



Universidad Nacional Autónoma de México

FACULTAD DE QUIMICA

# Contribución al Estudio de la Centrifugación.

## Informe de la Práctica Profesional

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:

INGENIERO QUIMICO

P R E S E N T A :

Horacio Alfredo García Soto

CD. UNIVERSITARIA, 1980

M-19119



Universidad Nacional  
Autónoma de México



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

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

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

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

A mi Madre

Con agradecimiento por su estímulo y ayuda cuando desde niño, cantando, me enseñó mis primeras letras y, desde entonces, iluminó mis pasos. Con amor.

A mi Padre

De quien aprendí lo que es el valor, la perseverancia, el optimismo y la entrega; quien con el ejemplo nos ha dado razón de ser. Con amor.

A mi Suegro (Q. E. P. D.)

Por su estímulo, incondicional, y su ayuda.

A mi Esposa

Por sus desvelos, entrega e inspiración. Con amor.

A mis Hermanas

Con agradecimiento por su ayuda y con el deseo de que sigamos unidos.

A mis Hijos

Razón de mi vida. Con amor y con el deseo por su realización.

A mi querida Facultad

Con agradecimiento y cariño.

A mi querida Universidad

Con agradecimiento.

A mis Maestros

Con admiración y agradecimiento por sus enseñanzas y consejos.

A mis Amigos

Por los pasos que juntos recorrimos;  
por el apoyo que nos brindamos y por los  
momentos de alegría y angustia que vivimos.  
Con cariño.

## INDICE

Prólogo.

CAPITULO I. - Selección y Promoción de Equipo y Sistemas para la Clarificación Continua de Aceites - Vegetales . . . . . pág. 1

CAPITULO II. - Selección y Promoción de Equipo y Sistemas para el Rendimiento Continuo a Bajas Temperaturas para Obtener Grasas Comestibles . . . . . pág. 23

CAPITULO III. - Selección y Promoción de Procesos de Neutralización Cáustica Continua (Refinación) de Aceites y Grasas Comestibles . . . . . pág. 36

CAPITULO IV. - Selección y Promoción de Equipo de Centrifugación para la Industria Química, Farmacéutica y de Alimentos . . . . . pág. 58

Conclusión . . . . . pág. 151

Bibliografía . . . . . pág. 153

## PROLOGO

En el presente trabajo se pretende dar las técnicas y conocimientos prácticos que se requieren para la selección de equipo para la separación centrífuga y algunas aplicaciones de la misma.

Durante la práctica se encontró que, con frecuencia, la persona que debía hacer la selección y decisión en la compra de este tipo de equipo no tenía los conocimientos suficientes para ello.

Se pretende que este trabajo sea una contribución para llenar esta falta de conocimientos a través de la presentación teórica, con sus limitaciones propias, en forma concreta. Ello complementado con un breve análisis operativo-técnico de los diversos tipos de equipos que hay en el mercado y observaciones sobre los mismos.

Como se verá se presenta una cierta repetición en algunas exposiciones teóricas. Se pensó que era secuencia del análisis operativo o técnico así como para dar énfasis a algunas teorías y sus limitaciones.

Sin embargo no se discuten algunos factores de importancia como son los materiales de construcción, las empaquetaduras, el equipo eléctrico, hidráulico y otros que siendo de gran significación no caen propiamente dentro de la selección del equipo de separación centrífuga. Aún cuando estos factores no son de ninguna

manera despreciables en la decisión final, pero con la intención de limitar el campo a la separación centrífuga, no se han discutido.

El trabajo se presenta pues, como una contribución al estudio de la separación centrífuga, dentro de la industria que la requiere, con el deseo de que pueda resultar útil.

Selección y Promoción de Equipo y Sistemas para la  
Clarificación Continúa de Aceites Vegetales.

La mayoría de los aceites vegetales recién obtenidos ya sea por prensado, extracción por solventes o por fusión se les da un tratamiento preliminar de limpieza y clarificación por asentamiento y su posterior filtración, colado o centrifugación.

En nuestro medio industrial, se encontró que la mayoría de las plantas extraen el aceite por medio de prensado mecánico (expellers) y reciben el aceite así extraído en un tanque de sedimentación donde se permite el reposo del mismo, lo que da lugar a sedimentación de las partículas sólidas suspendidas, antes de filtrarse.

Estas partículas sólidas consisten principalmente en semillas o parte de ellas, cutículas, mucílagos, fibras, polvo y material mineral. También se encuentra presente humedad misma que es incorporada en forma de vapor en la operación de prensado.

Antes de que los aceites se almacenen o se procesen según su uso final las impurezas insolubles en ellos deberán eliminarse como una protección a fin de que no se deteriore.

Los fragmentos de semillas y tejidos celulares contienen enzimas (como las lipasas) que desdoblan los aceites y en presencia de humedad hidrolizan a los gliceridos resultando en la formación de ácidos grasos libres cuya cantidad aumenta progresivamente incrementando el potencial de merma en la refinación o acelerando el enranciamiento en el almacenaje. Más aún, los fragmentos de semillas y mucflago coagulado permiten con la humedad el enranciamiento mencionado, al ser un campo fértil para el desarrollo de microorganismos algunos de los cuales pueden desdoblar los gliceridos dando otro tipo de rancidez, putrefacción y el desarrollo de olores y sabores desagradables. Los aceites son almacenados, por lo general, a temperaturas que son ideales para una intensa actividad microbiana y enzimática por lo que la necesidad de eliminar esas impurezas es obvia.

Otro factor determinante para llevar a cabo una clarificación del aceite vegetal es el económico. Normalmente un aceite de algodón obtenido por prensado y almacenado a 19°C por siete meses, sin clarificación previa, mostró un aumento en su acidez de 4.24 a 5.65%. El aceite clarificado almacenado en idénticas condiciones y tiempo aumentó su acidez sólo de 4.24% a 4.4%, según estudio de Jamieson y Baughman.

Si consideramos los valores de la observación anterior, el diferencial del incremento de 1.25%, en una planta donde se refinen relativamente pocas toneladas, se podrán tener mermas de varios cientos de miles de pesos por el desperdicio de aceite útil a la conversión del mismo en jaboncillo (soapstock) de mucho menos valor.

De allí que la clarificación de los aceites en forma rápida y eficaz sea un valor positivo en el procesamiento de los mismos.

Los métodos principales de clarificación de aceites son  
a) Sedimentación b) Filtración y c) Centrifugación.

El método usado en México tradicionalmente fue la sedimentación seguida por un filtrado. Este sistema es superior al de sedimentación únicamente.

La clarificación por sedimentación únicamente, es tardada y no muy efectiva. El asentamiento por gravedad de las partículas finas suspendidas es llevado a cabo muy lentamente y la clara separación del precipitado del aceite limpio es difícil de lograr. Los crudos de aceite contienen generalmente un 0.5% de humedad, mucha de la cual se asienta con los insolubles encontrándose las -

condiciones favorables para el deterioro antes mencionado.

Esta descomposición provoca el incremento de ácidos grasos libres resultando en sabores y olores desagradables, así como contaminando el aceite crudo limpio reduciendo el valor del mismo.

Este método es en apariencia simple pero es más bien caro y poco efectivo.

La remoción de la capa superior de aceite limpio por decantación o de las capas inferiores por drenado causa disturbios en la zona de la interfase y parte de las impurezas se incorporarán al aceite limpio. Raramente se puede obtener un aceite limpio y por esa razón se realiza un filtrado posterior.

Los tanques de sedimentación se diseñan de diversas maneras tratando de obtener que el aceite en sedimentación no se mueva. Para este objeto se construyen con mamparas o baffles que forman compartimentos y al alimentar el movimiento sólo llega al primero o segundo de dichos compartimentos permaneciendo el aceite en reposo en los subsecuentes. También se usan fondos cónicos para facilitar la sedimentación de impurezas y sistemas de calentamiento para impedir que el aceite llegue a solidificar. Para estos sistemas se usan chaquetas de vapor o serpentines usándose más

las primeras por no perder su superficie de intercambio tan rápidamente y no interferir en la sedimentación.

Este tanque de sedimentación es conocido en la industria como tanque de lodos y es una fuente de pérdidas, de insalubridad y de retraso en el proceso global de la refinación de grasas o aceites vegetales.

