tiempo de contacto del adsorbente y material por decolorar.
- 3o. Temperatura a la que se efectúa la decoloración.
- 4o. Tipo y magnitud de la agitación.
- 5o. Humedad del producto decolorante.

Para evaluar el poder decolorante de las tierras activadas obtenidas, se proporcionó a un cierto tamaño de partícula, a cierto tiempo de contacto, temperatura y agitación un valor constante, dictaminado por el método oficial A. O. C. S. para las pruebas de decoloración de aceites.

III. PARTE EXPERIMENTAL

A. CARACTERIZACION DE LA MUESTRA DE ARCILLA.

La preparación de la muestra nacional seleccionada, de la cual se obtuvieron 500 kg. directamente del yacimiento; se llevó a cabo efectuando un muestreo, seguido de una pulverización en un molino de martillos y la muestra así obtenida se homogeneizó en un mezclador en "V".

La caracterización y evaluación de la muestra in volucró las siguientes determinaciones:

- 1.- Análisis granulométrico.
- 2.- Análisis térmico diferencial.
- 3.- Análisis químico.
- 4.- Densidad aparente.
- 5.- Poder de adsorción físico.
- 6.- Poder de adsorción químico.
- 7.- Potencial de hidrógeno.

Los resultados obtenidos se encuentran registrados en las tablas 3, 4 y 5 así como en la gráfica 1. El procedimiento seguido en las determinaciones, aparece en el Apéndice A de este trabajo.

La evaluación de la muestra original y el producto obtenido se llevó a cabo por medio de una comparación

efectuado contra dos arcillas decolorantes; la tierra oficial activada A.O.C.S. y una arcilla activada de importación, considerada y aceptada actualmente como una de las mejores y más eficientes. A esta última arcilla se le hicieron las mismas determinaciones que la muestra nacional, y los resultados obtenidos, se encuentran expresados en las mismas tablas.

Como conclusión a los resultados que se obtuvieron en la caracterización de la arcilla nacional, puede afirmarse que se trata de una arcilla del tipo de las montmorillonitas cuya variedad específica, según las determinaciones efectuadas sobre ella, son de las que pertenecen a las sub-bentonitas o meta-bentonitas. Es por lo tanto susceptible de activar. Según datos no comprobados, proporcionados por las personas interesadas en esta arcilla, el yacimiento tiene reservas considerables y es homogéneo. La muestra de 500 kg. empleada en la elaboración de este trabajo, mostró ser una tierra sin impurezas acompañantes, homogénea y fácilmente disgregable en agua. Estas propiedades ayudan notablemente en las operaciones de purificación, puesto que una quebradora que proporcione trozos de 2.5 cm., mismos que serían disgregados en tanques lixivadores y posteriormente pasados sobre una criba, permitirían separar el material no disgregado, evitando de esta manera el empleo de un equipo de purificación y clasificación.

B. ESTUDIO DE VARIABLES A NIVEL DE LABORATORIO.

Después de caracterizar a la muestra, se inició el estudio de activación a nivel de laboratorio; para ello se estudiaron las variables que existen en los procesos

de activación con el fin de saber a cuáles se les podría asignar un valor constante para el caso particular tratado.

Como se ha mencionado, en el capítulo anterior, en los procesos de activación interviene un gran número de variables, y de ellas se consideraron constantes las siguientes:

1. Tipo de arcilla: Se seleccionó la identificada como sub-bentonita "Y" por las siguientes razones:

- a. La determinación de sus propiedades físicas y químicas la presentaron como una arcilla susceptible de activarse.
- b. Una prueba preliminar de activación mostró resultados positivos.
- c. Es una arcilla nacional de bajo costo y su disponibilidad, según información recibida del propietario, es elevada.

2. Clase de ácido: Se escogió el ácido sulfúrico por las siguientes características:

- a. Según la bibliografía consultada, únicamente ácidos fuertes como el sulfúrico y clorhídrico son empleados con mejores resultados. Las tierras activadas con el segundo presentan el inconveniente de que su actividad es temporal, reteniendo además según algunos autores (24), una acidez residual que no puede eliminarse por completo.

- b. Las tierras activadas con ácido sulfúrico muestran menos problemas durante la filtración.
- c. Costo más bajo del ácido sulfúrico entre los ácidos fuertes.

3. Temperatura de ataque: Se decidió trabajar con las cercanas al punto de ebullición de la suspensión debido a las siguientes causas:

- a. Algunos autores (24) señalan temperaturas bajas como a las más aconsejables para obtener mejores activaciones.
- b. En las montmorillonitas, no es aconsejable un calentamiento superior a 300°C (13), pues se destruye la arcilla al eliminar el agua de cristalización y disminuir la distancia entre sus ejes.
- c. Sobrepassar la temperatura de ebullición trae ría por consecuencia elevar el costo de operación del producto, ya que se necesitarían equipos de lixiviación trabajando a presión, asimismo un mayor consumo de energía.

4. Acidez residual final: Esta se rigió por el valor del pH obtenido en la arcilla al cabo de lavarla con una cantidad de agua equivalente a 4 veces el peso de la arcilla procesada, debido a las siguientes razones:

- a. Proporcionar valores de pH determinados a las arcillas, o valores cercanos a 7 originan generalmente operaciones de neutralización,

las cuales dan lugar a un paso más en el proceso con su correspondiente aumento del costo de operación.

- b. Los valores de pH bajos influyen en la facilidad de filtración de las arcillas, debido a que valores de pH neutros o básicos algunas arcillas montomorilloníticas se hinchan, formando coloides y algunas veces hasta geles.

De acuerdo con lo antes enunciado, en el presente estudio quedan como variables del proceso, las siguientes:

1. Concentración del ácido.
2. Relación arcilla/ácido.
3. Relación sólido/líquido.
4. Tiempo de ataque.

Para medir la eficiencia de la activación, se obtuvieron los valores de la decoloración que sufrió un aceite refinado de algodón sin blanquear, para lo cual se siguieron los pasos que dicta el método oficial A. O. C. S. Cc. 8a - 52 para el blanqueo de aceites.

El número de pruebas que se efectuó para obtener el mejor punto de activación fue de 34. Para cada prueba fue necesario efectuar las siguientes operaciones:

1. Secado y pesado de la arcilla.
2. Análisis del ácido empleado.
3. Preparación de una solución de determinada

concentración.

4. Lixiviaciones durante los tiempos programados.
5. Filtración de la suspensión.
6. Lavado de la suspensión.
7. Secado del residuo.
8. Molienda del material seco.
9. Tamizado del material molido.
10. Decoloración del aceite.
11. Medición del color del aceite.

Los resultados se encuentran en las tablas 6, 7, 8 y 9 y en las gráficas 2, 3 y 4.

La observación de los resultados obtenidos en dichas tablas y gráficas, permite establecer que un punto adecuado de activación para la arcilla seleccionada se logra cuando el tratamiento se lleva a cabo en las siguientes condiciones:

1. Concentración del ácido sulfúrico: 30%.
2. Relación arcilla/ácido: no interviene en el proceso; está regida por la concentración del ácido y la mínima cantidad de líquido para formar un fluido agitable.

3. Relación sólido/líquido igualmente a la anterior no tiene influencia sobre el poder de decoloración obtenido, sobre esta base deberán usarse la mínima para formar un flúido agitable.
4. Tiempo de la lixiviación: 3 hr.
5. Aquellas otras variables a saber: tipo de arcilla, clase de ácido, temperatura de la lixiviación y acidez residual, que como se sabe influyen en el proceso de activación, se mantuvieron constantes por las razones antes expuestas.

Sin embargo, al efectuar las pruebas de filtración, operación necesaria para eliminar el ácido empleado en el tratamiento de cada una de las diferentes activaciones, se observó que la relación sólido/líquido influye en los tiempos de filtración, por lo cual, se llevaron a continuación una nueva serie de pruebas de activación para observar el efecto producido en la filtración. Esta serie de pruebas se efectuó sobre los valores de las variables fijados como los mejores para obtener en la arcilla el máximo poder de adsorción, haciendo variar únicamente las relaciones sólido/líquido desde la mínima que forma una masa agitable, hasta la que se consideró como prácticamente incoosteable.

Durante las pruebas de filtración, se mantuvo constante la presión manométrica de 2.81 kg/cm^2 (40 lb/pulg²) por ser un valor promedio para la operación de los filtros prensa, posiblemente los más aconsejables para llevar a cabo esta operación en el presente proceso; también se mantuvo constante el área de filtración

53,845 cm² (8,346 pulg²) y las tortas formadas fueron de 5,71 cm (2,25 pulg) de espesor.

Los resultados obtenidos pueden observarse en las tablas 10 y 11.

Se hicieron también pruebas adicionales de recuperación de reactivos para evitar el desperdicio de ácido sulfúrico que no reacciona y tratar de obtener como subproductos los sulfatos formados, especialmente el de aluminio.

Estas pruebas fueron hechas sobre las condiciones de operación más favorables para la mejor activación.

El agotamiento del ácido sulfúrico para diferentes relaciones sólido/líquido, obtenido por análisis químico durante una lixiviación se muestra en la tabla 12.

La recuperación del ácido sulfúrico, sólo se estudió en las relaciones sólido/líquido de 1/1,35 y 1/1,50 por dos razones:

1. Son relaciones que proporcionan tiempos aceptables de filtración.
2. Apreciativamente son los puntos favorables de operación en el proceso.

Como el sulfato de aluminio cristaliza a elevadas concentraciones en medio sulfúrico (27), se añadió ácido sulfúrico concentrado a la solución que se obtuvo de la filtración, en cantidad suficiente para tener en la siguiente prueba de activación el requerido para efectuarla,

y de esta forma precipitar el sulfato de aluminio extraído a la arcilla y recircular el ácido.

La cantidad de ácido sulfúrico añadido a la solución filtrada, así como el contenido de ácido y sulfatos (considerados como de aluminio), la cantidad de ácido agotado, el ácido perdido y el ácido recuperado se encuentran anotados en la tabla 13.

La observación de esta tabla permite vislumbrar la inco^steabilidad de la recuperación del reactivo por este medio, ya que ello implicaría una inversión considerable de equipo para poder efectuarla, y otros costos de operación, solamente para recuperar una pequeña cantidad de reactivo.

Como el sulfato de aluminio precipitado engloba una gran cantidad de ácido sulfúrico, se efectuó una tentativa más para recuperar el ácido, pero sin éxito alguno. Esta consistió en lavar la torta con sulfato de aluminio en solución casi saturada. El ácido fue eliminado hasta dejar en la torta formada más o menos un 10%, pero esta operación era totalmente inco^steable, pues hubo necesidad de adicionar más sulfato de aluminio del que se obtenía.

C. PRUEBAS A NIVEL DE OPERACIONES UNITARIAS.

Estas pruebas tuvieron como finalidad el comparar la eficiencia y la calidad del producto logrado en el laboratorio y el obtenido a nivel un poco mayor, sin llegar a integrar una planta piloto.

Asimismo, se aprovecharon estas pruebas para

aportar datos que ayudaran a la elaboración del balance de materiales, corriéndose simultáneamente algunas pruebas de filtración y secado para saber el efecto de la temperatura en la velocidad de filtración y los tiempos de secado a una temperatura dada.

Estos datos aportan información para estudios posteriores al tema, sobre la selección y diseño de equipo, así como para un estudio técnico económico. Los resultados obtenidos se encuentran expresados en las tablas 14 y 15.

La observación de la tabla 14 permite esclarecer el efecto de la temperatura sobre las velocidades de filtración y lavado, aunque para elegir las condiciones de filtración se debería efectuar una selección de alternativa que indicara cuál de las dos formas de filtración era la más costeable, ya que los resultados muestran claramente, que la filtración en caliente disminuye el tiempo de operación, pero aumenta los costos.

Estas pruebas de filtración fueron hechas a presión constante de 2.81 kg/cm^2 (40 lb/pulg^2) con espesores de torta de 5.08 cm (2 pulg.) a temperaturas de 20°C cuando se operó en frío y 50°C cuando se operó en caliente; y con un área total de filtración 0.1216 m^2 (188.60 pulg^2).

Las pruebas de secado fueron hechas en un secador de charolas a 80°C con espesor del material por secar de 2.54 cm (1 pulg) aproximadamente y con un área de material expuesto al flujo de aire de 0.3711 m^2 (575.25 pulg^2). Los resultados pueden observarse en la tabla 15.

D. CARACTERIZACION DEL PRODUCTO OBTENIDO.

La caracterización y evaluación del producto que se obtuvo, tanto a nivel de laboratorio como de operaciones unitarias, consistió en efectuar las mismas determinaciones hechas sobre la arcilla natural y la importada, con el objeto de hacer las respectivas comparaciones.

La observación de los resultados obtenidos se muestran en las tablas 3, 4 y 5, así como en la gráfica 1, y permite diferenciar entre los productos obtenidos a nivel de laboratorio, cuyo ataque es más perfecto y el poder decolorante mayor, y los obtenidos en operaciones unitarias.

Al compararse los resultados obtenidos en la arcilla activada en este estudio, con los de la arcilla importada, se observa que, el poder decolorante de ambas es similar, aunque ligeramente superior el de la tierra extranjera; sin embargo se logró menor poder de adsorción física en la tierra nacional, propiedad importantísima para la industria aceitera, pues indica que la retención de aceite en ella será mucho menor y por consiguiente opera en forma más económica, ya que disminuye el desperdicio que se tiene por el aceite que retiene la torta y carbón utilizados en el proceso de decoloración.

Una observación importante es la que nos muestra también la diferencia en el análisis químico de los productos obtenidos en operaciones unitarias y en el laboratorio. El producto del laboratorio dio mayor poder decolorante y el contenido de alúmina tuvo mayor disminución. Exactamente lo contrario sucede en la arcilla preparada a nivel de operaciones unitarias, en la cual la cantidad de alú

mina extraída fue menor así como también el poder de adsorción química. Esto confirma, que el incremento del poder decolorante en las arcillas es proporcional a la cantidad de óxidos extraídos y posiblemente si el tiempo de la lixiviación a nivel de operaciones unitarias hubiese sido un poco más prolongado, ó la temperatura más elevada se hubiera logrado el mismo índice de adsorción que el de la arcilla preparada en el laboratorio.

Como conclusión podemos asentar que se ha logrado preparar una arcilla de elevado poder decolorante capaz de competir, en igualdad de circunstancias; con los mejores productos decolorantes extranjeros y posiblemente a mejor precio.

TABLA 1

IMPORTACIONES DE LAS TIERRAS DE COLORANTES
EFECTUADAS POR MEXICO.

Año	Volumen (ton)	Valor (\$)	Valor unitario promedio (\$/ton)
1953	2538	1 401 230	551.00
1954	2660	2 340 125	823.60
1955	3547	3 067 032	859.80
1956	8005	6 828 654	853.80
1957	5436	6 721 770	1236.40
1958	5308	5 240 990	987.00
1959	3625	3 591 871	990.00
1960	5434	6 114 894	1125.20
1961	3072	3 295 918	1072.90

Fuente:
 Fuente: Estadísticas de Comercio Exterior de los Estados Unidos Mexicanos. Secretaría de Industria y Comercio. Dirección General de Estadística. México (1962-1961).

PRODUCCION DE ACEITE VEGETAL COMESTIBLE EN MEXICO Y CANTIDAD ESTIMADA DE ARCILLA REQUERIDA PARA DECOLORARLO.

Años	T	O	N	E	L	A	D	A	S
	Aceite Algodón	Aceite Ajonjolif	Aceite Cártamo	Aceite Mafz	Aceite Cacahuate	Aceite Soya	Total Aceite Vegetal Decolorado	Arcilla® Requerida	
1950	132 000	44 000	300	1 500	3 000	-	180 800	2 712	
1950	94 000	59 500	4 290	2 000	3 000	200	162 990	2 444	
1951	115 000	61 000	10 530	2 500	3 000	900	192 930	2 894	
1952	110 000	91 000	14 850	3 000	3 000	2 700	224 550	3 368	
1953	125 000	90 000	20 000	3 000	2 000	7 000	247 000	3 705	

Fuente:

Comunicación de la Asociación Nacional de Industriales de Aceites y Mantecas Comestibles, A. C.

Nota:

• Cálculo únicamente para aceites vegetales refinados y decolorados por arcillas, suponiendo que por cada 100 kg de aceite producido se necesitan 1.5 kg de arcilla.

TABLA 3

**ANALISIS GRANULOMETRICO DE LAS MUESTRAS DE
ARCILLAS CRUDA, TRATADA Y LA CONSIDERADA
COMO TESTIGO.**

CRIBAS	Cruda (%)^o	Arcilla Activada (%)^o	Arcilla Importada (%)^o
Retenido en criba ^{oo} 60	1	0	0
Retenido en criba 100	1	1	0
Retenido en criba 200	13	10	5
Retenido en criba 325	32	35	47
Pasa la criba 325	<u>53</u>	<u>54</u>	<u>48</u>
Total:	100	100	100

Notas: ^o Los resultados están expresados en porcentaje respecto al peso del material y en base seca.

