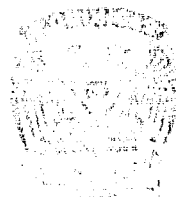


- Proyecto de una Planta para el Tratamiento Perco de Querosina con Reactivo Cúprico Sólido.  
Capacidad: 365.7 Metros Cúbicos Diarios.

T E S I S

Que para obtener el título de:  
INGENIERO QUIMICO  
presenta el pasante:  
OSWALDO A. ABREU GARCIA





Universidad Nacional  
Autónoma de México



**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

**DERECHOS RESERVADOS ©**  
**PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

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

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

# TESIS CON FALLA DE ORIGEN



**A la memoria de mi padre, a mi madre y a mi  
tía Huación, con profundo cariño y respeto.**

**A mi hermano Francisco José, demás hermanos  
y familiares.**

A mis maestros.

Al maestro Manuel Mascott López, de quien recibí sabios consejos.

A los Honorables Miembros de mi jurado.

A mis compañeros de carrera.

A mis amigos.

---

## C A P I T U L O S .

### I.- INTRODUCCION.

Motivo de esta tesis.

El azufre y sus compuestos en los petróleos crudos y sus fracciones.

Influencia del azufre y sus compuestos en los destilados.

Hipótesis del origen del azufre y sus compuestos en los petróleos crudos.

Procesos generales de endulzamiento.

### II.- DESCRIPCION DE ELABORACION.

Proceso Perco con Reactivo Cúprico Sólido.

Proceso Doctor.

### III.- DETERMINACIONES EXPERIMENTALES.

Análisis físico-químico de tierras fuller.

Determinación de datos necesarios para los cálculos.

### IV.- DISEÑO DEL EQUIPO.

### V.- ESTUDIO ECONOMICO COMPARATIVO DE LOS PROCESOS PERCO Y DOCTOR.

### VI.- CONCLUSIONES.

### VII.- BIBLIOGRAFIA.

---

## C A P I T U L O I . -

### MOTIVO DE ESTA TESIS.

El petróleo diáfano sirve primordialmente como combustible doméstico, y para que este producto sea aceptable al consumidor, la querosina cruda, usada en su elaboración, es sometida a un tratamiento desmercaptanizador conocido con el nombre de endulzamiento, cuyo objeto es transformar los mercaptanos en compuestos de olor menos desagradable, como son los disulfuros orgánicos.

El Proceso Doctor fué empleado durante muchos años en el endulzamiento de la querosina, por ser el mejor conocido. Este proceso se caracteriza por ser intermitente, al igual que la regeneración del reactivo que se lleva a cabo con un equipo auxiliar, y de proporcionar la querosina con un contenido de azufre total mayor que el inicial. Por estas causas ha sido -

sustituído en la mayor parte de las refinerías ante la bondad que presentan otros procesos que se han desarrollado posteriormente. La tendencia actual en las refinerías de Petróleos Mexicanos es sustituir el Proceso Doctor por el Proceso Perco de Endulzamiento Cúprico Sólido, que es continuo y, por consiguiente, de fácil operación; además, la regeneración del reactivo es simultánea con la desmercaptanización, y el contenido total de azufre es el mismo antes y después del tratamiento. - Por último, en el Proceso Perco se obtienen resultados máximos en economía y eficiencia cuando es usado convenientemente, como resultado de la simplicidad en el diseño y operación del equipo.

El equipo utilizado actualmente en la refinería "Ingeniero Antonio M. Amor", en Salazarca, Cto., para el Proceso Perco, es una adaptación parcial de aquél que se diseñó en un principio para el Proceso Doctor; por otra parte, desde que esta refinería comenzó a funcionar, el volumen de querosina cruda empleada en la elaboración del petróleo diáfano es de 190 - metros cúbicos diarios, aproximadamente; sin embargo, debido a una futura ampliación, ya que las necesidades del consumo así lo requieren, existe el proyecto de procesar 366 metros cúbicos por día; y, por consiguiente, el diseño de una nueva planta Perco es necesario, el cual es el tema que he seleccionado para el desarrollo de mi Tesis Profesional.

Este proyecto incluye, además, un estudio económico comparativo de los dos procesos, Perco y Doctor, para precisar el ahorro obtenido con la implantación del primero; así como tam-

bién, la selección de una tierra fuller apropiada, que sirva de soporte al cloruro cúprico, evitando de esta manera la importación y, por consiguiente, el alto costo que ella implica. A este respecto, cabe señalar la existencia de yacimientos cercanos a esta refinería, lo cual es sumamente ventajoso.

### EL AZUFRE ELEMENTAL Y SUS COMPUESTOS EN LOS CRUDOS Y SUS FRACCIONES.

El azufre, en su forma elemental y combinada, se encuentra prácticamente en todos los crudos hasta hoy conocidos, variando su contenido desde 0.04%, como en algunos de Pensilvania, hasta 4.5%, o más. La mayor parte de los crudos quedan comprendidos dentro de estos límites. Un contenido de 1% es frecuente en aquellos crudos del Mid-Continent (Kansas, Oklahoma), gran parte de Texas, la parte Norte de Louisiana, Arkansas, parte Oriental de Colorado y partes de Nuevo México y Arizona; entre éstos también los hay con porcentajes menores: 0.3 a 0.4%. Algunos crudos como los de Irán, Irak y el Oeste de Texas, tienen un contenido entre 1 y 2%. Los de Bakú y Rumanía contienen 0.2%, o menos. Otros crudos, como algunos de México y Mesopotamia tienen una cantidad mayor que el límite superior antes mencionado, correspondiendo a 5, y de 7 a 8%, respectivamente.

La cantidad de azufre total en los crudos varía según su densidad y volatilidad, correspondiendo a los más ligeros y volátiles, menos contenido que aquellos asfálticos más pesados.

Sin corresponder a una regla general, se ha observado -- que los petróleos de reciente formación aparecen con porcenta-

jes inferiores de azufre que aquéllos de mayor antigüedad, y también se ha comprobado mediante datos estadísticos actuales, que la cantidad de crudos con un alto contenido de azufre es más frecuente.

El azufre y varios de sus compuestos se encuentran en las fracciones (gases, destilados y residuo), obtenidas en la destilación. El orden de la distribución del azufre en las fracciones tiene su comienzo con Mabery en el año de 1894. El contenido de azufre aumenta con la temperatura de ebullición de las fracciones, correspondiendo al residuo el mayor porcentaje; sin embargo, según Sinnigh, cuando tiene lugar la descomposición durante la destilación, las fracciones medias pueden contener un porcentaje superior que aquéllas más pesadas.

A continuación se indica la distribución del azufre total en los destilados y residuo del crudo "Poza Rica", procesado en la refinería "Ingeniero Antonio M. Amor":

| Fracción         | Contenido total de azufre. |
|------------------|----------------------------|
| Gasolina cruda.  | 0.15-0.30%                 |
| Querosina cruda. | 0.25-0.40%                 |
| Gasóleo.         | 0.95-1.10%                 |
| Residuo.         | 2.50-3.00%                 |

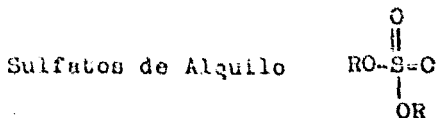
Los compuestos del azufre, que en la actualidad han sido identificados en el crudo y sus productos constituyen un reducido número de los existentes, el mayor porcentaje de éstos son combinaciones complejas de alto peso molecular y de constitución hasta hoy desconocida. Practicamente, todo el conocimiento actual sobre los compuestos de azufre corresponde prin

principalmente a los destilados ligeros (gasolina y querosinas). - La separación e identificación de la mayor parte de las combinaciones de azufre en los crudos y destilados pesados han sido sumamente difíciles, pero no hay duda que en ellos existen compuestos resinosos conteniendo azufre y oxígeno.

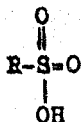
Los compuestos de azufre que han sido aislados e identificados en los crudos y fracciones, son los siguientes:

|                      |  |
|----------------------|--|
| Disulfuro de Carbono | $S=C=S$  |
| Mercaptanos          | $R-S-H$  |
| Acido Sulfhídrico    | $H-S-H$  |
| Sulfuros Orgánicos   | $R-S-R$  |
|                      | $R-C-C-R$  |
| Tiofenos             | $\begin{array}{c}    \quad    \\ R-C \quad C-R \\ \quad \quad \quad \backslash \\ \quad \quad \quad \quad S \end{array}$   |
|                      | $R_2-C=C-R_2$  |
| Tiofenos             | $\begin{array}{c}   \quad   \\ R_2-C \quad C-R_2 \\ \quad \quad \quad \backslash \\ \quad \quad \quad \quad S \end{array}$ |
| Disulfuros           | $R-S-S-R$  |
| Polisulfuros         | $R-S_x-R$  |

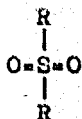
Además, se han encontrado otras combinaciones que contienen azufre y oxígeno, como son:



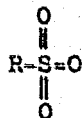
Acidos Sulfónicos



Sulfóxidos



Sulfonas



En las fórmulas desarrolladas, anteriores, la letra "R" representa un radical hidrocarbonado monovalente; además, en las fórmulas correspondientes a los compuestos cíclicos puede representar un átomo de hidrógeno.

En la fórmula de los polisulfuros, el subíndice "X" corresponde al número de átomos de azufre en la molécula, los cuales pueden ser: tres, cuatro y, probablemente, cinco.

El azufre libre, el ácido sulfhídrico y los mercaptanos se encuentran de una manera frecuente en los crudos vírgenes y, particularmente, en aquéllos asociados a un alto contenido de azufre. Estos compuestos, así como también el azufre elemental, se encuentran presentes en ciertas fracciones, ya sea que provengan directamente del crudo durante la destilación, o bien, que se forman en esta operación debido a la descomposición de compuestos complejos inestables. El azufre elemental también puede formarse por la oxidación del ácido sulfhídrico. Acidos sulfónicos y sus sales, disulfuros orgánicos y polisul-

furos, y esteres del ácido sulfúrico se encuentran en los destilados refinados, como resultado de los procesos de tratamiento a que son sometidos los destilados originales. Los sulfuros orgánicos han sido identificados tanto en los crudos como en los destilados. Mabery y Smith lograron aislar el sulfuro de butilo, propilo y etilo en las fracciones de un crudo de Ohio que hierva entre 200 y 300°C, por extracción con ácido sulfúrico. En los destilados, la presencia de sulfuros orgánicos ha sido fácilmente revelada por los compuestos de adición que forma con el cloruro mercurico en solución alcohólica. El tiofeno y varios de sus derivados fueron aislados por Mabery y Quayle en los destilados de un petróleo canadiense con solución alcohólica de cloruro mercurico; también se les encuentran en los crudos. El tiofeno ha sido reconocido en los destilados como en las naftas provenientes de algunos crudos alemanes en donde fué identificado por Mayer y Nahnsen; en ciertos crudos rumanos su presencia ha sido revelada por la reacción característica que tiene con la isatina y el ácido sulfúrico. Las sulfonas y sulfóxidos han sido identificados en los crudos y destilados. La presencia de esta sustancia se debe a la oxidación de los sulfuros orgánicos; pero también pueden formarse en los destilados ligeros como resultado de la aplicación de ciertos procesos de desulfurización.

Indudablemente que a cada tipo de crudo corresponde determinado número de compuestos de azufre, es decir, hay crudos que poseen ciertos compuestos que otros carecen.

Los compuestos de azufre, exceptuando aquéllos que se for

man en los tratamientos, pueden estar distribuidos en varias fracciones, pero en porcentajes diferentes. Por ejemplo, el ácido sulfhídrico se encuentra en los gases, gasolinas y querosinas crudas, y rara vez en los destilados medios, y nunca en los pesados. El azufre elemental se encuentra en las gasolinas y querosinas, y practicamente no existe en los destilados más pesados.

El contenido de azufre, así como también el número de sus compuestos para cierta fracción, varía con el tipo de crudo del cual procede y con los procesos empleados en su elaboración.

#### INFLUENCIA DEL AZUFRE ELEMENTAL Y SUS COMPUESTOS EN LOS DESTILADOS.

La presencia del azufre elemental y sus combinaciones, en proporciones considerables en las fracciones, motivan serios problemas de refinación, particularmente, en aquéllas como los destilados ligeros. En los destilados con alto punto de ebullición los compuestos de azufre, exceptuando las huellas de ácido sulfhídrico, están en forma estable y neutra, sin ocasionar más daño que aquél que poseen todos al quemarse.

Los compuestos de azufre son los responsables del mal olor de las fracciones, correspondiendo la mayor parte de éste al ácido sulfhídrico y a los mercaptanos. Encontrándose estas dos sustancias principalmente en los destilados ligeros serán, sin duda, los más afectados. El olor desagradable no es el mismo para todos los mercaptanos, siendo mayor en los más ligeros

y decrece a medida que aumenta el peso molecular, hasta llegar a desaparecer como en el miricil ( $C_{30}H_{61}-SH$ ). Por la naturaleza misma de la destilación, los destilados medios y pesados serán los menos afectados, por contener a estos compuestos con pesos moleculares altos; todo lo contrario sucede para las -- fracciones ligeras, que contienen a los miembros más bajos. -- Los demás compuestos que se han encontrado poseen también cierto olor repugnante, pero nunca comparable al del ácido sulfhídrico y al de los mercaptanos.

El azufre elemental y sus compuestos poseen propiedades -- corrosivas; por esta razón, los metales son atacados cuando -- permanecen en contacto por algún tiempo con las fracciones que los contiene. Esta corrosividad no tiene la misma importancia para todas las combinaciones presentes en los destilados, -- una será más activa que otras. Existen compuestos cuya estabilidad determina una corrosividad mínima por lo que no se les consideran peligrosos. Con el propósito de establecer una relación en la actividad corrosiva de los compuestos de azufre -- más conocidos, incluyendo la forma elemental, Schmidt encontró el siguiente orden decreciente: ácido sulfhídrico, mercaptanos, azufre elemental, sulfato de alquilo, disulfuro de carbono y tiofenos. El azufre elemental en presencia de los mercaptanos exacerba sus propiedades corrosivas, en tal forma que -- se le considera como el principal causante de la corrosión después del ácido sulfhídrico. Los sulfóxidos y las sulfenas son ligeramente corrosivos. La temperatura y la humedad aumentan la corrosividad de los compuestos de azufre. El agua determi-

na en forma especial un aumento en la acción corrosiva de los sulfatos de alquilo causado por el ácido sulfúrico formado en la hidrólisis. En general, todos aquellos compuestos que tienen a la ionización son los más corrosivos. La corrosividad que poseen el azufre y sus compuestos, reviste gran importancia en los destilados ligeros, debido a la presencia de las combinaciones más corrosivas, como son el ácido sulfhídrico y los mercaptanos, así como también el azufre elemental; y es controlada en el laboratorio por medio de pruebas obtenidas en pequeñas laminillas de cobre.

Debido a los anhídridos sulfúricos y sulfuroso que se forman durante la combustión, tanto el azufre elemental como todos sus compuestos orgánicos conducen a la corrosión; por este motivo, siempre se ha tratado de fijar un límite máximo en el contenido total de azufre para cada uno de los destilados empleados en las máquinas de combustión interna, y también por otras causas, en otras fracciones con otros usos. La influencia del contenido total de azufre sobre la calidad de los diferentes derivados del petróleo ha sido objeto de estudios minuciosos. En algunos casos las especificaciones sobre el límite máximo no se hayan del todo justificadas, y se les consideran como una herencia del pasado en el cual el conocimiento del petróleo comenzaba a desarrollarse. A este respecto cabe señalar las opiniones emitidas por diversos investigadores, como Egloff, Lawry y Treadell, referentes a las gasolinas; según ellos, los Estados Unidos y otros pocos países son los únicos que limitan el contenido de azufre, y en varios países de Euro

pa donde ningún límite es impuesto, la corrosión por los óxidos del azufre es prácticamente desconocida, llegándose a emplear gasolinas con un contenido total de azufre mayor de 0.5%. Por otra parte, Diggs encontró que un contenido de 0.1% (límite impuesto por el Gobierno de Estados Unidos), de azufre total en las gasolinas es un límite de seguridad para evitar una excesiva corrosión en los cilindros, pistones y anillos de las máquinas; en cambio, las gasolinas conteniendo 0.46% eran fuertemente corrosivas; otras con 0.15% producían corrosión apreciable; con 0.11% eran ligeramente corrosivas; y las que contenían 0.06% no causaban ningún daño. Ante esta divergencia de opiniones no hay duda que existe un factor determinante: la calidad de las máquinas referidas tanto al material de construcción como a su funcionamiento. Otro ejemplo, aunque no relacionado con la corrosividad, se tiene en las querosinas, en las cuales la calidad se determina principalmente por la prueba de combustión que se lleva a cabo en las condiciones de uso; sucede a veces, sin existir una verdadera razón, que el producto es desechado por tener un contenido de azufre mayor que el especificado, no obstante de que la prueba de combustión es satisfactoria.

En las máquinas de combustión interna la acción corrosiva se debe principalmente, al anhídrido sulfúrico, ya que el sulfuroso se elimina con relativa facilidad en los gases de combustión; el primero al reaccionar con el agua, también formada durante la combustión, genera el ácido sulfúrico que desarrolla una acción corrosiva sobre cilindros, pistones y anillos, pro-

duciendo los sulfatos correspondientes de los metales usados - en las aleaciones. Otra parte del ácido sulfúrico pasa al cárter en donde ataca al lubricante y a las partes metálicas, formando los sulfonatos de cobre y fierro. Estos compuestos tienen la propiedad de aumentar la rapidez con que se forma el lodo (sludge), produciendo el deterioro del lubricante y obstrucción de los conductos de lubricación. Además, los ácidos sulfónicos y sulfonatos forman adherencia resinosas en las diferentes partes del motor.