Como se indicó antes la mayor parte de las instalaciones cuentan con filtros después del llamado tanque de lodos. Casi en una totalidad de plantas se usa el filtro prensa.

Este filtro consiste en un cierto número de placas y marcos de diseño especial, el cual permite que al prensarse unas contra otras formen espacios o cámaras capaces de resistir presiones internas. Estas presiones fuerzan al aceite con sólidos suspendidos a través de estos espacios y contra las superficies filtrantes que puede ser textiles de algodón, lana, fibras sintéticas, mallas finas de alambres o filamentos sintéticos o ayuda filtros tales como asbestos, tierra de diatomáceas u otras. Habitualmente se usa como medio filtrante lonas de algodón, pesadas y relativamente porosas. Al pasar el aceite a través del medio filtrante permanecen los sólidos en las cámaras formándose lo que es llamado la torta o sea los sólidos retenidos. Esta torta se desprende por lo general manualmente al descargar

el filtro, al cegarse el filtro o terminar la filtración.

El dibujo No. 1 muestra un filtro prensa típico y el detalle de las cámaras. El dibujo No. 2 muestra el tipo de placas para filtro de cámara así como el detalle de los marcos en un filtro-prensa y sus respectivos tipos de placas y marcos.

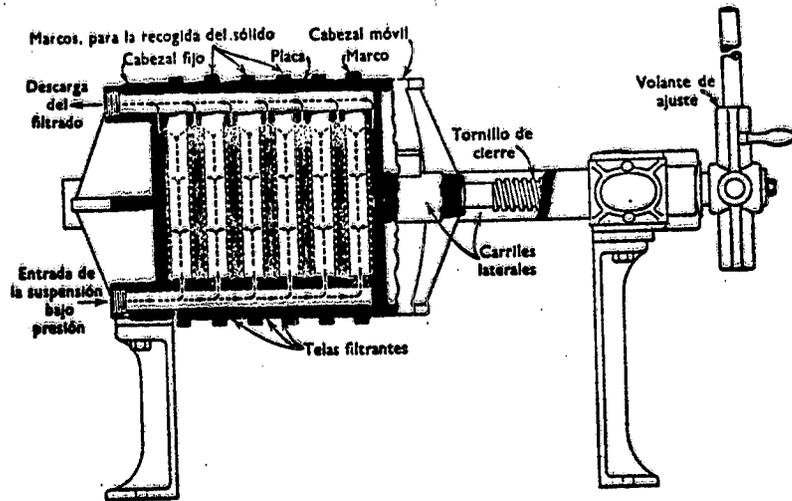
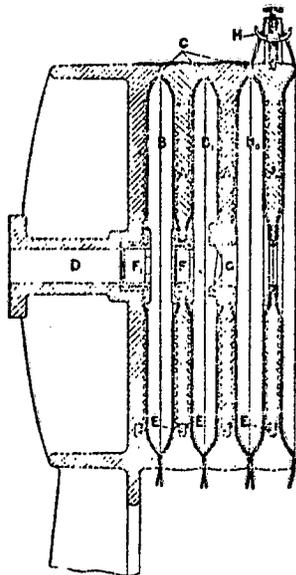
En la operación que nos ocupa el filtro prensa adaptado con lonas filtrantes es capaz de procesar cantidades importantes de aceites vegetales pero debiendo ser limpiado periódicamente y verificado que no haya roturas en sus lonas.

Esta limpieza al filtro implica considerables desventajas, como son: intermitencia en el proceso global, mano de obra excesiva y no siempre en uso, suciedad, insalubridad y cortes a los procesos subsecuentes con variación en el contenido de sólidos y por consiguiente, mermas variables en la neutralización.

Las tortas recuperadas se vuelven a alimentar a las - prensas extractoras también en forma manual -en carretillas- y en condiciones discontinuas e insalubres.

Se debe consignar que el aceite filtrado, presenta un brillo (no es turbio) que es muy deseable en los aceites crudos que se venden como tales.

FILTRO PRENSA Y DETALLE DE CAMARAS DEL MISMO.



Sección longitudinal de un filtro-prensa cerrado, con desagüe único.

U. N. A. M. | FAC. DE QUIMICA

INGENIERIA QUIMICA

INFORME DE PRACTICA PROFESIONAL

HORACIO GARCIA SOTO

1980

DIBUJO N. 1

El sistema que se instaló en varias fábricas tiene la limitación de dar un aceite turbio por la acción mezcladora y emulsionadora de la centrífuga. Por tanto no es recomendable para venta de crudos si no se da un pulido posterior.

El problema consistió en adaptar el sistema antes descrito, aprovechando el equipo utilizable, y dando al proceso las siguientes características:

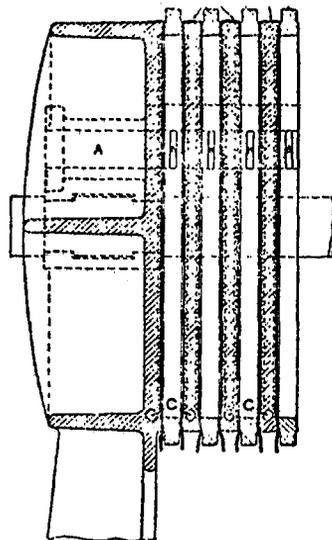
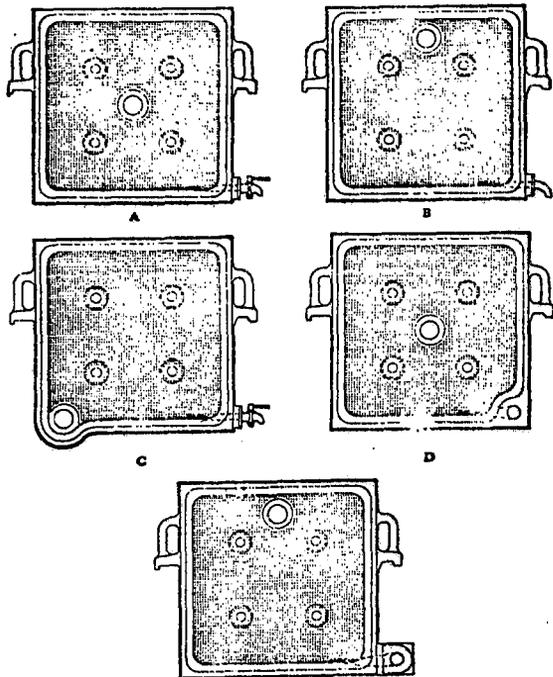
- a) continuo
- b) sin variación
- c) con contenido de sólidos constante en el aceite clarificado
- d) con disminución en la mano de obra
- e) con continuidad en la retroalimentación a las prensas de las tortas
- f) con limpieza y salubridad en la operación
- g) y con mermas controlables en la neutralización (refinación) continua o por lote.

El sistema propuesto e instalado se muestra en el dibujo No. 3

El aceite crudo recién prensado es recibido en el tradicional tanque de lodos (screening tank) pero no es retenido una fracción de tiempo muy grande, para su sedimentación.

Mediante la bomba centrífuga E el aceite es elevado al tanque de alimentación A donde el aceite con sus sólidos mantenidos en suspensión por la agitación (D), es tratado con agua a 90° C en una proporción de un 0.5% a 3% por volumen.

TIPO DE PLACAS Y DETALLE DE LOS MARCOS EN UN FILTRO PRENSA.