^{oo} Criba Tyler

TABLA 4

**ANÁLISIS GRANULOMÉTRICO DE LAS MUESTRAS DE
ARCILLAS CRUDA, TRATADA Y LA CONSIDERADA
COMO TESTIGO.**

Componentes	Arcilla Cruda (%)	Arcilla Activada a nivel de		Arcilla Importada (%)
		Operaciones Unitarias (%)	Laboratorio (%)	
SiO ₂	69.8	74.7	75.3	68.5
Al ₂ O ₃	12.8	11.1	11.0	15.3
Fe ₂ O ₃	2.1	0.1	0.1	1.6
MgO	1.6	1.7	1.3	2.7
CaO	3.4	3.3	2.7	1.8
Na ₂ O	0.8	2.4	2.4	0.8
K ₂ O	2.2	0.6	0.7	0.8
H ₂ O +	5.1	5.6	5.7	7.6
CO ₂	<u>2.0</u>	<u>0.0</u>	<u>0.0</u>	<u>0.0</u>
Total:	99.6	99.5	99.2	99.1

NOTA: Los resultados del análisis están expresados en base seca.

TABLE 5

DETERMINACION DE ALGUNAS PROPIEDADES FISICAS Y QUIMICAS
EN MUESTRAS DE ARCILLA CRUDA, TRATADAS Y LA
CONSIDERADA COMO TESTIGO.

Determinaciones	A R C I L L A S			
	Cruda	Activada a nivel de		Importada
		Operaciones Unitarias	Laboratorio	
Densidad Aparente, (g/cm ³)	1.2	1.0	0.9	0.7
Potencial de Hidrógeno (pH)	9.5	3.3	3.4	3.5
Poder de Adsorción Físico, (%)	27.0	35.0	35.0	50.0
Poder de Adsorción Químico, (%)	26.6	68.7	70.7	72.7

TABLA 6**INFLUENCIA DEL TIEMPO DE LIXIVIACION EN LA
ACTIVACION DE LA SUB-BENTONITA "Y".**

Número de la prueba	Tiempo (hr)	Densidad óptica del aceite	Decoloración del aceite (%)
6	1	0.67	55.3
14	2	0.47	68.7
17	2½	0.48	68.0
21	3	0.44	70.7
26	3½	0.45	70.0
30	4	0.54	64.0

Bazo: 280 g. de arcilla.

En estas pruebas los valores dados a las variantes fueron:

Concentración del ácido: 30%
Relación en peso arcilla/ácido 1:0.73
Relación de g. de sólidos/ml. de líquido: 1:2

TABLA 7

**INFLUENCIA DE LA CONCENTRACION DEL ACIDO
SULFURICO EN LA ACTIVACION DE LA
SUB-BENTONITA "Y".**

Número de la prueba	Concentración del ácido (%)	Densidad óptica del aceite	Decoloración del aceite (%)
18	5	0.54	64.0
19	10	0.49	67.4
20	25	0.47	68.7
21	30	0.44	70.7
22	35	0.47	68.7
23	40	0.48	68.0

Base: 280 g. de arcilla

En estas pruebas, los valores dados a las variables restantes fueron:

Tiempo de lixiviación: 1 hr
 Relación en peso arcilla/ácido: 1:0.71
 Relación de g. de sólido/ml. de líquido: 1:2

TABLE 8

INFLUENCIA DE LAS RELACIONES: ARCILLA A ACIDO Y SOLIDOS A LIQUIDO, EN LA ACTIVACION DE LA SUB-BENTONITA "Y".

Número de la prueba	Relación en peso arcilla/ácido	Relación sólidos líquidos $\frac{\text{g.}}{\text{ml}}$	Densidad óptica del aceite	Decoloración del aceite (%)
25	1:1.65	1:3	0.44	70.7
21	1:0.73	1:2	0.44	70.7
24	1:0.41	1:1.1	0.44	70.7

Base: 200 g. de arcilla

En estas pruebas, los valores dados a las variables restantes fueron:

Tiempo de la Halvación: 3 hr

Concentración del ácido: 30%

TABLA 9

RESULTADOS OBTENIDOS EN LAS DIFERENTES CONDICIONES DE ACTIVACION DE LA SUB-BENTONITA "Y"

Número de Prueba	Tiempo de la lixiviación (hr)	Concentración del ácido (%)	Relación en peso arcilla/ácido	Relación sólidos $\frac{g}{ml}$ líquido	Densidad óptica del aceite	Decoloración del aceite (%)
1	1	5	1:0.10	1:2	0.77	48.3
2	1	10	1:0.10	1:2	0.77	48.3
3	1	15	1:0.33	1:2	0.78	50.0
4	1	20	1:0.45	1:2	0.64	57.3
5	1	25	1:0.59	1:2	0.68	56.7
6	1	30	1:0.73	1:2	0.67	55.3
7	1	35	1:0.88	1:2	0.62	58.6
8	1	40	1:1.05	1:2	0.62	58.8
9	2	5	1:0.10	1:2	0.75	50.0
10	2	10	1:0.30	1:2	0.74	50.6
11	2	15	1:0.33	1:2	0.64	57.3
12	2	20	1:0.45	1:2	0.54	64.0
13	2	25	1:0.59	1:2	0.48	68.0
14	2	30	1:0.73	1:2	0.47	68.7
15	2	35	1:0.88	1:2	0.53	64.7
16	2	40	1:1.05	1:2	0.54	64.0
17	2½	30	1:0.73	1:2	0.48	68.0
18	3	15	1:0.33	1:2	0.64	64.0
19	3	20	1:0.45	1:2	0.49	67.4
20	3	25	1:0.59	1:2	0.47	68.7
21	3	30	1:0.73	1:2	0.44	70.7
22	3	35	1:0.88	1:2	0.47	68.7
23	3	40	1:1.05	1:2	0.48	68.0
24	3	30	1:0.41	1:1.1	0.44	70.7

6	1	30	1:0.73	1:2	0.67	55.3
7	1	35	1:0.88	1:2	0.62	59.6
8	1	40	1:1.05	1:2	0.62	58.6
9	2	5	1:0.10	1:2	0.75	50.0
10	2	10	1:0.30	1:2	0.74	50.6
11	2	15	1:0.33	1:2	0.64	57.3
12	2	20	1:0.45	1:2	0.54	64.0
13	2	25	1:0.59	1:2	0.48	66.0
14	2	30	1:0.73	1:2	0.47	68.7
15	2	35	1:0.88	1:2	0.53	64.7
16	2	40	1:1.05	1:2	0.54	64.0
17	2½	30	1:0.73	1:2	0.40	68.0
18	3	15	1:0.33	1:2	0.94	64.0
19	3	20	1:0.45	1:2	0.60	67.4
20	3	25	1:0.59	1:2	0.67	68.7
21	3	30	1:0.73	1:2	0.64	70.7
22	3	35	1:0.88	1:2	0.47	68.7
23	3	40	1:1.05	1:2	0.46	68.0
24	3	30	1:0.41	1:1.1	0.44	70.7
25	3	30	1:1.09	1:8	0.44	70.7
26	3½	30	1:0.73	1:2	0.45	70.0
27	4	15	1:0.33	1:2	0.82	59.7
28	4	20	1:0.45	1:2	0.60	61.3
29	4	25	1:0.59	1:2	0.50	62.7
30	4	30	1:0.73	1:2	0.64	64.0
31	4	35	1:0.88	1:2	0.50	61.3
32	4	40	1:1.05	1:2	0.50	60.7
33	4	25	1:0.51	1:1.1	0.69	62.7
34	4	30	1:0.60	1:1.5	0.64	64.0
					1.10	26.7
					0.41	72.7
					0.44	70.7
					1.50	-

Sub-bentonita "Y" natural sin activar
 Arcilla importada considerada como testigo
 Tierra A. O. C. S. Estándar activada
 Color original del aceite, refinado sin
 decolorar

Base: 280 g. arcilla

NOTA: No se hicieron pruebas de activación con concentraciones de ácido de 5 y 10% a partir de 3 / 4 hr por la dificultad que presentaron a la filtración.

TABLA 10

INFLUENCIA DE LA RELACION SOLIDO A LIQUIDO EN
LOS TIEMPOS DE FILTRACION.

Relación: g. sólido/ml. líquido	Tiempo de filtración (min)	Volumen de la solución filtrada (ml)	Tiempo de filtración para 100 ml (min)	Tiempo de lavado para 600 mililitros (min)
1/1.25	18	140	19	110
1/1.35	17	165	7	64
1/1.50	13	210	3	54
1/1.75	10	275	2	45
1/2.00	6	345	>1	42

Bazo 390 g. de arcilla

NOTA

1. Las condiciones de operación están indicadas en la página 20.
2. La concentración del ácido en todas las relaciones fue de 30%.
3. El tiempo de inactivación fue de: 3 hr.

TABLA II

INFLUENCIA DE LA RELACION SOLIDO A LIQUIDO EN LOS TIEMPOS Y VOLUMENES DE FILTRACION.

Tiempo de filtrado	Relación sólido a líquido en g/ml, volumen del filtrado en ml				
	1/3.25	1/3.35	1/3.50	1/3.75	1/3.00
1	25	30	65	65	130
2	45	50	85	115	160
3	55	65	100	145	220
4	65	75	115	160	245
5	70	85	130	165	270
6	80	95	140	205	295
7	85	105	150	230	320
8	90	110 ⁷	160	240	345
9	95	115	170	260	-
10	100	120	180	275	-
11	105	125	190	-	-
12	110	130	200	-	-
13	115	135	210	-	-
14	120	145	-	-	-
15	125	155	-	-	-
16	130	160	-	-	-
17	135	165	-	-	-
18	140	-	-	-	-

Base 280 g. de arcilla

NOTA

La concentración del ácido sulfúrico en todas las relaciones fue de 30%, y la duración de la lixiviación fue de 3 hr.

ACOTAMIENTO DE LOS ELEMENTOS DE LAS RELACIONES
SULFATO/ALUMINA (g/m³) DEBIDO A LAS POSIBILIDADES DE ACTIVACION.

Relación	Acido sulfúrico inicial (g)	Acido sulfúrico en el licor de la filtración (g)	Acido sulfúrico equivalente a los sulfatos en el licor de filtración (g)	Sulfatos formados en el licor de filtración (g)
6.				
1/1.25	121.9	35.2	15.9	18.6
1/1.35	130.2	37.7	16.7	19.4
1/1.50	153.5	43.4	17.2	20.0
1/1.75	170.1	63.2	19.2	23.3
1/2.00	204.7	101.2	19.7	23.1

Base: 280 g. de arcilla.

NOTA

1. Los sulfatos formados se consideraron como sulfato de aluminio, para el cálculo.
2. La concentración del ácido sulfúrico original para todas las relaciones fue de 30%.

TABLA 13

DATOS OBTENIDOS EN LA RECIRCULACION DE REACTIVOS.

CARACTERÍSTICAS Y CANTIDADES DE LAS SUSTANCIAS ESPECIFICADAS	Relación sólido a líquido (g/ml)	
	1/1.55	1/1.59
Acido sulfúrico libre en el licor de filtración.	39.0 g	43.9 g
Sulfato de aluminio disuelto en el licor de filtración.	19.4 g	20.0 g
Acido sulfúrico añadido al licor de filtración.	99.2 g	109.6 g
Acido sulfúrico total en el licor de filtración.	138.2 g	153.5 g
<p>En este paso precipita parte del sulfato de aluminio disuelto al aumentar la concentración de ácido sulfúrico del licor de filtración; se filtra nuevamente para separar el sulfato de aluminio precipitado del licor de filtración y en el nuevo filtrado se determinan las siguientes cantidades:</p>		
Acido sulfúrico libre en el nuevo licor filtrante.	106.7 g	120.0 g
Sulfato de aluminio disuelto en el licor filtrante.	7.9 g	8.9 g
Sulfato de aluminio precipitado.	11.5 g	11.1 g
Acido sulfúrico englobado en el precipitado.	31.4 g	33.4 g
Acido sulfúrico recuperado.	7.5 g	10.4 g
<p>NO FA: Base 280 g de arcilla. La concentración del ácido sulfúrico original para las dos relaciones consideradas fue de 30% y la duración de la lixiviación fue de 3 hr.</p>		

TABLA 1

EFEECTO DE LA TEMPERATURA SOBRE LA VELOCIDAD DE FILTRACIÓN Y LAVADO

Capacidad Litros	a 30°C		a 20°C	
	Tiempo total de filtración (min)	Tiempo/litro (min)	Tiempo total de filtración (min)	Tiempo/litro (min)
<u>FILTRACION</u>				
1	0:30	0:30	0:47	0:47
2	1:15	0:45	2:30	1:45
3	2:45	1:30	5:15	2:45
4	4:40	1:55	9:00	3:45
Vel. filtra- ción l/min	0.85		0.44	
<u>LAVADO</u>				
1	6:15	1:35	14:00	3:00
2	7:30	1:15	18:50	4:50
3	8:45	1:15	23:05	4:15
4	10:00	1:15	26:10	3:05
5	11:15	1:15	29:50	3:40
6	12:30	1:15	31:10	1:20
7	13:45	1:15	23:10	2:00
8	15:00	1:15	34:55	1:45
9	15:15	1:15	36:40	1:15
10	15:30	1:15	38:15	1:35
11	15:45	1:15	40:05	1:50
12	17:00	1:15	41:45	1:40
13	17:15	1:15	43:30	1:45
14	18:30	1:15	45:15	1:45
15	19:45	1:15	47:05	1:50
16	20:00	1:15	48:45	1:40
Vel. lavar- do l/min	1.04		0.40	

Dosis: 6 kg de arcilla
SOLAS

Las especificaciones de la operación están detalladas en la pág. 24.

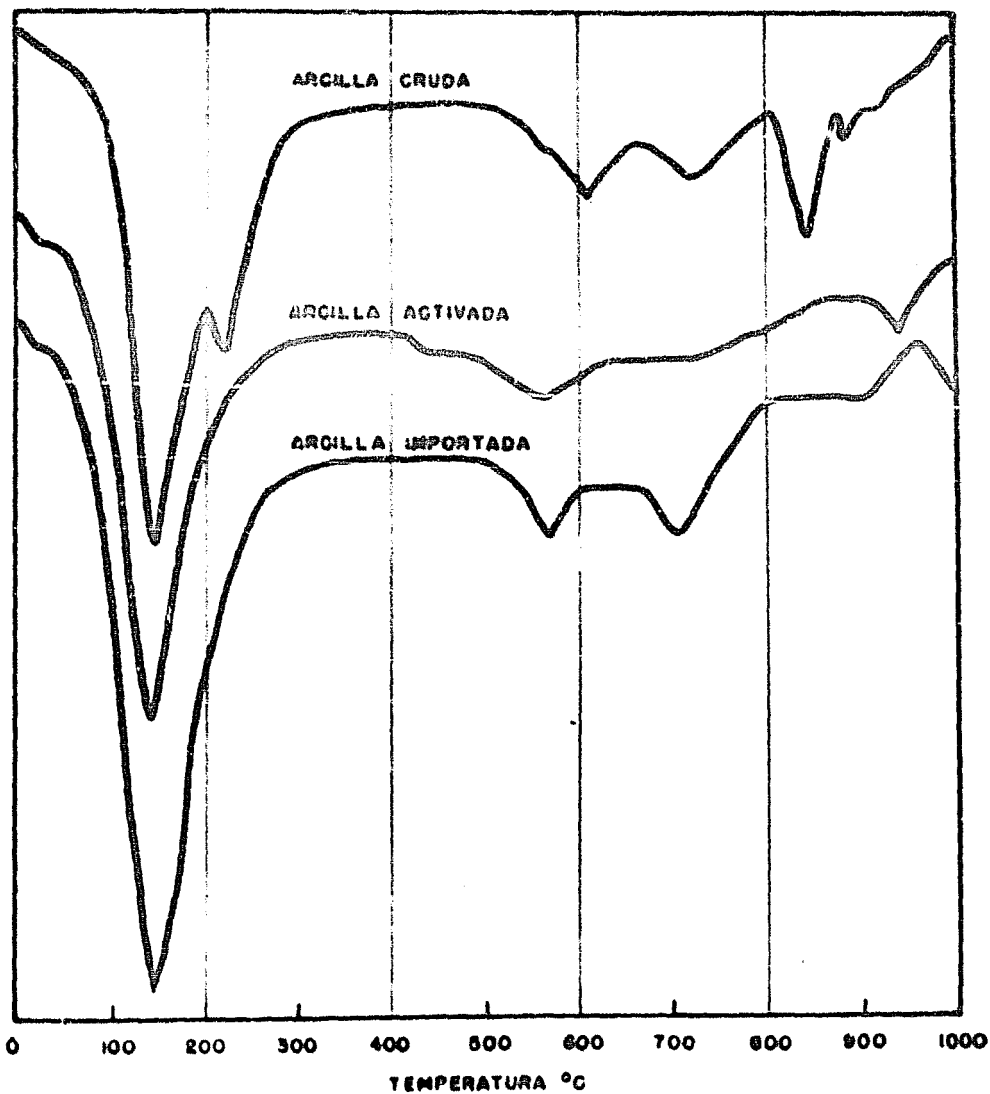
La activación fue hecha a escala de operaciones unitarias
considerando los factores óptimos encontrados a nivel de
laboratorio.