Si bien los compuestos de azufre no afectan materialmente la capacidad detonante de las gasolinas, si disminuyen la eficiencia del tetraetilo de plomo, cuando a éstas se les agrega para aumentar su índice de octano. No todos los compuestos -- tienen la misma acción nociva sobre la susceptibilidad de las -- gasolinas al tetraetilo de plomo, según se ha observado a través de experimentaciones llevadas a cabo en mezclas de 60% de iso-octano y 40% de heptano normal con 3cc de TEL/gal; a éstas se les agregaron diferentes compuestos de azufre, y se encontró que los compuestos más nocivos son los tetrasulfuros de alquilo, seguidos en orden descendente por los mercaptanos, disulfuros de alquilo primarios, sulfuros de alquilo, azufre elemental y tiofenos. Otro inconveniente que presentan algunos -- compuestos de azufre, como los tiofenoles y tiocresoles, así -- como también el azufre elemental, es acelerar la formación de gomas en las gasolinas desintegradas durante el almacenamiento. También los mercaptanos catalizan positivamente y de una manera enérgica la formación de gomas, particularmente en las gaso

líneas.

En las querosinas un alto contenido de azufre es perjudicial, ya que produce al quemarse una flama rojiza, ahuma los bombillos y se deposita en ellos una película blanca que oscurece gradualmente. Esta es una de las causas que determinan la aplicación de procesos drásticos de refinación para mejorar la calidad de la querosina cuando ésta se aplica como iluminante.

Referente a los aceites lubricantes, es dudosa la opinión de algunos investigadores, en el sentido de que un alto contenido de azufre es un índice de calidad inferior del aceite; ya que, actualmente, se ha discutido el uso de varios agentes de adición conteniendo algunos de ellos compuestos de azufre. Por tal motivo, las combinaciones del azufre contenidas en los lubricantes en forma natural pueden no ser objetables, debido a que es posible, por lo menos, que en algunos de los petróleos crudos de los cuales se han obtenido, contengan combinaciones en forma benéfica.

#### HIPOTESIS DEL ORIGEN DEL AZUFRE Y SUS COMPUESTOS EN LOS PETRÓLEOS CRUDOS.

El origen del azufre elemental y sus combinaciones no es muy claro, sin embargo, existen diversas teorías que tienden a explicar la formación de estas substancias. La hipótesis más aceptada es aquella la cual supone que tuvieron su origen, por lo menos, parcialmente, en las substancias orgánicas de las cuales se originaron los petróleos. La posibilidad de una reacción entre los sulfatos y los petróleos crudos en los si-

tios en los cuales se originaron éstos, ha servido de base para establecer otra hipótesis. Esta reacción consiste esencialmente en la oxidación de los hidrocarburos del petróleo, y la reducción de los sulfatos a sulfuros, los cuales al reaccionar posteriormente con los hidrocarburos originan los compuestos de azufre. Este mecanismo parece altamente probable, y en su apoyo existen varios hechos: las aguas de los petróleos son comúnmente ricas en cloruros, pero no contienen sulfatos en cantidades apreciables, no obstante de que a ellas se les suponen precedentes del agua de mar, las cuales contienen cloruros, así como también sulfatos; además estos compuestos están presentes en las arcillas y arenas extraídas en la perforación de pozos, y sería, por lo tanto, otra fuente de azufre para la probable formación de sus derivados orgánicos.

#### PROCESOS GENERALES DE ENDULZAMIENTO.

Todos los procesos que sirven para extraer de los destilados ligeros el ácido sulfhídrico, los mercaptanos y el azufre elemental, se conocen, en la química del petróleo, como procesos de endulzamiento. Llevan también este nombre, aquellos que se utilizan para transformar los mercaptanos en disulfuros; y los sulfuros, disulfuros y mercaptanos en ácido sulfhídrico.

Una de las clasificaciones propuestas para los procesos de endulzamiento, es la siguiente:

Procesos de oxidación.

Procesos de extracción de mercaptanos.

Procesos de desulfurización catalítica.

Procesos de oxidación.- En este grupo se consideran aquellos procesos que transforman los mercaptanos en compuestos de olor menos desagradable como son los disulfuros orgánicos.- Estos procesos únicamente se aplican en la desodorización de las querosinas. Han sido abandonados en el tratamiento de las gasolinas debido a que todos los compuestos de azufre disminuyen la susceptibilidad de éstas al tetratilo de plomo, y, por consiguiente, ninguna ventaja se obtendría al transformar los mercaptanos en disulfuros. La eliminación de la mayor cantidad de azufre en las gasolinas es uno de los problemas de mayor importancia. Los procesos más conocidos de este grupo, son: los procesos Doctor y Perco. El sulfuro de plomo y algunos hipocloritos, son otras de las muchas sustancias que se emplean en la transformación de los mercaptanos a disulfuros.

Procesos de extracción de mercaptanos.- Los procesos que se aplican para este fin son los siguientes: lavado cáustico, Shell Solutizer, Unisol, Mercapsol y el Tannin Solutizer. Con excepción del lavado cáustico, los demás emplean sales del ácido isobutírico, fenoles alquilados, metanol, cresoles y ácidos nafténicos junto con la solución de sosa cáustica. La acción de estos compuestos es aumentar la solubilidad de los mercaptanos en la solución de sosa, la cual es regenerada por calentamiento y arrastre de vapor. En el proceso Tannin Solutizer la solución se regenera con aire. Los procesos de este grupo se emplean especialmente en el tratamiento de las gasolinas con un alto contenido de azufre mercaptánico.

Procesos de desulfurización.- Estos procesos son los más

caros, pero producen la mayor eliminación de azufre que los -- del grupo anterior; puesto que los sulfuros, disulfuros y mercaptanos son transformados en ácido sulfhídrico. Este es remo-vido posteriormente con un lavado alcalino. Para llevar a cabo estos procesos, la gasolina se vaporiza y después se hace - pasar a través de un catalizador. Los catalizadores empleados son: bauxita, molibdato de cobalto o tierra Fuller. La temperatura de operación, en estos procesos es de unos 750°F, o mayor. Se emplean en el tratamiento de las gasolinas, principalmente en aquéllas obtenidas en la destilación primaria. En el tratamiento de las gasolinas desintegradas los gastos de opera-ción aumentan considerablemente debido a la regeneración del - catalizador que debe efectuarse con frecuencia. Las gasolinas tratadas catalíticamente tienen una susceptibilidad al tetraeti-lo de plomo mayor que aquéllas que han sido procesadas con al-gunos de los tratamientos incluidos en los dos grupos anteriores.

Otros autores clasifican los procesos de endulzamiento - de la manera siguiente:

Oxidación de mercaptanos con azufre elemental.

Oxidación de mercaptanos con oxígeno o aire.

Oxidación de mercaptanos con hipocloritos.

Extracción de mercaptanos.

Como se observa, esta clasificación no hace ninguna refe- rencia a los métodos catalíticos, y únicamente incluye aque-l-los procesos de transformación y extracción de mercaptanos.

---

## C A P I T U L O II.-

### PROCESO PERCO CON REACTIVO CUPRICO SOLIDO.

Para el endulzamiento de los destilados ligeros (gasolinas y querosinas), con el Proceso Perco, tres pasos integrales son necesarios:

- 1<sup>o</sup>.- Tratamiento preliminar para eliminar el  $H_2S$  y el azufre libre.
- 2<sup>o</sup>.- Inyección de aire al destilado crudo.
- 3<sup>o</sup>.- Percolación del destilado crudo y el aire disuelto, a través del reactivo.

La unidad Perco empleada en la desmercaptanización, consta de las siguientes partes principales:

- a.- Tanques de almacenamiento para el destilado crudo.
- b.- Contactores alcalinos (bombas o surtidores).
- c.- Sedimentador alcalino.

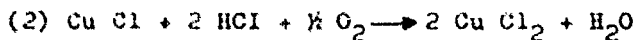
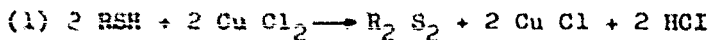
d.- Absorbedor.

e.- Trampa de aire (control de nivel).

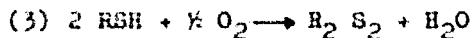
f.- Tanques de almacenamiento para el destilado dulce.

El diagrama de flujo del Proceso Perco para el tratamiento de los destilados ligeros se indica en la hoja siguiente.

Las reacciones químicas que tienen lugar durante el endulzamiento (tercer paso), son las siguientes:



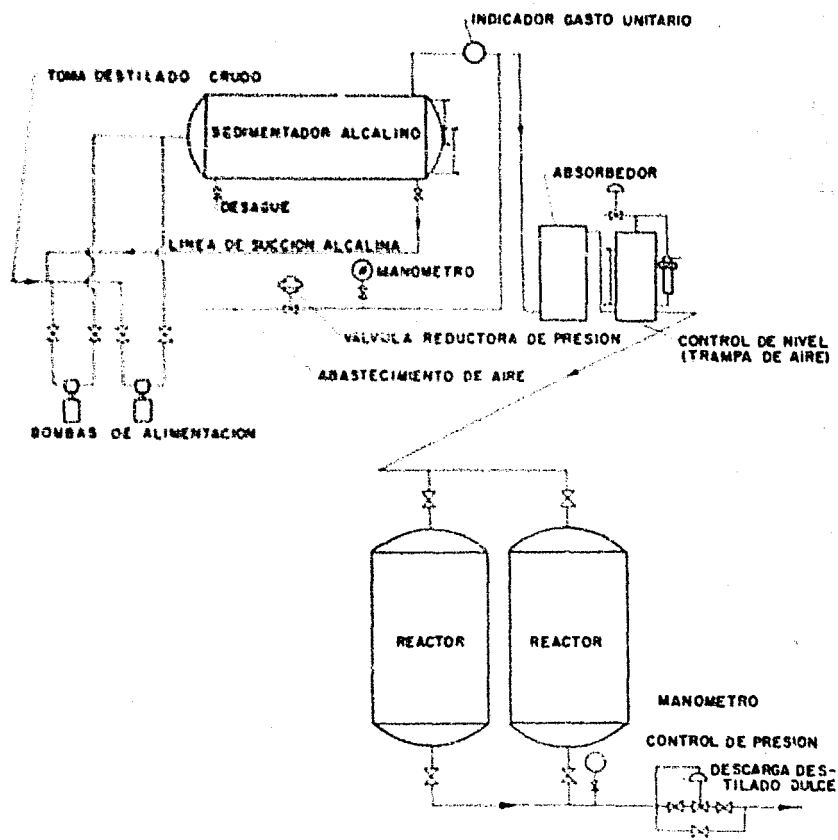
Por combinación de las ecuaciones (1) y (2) se obtiene la siguiente ecuación general para el proceso:



En la primera de las reacciones anteriores puede notarse que los mercaptanos han sido oxidados a disulfuros a expensas de la reducción del cloruro cúprico a cuproso. También, la misma reacción indica que el reactivo sería consumido en un tiempo relativamente corto, si al destilado no se le inyectara aire para la regeneración simultánea de la sal de cobre.

Haciendo un análisis en las reacciones anteriores se observa, que teóricamente la única materia consumida en la transformación de los mercaptanos es el ~~aire~~ oxígeno del aire usado en la regeneración del reactivo, produciéndose agua como único subproducto.

Tratamiento Preliminar.- El destilado crudo antes de ser puesto en contacto con el reactivo, debe ser tratado para eliminar cualquier substancia que pueda causar una disminución o deterioro en la actividad del reactivo. Por este motivo, el -



UNIDAD PERCO DE ENDULZAMIENTO CUPRICO SOLIDO  
 PARA DESTILADOS LIGEROS

ácido sulfhídrico, el hidróxido de sodio y el agua, deben eliminarse mediante un tratamiento preliminar. Las dos primeras sustancias precipitan al cobre formando compuestos insolubles e inactivos, mientras que el agua arrastrada por el destilado puede llegar a producir una alteración en el contenido de humedad normal del reactivo.

La forma apropiada para eliminar el ácido sulfhídrico, -- consiste en tratar el destilado con una solución de hidróxido de sodio, cuya concentración es de 10 al 20% en peso. Si el destilado contiene también azufre libre, su eliminación se --- efectúa con una solución cáustica que contenga polisulfuros de sodio ( $\text{Na}_2\text{S}_x$ ) entre los límites  $\text{Na}_2\text{S}_2$  y  $\text{Na}_2\text{S}_3$ .

Una forma económica de preparar la solución de polisulfuros es mezclando una solución cáustica nueva, con una solu---- ción cáustica débil que haya sido usada en la eliminación del ácido sulfhídrico. La solución cáustica, preparada en esta forma, tiene un poder de extracción muy bajo sobre el azufre elemental de la fracción, y aumenta progresivamente con el --- uso de la solución debida a la constante formación de polisulfuros a expensas del azufre eliminando en el destilado. Para evitar este inconveniente, se agrega a la solución cáustica -- preparada otra solución cáustica concentrada e i polisulfuros, -- la cual se obtiene disolviendo flores de azufre en un pequeño vo lumen de la mezcla.

Cuando no hay solución cáustica débil, la solución alcali na de polisulfuros se prepara disolviendo azufre en una solu-- ción de sulfuro de sodio comercial y sosa cáustica. Las canti

dades indicadas por la Philips Petroleum Company, son las siguientes: 0.3 kilos de  $\text{Na}_2\text{S}$  y 0.06 kilos de flores de azufre por litro de solución, añadiéndole un volumen igual de solución cáustica de 30° Be.

En el diagrama de flujo se indica la forma en que se lleva a cabo el tratamiento preliminar para la eliminación de azufre, ácido sulfhídrico y la solución acuosa de hidróxido de sodio. La solución alcalina del sedimentador y la fracción cruda son succionadas por la bomba; obteniéndose en ella una mezcla íntima que se aparta posteriormente en el sedimentador. La separación de las dos fases debe ser lo más completa posible, ya que las pequeñas porciones de solución alcalina que lleve el destilado en suspensión tendrá un doble efecto sobre el reactivo: precipitar el cobre y alterar la humedad.

Debido a las cantidades mínimas de ácido sulfhídrico y azufre elemental que posee la querosina, ninguna disminución en la actividad del reactivo se observó, por lo que el tratamiento alcalino no es necesario, suprimiéndose, en esta TESIS, el equipo auxiliar (sedimentador alcalino) para llevarlo a cabo.

La temperatura de operación comprende aquellas atmosféricas, exceptuando las temperaturas muy bajas que pueden causar una reducción de la solubilidad del agua en el destilado, en tal forma, que el agua producida en la regeneración del reactivo se acumule en el lecho poroso causándole un deterioro.

El porcentaje de humedad del reactivo reviste gran importancia durante el endulzamiento; siendo necesario mantener-

lo dentro de los límites anteriores (13-20%), los cuales garantizan su máxima eficiencia y duración. Un gran exceso de humedad produce el agotamiento prematuro del reactivo, por la pérdida de sal cúprica; la cual sería continuamente eliminada en el destilado, mientras que un contenido menor que el límite inferior se traduciría en una deficiencia del reactivo motivada por la escasa proporción de solución cúprica en la interfase reactivo-querosina. La tendencia durante el tratamiento es sobrepasar el límite superior, causada por la acumulación del agua forzada en la regeneración, y, además, por aquella que provenga del exceso de humedad en el aire inyectado al destilado, así como también por el agua arrastrada por éste. - La acumulación del agua debido a bajas temperaturas es poco -- frecuente, siendo las causas comunes las tres indicadas anteriormente, las cuales deben ser controladas en forma conveniente. Un aumento en el contenido de humedad hasta un 30%, puede tolerarse en la mayor parte de los casos; y si una acumulación excesiva se hace aparente, la determinación del contenido de - humedad es necesaria.

Cuando el reactivo contiene un fuerte exceso de humedad - éste debe sacarse del reactor y secarlo, siguiendo las indicaciones anteriores.

Existen casos en que el reactivo pierde humedad durante - la operación de endulzamiento. Esto sucede cuando se procesan fracciones <sup>a</sup> en mercaptanos y <sup>b</sup> aquéllas excepcionalmente secas. En tales casos, para mantener la humedad del reactivo entre los - límites adecuados, es necesario inyectar periódicamente vapor-

al destilado antes de la desmercaptanización.

Control Químico del Proceso.— Para que el proceso se realice satisfactoriamente es necesario un control químico, que comprende la clasificación siguiente:

Determinaciones analíticas del destilado crudo antes y después del tratamiento preliminar.

Determinaciones analíticas en la solución alcalina antes y después del tratamiento preliminar.

Determinaciones analíticas del reactivo.

Determinaciones analíticas del destilado dulce.

A continuación se expondrán los métodos analíticos necesarios, tanto cualitativos como cuantitativos, para el control de las diferentes fases del tratamiento.

Métodos cualitativos para la determinación de ácido sulfhídrico, azufre elemental y mercaptanos.

Identificación del ácido sulfhídrico — La presencia de este compuesto en las fracciones es fácilmente revelada por su olor característico a huevos podridos. Existen, además, reacciones químicas que permiten identificarlo con suma facilidad, siendo las más usuales aquéllas que se producen con el cloruro de cadmio y el acetato de plomo. En la primera tiene lugar la formación de un precipitado amarillo de sulfuro de cadmio, mientras que en la segunda se forma un precipitado negro de sulfuro de plomo. La forma común de efectuar la última reacción es poner en contacto una tira de papel impregnada de solución de acetato de plomo con los vapores del destilado.

Identificación del azufre elemental.- Este elemento se reconoce agitando el destilado con mercurio metálico resublimado. La formación de un precipitado negro de sulfuro de mercurio indica su presencia. Si el ácido sulfhídrico se encuentra presente en la muestra será eliminado antes de hacer esta prueba.

Identificación del ácido sulfhídrico, azufre elemental y mercaptanos en los destilados ligeros.- Prueba Doctor.- Esta es una de las pruebas rutinarias de mayor importancia para la identificación de las sustancias anteriores en los destilados ligeros. El reactivo empleado consiste en una solución de plumbito de sodio, conocida como solución doctor, y se prepara disolviendo litargirio (PbO) en una solución de hidróxido de sodio. Para identificar el ácido sulfhídrico basta observar el precipitado negro de sulfuro de plomo que se forma al agitar, en un tubo de ensaye, una porción del destilado con la solución alcalina del plumbito de sodio.

El azufre elemental, por sí mismo no reacciona con la solución doctor, siendo necesaria la presencia de los mercaptanos, o viceversa. Como puede observarse la prueba doctor permite identificar simultáneamente a ambas sustancias, por la formación de un precipitado negro que consta principalmente de sulfuro de plomo.