U. N. A. M.

FAC. DE QUIMICA

INGENIERIA QUIMICA

INFORME DE PRACTICA PROFESIONAL

HORACIO GARCIA SOTO

1980

DIBUJO N.º 2

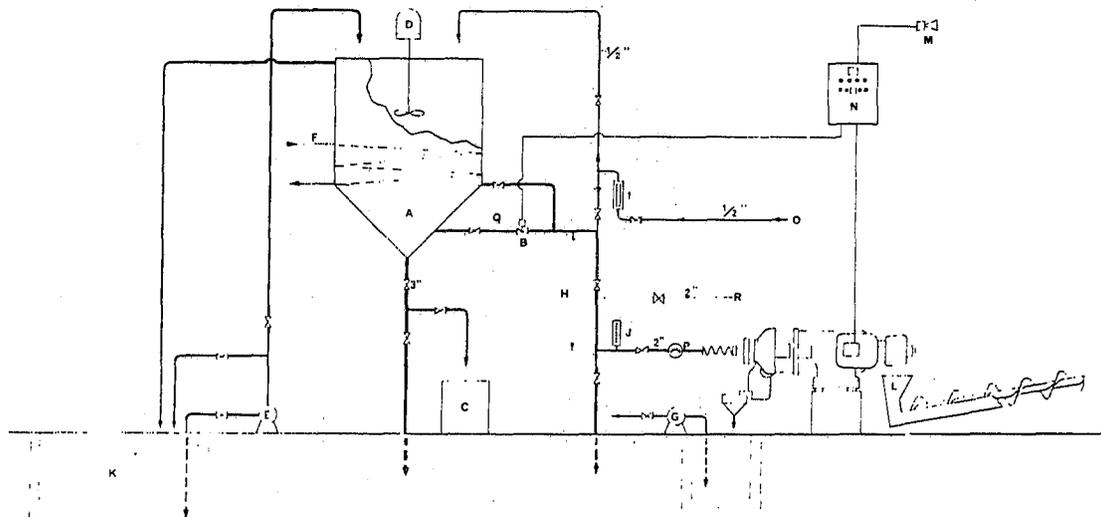
El agua tiene la función de incrementar el peso específico de los sólidos ya que no es miscible con el aceite. Simultáneamente se suministra calor mediante el serpentín F y alimentación de vapor a través de él. El tanque de alimentación está provisto de sistema de recirculación desde la línea de alimentación a la centrífuga así como fondo cónico para sedimentar los sólidos y facilitar la limpieza del tanque.

El sistema se puede instrumentar u operarse manualmente mostrándose en el dibujo un sistema automático, por lo que respecta a válvulas, by-pass, control de alimentación y separador centrífugo continuo.

La alimentación a la centrífuga es por gravedad requiriéndose una altura hidrostática de un mínimo de 150 cm.

Las centrífugas de alta velocidad han encontrado una aplicación en la clarificación de aceites vegetales particularmente en aceites con impurezas finas que con dificultad sedimentan o bien no son filtrables bajo las condiciones en que se opera las plantas en nuestro país.

CLARIFICACION CONTINUA DE ACEITES VEGETALES. (DIAGRAMA ESQUEMATICO).



U. N. A. M.

FAC. DE QUIMICA

INGENIERIA QUIMICA

INFORME DE PRACTICA PROFESIONAL

HORACIO GARCIA SOTO

1980

DIBUJO N.º 3

El tamaño de las partículas de impurezas y la pequeña diferencia entre su gravedad específica y la del aceite hace que la sedimentación sea muy lenta. Al multiplicar varios miles de veces el valor de la gravedad las centrífugas hacen que esta sedimentación sea prácticamente instantánea.

El tipo de centrífuga seleccionado es de rotor o tambor sólido, horizontal, con descarga continua del líquido clarificado y -- transporte de sólidos mediante transportador helicoidal continuo y descarga de sólidos igualmente continuo.

La unidad típica se muestra en el dibujo No. 4. Estas unidades sedimentan los sólidos y los mueven mediante un transportador helicoidal hasta su descarga, siendo continuas tanto en el líquido clarificado como en el sólido separado. Son conocidas como decantadores continuos.

Estas centrífugas tienen diámetros que van de 6 pulgadas a 54 pulgadas y son esencialmente rotores o secciones tubulares que tienen una relación longitud a diámetro desde 1.5 a 3 como se puede apreciar en el dibujo mencionado. Los sólidos sedimentados son conducidos por el transportador helicoidal que opera de 5 r. p. m. a 100 -

r. p. m. más lentamente que el tambor o el rotor. Debido a este transportador y su mecanismo de movimiento, se opera a fuerzas centrífugas inferiores a las de otros separadores centrífugos. Las velocidades máximas van de 1,600 a 8,500 r. p. m. y la fuerza centrífuga de 1,200 a 3,000xG. Esta es la forma de expresar la fuerza gravitacional en la fabricación de estas máquinas. Al operar como clarificador este decantador continuo separa sólidos de tamaño medio a pequeño (de dos micras hasta 10,000 micras o sea un centímetro). Puede operar pero, con esfuerzos sobre el transportador, con sólidos mucho mayores. Se le pueden alimentar magmas con pocos sólidos (1%) o con concentraciones altas (20 a 25%) sin ningún problema y sin ajuste.

La alimentación se introduce por el tubo axial ( ver Figura No. 16). Los sólidos se sedimentan sobre la pared del tambor o rotor y son conducidos por el transportador helicoidal hasta la parte donde el rotor adopta una configuración cónica y de hecho se forma un plano inclinado (ó playa) que sale de dentro del líquido y hacia el centro, donde son sometidos a la acción centrífuga antes de descargar por las descargas de sólidos que se localizan a un radio menor que el de las descargas de líquido clarificado.

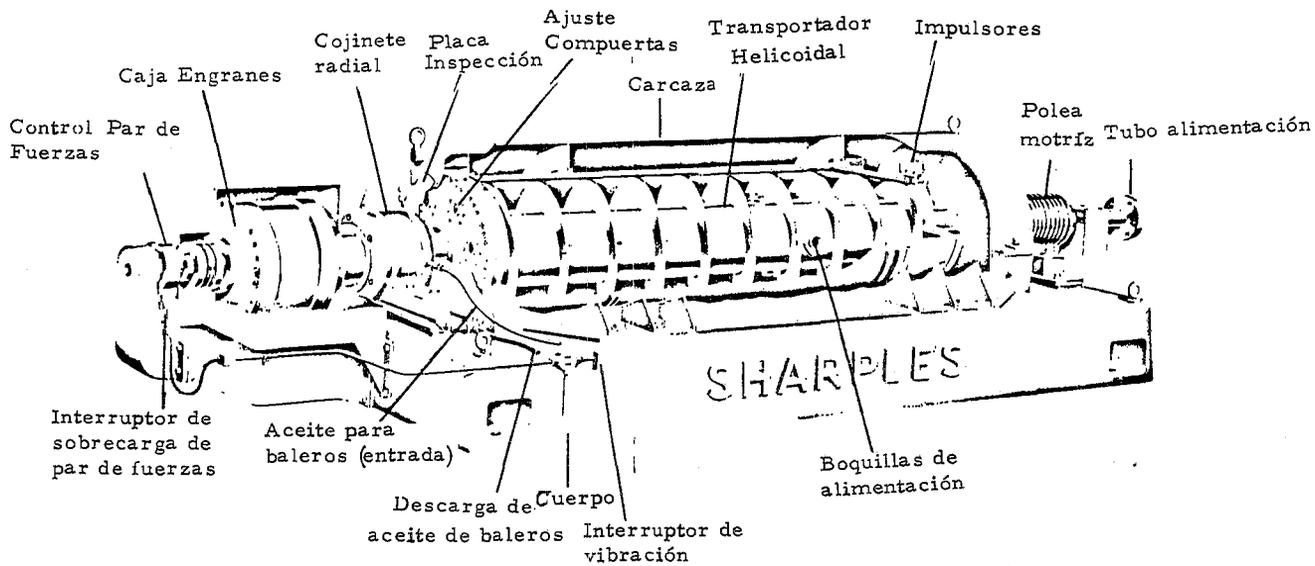
Los sólidos o partículas pequeñas se compactan estando aún inmersas en el aceite y muestran poco drenaje de aceite sobre la --

la playa cónica mientras que los sólidos mayores se drenan hasta dejar poco aceite residual, ( se indican los resultados más adelante ).

El nivel del líquido en el decantador centrífugo y la profundidad del mismo dentro de la sección anular del rotor se gradúa mediante compuertas ajustables colocadas en la tapa de la sección cilíndrica. Esta profundidad se denomina como "poza" y según sea su magnitud variará la longitud de la playa o sector cónico en la descarga de los sólidos.

El estudio de la teoría de la centrifugación y el valor Sigma que se ha elaborado indicaría que la centrifuga baja en su rendimiento - esto es da sólidos más húmedos o aceite con mayor porcentaje de sólidos al incrementar la profundidad del líquido ( "poza" ). En la práctica se observó que esto depende de la naturaleza de los sólidos y su conducción por el transportador helicoidal. Si estos sólidos son suaves, finos o de tipo lodoso puede bajar la efectividad aún con capacidades reducidas y disminuir la clarificación. Sin embargo las partículas sólidas de los aceites vegetales no presentaron estos problemas.