TABLA 15

SECADO A 80°C DE LA ARCILLA ACTIVADA

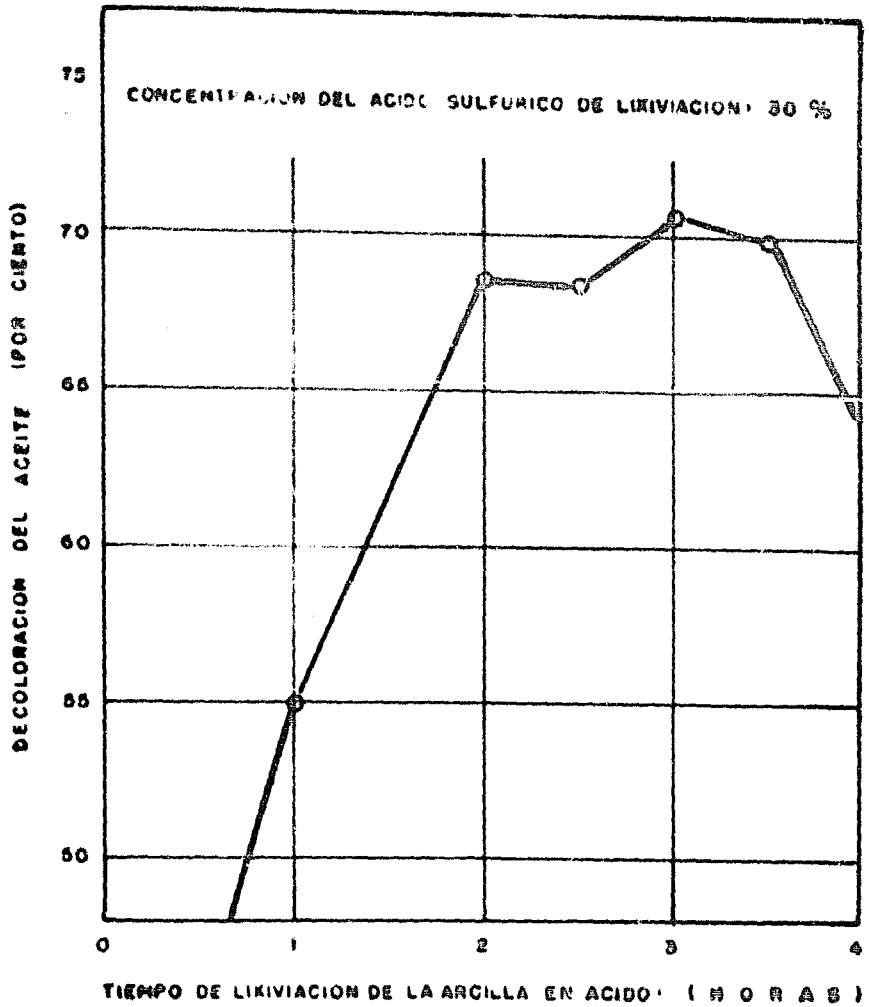
Tiempo de secado (hr)	Peso de la torta húmeda (g)	Pérdida de peso de la torta (g)	Pérdida de peso de la torta por hora (g)	Contenido de humedad D. S. (%)
0	7150	-	-	45.5
1	7150	200	200	41.6
2	6500	650	450	38.7
3	6350	1000	350	25.7
4	6100	1450	250	20.8
5	5950	1400	150	17.8
6	5800	1550	150	14.8
7	5650	1700	150	11.9
8	5450	1900	200	7.9
9	5300	2050	150	4.9
10	5200	2150	100	2.9
11	5100	2250	100	1.0
12	5050	2300	50	0
13	5050	2300	0	0

Las condiciones de operación se encuentran en la pág. 24.



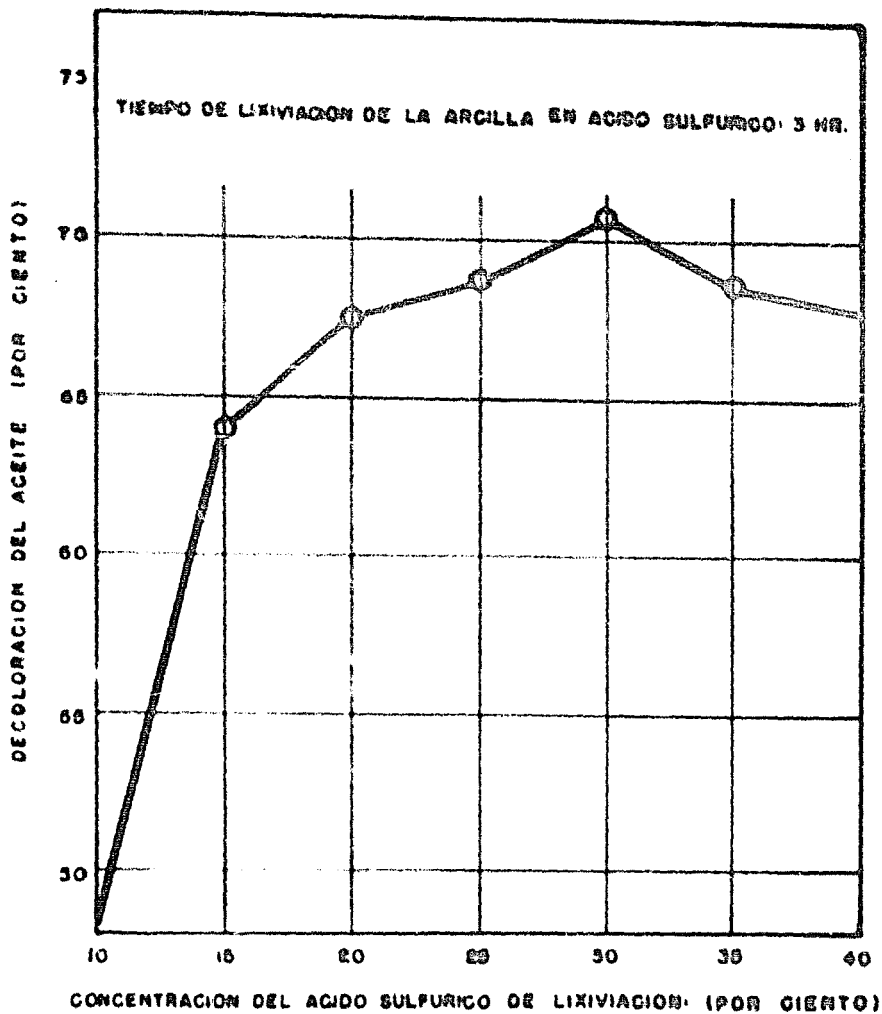
GRAFICA I

ANALISIS TERMICO DIFERENCIAL



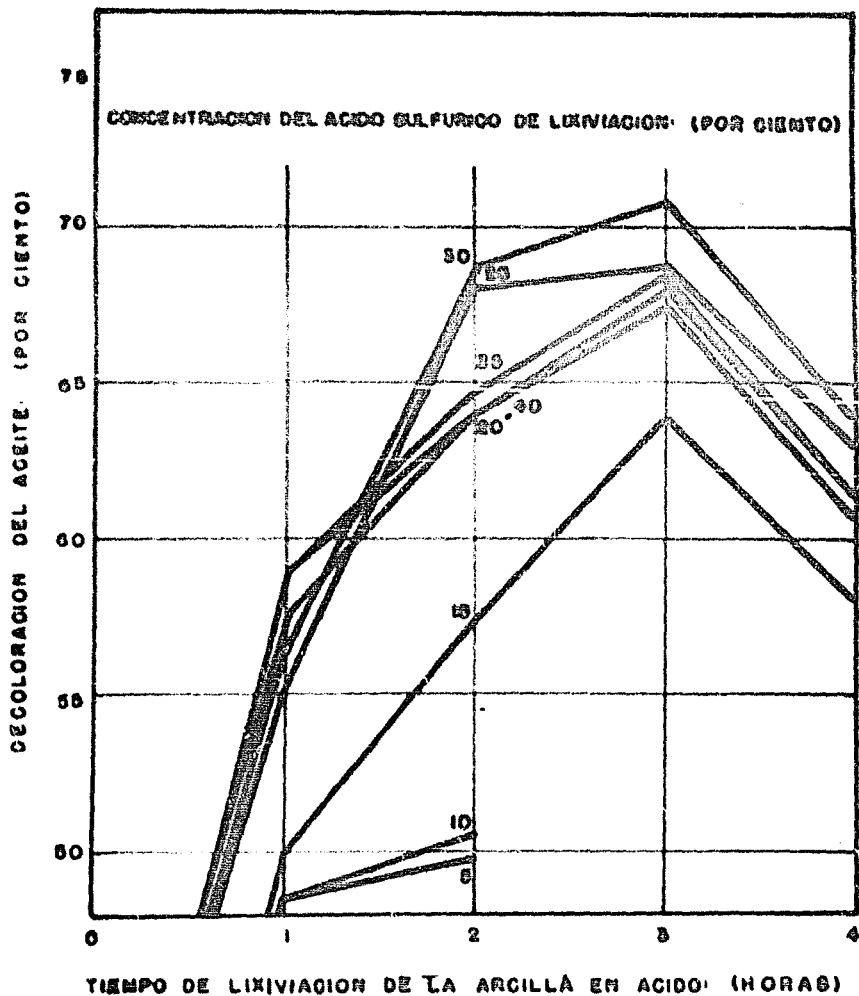
GRAFICA 2

INFLUENCIA QUE TIENE EL TIEMPO DE LIXIVIACION EN LA ACTIVACION DE LA SUB-BENTONITA "Y"



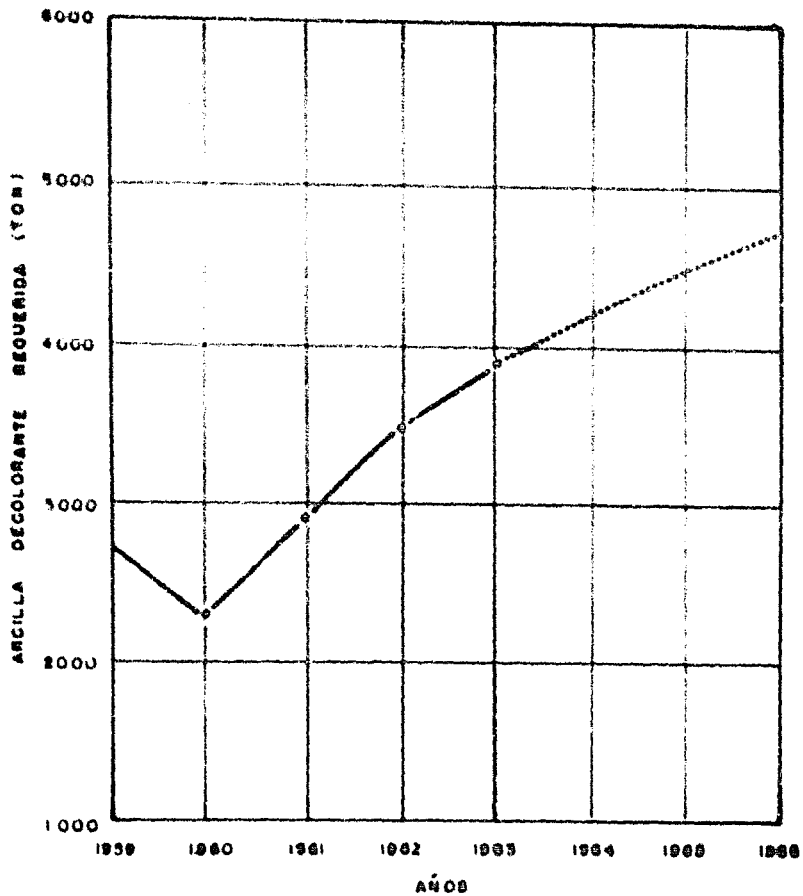
GRAFICA 3

INFLUENCIA QUE TIENE LA CONCENTRACION DEL ACIDO
EN LA ACTIVACION DE LA SUB-BENTONITA "Y"



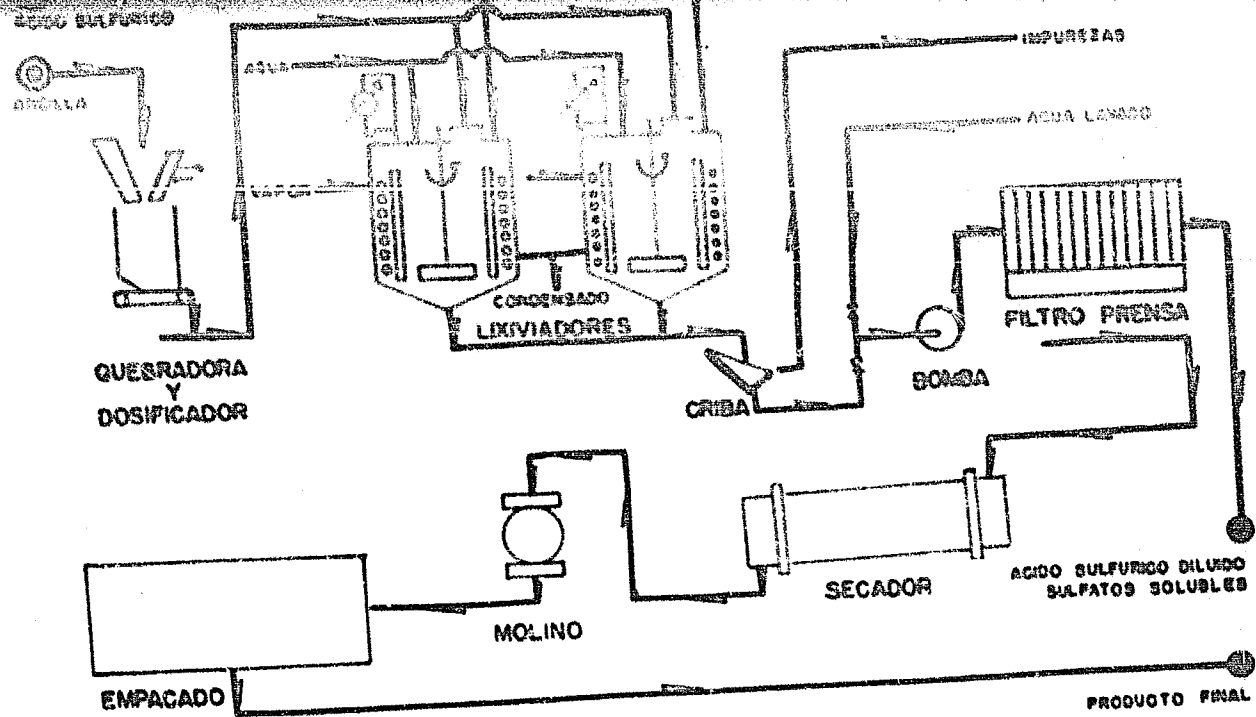
GRAFICA 4

OBTENCION DEL MAXIMO PODER DECOLORANTE DE LA
SUB - BENTONITA "Y"



GRAFICA 5

TENDENCIA SOBRE LA DEMANDA DE LAS TIERRAS
DECOLORANTES POR LA INDUSTRIA ACEITERA



GRAFICA 6

DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO DE UNA PLANTA PARA ACTIVAR ARCILLAS

**IV. BALANCE DE MATERIALES Y
REQUERIMIENTOS DE ENERGIA.**

Para efectuar los cálculos de los balances, tanto de materiales, como de energía, se tomó como base la producción diaria a la que debería operar una planta de activación de arcillas para satisfacer la demanda nacional. Aún cuando la tabla 2 indica que la demanda promedio en los últimos años es de 3,000 ton. anuales de arcillas decolorantes, de acuerdo con la tendencia de consumo que ilustra la gráfica 6, en 1966 sería necesario producir casi 5,000 ton. de arcilla para satisfacer exclusivamente el consumo de la industria aceitera y si a ello se añade que (20) en Estados Unidos el empleo de la producción total de arcillas decolorantes corresponde en un 10% a la industria aceitera, y el resto, es decir el 90% a la industria petrolera y considerando simultáneamente que las importaciones de las tierras decolorantes en México son actualmente del orden de 5,000 ton. anuales (Tabla 1) puede deducirse que la mínima producción sería del orden de 6,000 toneladas anuales.

Si se supone una planta capaz de producir 6,000 ton. anuales y se considera que opere 300 días al año, la producción diaria sería de 20 ton.

Según lo antes expuesto, todo el cálculo, tanto para balance de materiales como de energía y selección de equipo se efectuó con base a la producción de 20 ton. diarias de arcilla activada.

A. BALANCE DE MATERIALES.

Los resultados del balance de materiales se muestran en la gráfica 7.

Los datos prácticos en que se basó el balance de materiales fueron los análisis de la materia prima, torta, filtrado, lavado y producto final.

B. REQUERIMIENTOS DE ENERGÍA.

El cálculo de los requerimientos de energía se refiere a una producción de 20 toneladas por día y cubre la demanda de energía térmica que se necesita en dos operaciones, en la lixiviación y en el secado.

1. Energía Térmica en los lixivadores.

El balance de energía en el lixivador se obtuvo por cálculo, considerando la demanda de calor que se necesita para las reacciones y para elevar y mantener una temperatura de 90°C en el mismo; considerando simultáneamente, el calor de disolución del ácido sulfúrico y las pérdidas de calor del sistema. Se consideraron dos tanques lixivadores de acero con tapa, recubiertos interiormente de plomo y aislados exteriormente, provistos de un condensador de reflujo y sistemas de agitación y calentamiento cuyas características aparecen en el capítulo de selección de equipo.