Cuando la muestra contiene ácido sulfhídrico es necesario eliminarlo con una solución de cloruro de cadmio, antes de proceder a la investigación del azufre y los mercaptanos. Si al agitar una porción de la muestra libre del ácido sulfhídri-

co con solución doctor, aparece un precipitado de sulfuro de plomo, es señal que se encuentran presentes ambas sustancias.- Si esta prueba resulta negativa, es decir, que no se haya observado la formación de ningún precipitado, puede suceder que la muestra contenga únicamente mercaptanos, o azufre elemental; o bien que ninguna de las sustancias anteriores se encuentren presentes. Para aclarar esta situación, se toma una porción de muestra con solución doctor, a la cual se le agrega una pequeña cantidad de flores de azufre. Si en estas condiciones, al agitar la muestra, aparece el precipitado negro de sulfuro de plomo, la presencia de mercaptanos estará confirmada; en caso contrario la muestra carece de ellos. Para investigar la presencia o ausencia del azufre elemental, se toma una porción de la muestra con solución doctor, a la cual se le agrega una solución de mercaptanos; si al agitar se forma el precipitado negro se confirma lo primero, y en caso contrario, lo segundo.

La marcha del Método U.O.P., No. A-119-40, empleada en la determinación cuantitativa del azufre elemental, ácido sulfhídrico, mercaptanos, sulfuros y disulfuros, puede ser usada para investigar la presencia de los tres primeros.

Métodos cuantitativos para la determinación de -  
ácido sulfhídrico, azufre elemental y mercaptanos.

Método de la lámpara (Método U.O.P., No. A-119-40).- Una forma sistemática para la determinación cuantitativa del azufre elemental, ácido sulfhídrico, mercaptanos, sulfuros, disulfuros y azufre residual, es la aplicación del método de la lámpara. Este se aplica a todos aquellos destilados que pueden -

quemarse completamente en una lámpara de características especificadas. Para determinar cada uno de los compuestos es necesario eliminarlo. El porcentaje para cada compuesto se obtiene por diferencia de los contenidos de azufre determinados con la lámpara, antes y después de su eliminación.

Determinación cuantitativa potenciométrica del ácido sulfhídrico y mercaptanos (Método U.O.P., No. H. 163-40).— A menudo es conveniente determinar únicamente en los destilados crudos de petróleo el ácido sulfhídrico y mercaptanos, en estos casos es aconsejable una determinación potenciométrica, la cual se caracteriza por su rapidez. Este método es sumamente ventajoso en análisis de los destilados oscuros y productos pintados, y no es afectado por las impurezas que normalmente se encuentran en ellos. La solución titulante usada en este método es de nitrato de plata en alcohol isopropílico.

Métodos para la determinación de azufre mercaptánico en los destilados.— Existen dos métodos para la determinación de mercaptanos en los destilados, y que a continuación se describen:

Método Fotocolorimétrico.— Este método solamente se aplica cuando el contenido de azufre mercaptánico es superior a 0.005%; y está basado en la medición de la disminución de color de una solución de oleato de cobre, ocasionada por la reacción de este compuesto con los mercaptanos de la muestra. Un fotocolorimetro con filtro apropiado puede emplearse para obtener las densidades ópticas, o bien un espectro-fotómetro con la longitud de onda adecuada. Los aparatos anteriores deberán

estar provistos de celdas de longitud conocida. Este método supone la ausencia de todas aquellas sustancias que puedan reaccionar con el ión cobre, como el ácido sulfhídrico.

Método volumétrico con solución valorada de oleato de cobre. Este método se basa en el cambio de color que experimenta la solución titulante (oleato de cobre), al agregársele a la muestra por analizar. La determinación es concluida cuando la muestra presenta una ligera coloración verde, es decir, cuando el contenido de azufre mercaptánico ha sido precipitado en forma de mercaptanos de cobre. Al igual que en el método anterior, y en los dos siguientes, la muestra debe estar libre de ácido sulfhídrico.

Método del nitrato de plata y sulfocianuro de amonio (método U.O.P., No. H-42-40). Este método se aplica cuando el contenido de azufre mercaptánico no excede de 0.1%, sin embargo también puede aplicarse para contenidos mayores usándose un diluyente. El método consiste en la precipitación total de los mercaptanos con una solución valorada de nitrato de plata en exceso, el cual se titula con una solución de sulfocianuro de amonio empleándose como indicador una solución de alumbre y sulfato amónico férrico.

Método de número de cobre (Método de U.O.P., No. 197-43). Este método al igual que el anterior es aconsejable cuando es necesaria una determinación rápida de los mercaptanos en los destilados ligeros. Se basa en el cambio de color de una solución valorada de sulfato de cobre. La titulación se da por terminada cuando el color azul de la solución persiste.

Determinación cuantitativa del azufre elemental en los destilados ligeros (Método U.O.P., No. H-19-40)..- Este método comprende dos partes: La primera sirve para determinar el azufre libre en gasolinas, naftas y querosinas dulces; y la segunda para determinar en las mismas fracciones el azufre requerido en el Proceso Doctor.

La determinación del azufre libre en las fracciones dulces, consiste en una determinación potenciométrica del exceso de una cantidad conocida de butil-mercaptano, que junto con la solución del plúbito de sodio es agregada a la muestra para eliminar el azufre libre. El porcentaje de azufre mercaptánico consumido en la eliminación del azufre, corresponde al de este elemento en la muestra. Para determinar el azufre requerido en el Proceso Doctor, la muestra es previamente tratada con una solución de plumbito de sodio con la cual se elimina el azufre elemental y su correspondiente cantidad de mercaptanos. El azufre mercaptánico no eliminado se determina potenciométricamente, y corresponde al azufre que deberá ser añadido durante el proceso de endulzamiento.

Determinación colorimétrica del Cu en el destilado dulce. La "prueba color" tiene como fin investigar si existe arrastre de la sal cúprica durante la percolación del destilado. Una de las condiciones que exige un tratamiento correcto es que el destilado no lleve cloruro cúprico; sobre todo cuando se procesan gasolinas inestables en las cuales el cobre causa deterioro en el color de éstas.

La ditiazona tiene la propiedad de impartir un color ver-

de intenso a los líquidos orgánicos como benceno, gasolina o querosina, cuando se encuentra disuelta en éstos.

La "prueba color" está basada en el cambio de color que experimenta la ditiazona al reaccionar instantáneamente con la sal cúprica contenida en el destilado. En la reacción se forma la sal de cobre del reactivo orgánico. El cambio de color varía con la cantidad de sal presente. En las concentraciones comunes obtenidas al analizar querosinas que contienen cobre, el color es rojo bronce; sin embargo, este pasa finalmente al amarillo pálido debido a una probable alteración de la sal de cobre formada en la reacción. En los casos en que no existe cobre, la transición del verde al amarillo es gradual.

El reactivo se prepara disolviendo la ditiazona sólida en benceno puro hasta obtener una concentración de 2 mg. por 100-cc. de solvente.

Los resultados de las pruebas se interpretan por el período de duración requerido para la desaparición completa del color verde, cuando a 100 cc. del destilado se le agrega 1 cc. del reactivo. Si el período de duración es menor de 30 segundos hay suficiente cobre para causar un deterioro en el color de las gasolinas inestables, y la prueba será positiva. Si el período de duración es mayor de 30 segundos y menor de un minuto pueden haber huellas de cobre, pero la pérdida de color es insignificante aún en las gasolinas inestables, y la prueba se reportará como ligeramente positiva. Si la duración es mayor de un minuto no hay cobre presente, y la prueba será negativa. El período de duración en las pruebas negativas varía amplia-

mente y no depende de la presencia del cobre sino de otros factores.

Determinación cuantitativa del  $\text{CuSO}_4$  y  $\text{NaCl}$  en el reactivo.— Una muestra representativa y pulverizada se trata con ácido nítrico. El nitrato de cobre formado se transforma con ácido sulfúrico o sulfato de cobre, el cual se titula yodometricamente.

Para la determinación cuantitativa del  $\text{NaCl}$  se toma una parte alícuota de la solución obtenida anteriormente; a la cual se agrega un exceso de solución valorada de  $\text{AgNO}_3$ . Titulándose el exceso de ésta sal con una solución de concentración conocida de sulfocianuro de potasio y alumbre férrico como indicador.

Preparación del reactivo perco.— El reactivo perco consiste en una solución de cloruro cúprico adsorbida en tierra Fuller (noporte). Las proporciones en peso de adsorbente, sal cúprica y agua, que dan la máxima eficiencia y duración, son las siguientes:

|   |         |
|---|---------|
| Sulfato de cobre ( $\text{Cu SO}_4 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$ ) | 10-11 % |
| Cloruro de sodio.   | 6-7 %   |
| Agua.   | 13-20 % |

Como puede observarse el  $\text{CuCl}_2$  se obtiene económicamente por la reacción de doble descomposición entre el  $\text{Cu SO}_4$  y el  $\text{NaCl}$ .

En la preparación del reactivo, primero se disuelve en agua caliente suficiente sulfato de cobre y sal común, de acuerdo con la cantidad deseada de reactivo. Los pesos compo-

mentos para la preparación de una tonelada, son los siguientes: 65 kilos de sal común, 100 kilos de sulfato de cobre, -- 350 litros de agua caliente y 700 kilos de tierra fuller. Los aparatos usados en la preparación de la solución concentrada-- de sulfato de cobre, y todos los que tengan contacto con ella, deben ser de un material resistente a su acción corrosiva (madera, hule, etc.).

La tierra fuller (10-20 mallas), extendida en capas delgadas sobre una plataforma de madera se rocía con la solución - cúprica caliente, en tal forma, que la distribución de ésta en el adsorbente sea uniforme. Como la humedad del reactivo preparado en estas condiciones excede de la indicada, es necesario eliminar el exceso dejándole reposar en la plataforma en una atmósfera caliente y seca. En este período de secado el reactivo debe mezclarse teniendo cuidado que el espesor de la capa esté comprendida entre 10 y 15 Cms. Cuando los aglomerados de las partículas comienzan a desmenuarse las determinaciones de humedad son necesarias a intervalos regulares, hasta que se ob- tenga el porcentaje correcto de humedad en el reactivo.

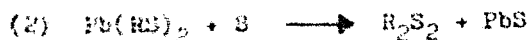
Inyección de aire. - Como se indicó en las reacciones anteriores del proceso, la inyección de aire es necesaria para - la regeneración del reactivo. Una cantidad mayor que la teóri- ca debe suministrarse al destilado con el propósito de accele- rar la regeneración, evitando desde luego, un gran exceso. En el absorbedor, empacado con anillos raschig, la mayor parte de aire suministrado se disuelve en el destilado, eliminándose el exceso en la trampa de aire (control de nivel).

Percolación. - Después del lavado preliminar y de la inyección de aire, la fracción se percola a través del lecho de reactivo contenido en el reactor; recibíéndose el destilado -- dulce en uno de los tanques de almacenamiento. El sentido del flujo en los reactores es conveniente que sea hacia abajo, ya que de esta manera hay menos tendencia al arrastre de las partículas del reactivo.

El volumen percolado por hora debe estar comprendido entre uno y tres volúmenes por volumen de reactivo; sin embargo, el gasto debe ser predeterminado experimentalmente en cada caso.

#### PROCESO DOCTOR.

Reacciones químicas. - Las reacciones químicas que tienen lugar en este proceso son las siguientes:



Como puede observarse, en la primera reacción los mercaptanos se transforman en mercapturos de plomo. Estos compuestos reaccionan con el azufre elemental, de acuerdo con la segunda reacción, para formar el sulfuro de plomo, el cual se precipita; y, además, los disulfuros formados en ella permanecerán disueltos en la fracción tratada. La formación de los mercapturos de plomo se reconoce por el color rojizo que imparten al destilado.

Teóricamente el contenido de azufre total es el mismo antes y después del tratamiento, siempre que el azufre elemental usado fuera el necesario para llevar a cabo la segunda reac---

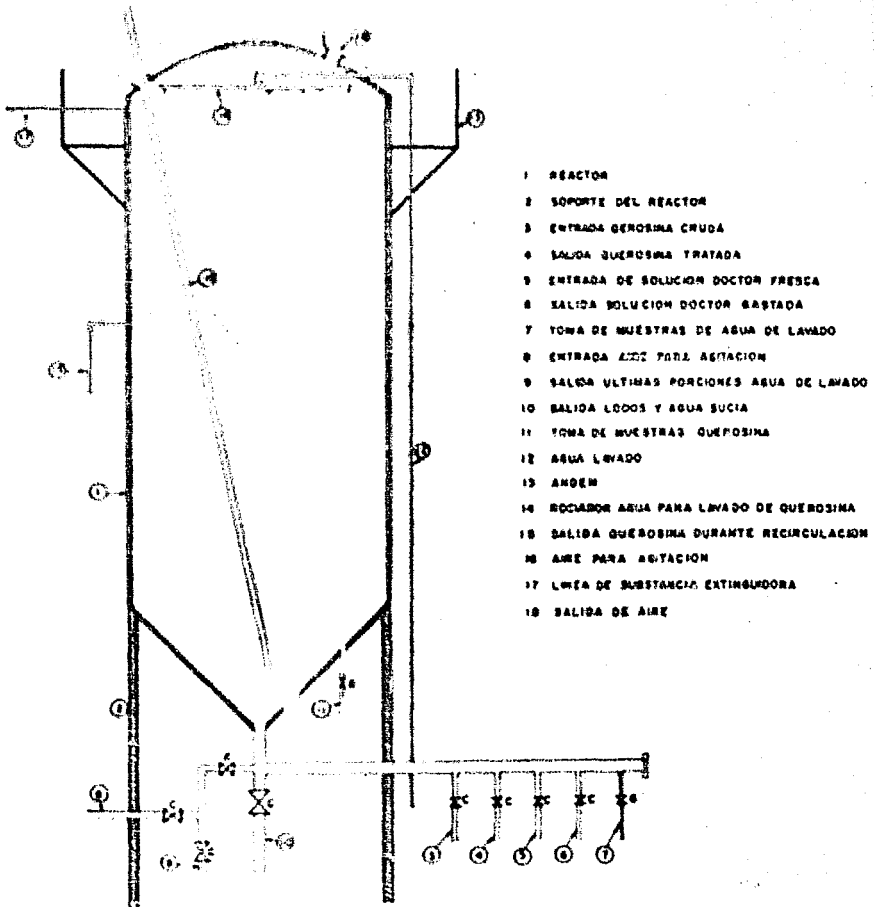
ción. En la práctica sucede que el contenido final es mayor que el inicial como consecuencia del uso de un exceso sobre el teórico, que sirve para aumentar la rapidez de formación del sulfuro de plomo. El exceso de azufre no es del todo bien definido, pero generalmente se usa de un 10-20% del estequimétrico; así que la fracción dulce muestra una acción corrosiva sobre una laminilla de cobre cuando se pone en contacto con -- aquella durante tres horas, y a la temperatura de 122°F (prueba de corrosión). Hay casos en que algunos destilados contienen elevados porcentajes de azufre elemental y, por lo tanto, es necesario agregar mercaptanos al destilado para que se produzca la reacción.

Equipo empleado en el Proceso Doctor por cargas. -- El --- equipo que se usó en la "Refinería Ingeniero Antonio M. Amor" comprende las siguientes partes:

- a.- Dos agitadores o reactores con capacidad de  $48 \text{ m}^3$  cada uno.
- b.- Un sistema de cinco tanques de tamaño menor que los agitadores, para almacenamiento, preparación y regeneración de la solución doctor.
- c.- Dos bombas para el movimiento de la fracción.
- d.- Dos bombas para el movimiento de solución doctor.

Los reactores son recipientes de fierro, de forma cilíndrica, verticales, de fondo cónico, con domos abovedados que llevan dos aberturas circulares cada uno, para la salida del aire. En la hoja siguiente se encuentra un dibujo de uno de los reactores empleados en la refinería.

**REACTOR EMPLEADO EN EL  
TRATAMIENTO DOCTOR  
POR CARGAS**



Tratamiento preliminar de la fracción.- Aunque el ácido-sulfhídrico puede ser extraído de los destilados ligeros por la solución doctor, en la práctica se usa otros reactivos más económicos, siendo frecuentemente usada una solución de hidróxido de sodio de 10-20%. Además, el lavado alcalino elimina aquellos mercaptanos de peso molecular bajo. El equipo del Proceso Doctor empleado en la Refinería carece del tratamiento alcalino, en virtud de que la querosina prácticamente no contiene ácido sulfhídrico.

Preparación de los reactivos.- La solución alcalina de plumbito de sodio, o solución doctor, se prepara en las refinerías disolviendo litargirio en una solución acuosa de hidróxido de sodio, la cual tiene una concentración de 6° a 30° Bé. - (aproximadamente de 4 a 24%). Las soluciones muy concentradas de nosa no son deseables porque aumentan las pérdidas del destilado por emulsificación durante el tratamiento. La solubilidad del litargirio aumenta con la concentración de la solución de nosa siendo, aproximadamente, 1% para 12° Bé y 3% para 30° - Bé. La solución doctor se prepara antes del tratamiento.

El azufre usado en el proceso debe ser rómico. En general, éste debe ser altamente soluble en el destilado.

Control Químico del proceso.- Este se clasifica en la forma siguiente:

Determinaciones analíticas en la fracción antes y después del tratamiento preliminar y después del endulzamiento.

Determinaciones analíticas en la solución alcalina del -- tratamiento preliminar.

### Determinaciones analíticas en la solución doctor.

Con relación a las primeras, los métodos empleados son los mismos que aquellos vistos en el Proceso Parco. Por lo que - respecto al segundo grupo se limita únicamente a la aplicación de métodos alcalimétricos.

Determinaciones analíticas en la solución doctor.- El contenido de hidróxido de sodio de la solución doctor puede determinarse por titulación con ácido clorhídrico y usando como indicador la fenolftaleína o el anaranjado de metilo. Este método no es estrictamente correcto cuando se aplica a la solución gastada, ya que ésta puede contener, además, fenoles y ácidos orgánicos que se acumulan durante el tratamiento, pero aún cuando se presente este inconveniente, es el método recomendable. El plomo se precipita durante la titulación y, por lo tanto, es necesario efectuar una corrección basada en la determinación del plomo.