En la práctica la capacidad de alimentación a la centrifuga es limitada por el par de fuerzas desarrollado al conducir los



CORTE DE UN DECANTADOR CONTINUO CON TRANSPORTADOR PARA DESCARGA DE SOLIDOS.

|                                 |                 |
|---------------------------------|-----------------|
| U. N. A. M.                     | FAC. DE QUIMICA |
| <b>INGENIERIA QUIMICA</b>       |                 |
| INFORME DE PRACTICA PROFESIONAL |                 |
| HORACIO GARCIA SOTO             |                 |
| 1980                            | DIBUJO N.º 4    |

sólidos. Al incrementar éstos el embrague de la caja de velocidades del transportador helicoidal se acciona e iguala la velocidad del transportador con la del rotor o tambor evitándose roturas en los álabes del tornillo.

El diseño de la caja planetaria de engranes que impulsa el transportador helicoidal la hace funcionar con el movimiento del rotor pero al incrementar las fuerzas por conducción entra en acción un embrague que desconecta los engranes planetarios reduciéndose el par de fuerzas al igualarse las velocidades. Cuando esto sucede se corta automáticamente la alimentación y suena una alarma.

Los sólidos descargados caen a una tolva donde un tornillo sinfin (L) los conduce a las prensas nuevamente, cerrando el ciclo de operación.

El aceite clarificado es bombeado a los tanques de crudo o a la planta de neutralización.

Es pertinente volver a señalar que si la planta vende el aceite crudo, como tal, es necesario pulir dicho aceite mediante otra operación de filtrado o bien una segunda etapa de centrifugación. Con ello se obtendrá un aceite brillante.

Desde el punto de vista de una refinación total del aceite lo anteriormente señalado no es necesario ya que el aceite clarificado se obtiene con un residuo de sólidos del orden de 0.3% a 0.5% después de la centrifugación para clarificar. En comparación un filtro en óptimas condiciones dará los mismos resultados pero perdiendo capacidad de filtrado a medida que se forma la torta.

En la centrífuga el residual de sólidos puede llegar a ser tan bajo como 0.1% si la unidad trabaja por debajo de su capacidad normal de manejo de alimentación.

Los resultados de sólidos residuales se obtienen al precipitar los mismos, mediante una centrifugación en tubo graduado volumétricamente, en una centrífuga de tubos durante 15 minutos a velocidad total.

Aparentemente el resultado de uno u otro sistema parecería igual. No obstante, el uso del sistema propuesto llenó las

condiciones que se deseaban:

- 1.) El proceso de clarificación se volvió continuo. Esto en refinerías modernas hace que todo funcione en forma automática y ordenada.

Por el contrario el filtro acoplado al tanque de lodos era una operación discontinua, pues el filtro debe limpiarse periodicamente al completar su ciclo.

- 2.) Debido a la accidental rotura de alguna lona filtrante o a la eventual pérdida de capacidad de paso del filtrado el aceite clarificado llegaba a la planta de neutralización en caudales variables.

Con el sistema instalado se logró normalizar el gasto de aceite a la planta de neutralización y se obtuvo un sistema con variación en los caudales fácilmente manejable.

- 3.) El contenido de sólidos residuales en un aceite clarificado determinará, en buena parte las mermas en la etapa de neutralización. El sólido ocluye aceite y arrastra al mismo a la fase pesada.

Por consiguiente es deseable eliminar los sólidos residuales lo más posible.

Si el aceite crudo se vende como tal o si se almacena, estos sólidos residuales, como ya se anotó, provocarán aumentos en los ácidos grasos libres y el deterioro del aceite

Como se indicó, el filtro normalmente rinde buenos resultados hasta perder capacidad. En muchas ocasiones el medio filtrante, en la mayoría de los casos lonas, sufre roturas ya sea en el montaje o derivadas de las presiones internas del filtro. Esto no es fácil de percibir y por consiguiente grandes cantidades de sólidos residuales pasan con el crudo clarificado, incrementando las mermas o pérdidas de neutralización.

Este factor fue eliminado con el sistema propuesto.

- 4.) Para operar el filtro, el tanque de lodos y retornar la torta a las prensas ( expellers) se utilizaba un jefe de departamento y dos ayudantes.

Con el sistema descrito se redujo el personal a una persona que supervisa el sistema.

5.) El retorno a las prensas de tortas del separador centrífugo con contenido residual de aceite constante y en forma continua permitió incrementar la capacidad de prensado y que se regulara la operación.

El retorno de tortas del filtro era discontinuo e implicaba mayor uso de mano de obra.

6.) El grado de suciedad, la falta de higiene y el peligro de accidentes en la instalación tradicional es fácil de imaginar.

Al limpiar el filtro se descargaban las tortas (sólidos) a un receptáculo en el piso de donde se paleaban a una carretilla para retornarlas a la prensa.

Las lonas descartadas después de su uso también iban al suelo.

El tanque de lodos con su olor a rancio, producto del tiempo de sedimentación, llenaba el ambiente.

Las ocasionales roturas del medio filtrante convertían la sala de clarificación en un lugar de carreras y acciones desordenadas efectuadas por el personal para co-

rregir la contigencia, sobre un piso resbaloso, sucio y con obstáculos.

Todo lo anterior fue corregido lográndose orden, seguridad, higiene y salubridad.

7.) La justificación económica y la amortización de la inversión se estimó como sigue :

En un aceite de algodón con una acidez. ( como ácidos - grasos libres ( AGL )) de 4.5% se esperaba una merma de neutralización de

$$\text{Merma} = \left( 0.5 + 1.25 C + \frac{C^2}{80} \right) \% \dots (1)$$

en una operación de neutralización continua.

Donde C es el contenido de sólidos más el agua residual más los ácidos grasos libres.

En la práctica se encontró que la clarificación por centrifugación deja la misma humedad residual, pero que el sistema de filtro-tanque de lodos permite mayor paso de sólidos.

Por consiguiente se dieron los siguientes valores :

$C_c$  = Factor C en Centrifugación.

$C_f$  = Factor C en Filtro.

$C$  = Sólidos + Humedad + AGL

$C_c = (0.3 + 0.5 + 4.5)$

$C_c = 5.3$

$C_f = (0.5 + 0.5 + 4.5)$

$C_f = 5.5$

Por consiguiente :

Merma en sistema de centrifugación

igual a : (sustituyendo en (1) )

$$M_c = (0.5 + 1.25 (5.3) + \frac{(5.3)^2}{80}) \%$$

$$M_c = 7.476 \%$$

Merma en sistema de filtro-prensa :

$$M_f = (0.5 + 1.25 (5.5) + \frac{(5.5)^2}{80}) \%$$

$$M_f = 7.753 \%$$

Mermas por ambos sistemas en una planta de 55 TM/día:

$$M_c = 55,000 \text{ Kg.} \times 0.07476 = 4,111.80 \text{ Kgs./día.}$$

$$M_f = 55,000 \text{ Kg.} \times 0.07753\% = 4,264.15 \text{ Kgs./día.}$$

$$\text{Diferencia} = 152.35 \text{ Kgs./día.}$$

$$152.35 \times \$15.00/\text{Kg.} = \$2,285.25 / \text{día.}$$

$$\$2,285.25 \times 300 = \$685,575.00 / \text{año.}$$

El sistema descrito, a valores monetarios equivalentes, tuvo un costo ya instalado de \$1,015,000.00. Por consiguiente la

amortización se logró en 18 meses, aproximadamente.

En otras instalaciones se encontró un sistema de doble filtro prensa para hacer continuo el flujo de filtrado, aún cuando - persistía la insalubridad, la discontinuidad en el manejo de sólidos, el riesgo de accidentes, el personal excesivo y el deteriorante tanque de lodos.

También aquí fue instalado el sistema propuesto sobre las siguientes bases de rendimiento económico y amortización.

- a.)  $55 \text{ TM/día} \times 25 \text{ días/mes} = 1,375 \text{ TM/ mes.}$
- b.) Precio del aceite vegetal = \$15.00 / Kg.
- c.) Precio de las lonas para el filtro prensa = \$25.00 / Mt. Lineal.
- d.) Costo de operario por mes = \$2,880.00
- e.) Costo de operario especializado (supervisor) = \$4,000.00 /mes.