Los resultados de los cálculos descritos en el Apéndice B de este trabajo pueden resumirse como sigue:

GRAFICA 1
DIAGRAMA DE BLOQUES Y BALANCE DE MATERIALES.

GRAFICA 1
DIAGRAMA DE BLOQUES Y BALANCE DE MATERIALES.

REACTIVOS		
Componentes	ton	%
SiO ₂	15.24	89.83
Al ₂ O ₃	2.25	13.02
Fe ₂ O ₃	0.03	0.17
MgO	0.35	2.08
CaO	0.01	0.05
Na ₂ O	0.01	0.05
K ₂ O	0.49	2.80
H ₂ O	1.14	6.50
Otros	0.10	0.58
Arcilla	20.00	100.00
H ₂ O (humedad)	2.22	1.11

REACTIVOS		
Componentes	ton	%
SiO ₂	15.24	89.83
Al ₂ O ₃	2.25	13.02
Fe ₂ O ₃	0.03	0.17
MgO	0.35	2.08
CaO	0.01	0.05
Na ₂ O	0.01	0.05
K ₂ O	0.49	2.80
H ₂ O	1.14	6.50
Otros	0.10	0.58
Arcilla	20.00	100.00
H ₂ O (humedad)	2.22	1.11

FILTRADO		LAVADO	
Componentes	ton	Componentes	ton
Al ₂ O ₃	0.20	Al ₂ O ₃	0.20
Fe ₂ O ₃	0.21	Fe ₂ O ₃	0.21
CaO	0.05	CaO	0.05
Na ₂ O	0.05	Na ₂ O	0.05
Cargas en solución		Cargas en solución	
SiO ₂	2.50	SiO ₂	2.50
H ₂ O	0.07	H ₂ O	0.07
H ₂ SO ₄	1.43	H ₂ SO ₄	1.43
SO ₂ reaccion	1.20	SO ₂ reaccion	1.20
Al ₂ (SO ₄) ₃	0.03	Al ₂ (SO ₄) ₃	0.03
Fe ₂ (SO ₄) ₃	0.03	Fe ₂ (SO ₄) ₃	0.03
CaSO ₄	0.01	CaSO ₄	0.01
Na ₂ SO ₄	0.01	Na ₂ SO ₄	0.01
Sulfatos formados	1.26	Sulfatos formados	1.26
H ₂ O	10.27	H ₂ O	64.39

REACTIVOS		
Componentes	ton	%
SiO ₂	15.24	89.83
Al ₂ O ₃	2.25	13.02
Fe ₂ O ₃	0.03	0.17
MgO	0.35	2.08
CaO	0.01	0.05
Na ₂ O	0.01	0.05
K ₂ O	0.49	2.80
H ₂ O	1.14	6.50
Otros	0.10	0.58
Arcilla	20.00	100.00
H ₂ O (humedad)	2.22	1.11

REACTIVOS		
Componentes	ton	%
SO ₂	0.40	24.24
H ₂ O	10.19	74.39
H ₂ SO ₄	12.00	25.00
H ₂ O	27.50	70.00
H ₂ SO ₄ 10%	19.99	100.00

FILTRADO		LAVADO	
Componentes	ton	Componentes	ton
Al ₂ O ₃	0.20	Al ₂ O ₃	0.20
Fe ₂ O ₃	0.21	Fe ₂ O ₃	0.21
CaO	0.05	CaO	0.05
Na ₂ O	0.05	Na ₂ O	0.05
Cargas en solución		Cargas en solución	
SiO ₂	2.50	SiO ₂	2.50
H ₂ O	0.07	H ₂ O	0.07
H ₂ SO ₄	1.43	H ₂ SO ₄	1.43
SO ₂ reaccion	1.20	SO ₂ reaccion	1.20
Al ₂ (SO ₄) ₃	0.03	Al ₂ (SO ₄) ₃	0.03
Fe ₂ (SO ₄) ₃	0.03	Fe ₂ (SO ₄) ₃	0.03
CaSO ₄	0.01	CaSO ₄	0.01
Na ₂ SO ₄	0.01	Na ₂ SO ₄	0.01
Sulfatos formados	1.26	Sulfatos formados	1.26
H ₂ O	10.27	H ₂ O	64.39

ARCILLA SECA	
Componentes	ton
SiO ₂	14.94
Al ₂ O ₃	2.21
Fe ₂ O ₃	0.03
MgO	0.34
CaO	0.06
Na ₂ O	0.12
K ₂ O	0.40
H ₂ O	1.12
Otros	0.10
Arcilla	20.00
H ₂ O (humedad)	2.22

LAVADO		
Componentes	ton	%
Agua	20.00	44.44%
Arcilla	11.11	24.44%
Arcilla en solución	11.11	24.44%

FILTRACION		
Componentes	ton	%
Agua	20.00	44.44%
Arcilla	11.11	24.44%
Arcilla en solución	11.11	24.44%

SECA DO		
Componentes	ton	%
Agua	20.00	69.34%
Arcilla	9.27	31.25%

FILTRACION		
Componentes	ton	%
Agua	40.00	100.00%
Arcilla	20.00	50.00%
Arcilla en solución	20.00	50.00%

FILTRACION		
Componentes	ton	%
Agua	20.00	11.97%
Arcilla	20.00	11.97%
Arcilla en solución	20.00	11.97%
Sulfatos	1.26	7.29%
Agua	112.93	77.77%

SECA DO		
Componentes	ton	%
Agua	20.00	68.24%
Arcilla	9.27	31.25%

MOLIENDA		
Componentes	ton	%
Agua	20.00	90.00%
Arcilla	2.22	10.00%

GASES DE PERDIDA		
Componentes	ton	%
CO ₂	1.48	100.00%
H ₂ O	1.60	100.00%

SUSPENSION			
Componentes insolubles		Componentes en solución	
Componentes	ton	Componentes	ton
SiO ₂	15.24	Al ₂ O ₃	0.20
Al ₂ O ₃	2.25	Fe ₂ O ₃	0.21
Fe ₂ O ₃	0.03	CaO	0.05
MgO	0.35	Na ₂ O	0.05
CaO	0.01	Cargas en solución	
Na ₂ O	0.01	SiO ₂	1.14
K ₂ O	0.49	H ₂ O	1.00
H ₂ O	1.14	H ₂ O	1.71
Otros	0.10	H ₂ SO ₄	9.31
Arcilla	20.00	SO ₂ reaccion	1.20
		Al ₂ (SO ₄) ₃	1.03
		Fe ₂ (SO ₄) ₃	1.03
		CaSO ₄	0.10
		Na ₂ SO ₄	0.12
		Sulfatos totales	3.34

AGUA DE LAVADO	
Componentes	ton
H ₂ O	64.39

TOR TA	
Componentes	ton
SiO ₂	15.24
Al ₂ O ₃	2.25
Fe ₂ O ₃	0.03
MgO	0.35
CaO	0.01
Na ₂ O	0.12
K ₂ O	0.49
H ₂ O	1.14
Otros	0.10
Arcilla	20.39
H ₂ O (humedad)	0.27

HUMEDAD Y PERDIDAS	
Componentes	ton
SiO ₂	0.39
Al ₂ O ₃	0.03
Fe ₂ O ₃	-
MgO	0.01
CaO	0.01
Na ₂ O	-
H ₂ O	0.01
K ₂ O	0.01
Otros	-
Arcilla	0.39
H ₂ O	1.00

SUSPENSION			
Componentes insolubles		Componentes en solución	
Componentes	ton	Componentes	ton
SiO ₂	15.24	Al ₂ O ₃	0.20
Al ₂ O ₃	2.25	Fe ₂ O ₃	0.21
Fe ₂ O ₃	0.03	CaO	0.06
MgO	0.35	Na ₂ O	0.05
CaO	0.01	Cargas en solución	
Na ₂ O	0.01	SiO ₂	1.14
K ₂ O	0.49	H ₂ O	1.00
H ₂ O	1.14	H ₂ O	1.71
Otros	0.10	H ₂ SO ₄	9.31
Arcilla	20.39	SO ₂ reaccion	1.20
		Al ₂ (SO ₄) ₃	1.03
		Fe ₂ (SO ₄) ₃	1.03
		CaSO ₄	0.10
		Na ₂ SO ₄	0.12
		Sulfatos totales	3.34

AGUA DE LAVADO	
Componentes	ton
H ₂ O	64.39

TOR TA	
Componentes	ton
SiO ₂	15.24
Al ₂ O ₃	2.25
Fe ₂ O ₃	0.03
MgO	0.35
CaO	0.01
Na ₂ O	0.12
K ₂ O	0.49
H ₂ O	1.14
Otros	0.10
Arcilla	20.39
H ₂ O (humedad)	0.27

HUMEDAD Y PERDIDAS	
Componentes	ton
SiO ₂	0.39
Al ₂ O ₃	0.04
Fe ₂ O ₃	-
MgO	0.01
CaO	0.01
Na ₂ O	-
H ₂ O	0.01
K ₂ O	0.01
Otros	-
Arcilla	0.39
H ₂ O	1.00

PRODUCTO FINAL		
Componentes	ton	%
SiO ₂	14.94	76.70
Al ₂ O ₃	2.21	11.07
Fe ₂ O ₃	0.03	0.13
MgO	0.36	1.70
CaO	0.06	0.31
Na ₂ O	0.12	0.60
K ₂ O	0.48	2.40
H ₂ O	1.12	5.60
Otros	0.10	0.49
Arcilla	20.00	90.00
H ₂ O (humedad)	2.22	10.00
Producto Final	22.22	100.00

1. Cantidad total de calor sensible requerida en los lixivadores: 2, 590, 943 kcal.
2. Calor que se libera al sistema debido a la di solución de ácido sulfúrico: 2, 052, 707 kcal.
3. Calor que se libera en el sistema al efectuar las reacciones: 1, 064, 465 kcal.
4. Calor necesario para mantener la temperatura de lixiviación a 90°C considerando pérdidas de radiación durante tres horas: 25, 956 kcal.
5. Calor desprendido por el condensador de reflujo, ó calor de vaporización: 4, 853, 799 - kcal.

El calor que es necesario suministrar en los lixivadores será por lo tanto: 4, 353, 526 kcal.

Sin embargo, la operación de lixiviación está dividida en cuatro ciclos, según indicación hecha en el capítulo de selección de equipo luego para cada ciclo de lixiviación se necesitarán 1, 088, 381 kcal y como cada ciclo de lixiviación tiene una duración de 3 hr, la demanda de calor será de 362, 793 kcal/hr.

2. Energía Térmica en el secador.

La demanda de energía térmica en el secador comprende la cantidad necesaria de calor requerida para secar el material desde un 45.5% de humedad hasta dejarlo con un 10% de humedad final; este último valor se seleccionó con base (32) en que para decolorar los

aceites vegetales por medio de arcillas activadas, éstas poseen un mayor poder decolorante cuando tienen de un 8 a 12% de agua adsorbida, por otra parte disminuye la actividad cuando se le elimina toda la humedad; y la humedad higroscópica de la arcilla activada es del orden de 10%, por estas razones no se efectuó un secado completo al producto en proceso.

La cantidad de calor estimada, cuyos cálculos aparecen en el Apéndice B de este trabajo, incluyó la suma de los siguientes conceptos.

- a. Calor necesario para calentar el material de la temperatura de entrada a la temperatura de salida, sin considerar el calor necesario para calentar el agua que lo acompaña (Q_1).
- b. Calor necesario para remover la humedad (Q_2).
- c. Calor en los gases calientes de salida (Q_3).
- d. Calor perdido por radiación y convección del sistema de secado al exterior (Q_4).

Los resultados obtenidos fueron los siguientes:

$$\begin{aligned} Q_1 &= 19\,413 \text{ kcal} \\ Q_2 &= 292\,735 \text{ kcal} \\ Q_3 &= 92\,871 \text{ kcal} \\ Q_4 &= 45\,002 \text{ kcal} \end{aligned}$$

El calor total necesario requerido en el secador es de 450 021 kcal.

3. Requerimientos de Energía Eléctrica.

La potencia instalada requerida para el proceso, según los datos aportados en el capítulo de Selección de Equipo se muestra en la siguiente tabla:

RESUMEN GENERAL DE RECURSOS Y COSTOS A REGION LA FUENTE LA INSTALADA

Categoría	Cantidad de Unidades	Cantidades		Precio de Instalación (COP)	Recursos de Trabajo		Costo de Trabajo (COP/1000)	Costo Promedio (COP)
		Costo Unitario	Total		Costo Unitario	Total		
Electricidad	10	10	10	10.00	10	10	0.10	0.10
Acero	10	10	10	10.00	10	10	0.10	11.00
Concreto	10	10	10	10.00	10	10	0.10	10.00
Materiales	10	10	10	10.00	10	10	0.10	10.00
Mano de obra	10	10	10	10.00	10	10	0.10	10.00
Transporte	10	10	10	10.00	10	10	0.10	0.10
Alquiler de equipo	10	10	10	10.00	10	10	0.10	0.10
Alquiler de terreno y servicios	10	10	10	10.00	10	10	0.10	0.10
Costos	10	10	10	10.00	10	10	0.10	0.10
Trazo	10	10	10	10.00	10	10	0.10	0.10
Trazo	10	10	10	10.00	10	10	0.10	0.10
Trazo	10	10	10	10.00	10	10	0.10	0.10
Misceláneos	10	10	10	10.00	10	10	0.10	0.10
Total	-	-	124.75	10.71	-	-	-	11.20

NOTA: * Se consideraron los diversos metros de la unidad como uno solo.

V. SELECCION DE EQUIPO

El equipo descrito en este capítulo y que se sugiere emplear para los procesos de activación, fue calculado para el tipo de arcilla estudiada; sin embargo, ello no impide el poderlo utilizar con otros tipos de arcillas, aun que posiblemente fuera necesario modificarlo en algunos aspectos o acondicionar e instalar otros equipos para completar el proceso de activación, según los requerimientos propios de cada arcilla en particular; así por ejemplo puede ser necesario instalar clasificadores y separadores de impurezas acompañantes de las arcillas, que pueden demandar tratamientos secos ó húmedos, según las necesidades. En el caso particular de esta investigación, la operación requerida para la separación de impurezas es muy sencilla, puesto que para efectuar la disgregación de los trozos arcillosos crudos, basta una lixiviación con agua antes de comenzar la reacción con el ácido sulfúrico, en los mismos tanques lixivadores. Posteriormente al ataque ácido, se pasaría la suspensión lixiviada a través de un enrejado de madera, plomo o aleación resistente al ácido que retendría los trozos no disgregables, es decir, las impurezas, con lo que se simplifica el proceso de purificación.

Los componentes básicos serían los siguientes:

1. Almacenes de materia prima y de producto elaborado.

2. Depósitos de reactivos y combustible.
3. Tanques lixiviadores provistos de sistemas de agitación, calentamiento y condensación capaces de resistir la corrosión del ácido sulfúrico.
4. Filtros de presión, resistentes al ácido sulfúrico y que permitan efectuar lavados.
5. Secadores.
6. Quebraderas.
7. Molinos.
8. Transportes y bombas de proceso.
9. Caldera.
10. Servicios generales.

A continuación se detallan cada una de las unidades antes listadas.

1. Almacén de materia prima y producto elaborado.

a. El almacén de la materia prima:

Se tomó como base la cantidad de arcilla que se procesa en un mes, o sea 600 ton de arcilla, las que ocuparían un volumen de 1200 m^3 suponiéndole una densidad a granel de 0.5 g/cm^3 a la arcilla sin moler, tal como proviene del yacimiento.

El almacén sólo estará techado para evitar que se humedezca demasiado la arcilla en los días lluviosos.

b. El almacén del producto elaborado:

Además de las condiciones del anterior, debe ser cerrado para evitar que la arcilla activada aumente su contenido de humedad.

Además de estos dos almacenes, que serían los más grandes en la planta, habrá otros dos para guardar material en proceso, ya que los tiempos de proceso son diferentes en cada operación y es necesario retener el material semiprocesado entre las operaciones de trituración y lixiviación; y de filtración y secado según se explica en la programación de operaciones descrita adelante.

El primer almacén adicional tendrá la capacidad necesaria para almacenar la arcilla cruda triturada de un día y será por lo tanto de 20 m^3 , suponiendo que la densidad aparente de la arcilla cruda triturada es de 1.0 g/cm^3 . Será techado y cerrado, para evitar el arrastre del material fino por corrientes de aire.

El segundo almacén será suficiente para almacenar la torta de arcilla obtenida de la filtración después que haya sido lavada, ya que, según el horario de operaciones únicamente es necesario trabajar dos turnos y en ese momento se termina uno de los ciclos de filtración y lavado. Por lo tanto este almacén será de 5 m^3 y corresponderá a 3 horas de operación. Es aconsejable tenerlo lo más cerca posible a la descarga de los filtros prensa, para poder descargar en él la torta de los mar-

cos.