El porcentaje de plomo en la solución, es determinado gravimétricamente, también por volumetría, o, aproximadamente, por centrifugación. El segundo método es más rápido que el primero y la determinación en ambos casos tiene la misma exactitud. El método de centrifugación consiste en la precipitación del plomo con el dicromato de potasio, y el precipitado de dicromato de plomo que se forma es separado en una centrífuga. Cuando se efectúan varias determinaciones en un corto tiempo y sin gran exactitud, el método centrífugo es ventajoso. En el método gravimétrico el plomo se precipita con una solución valorada de molibdato de amonio, usándose el ácido tánico como indi-

cador externo.

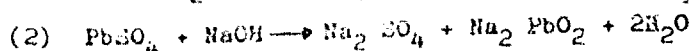
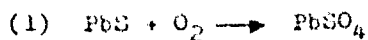
Operación de endulzamiento por cargas.- Los agitadores se llenan con el destilado hasta una altura conveniente en tal forma, que al agregar la solución doctor necesaria quede un espacio libre sobre la superficie de la fracción, de 1-0 a 1.5 m. La cantidad de solución doctor varía con la naturaleza del destilado. Una vez cargado el reactor se procede a la agitación, la cual tiene dos fines: uno mecánico que consiste en mantener en contacto íntimo a la fracción y al reactivo, y el otro es transformar por oxidación parte del sulfuro de plomo en plumbite de sodio. Después de cierto tiempo el destilado toma una coloración que varía desde amarillo paja hasta rojo, como consecuencia de los mercapturos de plomo que se forman continuamente durante el proceso. A una pequeña muestra del destilado se le agrega un poco de azufre, y después de agitarla fuertemente aparecerá un precipitado de sulfuro de plomo. La fase superior, correspondiente a la fracción, se decanta y después se le hace la prueba doctor, si ésta es negativa indica que el tratamiento ha concluido; en caso contrario, como falta de tiempo en la agitación, o bien, que ésta ha sido deficiente, o que la cantidad de solución doctor no ha sido la indispensable.

La prueba doctor negativa indica que la formación de mercapturos ha terminado, procediéndose a la adición del azufre para transformarlos en disulfuros. Se deja reposar el contenido del reactor un tiempo suficiente para que la separación de la solución doctor y el sulfuro de plomo de la fracción sea

lo más completa posible. Después se extrae del reactor la solución doctor que contiene el sulfuro de plomo, y se envía a un tanque, ya sea para usarse nuevamente o para su regeneración. El destilado se lava dos veces para remover las huellas del sulfuro de plomo y de solución doctor; en cada uno de los lavados debe mantenerse la agitación con aire y la recirculación del agua durante media hora. Por último, se aplica un tercer lavado usando agua, únicamente.

Regeneración de la solución doctor.— La solución doctor gastada puede regenerarse de varias maneras. La más simple — consiste en añadirle la cantidad necesaria de litargirio; mientras que el sulfuro de plomo permanece en suspensión, y solo tendrá una regeneración parcial durante el endulzamiento. En muchas refinorías se usan modificaciones del método anterior. — El proceso comúnmente usado consiste en regenerar varias veces la solución doctor gastada, por la oxidación del sulfuro de plomo a plumbito con aire atmosférico. En este último método la solución cáustica debe mantenerse caliente en el transcurso de la regeneración.

Tanto en el segundo método como en la regeneración parcial del primero, el sulfuro de plomo es oxidado a sulfato ( y posiblemente a tiosulfato de plomo ), el cual reacciona instantáneamente con la sosa cáustica para formar el plumbito de sodio. El mecanismo anterior se representa con las ecuaciones químicas siguientes:



---

### C A P I T U L O III.-

#### ANÁLISIS DE TIERRAS FULLER Y DATOS EXPERIMENTALES.

Análisis de tierras fuller.- Para juzgar la bondad de -- una tierra fuller, usada en la preparación del reactivo perco, es necesario practicarle un análisis físico-químico. Según la experiencia obtenida en una de las refinerías de Tampico, el - análisis tipo de una tierra adecuada para este fin, es el si-- guiente:

|                   |                                       |
|-------------------|---------------------------------------|
| Densidad aparente | 0.5 aprox.                            |
| Agua adsorbida    | 95-100 cc/100 g. de<br>tierra fuller. |
| CO <sub>2</sub>   | 0.0% aprox.                           |
| pH                | 7.0 aprox.                            |
| Humedad           | Menor de 8%                           |
| F-                | -10+20 mallas                         |

La función de la tierra fuller es la de un soporte adsorbente en condiciones tales que retenga al cloruro cúprico para las velocidades de operación y, de esta manera, el arrastre -- en mínimo.

Intimamente relacionada a la función de la tierra fuller se encuentra la porosidad de las partículas, la que a su vez -- se encuentra relacionada con otras propiedades físicas, como -- son: el agua adsorbida, la densidad aparente, tamaño de las -- partículas, etc. La densidad aparente que permite en la práctica controlar, en una forma aproximada, el tamaño de las partículas para una misma tierra fuller.

La presencia de carbonatos alcalinos es indeseable ya que al reaccionar con la sal cúprica forma el carbonato básico de cobre insoluble, y como consecuencia, las partículas pierden -- su estructura granular, adquiriendo una consistencia pastosa, -- tanto en la preparación del reactivo como durante el tratamiento. Hay ocasiones en que se forman grandes masas con el consi -- guiente desperdicio de reactivo durante el proceso. Los carbo -- natos alcalino-terreos producen también el deterioro físico de las partículas. Un pH mayor de 7 indica la presencia de carbo -- natos alcalinos. Además, la tierra fuller no debe tener una hu -- medad mayor de cierto límite, porque un elevado porcentaje -- disminuye su poder adsorbente sobre la solución, determinando -- un tiempo mayor de secado y una distribución defectuosa de la -- sal cúprica en las partículas.

El análisis físico-químico de la primera tierra, obtenida en las cercanías de Morelia, Michoacán, fué el siguiente:

|                              |                |
|------------------------------|----------------|
| Densidad aparente            | 0.84           |
| Agua adsorbida               | 46 cc          |
| CO <sub>3</sub> <sup>-</sup> | 9.15 %         |
| pH                           | 9.2            |
| Humedad                      | 4.85 %         |
| Fracción                     | -10+20 mallas. |

La tierra anterior fué desechada en virtud de que su análisis no correspondió al tipo. Una segunda tierra, extraída en un lugar próximo a esta refinería, se le practicó el análisis cuyos resultados se reportan a continuación:

|                              |                |
|------------------------------|----------------|
| Densidad aparente            | 0.52           |
| Agua adsorbida.              | 95 cc.         |
| CO <sub>3</sub> <sup>-</sup> | 0.0 %          |
| pH                           | 6.8            |
| humedad                      | 7.0 aprox.     |
| Fracción.                    | -10+20 mallas. |

Aún cuando el análisis físico-químico es suficiente para determinar la calidad de una tierra fuller, también se efectuaron los análisis cuantitativos de las dos tierras con el objeto de poder establecer comparaciones posteriores más completas con otras tierras que se deseen aplicar para el mismo fin. Desde luego, sería imposible establecer una relación rigurosa entre la calidad de una tierra fuller y algún o algunos de los porcentajes de sus componentes.

Tierra de Morelia, Michoacán:

SiO<sub>2</sub> 44.0 %

|                  |         |
|------------------|---------|
| $Al_2O_3$        | 23.93 % |
| $Fe_2O_3$        | 1.66 %  |
| $CaO$            | 11.17 % |
| $Na_2O$ y $K_2O$ | 0.54 %  |
| $CO_3^{2-}$      | 9.15 %  |

Pérdidas abajo.

de  $105^{\circ}C$ . 4.85 %

Pérdidas arriba de --  
 $105^{\circ}C$ . 2.96 %

Indeterminados 1.74 %

Tierra de Salamanca, etc.

$SiO_2$  62.80 %

$Al_2O_3$  15.70 %

$Fe_2O_3$  1.30 %

$CaO$  8.20 %

$MgO$  0.03 %

$Na_2O$  y  $K_2O$  0.45 %

Pérdidas abajo

de  $105^{\circ}C$ . 6.95 %

Pérdidas arriba

de  $105^{\circ}C$  3.75 %

Indeterminados 0.82 %

La tierra anterior fué aceptada como consecuencia de los resultados obtenidos en su análisis, los cuales corresponden al tipo.

Datos experimentales. - Comportamiento del reactivo en el transcurso del proceso. Un hecho muy importante observado su-

rante el proceso, tanto en el laboratorio como en el equipo ac tualmente en servicio, fué el recubrimiento de las partículas del reactivo por las gomas que contiene el destilado. Estas -- se encuentran en forma natural en los destilados ligeros, y -- también se producen por la presencia del oxígeno del aire in-- yectado y la acción catalítica de la sal de cobre. El engoma-- do se comprueba en primer lugar por el cambio de color del --- reactivo, de azul claro a café oscuro; y también por su inac-- tividad aún cuando su composición sea la normal. Las gomas de positadas sobre las partículas añadan a éstas de la querosina, y por consiguiente, cesan las reacciones de endulzamiento y re-- generación del reactivo. Como la alimentación en los reacto-- res se lleva a cabo en su parte superior, la cantidad de reac-- tivo inservible va aumentando hacia abajo hasta quedar en el -- extremo inferior una cantidad insuficiente de material activo; en esas condiciones, es necesario descargar el reactor y llenar el nuevamente con reactivo fresco, pues de otra manera el des-- tilado saldría con un porcentaje considerable de mercaptanos.

Capacidad de tratamiento del reactivo. -- Este valor fué-- imposible determinarlo en el laboratorio, debido al gran volu-- men de querosina que hubiese sido necesario usar en el proce-- so; sin embargo, en el equipo improvisado, el cual se encuentra en servicio, se obtuvo un rendimiento de 4,370 m<sup>3</sup> por tonelada de reactivo.

Densidad aparente del reactivo. -- Esta propiedad se deter-- minó siguiendo el mismo procedimiento para obtener la densidad aparente de la tierra fuller en el análisis físico-químico. Se

peso un volumen conocido del material granular y se obtiene el cociente del peso entre el volumen.

Densidad aparente del reactivo sin prensar =  $0.61 \text{ g/cm}^3$

Densidad aparente del reactivo prensado =  $0.67 \text{ g/cm}^3$

Análisis granulométrico del reactivo. - Se analizaron varias muestras del reactivo cada una de 200 g., usando tamices de 10, 12, 14, 16, 18 y 20 mallas. Para la agitación del material granular se utilizó un vibrador mecánico especial para esta operación, empleándose de 20 a 30 minutos para cada una de las muestras. Cada fracción masa, que se reporta a continuación, es la media aritmética de las correspondientes a todas las muestras.

| Fracción masa. | Mallas | Diámetro medio aritmético, Dm. |
|----------------|--------|--------------------------------|
| $M_1 = 0.110$  | -10-12 | 1.840                          |
| $M_2 = 0.177$  | -12-14 | 1.545                          |
| $M_3 = 0.242$  | -14-16 | 1.300                          |
| $M_4 = 0.306$  | -16-18 | 1.095                          |
| $M_5 = 0.325$  | -18-20 | 0.920                          |

El diámetro medio aritmético de las partículas de una fracción se define como la media aritmética de las aberturas de los tamices que las dejan pasar y las retienen.

Cálculo del diámetro medio superficial, Dp. - El objeto del análisis granulométrico anterior es para el cálculo del diámetro medio superficial, el cual es una de las variables que intervienen en el estudio teórico del paso de flúidos a través de lechos porosos. Esta propiedad se define de acuerdo

con la expresión siguiente:

$$D_p = \sqrt{\frac{L \frac{M_1}{Y_1}}{L \frac{M_1}{D_1^3}}}$$

Sustituyendo los valores del análisis granulométrico anterior, se tiene:

$$D_p = \sqrt{\frac{\frac{0.110}{1.84} + \frac{0.177}{1.55} + \frac{0.242}{1.30} + \frac{0.246}{0.110} + \frac{0.225}{0.920}}{\frac{0.110}{(1.84)^3} + \frac{0.177}{1.55^3} + \frac{0.242}{(1.30)^3} + \frac{0.246}{(1.10)^3} + \frac{0.225}{(0.920)^3}}$$

$$= 1.12 \text{ mm.}$$

Porosidad del reactivo.— La porosidad es la variable más sensible en el estudio de los medios porosos, y se define como la relación del volumen vacío entre las partículas al volumen aparente del material. Por ningún motivo debe considerarse el volumen de los poros de las partículas. Para tener un valor aproximado de la porosidad del reactivo se tomaron varias muestras representativas, las cuales se introdujeron en gasolina con el objeto de hacerlas impermeables al agua. Después, cada muestra impregnada de gasolina se introdujo en un volumen conocido de agua, y se determinó el volumen desalojado por las partículas. En los cálculos siguientes se tomó como base 100 g. de reactivo.

Wr, peso de reactivo, = 100 g.

Vf, volumen promedio de agua y reactivo, = 233.5 cc.

Vi, volumen inicial del agua en la probeta, = 150 cc.

$V_r$ , volumen real promedio de las partículas, =  $V_f - V_i$  =  
= 233.5 - 150 - 83.5 cc.

$V_a$ , volumen aparente de la muestra, =  $\frac{W_r}{D_r} = \frac{100}{0.67} = 149$  cc

$D_r$ , densidad aparente del reactivo prensado, = 0.67 g/cm<sup>3</sup>

$V_v$ , volumen vacío entre las partículas, =  $V_a - V_r$  =  
= 149.0 - 83.5 = 65.5 cc.

$X$ , porosidad del reactivo, =  $\frac{V_v}{V_a} = \frac{65.5}{149} = 0.44$

El valor experimental obtenido está de acuerdo con los valores reportados en los libros para materiales granulares de forma irregular, y que están comprendidos entre 0.32 y 0.45.

Esféricidad del reactivo. - Esta propiedad se encuentra íntimamente relacionada con la porosidad, y se define como el cociente del área de una esfera de igual volumen al de la partícula, entre el área real de ésta. La determinación experimental de la esfericidad de un material de forma irregular y con partículas de tamaño variable, es una operación difícil de llevar a cabo. Sin embargo, la experiencia indica que para estas clases de materiales granulares la esfericidad tiene un valor, en la mayor parte de los casos, comprendido entre 0.7 y 0.8. Usando la gráfica número 223 del Brown, que puede usarse también para materiales de forma compleja y tamaños diferentes, se obtuvo un valor de 0.75.

Densidad de la querosina. - Para varias muestras se obtuvo un valor medio de 0.8 g/cm<sup>3</sup>, correspondiente a una temperatura de 20°C.

Viscosidad de la querosina.- Según las determinaciones que se efectuaron en el laboratorio, se encontró un valor medio, para diferentes muestras, de  $2.4 \times 10^{-3} \text{ Kg}_{\text{m}}^{-1} \text{ seg}^{-1}$  o sea 2.4 cp., para una temperatura ambiente de 20°C.

Presión de vapor de la querosina a 20°C.- La presión de vapor de los hidrocarburos parafínicos, así como también la de sus mezclas, puede relacionarse con la temperatura de acuerdo con la expresión siguiente:

$$\log_{10} P = \frac{A}{t+382} + B.$$

Siendo "t" la temperatura del sistema expresada en °F, - A y B constantes características para cada hidrocarburo o mezcla de hidrocarburos.

Con el fin de obtener los valores de las constantes anteriores se determinaron las presiones de vapor a diferentes temperaturas. Al sustituir los datos experimentales en las fórmulas del Método de los Promedios, se llegó a la expresión logarítmica siguiente:

$$\log_{10} P = - \frac{352}{t+382} + 3.44$$

Para la temperatura ambiente de 20°C, o sean 68°F, se obtiene:

$$\log_{10} P_{68^{\circ}\text{F}} = - \frac{352}{68+382} + 3.44$$

$$P_{68^{\circ}\text{F}} = 560 \text{ mm. de Hg.}$$

Contenido de azufre mercaptánico en la querosina cruda.-

El valor máximo del contenido de azufre mercaptánico de la que-  
rosina cruda en los tanques de almacenamiento, es de 0.02%, --  
aproximadamente. Este valor se obtuvo de un número razonable-  
de muestras que fueron analizadas potenciométricamente.

## CAPITULO IV.-

### DISEÑO DEL EQUIPO.

Cálculo de las dimensiones de los reactores.— La altura mínima que debe tener el lecho porase en los reactores es de 3.40 m. Este valor asegura un tratamiento correcto en el caso de que tengan lugar canalizaciones al principio del paso de la queratina a través del reactivo.

El diámetro de los reactores de este proyecto se calculará tomando como base la masa velocidad de aquellos que existen actualmente en operación.

Se aplica la fórmula siguiente:

$$G = \frac{q P}{0.785 D^2}$$

Despejando D:

$$D = \sqrt{\frac{q P}{0.785 G}}$$

Q, masa velocidad de los reactores de referencia,

$$= 41.7 \text{ Kg}_m \text{ s}^{-2} \text{ min}^{-1}$$

q, gasto volumétrico, =  $4.23 \times 10^{-3} \text{ m}^3 \text{ seg}^{-1}$

P, densidad de la querosina, =  $800 \text{ kg m}^{-3}$

Sustituyendo en la última expresión:

$$D = \sqrt{\frac{4.23 \times 10^{-3} \times 800 \times 800}{0.285 \times 41.7}} = 2.5 \text{ m.}$$

Resumiendo.

Tomando 1.1 m. para los cabezales de cada reactor.

Altura total de los reactores =  $1.10 + 3.40 = 4.50 \text{ m.}$

Diámetro de los reactores = 2.50 m.

Cálculo de las dimensiones del absorbedor.— En virtud de no existir datos experimentales para el cálculo de torres empacadas con anillos ranchig y operando con aire y querosina, fué necesario tomar como base para este cálculo aquellos obtenidos del absorbedor en servicio. Las condiciones de operación de éste son semejantes a las del proyecto.— La presión, temperatura y relación aire-querosina son muy parecidas en ambos casos.