1. - Mano de obra. Dos operarios por turno de trabajo de 8 horas. Esto es, 6 operarios para limpieza de filtros por día:

$$\$2,880.00 \times 6 = \$17,280.00/ \text{mes.}$$

El supervisor se encargaba de todo el departamento de molienda y por consiguiente sería necesario en cualesquier tipo de instalación. Por lo tanto no se considera su costo.

2.- Consumo de lonas en los filtro-prensa. Se obtuvo de un estudio de varias plantas un promedio de consumo de lonas - filtrantes de 0.5 metros lineales por tonelada de aceite procesado.

$$1,375 \text{ TM/mes} \times 0.5 \times \$25.00 = \$18,750.00/\text{mes.}$$

3.- Lavado de lonas. Para obtener mejor rendimiento se hacía necesario el lavado de lonas, una vez al día. Esto implica el costo de un hombre adicional para lavar y secar las 80 lonas de dos filtros de 40 placas cada uno:

$$\text{Costo del operario: } \$2,880.00/\text{mes.}$$

4.- Pérdida de aceite en las lonas. En el lavado de lonas se calcula una merma de 500 grs. de aceite por lona. Como estas se tenían que lavar una vez al día como mínimo y se operaba con dos filtros de 40 lonas cada uno se tenía :

80 lonas x 0.5 Kgs. x 25 dias/mes = 1,000 Kgs./mes.

1,000 x \$15.00 = \$15,000.00 / mes.

5.- No se tomó en cuenta el consumo adicional de energía del sistema propuesto por ser igual al consumo de los equipos auxiliares a los filtros como son: el compresor de aire para soplado y el vapor necesario para el lavado de lonas y filtros.

6.- Area ocupada. El área ocupada es vital en toda industria tanto desde el punto de vista de seguridad y economía, como, para futuras ampliaciones. El área del sistema propuesto fue de tres metros cuadrados contra cinco metros cuadrados de los dos filtros y además el espacio rescatado al tanque de lodos de aproximadamente diez metros cuadrados.

Considerando lo anterior:

|                                    |                              |
|------------------------------------|------------------------------|
| 1. - Mano de obra ahorrada:        | \$ 17,280.00 /mes            |
| 2. - Consumo de lonas :            | \$ 18,750.00 /mes            |
| 3. - Lavado de lonas :             | \$ 2,880.00 /mes             |
| 4. - Pérdidas de aceite en lonas : | <u>\$ 15,000.00 /mes</u>     |
|                                    | \$ 53,910.00 /mes de ahorro. |

\$53,910.00 x 12 = \$646,920.00/año, de ahorro.

Sobre estas bases, en una planta con doble filtro-prensa, la amortización se logró en 19 meses aproximadamente.

No se le ha dado valor a la continuidad de operación, a la retroalimentación continua de tortas con su capacidad de molienda aumentada, a la salubridad, seguridad e higiene, ni al aspecto mismo de las instalaciones. Sin embargo, las ventajas están a la vista.

\*\*\*\*\*

Selección y Promoción de Equipo y Sistemas para el Rendimiento Continuo a Bajas Temperaturas para Obtener Grasas Comestibles.

Del sacrificio de animales para consumo humano se obtienen grasas comestibles. Este sacrificio corresponde en su gran mayoría a reses y cerdos obteniéndose respectivamente sebos y lardos.

El rendimiento es un término que se usa para designar la obtención de tales grasas y puede ser sub-dividido en rendimiento de grasa para uso industrial o rendimiento de grasa para fines comestibles.

La obtención de grasa animal, que, ha sido practicada durante siglos, es el proceso por el cual el tejido animal se separa en sus tres componentes principales: agua, grasa y proteínas, permitiendo así la recuperación de las valiosas proteínas y grasa para su subsecuente uso beneficioso.

La grasa líquida de los tejidos animales se halla en pequeñas células de proteína y, para obtenerla, es preciso romper primero estas células. Dos de los métodos más corrientes de obtención industrial, son el seco y el húmedo, empleando am-

bos el calor como agente de ruptura.

La recuperación en seco, el más moderno de los dos métodos, utiliza un tanque encamisado, con un agitador, para calentar la grasa. El agua se evapora al vacío, y las células de proteínas restantes se coagulan formando "chicharrones", de los cuales se recupera la grasa. Este proceso es parecido a la fritura de tocino, siendo el tocino frito análogo a los chicharrones de proteínas.

En el procedimiento con agua, el tejido graso se cuece a presión a alta temperatura en un tanque grande. El calor en este método, rompe las células de proteínas, descomponiéndolas o saturándolas de agua.

Sin embargo, el uso de altas temperaturas no está exento de ciertos inconvenientes. Uno de los mayores inconvenientes de la recuperación por calor es el descenso en la calidad de los componentes grasos: o sea, el color se oscurece, se aumenta el ácido graso libre y disminuye su estabilidad. Además, durante el proceso por calor, se destruye el suave olor natural y sabor de la grasa en su estado original, y son substituidos por un fuerte olor a cocido. Además, la proteína se vuelve quebradiza,

formando chicharrones como en el método seco, o su estructura química cambia, debido a la acción del agua y del calor usados en el método húmedo.

Como esta alteración no ocurre cuando el tejido animal se rompe por medios mecánicos, se han dedicado mucho tiempo y esfuerzo, a través de los años, para desarrollar un método seguro de obtención a baja temperatura.

Para rendir sebos o lardos para uso industrial basta con depositar los trozos de sebo o lardo dentro de una paila o tanque enchaquetado y fundir la masa, en muchos casos burbujando vapor vivo dentro de la misma. Por este sistema se rinde u obtiene el máximo de grasa aún cuando la proteína acompañante se quema quedando prácticamente inservible excepto como aditivo para alimentos animales, de muy bajo costo en el mercado y sin valor nutritivo.

Por otro lado la grasa obtenida tendrá una coloración oscura y bastantes residuos de proteína (carne magra) quemada que se filtra posteriormente en un filtro-prensa convencional. Esta grasa estará destinada a fines industriales, principalmente a su saponificación para producir jabones y sub-productos valio-

sos como la glicerina. También tiene el uso de ser materia prima para la obtención de ácidos grasos que con debida pureza darán productos valiosos como la estearina, la oleína o derivados de los ácidos grasos como alcoholes de los mismos, que son base de numerosas síntesis químicas.

Si la grasa así rendida se destinara a fines comestibles como manteca o aditivo de panes o alimentos procesados, debido a su contenido de humedad y residuos de proteína quemada, tendrá que ser procesada.

Esto se logra mediante una neutralización alcalina, de coloración y deodorización para quitar el sabor y olor a proteína quemada y neutralizar los ácidos grasos libres que se incrementan con la presencia de la humedad.

Mediante este sistema se tenían dos mermas importantes: una, la merma de grasa convertida a jaboncillo (soaps-tock), sub-producto de la neutralización, de valor comercial mínimo y otra, la pérdida de la proteína (carne magra) que contienen los sebos o lardos frescos en un 8 a 10%.

El problema consistió en promover y seleccionar un

sistema continuo que produjera:

- a) grasas industriales libres de sólidos y de humedad, ó
- b) grasas y proteínas, comestibles, directamente, sin recurrir al proceso de neutralización, decoloración y deodorización, con ahorro en las mermas, igualdad de rendimiento y en forma salubre, segura, económica y continua.

El sistema tradicional consistía en una paila de fondo plano o cónico enchaquetada y con serpentín de vapor abierto dentro de la misma. También en algunos casos tienen agitadores de 30-50 r. p. m. La paila descarga por gravedad a un filtro-prensa con lonas filtrantes.

El sebo o lardo es recibido en la paila o tanque donde es calentado mediante la chaqueta y el serpentín perforado en forma indiscriminada, hasta obtener una fusión total y la ebullición de la mezcla. Esto último sucede normalmente a alta temperatura, 90°C, donde la proteína pierde su valor nutritivo que man- - - dose y degradándose a carne quemada o chicharrón.

La masa se mantiene caliente y agitada y se inicia

la filtración. Esta operación, como se describió en el problema anterior, tiene las desventajas que se enumeran a continuación:

- a. Discontinuidad.
- b. Mano de obra excesiva.
- c. Insalubridad.
- d. Falta de control en rotura del medio filtrante.
- e. Sólidos descargados al piso con la consiguiente falta de higiene, insalubridad y peligro de caídas. (son retirados en carretillas de mano)
- f. Costos de lonas y lavado de las mismas.
- g. Pérdida de grasa en las lonas.
- h. Falta de higiene.
- i. Inseguridad.
- j. Aspecto de suciedad.