2. Depósitos de Reactivos y Combustible.

a. Depósitos de agua:

Para el diseño y cálculo de los tanques almacenadores de agua debe considerarse especialmente un factor que es la facilidad de obtenerla.

Suponiendo que la planta fuera instalada en un lugar donde no hay problema de abastecimiento de agua, se necesitarían dos tanques almacenadores; uno que almacenara el agua de enfriamiento de los condensadores instalados sobre los lixiviadores, el cual tendría un volumen de 162 m^3 . De este depósito de agua, se tomaría la necesaria que es requerida en las operaciones del proceso, es decir para los lixiviadores y para el filtro, $114\,390 \text{ kg}$ aproximadamente, (dependiendo de la humedad de la arcilla antes de ser lixiviada). El resto del agua almacenada, o sean $47\,406 \text{ kg}$, se enviarían a un estanque de bajo fondo de dimensiones equivalentes al que tendría un estanque de enfriamiento de 50 m^3 de capacidad provisto de boquillas aspersoras.

Estos depósitos de agua, serían construidos bajo tierra, de concreto y cubiertos con una tapa de lámina.

b. Depósito de ácido sulfúrico concentrado:

Se almacenará el reactivo necesario para un período de 7 días, o sean 84 ton de ácido sulfúrico industrial, con una densidad de 1.86 g cm^{-3} , luego se necesitará disponer de un recipiente con una capacidad de 45 m^3 .

Características:

Puede ser de acero, ya que el ácido sulfúrico en concentraciones altas no ataca, al menos en forma notable, a este material.

Se tendrá un medidor de flujo así como la tubería y válvulas adecuadas. El ácido se conducirá por gravedad hasta los reactores lixivadores, donde se alimentará concentrado y en cantidad precisa.

c. Depósito de combustible:

El gasto del combustible es como sigue:

Secador: 690 kg ó 784 l. por día, con base en 0.88 g/cm^3 .

Caldera: 125 l/hr ó 3000 l. por día, ya que sólo trabaja $6\frac{1}{2}$ horas.

Total: 1,596 l. por día ó 32,000 l. por 20 días.

Se necesita un tanque de 32 m^3 de capacidad para el almacenamiento de combustible.

3. Tanques lixivadores:

Según el balance de materiales, deben lixiviarse diariamente 63,62 ton de suspensión cuyo peso específico es de 1.41 ton/m^3 y por lo tanto ocuparían un volumen de 45.12 m^3 .

Tomando en cuenta que en un lixivador, la altura de la suspensión debe corresponder al 80% como má-

ximo en general de la altura de las paredes del lixivador, el volumen total de los lixivadores será por consiguiente de 60 m^3 .

Según los tiempos y capacidades de filtración más adelante expuestos, se observó que es más conveniente usar dos lixivadores para trabajarlos en cuatro ciclos y durante dos turnos, por lo tanto cada lixivador deberá tener por lo menos 15 m^3 (3963 gal ó 530 pies^3) de capacidad.

Considerando que la lixiviación se verifica en caliente, que la concentración del ácido es de las más corrosivas y las especificaciones antes mencionadas, se recomienda el empleo de dos lixivadores con las siguientes características:

- a. Hechos de placa de hierro de $1/4$ de pulg. de espesor con un recubrimiento de plomo de un espesor de $1/4$ de pulgada.
- b. Las dimensiones de cada lixivador para satisfacer la capacidad requerida serán:
 - . Forma cilíndrica, con diámetro interior de 2.60 m. ; altura de 2.60 m. y la parte inferior cónica, formando un ángulo de 30° con la horizontal, para permitir su descarga por la parte inferior y con un peso de $3\ 968 \text{ kg}$ cada uno.
- c. Cada lixivador estará provisto de una tapa sobre la cual se instalaría un condensador de carbate en forma de reflujo con el fin de evitar pérdidas de vapor de agua durante la

lixiviación y variaciones en la concentración del ácido.

- d. Deberán tener un sistema de agitación con propelas tipo turbina de seis álabes y provisto de un motor de 7.5 H. P. (5.51 kw).
- e. Serpentina de calentamiento para mantener la temperatura de lixiviación a 90°C, éstos serán de tubo de plomo de 1½ pulg. nom de diámetro tipo clasificación oeste XS, con un total de 164 m enrolladas en doble hilera y con 12 vueltas cada hilera.

A la salida de los lixivadores un enrejado de plomo que detenga todo aquel material no disgregable que vendrían a ser las impurezas.

4. Filtros de presión.

Para seleccionar el filtro más conveniente, se tomaron en cuenta los datos experimentales de filtración que se obtuvieron a nivel de operaciones unitarias.

Capacidad de filtración: considerando que las tortas de filtración tienen una densidad de 1.80 ton/m³, la capacidad total de filtración será de: 20.39 ton de arcilla + 9.27 ton de agua = 29.66 ton es decir 30 ton de torta, misma que ocupará un volumen total de 16.66 m³. Sin embargo, para un margen de seguridad mayor se han considerado 19 m³ (670 pies³).

El área total de filtración, suponiendo tortas de 7.62 cm (3 pulg) de espesor será de 19/0.0762 = 249.34 m² (2700 pies²), es decir, 62.33 m² (675 pies²)

en cada filtro, al disponer de cuatro ciclos de filtración.

Según gráfica A del Shriver Filter Presses, (Catálogo No. 59), la máxima capacidad de los filtros estándar es de 5.66 m^3 (200 pies^3), tomando como base cuatro ciclos de filtración, cada filtro deberá tener 4.76 m^3 (168 pies^3) de capacidad por lo menos.

Disponiendo de un filtro de madera de 56 pulg con un total de 48 marcos se tendría la capacidad necesaria 4.78 m^3 (169 pies^3) y un área de filtración sobrada, ya que sería 126.62 m^2 (1363 pies^2).

Duración del ciclo de filtración.

Según datos experimentales, la velocidad de filtración con tortas de 5.08 cm (2 pulg) de espesor y 0.12 cm^2 (1.31 pies^2) de área fue de 0.44 l/min. y la velocidad de lavado fue de 0.40 l/min. en el mismo filtro, y a presiones de 40 lb. Con tortas de 7.62 cm (3 pulg) de espesor y área de 126.62 m^2 (1363 pies^2), las velocidades de filtración y lavado serán respectivamente de 308 l/min. y 276 l/min.

Según ésto, cada filtro tardará en filtrar:

20 870 l. totales entre 4 ciclos: 5 217 l por ciclo.

84 390 l. totales de agua de lavado entre 4 ciclos:
21 097 l. por ciclo.

A velocidades de 308 l/min. y 276 l/min. respectivamente se necesitarían 17 min. para filtrar y 76 min. para lavar, requiriéndose mantener cada filtro en operación 1 hr y 33 min.

Características del filtro.

- a. Fabricación estándar.
- b. Material de los marcos: madera de pino.
- c. Con tamaño nominal de 56 pulg.
- d. Número de marcos: 48.
- e. Superficie ó área de filtración total de 126.6 m^2 (1363 pies^2).
- f. Sistemas de filtración: bomba de diafragma de 350 l/min. y que trabaje a 8.6 kg/cm^2 (100 lb/pulg^2) a máxima presión.
- g. La bomba necesita un motor 7.35 kw (10 H.P.)
- h. El filtro trabajará durante 1 hr. y 33 min. en la filtración y lavado proporcionandosele un restante de 2 hr. para descarga, limpieza y acondicionamiento.

PROGRAMACION DE OPERACIONES

PRIMER TURNO

- 8:00 - 8:15 Adición de sulfúrico en el lixiviador I.
- 8:15 - 8:30 Período de calentamiento en el lixiviador I.
- 8:30 - 9:30 Reacción de lixiviación en I y limpieza del filtro.
- 9:30 - 10:30 Reacción de lixiviación en I, montaje del filtro, carga del lixiviador II, disgregación en el lixiviador II.
- 10:30 - 11:30 Reacción de lixiviación en I, disgregación en el lixiviador II.
- 11:30 - 11:45 Descarga lixiviador I, adición de sulfúrico en el lixiviador II, filtración.
- 11:45 - 12:00 Período de calentamiento en el lixiviador II y lavado en el filtro.
- 12:00 - 12:30 Reacción de lixiviación en II, limpieza del lixiviador I, lavado en el filtro.
- 12:30 - 13:00 Reacción de lixiviación en II, lavado en el filtro.
- 13:00 - 13:30 Reacción de lixiviación en II, descarga del filtro, carga del lixiviador I, disgregación en el lixiviador I.

- 13:30 - 14:30 Reacción de lixiviación en II, disgregación en el lixivador I, limpieza del filtro.
- 14:30 - 15:00 Reacción de lixiviación en II, disgregación en el lixivador I, montaje de filtro.
- 15:00 - 15:15 Descarga del lixivador II, adición de sulfúrico en el lixivador I, filtración.
- 15:15 - 15:30 Período de calentamiento en el lixivador I, lavado en el filtro.
- 15:30 - 16:00 Reacción de lixiviación en I, limpieza del lixivador II, lavado en el filtro.

Termina el primer turno.

SEGUNDO TURNO

- 16:00 - 16:30 Reacción de lixiviación en I, lavado en el filtro.
- 16:30 - 17:00 Reacción de lixiviación en I, descarga del filtro, carga de lixivador II, disgregación en el lixivador II.
- 17:00 - 18:00 Reacción de lixiviación en I, disgregación en el lixivador II, limpieza del filtro.
- 18:00 - 18:30 Reacción de lixiviación en I, disgregación en el lixivador II, montaje del filtro.
- 18:30 - 18:45 Descarga del lixivador I, adición de sulfúrico en el lixivador II, filtración.
- 18:45 - 19:00 Período de calentamiento en el lixivador II, lavado en el filtro.
- 19:00 - 19:30 Reacción de lixiviación en II, limpieza del lixivador I, lavado en el filtro.
- 19:30 - 20:00 Reacción de lixiviación en II, lavado en el filtro.
- 20:00 - 20:30 Reacción de lixiviación en II, descarga del filtro, carga del lixivador I, disgregación en el lixivador I.

- 20:30 - 21:30 Reacción de lixiviación en II, disgregación en el lixiviador I, limpieza del filtro.
- 21:30 - 22:00 Reacción de lixiviación en II, disgregación en el lixiviador I, montaje del filtro.
- 22:00 - 22:15 Descarga del lixiviador II, filtración.
- 22:15 - 22:30 Lavado en el filtro.
- 22:30 - 23:00 Limpieza del lixiviador II, lavado en el filtro.
- 23:00 - 23:30 Lavado en el filtro.
- 23:30 - 24:00 Descarga del filtro.
- 8:00 - 23:00 Operan en forma continua quebradora, molino y secador.

5. Secador.

Se efectuó un cálculo preliminar de las características y necesidades de calor y energía eléctrica en el secador. Para ello se siguieron las ecuaciones y criterios (27) (4) desarrollados específicamente en el caso de secadores rotatorios directos operando en flujo co-corriente.

a. Cálculo del diámetro del secador:

fórmula:

$$G = \frac{W_{gc}}{A}$$

siendo: $A = 0.785 D^2$

resultando:

$$D = \sqrt{\frac{W_{gc}}{0.785 G}}$$

En donde:

A = Sección transversal del secador en m^2 .

W_{gc} = Peso de los gases calientes, considerando el vapor de agua de humedad (3 239 kg/hr).

D = Diámetro del secador en m.

G = Masa velocidad del aire en el secador (1 500 kg/hr m^2).

Substituyendo se obtuvo:

$$D = 1.66 \text{ m}$$

b. Cálculo de la longitud del secador:

fórmula:

$$N_t = \frac{38 L}{C_{pg} G^{0.48} D}$$

Despejando:

$$L = \frac{N_t C_{pg} G^{0.48} D}{38}$$

en donde:

L = Longitud de secador, en m.

Substituyendo se obtuvo:

$$L = 10.70 \text{ m.}$$

c. Cálculo del coeficiente volumétrico de transmisión de calor:

fórmula:

$$U_a = \frac{38 G^{0.16}}{D}$$

en donde:

U_a = Coeficiente volumétrico de transmisión de calor en $\text{kcal/hr m}^3 \text{ } ^\circ\text{C}$.

Substituyendo se obtuvo:

$$U_a = 73.71 \text{ kcal/hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

d. Cálculo del área transversal del secador:

fórmula:

$$A_T = 0.785 D^2$$

Substituyendo se obtuvo:

$$A_T = 2.16 \text{ m}^2$$

e. Cálculo de la superficie interna del secador:

fórmula:

$$A_p = \pi \times D \times L$$

Substituyendo se obtuvo:

$$A_p = 55.77 \text{ m}^2$$

f. Volumen del secador:

fórmula:

$$V_s = A_T L$$

Substituyendo se obtuvo:

$$V_s = 23,11 \text{ m}^3$$

g. Volumen que ocupa el material por secar en el interior del secador.

fórmula:

$$V_{ms} = \frac{Almh}{\delta_{mh}}$$

en donde:

V_{ms} = Volumen del material por secar, en m^3 .

$Almh$ = Alimentación del material húmedo, en kg/hr .

δ_{mh} = Densidad del material húmedo, en kg/m^3 .

Substituyendo se obtuvo:

$$V_{ms} = 1.41 m^3$$

h. Cálculo del porciento de retención del material:

fórmula:

$$\% R = \frac{V_{ms} \times 100}{V_s}$$

Substituyendo se obtuvo:

$$R = 6.10\%$$

i. Cálculo de la velocidad de rotación del secador:

fórmula:

$$ND = 7 \text{ a } 11$$

haciendo:

$$ND = 9$$

$$N = 9/D$$

Substituyendo se obtuvo:

$$N = 5.42 \text{ revoluciones por minuto (r.p.m.)}$$

j. Cálculo del tiempo de paso del material:

fórmula:

$$O = \frac{Vmsd}{Wms}$$

Substituyendo se obtuvo:

$$O = 58 \text{ min}$$

k. Cálculo de la inclinación del secador.

fórmula:

$$S = \frac{0.23 L}{N^{0.9} D \left[O + \frac{(1.97) BLG}{F} \right]}$$

en donde:

S = inclinación del material en m/m. de long.

B = Constante que depende del material manejado.

F = Velocidad de alimentación al secador con relación a su sección transversal en kg material seco/hr m².

D_p = Tamaño de partículas.

$$B = 5 D_p^{-0.5}$$

$$F = \frac{Wms}{15 A_T}$$

Substituyendo se obtuvo:

$$B = 0.75$$

$$F = 617.28 \text{ kg/hr m}^2$$

$$S = 0.0033 \text{ m/m}$$

1. Potencia del secador:

La potencia total en caballos métricos necesaria para los ventiladores y mover el secador, así como para impulsar los transportadores de la alimentación y del producto varía de $5.5 D^2$ a $11 D^2$,

Asumiendo un valor de $9 D^2$ se obtendría:

24.80 caballos métricos, es decir: 18.24 kw
(24.46 H. P.)

Potencia del secador: 18.38 kw (25. H. P.)

m. Eficiencia del secador:

kcal alimentadas por kg. de agua evaporada: 957.

Eficiencia de evaporación:

fórmula:

$$E_v = 100 \left(\frac{T_1 - T_2}{T_1 - t_w} \right)$$

Substituyendo se obtuvo:

$$E_v = 85\%$$

Eficiencia térmica:

fórmula:

$$E_T = 100 \left(\frac{T_1 - T_2}{T_1 - t_1} \right)$$

Substituyendo se obtuvo:

$$E_T = 79\%$$

6. Quebradoras.

Se necesitan triturar 23 630 kg de material crudo, durante un tiempo de 15 hr. de operación a un tamaño de 25 mm aproximadamente, con objeto de facilitar la disgregación completa del mismo en los tanques lixivadores.

Para efectuar esta operación, se seleccionó una quebradora de quijada cuyas características, según el

Bulletin No. C12-B21 "Denver Jaw Crushers" de la Denver Equipment Company, son las siguientes:

Capacidad: 1.5 ton/hr con tamaño del material triturado de 25 mm máximo, tamaño nominal de entrada 125 x 150 mm (5 x 6 pulg) fabricación estándar, motor de 3.66 kw (5 H. P.) velocidad de 325 a 375 r. p. m. y con abertura entre quijadas de 3.75 cm (1 5/8 pulg) máxima.

7. Molinos:

Es necesario pulverizar 22 220 kg de producto en un tiempo de 15 hr para lo cual se seleccionó con base en información directa de la Denver Equipment un molino de las características siguientes:

Molino Raymond de Martillos No. 40, capacidad de 1 360 a 1 800 kg/hr de material molido, del cual el 99% pasa la criba 325.

El motor es de 36.75 kw (50. H. P.) tiempo de trabajo: 15 hr.

8. Transportadores y bombas.

a. Transportadores.

Para mover el material dentro de la planta, se seleccionaron 6 bandas transportadoras, descritas a continuación:

Banda 1: Material de la quebradora de material crudo al almacén de material triturado.

Banda 2: Material del almacén de triturado a los lixiviadores.

Banda 3: Material del filtro al almacén de producto lavado y húmedo.

Banda 4: Material del almacén del producto lavado y húmedo al secador.

Banda 5: Material del secador al molino del material procesado.

Banda 6: Material del molino al almacén de empaque.

