



 BIBLIOTECA CENTRAL

**UNIVERSIDAD POPULAR AUTONOMA
DEL ESTADO DE PUEBLA**

**Comparación de Medios Filtrantes
en la Purificación de Dióctil Ftalato**

T E S I S

**Presentada como Requisito Para
Obtener el Título de**

INGENIERO QUIMICO

Por

José Gabriel Rodríguez de Martino

Puebla, Pue.

Abril de 1989



UPAEP – Secretaría General

Dirección General de Apoyos Académicos

Dirección del Centro de Recursos para el Aprendizaje y la Investigación.

Biblioteca Central - **Karol Wojtyła**

Tesis Digitales Restricciones de uso:

DERECHOS RESERVADOS ©

PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

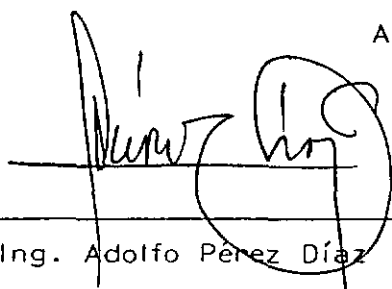
Todo el material contenido en esta tesis está protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de textos, imágenes, gráficas, 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 de donde la obtuvo mencionando el autor o autores involucrados en el documento.

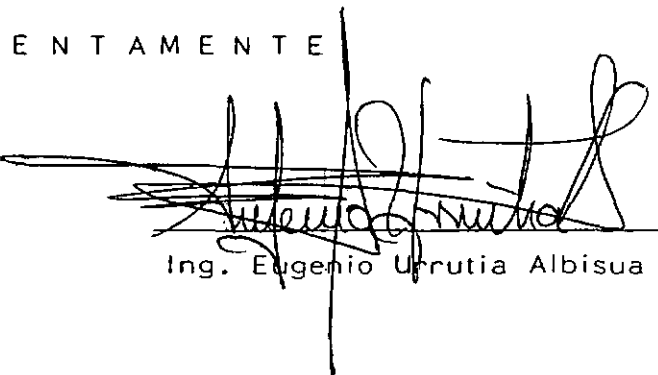
Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

Esta tesis fué supervisada y aprobada por el comité designado, por lo que no hay inconveniente para que el Sr. José Gabriel -- Rodríguez de Martino, promueva la obtención del Título de Ingeniero Químico.

A T E N T A M E N T E



Ing. Adolfo Pérez Díaz



Ing. Eugenio Urrutia Albisua

62635

INDICE

	página
PORTADA.....	i
APROBACION DE TESIS.....	ii
INDICE.....	iii
SIMBOLOGIA.....	iv
INDICE DE TABLAS.....	vi
INDICE DE FIGURAS.....	vii
INTRODUCCION.....	1
CAPITULO I	
GENERALIDADES.....	3
1.1 Filtración.....	3
1.2 Equipos de filtración.....	11
1.3 Selección de filtros.....	26
1.4 Medio filtrante.....	29
1.5 Factores que intervienen en el proceso de filtración.....	32
CAPITULO II	
DISEÑO Y CONSTRUCCION DEL EQUIPO PARA LA COMPARACION DE MEDIOS FILTRANTES.....	34
CAPITULO III	
OPERACION DEL EQUIPO.....	37
3.1 Materiales utilizados en el estudio de comparación de medios filtrantes.....	38
CAPITULO IV	
INTERPRETACION Y TRATAMIENTO DE DATOS.....	42
4.1 Cálculo de un filtro prensa.....	87
CONCLUSIONES.....	89
BIBLIOGRAFIA.....	91

S I M B O L O G I A

- A = área de filtración (área de la torta, área del filtro) (m^2)
- A' = sección transversal de paso en los capilares
- a = ordenada en el origen (ecuación de regresión) (seg/ml)
- b = pendiente (ecuación de regresión)
- B = ordenada en el origen (ecuación de regresión) (seg/m^3)
- C = Volumen de filtrado necesario para producir un espesor de torta de resistencia equivalente a la del medio filtrante.
- D = diámetro (m)
- De = diámetro equivalente (m)
- F = fracción de huecos o porosidad
- gc = constante dimensional de conversión $9.81 m/seg^2$
- K = permeabilidad del lecho (m^2)
- k = constante dependiente de la diferencia de presión utilizada.
- L = espesor de la torta (m)
- Lf = espesor de la torta que presenta una resistencia equivalente a la del medio filtrante (m)
- m = relación de pesos torta húmeda/torta seca
- n = compresibilidad de la torta
- p = densidad del filtrado (Kg/m^3)
- p_s = densidad de las partículas que forman la torta (Kg/m^3)
- Q = Gasto volumétrico
- r = radio del capilar (m)
- r₁ = factor de relación entre α y ΔP
- R_m = resistencia del medio filtrante (m^{-1})
- S₀ = área superficial / unidad de volumen de partículas
- t = tiempo de filtración (seg)
- t_f = tiempo necesario para formar la torta ficticia con resistencia equivalente a la del medio filtrante (seg)
- u = velocidad lineal del fluido (m/hr)
- V = volumen del líquido filtrado (m^3)
- \bar{V} = volumen medio de líquido filtrado (ml)
- V_f = volumen de filtrado correspondiente al peso de la torta ficticia (ml)

$V' = \frac{dV}{d\theta} = \frac{dV}{dt}$ = velocidad de filtración (ml/seg)

w = fracción en peso de los sólidos en el lodo

μ = viscosidad del filtrado (Kg/m hr)

α = resistencia específica de la torta (m/Kg)

θ = tiempo de filtración (seg)

θ_f = tiempo necesario para formar la torta ficticia de resistencia -
equivalente a la del medio filtrante (seg)

ΔP = diferencia de presión a través del filtro (Kg/m²)

ΔP_c = caída de presión a través de la torta

INDICE DE FIGURAS

figura	página
1.1 Sección longitudinal de un filtro prensa.....	19
1.2 Placa y marco de un filtro prensa.....	19
1.3 Sección transversal: filtro de tambor rotatorio con vacío.....	24
1.4 Filtro de alimentación interior y continua.....	24
2.1 Equipo para la comparación de medios filtrantes.....	36

Representación de dt/dV frente al volumen de filtrado.

Evaluación de medios filtrantes.

4.1 Suspensión de carbón activado en DOP. Papel filtro US-913.....	73
4.2 Suspensión de Decalite en DOP. Papel filtro US-913.....	75
4.3 Suspensión de Decalite-carbón activado en DOP. Papel filtro US-903.....	77
4.4 Suspensión de Decalite-carbón activado en DOP. Papel filtro US-913.....	79
4.5 Suspensión de Decalite-carbón activado en DOP. Papel filtro US-915.....	81
4.6 Suspensión de Decalite-carbón activado en DOP. Papel filtro US-938.....	83

Comparación de medios filtrantes.

4.7 Suspensión de Decalite-carbón activado en DOP Diferencia de presión: 1354 kg/m^2	84
4.8 Suspensión de Decalite-carbón activado en DOP. Diferencia de presión: 2708 kg/m^2	85
4.9 Suspensión de Decalite-carbón activado en DOP. Diferencia de presión: 4062 kg/m^2	86

I N T R O D U C C I O N

El color de los productos químicos, alimenticios y farmacéuticos nos da una medida de la pureza y calidad de los mismos. Diariamente se producen gran cantidad de sustancias que requieren de un tratamiento de purificación ya sea físico o químico. Uno de los procesos que mas se utilizan, aparte de la destilación, para el fin antes --- mencionado es la decoloración, proceso por el cual se obtienen sustancias claras a partir de sustancias opacas; esta operación debe tener la característica de no producir efectos perjudiciales en la calidad y composición del producto tratado, de ahí que la decoloración por adsorción sea preferible a la realizada por medios químicos.

En la decoloración por el método de contacto con materiales --- adsorbentes estos se mezclan íntimamente con la finalidad de que las impurezas del producto queden adsorbidas en el material en forma --- completa, el líquido es entonces sometido a la operación de filtra--- ción separándolo de los materiales agotados utilizados, para final--- mente obtener un producto claro desechando los adsorbentes usados.

En la industria se decoloran un sin número de sustancias por el método de absorción, para lo cual se han construido diferentes --- equipos cuya selección dependerá de la experimentación y de los datos obtenidos en el laboratorio, pero dada la complejidad de la operación por las características físico-químicas de los productos por--- decolorar, las características propias del material por usar como --- adsorbente y la velocidad de filtración deseada, hacen que finalmente se adecúe alguno de los equipos que se ofrecen comercialmente basados en la asesoría de los fabricantes.

Es por ello que con el afán de lograr una mejor comprensión de esta operación, que traiga como corolario una mejor selección de los equipos por utilizar, se realiza el presente trabajo cuyo objeti-

vo es que a partir de datos experimentales obtenidos de un filtro a pequeña escala, se compare el comportamiento de medios filtrantes - así como la determinación de las propiedades de los mismos en los procesos de filtración a presión constante. Conjuntamente se hace la *determinación de la resistencia al paso de filtrado ofrecida por agentes decolorantes por emplear en el proceso de purificación de Diocetil ftalato.*

Este trabajo se llevó a cabo en las instalaciones del Departamento de Investigación y Desarrollo de Grupo IDESA.

C A P I T U L O I

GENERALIDADES

En los procesos industriales es habitual tratar con sistemas de dos fases (líquido-sólido) y con frecuencia deben separarse los componentes de una mezcla en fracciones individuales. Las operaciones unitarias que tienden a modificar la composición de mezclas y soluciones mediante métodos que no contemplan reacciones químicas son de gran importancia en la Ingeniería Química, si las operaciones cambian la composición de soluciones, entonces se conocen como operaciones de transferencia de masa. En el caso de mezclas, las separaciones pueden ser totalmente mecánicas, estas se aplican a mezclas heterogéneas pero no a soluciones homogéneas y se basan en diferencias físicas entre las partículas.

El problema general de la separación de sólidos y líquidos, puede resolverse de distintas maneras según sea la naturaleza de los sólidos y de la proporción sólido a líquido en la mezcla que quiere separarse.

Cuando la cantidad de sólido es relativamente pequeña en comparación con la del líquido, el proceso de separación aplicado normalmente será el de filtración. Al aumentar el porcentaje de sólido, la operación pasa a ser de asentamiento o de exprimido (prensado). El exprimido se distingue de la filtración, en que la presión se aplica mediante el movimiento de las paredes de retención en lugar de bombear el material a través de un espacio fijo. En las separaciones de líquidos-sólidos se utiliza la fuerza centrífuga tanto en operaciones de sedimentación como de filtración, en los dos casos, reemplaza a la fuerza de gravedad que es más débil.

1.1. Filtración

La filtración se define como la operación de separar de manera más o menos completa una mezcla heterogénea de un fluido y ---

partículas de sólidos haciéndola pasar a través de un medio filtrante en el cual se retienen los sólidos formando una capa porosa (torta filtradora). (1)

La filtración industrial va desde el simple colado hasta separaciones altamente complejas. Una característica de esta operación es que los aparatos se han desarrollado a base de consideraciones prácticas, la teoría es valiosa para interpretar análisis de laboratorio, buscar las condiciones óptimas de filtración y predecir los efectos de los cambios en las condiciones operacionales. El principal problema es que es muy difícil definir el tamaño, forma y propiedades de las partículas que se van a filtrar y también que existe una gran variación de una carga a otra o de un día a otro en el producto, aunque este proceda de un proceso perfectamente controlado. Los diferentes lodos o suspensiones varían enormemente en sus características ya que la resistencia al flujo de cualquiera de ellas es extremadamente sensible a la temperatura, método de preparación y edad.

Las partículas sólidas que se depositan en el medio filtrador producen una capa porosa o torta filtradora por la que fluye el líquido o filtrado, la principal resistencia contra el paso del fluido suele ser la que ofrece dicha torta. Por consiguiente, la teoría de filtración se fundamenta en las relaciones para el flujo por medios porosos.

Los tipos de suspensiones que se trabajan en la práctica comercial de la filtración, varían en su estructura (granular y abierta o coloidal y densa) y su compresibilidad, a mayor compresibilidad, mayor será la resistencia ofrecida por la torta. Las partículas compresibles experimentan deformación plástica por influjo de un gradiente de presión, este es un fenómeno con graves consecuencias en la filtración, a causa de que la permeabilidad se aproxima a cero al paso que se acerca a cero la porosidad, interrumpiendo la operación.

Para una suspensión determinada en un filtro dado, la variable principal que puede controlar el operador es la caída global de presión. Si la diferencia de presión es constante, la velocidad de flujo es máxima al comienzo de la filtración y disminuye continuamente hasta el final. Este método recibe el nombre de filtración a presión constante. Cuando varía la caída de presión, se comienza con un valor pequeño que se va aumentando a lo largo de la operación, ya sea progresivamente o por etapas, para alcanzar un máximo al final. Un método consiste en mantener constante la velocidad de flujo aumentando progresivamente la presión de entrada. Este método se llama filtración a velocidad constante. Frecuentemente se emplea velocidad constante hasta que la presión de entrada alcanza un valor máximo determinado, y luego continúa a presión constante hasta el final de la filtración. Esto reduce la pérdida de sólidos a través del medio filtrante y evita que los sólidos se incrusten en el medio.

Hay dos períodos principales en un ciclo de filtración: formación de la torta y lavado de la misma. Generalmente, la circulación del líquido filtrado a través de la torta sólida se realiza en régimen laminar, es decir, la caída de presión es proporcional a la primera potencia de la velocidad.

La circulación de un fluido en régimen laminar a través de una conducción capilar cilíndrica cumple con la ecuación de Poiseuille (2):

$$\frac{dV}{d\theta} = Q = \frac{\pi g_c \Delta P r^4}{8\mu L}$$

en la cual: V = volumen de líquido filtrado (m^3)

θ = tiempo (horas)

ΔP = pérdida de presión a través del capilar (kg/m^2)

r = radio del capilar (m)

μ = viscosidad del fluido ($kg/m \text{ hr}$)

L = longitud, (m)

u = velocidad lineal del fluido (m/hr)

D = diámetro del capilar (m)

por otra parte, $\frac{dV}{d\theta} = \frac{\pi D^2}{4} u$, y como se utiliza el sistema ingenieril, ΔP va multiplicado por la constante dimensional de conversión, $g_c = 9.81 \text{ kg m/ kgf seg}^2$. Sustituyendo en la ecuación de Poiseuille obtenemos la ecuación de Hagen-Poiseuille (2)

$$\Delta P = \frac{32\mu u L}{g_c D^2}$$

Si ahora se considera un haz de capilares cilíndricos que tienen una sección transversal de paso A' , en m^2 ,

$$\Delta P = \frac{32 \mu L}{g_c D^2} \cdot \frac{dV}{d\theta} \cdot \frac{1}{A'}$$

de donde:

$$\frac{dV}{d\theta} = A' \frac{D^2}{32} \cdot \frac{g_c \Delta P}{\mu L} = \frac{A' g_c \Delta P}{R \mu} \quad (1)$$

donde:

$$R = \frac{32 L}{D^2}$$

Si se supone que el lecho poroso equivale a un grupo de canales cilíndricos paralelos y de igual tamaño puede calcularse su diámetro equivalente (1):

$$De = \frac{4(\text{volumen de huecos})}{\text{área superficial}} = \frac{4 F}{(1-F)S_0}$$

siendo:

S_0 = área superficial/unidad de volumen de partículas.

F = fracción de huecos o porosidad

de donde:

$$\frac{De^2}{32} = \frac{F^2}{2(1-F)^2 S_0^2}$$

y sustituyendo esta ecuación en (1) se obtiene la ecuación de Carman-Kozeny (2):

$$\frac{dV}{d\theta} = A' \frac{F^2}{2(1-F)^2 S_o^2} \frac{gc\Delta P}{\mu L} = K A \frac{gc\Delta P}{\mu L}$$

donde K es la permeabilidad del lecho en m^2 . Como se ha supuesto que el lecho es homogéneo $A' = AF$. Sin embargo, la trayectoria real del fluido es sinuosa y mayor que el espesor del lecho, por lo que en el caso de lechos reales debe sustituirse el coeficiente 2 por la constante adimensional R:

$$\frac{dV}{d\theta} = A \frac{F^3}{R(1-F)^2 S_o^2} \frac{gc\Delta P}{\mu L} \quad (11)$$

el valor de la constante R depende de la forma y distribución de las partículas. Para lechos incompresibles distribuidos al azar (F y S_o no varían con el espesor) $R = 5 \pm 10\%$. (1)

La aplicación de la ecuación de Carman-Kozeny para encontrar la velocidad de filtración es algo diferente que para el caso del flujo de un fluido a través de un lecho granular de espesor constante. El espesor real de la torta es nulo al principio de la filtración y aumenta a medida que esta progresa. Para una filtración a presión constante, la relación entre el volumen del filtrado y el tiempo se obtiene por integración. Con objeto de hacerlo, es necesario expresar el espesor de la torta en función del volumen de filtrado, esta relación puede obtenerse por un balance de materia para los sólidos en el lodo de alimentación del filtro a condición de que no pase sólido al filtrado.

La ecuación (11) proporciona el caudal instantáneo de filtración en el momento en que el espesor de la torta sólida es L, a su vez, el espesor L es una función del tiempo, que hay que determinar. Supóngase que en un momento dado sea L (m) el espesor de la torta y V (m^3) el volumen de filtrado recogido hasta entonces.

Si p_s es la densidad real de las partículas que forman la torta, expresada en Kg/m^3 , A el área de la torta en m^2 , y la masa del lodo que contiene esta cantidad de sólidos corresponde al volumen de filtrado obtenido por la torta, entonces:

$$\text{Masa de sólidos en la torta} = LA(1-F)p_s$$

$$\text{Masa de sólidos en el lodo de alimentación} = (V+FLA)pw/(1-w)$$

en la que: V= volumen de filtrado descargado (m^3)

p= densidad del filtrado, ($\text{Kg masa}/\text{m}^3$)

w= fracción en peso de sólidos en el lodo

igualando las dos expresiones y despejando L se obtiene:

$$L = \frac{Vpw}{(p_s(1-F)(1-w)-Fpw)A} \quad (III)$$

sustituyendo este valor de L en la ecuación (II) se obtiene la ecuación del gasto volumétrico en que se indican los factores que afectan a la velocidad de filtración:

$$\frac{dV}{d\theta} = \frac{F^3}{R(1-F)^2 S_o^2} \frac{p_s(1-w)(1-F)-Fwp}{Vpw\mu} g_c \Delta P_c A^2 \quad (IV)$$

también puede escribirse en la forma:

$$\frac{dV}{d\theta} = \frac{A^2(1-mw)}{Vpw\mu \alpha} g_c \Delta P_c \quad (V)$$

en la que "m" es el cociente del peso de la torta húmeda y el peso de la torta seca y α es la resistencia específica de la torta (m/Kg). De la definición de m:

$$m = \frac{(1-F)p_s + Fp}{(1-F)p_s}$$

y comparando las ecuaciones (IV) y (V)

$$\alpha = \frac{R(1-F)S_o^2}{F^3 p_s} = \frac{1}{K p_s (1-F)}$$

Las ecuaciones anteriores se modifican porque no puede medirse directamente la diferencia de la presión a través de la torta ΔP_c . Usualmente, la única diferencia de presiones que puede medirse de una manera conveniente es la diferencia entre la presión de entrada al filtro y la de salida en la descarga del filtrado. En este caso la resistencia del medio filtrante (y soporte) y de las líneas de carga del lodo y descarga de filtrado deben añadirse a la de la torta filtrante para obtener la resistencia total. En la mayor parte de los casos, la resistencia de las líneas de alimentación y de descarga del filtrado son despreciables. La resistencia debida al medio filtrante no siempre puede despreciarse.

Aún más, no es la resistencia del medio filtrante sólo la que ha de utilizarse, sino la resistencia efectiva del medio filtrante con las partículas sólidas atrapadas. Esta resistencia efectiva del medio filtrante es muy diferente de la de la tela desnuda y limpia y debe determinarse mediante ensayos reales.

La resistencia adicional opuesta por el medio filtrante se supone que es equivalente a la que opondría una torta sólida ficticia de espesor L_f . De igual forma el volumen de filtrado correspondiente al peso de la torta ficticia es V_f y para recogerlo se requerirá un tiempo θ_f . Por tanto, con estas consideraciones la ecuación (III) puede escribirse así:

$$L + L_f = \frac{(V + V_f) p_w}{A ((1-F)(1-w) p_s - Fpw)}$$

y las ecuaciones (IV) y (V) se modifican en la forma:

$$\frac{dV}{d\theta} = \frac{d(V + V_f)}{d\theta} = \frac{KA^2 (p_s (1-w)(1-F) - Fpw) g_c \Delta P}{(V + V_f) p_w \mu}$$

$$\frac{dV}{d\theta} = \frac{d(V + V_f)}{d\theta} = \frac{A^2 (1-mw)g_c \Delta P}{(V + V_f) \rho w \mu \alpha}$$

en las que ΔP es la diferencia total de presión a través de la torta y el medio filtrante.