La grasa filtrada va a su envase para su transporte. Posteriormente se refinará (neutralización, blanqueo, desodorización) en otras instalaciones, para su uso comestible humano. O bien se embarcará para su uso industrial a la planta respectiva.

El sistema propuesto se muestra en el dibujo No. 5. y es como sigue:

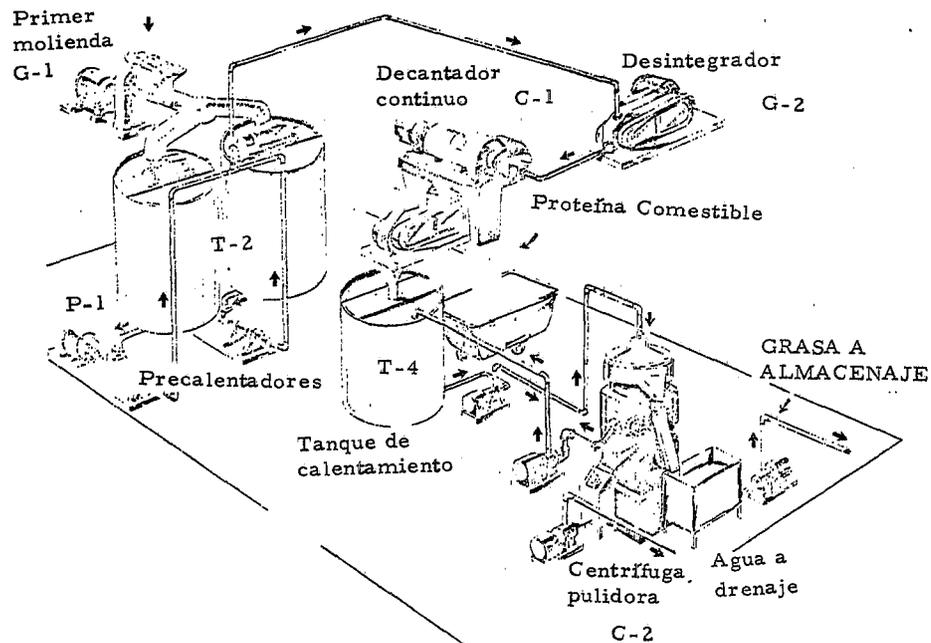
El sebo (por lo general el lardo no tiene el mismo tratamiento en su sub-producto sólido en México, como se discutirá después) es recibido en un tanque enchaquetado con agita --

ción, de fondo cónico o plano, pudiendo ser la paila original, pero sin serpentín para burbujear vapor libre. En este punto se da un calentamiento de aproximadamente 30°C a la masa de sebo para eliminar cualquier remanente de hielo que tuviese la grasa.

La masa parcialmente fundida es descargada manualmente a la tolva del molino G-1 que opera por el principio de extrusión, forzando la grasa mediante un transportador sinfin a través de una placa perforada con aberturas de 3/8". El molino es también enchaquetado para mantener el calor a la grasa.

Del molino G-1 pasa la grasa por gravedad a los tanques enchaquetados T-2 donde se eleva la temperatura al punto de fusión, 42°C, (a la altura de México, D. F.; superior al nivel del mar), donde se obtiene la fusión de gran parte de la grasa. La grasa ocluida entre celdas de proteína o atrapada en la misma es rendida al bombearse la masa mediante el elevador de sólidos P-1 hasta el desintegrador G-2, que es un molino de discos a gran velocidad que desintegra los sólidos liberando la grasa ocluida en las celdas o tejidos de carne magra.

En el sistema tradicional de fusión es la temperatura elevada la que revienta las celdillas o rinde la grasa ocluida. Por



RENDIMIENTO DE GRASAS A BAJA TEMPERATURA. (DIAGRAMA ESQUEMATICO).

U. N. A. M.

FAC. DE QUIMICA

INGENIERIA QUIMICA

INFORME DE PRACTICA PROFESIONAL

HORACIO GARCIA SOTO

1980

DIBUJO N.º 5

el sistema propuesto se libera la grasa mecánicamente y a baja temperatura.

La masa líquida con sólidos suspendidos es recibida en un pequeño tanque pulmón enchaquetado, para mantener la temperatura de fusión de 42° C. Por gravedad se alimenta al separador centrífugo C-1 que en forma continua separa la proteína suspendida de la grasa líquida.

La proteína separada sigue siendo comestible con su valor alimenticio intacto, por el rendimiento que es bajo su temperatura de degradación. Al descargar es enfriada en un congelador instantaneo para su posterior empaque y venta. Contiene de un 15 a un 20% de grasa o sebo.

La grasa separada ya libre de sólidos, con un residuo de 0.2 a 0.6%, volumen a volumen de ellos, determinados por centrifugación en tubos durante 15 minutos, es recibida en el tanque T-4. Aquí se eleva la temperatura hasta 90° C y se pasa el sebo líquido a través de la centrífuga pulidora C-2 que separa el agua y los sólidos dejando la grasa, clara y brillante.

La grasa así obtenida está lista para su consumo hu-

mano pues se rinde en unos cuantos minutos y su frescura es como la de la carne que consumimos. Posteriormente se congela para su conservación y consumo sin ningún procedimiento posterior.

Con el proceso propuesto e instalado se logró:

Un proceso continuo y un rendimiento casi instantáneo.

Se eliminó el filtro y sus características negativas enlistadas.

Se redujo el personal.

Se obtuvo grasa comestible y proteína comestible.

Se hizo una instalación sanitaria, higienica y segura.

Se obtuvo un rendimiento más redituable.

En el rendimiento de grasas para usos industriales se usó el sistema descrito pero con temperaturas mayores obteniendo grasas más claras y sólidos más secos que se usaron también en alimentos para animales.

El factor tiempo fue reducido obteniendo los productos en minutos y no en horas y manteniendo la instalación limpia y segura.

La instalación del sistema descrito se amortizó como se ve a continuación.

Valores:

|   |            |
|---|------------|
| Sebo pulido para uso alimenticio:           | \$8.00/Kg. |
| Proteína comestible:                        | \$9.00/Kg. |
| Proteína quemada para alimento de animales: | \$2.50 Kg. |

Contenido de proteína en la materia prima 9% (promedio).

Capacidad:

12 TM /grasa en rama, diaria. También se procesaron migajas y riñonadas.

Por el sistema tradicional:

$12,000 \times 0.09 = 1,080$  Kgs. de proteína quemada

Valor \$2.50 x 1,080 = \$2,700.00

Valor de sebos para fines alimenticios:

\$8.00 x 10,920 = \$87,360.00

menos mermas en neutralización, blanqueo y deodorización: 4%.

10,920 x 0.04 = 436.80 Kgs.

436.80 Kgs. x \$8.00 = (\$3,494.40)

Valores de rendimiento tradicional:

Valor proteína quemada: \$ 2,700.00

Valor sebo comestible : \$ 87,360.00

(menos mermas) : \$ (3,494.40)

\$ 86,565.60

Por el sistema propuesto e instalado:

Valor de proteína recuperada { con un 99% de eficiencia).

1,080 x 0.99 = 1,069.00 Kgs.

1,069 x \$9.00 = \$9,621.00

Esta proteína contiene 20% - 25% de sebo por peso.

1,080 x 0.225 = 243 Kgs. de sebo.

Costo de refrigeración de la proteína recuperada:

\$3.00 / Kg. x 1,069 = \$3,207.00

Ingresos por proteína comestible:

\$ 9,621.00

\$ (3,207.00)

\$ 6,414.00

Valor de sebo para fines alimenticios:

10,920 Kgs. - 243 Kgs. vendidos en proteína

10,677 x \$8.00 = \$85,416.00

Ingresos por sistema propuesto e instalado:

\$ 6,414.00

\$85,416.00

\$91,830.00

Ingresos incrementales por el nuevo sistema:

\$91,830.00 - \$86,565.60 = \$5,264.40/día.

El costo instalado del sistema propuesto a precios constantes fue de \$1'375,000 incluyendo el equipo y tanques - descritos, en acero inoxidable, tubería del mismo material, - congelador de proteína, instrumentación e instalación. La -- amortización se logró en:

\$5,264.40 x 300 = \$1'579,320/año.