Cálculo de los transportadores:

En el cálculo de transportadores de banda es necesario tomar en consideración varios factores, entre ellos la velocidad de alimentación o descarga del material que es necesario movilizar, la distancia a que hay que transportarlos y la altura a la que se necesitan elevar. Como en el caso de este trabajo, se supone una planta industrial, las velocidades de alimentación y descarga las proporcionaron las capacidades de los equipos, y las distancias y alturas fueron supuestas en forma tentativa y exclusivamente para ilustrar el modo de seleccionarlas.

La manera de seleccionar las bandas anchas ó angostas está regida por la velocidad y capacidad de las mismas (27) y la fórmula general para calcular la potencia del motor de impulsión está expresada en la siguiente ecuación:

$$C_v = (T_m/hr) (H \times 0.0073 + V 0.0037) C$$

En donde:

C_v = Potencia en caballos.

T_m/hr = Velocidad de transportación en ton/hr.

H = Largo de la banda en m.

V = Altura de la banda en m.

C = Constante específica del material transportado.

Aplicando esta ecuación en cada caso particular de las bandas, se obtuvieron los siguientes resultados expresados a continuación.

TABLA 17

CARACTERÍSTICAS DE LAS BANDAS TRANSPORTADORAS SELECCIONADAS.

Banda (especificación)	Ancho (m)	Largo (m)	Altura (m)	Velocidad de transportación (ton/hr)	Potencia del motor impulsor (H. P.)
1	0.3	10.9	3	1.7	1
2	0.3	18.2	5	10.0	3
3	0.3	3.6	1	7.4	1
4	0.3	7.3	2	1.2	1
5	0.3	7.3	2	1.3	1
6	0.3	7.3	2	1.3	1

b. Bombas.

Apreciativamente, son tres bombas las que se necesitan en la planta del proceso estudiado, una para alimentar el agua a los condensadores, otra que impulsa el agua del tanque almacenador a las operaciones de proceso y servicios, y una más para el filtro.

La bomba que alimenta el agua de los condensadores debe tener las siguientes características:

- a) Capacidad 15 000 kg/hr (66.2 gal/min) de agua.
- b) Impulsar el agua hasta una altura de 5 m. (16.4 pies).
- c) Operar por medio de motor eléctrico a 50 ciclos.

La bomba de tanque almacenador de agua debe tener las siguientes características:

- a) Capacidad de 30 000 kg/hr (132.5 gal/min) de agua.
- b) Impulsar el agua hasta una altura de 10 m. (32.8 pies).
- c) Operar por medio de motor eléctrico a 50 ciclos.

Según datos del catálogo de la "Worthington" W - 307 - B113, pag. 8, las bombas seleccionadas son: la 1½ CNF - 84 cuya potencia del motor es de 0.37 kw

(0.5 H. P.) trabajando a 1 440 r.p.m. y la 2 CNFE - 84 cuya potencia del motor trabajando a 1 440 r.p.m. es de 1.45 kw (2 H. P.) respectivamente.

La bomba de alimentación al filtro debe tener las siguientes características:

Capacidad mínima de 303 l/min., pero para que opere sobrada se le designaron 350 l/min. (92.47 gal/min).

Según el catálogo Shriver Diaphragm Pump, de la T. Shriver & Company Inc. Bulletin No. 148, la bomba seleccionada fue la No. 3A con capacidad de 90 gal/min, llegando a proporcionar 8.6 kg/cm^2 (100 lb/pulg^2), operando con una potencia de 7.5 kw (10 H. P.) a desplazamiento máximo de pistón de 100 r.p.m. y 50 ciclos, y con conexiones en la succión y en la descarga de 4 pulg.

9. Caldera.

Considerando el dato obtenido en los lixivadores de la demanda máxima de vapor, la caldera deberá producir 578,61 kg de vapor por hora y 361 906 kcal/hr.

Con objeto de disponer del servicio de vapor con un buen exceso para futuras expansiones y trabajar la caldera a una capacidad moderada, se seleccionó en forma tentativa un generador de vapor con el lado de agua dentro de los tubos, marca Clayton C S - 1018/5M/9 - 62 que cubriría la demanda especificada operando a un 40% de su capacidad.

Las características generales de dicho equipo son: fabricación estándar, Modelo R - 110 potencia de

110 H.P. capaz de producir 927 960 kcal/hr; presión de operación de vapor 4.57 - 13.7 kg/cm² manométricas; superficie de calefacción 18.39 m².

Debido a que la presión de vapor máxima que admiten los tubos de plomo del serpentín en los lixiviadores es de 1.63 kg/cm² manométricas, se hace necesario la instalación de una válvula reductora de presión.

La producción de vapor es de 1 429 kg/hr si el agua de alimentación es de 15°C.

El consumo máximo de combustible es de: 125 l/hr y provista de dos motores eléctricos de 5.51 kw (7.5 H. P.) de potencia total.

Debe considerarse un equipo de ablandamiento de agua, según la dureza que ésta tenga en el lugar seleccionado.

10. Servicios generales.

En los servicios generales se entiende:

- a. Edificios para oficinas y personal.
- b. Sanitarios.
- c. Laboratorio de control e investigación.
- d. Taller de mantenimiento.
- e. Equipo de seguridad.
- f. Sub-estación eléctrica.

VI. CONCLUSIONES

Las conclusiones obtenidas como resultado de los estudios y trabajos experimentales desarrollados en la preparación de la presente tesis, se sintetizan en los siguientes puntos:

1. La concentración del ácido y el tiempo de la lixiviación son los que rigen propiamente las diferencias de los poderes de adsorción adquiridos en la activación de la arcilla seleccionada.

2. Las relaciones sólido/líquido y arcilla/ácido no influyen en el poder decolorante de la arcilla seleccionada.

3. Las características de la arcilla nacional, después de activada, son comparables con las de las mejores arcillas decolorantes activadas importadas.

4. La recuperación de reactivos, aparece como incoosteable.

5. Los datos obtenidos en el balance de materiales, requerimientos de energía y selección de equipo aportan las bases para un estudio económico del proceso.

6. Las técnicas desarrolladas son aplicables

en la caracterización, activación y evaluación de arcillas de diferentes procedencias.

APPENDICE

APENDICE A.

Las determinaciones que se efectuaron a nivel de laboratorio, se llevaron a cabo de acuerdo con los siguientes métodos:

1. Análisis Granulométrico por vía seca:

Según método A.S.T.M. C 92-46 que consiste en pesar 100 g. de muestra seca por analizar, colocar la en la primera de una serie de cribas sobre un receptor y someter a movimiento durante 15 minutos en un sistema conocido como Rotap. Pasado este tiempo, se pesa el material retenido en cada criba y el resultado se expresa en porciento.

2. Análisis Térmico Diferencial:

Llevado a cabo de acuerdo a la técnica estándar establecida por la Eberbach Corporation, utilizando para ello el aparato de la misma marca y obteniéndose las gráficas correspondientes.

3. Análisis Químico:

Se siguieron las técnicas estándar aplicables a los silicatos (18).

4. Densidad aparente:

Según el método de la Farmacopea Británica y que consiste en pesar 50 g de arcilla previamente seca y colocarlos dentro de una probeta graduada. Se golpea ésta en su parte inferior, hasta obtener un volumen constante.

El resultado corresponde al cociente de dividir los gramos de arcilla entre el número de centímetros cúbicos que ocupa.

5. Poder de Adsorción Física:

Este se determina por la capacidad de adsorción de querosina que tiene la arcilla según técnica IMIT* y consiste en pesar 100 g de arcilla que se coloca en un mortero al que se le añaden pequeñas porciones de querosina contenida en un recipiente previamente pesado. Después de cada adición se mezcla y homogeneiza perfectamente. Cuando la mezcla forma aglomerados compactos de arcilla semiplástica, se suspende la adición de querosina adicionada, para expresar el resultado en porcentaje.

6. Poder de Adsorción Químico:

Se determina por la medida de la decoloración que experimenta un aceite vegetal refinado de algodón y sin blanquear, en contacto con una arcilla; según método oficial A.O.C.S. Ce 8a - 52 de decoloración.

* Aceptada como tentativa estándar en la Sección de Química Mineral y Metalúrgica.

7. Medida de Color en los Aceites:

De varios métodos oficiales que hay, se escogió el fotométrico por ser el más exacto para el caso particular de este trabajo (10) el cual consiste en seleccionar la longitud de onda dominante en el aceite sin blanquear, que resultó ser de 460 milimicras para el aceite de algodón de referencia en un espectrofotómetro - (Spectronic 20 marca Bausch & Lomb). Ese mismo aparato proporciona la absorbancia o densidad óptica del aceite, antes y después de decolorarlo.

8. Potencial de Hidrógeno:

Se efectuó esa determinación en un potenciómetro con electrodos de vidrio sobre una suspensión arcillosa al 6%. El método es el descrito por la Hubber Corporation y en el presente trabajo, se usó un potenciómetro "Beckman Zeromatic" automático.

APENDICE B.

Los cálculos efectuados durante los balances de energía tanto en los lixiviadores como en el secador fueron los siguientes:

1. Balace de calor en los lixiviadores:

a. Cálculo de la cantidad total de calor requerida en los lixiviadores:

Fórmula empleada:

$$Q = w C_p \Delta T$$

En donde:

Q = Calor necesario en kcal; w = Peso del material por calentar en kg; C_p = Calor específico promedio del material por calentar en kcal/kg $^{\circ}$ C.
 ΔT = Diferencia entre la temperatura de operación y la inicial, en $^{\circ}$ C.

El cálculo de la demanda teórica de valor sensible total, se efectuó considerando a todos los compuestos que experimentan un cambio de temperatura durante la operación que se realiza, la suma de todos ellos proporciona la demanda de calor total, tomando en cuenta que se han efectuado todas las reacciones y asumiendo como base la producción de 20 ton. diarias de arcilla activada y seca.

Q arcilla	=	20390 x 0,224 x (90 - 25)	=	296 878 kcal
Q ácido sulfúrico	=	9310 x 0,3352 x (90 - 25)	=	202 846 kcal
Q agua	=	30140 x 1,0 x (90 - 25)	=	1 959 100 kcal
Q* Fe lixiviador	=	4 x 29 x 10 (90 - 25)	=	75 400 kcal
Q* Pb lixiviador	=	4 x 11,325 x 5,9518 (90 - 25)	=	17 525 kcal
Q* sulfato alumínico	=	5,78 x 63,5 x (90 - 25)	=	23 857 kcal
Q* sulfato férico	=	2,62 x 66,2 x (90 - 25)	=	11 274 kcal
Q* sulfato sódico	=	1,42 x 25,31 x (90 - 25)	=	2 336 kcal
Q* sulfato cálcio	=	0,81 x 32,8 x (90 - 25)	=	1 727 kcal
Q total (suma de todos)			=	2 590 943 kcal

* Los datos obtenidos del calor específico fueron proporcionados en kcal/kg mol.

Luego la cantidad total de calor sensible en los lixiviadores es de 2 590 943 kcal.

b. Cálculo del calor proporcionado al sistema debido a la dilución del ácido sulfúrico (12).

$$\text{moles de H}_2\text{SO}_4: 12000/98 = 122.44 \text{ kg mol}$$

$$\text{moles de H}_2\text{O}: 29650/18 = 1647.22 \text{ kg mol}$$

$$\text{Dilución por mol de H}_2\text{SO}_4: 1647.22/122.44 = 13.45$$

El proceso en este caso equivale a la disolución desde una solución inicial que contenga 0 de H₂O/l H₂SO₄, hasta una disolución final que contenga 13.45 de H₂O/l de H₂SO₄. De aquí y según la tabla de ental-
pía de disolución de ácido sulfúrico consultada en la lite-
ratura (12) se tiene:

$$H = -(23540 - 6775)$$

$$H = - 16 765 \text{ kcal/kg mol}$$

$$- 16765 \times 122.44 = 2 052 707 \text{ kcal}$$

Luego el calor proporcionado al sistema debido a la disolución del ácido sulfúrico es de 2 052 707 kcal.

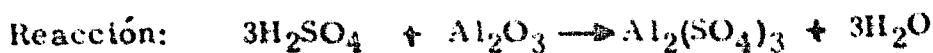
c. Cálculo de los calores que intervienen en el sistema debido a los calores de reacción:

Las reacciones consideradas durante la lixivia-
ción son las siguientes:





Teniendo en cuenta que el calor de reacción es igual al calor de formación de los productos, menos el calor de formación de los reactivos: conociendo el calor de formación de cada compuesto y considerando que cuando el calor de reacción es negativo, se desprende calor en el proceso (27), según los datos recabados de formación de los compuestos que toman parte, el calor de reacción en cada una de las reacciones consideradas será el siguiente:



Pesos

Moleculares	3(98.06)	101.96	342.14	3(18)
-------------	----------	--------	--------	-------

Reaccionan

(kg)	1700	590	1980	310
------	------	-----	------	-----

Reaccionan

(kg mol)	17.33	5.78	5.78	17.33
----------	-------	------	------	-------

Calor de
Formación

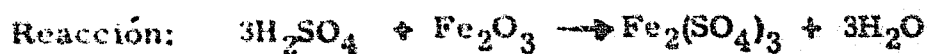
($\frac{\text{kcal}}{\text{kg mol}}$)

- 193 690	- 399 090	- 893 900	- 68 317
-----------	-----------	-----------	----------

$$Q = [5.78 (-893 900) + 17.33 (-68 317)] - [17.33 (-193 690) + 5.78 (-399 090)]$$

$$Q = -686 710 \text{ kcal}$$

Luego al efectuarse esta reacción, se liberan en el sistema 686 710 kcal.



Pesos				
Moleculares	3(98.06)	159.70	399.98	3(18)
Reaccionan (kg)	770	420	1050	140
Reaccionan (kg mol)	7.85	2.62	2.62	7.85
Calor de Formación				
($\frac{\text{kcal}}{\text{kg mol}}$)	-193 690	-198 500	-653 300	-68 317

$$Q = 2.62 [(-653\,300) + 7.85(-68\,317)] - 7.85 [(-193\,690) + 2.62(-198\,500)]$$

$$Q = -207\,398 \text{ kcal}$$

Luego al efectuarse esta reacción, se liberan en el sistema 207 398 kcal.



Pesos				
Moleculares:	98.06	56.08	136.14	18.00
Reaccionan (kg)	140	80	194	26

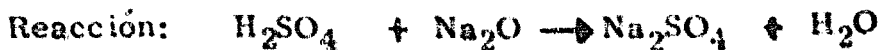
Reaccionan (kg mol)	1.42	1.42	1.42	1.42
Calor de Formación ($\frac{\text{kcal}}{\text{kg mol}}$)	-193690	-151700	-336580	-68317

$$Q = 1.42[(-336580) + 1.42(-68317)] -$$

$$1.42[(-193690) + 1.42(-151700)]$$

$$Q = -84500 \text{ kcal.}$$

Luego al efectuarse esta reacción, se liberan en el sistema 84 500 kcal.



Pesos Moleculares	98.06	61.98	142.04	18.00
Reaccionan (kg)	80	50	115	15
Reaccionan (kg mol)	0.81	0.81	0.81	0.81
Calor de Formación ($\frac{\text{kcal}}{\text{kg mol}}$)	-193690	-99450	-330820	-68317

$$Q = 0.81[(-330820) + 0.81(-68317)] -$$

$$0.81[(-193690) + 0.81(-99450)]$$

$$Q = -85857 \text{ kcal}$$

Luego al efectuarse esta reacción, se liberan en el sistema - 85 857 kcal.

El calor total de reacción será por consiguiente:

$$(-686710) + (-207398) + (-84500) + (-25857) = -1064465 \text{ kcal}$$

Según esto, al efectuar todas estas reacciones, se liberan del sistema 1 064 465 kcal.

d. Cálculo del calor necesario para mantener la temperatura de 90°C durante el período de las tres horas de lixiviación, considerando las posibles pérdidas por radiación y convección; y considerando aislados los lixivadores con lana mineral. La nomenclatura utilizada y los valores de los factores son los siguientes:

- Q_T = Pérdidas de calor por radiación y convección (kcal/hr).
- Q_c = Calor de conducción (kcal/hr).
- Q_R = Calor de radiación (kal/hr).
- Q_D = Calor de convección (kcal/hr).
- t_s = Temperatura de la suspensión (90°C).

- t_1 = Temperatura de la pared interna del lixivador correspondiente al recubrimiento de plomo ($^{\circ}\text{C}$).
- t_2 = Temperatura existente entre las capas de plomo y hierro del lixivador ($^{\circ}\text{C}$).
- t_3 = Temperatura existente entre las capas de hierro y aislante del lixivador ($^{\circ}\text{C}$).
- t_4 = Temperatura exterior del lixivador perteneciente a la temperatura de la pared externa del aislante ($^{\circ}\text{C}$).
- ΔT_1 = $t_1 - t_2$
- ΔT_2 = $t_2 - t_3$
- ΔT_3 = $t_3 - t_4$
- ΔT_t = $t_s - t_4$
- t_A = Temperatura del medio ambiente (25°C).
- h_p = Coeficiente de película entre la suspensión y la pared interna del lixivador ($\text{kcal/hr m}^2\text{ }^{\circ}\text{C}$).
- h_c = Coeficiente de costra entre la película y la pared interna del lixivador ($755\text{ kcal/hr m}^2\text{ }^{\circ}\text{C}$).
- L_1 = Espesor de la placa de plomo: (0.00635 m).
- L_2 = Espesor de la placa de hierro: (0.00635 m).
- L_3 = Espesor del aislante, lana mineral (0.0254 m).