Las últimas dos ecuaciones pueden integrarse para el caso de filtración a presión constante después de una adecuada selección de límites. Si el tiempo de operación se toma igual a cero cuando el lodo llena la prensa o filtro y si V es el volumen de filtrado al cabo del tiempo t , entonces el volumen $(V + V_f)$ es nulo cuando el tiempo es $-t_f$, donde t_f es el tiempo que se necesitaría para formar la torta ficticia para la resistencia del medio filtrante. Despreciando el volumen de filtrado que está presente en los canalículos, el volumen total en el tiempo t es $V + V_f$. Por tanto:

$$\int_0^{V + V_f} (V + V_f) d(V + V_f) = A^2 g_c \Delta P \int_{-t_f}^t \frac{(1-mw) dt}{\rho w \mu \alpha}$$

Para un caso determinado, p_s , w , p y μ serán constantes, puesto que son determinadas para un lodo dado. Las variables restantes, tal como porosidad F , superficie específica S_0 , constante adimensional y cociente m , son constantes a lo largo de la filtración para una torta incompresible. Para tortas compresibles, estas variables cambian con la posición ya que la presión aumenta en la dirección del flujo de filtrado. Sin embargo, como los cambios de estas variables es raro que se conozcan para la mayor parte de los lodos, se puede escribir la ecuación anterior en la forma:

$$\int_0^{V + V_f} (V + V_f) d(V + V_f) = \frac{A^2 g_c \Delta P (1-mw)}{\rho w \mu \alpha} \int_{-t_f}^t dt$$

en la que los valores de las variables m y α son los valores medios correspondientes a la torta filtrante final obtenida.

Para la filtración a presión constante se ha determinado Expe-

rimentalmente que la porosidad media de la torta y que la resistencia media específica de la misma para una diferencia de presión da da, permanecen constantes e independientes del espesor de la torta (1). La forma integrada de las ecuaciones anteriores se transformará así en:

$$(V + V_f)^2 = k(t + t_f) \quad (VI)$$

donde:

$$k = \frac{2A^2 g_c \Delta P (1 - mw)}{\rho_w \mu \alpha}$$

Si se representa la ecuación (VI), tomando como abscisas t y como ordenadas V se obtiene una parábola cuyo vértice es el punto $(-t_f, -V_f)$. El curso real de la filtración es una parte de esta -- parábola.

La teoría de la filtración es un campo en el que ha habido un gran desarrollo matemático, pero la aplicación de esta teoría a los problemas prácticos aún es incompleta. Esto no es un obstáculo en sí mismo para muchas aplicaciones prácticas de la teoría puesto que puede suponerse que, si un experimento efectuado sobre una -- suspensión determinada proporciona valores numéricos para utilizarlos en las ecuaciones, estos valores numéricos podrán utilizarse para predecir el efecto de los cambios en las condiciones de opera---- ción. Pruebas experimentales cuidadosamente efectuadas, hechas te-- niendo en cuenta el variable comportamiento del precipitado, pueden ser de valor práctico y real no tanto para predecir el área de fil-- tración para un objeto dado, sino para determinar el efecto de las-- variables de operación en el proceso por el que se forma el precipi-- tado o de las variaciones en el proceso de filtración.

1.2. Equipos de filtración

Dada la gran variedad de métodos para producir fuerza pro-- pulsiva del flujo, los diferentes métodos de formación de la torta, -- extracción de esta y extracción de el filtrado, hacen que haya gran-- variedad de filtros.

Una característica de la filtración es que los aparatos se han desarrollado a base de consideraciones prácticas, por consiguiente, los aparatos utilizados para la filtración pueden clasificarse según ciertos tipos dictados por consideraciones mecánicas:

- 1) El servicio que realizan
- 2) La descarga de los sólidos
- 3) La fuerza propulsiva

Estos métodos de clasificación no se excluyen mutuamente, así, la descripción completa del filtro requiere de los tres métodos.

1) DE ACUERDO AL SERVICIO QUE REALIZAN:

- a) Coladores: consisten en una tela metálica a través de la cual fluye el fluido. Su finalidad es separar suciedad o herrumbre del fluido en movimiento.
- b) Clarificadores: como medio filtrante utilizan una membrana de tela o papel o un cartucho de discos metálicos. Se utilizan para separar pequeñas cantidades de sólidos (alrededor del 0.10% de sólidos en la lechada original), su finalidad es obtener líquidos translúcidos no turbios (tintas, bebidas, purificación de aguas, filtración farmacéutica, clarificación de aceites combustibles, recuperación de disolventes). La mayoría de los filtros de torta pueden funcionar como clarificadores aunque no necesariamente con una gran eficiencia, esta se aumenta empleando un coadyuvante de filtración (filtros de prerecubrimiento).
- c) Filtros de torta: son aquellos que acumulan cantidades apreciables de sólidos filtrados en forma de lodo sobre la superficie del medio filtrante. Se emplean para fluidos que tienen de 1 a 40% de sólidos. Al formarse la torta, ésta es el medio real de filtro. La torta, el filtrado o ambos pueden ser el producto primordial de la filtración. La capacidad para lograr una separación limpia de la torta y el medio de filtra-

ción y descargar la torta en forma económica. El filtro es uno de los criterios importantes que determinan la elección del equipo de filtración. En esta clasificación se sitúan los filtros prensa y los filtros de hojas. Los filtros de torta funcionan bajo el impulso de la carga hidrostática, la presión aplicada o el vacío.

- d) **Espesadores:** son dispositivos que retiran una porción del líquido de una lechada con el fin de enriquecer la concentración de los sólidos en suspensión. Cualquier filtro tubular o de hojas al vacío se puede adaptar para el espesamiento por medio de la repetición cíclica de la filtración seguida de la descarga al tanque del filtro.

2) DE ACUERDO A LA DESCARGA DE LOS SÓLIDOS:

- a) **Discontinuos o por lotes:** la descarga de los sólidos es intermitente. El flujo de líquido se interrumpe para descargar los sólidos acumulados. Este tipo de filtros requiere mucha mano de obra lo cual aumenta costos.
- b) **Continuos:** la descarga de sólidos y líquido es ininterrumpida. Cuando el filtro está en operación, la alimentación, el filtrado y la torta fluyen con velocidades constantes. El proceso está formado por varias etapas en serie: formación de la torta, lavado, secado, rascado, descarga de sólidos.

La filtración es por su naturaleza una operación discontinua, los sólidos no pueden ser colectados indefinidamente sin detenerse para limpiar o remplazar el medio filtrante. Solventes o solutos pueden tener que ser recuperados de los sólidos depositados, ocasionalmente, la torta es secada. Estas operaciones hacen a la filtración aún mas discontinua.

La filtración puede hacerse esencialmente continua si una superficie filtrante nueva o limpia es continuamente expuesta al lodo. ¿Qué tanto puede hacerse esto? es limitado al tiempo que toma agotar el medio filtrante (como en un filtro continuo de precubri-

ción y descargar la torta en forma económica. El filtro es uno de los criterios importantes que determinan la elección del equipo de filtración. En esta clasificación se sitúan los filtros prensa y los filtros de hojas. Los filtros de torta funcionan bajo el impulso de la carga hidrostática, la presión aplicada o el vacío.

d) **Espesadores:** son dispositivos que retiran una porción del líquido de una lechada con el fin de enriquecer la concentración de los sólidos en suspensión. Cualquier filtro tubular o de hojas al vacío se puede adaptar para el espesamiento por medio de la repetición cíclica de la filtración seguida de la descarga al tanque del filtro.

2) DE ACUERDO A LA DESCARGA DE LOS SÓLIDOS:

a) **Discontinuos o por lotes:** la descarga de los sólidos es intermitente. El flujo de líquido se interrumpe para descargar los sólidos acumulados. Este tipo de filtros requiere mucha mano de obra lo cual aumenta costos.

b) **Continuos:** la descarga de sólidos y líquido es ininterrumpida. Cuando el filtro está en operación, la alimentación, el filtrado y la torta fluyen con velocidades constantes. El proceso está formado por varias etapas en serie: formación de la torta, lavado, secado, rascado, descarga de sólidos.

La filtración es por su naturaleza una operación discontinua, los sólidos no pueden ser colectados indefinidamente sin detenerse para limpiar o remplazar el medio filtrante. Solventes o solutos pueden tener que ser recuperados de los sólidos depositados, ocasionalmente, la torta es secada. Estas operaciones hacen a la filtración aún mas discontinua.

La filtración puede hacerse esencialmente continua si una superficie filtrante nueva o limpia es continuamente expuesta al lodo. ¿Qué tanto puede hacerse esto?, es limitado al tiempo que toma agotar el medio filtrante (como en un filtro continuo de prereducir)

miento) o al tiempo en que el medio filtrante es cegado o comienza a ceder (distorsionarse, como en un filtro rotatorio al vacío). Lo ideal es que los filtros descarguen continuamente.

3) DE ACUERDO A LA FUERZA PROPULSIVA:

El flujo a través del medio filtrante se debe a una diferencia de presión a través del medio. Se induce el flujo del filtrado -- mediante la carga hidrostática (gravedad), presión subatmosférica (vacío), presión sobreatmosférica o fuerza centrífuga.

a) Por gravedad: el flujo de filtrado se produce debido a la --- presión hidrostática de la columna de material para filtrar -- que permanece por encima del nivel de la torta o el medio de filtro. Sus ventajas son: gran simplicidad y bajo costo inicial. Sus desventajas: velocidades bajas de filtración, elevados cos tos de mano de obra y difícil limpieza.

El tipo más común de filtro de gravedad es el de arena, en el cual, un lecho formado por estratos de esta, grava y an-- tracita constituye el medio de filtración. La arena es el me-- dio granular de filtración en masa más usual debido a su -- abundancia, estabilidad y bajo costo inicial. Es importante -- que la arena tenga partículas de tamaño uniforme para obtener porosidad máxima. El filtro de arena se utiliza para dre-- nar el líquido de una mezcla con cristales gruesos y a la -- clarificación (filtración de agua). Debido a la peque-- ña diferencia de presión con que operan estos filtros, el medio fil-- trante no puede ser más fino que un tamiz grueso o un lecho de partículas gruesas. Los filtros de arena pueden estar ---- encerrados y con el diseño estructural apropiado, funcionar -- como filtros de presión o vacío, su manejo es difícil.

Filtros de bolsa: consisten en bolsones de tela de filtro, fiel-- tro o piel que cuelgan de armazones. Se usan para extraer -- polvo y demás partículas de una corriente de aire, así como para el retiro de grumos de la pintura o la suciedad de los aceites lubricantes.

b) Filtros centrífugos: En las separaciones de sistemas líquido-sólido se utiliza la fuerza centrífuga tanto en operaciones de sedimentación como de filtración, las cuales resultan ---mas rápidas y eficientes.

Los separadores centrífugos se basan en el principio de que un objeto que gira con gran velocidad en torno a un eje central a una distancia radial constante, está sujeto a la fuerza centrípeta que actúa en la dirección hacia el centro de rotación. Si el objeto es un recipiente cilíndrico, su contenido ejerce una fuerza igual y opuesta (centrífuga) hacia afuera de las paredes del recipiente. La filtración se logra debido a que la presión producida por la acción centrífuga obliga al líquido a pasar a través del medio filtrante.

Este tipo de filtro es aplicable cuando los sólidos forman una torta porosa, se obtienen sólidos más secos que en un filtro prensa.

Un filtro centrífugo es esencialmente el desarrollo de un filtro de gravedad en el que la fuerza que actúa sobre el líquido se incrementa considerablemente utilizando la fuerza centrífuga. En principio todos son iguales, en cada tipo se deposita una torta de sólidos granulares sobre un medio de filtración mantenido en un cesto en rotación, se lava y se centrifuga. Difieren en el hecho de que la alimentación sea por lotes, intermitente o continua, y en el modo de extracción de los sólidos del cesto.

LOS TIPOS PRINCIPALES SON:

1) Centrífugas discontinuas de cesto (o canasta) de velocidad variable: El medio filtrante es lona, tejido o tela metálica. El cesto se puede impulsar desde abajo o suspenderse del eje propulsor: Estas centrífugas se cargan a velocidad cero, la descarga se hace por el fondo ya sea en forma manual mientras el cesto está en reposo o con una hoja o cuchilla rascadora que se mantiene lejos de las paredes de la cesta durante la centrifuga--

ción, al final de esta operación el brazo rascador se lleva contra la cesta (la cual gira con baja velocidad: 100 rpm) y rasca la torta dejandola caer hacia la salida de descarga. No se desprende totalmente la torta, queda una pequeña capa que hace las veces de medio iniciador.

- II) Centrífugas discontinuas de cesto (canasta) de velocidad constante: (automáticas). Estos filtros funcionan en forma totalmente automática o en un ciclo preprogramado, Trabajan con una velocidad constante del cesto por lo cual no se pierde tiempo de procesamiento en la aceleración y la desaceleración, tienen gran capacidad de producción, operan con sólidos que escurren facilmente con lo cual los ciclos son cortos y económicos.

La operación consiste en carga (alimentación), revolución en humedo, lavado de la torta, revolución en seco, limpieza y descarga, y se controla mediante reguladores cíclicos de tiempo (timers) y válvulas de solenoide. Después que la carga se somete a rotación para su desecación, la torta se desprende mediante una cuchilla mientras la cesta gira a toda velocidad, los sólidos se descargan a través de una abertura en el cesto.

Como medio filtrante utilizan tamices metálicos finos.

- III) Centrífugas de filtración continua: La operación de centrífugas oridnarias es cara (discontinuas) debido a la mano de obra necesaria y al gran consumo de potencia. La inercia de la cesta y de la carga es grande y el consumo de potencia necesaria para llevar la máquina a la velocidad de rotación máxima es varias veces la potencia requerida para mantener la velocidad una vez alcanzada.

- c) Filtros a presión: funcionan a una presión superior a la atmosférica en la superficie de filtración y atmosférica o mayor en el lado de corriente abajo del septo. Se emplean grandes diferencias de presión con la finalidad de obtener la filtración rápida y económica de líquidos viscosos o sólidos finos. Aunque los hay continuos, la mayoría de los filtros a presión

siguen funcionando por lotes debido a la dificultad de descargar sólidos a presiones elevadas.

Ventajas: Permiten las filtraciones relativamente rápidas. Su tamaño compacto proporciona un área grande de filtración.

Desventajas: El filtro a presión por lotes tiene dificultades para adaptarse a procesos continuos por lo que en ocasiones su manejo resulta costoso.

Filtros continuos a presión: Los filtros continuos a presión se hacen colocando un filtro continuo al vacío en un recipiente a presión. Aunque la unidad a presión es más cara que su contraparte al vacío, el costo extra puede justificarse por su mayor capacidad de área ó por requerimientos como el que el líquido deba mantenerse a una temperatura superior a su punto normal de ebullición. La forma más conveniente de manejar la torta en estos sistemas es retornándola al lodo, mezclándola o vaciándola dentro de otro recipiente a la misma presión.

Si la torta debe secarse, se necesitan elaborados mecanismos sellados de descarga. Estos filtros son generalmente diseñados para presiones dentro del rango de 30 a 40 lb/pulg² abs. Sus tamaños son generalmente pequeños: alrededor de 150 pies cuadrados para tambores y 400 pies cuadrados para discos. Los costos de mantenimiento son generalmente mayores que para los filtros al vacío.

Filtros discontinuos por presión:

1) Filtros de arena a presión: esta situación se mencionó en la sección de filtros por gravedad. Una variación es el filtro de arena de flujo ascendente, el material que se va a filtrar se bombea hacia arriba a través del lecho graduado de arena y grava, desplazándose en el sentido de disminución de tamaño de los granos, aumentando en veinte veces la capacidad de filtración de los filtros comunes.

II) Filtro prensa: es el más simple de los filtros por presión. El filtro prensa ha sido el mayormente conocido y quizás el más

ampliamente usado de todos los filtros discontinuos a presión. Este ocupa menor espacio de piso por unidad de área de filtración que cualquier otro filtro.

Sus principales ventajas son: simplicidad, bajo costo, flexibilidad y capacidad para funcionar a presiones elevadas ya sea como filtro clarificador o de torta. La necesidad de espacio de piso por unidad de capacidad de filtración es pequeña. Se limpian con bastante facilidad y el medio de filtro se retira y reemplaza con sencillez.

Como desventajas se tiene que el lavado de la torta es imperfecto debido a la densidad variable de la torta, la duración de la tela del filtro es relativamente breve (varía de acuerdo al tipo de medio filtrante) la mano de obra necesaria es muy alta. Si el material que ha de filtrarse contiene gran cantidad de materia sólida y esta no es el material aprovechable, la operación del filtro prensa se hace innecesariamente cara.

La consideración principal, sin embargo, no es el costo de la mano de obra y el mantenimiento del filtro por ciclo, sino el costo por unidad del producto de valor. Los filtros prensa son unidades versátiles que pueden manejar sustancias con muy diferentes características.

A altas presiones, puede manejar satisfactoriamente soluciones viscosas. El sellado es un problema serio con líquidos tóxicos o volátiles.

El filtro prensa de cámaras, platos huecos o placas con recesos es el más sencillo y barato, las dos caras de cada placa se ahuecan para formar una cámara para la acumulación de la torta entre cada dos placas.

Los platos pueden ser de fundición, metal recubierto, madera o polímeros sólidos, el saliente de los bordes se determina por el espesor de la torta a través de la cual se puede hacer pasar el filtrado con una presión razonable. La alimentación entra por un orificio central y el filtrado se descarga en una esquina, el líquido que se quiere filtrar se bombea a través de la conexión

fig. 1.1 Sección longitudinal de un filtro prensa

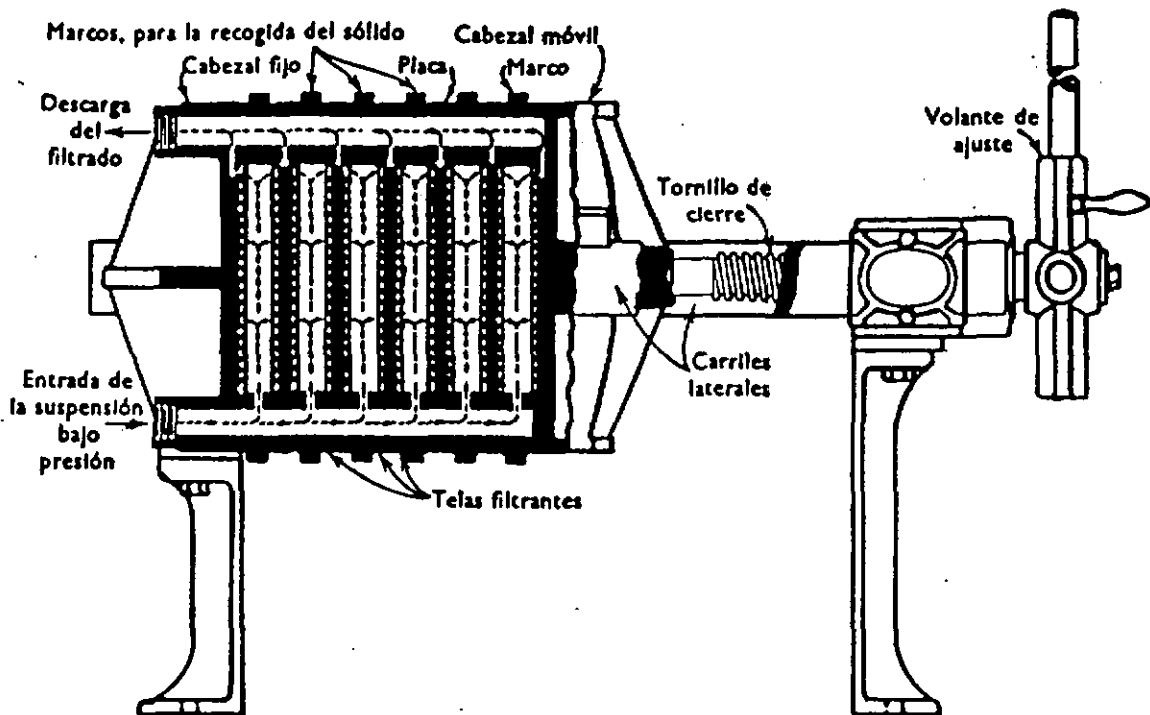
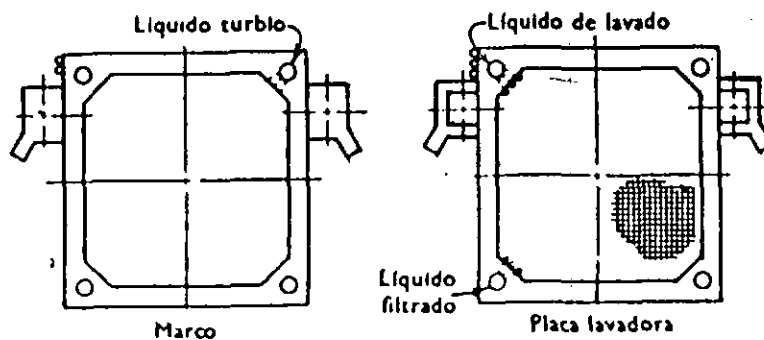


fig. 1.2 Placa y marco de un filtro prensa



que está en el centro de la cabeza de la prensa, se llenará todo el espacio que hay entre las telas; el filtrado pasa a través de ellas, corre hacia abajo por las ondulaciones que existen sobre las caras de los platos y escapa por la descarga.