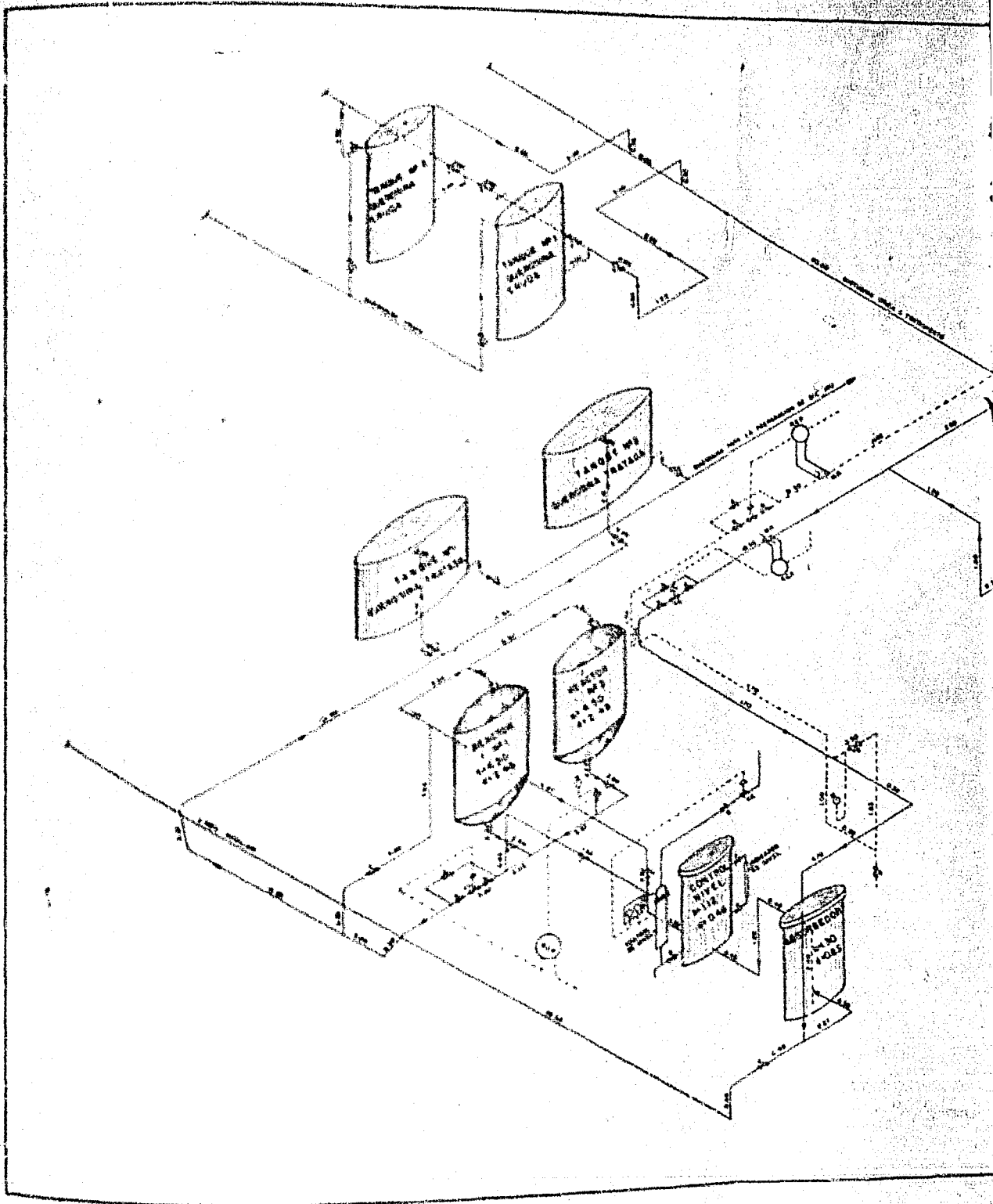
hr, altura del absorbedor en servicio, = 1.17 m.

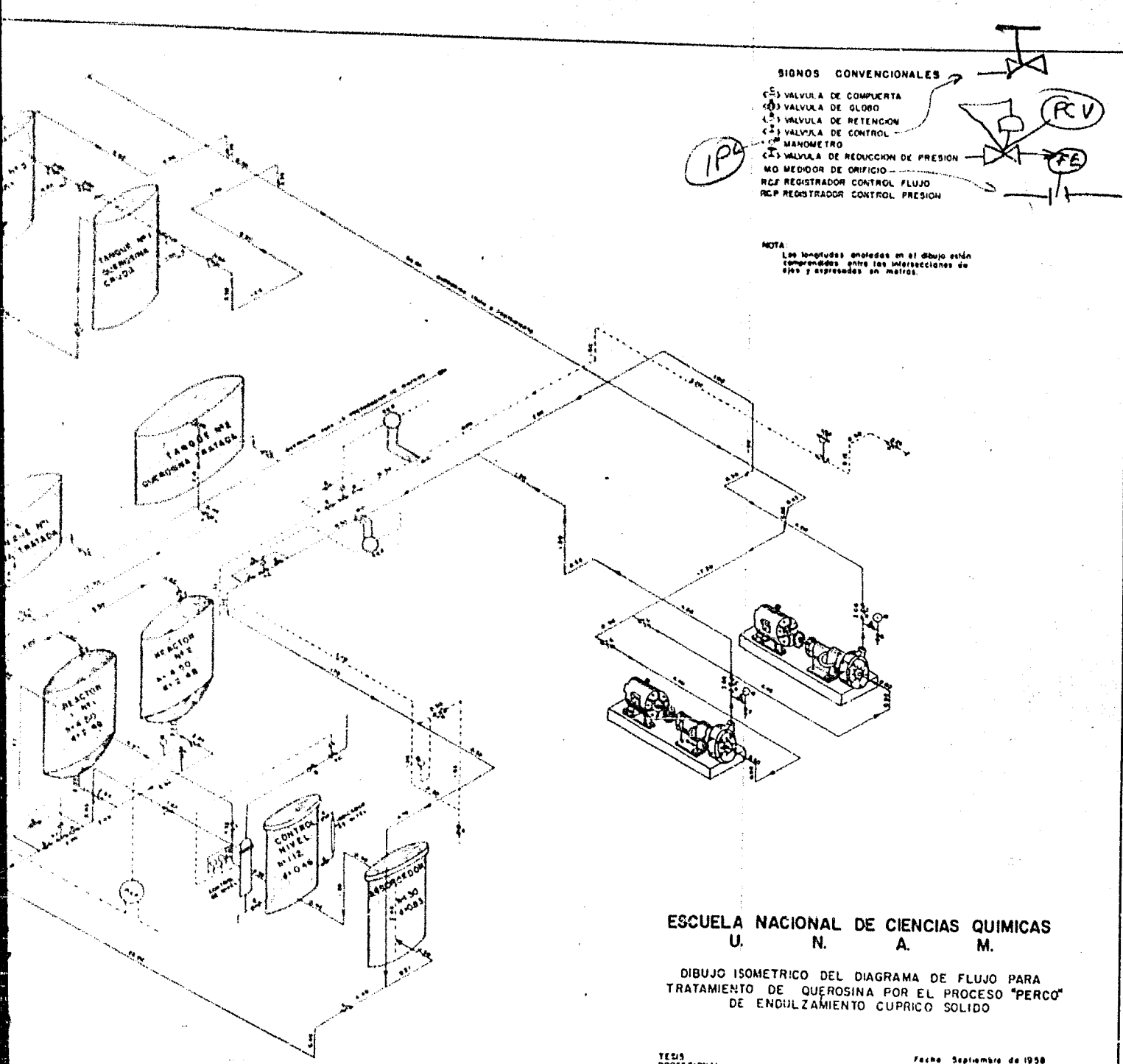
Para mayor seguridad se toma para el absorbedor del proyecto un 10% más sobre el actual.

hp, altura del absorbedor del proyecto, =  $1.10 \times 1.17 = 1.30 \text{ m.}$

Gt, masa velocidad de la querosina en el absorbedor actual, =  $0.3 \text{ Kg}_m \text{ s}^{-1} \text{ seg}^{-1}$

Se tomará la masa velocidad del absorbedor en el proyecto.

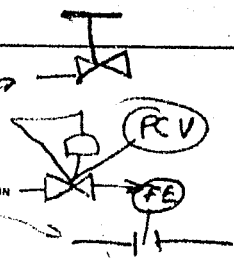




SIGNOS CONVENCIONALES

- CV VALVULA DE COMPUERTA
- GV VALVULA DE GLOBO
- CL VALVULA DE RETENCION
- CC VALVULA DE CONTROL
- MA MANOMETRO
- CR VALVULA DE REDUCCION DE PRESION
- MO MEDIDOR DE ORIFICIO
- RF REGISTRADOR CONTROL FLUJO
- RCP REGISTRADOR CONTROL PRESION

IPA



NOTA:  
Las longitudes anotadas en el dibujo están comprendidas entre las intersecciones de ejes y expresadas en metros.

ESCUELA NACIONAL DE CIENCIAS QUIMICAS  
U. N. A. M.

DIBUJO ISOMETRICO DEL DIAGRAMA DE FLUJO PARA  
TRATAMIENTO DE QUEROSINA POR EL PROCESO "PERCO"  
DE ENOULZAMIENTO CUPRICO SOLIDO

TESIS  
PROFESIONAL

Fecha Septiembre de 1958  
Dibujó y Calculó Osvaldo Abreu Garcia

idéntica a la del actual.

$$D_p, \text{ diámetro del absorbedor del proyecto, } = \sqrt{\frac{q \rho}{0.785 G_r}}$$

Sustituyendo en la expresión anterior:

$$D_p = \sqrt{\frac{4.23 \times 10^{-3} \times 800}{0.785 \times 5.3}} = 0.83 \text{ m.}$$

Recomiendo:

Altura del absorbedor = 1.30 m.

Diámetro del absorbedor = 0.83 m.

Cálculo del diámetro de la línea de alimentación de las -

bombas. - Se aplica el principio de la conservación de energía, tomando como la sección (1) el extremo de dicha línea que se encuentra en el tanque de querosina cruda, y como sección (2) - la succión de una de las bombas.

Datos:

$P_1$ , presión atmosférica, = 0.85 Kg. cm.<sup>-2</sup>

$P_2$ , presión de vapor de la querosina, = 0.76 Kg. cm.<sup>-2</sup>

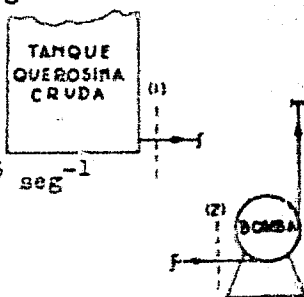
$\rho$ , densidad de la querosina, = 0.8 g. cm.<sup>-3</sup>

$H_2 - H_1$ , diferencia de alturas de las secciones, = -0.36 m.

$L$ , longitud de la línea, = 110.1 m.

$q$ , gasto volumétrico, =  $4.23 \times 10^{-3} \text{ m}^3 \text{ seg}^{-1}$

$\mu$ , viscosidad de la querosina a la temperatura ambiente, = 2.4 cp.



Se considera que los cambios de energía interna y cinética son nulos. Por último, supondremos flujo isotérmico.

Para este caso la ecuación general de energía toma la for

es siguiente:

$$\frac{P_1}{\rho} + \frac{gH_1}{gc} = \frac{P_2}{\rho} + \frac{gH_2}{gc} + F$$

Siendo:

g, valor de la aceleración local debida a la gravedad, — que tomaremos aproximadamente, = 9.8 m. seg.<sup>-2</sup>

gc, factor de conversión, = 9.81 newtons/Kg-fuerza.

F, pérdida de energía debida al rozamiento del fluido con la superficie interna del tubo.

Supondremos flujo turbulento, por lo tanto, aplicamos la — ecuación de Pannings, cuya expresión es la siguiente:

$$F = \frac{f L_t V^2}{2 gc D}$$

Siendo en la última ecuación:

V, velocidad media del fluido.

f, factor de fricción, función del número de Reynolds.

L<sub>t</sub>, longitud total de la línea, = L+L<sub>e</sub>(longitud equivalente).

Para el cálculo de la longitud equivalente, para diferentes diámetros, se usa el nomograma de la página 141 del libro "Operaciones Unitarias" de Granger Brown.

El cálculo del diámetro se hizo gráficamente a partir de la función obtenida al expresar todos los términos variables del balance de energía en función del diámetro.

$$r(D) = 1.49D^5 - 1.48 \times 10^{-6} r(110.1 \cdot L_e)$$

NOTA: Los accesorios considerados en el cálculo de la longitud equivalente (L<sub>e</sub>), son los indicados en el dibujo isométrico.

Tabla de valores para la construcción de la gráfica.

|                    |                       |                       |                      |                       |                       |
|--------------------|-----------------------|-----------------------|----------------------|-----------------------|-----------------------|
| D (m)              | 0.052                 | 0.078                 | 0.102                | 0.128                 | 0.154                 |
| L <sub>0</sub> (m) | 46.5                  | 71.0                  | 96.0                 | 114.0                 | 141.0                 |
| L <sub>t</sub> (m) | 156.6                 | 181.1                 | 200.1                | 224.1                 | 251.1                 |
| V                  | 1.97                  | 0.895                 | 0.519                | 0.328                 | 0.229                 |
| V <sup>2</sup>     | 3.8                   | 0.80                  | 0.27                 | 0.108                 | 0.0512                |
| R <sub>0</sub>     | 34500                 | 23200                 | 17400                | 13950                 | 11700                 |
| f(D)               | $-5.2 \times 10^{-6}$ | $-2.5 \times 10^{-6}$ | $7.6 \times 10^{-6}$ | $3.95 \times 10^{-5}$ | $1.19 \times 10^{-4}$ |

La velocidad en la tabla anterior se encuentra expresada en: m/seg.

Al graficar f(D) contra el diámetro se encontró que el valor de éste, que reduce a cero dicha función tiene un valor un poco menor de 5.5 pulgadas; por tanto, se tomará como un margen de seguridad un diámetro nominal de 4", es decir, un diámetro interior de 10.22 cm.

#### Cálculo de la cantidad teórica de aire.

El contenido de azufre mercaptánico de la querosina cruda varía entre .006 y .02%. Para este cálculo tomaremos el valor máximo, o sea .02%.

De acuerdo con las reacciones del proceso, se necesitan por cada cuatro átomos-gramo de azufre mercaptánico un mol-gramo de oxígeno.

Cantidad de azufre mercaptánico en un litro de querosina-cruda =  $800 \times 0.0002 = 0.16$  g.

W<sub>O<sub>2</sub></sub>, oxígeno teórico por litro de querosina, =  $\frac{32 \times 0.16}{128} = 0.04$  g.

V<sub>O<sub>2</sub></sub>, volumen normal de oxígeno por litro de querosina, =

$$= \frac{nRT}{P} = \frac{0.04 \times 0.082 \times 273}{32 \times 1} = 28.2 \text{ cc.}$$

$V_{ta}$ , volumen teórico normal de aire, =  $\frac{28.2}{0.21} = 134 \text{ cc lt}^{-1}$

Cálculo de la cantidad real de aire en la querosina cruda.

De acuerdo con las indicaciones dadas en la página tres - del boletín número 203, en español, de la Philips Petroleum -- Co., titulado: Condiciones de Operación y Pruebas Analíticas para el Control de la Unidad Perco de Endulzamiento Cúprico Sólido, el exceso de aire que deberá usarse es de 170%, aprox.

$V_r$ , volumen real de aire en condiciones normales por litro de querosina, =  $2.7V_{ta} = 2.7 \times 134 = 360 \text{ cc. (en el reactor)}$ .

Cálculo de la pérdida de presión por rozamiento en el medio poroso de los reactores.-

Datos:

L, espesor de la capa porosa en la dirección del flujo, =

= 3.40 m.

D, diámetro interior del reactor, = 2.48 m.

X, porosidad del reactivo, = 44%.

V, velocidad de la querosina en el reactor vacío, =

=  $8.7 \times 10^{-4} \text{ m. seg}^{-1}$

e, esfericidad del reactivo, = 0.75

Dp, diámetro medio superficial de las partículas, =

=  $1.11 \times 10^{-3} \text{ m.}$

Para seleccionar una de las fórmulas reportadas en el libro "Operaciones Unitarias" de Grainger Brown, es necesario encontrar el valor del número de Reynolds basado en el diámetro medio superficial. Para este caso, la expresión es la siguiente:

$$Re = \frac{D_p F_{Re} V \rho}{\mu}$$

$F_{Re}$ , factor para modificar  $D_p$ , función de la porosidad, -  
diámetro, esfericidad, orientación y rugosidad de las partícu-  
las, = 48

Sustituyendo en la expresión anterior:

$$Re = \frac{1.11 \times 10^{-3} \times 8.7 \times 10^{-4} \times 8 \times 10^2 \times 48}{2.4 \times 10^{-3}} = 15.6$$

Como el flujo es laminar, aplicaremos la fórmula de Darcy  
para lechos porosos, cuya expresión es la siguiente:

$$P = \frac{32LV\mu F_f}{gc D_p^2 F_{Re}}$$

$F_f$ , coeficiente correctivo del coeficiente de fricción, =  
= 1450

Sustituyendo:

$$P = \frac{32 \times 3.40 (8.7 \times 10^{-4}) (2.4 \times 10^{-3}) 1450}{9.81 (1.11 \times 10^{-3})^2 48} = 0.049 \text{ Kg cm}^{-2}$$

Cálculo de la presión máxima en los reactores. - Para man-  
tener disueltos 360 cc. de aire en un litro de querosina se ne-  
cesita una presión absoluta de 2.46 Kg.  $\text{cm}^{-2}$ . El valor ante-  
rior debe ser el mismo que debe existir en los reactores; por --  
consiguiente habrá necesidad de efectuar los dos cálculos si-  
guientes:

a). - Considerando el valor mínimo (2.46) en el extremo in-  
ferior del medio poroso.

b).- Considerando el valor mínimo en el extremo superior del medio poroso.

En ambos casos se aplica un balance de energía.

Para el primer caso tenemos:

$$\frac{P_1}{\rho} + \frac{gH_1}{gc} = \frac{P_2}{\rho} + \frac{gH_2}{gc} + F$$

Datos:

$$H_2 - H_1 = -3.40$$

$$P_2 = 2.46 \text{ Kg. cm}^{-2}$$

F, pérdida de presión en el lecho poroso, =  $0.049 \text{ Kg. cm}^{-2}$

Despejando  $P_1$  y sustituyendo:

$$P_1 = P_2 + (H_2 - H_1 + F)\rho = 2.46 + (-3.40 + 0.62)800 \times 10^{-4} = 2.23 \text{ Kg. cm}^{-2}$$

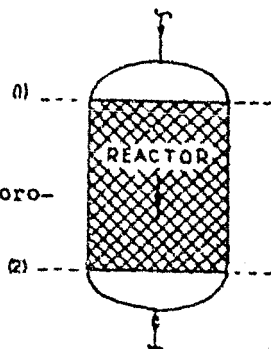
Para el segundo caso tenemos:

$$P_2 = P_1 - (H_2 - H_1 + F)\rho = 2.46 - (-3.40 + 0.62) \times 800 \times 10^{-4} = 2.68 \text{ Kg. cm}^{-2}$$

En el primer caso la presión resulta menor que la mínima; mientras que en el segundo, con una presión  $2.46 \text{ Kg. cm}^{-2}$  en la parte superior del reactivo, se obtiene una presión de  $2.68 \text{ Kg. cm}^{-2}$  en la parte inferior, quedando así garantizada la concentración de aire necesaria en la querosina.