- K** = Conductividad térmica de la suspensión:
 (0.45 kcal/hr m² °C/m).
- K₁** = Conductividad térmica del plomo: (41 kcal/
 hr m² °C/m).
- K₂** = Conductividad térmica del hierro: (28 kcal/
 hr m² °C/m).
- K₃** = Conductividad térmica del aislante, lana mi-
 neral: (0.033 kcal/hr m² °C/m).
- A *** = Area total de transmisión de calor:
 (32.64 m²).
- A_v** = Area de la sección vertical del lixiviador:
 (21.22 m²).
- A_u** = Area de la sección horizontal del lixiviador
 (tapa) (5.30 m²).
- A_d** = Area de la sección horizontal del lixiviador
 (base) (6.12 m²).
- R_T** = Resistencia total a la conducción ($\frac{\text{hr } ^\circ\text{C}}{\text{kcal}}$)
- e** = Factor de emisividad del aislante, conside-
 rándolo recubierto con loneta y está pintada
 exteriormente con laca negra (0.90).
- h_v** = Factor de convección en paredes verticales
 (1.53 kcal/hr m² °C).

* Se considera constante por ser despreciables los cam-
 bios que ella experimenta conforme aumenta el espe-
 sor de las placas.

- h_u = Factor de convección hacia arriba en paredes horizontales (2.16 kcal/hr m² °C).
- h_d = Factor de convección hacia abajo en paredes horizontales (1.13 kcal/hr m² °C).
- D = Diámetro interno del lixiviador (2.60 m).
- a = Constante experimental para camisa y suspensión (0.37) en la ecuación (5).
- L = Diámetro de la turbina (0.60 m) (véase apéndice C).
- N = Revoluciones por segundo de la turbina (1.85) (véase apéndice C).
- ρ = Peso específico de la suspensión (1410 kg/m³).
- μ = Viscosidad de la suspensión (90 cp) determinada experimentalmente.
- μ_a = Viscosidad absoluta de la suspensión (0.09 kg/seg).
- C_e = Calor específico de la suspensión (0.76 kcal/hr °C).
- n = Constante experimental para pared del tanque y suspensión (0.667) en la ecuación (5).

El procedimiento del cálculo (16, 27) consistió en determinar por un lado las pérdidas de calor por conducción a diversos valores de temperaturas de la pared ex-

terna del aislante de los lixivadores y por otra parte, las pérdidas de calor por radiación y convección del sistema a las temperaturas de la pared externa considerada. De la comparación de los valores obtenidos por tanteos, se conoce el calor perdido correcto cuando la suma del calor de convección y radiación sea igual al calor de conducción al corresponder en ambos la misma temperatura de la pared exterior.

Planteamiento:

El calor perdido correcto es aquel en el cual:

$$Q_c = Q_R + Q_D \quad (1)$$

Se conoce que:

$$Q_c = \frac{\Delta T}{R} \quad (2)$$

$$R = \frac{L_1}{K_1 A} + \frac{L_2}{K_2 A} + \frac{L_3}{K_3 A} + \frac{1}{h_p} + \frac{1}{h_c} \quad (3)$$

$$Q_c = \frac{t_1 - t_4}{\frac{L_1}{K_1 A} + \frac{L_2}{K_2 A} + \frac{L_3}{K_3 A} + \frac{1}{h_p} + \frac{1}{h_c}} \quad (4)$$

de esta ecuación (4) son desconocidos los valores de

Q_c , t_4 y h_p

La resistencia debida al coeficiente de película líquida (h_p) de la pared de los lixivadores se puede conocer por medio de la siguiente expresión:

$$\frac{h_p D}{K} = n \left(\frac{L^2 N e n}{\mu a} \right) \left(\frac{C_{\text{Ox}} a}{k} \right)^{1/3} \quad (5)$$

Substituyendo valores, despejando h_p y efectuando operaciones se encontró que:

$$h_p = 18.35$$

Para conocer el calor de radiación se tiene la siguiente ecuación:

$$Q_R = 4.92 A_e \cdot \left[\left(\frac{t_4}{100} \right)^4 - \left(\frac{t_a}{100} \right)^4 \right] \quad (6)$$

teniendo en cuenta que para aplicar esta fórmula los valores de t deben tomarse en $^{\circ}\text{K}$.

Para conocer el calor de convección se tiene la siguiente ecuación:

$$Q_D = h_v A_v (t_4 - t_a) + h_u A_u (t_4 - t_a) + h_d A_d (t_4 - t_a) \quad (7)$$

de las ecuaciones 6 y 7 son desconocidos: Q_R , Q_D y t_4 tal como se planteó al principio de este cálculo si se dan valores para t_4 y se substituyen en las ecuaciones 4, 6 y 7 se obtendrán los valores correspondientes para Q_c , Q_R y Q_D . El valor exacto de t_4 , Q_c , Q_R y Q_D será cuando se cumpla la ecuación (1). De tal forma que después de una serie de tanteos se obtuvo que:

$$t_4 = 35^{\circ}\text{C}$$

$$Q_R = 1609 \text{ kcal/hr}$$

$$Q_D = 508 \text{ kcal/hr}$$

$$Q_c = 2163 \text{ kcal/hr}$$

$$Q_R + Q_D = 2117 \approx 2163 \text{ kcal/hr}$$

Como el proceso se lleva a cabo en 4 cargas de 3 hrs cada una se tendrá:

$$Q_T = 12 Q_c.$$

por tanto:

$$Q_T = 25,956 \text{ kcal/día.}$$

e. Cálculo de las pérdidas de calor por condensación:

Según las tablas de vapor de la A. S. M. E. el vapor saturado a 90°C posee un calor latente de 981.8 BTU/lb, es decir, 545.8 kcal/kg.

Según datos experimentales, durante las tres horas de lixiviación en recipiente tapado pero con orificio de salida igual al de el diámetro de la entrada de un condensador se evaporó un 30% del contenido de agua, luego en 29 650 kg de agua se evaporarán 8 893 kg de agua.

De este modo el calor de condensación de 8 893 kg de agua será igual al producto del peso total de agua condensada por el calor latente de vaporización a 90°C es decir:

$$8\ 893 \times 545.8 = 4\ 853\ 799$$

Luego se pierden 4 853 799 kcal en conceptos de evaporación.

Efectuando el balance, el requerimiento total de energía será:

$$(2590\ 943 + 25\ 956 + 4\ 853\ 799) - (2\ 052\ 707 + 1\ 064\ 465) =$$
$$4\ 353\ 528$$

Luego la operación de lixiviación necesita 4 353 526 kcal.

2. Requerimientos de calor en el secador:

Este balance, se llevó a cabo en forma preliminar para un secador rotatorio operando en co-corriente, su poniéndolo bien aislado, operando eficientemente, y para las siguientes condiciones: temperatura de entrada de gases de secado de 650°C, 25°C del material, salida del material de 90°C, humedad de entrada del material de 31% B. H. y de salida 10% B. H.

La nomenclatura utilizada, así como el valor de los factores que intervienen para los cálculos del secador aparece a continuación:

$T_1 = 650^\circ\text{C}$ (Temperatura de los gases a la entrada del secador).

$t_1 = 25^\circ\text{C}$ (Temperatura de entrada del material por secar al secador).

$t_2 = 90^\circ\text{C}$ (Temperatura de salida del material con 10% de humedad).

$C_{pw} = 1\ \text{kcal/kg } ^\circ\text{C}$ (Calor específico del agua).

- C_{pc} = 0.224 kcal/kg °C (Calor específico de la arcilla).
- C_{pv} = 0.45 kcal/kg °C (Calor específico del vapor).
- C_{pa} = 0.26 kcal/kg °C (Calor específico del aire a 650°C).
- C_{pg} = 0.26 kcal/kg °C (Calor específico de los gases de combustión).
- t_w = 69°C (Temperatura del bulbo húmedo del aire caliente a 650°C con 9% de gases de combustión).
- λ_V = 558 kcal/kg (Calor latente de vaporización a 69°C).
- N_T = 2 (Número de unidades de transferencia promedio en secadores operando en forma eficiente).
- h_1 = 0.454 kg H₂O/kg material secado, a la entrada del secador.
- h_2 = 0.111 kg H₂O/kg material secado, a la salida del secador.
- W_{ms} = 20 000 kg (peso del material seco).
- W_{ms} = 1 33 kg/hr (peso del material seco expresado en tiempo).
- G = 1 500 kg/hr m² (Masa velocidad del aire en el secador).

- $\rho_{mh} = 1\ 400\ \text{kg/m}^3$ (Densidad aparente del material húmedo).
- $\rho_s = 900\ \text{kg/m}^3$ (Densidad aparente del material seco).
- $D_p = 43\ \text{micras}$ (tamaño de partícula del material).
- $\Theta_T = 15\ \text{horas}$ (tiempo total de secado).
- $Al_{mh} = 1\ 977\ \text{kg/hr}$ (alimentación al secador del material húmedo).
- $P_{cbe} = 10\ 453\ \text{kcal/kg}$ (Poder calorífico bruto del combustible empleado para secar).

Para conocer la temperatura de los gases de salida (T_2) se aplicó la siguiente fórmula:

$$N_T = \ln \frac{T_1 - T_2}{\Delta T_m}$$

en donde:

$$\Delta T_m = \frac{(T_1 - t_1) - (T_2 - t_2)}{\ln \left(\frac{T_1 - t_1}{T_2 - t_2} \right)}$$

Despejando T_2 y substituyendo los demás valores conocidos en la fórmula se encontró que $T_2 = 154^\circ\text{C}$.

Balanza de Energía:

Al efectuar este balance, se consideró como base 1 333 kg/hr de producto base seca,

La energía total requerida (Q_t) para secar el material sería:

$$Q_t = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4$$

Q_1 = Calor necesario para calentar el material seco de la temperatura de entrada a la de salida.

Q_2 = Calor necesario para reducir el contenido de humedad hasta un 10%.

Q_3 = Calor perdido en los gases de salida.

Q_4 = Pérdidas de calor.

Conociendo el valor de cada uno de los valores antes mencionados, se obtendrá el requerimiento total de energía.

Cálculo de Q_1 :

Fórmula:

$$Q_1 = Wmt Cpc (t_2 - t_1)$$

Substituyendo por los valores conocidos y efectuando las operaciones se obtuvo:

$$Q_1 = 19\ 413 \text{ kcal/hr}$$

Cálculo de Q_2 :

Fórmula:

$$Q_2 = (h_1 - h_2) W m t \left[(t_w - t_1) + \lambda V + C_{pv} (T_2 - t_w) \right]$$

Substituyendo en la fórmula cada literal por su valor y efectuando las operaciones se obtuvo:

$$Q_2 = 292\ 735 \text{ kcal/hr}$$

Cálculo de Q_3 :

Fórmula:

$$Q_3 = A_1 \times C_n$$

en dónde:

$A_1 =$ (Alimentación de combustible kg/hr)

$C_n =$ (Calor sensible de los gases de salida kcal/kg combustible alimentado)

Luego para encontrar el valor de Q_3 es necesario encontrar primero los valores de A_1 y C_n .

Cálculo de C_n y A_1 :

Fórmula:

$$C_n = W_g C_{pg} (T_2 - t_1)$$

Para encontrar W_g es necesario saber la composición de los mismos y la demanda de combustible.

Partiendo del análisis del combustible empleado, por medio de cálculos se determinaron éstos valores, los que se encuentran expresados en forma de tabla a continuación:

Calor latente de los gases de escape por kilogramo de combustible.

Elemento	Porcentaje	En kg mol	Composición del gas de escape	Moles de oxígeno requeridos para efectuar la combustión de cada kg mol	Peso de los gases formados por 100 kg de combustible alimentado	Calor latente en los gases de escape de un kg mol de combustible
C	84.47	1.425	CO ₂	2.850	222.24	13 527.24
H	1.12	0.226	N ₂	0.452	31.32	1 911.12
H ₂	11.25	0.563	H ₂ O	1.126	111.24	12 557.04
N	0.14	0.028	N ₂	-	1 972.22	21 031.48
O ₂	1.03	0.021	-	-0.021	-	-
TOTAL	100.00			10.151	1 404.03	52 016.88

Calor de evaporación del agua formada: 111.24 x 521

59 015.04

Calor latente de los gases de escape por 100 kg de combustible alimentado

112 031.92

Calor latente de los gases de escape por kg de combustible alimentado

1 120.32

* Se necesitan para efectuar la combustión completa, 10.151 kg mol de O₂, como éste se suministra mediante admisión de aire, resulta que se inyectan con las 10.151 kg mol de O₂, 38.125 kg mol de N₂ y tomando en consideración los 0.022 kg mol. existentes en la composición del combustible, dan un total de 38.217 kg mol de N₂ multiplicado por su peso molecular proporcionan 1 070.03 kg de N₂.

Sin embargo, el peso de los gases encontrados y el calor calculado no es el verdadero, puesto que en toda combustión se necesita un exceso de aire, el cual va a regir la temperatura de entrada de los gases de combustión, misma que debe ser de 650°C.

Para obtener el valor real de C_n , A_1 , Q_3 , Q_4 y Q_1 se llevaron a cabo los siguientes razonamientos:

$$(1) \quad Q_3 = A_1 C_n$$

$$(2) \quad Q_4 = 10\% Q_1 \text{ ya que se supuso que las pérdidas por radiación en todo el secador (es decir tanto en la cámara de combustión como en el tambor) serían del orden del 10\% (27).}$$

$$(3) \quad Q_1 = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4$$

$$(4) \quad \text{Luego } Q_4 = \frac{(Q_1 + Q_2 + Q_3)}{0.90} \times 0.10$$

$$(5) \quad A_1 = \frac{Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4}{P_{enc}}$$

Cálculo del poder calorífico neto del combustible:

$$P_{enc} = P_{cbe} - \text{calor de evaporación del agua formada en la combustión.}$$

$$P_{enc} = 10\,453 - (595 \times 1.11)$$

$$P_{enc} = 9\,793 \text{ kcal/kg}$$

Cálculo del calor generado en la cámara de com

bustión (Q_q); por cada 100 kg de combustible alimentado:

$$Q_q = 100 \times P_{enc}$$

$$Q_q = 979\,300 \text{ kcal}$$

Cálculo de la temperatura de flama en la cámara de combustión (T_f) por cada 100 kg de combustible alimentado:

$$Q_q = W_g C_{pg} (T_f - t_1)$$

despejando T_f y efectuando operaciones se obtiene que:

$$T_f = 2546 \text{ }^\circ\text{C}$$

Ahora bien, ésta sería la temperatura de la flama sin exceso de aire, o sea con el aire teórico de combustión; sin embargo en la práctica todos los quemadores operan con aire en exceso, cuya proporción varía dependiendo del tipo de quemador. En la suposición de utilizar un quemador inyectando el combustible a presión positiva, con aire primario también a presión positiva de 0.14 kg/cm^2 (2 lb/pulg^2) es posible operar el quemador con un 20% mínimo de exceso de aire de combustión.

Además, hay que bajar la temperatura de flama a 650°C ya que esa debe ser la temperatura de entrada de los gases calientes; para bajarla se inyecta un exceso de aire el cual se le conoce como aire secundario y puede entrar al sistema en la misma cámara de combustión, en forma anular al hogar propiante, o después de él. En general el flujo de este aire se diseña en tal forma que ayude a enfriar el refractario de la cámara de combustión, no solo logrando mayor vida a ésta sino

también mejorando la eficiencia térmica de esta parte del equipo.

Cálculo del exceso de aire (E_a) necesario para bajar la temperatura de los gases de entrada a 650°C .

$$Q_q = W_g C_{pg} (T_f - t_1)$$

$$Q_q = E_a C_{pa} (T_1 - t_1) + W_g C_{pg} (T_1 - t_1)$$

Luego:

$$W_g C_{pg} (T_f - t_1) = E_a C_{pa} (T_1 - t_1) + W_g C_{pg} (T_1 - t_1)$$

despejando E_a se obtiene el exceso de aire que es necesario inyectar para obtener 650°C en los gases de entrada.

$E_a = 4\,532$ kg de aire por cada 100 kg de combustible alimentado es decir 45.32 kg de aire por kg de combustible alimentado.

Luego el peso total de los gases de combustión por cada 100 kg de combustible alimentado, e incluyendo el exceso de aire será (W_{gt}).

$$1\,494 + 4\,532 = 6\,026 \text{ kg ó } 60.26 \text{ kg de gases por kg de combustible alimentado.}$$

El calor sensible de los gases de salida por cada 100 kg de combustible alimentado será por lo tanto:

$$C_n = W_{gt} C_{pg} (T_2 - t_1)$$

$C_n = 202\ 112$ kcal/100 kg de combustible alimentado.

$C_n = 2\ 021$ kcal/kg de combustible alimentado.