Un tipo de filtro más satisfactorio y mucho más flexible es el filtro prensa de placas y marcos, este se compone de platos (placas) muy ligeramente rebordeadas y de marcos huecos, montados alternativamente en el mismo tipo de estructura que se emplea para el filtro de cámaras, por lo común, las placas y los marcos son rectangulares aún cuando pueden ser circulares o triangulares. Durante la filtración se comprimen en un cierre hermético al agua entre dos semiplacas de extremos, una fija y otra móvil, mediante un tornillo una rueda dentada o un airete hidráulico. (figuras 1.1 y 1.2)

La suspensión entra por un extremo y pasa a través de un canal longitudinal colocado en una esquina del filtro, canales auxiliares llevan la suspensión a cada marco, los sólidos se depositan en el medio filtrante mientras que el líquido pasa a través de este y descende por canales practicados en las caras de las placas para salir del filtro.

III) Filtros de hojas: Se emplean para presiones superiores a las de los filtros prensa y se logra un lavado más efectivo de la torta. El filtro de hojas a presión consiste en un ensamblaje de elementos planos de filtración dentro de un recipiente a presión espaciados uniformemente, las hojas y el tanque pueden ser horizontales o verticales, los elementos tienen superficies de filtración en ambas caras. Se emplean en procesos en que se trabaja con grandes volúmenes sin valor que han de ser filtrados, por unidad de producto valioso recuperado. El filtro de hojas opera por lavado por desplazamiento. El agua de lavado sigue exactamente los mismos canales que ha seguido el filtrado, lo empuja por delante de ella por lo que las primeras porciones descargadas durante el lavado están concentradas como el mismo filtrado descendiendo hasta concentración nula.

d) Filtros de vacío operan con presión atmosférica del lado de la alimentación y con una presión menor que la atmosférica (va-

cío) corriente abajo del septo del filtro. El filtrado se debe comprimir a partir de la presión operacional del receptor hasta la atmosférica, antes de que se pueda descargar. La bomba de vacío es la fuente de la fuerza impulsora de la filtración. Existen filtros al -- vacío por lotes, no obstante, la principal justificación de la filtración al vacío es su adaptabilidad a los sistemas continuos.

Ventajas: La alimentación puede llegar al filtro por gravedad o utilizando una bomba de carga baja. Utilizan poca mano de obra y son eficientes para procesos continuos. Son de fácil inspección. Reducidos costos de mantenimiento. Elevada capacidad en el manejo de sólidos.

Desventajas: Se debe mantener un sistema al vacío. No se pueden usar con filtrados volátiles. No se pueden manejar sólidos compresibles.

Filtros discontinuos al vacío: Hay dos tipos el de hojas y el de --- carcasa.

Dentro de los filtros de hojas al vacío se cuenta con el filtro-Moore de gran simplicidad de funcionamiento, facilidad de inspección y de acondicionamiento, no obstante, requiere mucho espacio. Es un conjunto de hojas conectadas a un múltiple al vacío, cada hoja con siste en un marco rectangular de tubería perforada sobre la que se extiende el medio de filtración. El conjunto de marcos se transporta por medio de una grúa al tanque de lechada, al tanque de lavado y a la tolva de descarga sucesivamente. Se aplica vacío durante la filtración y el lavado. Durante mucho tiempo se le consideró como - anticuado, pero se ha encontrado que es un método barato si se --- han de manejar grandes cantidades, tanto de solución como de sólido.

62635

Filtros continuos al vacío: Hay diferencias entre los diseños y las - aplicaciones de los diferentes tipos utilizados a nivel comercial pero todos tienen las mismas características en común: una superficie de filtración que se desplaza de un punto de aplicación de la lechada (en donde se aplica la torta bajo el impulso de un vacío) a un punto de separación de sólidos (donde se descarga la torta por mé-

todos mecánicos y neumáticos), una válvula que regula la presión - por debajo de la superficie y un ciclo que es una serie de eventos - estrechamente espaciados por lotes que se aproximan a un pa-- trón continuo. Los filtros continuos al vacío se clasifican en tres - categorías: de tambor, de discos y horizontales.

1) Filtros de tambor: Desde el punto de vista de la capacidad de - la torta, el filtro giratorio de vacío es la pieza más importante --- en la filtración industrial. El prototipo es el filtro Oliver, el cual - consiste esencialmente en un tambor cilíndrico sostenido en un tan-- que de extremo superior abierto o una tolva, de tal suerte que se-- permite la rotación del tambor en torno a su propio eje, que se --- encuentra en un plano horizontal. La posición del tambor en el tan-- que es de tal índole que su porción inferior (40%) queda confinada - dentro de las paredes del tanque (lleno de lechada) mientras que - la porción superior queda abierta hacia arriba. El precipitado con-- tenido en el depósito situado debajo del tambor puede tener tenden-- cia a sedimentar, por lo que la mayor parte de estos filtros están - provistos de agitación para suspenderlo. (figura 1.3)

El casco del tambor se compone de cierto número de comparti-- mientos poco profundos cubiertos con una rejilla de drenaje y una - tela de filtro.

El interior de cada compartimiento se comunica mediante un ducto - separado a un mecanismo de válvula que, durante el funcionamiento - aplica automáticamente ya sea succión o presión positiva de aire -- a los diversos ductos en rotación y al interior de los compartimien-- tos. El vacío creado dentro de los compartimientos provoca un flujo - de filtrado a través del medio de filtración depositando una capa - de torta de sólidos sobre el medio de filtración que cubre la por--- ción sumergida del tambor, esta torta se descarga por medio de una - hoja raspadora montada sobre el borde del tanque de filtro. La por-- ción superior del tambor se somete al lavado por medio de agua --- de toceras de aspersión la cual se infiltra en la torta y desplaza - el líquido contenido en ella. A continuación, la superficie limpia -- del filtro gira en el tanque y se repite el ciclo.

Variaciones interesantes del filtro Oliver son:

El filtro de descarga de banda (descarga por cuerdas) es un-

aparato de tambor provisto de una tela que se aleja tangencialmente en el punto de descarga de la torta, corre sobre rodillos o sobre un cilindro externo de poco diametro para separar y lavar la torta y regresa al tambor sin torta y recién lavado. Consiste en un cierto número de cuerdas o bandas sin fin separadas unos 12mm. y que pasan alrededor del tambor del filtro sobre la parte superior de la tela filtrante. Cuando se aproxima la torta a la posición en que debía estar el rascador, se pega a las cuerdas, sale del tambor con ellas y se rompe al salir éstas y volver al rodillo. Funcionan con éxito con una torta mucho más delgada (1/16pulg) -- que la de los tambores tradicionales.

Filtro de medio removible: es similar al de descarga por bandas, el medio de filtración se extrae y se vuelve a aplicar a medida que el tambor gira, esto con la finalidad de permitir la descarga completa de tortas delgadas o pegajosas y el lavado de regeneración del medio.

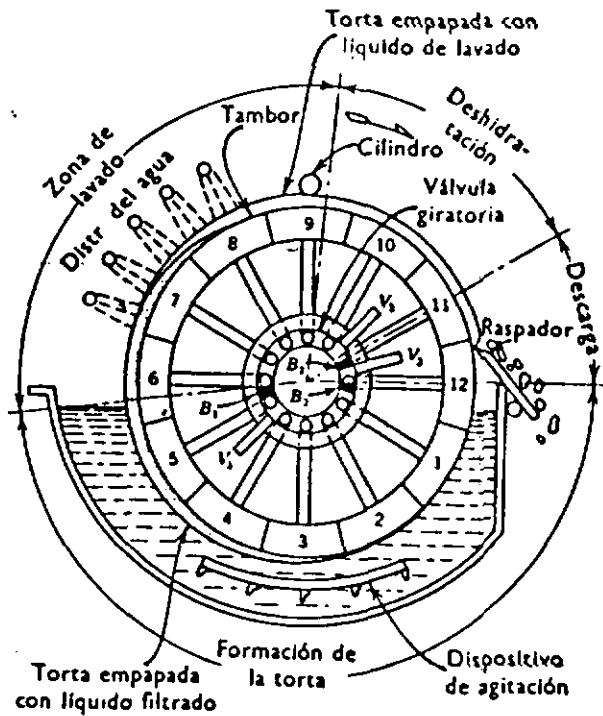
Filtro de alimentación interna: Se aplica a la filtración continua de lechadas que contienen sólidos gruesos y densos. El medio de filtración se coloca en la superficie interna del tambor el cual -- sirve también como recipiente para la pulpa y no se usa ningún -- tanque suplementario. (figura 1.4)

Con excepción del anillo de retención que crea el lote, el tambor -- está abierto en un extremo, la torta cae a un transportador de artesas y se descarga por el extremo abierto de la máquina.

Filtro de prereducimiento al-vacío: funciona en un ciclo transitorio prolongado por lo que aunque no son continuos se les da ese -- nombre. La filtración de prereducimiento tiene una duración de 16 -- horas a una semana y se adapta al manejo de soluciones con sustancias pastosas, pegajosas o coloidales, o bien, soluciones con pequeñas cantidades de sólidos en suspensión. El medio filtrador ordinario se reviste con una torta porosa (clarificador) de la misma manera -- que se usaría para formar cualquier torta. Conforme gira el tambor, -- se forma de manera continua una película delgada de sólidos en la superficie del material coadyuvante.

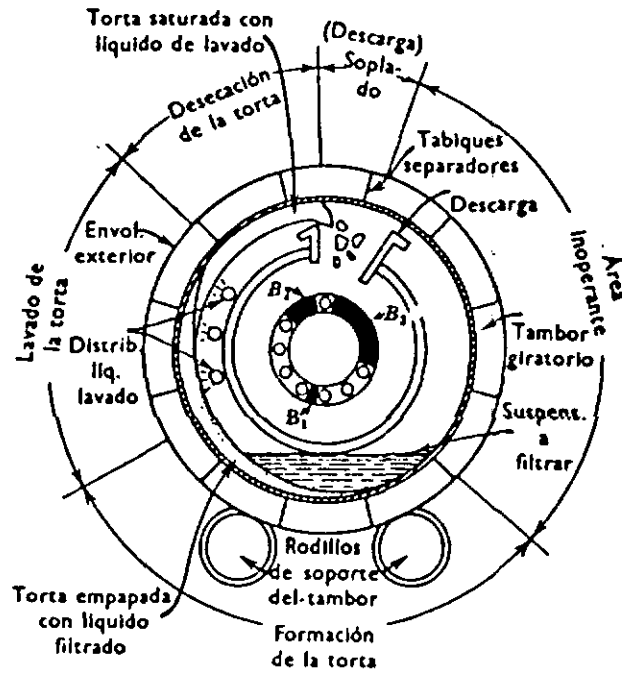
El raspador está montado sobre una escala vernier para que con cada revolución se elimine una capa delgada de la torta con lo que se

fig. 1.3 Sección transversal: filtro de tambor rotatorio con vacío



- B1: separación entre filtrado y líquido de lavado
- B2: separación entre zona de lavado y soplado con aire
- B3: separación entre zona de soplado y filtración

fig. 1.4 Filtro de vacío de alimentación interior y continua



mantiene gran velocidad de filtración.

Los filtros antes mencionados se clasifican como filtros de tambor de compartimentos múltiples.

El filtro de tambor de compartimento simple no tiene válvula giratoria automática ni tuberías internas en el tambor, toda la parte interior del tambor está sometida al vacío y las tortas se descargan por medio de un soplado pulsante de aire, sin la ayuda de --- bandas ni raspadores. Este filtro tiene capacidad para manejar tortas delgadas, presenta baja resistencia al aire y al flujo de filtración, funciona con velocidades elevadas y con capacidades altas de producción.

Los filtros continuos rotativos son adecuados para aquellas --- operaciones en las que el precipitado tiene grandes volúmenes, en los procesos continuos y cuando el costo de la mano de obra ha de ser bajo. Se han desarrollado para toda clase de servicios, desde precipitados cristalinos o gelatinosos, que pueden recogerse en tortas de sólo 3 a 6mm de espesor, hasta los filtros que pueden trabajar con tortas de 10mm de espesor.(1)

11) Filtro continuo de discos giratorios al vacío: funciona según --- el mismo principio que el filtro continuo de cilindro giratorio, pero tiene el área de filtro dispuesta en discos y no sobre la circunferencia de un cilindro. Los discos se encuentran montados a intervalos regulares sobre el eje central el cual, a su vez, se monta en un --- tanque de alimentación.

Se sitúan raspadores de descarga para cada disco, en la parte superior del tanque. En algunos casos la descarga se efectúa mediante chorros finos de agua a presión. Cada disco consiste en sectores --- encostillados en ambos lados para soportar una tela de filtro y proporcionar drenaje. Cada sector tiene una boquilla de salida que pasa por una abertura del eje central que se conecta a un ducto que recorre todo el largo del eje y termina en un orificio de la válvula automática, el ducto sirve como canal para el filtrado. Su principal ventaja es la mayor área de filtración que suministra en comparación con un filtro de cilindro de igual tamaño. Sin embargo, es difícil lavar la torta.

III) **Filtros horizontales:** Recomendables cuando es preciso lavar cuidadosamente sólidos que escurren fácilmente y cuando se requiere fácil acceso a la tubería del filtrado. Estos filtros permiten una elección independiente del espesor de la torta, el tiempo de lavado y el ciclo de desecación, filtran eficientemente sólidos pesados y densos, permiten la inundación de la torta con disolvente de lavado y se adaptan con facilidad al lavado o la lixiviación a contracorrente, sin embargo, su costo es elevado y ocupan grandes espacios por unidad de área de filtración.

Mesa horizontal: consiste en un depósito horizontal en forma de anillo que tiene un falso fondo recubierto con medio filtrante. El depósito gira lentamente alrededor de un eje central. El espacio por debajo del fondo falso está dividido en compartimentos, una gran válvula giratoria aplica vacío a cada uno de ellos y lo interrumpe a intervalos apropiados.

El filtrado y el líquido de lavado son aspirados a través del medio filtrante hasta los compartimentos y de allí salen a través de la válvula. En el punto de descarga se suprime el vacío y se retiran los sólidos radialmente por medio de un transportador helicoidal.

Bandeja inclinable: es modificación de la mesa horizontal, cada compartimento se convierte en una bandeja (charola) la cual va sobre un rodillo colocado en una pista circular. En el punto de descarga de la torta un mecanismo invierte la bandeja, la torta se desprende con ayuda de un soplo de aire, posteriormente se lava el medio filtrante quedando lista la bandeja para recibir nuevamente la lechada.

1.3. Selección de filtros

La selección de filtros puede ser un procedimiento complejo a causa de la cantidad y tipos de equipo disponible y a las características variantes de los lodos. Los diferentes factores que deben considerarse complican la selección, sin embargo, buenos datos de prueba y favorables condiciones de proceso hacen más fácil el trabajo.

Los factores importantes son los siguientes:

1) Características del lodo: la filtración es utilizada con lodos que-

se sitúan dentro del rango del más bajo límite en la formación de la torta hasta aquellos que forman una torta de 2 pulgadas de grueso en cuestión de segundos.

Lodos de filtración rápida (procesamiento de minerales y productos de cristalización): contienen más de 20% de sólidos en peso - presentan sedimentación rápida y dificultad para suspender, forman una torta de varias pulgadas en pocos segundos. Para este tipo de lodos se emplean los filtros de tambor al vacío de un solo compartimento, los filtros de láminas que son económicos para altos niveles de producción con este tipo de lodos, centrifugas y sedimentadores.

Lodos de filtración media: contienen de 10 a 20% de sólidos en peso, forman una torta de 0.5 a 2 pulgadas en un minuto, pese a que presentan sedimentación rápida, pueden mantenerse en suspensión por agitación. Para producción a gran escala, el filtro de tambor de compartimentos múltiples es el más económico, para pequeña escala y elevado grado de lavado, un filtro de placas y marcos es el indicado.

Lodos de filtración lenta: contienen 1 a 10% de sólidos en peso, forman una torta de 0.05 a 0.25 pulg/min y su sedimentación es lenta, la suspensión se mantiene fácilmente por agitación. Son el límite de aplicación de los filtros continuos, para gran escala de producción el filtro de tambor de compartimentos múltiples es el más económico. Para pequeña escala de producción el filtro de placas y marcos es seleccionado.

Lodos diluidos: incluye aquellos que tienen una cantidad sustancial de sólidos (hasta 5%) pero que no forman una torta gruesa lo suficientemente rápido para ser descargada de un filtro continuo. Forman torta de hasta 0.05 pulg/min. El filtro continuo al vacío con prereducción puede justificarse pero los filtros a presión son los adecuados, especialmente el filtro prensa que proporciona mayor superficie de filtración por unidad de área de terreno ocupado.

Lodos muy diluidos: representan la categoría inferior, la con-

centración de los sólidos es, generalmente, menor de 0.1%. Para la separación de finos (menos de 5 micrones) de soluciones de baja viscosidad se emplean los filtros por presión prereducidos, para separación de mayor tamaño de partícula se emplean filtros prensa de placas y marcos. Para soluciones de alta viscosidad se requiere el filtro prensa de placas y marcos, si el tamaño de partícula es menor a 5 micrones, este filtro será prereducido.

- 2) Nivel de producción: para bajas relaciones, la operación continua no se justifica, las altas relaciones favorecen a los filtros continuos a causa del costo de mano de obra.
- 3) Condiciones de proceso: algunas veces limitan la elección del filtro. La operación al vacío no puede ser posible cuando se presentan limitaciones de temperatura o presión de vapor, en este caso se deberá enfocar la selección a filtros a presión. La resistencia química y requerimientos de temperatura pueden limitar la selección del medio filtrante iniciador.
- 4) Materiales de construcción: son de gran influencia en la selección del filtro pues afecta el precio, el cual depende de las dificultades de fabricación así como el costo mismo del material.

Las condiciones límites para un filtro de cualquier tipo aparecen cuando el precipitado es tan grueso y granular o la relación de sólido a líquido tan elevada, que el material no puede bombearse como una suspensión o no puede hacerse que forme torta.

En el caso de la mayor parte de lodos o soluciones, el filtrado contiene material disuelto y no es disolvente puro. Si el filtrado retenido en la torta de filtración no se elimina antes de sufrir operaciones posteriores, tal como el secado, este material disuelto quedará en la torta cuando se elimine el líquido. El agua o la solución para lavado se usan con flujo de aire o solos para extraer el filtrado. En el periodo inicial de lavado se expulsa el filtrado por desplazamiento; aproximadamente 90%, sobreviene una caída rápida de la concentración del efluente terminando con un proceso por difusión.

La desventaja de los filtros a presión es que se produce acanalamiento por lo cual el lavado es irregular. Se puede utilizar aire para extraer el filtrado retenido, a esta operación se da el nombre de agotamiento y comprende el flujo en estado inestable de dos fases: filtrado y aire. Al agotarse el líquido de la torta, aumenta el paso de aire desde cero hasta un máximo (para torta seca), de la misma manera, al efectuar el agotamiento se reduce la saturación desde la unidad hasta un valor que se aproxima a la saturación residual (filtrado retenido en la torta por fuerzas capilares).

1.4. Medio filtrante

El medio filtrante es de gran importancia en la operación satisfactoria de un filtro, pues retiene las partículas sólidas suspendidas en el fluido pero deja pasar este último. El medio filtrante o filtrador puede ser un lienzo, una malla o una capa porosa.

Con las demandas actuales para obtener bajos costos de operación y mantenimiento, la selección del medio filtrante adecuado a tomado mayor importancia. Por ello merece tanta consideración como tiempo, se basa en pruebas, simulaciones en planta o laboratorio con la operación de un filtro al vacío. La superficie filtrante de prueba puede ser redonda o rectangular, se requiere un indicador de vacío, recipiente para el lodo o lechada, agitador, y una fuente de vacío. Las pruebas pueden proporcionar información referente a la claridad del filtrado, humedad residual de la torta, propiedades de la torta y relaciones de producción.

La selección del medio filtrante depende de las características del fluido, tamaño y cantidad de sólidos, si es corrosivo, ácido o alcalino, así como de las características del proceso. Por lo general hay que elegir un compromiso de cualidades al elegir el medio. Su selección es resultado de satisfacer los requisitos o atributos siguientes:

1. Capacidad para retener los sólidos que se deben separar del fluido con rapidez (mínima necesidad de purgas), dando un filtrado claro.

2. No debe obstruirse (cegarse, atascarse) con rapidez.
3. Velocidad elevada de producción.
4. Resistencia a ataques químicos.
5. Consistencia física para resistir condiciones de proceso.
6. Permitir descargar los sólidos en forma completa con facilidad y -
limpieza.
7. Compatibilidad mecánica con el filtro.