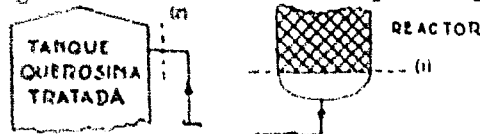
En conclusión:

Las presiones de  $2.46$  y  $2.68 \text{ Kg. cm}^{-2}$  se tomarán en el extremo superior e inferior, del reactivo, respectivamente.



Cálculo del diámetro de la línea de descarga de los reactores.

En este cálculo se aplica un balance de energía. Se considera como sección (1) el extremo inferior del lecho poroso, y como sección (2) la descarga de la línea en el tanque de querosina tratada.



datos:

$P_1$ , presión de la querosina en el extremo inferior del lecho poroso, = 2.68 Kg. cm<sup>-2</sup>

$P_2$ , presión atmosférica, = 0.95 Kg. cm<sup>-2</sup>

$H_2 - H_1$  = 0.67 m.

$L$ , longitud de la línea, = 72.21 m.

$P_{vc}$ , pérdida de presión debida a la válvula de control -- que, como un margen de seguridad, se toma, =  $\frac{1}{2} (P_1 - P_2)$

Los accesorios que se toman para el cálculo de la longitud equivalente son aquéllos que se indican en el dibujo isométrico del diagrama de flujo.

Aplicando el balance de energía entre las secciones indicadas, se tiene:

$$\frac{P_1}{\rho} + \frac{gH_1}{gc} = \frac{P_2}{\rho} + \frac{gH_2}{gc} + \frac{v_2^2}{2gc} + F + Fc_1 + Fc_2 + Fe + Fvc$$

La parte de la línea donde estará la válvula de control -- deberá ser de un diámetro igual a  $\frac{1}{2}$  de aquel que corresponde al resto de la línea problema; por lo tanto, tendremos una contracción y después una expansión. Las pérdidas de presión debidas a estos accidentes son, respectivamente:

$$F_{e1} = 9.7 \times 10^{-6} D^{-4}$$

$$F_{e1} = 1.13 \times 10^{-5} D^{-4}$$

$F_{e2}$ , contracción en la descarga del reactor, =  $7.4 \times 10^{-7} D^{-4}$

$E_c$ , energía cinética en la línea, =  $1.48 \times 10^{-6} D^{-4}$

Se considera flujo turbulento, por tanto, aplicamos la expresión de Fanning:

$$F, \text{ pérdida de presión en la línea, } = 1.48 f L D^{-5}$$

Sustituyendo valores numéricos y las seis expresiones anteriores en la expresión del balance de energía, y transponiendo al primer miembro todos los términos del segundo, se tiene:

$$f(D) = 1.48 \times 10^{-6} f L D^{-5} + 2.45 \times 10^{-5} D^{-4} - 11.87 = 0$$

Dando a "D" diferentes valores se obtiene la tabla siguiente:

|          |         |         |         |         |         |
|----------|---------|---------|---------|---------|---------|
| D        | 0.0266m | 0.0410m | 0.0525m | 0.0780m | 0.1010m |
| Re       | 68000   | 44600   | 34500   | 23200   | 17400   |
| f        | 0.023   | 0.0245  | 0.0250  | 0.0268  | 0.0280  |
| Le       | 38.80m  | 60.00m  | 80.00m  | 111.20m | 149.0m  |
| Lt       | 110.8.. | 132.2.. | 153.0"  | 183.0 " | 222.0.. |
| $F_{e1}$ | 1.47 "  | 0.264"  | 0.097"  | 0.02 "  | 0.007 " |
| $F_{e2}$ | 19.20"  | 3.44 "  | 1.26 "  | 0.26 "  | 0.093"  |
| $F_{e1}$ | 26.3 "  | 4.74 "  | 1.73 "  | 0.356 " | 0.128 " |
| F        | 280.0"  | 35.50"  | 14.10"  | 2.55 "  | 0.87 "  |
| $E_c$    | 2.9 "   | 0.52 "  | 0.192"  | 0.0395" | 0.0142" |
| f(D)     | 318     | 32.63   | 5.53    | -8.64   | -10.75  |

Para encontrar el valor de "D" que reduce a cero la función, graficamos los diferentes valores de esta última, indicados en la tabla, contra el diámetro. El valor obtenido de esta manera, para el diámetro interior, fué de 6.1 cm. o sea 2". Como un margen de seguridad tomaremos un diámetro interior de 7.8 cm. que corresponde a un diámetro nominal de 3".

Cálculo del diámetro de la línea comprendida entre la descarga de las bombas y los reactores. - Este cálculo está basado en un estudio económico, con el cual determinaremos el diámetro que correspondiera al gasto total anual mínimo, de acuerdo con las consideraciones siguientes:

Encontraremos una expresión en la cual tengamos el gasto total anual en función del diámetro (el gasto total comprende los gastos fijos y los gastos de operación). En este cálculo incluiremos únicamente aquellas pérdidas de presión que dependan exclusivamente del diámetro de la línea por calcular, - por lo tanto, se excluirán las pérdidas de presión en el absorbedor y en el control de nivel. Además, el balance lo aplicaremos entre la bomba número (2) y el reactor número (2).

Los costos unitarios de tubos, para diferentes diámetros, así como los de los accesorios, se tomaron de catálogos de casas comerciales que fabrican estos productos.

Primero se determinará la presión en la descarga de la bomba en función del diámetro.

Como no se conoce la relación del diámetro del orificio apropiado, al diámetro de la línea, que también es desconocido, supondremos, como una aproximación, que la caída de presión es

aproximadamente igual a la que produciría una válvula globo me  
 dia abierta.

Datos:

$$P_2 = 2.46 \times 10^4 \text{ Kg. m}^{-2}$$

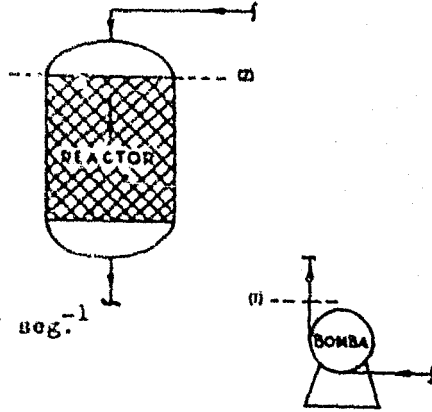
$$H_2 - H_1 = 5.75 \text{ m.}$$

$$q = 4.23 \times 10^{-3} \text{ m}^3 \text{ seg}^{-1}$$

$$\rho = 800 \text{ Kg. m}^{-3}$$

$$\mu = 2.4 \times 10^{-3} \text{ Kg(masa)m}^{-1} \text{ seg}^{-1}$$

$$L = 62.5 \text{ m.}$$



Expresión de balance de energía para este caso:

$$\frac{P_1}{\rho} + \frac{gH_1}{gc} + \frac{v_1^2}{2gc} = \frac{P_2}{\rho} + \frac{gH_2}{gc} + F +$$

+ Contracciones y expansiones.

Los accesorios considerados en el cálculo de la longitud equi-  
 valente se indican en el dibujo isométrico de la planta.

Se tienen tres expansiones y dos contracciones que supon-  
 dremon iguales en cada caso.

Tres expansiones:

$$3F_e = 3 \left(1 - \frac{S_1}{S_2}\right)^2 \frac{v_1^2}{2gc} = \frac{3v_1^2}{2gc} = 4.44 \times 10^{-6} D^{-4}$$

Dos contracciones:

$$2F_c = \frac{2Kv_1^2}{2gc} = 9.7 \times 10^{-6} D^{-4}$$

Expansión línea válvula control-línea.

$$F_e = \left(1 - \frac{S_1}{S_2}\right)^2 \frac{v_1^2}{2gc} = 1.33 \times 10^{-5} D^{-4}$$

Contracción línea-línea válvula de control:

$$F_c = \frac{Kv_2^2}{2gc} = 9.7 \times 10^{-6} D^{-4}$$

$$\text{Energía cinética en la sección (1)} = \frac{v_1^2}{2gc} = 1.48 \times 10^{-6} D^{-4}$$

$$E \text{ de expansiones} = 1.77 \times 10^{-5} D^{-4}$$

$$E \text{ de contracciones} = 1.12 \times 10^{-5} D^{-4}$$

$$E \text{ de expansiones y de contracciones} = 2.89 \times 10^{-5} D^{-4}$$

$$P, \text{ pérdida de presión, por rozamiento, en la línea,} =$$

$$* \frac{fL v_1^2}{2gc D} = 1.48 \times 10^{-6} fL D^{-5}$$

Substituyendo y despejando  $P_1$  en el balance de energía tenemos:

$$P_1, \text{ presión en la descarga de la bomba (2),} =$$

$$= 2.92 + 2.19 \times 10^{-6} D^{-4} + 1.18 \times 10^{-7} fL D^{-5}$$

Para calcular la potencia de bombeo, correspondiente a diferentes diámetros, es necesario establecer un balance de energía entre la succión y la descarga de una de las bombas. En este balance se desprecia el cambio de energía cinética y la diferencia de alturas.

Datos:

$$P_B, \text{ presión en la succión de la bomba,} = 0.76 \text{ Kg. cm.}^{-2}$$

$$\eta_o, \text{ eficiencia de la unidad motor-bomba,} = 0.5$$

La siguiente expresión nos dá la potencia para el bombeo de la queratina:

$$-W = 0.83 (P_1 - P_2) \text{ Kw}$$

La potencia consumida por la unidad motor-bomba, expresada en función del diámetro, tiene la siguiente expresión:

$$P = 2.42 + 1.82 \times 10^{-6} D^{-4} + 9.9 \times 10^{-8} f L D^{-5} \text{ Kw}$$

$$\text{Costo de energía eléctrica} = 0.18 \text{ pesos Kw-hr}^{-1}$$

$$\text{Costo total de energía por año} = 3.76 \times 10^3 + 2.83 \times 10^{-3} D^{-4} + 1.53 \times 10^{-4} f L D^{-5} \text{ pesos.}$$

Se dedujeron las siguientes ecuaciones empíricas:

$$C_a, \text{ costo accesorios,} = 70,700 D + 240$$

$$C_v, \text{ costo válvula de control,} = 3,680 D^{0.6}$$

$$C_l, \text{ costo de la línea,} = 27,800 D - 720$$

$$C_e, \text{ costo de energía,} = \frac{D}{5.13 \times 10^{-4} D + 1.67 \times 10^{-5}}$$

$$\text{Gasto total anual} = \frac{D}{5.13 \times 10^{-4} D + 1.67 \times 10^{-5}} + 21600 D + 810 D^{0.6} - 105.5$$

Derivando e igualando a cero la expresión anterior:

$$21,600 + \frac{486}{D^{0.4}} - \frac{1.67 \times 10^{-5}}{(5.13 \times 10^{-4} D + 1.67 \times 10^{-5})^2} = 0$$

Se sustituyeron en la expresión anterior diferentes valores del "D", obteniéndose los valores correspondientes para el primer miembro de la expresión, los cuales se graficaron contra el diámetro. La solución gráfica obtenida da un valor para el diámetro de 8.6 cm., que corresponde a 3.4". El tubo de 3.5" tiene un diámetro interior de 3.548", por lo tanto, tomaremos un diámetro nominal de 4" (10.12 cm.) como un margen

de seguridad.

Cálculo del diámetro del medidor de orificio.

Para calcular el gasto volumétrico máximo se emplea la --  
fórmula siguiente:

$$V_m = \frac{V_L}{L_m}$$

$V_m$  = a gasto volumétrico máximo por calcular.

$V_L$  = gasto volumétrico que se desea medir, =

$$= 4.23 \times 10^{-3} \text{ m}^3 \text{ seg}^{-1}$$

$L_m$  = lectura máxima en la carta correspondiente al gasto--  
máximo, = 10

$L$  = Lectura que se desea obtener en la carta correspon--  
diente al gasto por medir, = 7.5

El diámetro del orificio se calcula para un gasto razona--  
blemente superior al que se desea medir para obtener lecturas--  
inferiores a la máxima, en el supuesto caso que se tengan va--  
riaciones superiores al flujo normal.

Sustituyendo y efectuando operaciones en la fórmula ante--  
rior, tenemos:

$$V_m = \frac{4.23 \times 10^{-3} \times 10}{7.5} = 5.64 \times 10^{-3} \text{ m}^3 \text{ seg}^{-1}$$

Empleamos la fórmula número 103 de la página 158 del li--  
bro "Operaciones Unitarias" de Granger Brown, cuya expresión  
es la siguiente.

$$q = \frac{C_o S_o \sqrt{2 g c \Delta H}}{\sqrt{1 - \left(\frac{D_o}{D_1}\right)^4}}$$

Siendo:

$$q = V$$

$C_o$ , coeficiente de descarga, = 0.61, para  $Re$  mayor de 30,000 en el orificio.

$D_o$ , diámetro del orificio por calcular.

$B_o$ , área del orificio, =  $0.785D_o^2$

$\Delta H$ , diferencia de los niveles líquidos en los manómetros, = 1.78 m.

$D_I$ , diámetro interior de la línea, = 0.102 m.

Sustituyendo en la fórmula anterior, tenemos:

$$4.23 \times 10^{-3} = \frac{0.61 \times 0.785 D_o^2 \sqrt{19.62 \times 1.78}}{\sqrt{1 - \frac{D_o^4}{0.000108}}}$$

Despejando  $D_o$  de la expresión anterior se obtiene un valor de 0.0385 m.

Como el coeficiente de descarga se tomó igual a 0.61 en la suposición de que el Reynolds fuera igual o mayor que 30,000; por tanto, es necesario calcularlo para el diámetro del orificio obtenido.

$$Re_o = \frac{D_o V_o \rho}{\mu} = \frac{0.0385 \times 3.65 \times 800}{2.4 \times 10^{-3}} = 46,800$$

Cálculo de la pérdida de presión debida al medidor de orificio.

Datos:

$$\frac{D_o}{D_I} = 0.378$$

$$r \left( \frac{D_o}{D_I} \right) = 0.95$$



El valor anterior se obtuvo de la gráfica 23 página 64 — del libro "Principles of Chemical Engineering", Walker.

Para este cálculo aplicamos la expresión siguiente:

$$\frac{P_1 - P_3}{P_1 - P_2} = f\left(\frac{D_0}{D_1}\right) = 0.85$$

$$P_1 - P_2 = 0.125 \text{ Kg. cm.}^{-2}$$

$P_1 - P_3$ , caída de presión permanente debida al medidor de orificio,  $= 0.85 \times 0.125 = 0.106$  Kg. cm.<sup>-2</sup>

#### Cálculo de la pérdida de presión por fricción en el absorbedor.—

Se harán cuatro cálculos aproximados en virtud de que existe la imposibilidad de conocer los valores verdaderos de algunos datos experimentales, que son necesarios al aplicar las — fórmulas de los lechos porosos cuando se consideran dos fases — flúidas, como es el caso presente. En cada cálculo se harán — ciertas consideraciones.

Primer cálculo.— Como una aproximación, supondremos que el aire se encuentra totalmente disuelto a la entrada del absorbedor, por lo tanto, el problema se reduce al flujo de un — flúido a través de un medio poroso.

Datos:

$D_p$ , diámetro de los anillos, = 0.0254 m.

$X$ , porosidad del lecho, ° 0.707

$\phi$ , esfericidad de los anillos, = 0.391

$L$ , espesor del medio poroso, = 1.30 m.

$P_{Re}$ , factor del número de Reynolds, según gráfica 291, pá

gine 223 de Brown, - 41

$F_f$ , coeficiente de frotamiento, según gráfica 220, página 219 de Brown, - 600

V, velocidad basada en la sección recta del absorbedor - vacío, -

$$= \frac{q}{A} = \frac{4.23 \times 10^{-3}}{0.785(0.8)^2} = 7.9 \times 10^{-3} \text{ m. seg.}^{-1}$$

Re, número de Reynolds modificado, basado en  $D_p$ , -

$$= \frac{D_p F_{Re} V \rho}{\mu} = \frac{0.0254 \times 41 \times 7.9 \times 10^{-3} \times 800}{2.4 \times 10^{-3}} = 2,750$$

f, factor de fricción, según gráfica 221, página 225 del Brown, - 0.045

P, pérdida de presión por fricción en el absorbedor, =

$$= \frac{f F_f V^2 L}{2 g_c D_p} = \frac{0.045 \times 600 (7.9 \times 10^{-3})^2 \times 1.30}{2 \times 9.81 \times 0.0254} = 4.4 \times 10^{-3} \text{ m.}$$
$$= 3.52 \times 10^{-4} \text{ Kg. cm.}^{-2}$$

Segundo cálculo.- Como margen de seguridad se usará un - 30% de exceso sobre la cantidad real de aire calculada anteriormente, y que fué de 360 cc normales por litro de querosina. Supondremos:

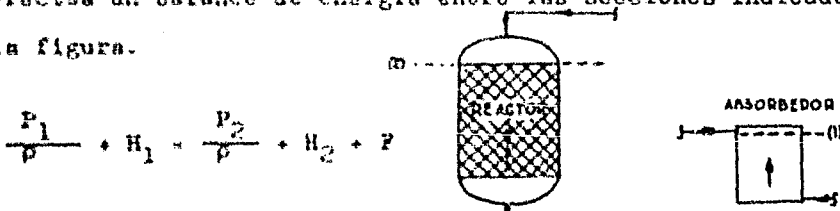
1<sup>o</sup>.- Que el volumen de 360 cc. por litro se encuentra totalmente disuelto al entrar la querosina al absorbedor, y, únicamente, el exceso de 30% pasará a través del lecho.