Para encontrar el valor de la alimentación del combustible, se substituyen los valores encontrados por Q_1 , Q_2 y las ecuaciones (1) y (4) en (5) obteniéndose la siguiente expresión:

$$19\ 413 + 292\ 735 + Al\ 2\ 021 + \frac{312\ 148 + Al\ 2\ 021}{0.90} \times 0.10$$

$$Al = \frac{\quad}{9\ 793}$$

$$Al = 45.953\ \text{kg/hr}$$

luego $Q_3 = 45.953 \times 2\ 021$

$$Q_3 = 92\ 871\ \text{kcal/hr}$$

$$Q_4 = \frac{(19\ 413 + 292\ 735 + 92\ 871)}{0.90} \times 0.10$$

$$Q_4 = 45\ 002\ \text{kcal}$$

$$Q_t = 19\ 413 + 292\ 735 + 92\ 871 + 45\ 002$$

$$Q_t = 450\ 021\ \text{kcal/hr}$$

$$Q_t = Al\ \text{Penc}$$

$$Q_t = 45\ 953 \times 9\ 793$$

$$Q_t = 450\ 017\ \text{kcal/hr}$$

Peso de los gases calientes considerando el vapor de agua de la humedad extraída al producto alimentado: (W_{gc})

$$W_{gt} = 60.26 \text{ kg/kg combustible alimentado}$$

$$W_h = 470 \text{ kg/hr}$$

$$W_{gc} = W_{gt} \text{ Al} + W_h$$

$$W_{gc} = 60.26 \times 45.953 + 470$$

$$W_{gc} = 3\ 239 \text{ kg/hr.}$$

APENDICE C.

Los cálculos efectuados para el diseño del serpentín de calentamiento, demanda de vapor, condensador y agitador son los siguientes:

Cálculo del serpentín.

El coeficiente total de transmisión de calor (U) del serpentín para este caso (25) se consideró con un valor de $342 \text{ kcal/hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$.

El uso del serpentín será exclusivamente para mantener la temperatura de 90°C durante las tres horas de lixiviación, ya que el calentamiento inicial será producido por la disolución del ácido sulfúrico en el lixivador y por el calor cedido al sistema al efectuarse las reacciones.

Por lo tanto de acuerdo con los cálculos del apéndice B, la cantidad de calor que necesita suministrar el

serpentín es de 4 353 526 kcal diarias; como son cuatro ciclos y tres horas de reacción en cada ciclo, cada serpentín deberá suministrar 362 793 kcal/hr.

La presión de vapor a que se trabajará se determinó con base en la presión de trabajo máxima recomendable para el tubo de plomo del serpentín seleccionado y está dada por la ecuación:

$$P = 2 ST/D$$

en donde:

P = Presión de seguridad en kg/cm².

S = Tracción máxima admisible en la dirección de las fibras 5 kg/cm².

T = Espesor de la pared 0.73 cm.

D = Diámetro exterior 4.54 cm.

Substituyendo se obtuvo:

$$P = 1.63 \text{ kg/cm}^2 \text{ manométricas.}$$

El vapor circulante en el serpentín, es por tanto de 38 lb/pulg² (1.60 kg/cm² ó 2.63 kg/cm² absolutas); la temperatura del vapor (T₁) será de 129°C y la temperatura de la suspensión (T₂) se consideró 90°C.

El área total de transmisión de calor, calculada según la siguiente fórmula será:

$$A = \frac{Q}{U (T_1 - T_2)} \quad A = \frac{362\,793}{342 (129 - 90)} \quad A = 27.19 \text{ m}^2$$

La longitud del serpentín, si se fijara un diámetro nominal de $1\frac{1}{2}$ pulgadas cuyo diámetro exterior es de 52.73 mm sería:

$$L = \frac{A}{\pi \times D} \quad L = \frac{27.19}{3.14 \times 0.05273} \quad L = 164.42 \text{ metros}$$

Para las dimensiones fijadas para los lixiviadores, se hace necesario colocar el serpentín en dos hileras de 12 vueltas cada una y dejando espacios entre cada vuelta y entre las dos hileras con una distancia equivalente a 2 diámetros externos del tubo, estos valores se seleccionaron en base en que son los recomendados (26) para proveer una circulación adecuada del líquido agitado entre ellos y así proporcionar una mejor transmisión de calor.

Demanda de vapor.

La cantidad necesaria de calor en los lixiviadores suministrada por medio de los serpentines de vapor es de 362 793 kcal/hr.

El vapor a 129°C y 2.63 kg/cm² posee 649.1 kcal/kg. La temperatura inicial considerada es de 25°C, y el vapor a 25°C contiene 24.5 kcal/kg; según esto el calor total liberado es de 624.6 kcal/kg de vapor y la cantidad total de vapor que debe alimentarse es de 580.84 kg/hr.

Cálculo del condensador:

Caso: Calentamiento de un líquido aprovechando un calor que cede un vapor al condensarse y sin subenfriarse.

$$Q_L = Q_v \text{ (lo que uno se enfría el otro se calienta)}$$

en donde:

$$Q_L = \text{calor que gana el líquido (404 483 kcal/hr) ó (4 853 799 kcal)}$$

$$Q_L = W C_{el} (T_{sl} - T_{el})$$

Suponiendo:

T_{sl} = temperatura de salida del líquido (50°C)

T_{el} = temperatura de entrada del líquido (20°C)

C_{el} = calor específico del líquido (1 kcal/kg)

y W_L = velocidad masa del líquido (kg/hr)

$$W_L = \frac{Q_L}{C_{el} (T_{sl} - T_{el})}$$

Substituyendo valores y efectuando operaciones se obtiene que:

$$W_L = 13 483 \text{ kg/hr ó } 13 483 \times 12 = 161 796 \text{ kg de agua en el condensador totales por día.}$$

$$Q_v = W_v [C_{ev} (T_v - T_c) - \lambda_v]$$

$$W_v = \text{velocidad masa del vapor (741 kg/hr) ó (8 893 kg)}$$

C_{ev} = calor específico del vapor a 90°C (0.45 kcal/kg)

T_v = Temperatura del vapor (90°C)

T_c = Temperatura de condensación (°C)

λ_v = Calor latente de vaporización (545.8 kcal/kg)

Despejando T_c , substituyendo valores y efectuando operaciones se obtiene:

$$T_c = 90^\circ\text{C}$$

Cálculo del área del condensador:

$$Q = UAr \cdot \Delta T_m$$

En donde:

Q = calor ganado o cedido en el sistema (404 483 kcal/hr)

U = coeficiente total de transmisión de calor (735 kcal/hr m^2 °C)

ΔT_m = diferencia media de temperaturas: (°C)

A_T = área total de transmisión de calor (m^2)

$$\Delta T_m = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln \frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}}$$

en donde:

ΔT_1 = diferencia de temperaturas de las dos fases a la entrada del condensador (70°C)

ΔT_2 = diferencia de temperaturas de los dos líquidos a la salida del condensador (40°C)

Substituyendo valores y efectuando operaciones se tuvo que

$$\Delta T_m: 54.12$$

$$A_T = \frac{Q}{U \Delta T_m}$$

Substituyendo valores y efectuando operaciones se tuvo:

$$A_T = 10.16 \text{ m}^2$$

Luego el condensador debe tener un área de transmisión de calor de 10.16 m².

Cálculo del agitador.

- a). Tipo de agitador seleccionado: Para suspensiones de sólido en líquido lo más aconsejable según la literatura consultada (26, 27) es el tipo de turbina, de 6 aspas tipo abierto.
- b). Diámetro de la turbina: En suspensiones la

relación aconsejable entre el diámetro de la turbina y el recipiente está entre 2.5, pero tomando en consideración que el diámetro del recipiente para esta relación se considera aquella parte libre del centro, sin tomar en cuenta los espacios ocupados por el serpentín y los baffles que éste contenga. En el caso particular del lixiviador estudiado, el diámetro interno de él es de 2.60 m, pero tiene un serpentín doble colocado en 2 hileras, mismas que están separadas entre la pared interna del tanque y entre ellas con una relación de 2 diámetros siendo el diámetro exterior del tubo de 0.05273 m., luego el reactor pierde por este concepto 0.6324 m.

Por otro lado los baffles son convenientes cuando se usa turbina para circulación correcta a través del serpentín, debiendo instalarse precisamente del lado interior al serpentín; el ancho de los baffles según relación con el diámetro del tanque, es de 0.2164 cm cada uno, luego el tanque pierde por este concepto en diámetro 0.4328 m.

Luego el diámetro virtual del tanque para considerar la relación con el diámetro de la turbina es: 1.5348 m.

Considerando la relación entre diámetros, antes mencionada, el diámetro de la turbina es de: 0.60 m.

- c). Velocidad de la turbina: Experimentalmente se ha encontrado que las velocidades perifé-

ricas medias en las turbinas oscilan entre 198 y 244 m/min (26) considerando una velocidad periférica de 210 m/min se tendrán 111.46 r.p.m. que traducida a revoluciones por segundo es de 1.85.

Para estas velocidades no existen motorreductores que la proporcionen directamente, haciéndose necesario instalar un reductor de velocidades cercana a la deseada en la turbina y por medio de una transmisión de poleas entre el motor y la flecha de entrada al reductor obtener el valor fijado.

- d). Potencia requerida: Esta puede calcularse bien sea por nomogramas que se ilustran en la literatura específica sobre agitación o bien según la siguiente fórmula (27) siempre y cuando el Número de Reynolds sea mayor de 75.

$$P = \alpha L^{4.70} n^{2.85} \rho^{0.85} \mu^{0.15}$$

en donde:

- α = 0.01104 coeficiente para turbinas de 6 álabes.
- L = 0.60 m diámetro de la turbina.
- n = 1.85 r.p.s. revoluciones de la turbina.
- ρ = 1 410 kg/m³ densidad de la suspensión.
- μ = 90 c. p. viscosidad.

$$\mu_a = 0.09 \text{ kg. m seg.}$$

P = Potencia requerida en C. V.

No. de Reynolds modificado:

$$\text{No. Re} = \frac{L^2 n \rho}{\mu_a}$$

Substituyendo por sus valores y efectuando operaciones se obtuvo.

No. Re = 10 434 como es mayor a 75 la fórmula puede ser aplicada, misma que dió el siguiente resultado:

$$P = 5.40 \text{ C. V.}$$

$$P = 5.32 \text{ H. P.}$$

Según esto es conveniente colocar un motor de 7.5 H. P. en cada lixivador.

BIBLIOGRAFIA

1. - Anuario Estadístico de Importación y Exportación de los Estados Unidos Mexicanos; Secretaría de Industria y Comercio; Dirección General de Estadística, México, 1952 a 1962.
2. - Alva Saldaña
"Activación de la Bentonita de Paracas para Decolorar Aceites" Bol. de la Soc. de Quím. del Perú, Vol. 12, (1947), pp. 197 - 210.
3. - Burghardt O.
"Activated Bleaching Clays"
Industrial and Engineering Chemistry, Vol. 23, (1931), pp. 800 - 802.
4. - Castro Ramos R. de
"Las Pruebas de Laboratorio de las Tierras Decolorantes". Inst. de la Grasa y sus Derivados. Depto. de Quím. y Microbiología, Vol. 12, fasc. 1, Sevilla, (1961), pp. 23 - 31.
5. - Catálogo de Productos y Directorio de Empresas Comité Intersecretarial Mexicano de la Asociación Latino Americana de Libre Comercio, México, 1962.

- 6.- Dylor W. T.
 "Clasificación de Sólidos en Seco"
 Ingeniería Química, año 5, No. 43, (Feb. 1960)
 pp. 32 - 36.
- 7.- Deribere M. y Essme A.
 "La Bentonita"
 Editorial Aguilar, España 1952.
- 8.- Friedman S. J. y Marshall Jr. W. R.
 "Studies in Rotary Drying" Part I, Vol. 45,
 No. 8 (Agosto 1949), pp. 482 - 483.
- 9.- Friedman S. J. y Marshall Jr. W. R.
 "Studies in Rotary Drying", Part II, Vol. 45,
 No. 9, (Sep. 1949), pp. 573 - 575.
- 10.- García C. E.
 "Evaluación Fotométrica del grado de Decoloración de Aceites Vegetales y Estudio de algunas Variables en la Adsorción por Arcillas Activadas",
 Tesis Prof. de Químico; Escuela de Ciencias Químicas, Universidad Iberoamericana, Incorp.
 U. N. A. M., IMIT, A. C., 1964.
- 11.- Garoglio P. G.
 "Tecnología de los Aceites Vegetales"
 Tomo 1 y 2; Universidad Nacional de Cuyo,
 Argentina, 1950, pp. 882 - 883.
- 12.- Glasstone S.
 "Termodinámica para Químicos"
 Segunda Edición, Editorial Aguilar, Madrid, 1958
 pp. 540.

- 13.- Grim R. E.
"Clay Mineralogy"
Mc. Graw Hill Book Company Inc.
Nueva York, 1958.
- 14.- Guía de la Industria Química, Sexta Edición
Editorial Cosmos, México, D. F., 1963.
- 15.- Kirk, R. E. y Othmer, D. F.
"Arcillas Activadas"
Enciclopedia de Tecnología Química, Tomo 2
U. T. E. H. A. México, 1961, pp. 690 - 694.
- 16.- Kern A. D.
"Process Heat Transfer"
Mc Graw - Hill Book Company Inc.,
Nueva York 1950.
- 17.- Knoerr A. W.
"Majdanpenk" Engineering and Mining Journal;
Vol. 163, No. 9, (Sep. 1962), pp. 78 - 83.
- 18.- Kolthoff, J. M. y Sandell E. B.
"Textbook of Quantitative Inorganic Analysis"
The Mac Millan Company, Nueva York, 1949,
pp. 733 - 761.
- 19.- Ladoo B. R. y Meyers N. N.
"Non Metallic Minerals" Segunda Edición,
Mc Graw - Hill; Nueva York, 1951.
- 20.- Mantell C. L.
"Adsorption"
Chemical Engineering Series, Segunda Edición,
Mc Graw Hill Book Co. Inc., Nueva York 1961.

21. - Matarredona A. E.
"Propiedades Físicas y Químicas de Algunas Arcillas Montmorilloníticas Nacionales y sus Aplicaciones Industriales"
Tesis Prof. de Químico; Escuela de Ciencias Químicas, Univ. Iberoamericana Incorp.
U. N. A. M., IMIT, A. C., 1963.
22. - Mills G. A., Holmes J. y Cornelius K. B.
"Acid Activation of some Bentonite Clays"
Phys. E. Colloid Chem. Vol. 54, 1170 (1950).
23. - Nosti Vega M. y Castro Ramos R. de
"Teorías sobre Activación de las Tierras Decolorantes"
Ing. Química, año 5, núm. 47, (Jun. 1960),
pp. 10 - 15.
24. - Nosti Vega M. y Castro Ramos R. de
"Métodos de Activación de las Tierras Decolorantes"
Ing. Quím. año 5, núm. 50 (Sep. 1960), pp.
23 - 27.
25. - Parekh N. N. y Vaydia, B. R.
"Activation of Clays and Earths".
Jour. Indian Chem. Soc. Ind.
News Ed., Vol. 10, (1947), pp. 29 - 39.
26. - Parker H. N.
"Mixing" - Chemical Engineering. Vol. 71,
Núm. 12, (Jun. 8, 1964), pp. 165 - 220.

- 27.- Perry H. J.
 "Manual del Ingeniero Químico"
 Tercera Edición, U. T. E. H. A.,
 México, D. F. 1958.
- 28.- Pons, W. A. Jr., Huch J. y Framton L.,
 "Bleaching of Off-Colored Cottonseed Oils"
 The Journal of the Ceramic Oil Chemist Society;
 Vol. 38, No. 2, (Feb. 1960), pp. 104 - 107.
- 29.- Ries H. E. y Colaboradores
 "Catalysis", Vol. I
 "Fundamental Principles", Part I,
 Paul H. Emmet
 Nueva York 1954, pp. 75 - 77.
- 30.- Searle A. B. y Grimshaw R. W.
 "The Chemistry and Physics of Clays and
 othe Ceramic Materials"
 Tercera Edición;
 Ernest Beun Limited, Londres 1959.
- 31.- Taggart A. F. y Colaboradores
 "Handbook of Mineral Dressing ores and
 Industrial Minerals"
 John Wiley & Sons Inc., Nueva York, 1950.
- 32.- Taketoshi Y. y Komatsu Z.
 "The effect of adsorbed Water on Active Clay
 and Acid Clay upon Decoloration of Oils"
 The Journal of the American Oil Chemists
 Society, Vol. 32, No. 19, (1955), pp. 568 - 569.

33. - Thomas C. L. Hickey J. y Stecker G.
"Chemistry of Clay Cracking Catalysis"
Ind. and Eng. Chem., Vol. 42, No. 5, (1950),
pp. 866 - 887.
34. - Turner S. D.
"How to Mine and Mill Bentonite"
Engineering and Mining Journal; Vol. 159,
No. 7, (Jul. 1958), pp. 108 - 111.
35. - Urtiz T. B.
"Activación de Ciertas Arcillas Mexicanas"
Tesis Prof. de Ing. Químico
Escuela Nacional de Ciencias Químicas;
IMIT, A. C., México 1956.
36. - Worcester, W. G.
"Clays of the Bleaching Type"
Can. Cer. Soc. Vol. 6 (1937), pp. 65 - 69.