Los medios filtrantes comunmente empleados son hechos a partir de algodón, polímeros sintéticos y materiales fibrosos. En la selec---
ción del medio para una filtración dada se debe alcanzar un equili-
brio entre un tejido tan abierto como sea posible (para reducir los -
atascamientos) y tan apretado cmo sea necesario (para evitar la pur-
ga excesiva de las partículas finas).

Los medios filtrantes se dividen en dos clases:

- 1) medios de filtración en masa
- 2) medios iniciadores.

1) Medios de filtración en masa: en los aparatos en que se --
usan son el principal agente filtrador en toda la operación.

a) cristalinos o granulares: son abundantes, estables y de bajo-
costo inicial. La arena es el medio granular de filtración en masa-
más usual, es importante que el tamaño de partículas sea uniforme-
para obtener porosidad máxima. También se emplean carbón, grava-
y antracita para filtrar agua y soluciones químicas con el fin de -
retirar pequeñas cantidades de sólidos.

b) fibrosos: forman estratos de gran porosidad y pequeño diame-
tro. Los principales son algodón, pulpa de madera desmenuzada, fi-
bra de vidrio. Deben reponerse después de acumular cierta canti---
dad de sólidos, algunos pueden regenerarse por retrolavado (flujo -
en sentido inverso al normal a una velocidad suficiente para des---
prender y llevarse los sólidos finos).

2) Medios iniciadores: se preparan formando sobre un lienzo -
o tamíz delgado una torta de filtro que luego es el medio filtrador,
esto es, su función es soportar la torta. Los medios iniciadores se-
pueden subdividir en tamices o telas metálicas y no metálicos.

a) tamices o telas metálicas: la mayoría de los filtros continuos usan medios iniciadores de malla metálica los cuales pueden ser de cualquier metal ductil como acero, cobre níquel, monel y plomo, un aspecto importante para su selección es la resistencia a la corrosión. La elección del tamaño de malla depende del grado de separación sólido-líquido que se requiera y principalmente de la mayor partícula que contenga el lodo a filtrar, los espacios deben ser mayores que las partículas a efecto de evitar que estas queden retenidas en las aberturas y las ocluyan. Tienen buena resistencia al desgaste. Los metales se utilizan también en la forma de láminas perforadas.

b) medios iniciadores no metálicos: el algodón es el medio iniciador no metálico más usual para filtrar lodos de partículas finas, como ya se mencionó, este también se emplea como medio de filtración en masa. Los textiles (polímeros) sintéticos (nylon, saran, polipropileno, dacrón) y materiales fibrosos (de carbono, vidrio, celulosa, lana, lona) son muy empleados como medios iniciadores.

Los textiles de polímeros sintéticos son químicamente muy resistentes y tienen amplia tolerancia a la temperatura.

La desventaja que presentan los papeles como medio filtrante - en su baja temperatura de operación.

Los sólidos muy finos o en forma de lodos que forman una torta densa e impermeable, obturan rápidamente cualquier medio filtrante que sea lo suficientemente fino para retenerlos. Las filtraciones que se enfrentan a este problema y a bajo nivel de filtración - se pueden manejar mediante un coadyuvante de filtración (clarificador) el cual es un material sólido finamente dividido formado por partículas duras y fuertes que cuando está en masa es poroso e incomprensible.

Los coadyuvantes de filtración pueden utilizarse en tres formas:

1) Prerevestido de coadyuvante: Se utiliza el coadyuvante de -

'filtración para formar una torta previa sobre el filtro antes de que se empiece a bombear el fluido a filtrar al aparato. El medio filtrante es realmente el material del revestimiento en lugar de serlo la tela filtrante.

2) Incorporación del medio coadyuvante es un determinado porcentaje al lodo antes de ser enviado a la prensa. La presencia del clarificador aumenta la porosidad de la torta, disminuye su compresibilidad y reduce su resistencia durante la filtración.

3) Emplear un filtro de prerevestido especial. Se emplea un filtro al vacío de tambor giratorio. Se alimenta una suspensión del coadyuvante solo al filtro, hasta que se forma una capa de prerevestido de unos 5 cm o más de espesor, seguidamente se alimenta el fluido. El cuchillo lleva un avance micrométrico automático, en cada vuelta del tambor se arranca la capa sólida depositada y una película muy fina de revestimiento.

1.5 Factores que intervienen en el proceso de filtración.

Los factores que afectan el proceso de filtración son: presión, viscosidad, temperatura, tamaño de partícula, tipo de medio de filtración y concentración de sólidos.

En la filtración de sólidos granulares o cristalinos, un aumento de la presión provoca un incremento casi proporcional de la velocidad de flujo. Los precipitados floculentos o limosos tienen velocidades de filtración que solo aumentan ligeramente al incremento de la presión.

La velocidad de flujo de filtrado en cualquier instante es inversamente proporcional a la viscosidad de filtrado. La viscosidad de la mayoría de los líquidos disminuye notablemente al elevarse la temperatura, debido a ello, las temperaturas más altas permiten velocidades más elevadas de filtración.

El efecto del tamaño de partículas sobre la resistencia de la

torta y el tejido es muy notable, pequeños cambios en el tamaño de partículas afectan la resistencia específica de la torta, los cambios mayores afectan la compresibilidad. El tamaño menor de partículas da como resultado velocidades más bajas de filtración y contenido más alto de humedad de la torta, por ello, se debe evitar la degradación del tamaño de partículas ya sea por agitación o por la acción violenta de la bomba.

El efecto del atascamiento del tipo de medio de filtración sobre la velocidad de filtración es con frecuencia, la causa del reemplazamiento del medio.

Concentración de sólidos en la lechada; el tiempo para depositar una masa dada de sólidos es inversamente proporcional a la razón de masa de sólidos a filtrado. Los cambios de concentración de la lechada pueden afectar a la resistencia específica de la torta -- y a la velocidad media de atascamiento del medio, cuando las diluciones son extremas no se da la modalidad de filtración de torta -- sino la de medio filtrante con lo que se favorece el atascamiento. -- Una disposición que se ha adoptado en muchas operaciones de filtración es la utilización de un espesador situado antes de cualquier -- clase de filtro, con esto disminuye el riesgo de atascamiento.

C A P I T U L O I I

DISEÑO Y CONSTRUCCION DEL EQUIPO PARA LA COMPARACION DE MEDIOS FILTRANTES

Para llevar a cabo dicha comparación se requirió de la construcción y del montaje de un filtro a pequeña escala en el que el flujo de filtrado se indujo mediante vacío. (figura 2.1)

El filtro en el que se realizaron las pruebas para determinar la resistencia específica de la torta y resistencia del medio filtrante precisó los siguientes materiales e instrumentos:

1. Depósito para suspensión
2. Motor de velocidad variable y agitador de paletas
3. Embudo Buchner (14.5 cm de diámetro interno)
4. Medios filtrantes a ensayar
5. Depósito receptor del filtrado
6. Tubo indicador de nivel
7. Bomba de vacío
8. Manómetro de tubo en U abierto
9. Cronómetro
10. Conexiones (2 válvulas de nivel de cristal, 1 metro --- de tubing $\frac{1}{4}$ ", 4 tuercas cónicas $\frac{1}{4}$ " OD, 2 coples $\frac{1}{4}$ " NPT 1 Te $\frac{1}{4}$ ", OD, 1 gusano $\frac{1}{4}$ " NPT, válvula plástica para dren de suspensión).

Como depósito receptor del filtrado se empleó un tubo de PVC de 5 cm de diámetro interno y 120 cm de longitud, el cual se colocó en forma vertical sostenido por medio de pinzas en las partes inferior y superior.

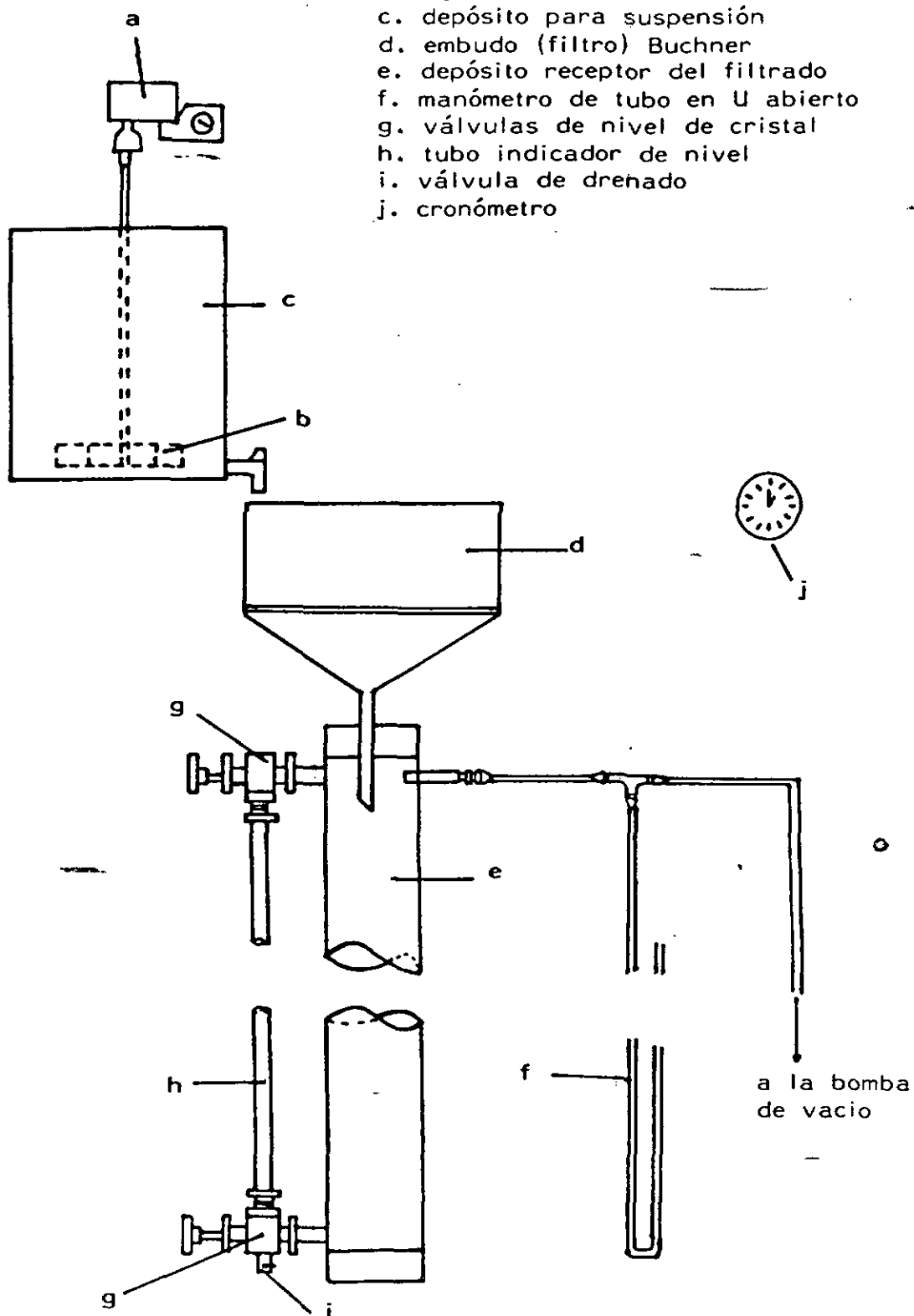
En los extremos se colocaron tapones para sellar con el fin de retener el filtrado y mantener el vacío, el tapón superior se horadó para permitir la colocación del embudo Buchner.

Sobre el embudo se situó el depósito para la suspensión en -
cuya parte inferior tenía una válvula con el fin de alimentar el -
filtro en forma constante. La agitación se llevó a cabo por medio
de un impulsor de paletas inclinadas con lo que se logró una ve--
locidad elevada de circulación axial y por tanto, un buen mezcla--
do.

Conexiones: En las partes inferior y superior del tubo recep--
tor se colocaron válvulas, las cuales comunican con el tubo indica--
dor de nivel de vidrio, 10 mm de diámetro interno y 100 cm de lon--
gitud. La válvula inferior contó con una vía para el dren del ----
filtrado, el tubo de nivel se presentó con escala para tener conoci--
miento del volumen de filtrado en un tiempo dado. A la misma al--
tura de la válvula superior pero del lado opuesto, se instaló la --
conexión al sistema de vacío, la diferencia de presión se determinó
por medio de un manómetro de tubo en U á abierto, el fluido manomé--
trico empleado fué mercurio. La conexión ~~continuaba~~ a la bomba de
vacío.

fig. 2.1

- a. motor de revoluciones variables
- b. agitador de paletas inclinadas
- c. depósito para suspensión
- d. embudo (filtro) Buchner
- e. depósito receptor del filtrado
- f. manómetro de tubo en U abierto
- g. válvulas de nivel de cristal
- h. tubo indicador de nivel
- i. válvula de drenado
- j. cronómetro



Equipo para la comparación de medios filtrantes.

C A P I T U L O I I I

OPERACION DEL EQUIPO

Se determinó la resistencia del medio filtrante así como la resistencia específica de la torta a partir de datos experimentales. La operación se llevó a cabo a presión constante debido a que a nivel industrial, normalmente se utilizan bombas de pistón alternativas con una presión de descarga constante o también las de tipo de tornillo.

Para las pruebas de filtración se seleccionaron los agentes decolorantes decalite y carbón activado por ser estos los que proporcionan una mejor decoloración (con referencia al diester) por unidad de peso. El porcentaje de agente decolorante empleado se fundamentó en pruebas previas de laboratorio de las cuales se concluyó la cantidad de agente decolorante con que se logra la reducción de 60 a 10 unidades APHA (5% en peso para el decalite y 2.5% en peso para el carbón activado).

Las pruebas se hicieron por separado a los agentes decolorantes y a mezcla de ambos. Se preparó una suspensión del agente decolorante en el diester, antes de comenzar la filtración se puso a agitar la suspensión y así se mantuvo durante toda la prueba para alimentar al filtro una lechada uniforme. La alimentación se mantuvo a una temperatura de $20 \pm 2^{\circ}\text{C}$ debido a que a mayor temperatura se presentó la vaporización de trazas de alcohol, las cuales se arrastraban al sistema de vacío.

Se conectó el vacío de forma que existiera depresión en el aparato, las pruebas se realizaron con presiones de vacío de 100, 200, 300 y 500 mmHg con lo cual se abarcó un amplio rango tomando en cuenta que la presión atmosférica en la ciudad de Puebla es 595 mmHg. Acto seguido, se abrió la válvula del depósito de-

suspensión (lechada). A intervalos regulares de tiempo se anotó la cantidad de líquido filtrado, a medida que progresaba la filtración se fue regulando la succión para mantener constante la presión de operación, como referencia se empleó el manómetro de tubo en U abierto.

La prueba se daba por terminada al alcanzar la torta un espesor de 3 cm (espacio entre los platos de un filtro prensa comercial) o cuando la filtración se llevaba a cabo con mayor dificultad.

Posteriormente se determinaba la cantidad de líquido retenido en la torta, esto no se realizó por evaporación debido a la baja volatilidad del diester. Dado que la alimentación del filtro fue uniforme durante toda la prueba y que se conoce el porcentaje de sólidos en la suspensión, el método empleado para la determinación del líquido en la torta se fundamentó en un balance de materia.

3.1. Materiales utilizados en el estudio de comparación de medios-filtrantes.

Los agentes decolorantes ensayados fueron decalite y carbón-activado, los cuales se trabajaron en forma de suspensión en el líquido objeto de la decoloración, el diester orgánico dioctil ftalato.

a) Decalite: (dicalita) es la designación del nombre industrial registrado para arcilla adsorbente (material siliceo, silicato-alumínico magnésico principalmente). El decalite es un buen adsorbente de humedad, la presentación de sus partículas es polvo o gránulos, es inerte desde el punto de vista químico.

b) Carbón activado: el carbón activo es una variedad de carbón que adsorbe considerables cantidades de gases o solutos (sustancias colorantes) en solución. El poder adsorbente del carbón se incrementa mediante el proceso de activación (impregnación del-

material con cloruro de zinc y calcinación a 700°C). Se presenta - gránulos y polvo (con carácter coloidal).

c) Dioctil ftalato: los plastificantes, líquidos o sólidos, son compuestos químicos o resinas que poseen tensión de vapor muy -- baja, se añaden en la proporción de 10-40% de peso de la compo-- sición final para:

- mejorar la capacidad de moldeo
- aumentar la plasticidad y la flexibilidad
- aumentar la resistencia a la humedad, a los compuestos químicos a los agentes atmosféricos.

Este diester orgánico es insoluble en agua, totalmente compa-- tible con acetato butirato de celulosa, nitrato de celulosa, etilce-- lulosa, poliestireno, policloruro de vinilo, acetato de cloruro de - vinilo y hules sintéticos. Debido a su baja volatilidad y sus buenas propiedades físicas, químicas y eléctricas, es considerado co-- mo el mejor plastificante multipropósitos de la industria del plás-- tico.

La formación del diester a partir del anhídrido ftálico y el- 2- etil hexanol en medio ácido en un reactor batch operado a pre-- sión ^oatmosférica y en un rango de 120 a 200°C, se realiza en dos- etapas:

1. formación del monoéster, con elevada velocidad de --- reacción.
2. condensación del monoéster, cuya velocidad de reacción es baja y se aumenta incrementando la temperatura y- procurando un medio ácido a manera de catalizador.

La calidad de un ester ftálico tiene profundo efecto sobre su uti-- lidad como plastificante. El color, el olor, ^ola estabilidad al calor, la resistencia a los agentes atmosféricos y las características eléc- tricas de los compuestos plastificados, pueden resultar afectados - por el empleo de plastificantes de baja calidad.

La conversión aumenta con el incremento de temperatura favoreciendo la formación de productos coloreados. Tanto el monoéster como el diéster experimentan pirólisis, con el incremento de temperatura requerido para elevar la conversión, se origina la presencia de compuestos no saturados olefínicos (alcoholes, aldehidos, éteres no saturados) cuya concentración es de partes por millón. Sus productos de oxidación son poderosos agentes de coloración, difíciles de eliminar.

El producto obtenido de la reacción debe ser sometido a los siguientes procedimientos de purificación: neutralización y lavado, destilación, decoloración.

El éster se neutraliza con álcali en base al contenido de acidez presente, se deja reposar a fin de separar la fase oleosa de la fase acuosa decantando esta última. En la fase acuosa se eliminan monoéster, ácidos carboxílicos y catalizador en forma de sales. El éster ya neutralizado se somete a lavado con agua con el fin de eliminar el exceso de álcali. A continuación, el diéster se destila con arrastre de vapor para eliminar así el excedente de alcohol. Posteriormente a la destilación se obtiene un producto coloreado con alrededor de 60 unidades APHA, la decoloración es necesaria para reducir a 10 APHA.

Propiedades físicas del dioctil ftalato (7):

Gravedad específica	0.982
Acidez-máximo como acético %	0.01
Ester-mínimo %	99.6
Color-APHA máximo	20
Apariencia	limpia
Punto de ebullición (760 mmHg.)	384°C
Punto de congelamiento	- 50°C
Flash point	410°F
Peso molecular	390
Viscosidad (20°C)	56.5 cp

d) Respecto a los medios filtrantes iniciadores, las pruebas y comparaciones se llevaron a cabo en torno a cuatro tipos de pa-

peles con nomenclatura US-903, US-913, US-915, US-938, Se seleccionó papel y no algún medio iniciador sintético debido a la condición --- de plastificante del diester.

Los fabricantes emplean diversos sistemas para designar los papeles que ofrecen, los papeles filtro recomendados por diferentes fabricantes para un mismo propósito no son siempre de características idénticas.

Papel filtro	Tamaño de poro (micras)	Tejido	Espesor(mm)
US-903	5	Cruzado, no uniforme	0.15
US-913	9	Cruzado, muy compacto	0.24
US-915	9	Vetas, compacto	0.26
US-938	12	vetas, compacto	0.65

C A P I T U L O I V

INTERPRETACION Y TRATAMIENTO DE DATOS

Las pruebas de filtración se llevaron a cabo a presión constante, el equipo se operó con diferencias de presión (vacío) de 100, 200 300 y 500 mmHg (1354, 2708, 4062 y 6770 Kg/m²)

Para filtración a presión constante tenemos la ecuación (VI) del Capítulo I:

$$(V + V_f)^2 = k (t + t_f)$$

si se diferencia esta ecuación:

$$2(V + V_f) d(V + V_f) = k dt$$

con lo que

$$\frac{dt}{dV} = \frac{2V}{k} + \frac{2V_f}{k}$$

Se se representa dt/dV frente a V se obtiene una línea recta -- de pendiente 2/k y ordenada en el origen 2V_f/k.

o

El valor que interesa determinar es el de la resistencia específica de la torta (α) por lo cual se disponen los datos en forma de tabla con los siguientes encabezamientos:

Tiempo	Volumen de filtrado	Diferencial tiempo	Diferencial Volumen	Volumen medio de filtrado
t, seg.	V, ml	dt, seg	dV, ml	V + dV/2

debiendo representar después dt/dV frente a $\bar{V} = V + dV/2$ para obtener una línea recta de acuerdo con la ecuación:

$$\frac{dt}{dV} = \frac{2 \bar{V}}{k} + \frac{2 C}{k}$$

donde: \bar{V} = volumen medio de líquido filtrado

C = volumen de filtrado necesario para producir un espesor de torta de resistencia equivalente a la del medio filtrante.

t = tiempo de filtración.

k = constante dependiente de la diferencia de presión utilizada.