2<sup>do</sup>.- Que la caída de presión en el absorbedor es despreciable, basándose en el cálculo anterior.

3<sup>ero</sup>.- Que el aire se encuentra en el absorbedor a una --

presión igual a la media aritmética de las presiones de entrada y salida.

Para el cálculo de la presión a la salida del absorbedor, se efectúa un balance de energía entre las secciones indicadas en la figura.



$$\frac{P_1}{\rho} + H_1 = \frac{P_2}{\rho} + H_2 + F$$

Despejando la presión en la sección (1), tenemos:

$$\frac{P_1}{\rho} = H_2 - H_1 + \frac{P_2}{\rho} + F$$

$P_2$ , presión en la sección (2), =  $2.46 \text{ Kg. cm}^{-2} = 30.7 \text{ m.}$

$\Delta H$ , diferencia de alturas en las secciones consideradas, =  $5.12 \text{ m.}$

$L$ , longitud de la línea, =  $25.7 \text{ m.}$

$L_e$ , longitud equivalente de los accesorios, =  $34.3 \text{ m.}$

$L_t$ , longitud total, =  $L + L_e = 60 \text{ m.}$

$D$ , diámetro interior de la línea de 4", =  $10.2 \text{ cm.}$

$A$ , área de la sección transversal de la línea, =  $0.785 D^2 = 8.2 \times 10^{-3} \text{ m}^2$

$V$ , velocidad media de la querosina en la línea, =  $5.16 \times 10^{-1} \text{ m. seg}^{-1}$

$Re$ , número de Reynolds, =  $\frac{DV \rho}{\mu} = \frac{0.102 \times 5.16 \times 10^{-1} \times 800}{2.4 \times 10^{-3}} =$

=  $17,400$

$f$ , factor de fricción, =  $0.028$

$$F, \text{ pérdida de fricción por rozamiento, } = \frac{f v^2 L t}{2 g c D} =$$

$$= \frac{0.028(5.16 \times 10^{-1})^2 60}{2 \times 9.81 \times 0.102} = 0.223 \text{ m.} = 0.018 \text{ Kg. cm.}^{-2}$$

Sustituyendo los valores de  $P_2$ ,  $\Delta H$  y  $F$  en la expresión para el cálculo de  $P_1$ , se tiene:

$$P_1 = 0.41 + 2.46 + 0.02 + 2.89 \text{ Kg. cm.}^{-2}$$

Cálculo de la presión en la parte inferior del absorbedor. Se aplica un balance de energía entre las dos secciones indicadas en la figura y se desprecia la pérdida por rozamiento en el absorbedor.

$$\frac{P_1}{\rho} + H_1 = \frac{P_2}{\rho} + H_2$$

$$\frac{P_1}{\rho} = \Delta H + \frac{P_2}{\rho}$$



$$P_1 = 1.30 \times 600 \times 10^{-4} + 2.89 = 2.99 \text{ Kg. cm.}^{-2}$$

$$P_m, \text{ presión media aritmética, } = \frac{2.89 + 2.99}{2} = 2.94 \text{ Kg. cm.}^{-2}$$

$V_{a1}$ , volumen de aire supuesto sin disolver en el absorbedor, = 108 cc normales  $\text{lt}^{-1}$  de querosina.

$V_{a2}$ , volumen de aire en exceso a  $20^\circ\text{C}$  y  $2.94 \text{ Kg. cm.}^{-2}$ , =

$$= V_{a1} \frac{P_{a1}}{P_{a2}} = 108 \frac{1.033}{2.94} = 38.0 \text{ cc.}$$

$V_c$ , volumen del absorbedor, =  $0.785(0.83)^2 \times 1.3 = 0.71 \text{ m}^3$

$V_v$ , volumen vacío del medio poroso, =  $X V_c = 0.707 \times 0.71 = 0.5 \text{ m}^3$

$V_r$ , volumen real de los anillos,  $= V_c - V_v = 0.71 - 0.5 = 0.21 \text{ m}^3$

$R_{aq}$ , relación del volumen de aire al de la querosina en el absorbedor,  $= \frac{38 \times 100}{1038} = 3.65$

$V_{ac}$ , volumen ocupado por el aire en el absorbedor,  $R_{aq} V_v = 0.0365 \times 0.5 = 0.183$

$V_q$ , volumen ocupado por la querosina en el absorbedor,  $= V_v - V_{ac} = 0.500 - 0.0183 = 0.483 \text{ m}^3$

Supondremos que el 50% del volumen de la querosina en el absorbedor se encuentra en movimiento.

$V_{qm}$ , volumen de la querosina en movimiento dentro del absorbedor,  $= 0.5 \times 0.482 = 0.241 \text{ m}^3$

$S_e$ , saturación efectiva,  $= \frac{V_{qm}}{V_v} = \frac{0.241}{0.5} = 0.482 \text{ m}^3$

$D_p$ , igual 0.835 pie.

$y$ , exponente de la saturación efectiva, en las expresiones de  $Re''$  y  $f$ , según gráfica 230, página 237 del Brown,  $= 1.53$

$Re''$ , número Reynolds para flujo de dos fases fluidas, a través de un medio poroso,  $= \frac{D_p F_{Re} V \rho}{\mu S_e^y}$

$$Re'' = \frac{0.0254 \times 41 \times 7.9 \times 10^{-3} \times 800}{2.4 \times 10^{-3} (0.48)^{1.53}} = 8400$$

$f''$ , factor de fricción, gráfica 221, página 225 de Brown,  $= 0.03$

$F$ , pérdida de presión por rozamiento en el absorbedor, =

$$= \frac{f'' F_f v^2 L}{2 g c D_p S_o^{2y}} = \frac{0.03 \times 600 \times (7.9 \times 10^{-3})^2 \times 1.30}{2 \times 9.81 \times 0.0254 \times (0.482)^{2 \times 1.53}} =$$

$$= 2.8 \times 10^{-2} \text{ m} = 2.24 \times 10^{-3} \text{ Kg. cm}^{-2}$$

Tercer cálculo.— Se considera que únicamente el 30 % de la querosina se encuentra en movimiento.

$$V_{qm} = 0.3 \times 0.482 = 0.145 \text{ m}^3$$

$$S_o = \frac{V_{qm}}{Vv} = \frac{0.145}{0.5} = 0.29$$

$$y = 1.53$$

$$Re' = \frac{D_p F_{Re} v \mu}{\mu S_o^y} = \frac{0.00254 \times 41 \times 7.9 \times 10^{-3} \times 800}{2.4 \times 10^{-3} (0.29)^{1.53}} = 18,300$$

$$F = \frac{f'' F_f v^2 L}{2 g c D_p S_o^{2y}} = \frac{0.027 \times 600 (7.9 \times 10^{-3})^2 \times 1.30}{2 \times 9.81 \times 0.0254 \times (0.29)^{3.06}} =$$

$$= 1.17 \times 10^{-1} \text{ m} = 9.36 \times 10^{-3} \text{ Kg. cm}^{-2}$$

Cuarto cálculo.— En este último se supone:

1<sup>a</sup>.— Que el 70% de la querosina se encuentra en movimiento dentro del absorbedor.

2<sup>da</sup>.— Que el volumen de aire sin disolver que entra al absorbedor es el 60 % del volumen del aire inyectado.

3<sup>era</sup>.— Que el volumen anterior permanece constante a través del absorbedor.

$V_{at}$ , volumen de aire a 1 atm y 20°C, = 463 cc  $lt^{-1}$  de querosina .

$V_a$ , volumen de aire supuesto sin disolver en el absorbedor, -  $0.6 V_{at} = 0.6 \times 463.278 \text{ cc lt}^{-1}$  de querosina.

$V_{a_1}$ , volumen de aire sin disolver en las condiciones del absorbedor, -  $\frac{P_1 V_a}{P_2} = \frac{2.78 \times 1.03}{2.78} = 98 \text{ cc lt}^{-1}$  de querosina.

$R_{aq}$ , relación del volumen de aire al de la querosina en el absorbedor, -  $\frac{V_{a_1}}{1000 + V_{a_1}} = \frac{98 \times 100}{1098} = 8.9$

$$V_{ac} = \frac{P_a V_u}{100} = \frac{8.9 \times 0.5}{100} = 0.0445 \text{ m}^3$$

$$V_q = V_v - V_{ac} = 0.500 - 0.0445 = 0.455 \text{ m}^3$$

$P_{qm}$ , porcentaje de querosina en movimiento, = 70%

$$V_{qm} = P_{qm} V_q = 0.7 \times 0.455 = 0.319 \text{ m}^3$$

$$S_e = \frac{V_{qm}}{V_v} = \frac{0.319}{0.5} = 0.638$$

$$Re'' = \frac{D_p \rho_{Re} V_p}{\mu S_e^2} = \frac{0.0254 \times 41 \times 7.9 \times 10^{-3} \times 800}{2.4 \times 10^{-3} (0.638)^{1.55}} = 5430$$

$$f'' = 0.056$$

$$F = \frac{f'' \rho_f v^2 L}{2 g_c D_p S_e^{2.06}} = \frac{0.036 \times 600 (7.9 \times 10^{-3})^2 \times 1.30}{2 \times 9.81 \times 0.0254 (0.638)^{2.06}} =$$

$$= 1.4 \times 10^{-2} = 1.12 \times 10^{-3} \text{ Kg. cm}^{-2}$$

Observando los cuatro valores aproximados obtenidos en los cálculos anteriores, se concluye que la caída de presión por frotamiento con el empaque es despreciable y, por lo tanto, no la tomaremos en cuenta en los cálculos siguientes. Puede observarse, además, en los valores anteriores que la pérdida -

de presión disminuye cuando aumenta el porcentaje de querosina en movimiento. La forma correcta de obtenerla sería aplicando simultáneamente las expresiones de transferencia de masa y las usadas en los cálculos anteriores para dos fases fluidas.

Cálculo de la presión en la descarga de la línea de aire.-

Se aplica un balance de energía entre las secciones que se indican en la figura. Suponemos una sola fase.

$$\frac{P_1}{\rho} + H_1 = \frac{P_2}{\rho} + H_2 + F$$

$$P_1 = H_2 - H_1 + \frac{P_2}{\rho} + F, \text{ en metros del fluido.}$$

Datos:

$$P_2 = 2.99 \text{ Kg. cm}^{-2}$$

$$\Delta H = H_2 - H_1 = 2.40 \text{ m.}$$

$$V = 5.16 \times 10^{-1}$$

$$Re = 17400$$

$$f = 0.028$$

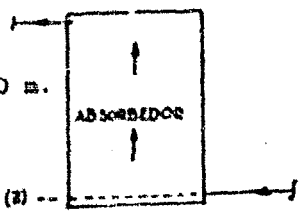
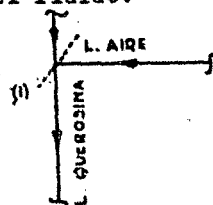
$$L, \text{ longitud línea, } = 7.97 \text{ m.}$$

$$L_e, \text{ longitud equivalente, } = 5.80 \text{ m.}$$

$$L_t, \text{ longitud total, } = 13.80 \text{ m.}$$

$$F = \frac{f v^2 L_t}{2 g c D} = \frac{0.028 (5.16 \times 10^{-1})^2 \times 13.80}{2 \times 9.81 \times 0.102} = 5.1 \times 10^{-2} \text{ m.}$$

$$= 4.10 \times 10^{-3} \text{ Kg. cm}^{-2}$$



Despreciando el valor de F y sustituyendo en el balance energético:  $P_1 = 2.40 + \frac{2.99 \times 10,000}{800} = 2.40 + 37.4 = 39.8 \text{ m.} = 2.8 \text{ Kg. cm}^{-2}$

Cálculo del diámetro de la línea de aire.- Existen muchas

expresiones que se pueden aplicar para este cálculo, entre ellas la fórmula de Weymouth, la cual aplicaremos y cuya expresión es la siguiente:

$$Q_0 = 1.515 \times 10^{-2} \frac{T_0}{P_0} \sqrt{\frac{(P_1^2 - P_2^2) D^5}{(p.\text{esp.}) L T f}}$$

La fórmula anterior se obtiene de la expresión siguiente:

$$\frac{2 \rho C A^2 M}{P^2 R T} \int_{P_1}^{P_2} dP = \frac{f}{D} \int_0^L dL$$

Despejando el diámetro en la primera expresión:

$$D = \sqrt[5]{\frac{(p.\text{esp.}) P_0^2 Q_0^2 T L f P_2}{(1.515 \times 10^{-2} T_0)^2 (P_1^2 - P_2^2)}}$$

$V_a$ , volumen de aire que se inyectará en condiciones normales, = 50.107 = 40% en  $lt^{-1}$  de queronina.

$T_0$ , temperatura normal, = 273°K

$T$ , temperatura ambiente, = 295°K

$q$ , presión en la descarga de la línea de inyección de aire = 2.8 Kg.  $cm^{-2}$

(p.esp.), densidad relativa con relación al aire, = 1.0

$L_e$ , longitud equivalente de los accesorios, = 1,342D

$L$ , longitud de la línea, = 49.0

$L_t$ , longitud total de la línea, = 49.0 + 1,342D

$f$ , media aritmética de los factores de fricción a la entrada y salida de la línea de inyección.

$z$ , media aritmética de los factores de compresibilidad a la entrada y salida de la línea de inyección, = 0.985

$$\rho_1 = 9.36 \text{ Kg. m.}^{-3}$$

$$\rho_2 = 5.48 \text{ Kg. m.}^{-3}$$

$\mu_1$ , viscosidad en la sección (1), = 0.0184 cp

$\mu_2$ , viscosidad en la sección (2), = 0.0180 cp

$$Re_1 = 188 \text{ D}^{-1}$$

$$Re_2 = 191 \text{ D}^{-1}$$

Sustituyendo valores en la fórmula:

$$D = 5 \sqrt{\frac{1 \times 1.03^2 \times 7.12^2 \times 20 \times 0.985 \text{ f Lt}}{(1.515 \times 773 \times 10^{-2})^2 (7.53^2 - 2.8^2)}} = 1.79 \sqrt{\text{f Lt}}$$

| Dn(diámetro supuesto) | Dc(diámetro calculado) |
|-----------------------|------------------------|
| 0.10 cm.              | 0.572 cm.              |
| 0.20 "                | 0.546 "                |
| 0.50 "                | 0.526 "                |
| 0.70 "                | 0.522 "                |
| 1.00 "                | 0.525 "                |
| 2.00 "                | 0.542 "                |

La solución obtenida al graficar los valores de la tabla anterior es de 0.52 cm.; por lo tanto, se tomaría un tubo de diámetro igual a 1/8" nominal, al cual le corresponde un diámetro interior de 0.63 cm. Sin embargo, se tomará un tubo de 1/2" nominal tomando en cuenta los factores siguientes: rosado, corrosión y presión de operación.

Cálculo de la presión en la descarga de la bomba. - Se aplica un balance de energía entre las secciones indicadas en la figura de la hoja siguiente.

Datos:

$$P_2 = 2.8 \text{ Kg. cm}^{-2}$$

Diámetro nominal, 3"

D, diámetro interior, = 7.8 cm.

$$L = 29.16 \text{ m.}$$

$$L_e = 434 \text{ m.}$$

$$L_t = 29.2 + 434 = 463.2 \text{ m.}$$

$(\Delta P)_o$ , pérdida de presión en el medidor de orificio, =

$$= 0.106 \text{ Kg. cm}^{-2}$$

$$\Delta H = 2 \text{ m.}$$

Expresión del balance:

$$\frac{P_1}{\rho} + H_1 - H_2 + \frac{P_2}{\rho} + \frac{F}{\rho} + \frac{(\Delta P)_o}{\rho}$$

$$P_1 = \Delta H \rho + P_2 + F + (\Delta P)_o$$

$$Re = 23,200$$

$$f = 0.0268$$

$$F = \frac{0.0268 \times 463.2 \times 0.89^2}{2 \times 9.81 \times 0.078} = 6.37 \text{ m.} = 0.51 \text{ Kg. cm}^{-2}$$

Sustituyendo en la última expresión:

$$P_1 = \frac{2 \times 800}{10,000} + 2.8 + 0.106 + 0.51 = 3.58 \text{ Kg. cm}^{-2}$$

Cálculo de la potencia teórica de bombeo. - Se aplica un-

balance de energía entre la succión y descarga de la bomba. -

Despreciando el cambio de energía cinética y diferencia de al-

turas, tenemos:

$$\frac{P_1 w}{\rho} + Wt = \frac{P_2 w}{\rho}$$

$$W_t, \text{ potencia teórica de bombeo, } = \frac{(P_2 - P_1) \omega}{\rho}$$

Datos:

$$P_1 = 0.76 \text{ Kg cm}^{-2}$$

$$P_2 = 3.58 \text{ Kg cm}^{-2}$$

$$\omega, \text{ gasto másico, } = 4.23 \times 10^{-3} \times 800 \text{ Kg. (masa) seg.}^{-1}$$

Sustituyendo en la última expresión:

$$W_t = \frac{(3.58 - 0.76) \times 4.23 \times 10^{-3} \times 800}{800} = 119 \text{ kg-m. seg.}^{-1}$$

$$W_t = 1.56 \text{ Hp.}$$

Cálculo de la potencia real de los motores.

$$\eta_c, \text{ eficiencia combinada del motor-bomba, } = 0.5$$

$$W_r, \text{ potencia real de los motores, } = \frac{W_t}{0.5} = \frac{1.56}{0.5} = 3.12 \text{ Hp}$$

Como un margen de seguridad se usarán motores de 5 Hp.

NOTAS:

- a).- La expresión del balance de energía usada en esta -  
testis se encuentra referida a la unidad de masa.
- b).- La relación de "g" (valor local de la aceleración-  
debida a la gravedad), al de "gc" (factor de con-  
versión), en el balance de energía se tomó aproxima-  
damente igual a la unidad.

CAPITULO V.-

ESTUDIO ECONOMICO COMPARATIVO DE LOS PROCESOS DE PERCO Y DOC--

NR.

PROCESO PERCO

CAPITAL FIJO

COSTO DEL EQUIPO DE PROCESO:

Reactores.

Costo unitario: \$ 21,000.00

\$ 42,000.00

2 unidades

Bombas.