$\frac{\$1'375,000}{\$1'579,320} = .87 \text{ año} = 11 \text{ meses aproximadamen}$

te.

Resulta obvio mencionar que el tiempo de proceso se redujo a una fracción del anterior, la mano de obra se redujo en dos tercios, se logró una instalación sanitaria, higiénica, segura y estética. Los productos recibieron aprobación oficial de llenar requisitos comestibles, misma que antes no se lograba en esa -

instalación y se llenaron los requisitos buscados de continuidad, higiene, seguridad, salubridad y economía.

Por otra parte se recuperó proteína comestible que resultó con un precio de venta muy bajo y no se degradó y desperdició este bien que es un nutriente humano esencial.

Se encontró, en México particularmente, que el lardo es aceptado y preferido con un sabor a proteína quemada (chicharrón) y que tiene más valor el chicharrón prensado que la proteína misma. Por esta razón las instalaciones como la propuesta que hay, en cerdo, son para obtener lardo para empaque y proteína para embutidos, resultando su economía rentable, pero en otros términos.

\*\*\*\*\*

Selección y Promoción de Procesos de  
Neutralización Caústica Continua (Refinación)  
de Aceites y Grasas Comestibles.

Las fuentes de aceites y grasas comestibles se encuentran distribuidas a través del mundo y por ende en diferentes localidades, distintos tipos de grasas. En nuestro país cada región tiene sus diversos tipos de aceites o grasas. En la región de la Laguna encontramos primordialmente semilla de algodón como fuente de grasa comestible. En el Bajío hay cártamo, soya, maíz, ajonjolí y lardo de cerdo. En el centro existe una variedad más completa incluyendo sebos. En las costas abunda el aceite de coco (Copra).

El aceite de procedencia vegetal se encuentra en semillas, nueces y frutos tales como semilla de algodón, nueces, frijol soya, la palma y muchas otras. De procedencia animal se obtiene del tejido graso del ganado vacuno, los cerdos, las ovejas, etc. De procedencia marina obtendremos grasas entre otros de la anchoveta, el arenque y la ballena.

Partiendo de animales, marinos o terrestres, la grasa es un sub-producto. En el caso de los aceites vegetales el aceite es una industria específica y de alcance mundial.

Tal como se expresó en el primer problema encontrado en la práctica, en la mayoría de los casos las materias primas, semillas, nueces, frijoles u otros, son primeramente cocinados para hacerlas soltar la porción grasa y prensadas (en expellers) para rendir el aceite. El material prensado puede ser tratado con un solvente (heptano) para extraer una mezcla solvente-aceite vegetal conocida como miscella. Esta miscella es rota por destilación recuperándose el heptano y separando el aceite que continúa su procesamiento.

El aceite rendido por prensado lleva en casi todos los casos impurezas que deberán ser removidas, como se vió en el problema de clarificación de aceites, para obtener un aceite que pueda ser almacenado o vendido, sin acelerar su deterioramiento o bien que pueda ser utilizable como alimento. Las impurezas principales que contiene un aceite son agua, polvo, mucílagos o "lecitinas" ( como se le conoce en la industria) y ácidos grasos libres. Estos últimos proceden de la degradación natural de los triglicéridos que con frecuencia se ve acelerada ya sea por mal almacenaje o clarificación defectuosa del aceite.

El aceite crudo adquiere coloración por la presencia de cuerpos colorantes así como mucílagos o gomas y compuestos odoríferos y estas impurezas, así como los ácidos grasos

libres, deberán ser removidas por la neutralización continua y el posterior proceso de desodorización. Ver dibujo No. 6 que muestra un diagrama de bloque del proceso íntegro.

Las impurezas solubles, que pueden ser proteínas, gomas, resinas, materias colorantes fosfatadas, hidrocarburos, cetonas, aldehídos y algunas otras no perfectamente estudiadas, son responsables en alto grado del mal sabor y olor de las grasas crudas. Otras materias solubles son deseables como, por ejemplo, los tocoferoles que tienen una acción anti-oxidante y son incoloros, inodoros e insaboros. También son deseables las vitaminas, provitaminas, esteroides, etc., que están presentes en los crudos. Sin embargo, estas sustancias deseables son también eliminadas en la refinación. Se han estudiado procesos para conservarlas pero su costo no ha justificado su aplicación.

Algunas de las dificultades en la refinación tienen su origen en la falta de conocimiento acerca de la naturaleza química de las impurezas. Además de los ácidos grasos libres la impureza más mencionada fue la precipitada por humectación y tradicionalmente descrita como "lodos" o "fosfátidos". Durante un tiempo se pensó que estos fosfátidos, que en el aceite de soya aparecen en volúmenes grandes de 1% a 2% eran cefalinas y

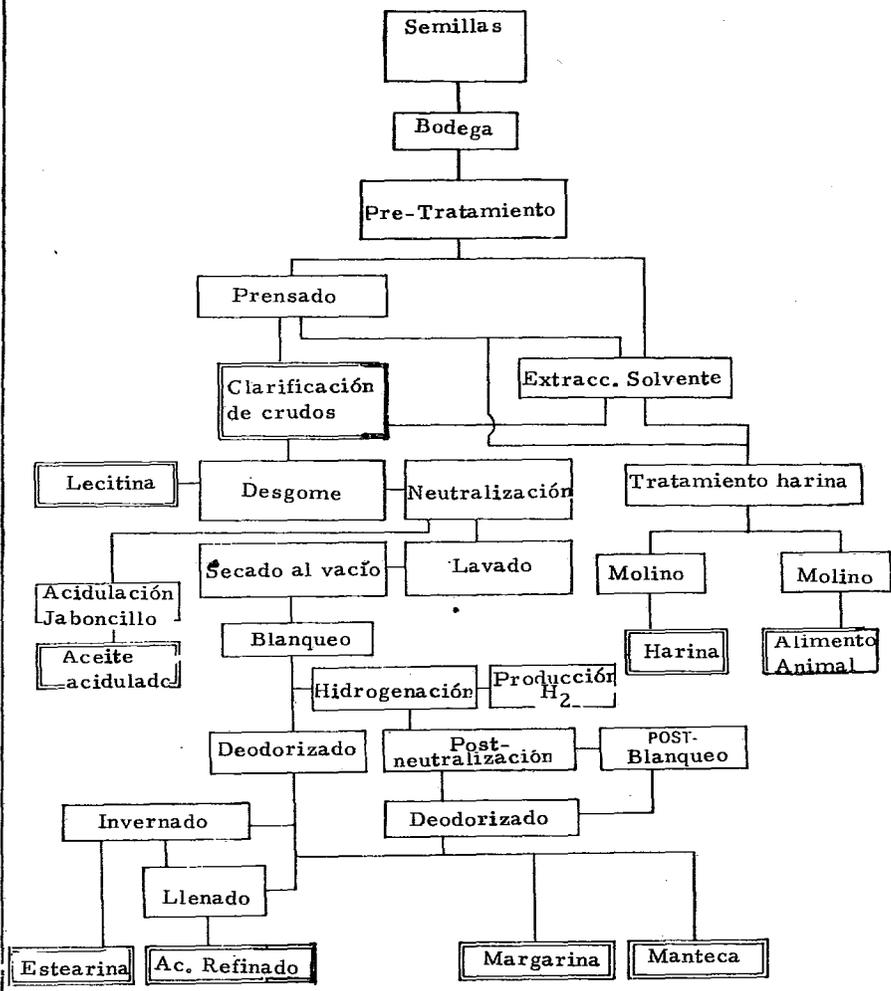


DIAGRAMA DE BLOQUES:  
 PROCESO DE PRODUCCION  
 DE ACEITES COMESTIBLES

|                                 |                 |
|---------------------------------|-----------------|
| U. N. A. M.                     | FAC. DE QUIMICA |
| <b>INGENIERIA QUIMICA</b>       |                 |
| INFORME DE PRACTICA PROFESIONAL |                 |
| HORACIO GARCIA SOTO             |                 |
| 1980                            | DIBUJO No. 6    |

lecitinas únicamente. Sin embargo, aún cuando hay gran contenido de dichas lecitinas y variación de aceite en aceite, se han encontrado en dichos lodos: ácidos fosfatados, fosfatos, azúcares como galactosa, arabinosa y manosa, inositol, glucosamina, otros compuestos y algunos ácidos grasos. Otros compuestos, como los aldehídos no saturados de bajo peso molecular, dan olores y sabores desagradables. Es claro, por lo tanto, la necesidad de eliminar estos "lodos" o "fosfatidos".