La relación (recta), ajustada al conjunto de datos experimentales, se caracteriza por una ecuación de predicción llamada ecuación de regresión.

Dicha ecuación se estima a partir de la muestra por medio de la línea

$$y = a + bx$$

para el caso en estudio: $y = dt/dV$

$$x = \bar{V}$$

$$a = 2C/k$$

$$b = 2/k$$

y por el método de mínimos cuadrados:

$$b = \frac{2}{k} = \frac{n \sum_{i=1}^n x_i y_i - (\sum_{i=1}^n x_i) (\sum_{i=1}^n y_i)}{n \sum_{i=1}^n x_i^2 - (\sum_{i=1}^n x_i)^2}$$

$$a = \bar{y} - b \bar{x}$$

en que \bar{x} , \bar{y} son los valores medios de las variables relacionadas.

Obtenido el valor de k , α se calcula por la relación:

$$\alpha = \frac{2 A^2 \Delta P g_c (1-mw)}{k \mu p w} \quad \text{m/kg}$$

donde: A = área de filtración, m^2

ΔP = diferencia de presión a través del filtro, kg/m^2

m = kg de torta húmeda/ kg de torta seca

w = fracción en peso de sólidos en suspensión

μ = viscosidad del filtrado, kg/seg m

ρ = densidad del filtrado, kg/m^3

La relación entre α y ΔP se obtiene representando ambos valores en coordenadas logarítmicas, obteniéndose (por medio de mínimos cuadrados) una línea recta que corresponde a la ecuación:

$$\alpha = r_1 \Delta P^n$$

siendo r_1 y n constantes. La pendiente n de la línea obtenida es -- una medida de la compresibilidad de la torta. Para sustancias muy-compresibles el valor de n es cercano a 0.8, si la compresibilidad-- es media oscila alrededor de 0.5 tendiendo a cero para compuestos - de compresibilidad menor.

La resistencia del medio filtrante se obtiene de la relación:

$$R_m = \frac{A \Delta P g_c B}{\mu} \quad \text{m}^{-1}$$

donde B es la ordenada en el origen expresada en seg/m^3 .

Sustituyendo en α y R_m los valores correspondientes a las --- pruebas:

$$A = 0.016513 \text{ m}^2$$

$$w = 0.05$$

$$\rho = 982 \text{ Kg/m}^3$$

$$\mu = 5.780485 \times 10^{-3} \text{ Kg/m seg}$$

$$\frac{g}{g_c} = 9.8067 \text{ m/seg}^2$$

obtenemos:

$$\alpha = 1.884339 \times 10^{10} \frac{(1-mw)}{k} \Delta P$$

$$y \quad R_m = 28.01461073 \Delta P B$$

En las diferentes pruebas de filtración se observó que:

1) suspensión de carbón activado: el medio filtrante iniciador-- se obstruye rápidamente, la torta es compacta y retiene poco líquido. Debido al carácter coloidal de las partículas, al inicio se ob--- tiene un filtrado turbio, este aspecto se acentua conforme aumenta - la diferencia de presión en el filtro.

2) suspensión de decalite: La torta retiene gran cantidad de -- líquido (5 veces su peso) por lo cual se desmoróna al retirarla del medio filtrante. No se da la obstrucción rápida del medio filtrante - iniciador, se obtiene mayor velocidad de filtración que para la sus- pensión de carbón activado. El espesor de la torta es 4 veces el de la - de carbón activado. El espesor de la torta es 4 veces el de la - de carbón activado para la misma cantidad de filtrado.

3) suspensión de carbón activado-decalite: se obtiene una tor- ta consistente, fácil de retirar, con un espesor de la mitad que el- obtenido con la suspensión de decalite para la misma cantidad de - filtrado. Se procedió a probar los cuatro diferentes medios filtrantes iniciadores.

US-903: El filtrado obtenido es turbio y se da una rápida obstruc-- ción del medio filtrante.

US-913: Durante toda la filtración, el filtrado es obscuro (gran can- tidad de sólidos no son retenidos).

US-915: Se obtiene filtrado claro

US-938: Permite el paso de sólidos durante toda la filtración por lo- que se obtiene un filtrado obscuro, esto se acentúa con el - aumento de la diferencia de presión.

El resumen de los valores calculados se da como continuación- de las tablas y figuras referentes a las pruebas. Considerando las- figuras 4.7 a 4.9, se observa que al aumentar la diferencia de ---- presión, el medio filtrante iniciador con el que se obtiene mayor ve- licidad de filtración (a 4062 kg/m^2) es el US-938, no obstante, no-- es adecuado dada la gran cantidad de sólidos que deja pasar. El - medio iniciador US-915 es el que a esa presión sigue al 938 (y es - el que ofrece mayor velocidad de filtración para las otras presiones de prueba), y se se toma en cuenta que se obtiene un filtrado cla-

ro, este medio (-915) es el adecuado para la filtración.

En cuanto a la suspensión de carbón activado-decalite, se ----
buscó una proporción que resultara en una buena decoloración (por-
lo cual se mantuvo el porcentaje de carbón activado), que no obstru-
yera el medio filtrante iniciador rápidamente y con la que el espe--
sor de la torta no aumentara considerablemente, esta proporción ----
resultó ser de uno a uno en peso.

Tabla 4.1 Datos experimentales para filtración a presión constante.

Lodo de alimentación: suspensión de carbón activado en DOP

Medio filtrante: papel filtro US: 913

Caida de presión: 1354 kg/m^2

Tiempo	Volumen de filtrado	Diferencial tiempo	Diferencial volumen	Tiempo de filtración/ml	Volumen medio
t, (seg)	V, (ml)	dt, (seg)	dV, (ml)	dt/dV, (seg/ml)	$V + dV/2$
0	0.000	-	-	-	-
60	46.153	60	46.153	1.3000	23.077
120	84.615	60	38.462	1.5599	65.384
180	113.461	60	28.846	2.0800	99.038
240	140.384	60	26.923	2.2286	126.923
300	165.384	60	25.000	2.4000	152.884
360	188.461	60	23.077	2.5999	176.923
420	205.769	60	17.308	3.4666	197.115
480	223.077	60	17.308	3.4666	214.423
540	238.462	60	15.385	3.8999	230.769
600	253.847	60	15.385	3.8999	246.154
660	267.309	60	13.462	4.4569	260.578
720	280.771	60	13.462	4.4569	274.040

Relación de pesos torta húmeda/torta seca: 1.3027

Tabla 4.2 Datos experimentales para filtración a presión constante.

Lodo de alimentación: suspensión de carbón activado en DOP.

Medio filtrante: papel filtro US-913

Caida de presión: 2708 kg/m²

Tiempo	Volumen de filtrado	Diferencial tiempo	Diferencial volumen	Tiempo de filtración/ml	Volumen medio
t, (seg)	V, (ml)	dt, (seg)	dV, (ml)	dt/dV, (seg/ml)	$V + dV/2$
0	0.000	-	-	-	-
60	55.769	60	55.769	1.0759	27.885
120	107.692	60	51.923	1.1556	81.731
180	154.230	60	46.538	1.2893	130.961
240	194.614	60	40.384	1.4857	174.422
300	231.152	60	36.538	1.6421	212.883
360	263.844	60	32.692	1.8353	247.498
420	296.536	60	32.692	1.8353	280.190
480	325.382	60	28.846	2.0800	310.959
540	346.535	60	21.153	2.8365	335.189
600	365.765	60	19.230	3.1200	356.150
660	383.072	60	17.307	3.4668	374.419
720	400.379	60	17.307	3.4668	391.726

Relación de pesos torta húmeda/ torta seca: 1.2913

Tabla 4.3 Datos experimentales para filtración a presión constante.

Lodo de alimentación: suspensión de carbón activado en DOP.

Medio filtrante: papel filtro US-913

Caida de presión: 4062 kg/m^2

Tiempo	Volumen de filtrado	Diferencial tiempo	Diferencial volumen	Tiempo de filtración/ml	Volumen medio
t, (seg)	V, (ml)	dt, (seg)	dV, (ml)	dt/dV, (seg/ml)	$V + dV/2$
0	0.000	-	-	-	-
60	65.384	60	65.384	0.9176	32.692
120	126.922	60	61.538	0.9750	96.153
180	184.614	60	57.692	1.0400	155.768
240	234.614	60	50.000	1.2000	209.614
300	282.691	60	48.077	1.2479	258.653
360	330.768	60	48.077	1.2479	306.729
420	374.999	60	44.231	1.3565	352.884
480	411.537	60	36.538	1.6421	393.268
540	440.383	60	28.846	2.0800	425.960
600	463.459	60	23.076	2.6001	451.921
660	482.689	60	19.230	3.1201	473.074
720	501.919	60	19.230	3.1201	492.304

Relación de pesos torta húmeda/torta seca: 1.2313

Tabla 4.4 Datos experimentales para filtración a presión constante
 Lodo de alimentación: suspensión de carbón activado en DOP.
 Medio filtrante: papel filtro US-913
 Caída de presión: 6770 Kg/m^2

Tiempo $t, (\text{seg})$	Volumen de filtrado $V, (\text{ml})$	Diferencial tiempo $dt, (\text{seg})$	Diferencial volumen $dV, (\text{ml})$	Tiempo de filtración/ml $dt/dV, (\text{seg/ml})$	Volumen medio $V+dV/2$
0	0.000	-	-	-	-
60	96.150	60	96.150	0.6240	48.075
120	182.685	60	86.535	0.6934	139.417
180	259.605	60	76.920	0.7800	221.145
240	324.987	60	65.382	0.9177	292.296
300	380.754	60	55.767	1.0759	352.870
360	428.831	60	48.077	1.2479	404.792
420	467.293	60	38.462	1.5599	448.062
480	503.831	60	36.538	1.6421	485.562
540	540.369	60	36.538	1.6421	522.100
600	573.061	60	32.692	1.8353	556.715
660	601.907	60	28.846	2.0800	587.484
720	630.753	60	28.846	2.0800	616.330

Relación de pesos torta húmeda/ torta seca: 1.2017

Tabla 4.5 Datos experimentales para filtración a presión constante

Lodo de alimentación: suspensión de decalite en DOP

Medio filtrante: papel filtro US-913

Caída de presión: 1354 Kg/m²

Tiempo	Volumen de filtrado	Diferencial tiempo	Diferencial volumen	Tiempo de filtración/ml	Volumen medio
t, (seg)	V, (ml)	dt, (seg)	dV, (ml)	dt/dV, (seg/ml)	V+ dV/2
0	0.000	-	-	-	-
60	59.615	60	59.615	1.0064	29.807
120	111.538	60	51.923	1.1556	85.576
180	155.759	60	44.231	1.3565	133.653
240	188.462	60	32.693	1.8352	172.115
300	217.308	60	28.846	2.0800	202.885
360	242.308	60	25.000	2.4000	229.808
420	265.385	60	23.077	2.5999	253.847
480	284.615	60	19.230	3.1201	275.000
540	301.922	60	17.307	3.4668	293.269
600	319.229	60	17.307	3.4668	310.575
660	336.536	60	17.307	3.4668	327.883
720	353.843	60	17.307	3.4668	345.189

Relación de pesos torta húmeda/torta seca: 6.3270

Tabla 4.6 Datos experimentales para filtración a presión constante.

Lodo de alimentación: suspensión de decalite en DOP

Medio filtrante: papel filtro US-913

Caida de presión: 2708 Kg/m²

Tiempo	Volumen de filtrado	Diferencial tiempo	Diferencial volumen	Tiempo de filtración/ml	Volumen medio
t, (seg)	V, (ml)	dt, (seg)	dV, (ml)	dt/dV, (seg/ml)	$V + dV/2$
0	0.000	-	-	-	-
60	69.230	60	69.230	0.8666	34.615
120	134.615	60	65.385	0.9176	101.922
180	196.153	60	61.538	0.9750	165.384
240	257.691	60	61.538	0.9750	226.922
300	311.537	60	53.846	1.1143	284.614
360	355.767	60	44.230	1.3565	333.652
420	394.167	60	38.400	1.5625	374.967
480	421.090	60	26.923	2.2286	407.629
540	446.090	60	25.000	2.4000	433.590
600	467.243	60	21.153	2.8364	456.666
660	488.396	60	21.153	2.8364	477.819
720	509.549	60	21.153	2.8364	498.972

Relación de pesos torta húmeda/torta seca: 6.2146

Tabla 4.7 Datos experimentales para filtración a presión constante.

Lodo de alimentación: suspensión de decalite en DOP

Medio filtrante: papel filtro US-913

Caída de presión: 4062 Kg/m^2

Tiempo	Volumen de filtrado	Diferencial tiempo	Diferencial volumen	Tiempo de filtración/ml	Volumen medio
t, (seg)	V, (ml)	dt, (seg)	dV, (ml)	dt/dV, (seg/ml)	$V + dV/2$
0	0.000	-	-	-	-
60	73.070	60	73.070	0.8211	36.535
120	114.223	60	71.153	0.8433	108.647
180	215.376	60	71.153	0.8433	179.799
240	286.529	60	71.153	0.8433	250.953
300	342.298	60	55.769	1.0758	314.414
360	392.298	60	50.000	1.2000	367.298
420	442.298	60	50.000	1.2000	417.298
480	482.682	60	40.384	1.4857	462.490
540	509.605	60	26.923	2.2286	496.144
600	534.605	60	25.000	2.4000	522.105
660	539.605	60	25.000	2.4000	547.105
720	584.605	60	25.000	2.4000	572.105

Relación de pesos torta húmeda/ torta seca: 6.2078

Tabla 4.8 Datos experimentales para filtración a presión constante.

Lodo de alimentación: suspensión de decalite en DOP

Medio filtrante: papel filtro US-913

Caída de presión: 6770 Kg/m²

Tiempo t, (seg)	Volumen de filtrado V, (ml)	Diferencial tiempo dt, (seg)	Diferencial volumen dV, (ml)	Tiempo de filtración/ml dt/dV, (seg/ml)	Volumen medio V + dV/2
0	0.000	-	-	-	-
60	105.765	60	105.765	0.5673	52.882
120	198.069	60	92.304	0.6500	151.917
180	278.835	60	80.766	0.7428	238.452
240	349.986	60	71.151	0.8432	314.410
300	411.522	60	61.536	0.9750	380.754
360	467.291	60	55.769	1.0758	439.406
420	511.521	60	44.230	1.3565	489.406
480	555.751	60	44.230	1.3565	533.636
540	594.151	60	38.400	1.5625	574.951
600	632.551	60	38.400	1.5625	613.351
660	665.244	60	32.693	1.8353	648.897
720	697.937	60	32.693	1.8353	681.590

Relación de pesos torta húmeda/torta seca: 6.1713

Tabla 4.9 Datos experimentales para filtración a presión constante.

Lodo de alimentación: suspensión de decalite-carbón - activado en DOP

Medio filtrante: papel filtro US-903

Caída de presión: 1354 Kg/m^2

Tiempo	Volumen de filtrado	Diferencial tiempo	Diferencial volumen	Tiempo de filtración/ml	Volumen medio
$t, (\text{seg})$	$V, (\text{ml})$	$dt, (\text{seg})$	$dV, (\text{ml})$	$dt/dV, (\text{seg/ml})$	$V + dV/2$
0	0.000	-	-	-	-
60	67.307	60	67.307	0.8914	33.654
120	121.153	60	53.846	1.1143	94.230
180	159.615	60	38.462	1.5599	140.384
240	194.230	60	34.615	1.7334	176.923
300	223.076	60	28.846	2.0800	208.653
360	248.076	60	25.000	2.4000	235.576
420	273.076	60	25.000	2.4000	260.576
480	296.153	60	23.077	2.5999	284.615
540	317.307	60	21.154	2.8363	306.730
600	336.538	60	19.231	3.1199	326.923
660	351.923	60	15.385	3.8999	344.231
720	367.308	60	15.385	3.8999	359.616
780	382.693	60	15.385	3.8999	375.001
840	398.078	60	15.385	3.8999	390.386
900	413.463	60	15.385	3.8999	405.771
960	425.001	60	11.538	5.2002	419.232
1020	436.539	60	11.538	5.2002	430.770

Relación de pesos torta húmeda/torta seca: 4,1880

Tabla 4.10 Datos experimentales para filtración a presión constante.

Lodo de alimentación: suspensión de decalite-carbón - activado en DOP.

Medio filtrante: papel filtro US+903

Caida de presión: 2708 Kg/m²

Tiempo	Volumen de filtrado	Diferencial tiempo	Diferencial volumen	Tiempo de filtración/ml	Volumen medio
t, (seg)	V, (ml)	dt, (seg)	dV, (ml)	dt/dV, (seg/ml)	$V + dV/2$
0	0.000	-	-	-	-
60	76.923	60	76.923	0.7800	38.461
120	144.230	60	67.307	0.8914	110.577
180	194.230	60	50.000	1.2000	169.230
240	240.384	60	46.154	1.2999	217.307
300	271.153	60	30.769	1.9500	255.769
360	298.076	60	26.923	2.2286	284.615
420	321.153	60	23.077	2.5999	309.615
480	344.230	60	23.077	2.5999	332.692
540	367.307	60	23.077	2.5999	355.769
600	390.384	60	23.077	2.5999	378.846

Relación de pesos torta húmeda/ torta seca: 3.0115

Tabla 4.11 Datos experimentales para filtración a presión constante.

Lodo de alimentación: suspensión de decalite - carbón activado DOP.

Medio filtrante: papel filtro US-903

Caida de presión: 4062 Kg/m²

Tiempo	Volumen de filtrado	Diferencial tiempo	Diferencial volumen	Tiempo de filtración/ml	Volumen medio
t, (seg)	V, (ml)	dt, (seg)	dV, (ml)	dt/dV, (seg/ml)	V + dV/2
0	0.000	-	-	-	-
60	86.535	60	86.538	0.6933	43.269
120	163.461	60	76.923	0.7800	124.999
180	224.999	60	61.538	0.9750	194.231
240	282.691	60	57.692	1.0400	253.845
300	321.153	60	38.462	1.5999	301.922
360	351.922	60	30.769	1.9500	336.538
420	380.768	60	28.846	2.0800	366.345
480	407.691	60	26.923	2.2286	394.229
540	432.691	60	25.000	2.4000	420.191
600	457.691	60	25.000	2.4000	445.191
660	480.768	60	23.077	2.5999	469.229
720	503.845	60	23.077	2.5999	492.306
780	526.922	60	23.077	2.5999	515.383
840	549.999	60	23.077	2.5999	538.460

Relación de pesos torta húmeda/torta seca: 2.9560

Tabla 4.12 Datos experimentales para filtración a presión constante.

Lodo de alimentación: suspensión de decalite-carbón-activado en DOP.

Medio filtrante: papel filtro US-913

Caída de presión: 1354 Kg/m²

Tiempo t, (seg)	Volumen de filtrado V, (ml)	Diferencial tiempo dt, (seg)	Diferencial volumen dV, (ml)	Tiempo de filtración/ml dt/dV, (seg/ml)	Volumen medio V + dV/2
0	0.000	-	-	-	-
60	50.000	60	50.000	1.2000	25.000
120	96.154	60	46.154	1.2999	73.077
180	134.616	60	38.462	1.5599	115.385
240	165.385	60	30.769	1.9500	150.001
300	194.231	60	28.846	2.0800	179.808
360	219.231	60	25.000	2.4000	206.731
420	244.231	60	25.000	2.4000	231.731
480	267.308	60	23.077	2.5999	255.769
540	290.385	60	23.077	2.5999	278.847
600	313.462	60	23.077	2.5999	301.924
660	332.693	60	19.231	3.1199	323.078
720	350.001	60	17.308	3.4666	341.347
780	367.309	60	17.308	3.4666	358.655
840	384.617	60	17.308	3.4666	375.963
900	401.925	60	17.308	3.4666	393.271
960	417.310	60	15.385	3.8999	409.618
1020	432.695	60	15.385	3.8999	425.003
1080	446.157	60	13.462	4.4569	439.426
1140	459.619	60	13.462	4.4569	452.888
1200	473.081	60	13.462	4.4569	466.350
1260	486.543	60	13.462	4.4569	479.812
1320	500.005	60	13.462	4.4569	493.274

Relación de pesos torta húmeda/torta seca: 4.9067

Tabla 4.13 Datos experimentales para filtración a presión constante.

Lodo de alimentación: suspensión de decalite-carbón-activado en DOP.