Costo unitario: \$ 2,850.00

\$ 5,700.00

2 unidades

Absorbedor.

Costo del absorbedor

Incluyendo anillos rascales

\$ 2,200.00

de 1 pulgada

Tanques de almacenamiento.

|   |    |            |
|---|----|------------|
| 2 tanques para querosina cruda,<br>capacidad 550 m <sup>3</sup> c/u.  | \$ | 400,000.00 |
| 2 tanques para querosina tratada<br>capacidad 275 m <sup>3</sup> c/u. | \$ | 300,000.00 |
| Costo total del equipo de proceso                                     | \$ | 749,900.00 |

**COSTO INSTALACION EQUIPO DE PROCESO:**

Reactores.

|                                    |    |           |
|------------------------------------|----|-----------|
| Tomando el 40% del costo de compra | \$ | 16,800.00 |
|------------------------------------|----|-----------|

Bombas.

|  |    |          |
|--|----|----------|
| Considerando el 20% del precio de compra | \$ | 1,140.00 |
|--|----|----------|

Absorbedor.

|  |    |        |
|--|----|--------|
| Considerando el 20% del precio de compra | \$ | 440.00 |
|--|----|--------|

Tanques de almacenamiento.

|  |    |            |
|--|----|------------|
| Tomando el 50% del precio de compra              | \$ | 210,000.00 |
| Costo total de instalación del equipo de proceso | \$ | 228,380.00 |

**COSTO DE LAS LINEAS (TUBERIAS):**

Línea de tanques de almacenamiento.

querosina cruda-bombas

|  |    |           |
|--|----|-----------|
| Costo material   | \$ | 18,110.00 |
| Instalación (considerando el 20% del costo del material) | \$ | 3,622.00  |
| Costo total de la línea                                  | \$ | 21,732.00 |

Línea bomba-reactores.

|  |    |           |
|--|----|-----------|
| Costo material   | \$ | 17,645.00 |
| Instalación (considerando el 20% del costo del material) | \$ | 3,529.00  |
| Costo total de la línea                                  | \$ | 21,174.00 |

Línea reactores-tanques almacenamiento querosina tratada.

|   |    |           |
|---|----|-----------|
| Costo material                                      | \$ | 9,786.00  |
| Instalación (tomando el 20% del costo del material) | \$ | 1,957.00  |
| Costo total de la línea                             | \$ | 11,743.00 |

Línea de inyección de aire.

|  |    |           |
|--|----|-----------|
| Costo material   | \$ | 365.00    |
| Instalación (considerando el 20% del costo del material) | \$ | 73.00     |
| Costo total de la línea                                  | \$ | 438.00    |
| Costo total de las líneas                                | \$ | 55,087.00 |

COSTO DE INSTRUMENTOS:

Sistema control de nivel.

|  |    |           |
|--|----|-----------|
| Costo del equipo                                 | \$ | 12,615.00 |
| Instalación (tomando el 25% del costo de compra) | \$ | 3,160.00  |
| Costo total del sistema                          | \$ | 15,775.00 |

Sistema control flujo de querosina.

|  |    |           |
|--|----|-----------|
| Costo del equipo                                       | \$ | 15,080.00 |
| Instalación (considerando el 25% del costo del equipo) | \$ | 3,790.00  |

Costo total del sistema \$ 18,870.00

Sistema de control de presión  
en la descarga de los reactores.

Costo del equipo \$ 6,640.00

Instalación (tomando el 25% del  
costo de compra) \$ 1,160.00

Costo total del sistema \$ 8,300.00

Sistema de control flujo de aire.

Se considera igual al del sistema  
de control del flujo de querosina \$ 18,870.00

Otros instrumentos.

1 válvula reductora de presión  
en la línea de aire \$ 1,030.00

3 manómetros \$ 405.00

Costo total \$ 1,435.00

Costo total instrumentos \$ 63,250.00

COSTO AUXILIARES ELECTRICOS:

Motores.

Costo unitario: \$ 3,750.00

2 unidades \$ 7,500.00

Arrancadores.

2 unidades incluyendo gastos de  
instalación de los motores y  
arrancadores \$ 7,500.00

Costo total auxiliares eléctricos \$ 15,000.0

COSTO DE EDIFICACIONES:

Una caseta para proteger las unidades

|  |               |
|--|---------------|
| bomba-motor, sin paredes, piso de concreto, techada con lámina de aluminio e instalación para alumbrado eléctrico                                | \$ 6,000.00   |
| Un cuarto para los registradores de los equipos de control, techo y piso de concreto, paredes de ladrillos, con sanitarios y alumbrado eléctrico | \$ 20,800.00  |
| Costo total edificaciones  | \$ 26,800.00  |
| <b>COSTO DEL TERRENO Y ACONDICIONAMIENTO DEL MISMO:</b>  |               |
| <u>Terreno.</u>  |               |
| 1.5 Ha., a \$ 15,000.00 Ha.  | \$ 22,500.00  |
| <u>Acondicionamiento del terreno.</u>  |               |
| Nivelación y pavimentación de la zona donde se encontrará la planta  | \$ 50,000.00  |
| Costo total del terreno y acondicionamiento del mismo  | \$ 72,500.00  |
| <b>COSTO SERVICIOS AUXILIARES:</b>   |               |
| <u>Drenaje.</u>  | \$ 13,000.00  |
| Costo total de servicios auxiliares  | \$ 13,000.00  |
| <b>COSTO DE LA PLANTA:</b>   |               |
| Costo total del equipo de proceso  | \$ 749,900.00 |
| Costo total de instalación del equipo de proceso   | \$ 228,380.00 |
| Costo total de las líneas (tuberías)   | \$ 55,087.00  |
| Costo total de los instrumentos  | \$ 63,250.00  |
| Costo total de auxiliares eléctricos   | \$ 15,000.00  |
| Costo total de edificaciones   | \$ 26,800.00  |

|  |                |
|--|----------------|
| Costo total de terreno y su acondicionamiento  | \$ 72,500.00   |
| Costo total de servicios auxiliares  | \$ 13,000.00   |
| Costo de la planta   | \$1,223,917.00 |
| <b>GASTOS DE INGENIERIA Y CONSTRUCCION:</b>  |                |
| Diseño, ingeniería, supervisión e inspección (considerando el 15% del costo de la planta). | \$ 184,000.00  |
| <b>COSTO DIRECTO DE LA PLANTA:</b>   |                |
| Costo de la planta   | \$1,223,917.00 |
| Gastos de ingeniería y construcción  | \$ 184,000.00  |
| Costo directo de la planta   | \$1,407,917.00 |
| <b>COMISION DE LOS CONTRATISTAS:</b>   |                |
| Tomando el 8% del costo directo de la planta   | \$ 112,500.00  |
| <b>GASTOS DE CONTINGENCIAS:</b>  |                |
| Considerando el 15% del costo directo de la planta   | \$ 211,000.00  |
| <b>CAPITAL FIJO:</b>   |                |
| Costo directo de la planta   | \$1,407,917.00 |
| Comisión de los contratistas   | \$ 112,500.00  |
| Gastos de contingencias  | \$ 211,000.00  |
| Capital fijo   | \$1,731,417.00 |

**COSTO TOTAL DE ELABORACION.**

**MATERIAS PRIMAS:**

Reactivo.

Consumo de reactivo por año: 30.5 tons.

Precio unitario del reactivo: \$ 1,200.00  
por tonelada

Costo de reactivo por año \$ 36,600.00

Querosina cruda.

Consumo de querosina por año: 129,000 m<sup>3</sup>

Costo unitario: \$ 16.00 m<sup>-3</sup>

Costo de querosina cruda procesada  
en un año \$ 2,060,000.00

Aire.

Consumo de aire en un año: 62,000 m<sup>3</sup>  
en condiciones normales.

Costo unitario: 0.86 ¢ m<sup>-3</sup>

Costo anual de aire \$ 535.00

Costo anual de materias primas \$ 2,097,135.00

COSTO ANUAL DE TRABAJO:

1 encargado de la planta, \$ 48.50  
diarios (1 turno) \$ 17,700.00

4 operadores de primera, \$ 35.00  
diarios c/u. (3 turnos) \$ 51,100.00

Mano de obra para cargar y descargar  
los reactores \$ 2,000.00

Costo total de trabajo \$ 70,800.00

GASTOS DE MANTENIMIENTO:

Considerando el 2% sobre el capital  
fijo \$ 34,700.00

GASTOS REPUESTOS DE LA PLANTA:

Empaques, grasa, aceites lubricantes,

etc., (tomando el 10% de los gastos de mantenimiento \$ 3,470.00

**GASTOS SERVICIOS AUXILIARES:**

Energía eléctrica para bombeo:

32,700 kw-hr/año

Costo unitario energía eléctrica:

18 ¢ (kw-hr)<sup>-1</sup>

Costo energía eléctrica para bombeo por año \$ 5,980.00

Energía eléctrica para instrumentos y alumbrado, incluyendo vapor y agua \$ 2,000.00

Gasto total de servicios auxiliares \$ 7,980.00

**COSTO DIRECTO DE ELABORACION:**

Materias primas \$ 2,097,135.00

Trabajo \$ 70,800.00

Mantenimiento \$ 34,700.00

Repuestos de la planta \$ 3,470.00

Servicios auxiliares \$ 7,980.00

Costo directo de elaboración \$ 2,214,085.00

**GASTOS GENERALES DE NOMINA:**

Vacaciones, indemnizaciones por accidentes, jubilaciones, servicio médico y medicinas, pagos de sueldos por enfermedad (se considera el 20% del costo de trabajo, aproximadamente). \$ 14,160.00

**GASTOS DE LABORATORIO:**

Gran número de las pruebas de con-

|   |    |              |
|---|----|--------------|
| trol pueden efectuarlas los operadores,<br>por tanto, se suponen gastos muy bajos | \$ | 2,000.00     |
| <b>COSTO INDIRECTO DE ELABORACION:</b>  |    |              |
| Gastos generales de nómina  | \$ | 14,160.00    |
| Gastos de laboratorio   | \$ | 2,000.00     |
| Costo indirecto de elaboración.   | \$ | 16,160.00    |
| <b>DEPRECIACION:</b>  |    |              |
| Considerando el 8% del capital fijo   | \$ | 138,300.00   |
| <b>IMPUESTOS DE LA PLANTA:</b>  |    |              |
| Considerando el 2.5% del capital<br>fijo  | \$ | 43,300.00    |
| <b>SEGURO:</b>  |    |              |
| Tomando el 1% del capital fijo  | \$ | 17,314.00    |
| <b>COSTO FIJO DE ELABORACION:</b>   |    |              |
| Depreciación  | \$ | 138,300.00   |
| Impuestos   | \$ | 43,300.00    |
| Seguro  | \$ | 17,314.00    |
| Costo fijo de elaboración   | \$ | 198,914.00   |
| <b>COSTO DE ELABORACION:</b>  |    |              |
| Costo directo de elaboración  | \$ | 2,214,085.00 |
| Costo indirecto de elaboración  | \$ | 16,160.00    |
| Costo fijo de elaboración   | \$ | 198,914.00   |
| Costo de elaboración  | \$ | 2,429,159.00 |
| <b>GASTOS DE ADMINISTRACION:</b>  |    |              |
| Considerando el 6% del costo de<br>elaboración                                    | \$ | 146,000.00   |
| <b>GASTOS DE VENTA:</b>   |    |              |
| Tomando el 5% del costo de elaboración  | \$ | 122,000.00   |

**GASTOS DE INVESTIGACIÓN:**

Suponiendo el 3.5% del costo de elaboración

\$ 85,500.00

**GASTOS GENERALES:**

Gastos de administración

\$ 146,000.00

Gastos de venta

\$ 122,000.00

Gastos de investigación

\$ 85,500.00

Gastos generales

\$ 353,500.00

**COSTO TOTAL DE ELABORACION:**

Costo de elaboración

\$ 2,429,159.00

Gastos generales

\$ 353,500.00

Costo total de elaboración

\$ 2,782,659.00

Costo total unitario de elaboración =

$$= \frac{2,782,659.00}{129,000} = \$ 21.60 \text{ m}^{-3} \text{ de querosina.}$$

**CAPITAL DE TRABAJO.****QUEROSINA CRUDA EN EXISTENCIA:**

Se considerará un tanque lleno,

550 m<sup>3</sup>, \$ 16.00 por m<sup>3</sup>

\$ 8,800.00

**QUEROSINA TRATADA EN EXISTENCIA:**

Se tomará el volumen anterior, al

costo de elaboración de \$ 18.90 por m<sup>3</sup>

\$ 10,400.00

**REACTIVO EN EXISTENCIA:**

Considerando la capacidad de carga de

los dos reactores que es de 21 tons.

a \$ 1,200.00 por ton.

\$ 24,100.00

**VENTAS A CREDITO:**

Supondremos un mes de producción, a un costo unitario igual al doble del costo de elaboración; 10,800 m<sup>3</sup> a

\$ 37.80 c/u. \$ 408,000.00

**RESERVAS:**

Tomaremos una cantidad igual al costo de elaboración de un mes

\$ 204,000.00

**CAPITAL DE TRABAJO**

\$ 655,300.00

**CAPITAL INVERTIDO.**

**CAPITAL FIJO** \$ 1,731,417.00

**CAPITAL DE TRABAJO** \$ 655,300.00

**CAPITAL INVERTIDO** \$ 2,386,717.00

**PROCESO DOCTOR.**

**CAPITAL FIJO** \$ 2,130,000.00

**COSTO DIRECTO DE ELABORACION** \$ 2,475,050.00

**COSTO INDIRECTO DE ELABORACION** \$ 27,260.00

**GASTOS FIJOS DE ELABORACION** \$ 244,900.00

**COSTO DE ELABORACION** \$ 2,747,210.00

**GASTOS GENERALES** \$ 407,000.00

**COSTO TOTAL DE ELABORACION** \$ 3,254,210.00

Costo total unitario de

elaboración =  $\frac{3,254,210.00}{129,000}$  = \$ 25.22 m<sup>-3</sup> de querosina.

**CAPITAL DE TRABAJO** \$ 712,000.00

**CAPITAL INVERTIDO** \$ 2,842,000.00

AHORRO ANUAL QUE SE OBTIENE AL SUS-  
TITUIR EL PROCESO DOCTOR POR EL PERCO

480,445.00

---

## CAPITULO VI.-

### CONCLUSIONES.

De los capítulos anteriores y principalmente del estudio-económico comparativo, se llega a las conclusiones siguientes:

I.- La preparación del reactivo no ofrece ninguna dificultad debido a la existencia de un yacimiento de tierra fuller, de calidad aceptable, en las proximidades de la refinería.

II.- Con relación al engomado del reactivo es aconsejable hacer un estudio para determinar si es económica su recuperación, al tratarlo con un solvente adecuado para eliminarle las gomas depositadas durante el endulzamiento.

III.- Del estudio económico se observa que el ahorro anual-obtenido al sustituir el Proceso Doctor por el Perco es de: --  
\$ 480,445.00.

IV.- No existe ninguna duda acerca de las ventajas que --

ofrece el Proceso Pyro sobre el Doctor, tanto en lo que se refiere a la operación y seguridad del equipo como aquéllas de orden económico, y que determinarán que en las refinerías futuras debe incluirse necesariamente el primero en la desodorización de la querosina.

---

C A P I T U L O VII.-

BIBLIOGRAFIA.

- Cruss William and Stevens Donald R.; THE CHEMICAL TECHNOLOGY; -  
Mc Graw-Hill Book Co.; New York, 1942.
- Ellis Carleton; THE CHEMISTRY OF PETROLEUM DERIVATIVES; volume  
I and II, The Chemical Catalog Co., Inc; New York, 1934.
- Sachanen A. N.; CHEMICAL CONSTITUENTS OF PETROLEUM; Reinhold -  
Publishing Corporation; New York, 1945.
- Nelson W. L.; PETROLEUM REFINING ENGINEERING; McGraw-Hill Book  
Co., Inc.; New York, 1949.
- Bell H.S.; AMERICAN PETROLEUM REFINING; D. Van Nostrand Co., -  
Inc.; New York, 1945.
- Kalichevsky Vladimir A. and Bart Allen Stagner; CHEMICAL REFI-  
NING OF PETROLEUMS; Reinhold Publishing Co.; New York, 1942.
- Gutiérrez Contreras Mario; APUNTES DE QUIMICA DEL PETROLEO; --

E.S.I.Q.I.B., 1952.

Perry John H. (Editor); CHEMICAL ENGINEERINGS' HANDBOOK; ---  
McGraw-Hill Book Co., Inc.; New York, 1950.

Walker W. H., Lewis W. K., McAdams W. H. and Gilliland E.R.; -  
PRINCIPLES OF CHEMICAL ENGINEERIG; McGraw-Hill Book Co.; 1937.

Granger Brown George; UNIT OPERATIONS; John Wiley Sons, Inc.;  
New York, 1951.

Spink L. H.; PRINCIPLES AND PRACTICE OF FLOW METER ENGINEERING;  
The Foxboro Co., Massachusetts, -U.S.A., 1949.

Vilbrandt Frank C.; CHEMICAL ENGINEERIG DESIGN; McGraw-Hill --  
Book Co., Inc.; New York, 1942.

Walworth; VALVES-FITTINGS PIPES WRENCHES; Walworth Internatio-  
nal Company; New York, 1958.

AMERICAN STANDARD CODE FOR PRESSURE PIPING; The American Socie  
ty of Mechanical Engineeris; New York, 1951.

PIPING DESIGN AND ENGINEERING; Grinnell Company, Inc.; U.S.A.,  
1951.

PARTINGTON J. R.; TRATADO DE QUIMICA INORGANICA; sexta edición,-  
Editorial Porrúa, 1952.

González de Tenago; FLUIDO DINAMICA Y TRANSPORTE DE FLUIDOS EN  
SUS APLICACIONES A LA INGENIERIA QUIMICA; Editorial Dossat; Ma  
drid, 1952.

Aries Robert S. and Newton Robert; CHEMICAL ENGINEERING COST -  
ESTIMATION; McGraw-Hill Book Company, Inc.; New York, Toronto,  
1955.

Haugen Olaf A. and Kenneth M. Watson; CHEMICAL PROCESS PRINCI-  
PLES, Part Two, THERMODINAMICS; John Wiley Sons, Inc.; New -  
York, 1955.