Medio filtrante: papel filtro US-913

Caída de presión: 2708 Kg/m²

Tiempo t, (seg)	Volumen de filtrado V, (ml)	Diferencial tiempo dt, (seg)	Diferencial volumen dV, (ml)	Tiempo de filtración/ml dt/dV, (seg/ml)	Volumen medio V + dV/2
0	0.000	-	-	-	-
60	86.538	60	86.538	0.6933	43.269
120	173.076	60	86.538	0.6933	129.807
180	230.768	60	57.692	1.0400	201.922
240	278.845	60	48.077	1.2479	254.806
300	326.922	60	48.077	1.2479	302.884
360	374.999	60	48.077	1.2479	350.961
420	413.460	60	38.461	1.5600	394.229
480	448.075	60	34.615	1.7333	430.767
540	480.767	60	32.692	1.8353	464.421
600	509.613	60	28.846	2.0800	495.190
660	538.459	60	28.846	2.0800	524.036
720	567.305	60	28.846	2.0800	552.882
780	592.305	60	25.000	2.4000	579.805
840	617.305	60	25.000	2.4000	604.805
900	642.305	60	25.000	2.4000	629.805
960	665.382	60	23.077	2.5999	653.844
1020	688.459	60	23.077	2.5999	676.921
1080	711.536	60	23.077	2.5999	699.997
1140	732.69	60	21.154	2.8363	722.113
1200	753.844	60	21.154	2.8363	743.267

Relación de pesos torta húmeda/torta seca: 3.3910

Tabla 4.14 Datos experimentales para filtración a presión constante.

Lodo de alimentación suspensión de decalite-carbón - activado en DOP.

Medio filtrante: papel filtro US-913

Caida de presión: 4062 Kg/m²

Tiempo	Volumen de filtrado	Diferencial tiempo	Diferencial volumen	Tiempo de filtración/ml	Volumen medio
t, (seg)	V, (ml)	dt, (seg)	dV, (ml)	dt/dV, (seg/ml)	V + dV/2
0	0.000	-	-	-	-
60	86.538	60	86.538	0.6933	43.269
120	165.384	60	78.846	0.7609	125.961
180	240.384	60	75.000	0.8000	202.884
240	305.769	60	65.385	0.9176	273.077
300	355.769	60	50.000	1.2000	330.769
360	405.769	60	50.000	1.2000	380.769
420	427.885	60	44.231	1.3565	427.885
480	494.231	60	44.231	1.3565	472.116
540	532.693	60	38.462	1.5599	513.462
600	561.539	60	28.846	2.0800	547.116
660	590.385	60	28.846	2.0800	575.962
720	619.231	60	28.846	2.0800	604.808
780	648.077	60	28.846	2.0800	633.654
840	676.923	60	28.846	2.0800	662.500
900	701.923	60	25.000	2.4000	689.423
960	726.923	60	25.000	2.4000	714.423
1020	751.923	60	25.000	2.4000	739.423
1080	775.000	60	23.077	2.5999	763.462
1140	798.077	60	23.077	2.5999	786.539
1200	817.307	60	19.230	3.1201	807.693

Relación de pesos torta húmeda/torta seca: 3.3910

Tabla 4.15 Datos experimentales para filtración a presión constante.

Lodo de alimentación: suspensión de decalite-carbón-activado en DOP.

Medio filtrante: papel filtro US-915

Caída de presión: 1354 Kg/m^2

Tiempo	Volumen de filtrado	Diferencial tiempo	Diferencial volumen	Tiempo de filtración/ml	Volumen medio
t, (seg)	V, (ml)	dt, (seg)	dV, (ml)	dt/dV, (seg/ml)	$V + dV/2$
0	0.000	-	-	-	-
60	55.769	60	55.769	1.0758	27.885
120	100.000	60	44.231	1.3565	77.884
180	136.538	60	36.538	1.6421	118.269
240	169.230	60	32.692	1.8353	152.884
300	199.999	60	30.769	1.9500	184.615
360	228.845	60	28.846	2.0800	214.422
420	257.691	60	28.846	2.0800	243.268
480	282.691	60	25.000	2.4000	270.191
540	305.768	60	23.077	2.5999	294.229
600	328.845	60	23.077	2.5999	317.307
660	351.922	60	23.077	2.5999	340.384
720	374.999	60	23.077	2.5999	363.461
780	398.076	60	23.077	2.5999	386.538
840	421.153	60	23.077	2.5999	409.614
900	442.307	60	21.154	2.8363	431.730
960	461.538	60	19.231	3.1199	451.923
1020	480.769	60	19.231	3.1199	471.154
1080	500.000	60	19.231	3.1199	490.385
1140	517.307	60	17.307	3.4668	508.654
1200	534.614	60	17.307	3.4668	525.961
1260	551.921	60	17.307	3.4668	543.268
1320	569.228	60	17.307	3.4668	560.575
1380	584.613	60	15.385	3.8999	576.921

$t, (\text{seg})$	$V, (\text{ml})$	$dt, (\text{seg})$	$dV, (\text{ml})$	$dt/dV, (\text{seg/ml})$	$V+dV/2$
1440	599.998	60	15.385	3.8999	592.306
1500	615.383	60	15.385	3.8999	607.691
1560	630.768	60	15.385	3.8999	623.076
1620	646.153	60	15.385	3.8999	638.461
1680	661.538	60	15.385	3.8999	653.846
1740	676.923	60	15.385	3.8999	669.231
1800	690.384	60	13.461	4.4573	683.654
1860	703.845	60	13.461	4.4573	697.115
1920	717.306	60	13.461	4.4573	710.576
1980	730.767	60	13.461	4.4573	724.036
2040	742.305	60	11.538	5.2002	736.536
2100	753.843	60	11.538	5.2002	748.074
2160	763.458	60	9.615	6.2402	758.651
2220	773.073	60	9.615	6.2402	768.265
2280	782.688	60	9.615	6.2402	777.881
2340	792.303	60	9.615	6.2402	787.496
24000	801.918	60	9.615	6.2402	797.111

• Relación de pesos torta húmeda/torta seca: 4.0419

Tabla 4.16 Datos experimentales para filtración a presión constante.

Lodo de alimentación: suspensión de decalite-carbón-activado en DOP.

Medio filtrante: papel filtro US-915

Caida de presión: 2708 Kg/m²

Tiempo	Volumen de filtrado	Diferencial tiempo	Diferencial volumen	Tiempo de filtración/ml	Volumen medio
t, (seg)	V, (ml)	dt, (seg)	dV, (ml)	dt/dV, (seg/ml)	V + dV/2
0	0.000	-	-	-	-
60	75.000	60	75.000	0.8000	37.500
120	144.231	60	69.231	0.8666	109.616
180	200.000	60	55.769	1.0759	172.116
240	250.000	60	50.000	1.2000	225.000
300	296.154	60	46.154	1.2999	273.077
360	338.461	60	42.307	1.4182	317.308
420	380.768	60	42.307	1.4182	359.615
480	423.075	60	42.307	1.4182	401.922
540	461.537	60	38.462	1.5599	442.306
600	497.999	60	36.462	1.6455	479.768
660	526.845	60	28.846	2.0800	512.422
720	555.691	60	28.846	2.0800	541.268
780	584.537	60	28.846	2.0800	570.114
840	613.383	60	28.846	2.0800	598.960
900	636.460	60	23.077	2.5999	624.922
960	659.537	60	23.077	2.5999	647.999
1020	682.614	60	23.077	2.5999	671.076
1080	705.691	60	23.077	2.5999	694.153
1140	728.768	60	23.077	2.5999	717.229
1200	749.922	60	21.154	2.8363	739.345
1260	771.076	60	21.154	2.8363	760.499
1320	792.230	60	21.154	2.8363	781.653
1380	813.364	60	21.154	2.8363	802.807

t, (seg)	V, (ml)	dt, (seg)	dV, (ml)	dt/dV, (seg/ml)	$V + dV/2$
1440	832.614	60	19.230	3.1201	822.999
1500	851.844	60	19.230	3.1201	842.229
1560	871.074	60	19.230	3.1201	861.459
1620	890.304	60	19.230	3.1201	880.689
1680	909.534	60	19.230	3.1201	899.919
1740	926.841	60	-17.307	3.4668	918.188
1800	944.148	60	17.307	3.4668	935.495
1860	961.455	60	17.307	3.4668	952.802
1920	978.762	60	17.307	3.4668	970.109
1980	996.069	60	17.307	3.4668	987.416
2040	1011.453	60	15.384	3.9001	1003.761
2100	1026.837	60	15.384	3.9001	1019.145
2160	1042.221	60	15.384	3.9001	1034.529
2220	1057.605	60	15.384	3.9001	1049.913
2280	1072.989	60	15.384	3.9001	1065.297
2340	1088.373	60	15.384	3.9001	1080.681
2400	1103.757	60	15.384	3.9001	1096.065

Relación de pesos torta húmeda/torta seca: 4.0093

Tabla 4.17 Datos experimentales para filtración a presión constante.

Lodo de alimentación: suspensión de decalite-carbón -- activado en DOP.

Medio filtrante: papel filtro US-915

Caida de presión: 4062 kg/m^2

Tiempo	Volumen de filtrado	Diferencial tiempo	Diferencial volumen	Tiempo de filtración/ml	Volumen medio
t, (seg)	V, (ml)	dt, (seg)	dV, (ml)	dt/dV, (seg/ml)	$V + dV/2$
0	0.000	-	-	-	-
60	96.154	60	96.154	0.6239	48.077
120	176.923	60	80.769	0.7429	136.539
180	244.231	60	67.308	0.8914	210.577
240	303.846	60	59.615	1.0065	274.038
300	361.538	60	57.692	1.0400	332.692
360	415.384	60	53.846	1.1143	388.461
420	463.461	60	48.077	1.2479	439.423
480	507.691	60	44.230	1.3565	485.576
540	548.076	60	40.385	1.4857	527.884
600	588.461	60	40.385	1.4857	568.269
660	626.922	60	38.461	1.5600	607.692
720	663.460	60	36.538	1.6421	645.191
780	698.075	60	34.615	1.7334	680.767
840	730.767	60	32.692	1.8353	714.421
900	763.459	60	32.692	1.8353	747.113
960	794.228	60	30.769	1.9500	778.844
1020	823.074	60	28.846	2.0800	808.651
1080	851.920	60	28.846	2.0800	837.497
1140	878.843	60	26.923	2.2286	865.381
1200	905.766	60	26.923	2.2286	892.304
1260	930.766	60	25.000	2.4000	918.266
1320	955.766	60	25.000	2.4000	943.266
1380	980.766	60	25.000	2.4000	968.266
1440	1003.843	60	23.077	2.5999	992.304

t , (seg)	V , (ml)	dt , (seg)	dV , (ml)	\bar{dt}/dV , (seg/ml)	$V + dV/2$
1500	1026.920	60	23.077	2.5999	1015.381
1560	1049.997	60	23.077	2.5999	1038.458
1620	1071.151	60	21.154	2.8363	1060.574
1680	1092.305	60	21.154	2.8363	1081.728
1740	1113.459	60	21.154	2.8363	1102.882
1800	1134.613	60	21.154	2.8363	1124.036
1860	1155.767	60	21.154	2.8363	1145.190
1920	1176.921	60	21.154	2.8363	1166.344
1980	1198.075	60	21.154	2.8363	1187.498
2040	1217.305	60	19.230	3.1201	1207.690
2100	1236.535	60	19.230	3.1201	1226.920
2160	1255.765	60	19.230	3.1201	1246.150
2220	1274.995	60	19.230	3.1201	1265.380
2280	1292.302	60	17.307	3.4668	1283.648
2340	1309.609	60	17.307	3.4668	1300.955
2400	1326.916	60	17.307	3.4668	1318.262

Relación de pesos torta húmeda/torta seca: 3.9615

Tabla 4.18 Datos experimentales para filtración a presión constante.

Lodo de alimentación: suspensión de decalite-carbón --- activado en DOP.

Medio filtrante; papel filtro US-915

Caida de presión: 6770 Kg/m²

Tiempo	Volumen de filtrado	Diferencial tiempo	Diferencial volumen	Tiempo de filtración/ml	Volumen medio
t, (seg)	V, (ml)	dt, (seg)	dV, (ml)	dt/dV, (seg/ml)	V + dV/2
0	0.000	-	-	-	-
60	136.533	60	136.533	0.4394	68.267
120	255.759	60	119.226	0.5032	196.146
180	355.685	60	99.926	0.6004	305.722
240	442.220	60	86.535	0.6933	398.952
300	526.832	60	84.612	0.7091	484.526
360	605.675	60	78.843	0.7610	566.254
420	672.980	60	67.305	0.8914	639.327
480	738.362	60	65.382	0.9177	705.671
540	792.206	60	53.844	1.1143	765.284
600	846.050	60	53.844	1.1143	819.128
660	899.894	60	53.844	1.1143	872.972
720	949.892	60	49.998	1.2000	924.893
780	996.044	60	46.152	1.3000	972.968
840	1038.350	60	42.306	1.4182	1017.197
900	1080.656	60	42.306	1.4182	1059.503
960	1122.962	60	42.306	1.4182	1101.809
1020	1159.499	60	36.537	1.6420	1141.231
1080	1196.036	60	36.537	1.6420	1177.767
1140	1232.573	60	36.537	1.6420	1214.304
1200	1269.110	60	32.691	1.6420	1250.841
1260	1301.801	60	32.691	1.8350	1285.455
1320	1334.492	60	32.691	1.8350	1318.146
1380	1367.183	60	30.768	1.8350	1350.837

t, (seg)	V, (ml)	dt, (seg)	dV, (ml)	dt/dV, (seg/ml)	V + dV, 2
1440	1397.951	60	30.768	1.9500	1382.567
1500	1428.719	60	30.768	1.9500	1413.335
1560	1459.487	60	28.845	1.9500	1444.103
1620	1488.332	60	28.845	2.0800	1473.909
1680	1517.177	60	28.845	2.0800	1502.754
1740	1546.022	60	28.845	2.0800	1531.599
1800	1572.944	60	26.922	2.2286	1559.482
1860	1599.866	60	26.922	2.2286	1586.404
1920	1624.866	60	25.000	2.4000	1612.365
1980	1649.866	60	25.000	2.4000	1637.365
2040	1674.866	60	25.000	2.4000	1662.365
2100	1699.866	60	25.000	2.4000	1687.365
2160	1722.942	60	23.076	2.6001	1711.403
2220	1746.018	60	23.076	2.6001	1734.479
2280	1769.094	60	23.076	2.6001	1757.555
2340	1792.170	60	23.076	2.6001	1780.631
2400	1813.323	60	21.153	2.8364	1802.746

Relación de pesos torta húmeda/torta seca: 3.9119

Tabla 4.19 Datos experimentales para filtración a presión constante.

Lodo de alimentación: suspensión de decalite-carbón --
activado en DOP.

Medio filtrante: papel filtro US-938

Caida de presión: 1354 Kg/m^2

Tiempo	Volumen de filtrado	Diferencial tiempo	Diferencial volumen	Tiempo de filtración/ml	Volumen medio
t, (seg)	V, (ml)	dt, (seg)	dV, (ml)	dt/dV, (seg/ml)	$V + dV/2$
0	0.000	-	-	-	-
60	50.000	60	50.000	1.2000	25.000
120	88.462	60	38.462	1.5599	69.231
180	119.231	60	30.769	1.9500	103.847
240	148.077	60	28.846	2.0800	133.654
300	175.000	60	26.923	2.2286	161.539
360	200.000	60	25.000	2.4000	187.500
420	223.077	60	23.077	2.5999	211.539
480	244.231	60	21.154	2.8363	233.654
540	265.385	60	21.154	2.8363	254.808
600	284.616	60	19.231	3.1199	275.001
660	303.847	60	19.231	3.1199	294.232
720	321.155	60	17.308	3.4666	312.501
780	338.463	60	17.308	3.4666	329.809
840	353.848	60	15.385	3.8999	346.156
900	369.233	60	15.385	3.8999	361.541
960	384.618	60	15.385	3.8999	376.923
1020	398.080	60	13.462	4.4569	391.349
1080	411.542	60	13.462	4.4569	404.811
1140	425.004	60	13.462	4.4569	418.273
1200	438.466	60	13.462	4.4569	431.735
1260	451.928	60	13.462	4.4569	445.197

Tabla 4.20 Datos experimentales para filtración a presión constante.

Lodo de alimentación: suspensión de decalite-carbón - activado en DOP.

Medio filtrante: papel filtro US-938

Caida de presión: 2708 Kg/m²

Tiempo	Volumen de filtrado	Diferencial tiempo	Diferencial volumen	Tiempo de filtración/ml	Volumen medio
t, (seg)	V, (ml)	dt, (seg)	dV, (ml)	dt/dV, (seg/ml)	V +dV/2
0	0.000	-	-	-	-
60	57.692	60	57.692	1.0400	28.846
120	111.538	60	53.846	1.1143	84.615
180	165.384	60	53.846	1.1143	138.461
240	199.999	60	34.615	1.7334	182.692
300	234.614	60	34.615	1.7334	217.307
360	267.306	60	32.692	1.8353	250.960
420	298.075	60	30.769	1.9500	282.691
480	326.921	60	28.846	2.0800	312.498
540	353.844	60	26.923	2.2286	340.383
600	378.844	60	25.000	2.4000	366.344
660	403.844	60	25.000	2.4000	391.344
720	428.844	60	25.000	2.4000	416.344
780	451.921	60	23.077	2.5999	440.383
840	473.075	60	21.154	2.8363	462.498
900	494.229	60	21.154	2.8363	483.652
960	513.460	60	19.231	3.1199	503.845

Tabla 4.21 Datos experimentales para filtración a presión constante.

Lodo de alimentación: suspensión de decalite-carbón - activado en DOP.

Medio filtrante: papel filtro US-938

Caida de presión: 4062 Kg/m^2

Tiempo	Volumen de filtrado	Diferencial tiempo	Diferencial volumen	Tiempo de filtración/ml	Volumen medio
$t, (\text{seg})$	$V, (\text{ml})$	$dt, (\text{seg})$	$dV, (\text{ml})$	$dt/dV, (\text{seg/ml})$	$V + dV/2$
0	0.000	-	-	-	-
60	76.923	60	76.923	0.7800	38.461
120	153.846	60	76.923	0.7800	115.385
180	228.846	60	75.000	0.8000	191.346
240	296.154	60	67.308	0.8914	262.500
300	351.923	60	55.769	1.0758	324.039
360	405.769	60	53.846	1.1143	378.846
420	448.076	60	42.307	1.4182	426.923
480	490.383	60	42.307	1.4182	469.229

Resumen de valores calculados a partir de las pruebas de filtración a presión constante.

Tabla 4.22 Carbón activado en DOP
Medio iniciador: papel filtro US-913

ΔP (kg/m ²)	1354	2708	4062	6770
Pendiente	0.013351	0.006828	0.004569	0.002801
Ordenada(s/ml)	0.684537	0.443577	0.322702	0.257006
Coef. Correlación	0.98	0.92	0.86	0.97
k (ml ² /seg)	149.801513	292.893730	437.732545	714.030703
C (ml)	51.272339	64.960461	70.628584	91.755087
m	1.3027	1.2913	1.2313	1.2017
α (m/kg)	1.647×10^{11}	1.685×10^{11}	1.694×10^{11}	1.733×10^{11}
R_m	2.597×10^{10}	3.117×10^{10}	3.871×10^{10}	4.874×10^{10}
	$\alpha = 1.32625 \times 10^{11} \Delta P^{0.0301}$			

Figura 4.1. SUSPENSION DE CARBON ACTIVADO EN DOP

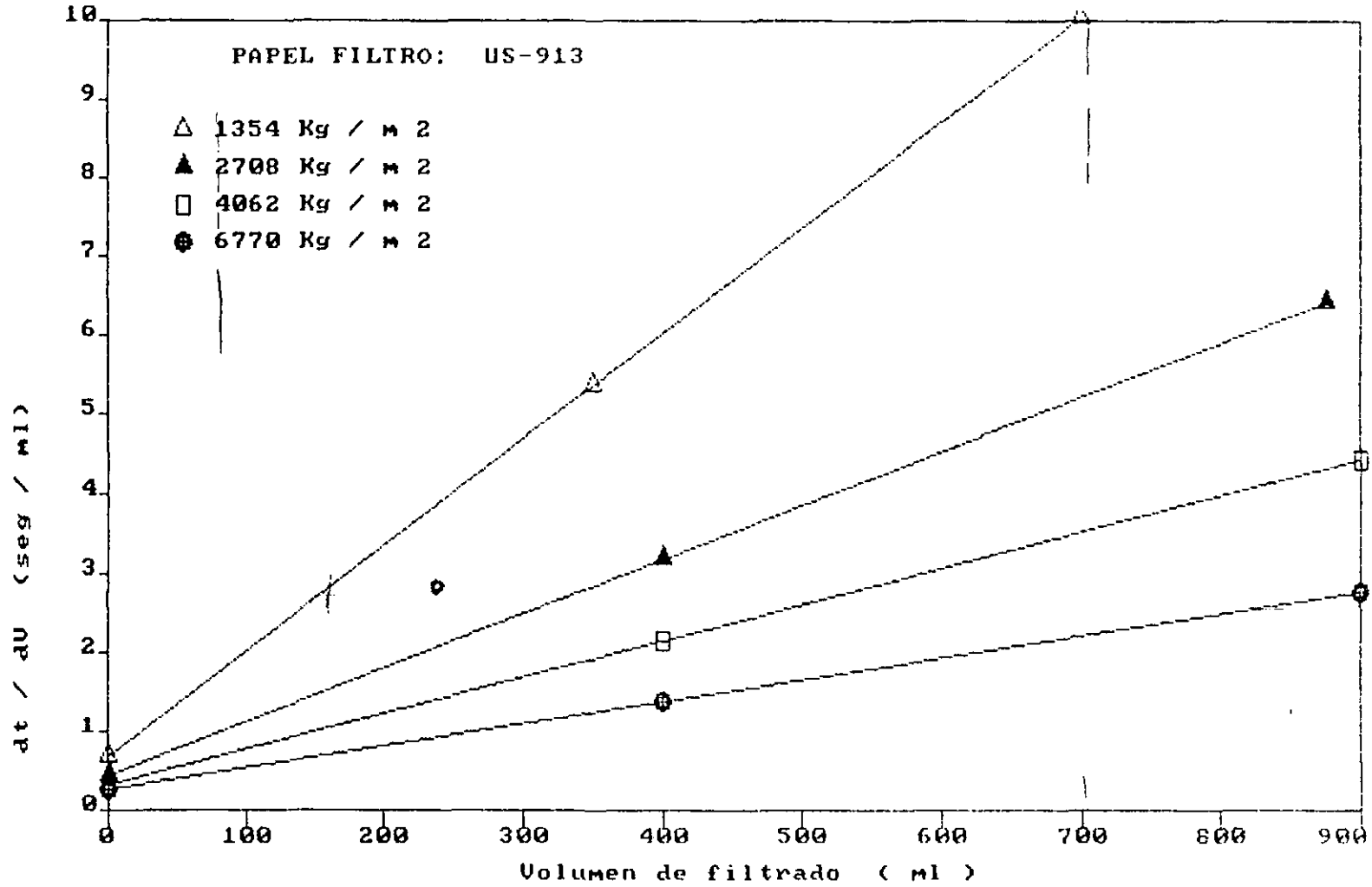


Tabla 4.23 Decalite en DOP

Medio iniciador: papel filtro US-913

ΔP (kg/m ²)	1354	2708	4062	6770
Pendiente	0.009358	0.004816	0.003335	0.002154
Ordenada(s/ml)	0.377792	0.218264	0.290205	0.278123
Coef. Correlación	0.97	0.90	0.87	0.97
k (ml ² /seg)	213.720881	415.282392	599.700150	928.505106
C (ml)	40.371020	45.320598	87.017991	129.119313
m	6.3270	6.2146	6.2078	6.1713
α (m/kg)	8.161×10^{10}	8.469×10^{10}	8.817×10^{10}	9.499×10^{10}
R _m	1.433×10^{10}	1.656×10^{10}	3.302×10^{10}	5.275×10^{10}

$$\alpha = 4.126858 \times 10^{10} \Delta P^{0.0928}$$

Figura 4.2. SUSPENSION DE DECALITE EN DOP

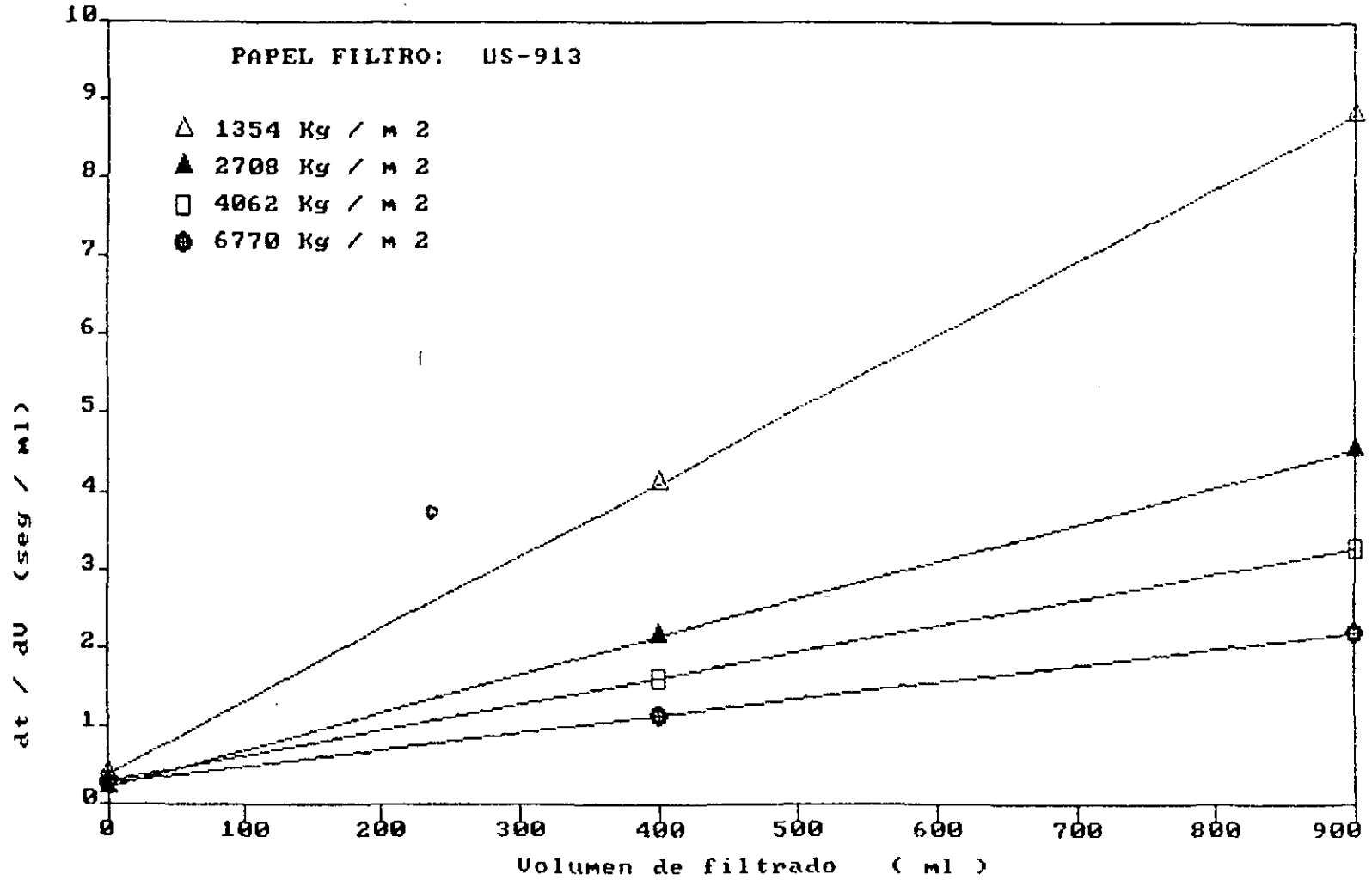


Tabla 4.24 Decalite-carbón activado en DOP
Medio iniciador: papel filtro US-903

ΔP (kg/m ²)	1354	2708	4062
Pendiente	0.010526	0.006560	0.004736
Ordenada(s/ml)	0.010523	0.265790	0.239973
Coef. Correlación	0.96	0.96	0.97
k (ml ² /seg)	190.005700	304.878049	422.297297
C (ml)	0.999715	40.516768	50.669975
m	4.1880	3.0115	2.9560
α (m/kg)	1.062×10^{11}	1.422×10^{11}	1.545×10^{11}
R_m	3.942×10^8	2.016×10^{10}	2.731×10^{10}

F4.3. SUSPENSION DE DECALITE-CARBON ACTIUADO EN DOP

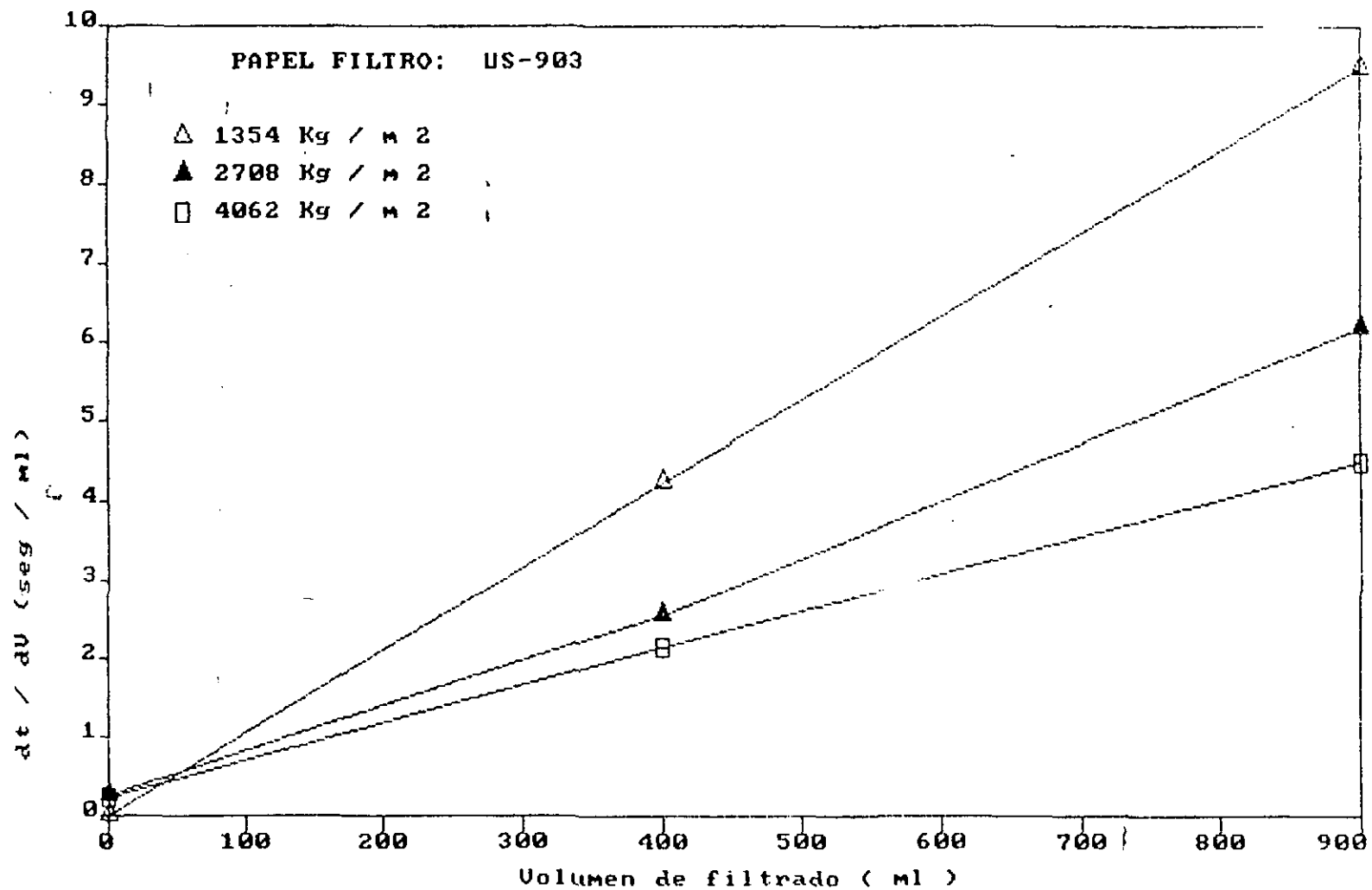


Tabla 4.25 Decalite-carbón activado en DOP
Medio iniciador: papel filtro US-913

ΔP (kg/m ²)	1354	2708	4062
Pendiente	0.007677	0.003344	0.003044
Ordenada (s/ml)	0.715260	0.329416	0.221239
Coef. Correlación	0.98	0.99	0.97
k (ml ² /seg)	260.518432	598.086124	657.030223
C (ml)	93.169207	98.509569	72.680355
m	4.9067	3.3910	3.3910
α (m/kg)	7.391×10^{10}	7.085×10^{10}	9.674×10^{10}
R_m	2.713×10^{10}	2.499×10^{10}	2.518×10^{10}

F4.4. SUSPENSION DE DECALITE-CARBON ACTIVADO EN DOP

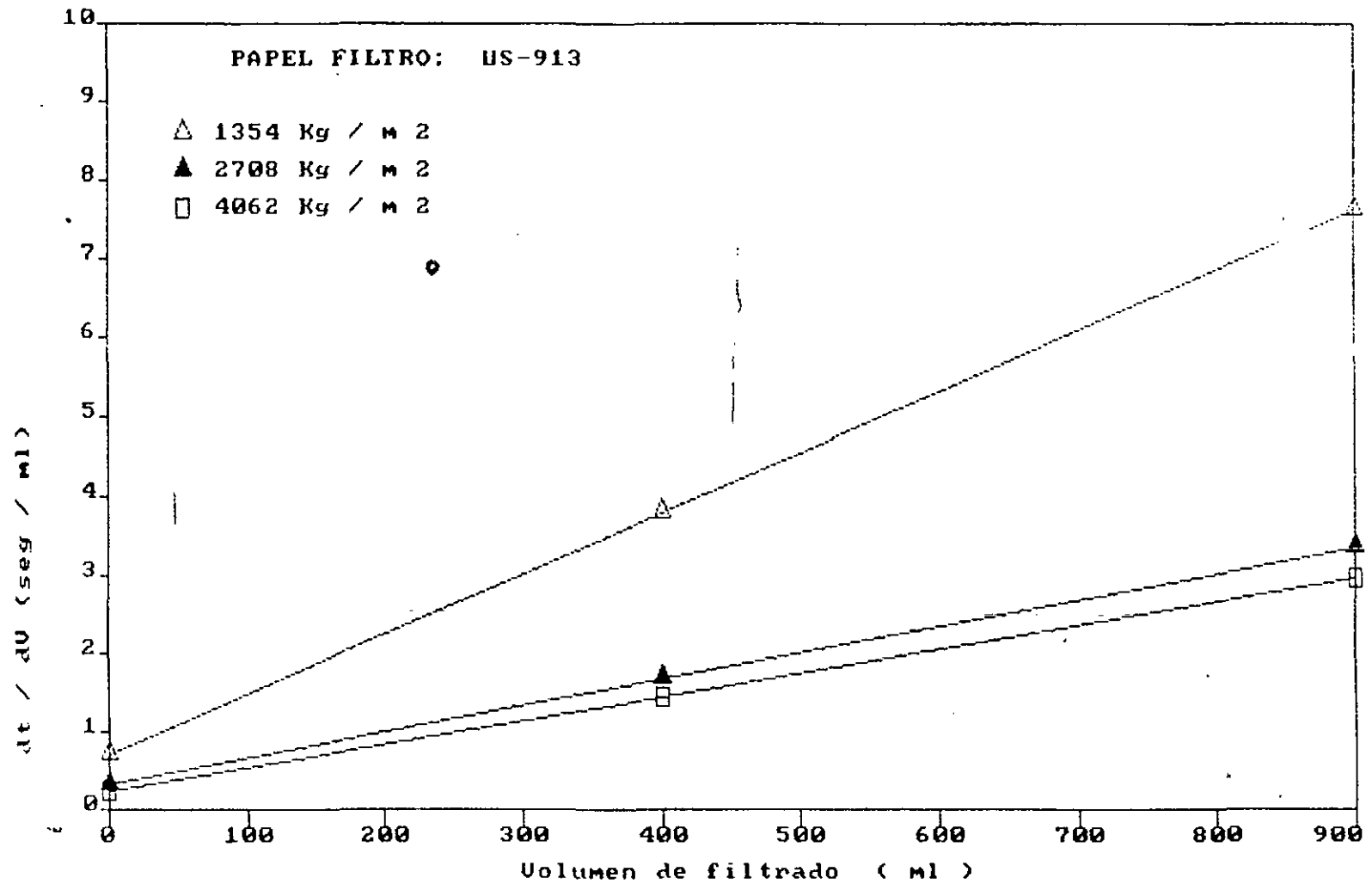


Tabla 4.26 Decalite-carbón activado en DOP
Medio iniciador: papel filtro US-915

ΔP (kg/m ²)	1354	2708	4062	6770
Pendiente	0.006023	0.003254	0.002281	0.001392
Ordenada(s/ml)	0.568328	0.370319	0.282561	0.044547
Coef. Correlación	0.95	0.99	0.99	0.99
k (ml ² /seg)	332.060435	614.628150	876.808417	1436.781609
C (ml)	94.359621	113.804241	123.875932	132.002155
m	4.0419	4.0093	3.9615	3.9119
α (m/kg)	1.131×10^{10}	6.638×10^{10}	7.005×10^{10}	7.142×10^{10}
R _m	2.156×10^{10}	2.809×10^{10}	3.215×10^{10}	8.448×10^9

$$\alpha = 3.035592 \times 10^{10} \Delta P^{0.0985}$$

F4.5. SUSPENSION DE DECALITE-CARBON ACTIUADO EN DOP

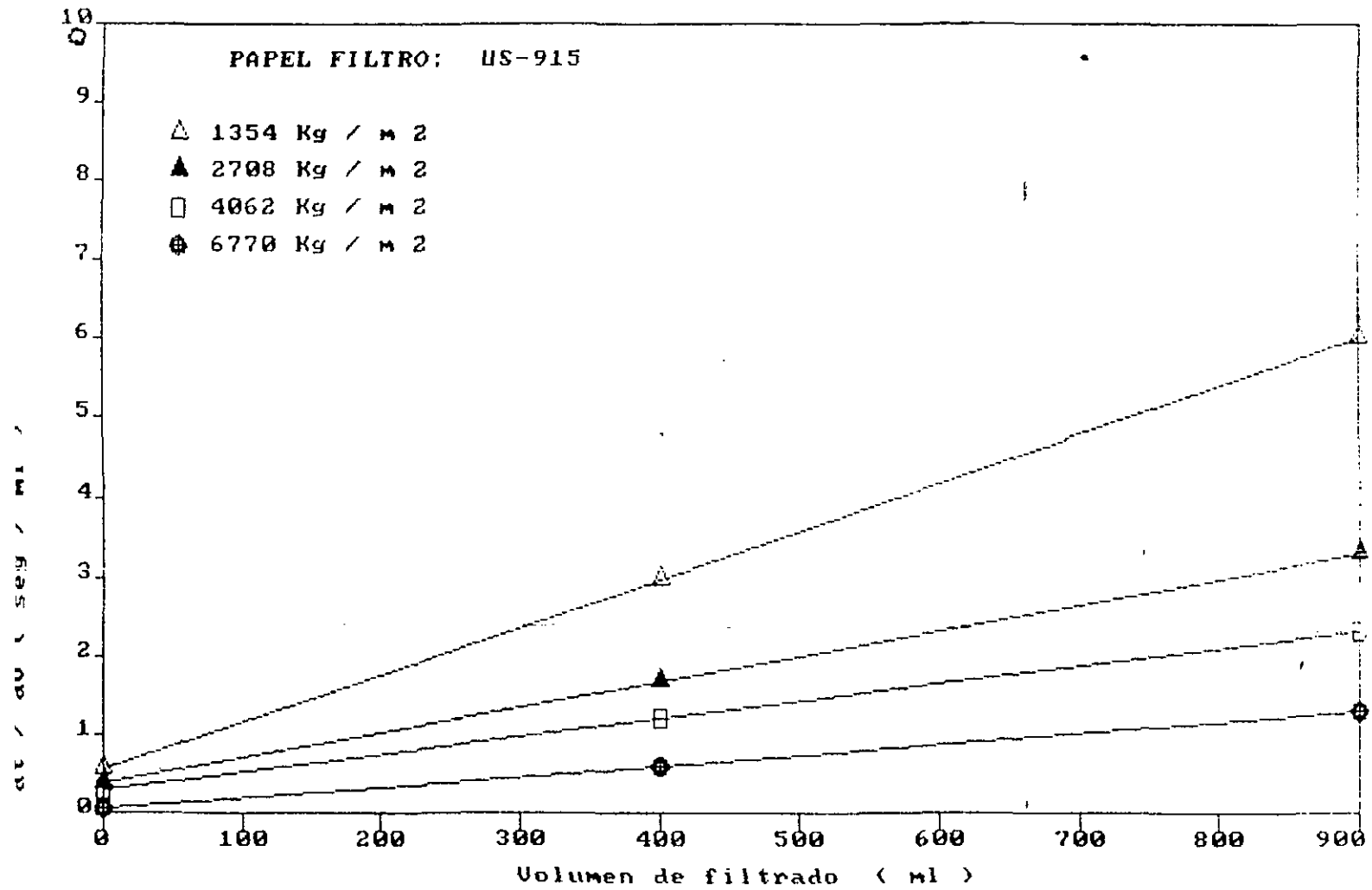
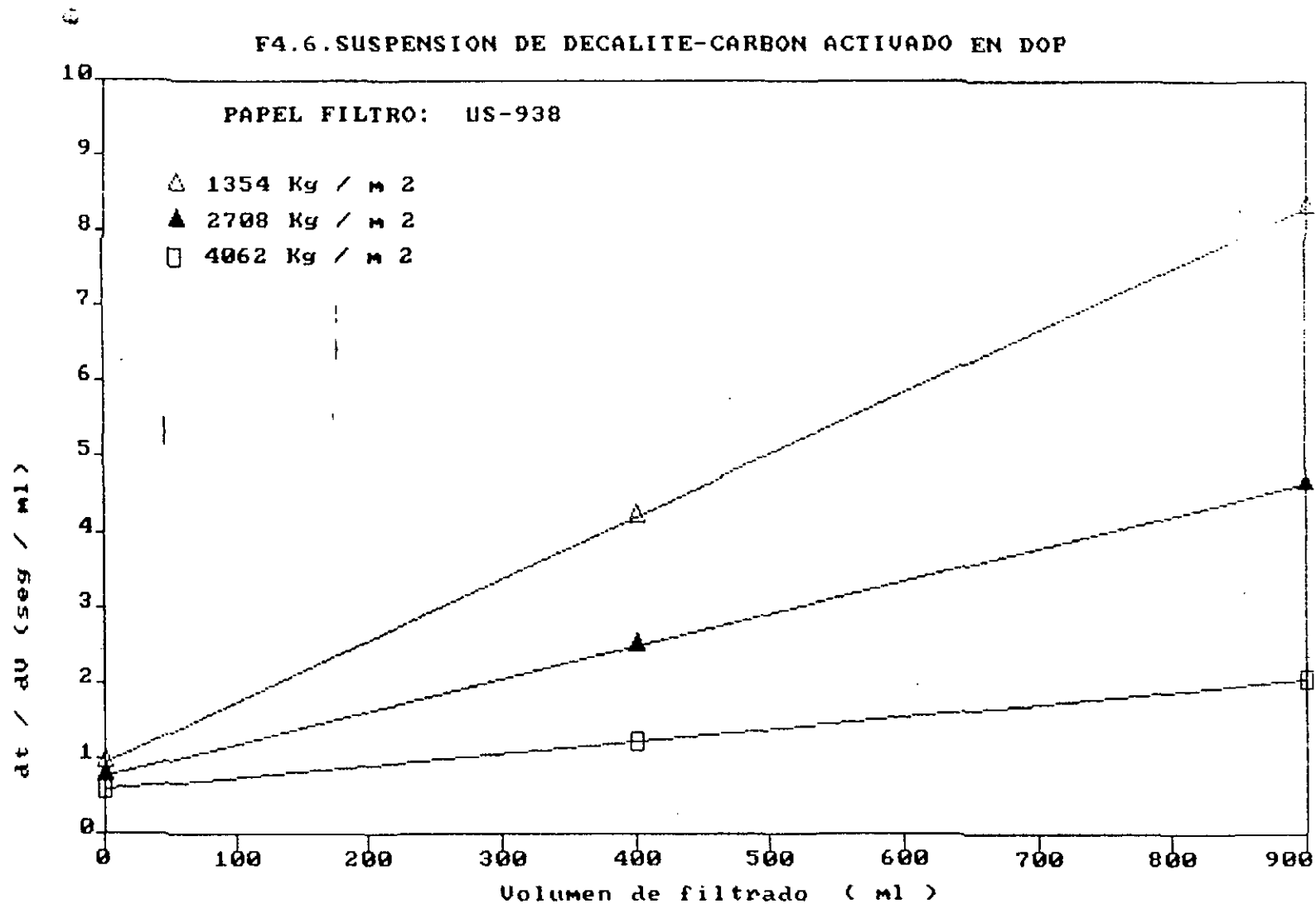


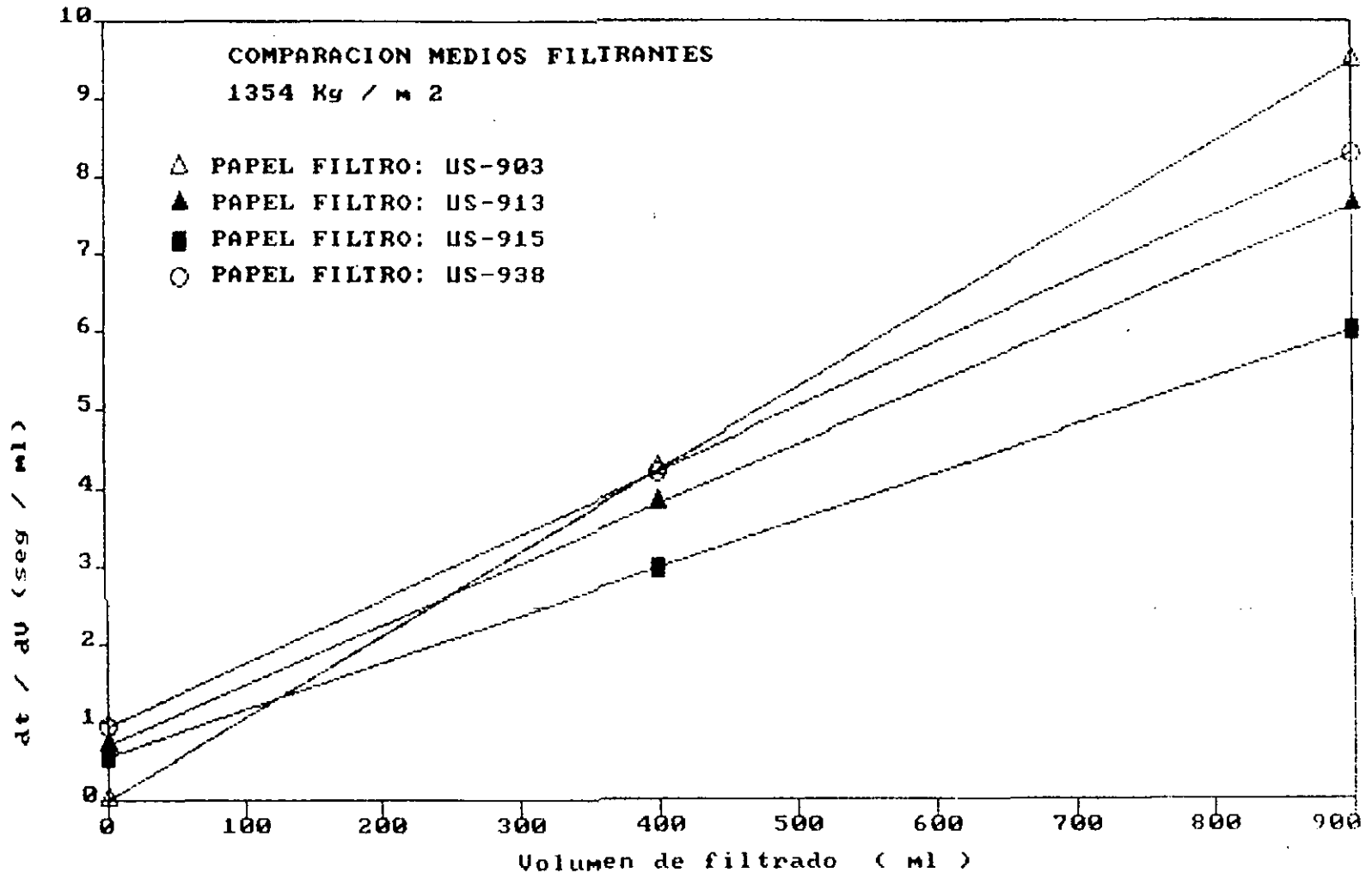
Tabla 4.27 Decalite-carbón activado en DOP
Medio iniciador: papel filtro US-938

ΔP (kg/m ²)	1354	2708	4062
Pendiente	0.008166	0.004304	0.001632
Ordenada(s/ml)	0.940297	0.770046	0.584496
Coef. Correlación	0.99	0.98	0.92
k (ml ² /seg)	244.917952	464.684015	1225.490196
C (ml)	115.147808	178.914034	358.147059
R _m	3.566×10 ¹⁰	5.842×10 ¹⁰	6.651×10 ¹⁰

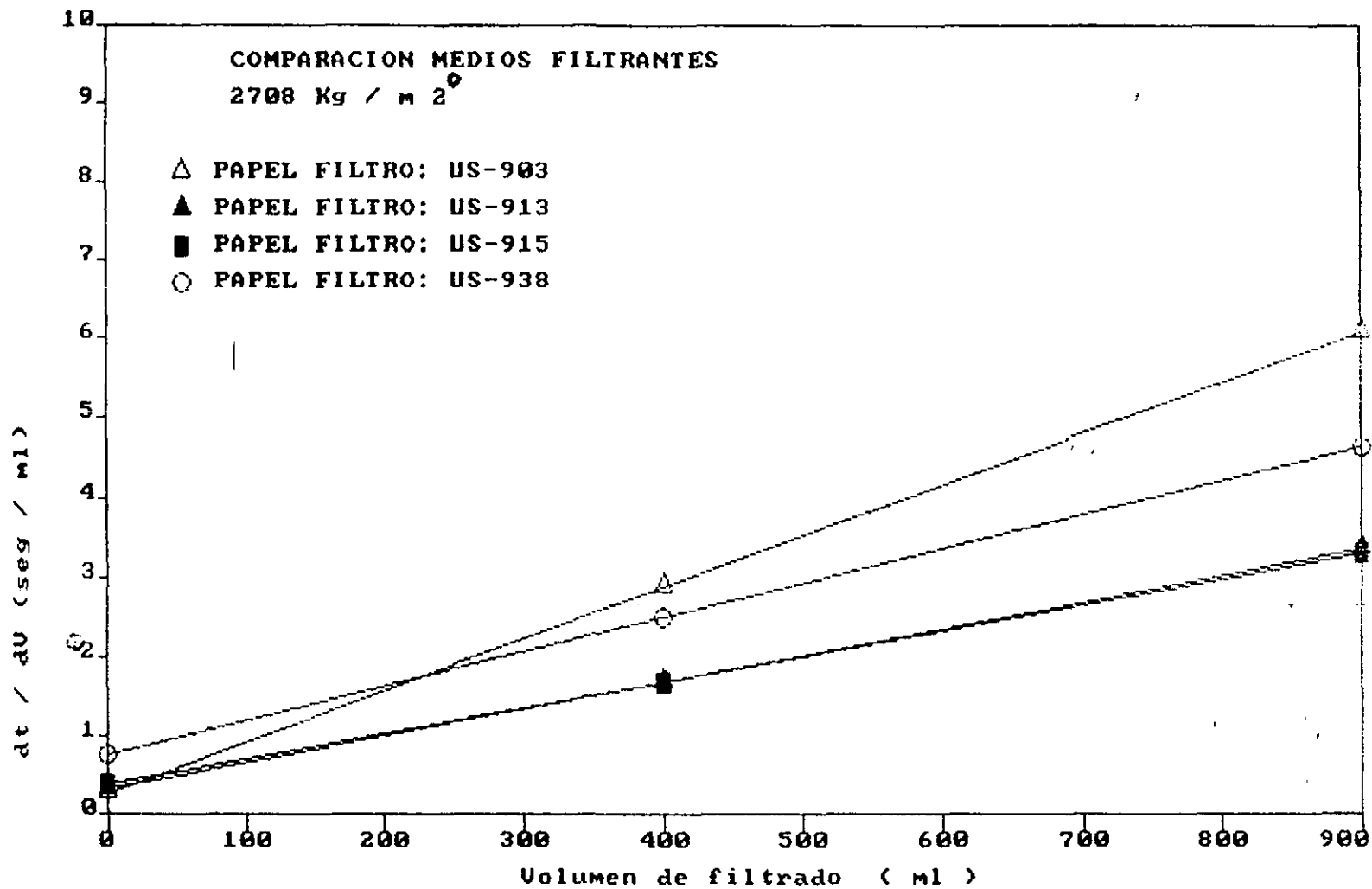
F4.6. SUSPENSION DE DECALITE-CARBON ACTIUADO EN DOP



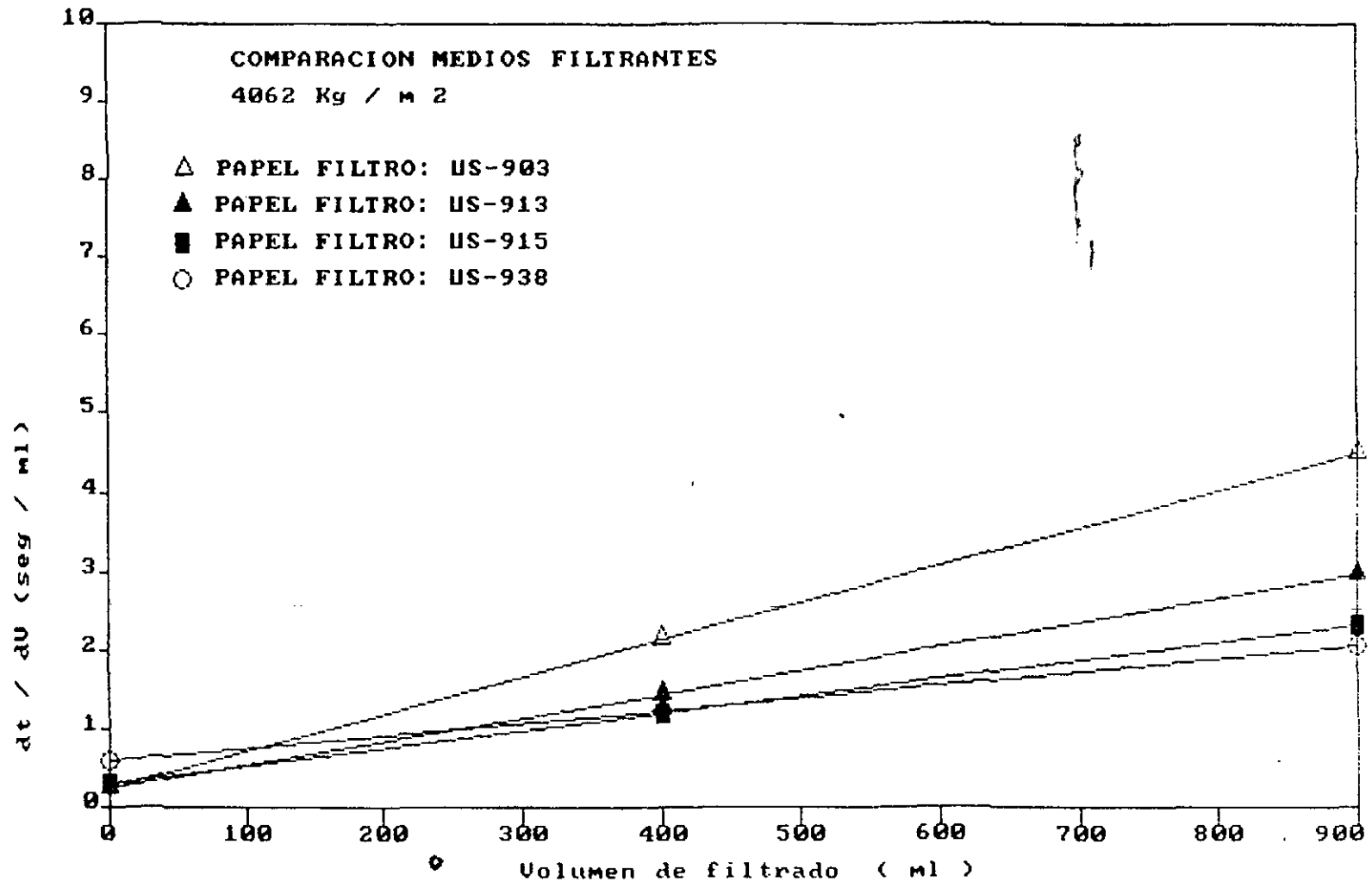
F4.7. SUSPENSION DE DECALITE-CARBON ACTIUADO EN DOP



F4.8. SUSPENSION DE DECALITE-CARBON ACTIVADO EN DOP



F4.9. SUSPENSION DE DECALITE-CARBON ACTIUADO EN DOP



4.1. Cálculo de un filtro prensa

El problema en estudio se sitúa dentro de los lodos diluidos. Dado que la producción del diester es por lotes, no es recomendable un filtro prereducido continuo al vacío sino un filtro prensa de placas y marcos, el cual requiere un mínimo de superficie de terreno para su instalación además de permitir una recuperación elevada de sólidos en forma de torta de muy fácil manipulación. La elección del medio filtrante iniciador se enfocó a diversos tipos de papel debido a la pobre resistencia que presentan los medios sintéticos al ataque del diester.

El área de filtración requerida se calcula a partir de la ecuación (V) del Capítulo I

$$V' = \frac{dV}{dt} = \frac{A^2 (1-mw)}{V_p w \mu \alpha} g_c \Delta P$$

resolviendo para el área:

$$A = \sqrt{\frac{V' V_p w \mu \alpha}{(1-mw) g_c \Delta P}}$$

para lo cual se conocen las características del filtrado. Para una presión dada, la resistencia específica de la torta se calcula a partir de la relación entre α y ΔP obtenida a partir de los experimentos realizados, para una presión de operación de 10 Kg/cm^2 , $\alpha = 9.435 \times 10^{10} \text{ m/Kg}$. V es el volumen a filtrar (5 m^3). El valor de la velocidad de filtración (V') se determina en base a la capacidad de filtración deseada o requerida, en nuestro caso, el tiempo de filtración es 12 horas con lo que $dV/dt = 0.416 \text{ m}^3/\text{hora}$.

Sustituyendo valores en la ecuación del área:

$$A = 4.312 \text{ m}^2 \quad \text{O}$$

El área de filtración de las placas de filtros prensa comerciales es 0.25 m^2 por cara, debe recordarse que estas placas filtran por --

ambas caras a excepción de la primera y la última que lo hacen so
lo por una cara.

$$\text{Número de caras requeridas} = \frac{\text{área de filtración requerida}}{\text{área de filtración /cara}}$$

$$\text{No. caras} = \frac{4.312}{0.25} = 17.248$$

$$\text{No. caras requeridas} = 18$$

$$\text{Número de placas} = \frac{\text{Número de caras} - 2}{2} + 2$$

$$\text{No. placas} = 10$$

C O N C L U S I O N E S

En base al análisis y valoración de los experimentos realizados, el medio filtrante iniciador mas adecuado resultó ser el papel-filtro US-915 por sus características de resistencia mecánica así como su comportamiento durante el proceso ya que proporciona un filtrado claro, una mayor velocidad de filtración y no se obstruye rápidamente.

Con respecto a los materiales ensayados, que a medida que avanza la filtración actúan como los verdaderos medios filtrantes, se concluyó que no deben ser utilizados separadamente, sino por el contrario, deberá buscarse una mezcla de ambos (decalite - carbón - activado) en tal proporción que se obtenga una torta incompresible, de resistencia específica baja, sin gran compactación y así disminuir la resistencia al paso del fluido, en base a nuestros experimentos esta proporción resulto ser 1:1 en peso.

Cabe mencionar que el decalite no solo se empleó como decolorador sino como coadyuvante de filtración permitiendo la formación adecuada de tortas en los filtros prensa.

En base a las características de operación (lotes), a las características del fluido y a los valores obtenidos para la torta se concluyó que para una presión de 10 Kg/cm podría utilizarse un filtro prensa de placas y marcos que constara de 10 placas. Sin embargo, los datos experimentales obtenidos deberán ser proporcionados al proveedor de los equipos para realizar una comparación de dimensionamiento y, realizar así, conjuntamente, una óptima selección.

Por otra parte, debe mencionarse que no es posible recuperar el dioctil ftalato de la torta por lavado de la misma ya que esto contaminaría al producto a recuperar, sino por el contrario, se pro-

cederá a agotar las tortas por medios mecánicos como sería la insuflación de un gas inerte, o por escurrimiento de las mismas a charo las colocadas en el equipo en forma adecuada.

B I B L I O G R A F I A

1. BADGER, W.L.: " Introducción a la Ingeniería Química", McGraw Hill (Ediciones del Castillo), Madrid, 1966. ---
778 pp.
2. BROWN, George G.: "Operaciones Básicas de la Ingeniería Quími-
ca", ed. Marín, Barcelona, 1965. 629 pp. ---
3. CHEMICAL ENGINEERING, Deskbook issue, February 15, 1971.
4. KIRK, R.E.: " Enciclopedia de Tecnología Química" (Volumen ---
VIII), UTEHA, México, 1962, 973 pp.
5. McCABE, W.L.: " Operaciones básicas de Ingeniería Química" --
(Volumén II), editorial Reverté, España, 1981 -
1048 pp.
6. PERRY, R.H.: "Manual del Ingeniero Químico", 5a. ed. (2a. -
ed. en español), McGraw Hill, México, 1983.
7. REICHHOLD CHEMICALS, INC: " Monomeric Plasticizers", Reich---
hold Chemicals, RCI Building, White Plains, -
N.Y.
8. TREYBAL, R.E.: "Operaciones de transferencia de masa", 2a. ed.
McGraw Hill, México, 1986. 858 pp.
9. STATISTICS FOR CHEMICAL ENGINEERS : A reprint from Chemical-
Engineering, McGraw Hill, October 29, 1962 ---
105 pp.