En los últimos tiempos se ha considerado indispensables los siguientes procesos, mínimos, para dar aceites comestibles:

1. Clarificación. Eliminación de insolubles.
2. Desgomado. Eliminación de lodos solubles.
3. Desacidificación. Principalmente por neutralización.
4. Blanqueo. Decoloración.
5. Desodorización.

En el primer problema de la práctica se enfrentó el proceso 1. Se enfrentaron posteriormente los procesos 2 y 3. Los otros procesos fueron resueltos por otras entidades.

Tradicionalmente el desgomado o deslamado se llevaba a cabo en forma de lote ( batch ) en tanques de acero al carbón con agitación lenta y provistos de serpentín de vapor vi-

vo para burbujear el vapor en la masa. Se consigue así la humidificación de las "gomas" o "lodos". Al ganar en peso específico dichos lodos se precipitan al fondo del tanque de donde se drenan.

El aceite desgomado es retirado de la parte superior por líneas de drene lográndose su decantación.

El uso de vapor directo dificulta el control de la humedad en la mezcla y degrada el aceite desgomado, aún cuando sea momentáneamente.

También se eliminan los "lodos" o "gomas" con adiciones de ácidos preferentemente el fosfórico en proporciones de 0.1 a 0.8% con respecto al volumen a tratar y a 70° C. En este caso el tanque o paila es protegido contra la corrosión reforzándolo con placas de plomo.

Estos procesos presentan todas las desventajas de los procesos discontinuos. Tiempo perdido, exceso de personal, suciedad, ineficacia, insalubridad o incorporación de humedad al aceite desgomado o pre-tratado.

El problema consistió en hacer este proceso un sistema eficaz, limpio, económico y sin alterar el aceite pre-tratado. Esto se logró por el método que se discute más adelante.

Lo innegable es que el pre-tratamiento o desgomado lleva ventajas que lo hacen indispensable:

a) Eliminación de impurezas para mejorar la estabilidad del aceite. Estas impurezas arrastran metales pesados, altamente indeseables, como el hierro y el cobre. Los aceites desgomados muestran incrementos muy lentos en el aumento de acidez.

b) Un buen pre-tratamiento es suficiente para aceites para uso técnico como por ejemplo la linaza para lacas y barnices.

c) El desgomado facilita los tratamientos posteriores como la neutralización (llamada también refinación) y reduce las pérdidas de la misma.

En la práctica se usa el desgomado o pre-tratamiento para aceites como la soya y se considera innecesario en

aceites tales como palma, coco, ajonjolí, algodón, maíz, girasol, cártamo y grasas animales.

Para discutir el sistema que se propuso e instaló y que forma parte del siguiente proceso (también propuesto e instalado) de neutralización continua, es conveniente discutir este último primero.

Antes de describir el proceso tradicionalmente usado en nuestro medio, es pertinente hacer algunas observaciones sobre la neutralización de ácidos grasos libres.

Tanto desde el punto de vista del costo como de la eficiencia, el único álcali cáustico usado en nuestra industria es la sosa cáustica. Este producto tiene el efecto de, combinadamente, purificar, desgomar, neutralizar y decolorar parcialmente, ( en el algodón casi totalmente). Se combina con los ácidos grasos libres para formar jabones sódicos, lo que ayuda a eliminar impurezas y algo de color. Esos jabones tienden sin embargo, a formar emulsiones en las que algo de grasa neutralizada se dispersa pasando a los productos menos valiosos. Si se usa álcali en exceso y esto sucede siempre en los procesos de lote (batch), se puede causar la formación de jabones partiendo de grasa neutra que son mermas de producto valioso. En - -

casos de refinación o neutralización por lote es la habilidad, el entrenamiento y el "arte" del refinador lo que hace que estas - dos fuentes de pérdida, la emulsificación y sobresaponificación, se mantengan a un mínimo posible, dando a la vez productos de buena calidad y resultados aceptables. Lo ideal en ese tipo de proceso era contar con un buen refinador.

La sosa empleada se usa a varias concentraciones como se aprecia en la siguiente tabulación:

| <u>gr. NaOH</u><br><u>en 100 ml.</u> | <u>°Bé</u> | <u>Grav. Esp.</u> | <u>% NaOH</u><br><u>en sol</u> | <u>Normalidad</u><br><u>Aprox.</u> |
|--------------------------------------|------------|-------------------|--------------------------------|------------------------------------|
| 1.2                                  | 2          | 1.014             | 1.2                            | 0.3                                |
| 2.8                                  | 4          | 1.029             | 2.71                           | 0.7                                |
| 4.2                                  | 6          | 1.045             | 4.0                            | 1.05                               |
| 5.6                                  | 8          | 1.060             | 5.29                           | 1.4                                |
| 7.0                                  | 10         | 1.075             | 6.55                           | 1.75                               |
| 8.7                                  | 12         | 1.091             | 8.0                            | 2.2                                |
| 10.4                                 | 14         | 1.108             | 9.42                           | 2.6                                |
| 12.3                                 | 16         | 1.125             | 10.99                          | 3.1                                |
| 14.4                                 | 18         | 1.142             | 12.64                          | 3.6                                |
| 16.7                                 | 20         | 1.162             | 14.37                          | 4.2                                |
| 18.5                                 | 22         | 1.180             | 15.91                          | 4.7                                |
| 21.2                                 | 24         | 1.200             | 17.69                          | 5.3                                |
| 23.9                                 | 26         | 1.220             | 19.58                          | 6.0                                |
| 26.6                                 | 28         | 1.241             | 21.42                          | 6.6                                |
| 29.9                                 | 30         | 1.263             | 23.67                          | 7.5                                |
| 33.2                                 | 32         | 1.285             | 25.88                          | 8.3                                |

El proceso de neutralización es precedido por una - prueba de titulación con sosa décimo normal para calcular el -

contenido de ácidos grasos libres ( a. g. l. ) . Para la mayoría de los aceites el porcentaje de a. g. l. se calcula como ácido oleico con su peso molecular de 282. En otras grasas se usan cifras menores ya que el promedio de los pesos moleculares de sus ácidos es más bajo. Por ejemplo en aceite de coco 206, coquito de aceite 220 ( en el Sureste y Centroamérica), palma 256, etc. Basado en esta prueba y la tabla anterior el refinador calcula la cantidad de solución de álcali neutralizador que se requiere y decide el exceso que agregará. No hay método uniforme para expresar la concentración pero se prefiere los grados Baumé, (°Bé). La tabla da una comparación de estas expresiones.

Para seleccionar la concentración de la lejía el operador-refinador toma en cuenta lo siguiente:

- 1.- La naturaleza de la jabonadura (soapstock) : Una solución fuerte de sosa caústica produce, aún con contenidos de agua altos, una jabonadura muy viscosa, la que una vez fría puede solidificarse. La concentración de la solución deberá por lo tanto escogerse de manera que permita que el "soapstock" fluya del tanque refinador a 60 - 70° C. Si el "soapstock" está demasiado líquido entonces a mayor concentración del mismo mayor cantidad de aceite neutro se -

escapa con él. Como se aprecia, esta es una decisión problemática.

2. - La cantidad de aceite neutro saponificado: A mayor concentración de solución caústica mayor cantidad de jabonadura partiendo de aceite neutro formada, o dicho de otro modo mayores pérdidas por la refinación (neutralización).
3. - La cantidad de aceite neutro ocluído o emulsionado en la jabonadura: A mayor dilución de la solución de sosa caústica es mayor la tendencia a ocluir o emulsionar jabón con aceite neutro. Por lo general un porcentaje de ácidos grasos libres bajo requiere una solución débil de álcali y lo contrario un porcentaje alto en ácidos grasos requiere una concentración fuerte de sosa caústica. Se debía pues balancear el peligro de sobresaponificación contra pérdidas por emulsión y lograr, al mismo tiempo, un aceite neutro.
4. - La velocidad de separación del aceite neutro y del "soapstock" (jabonadura): Tanto la concentración de álcali como la temperatura determinarán la velocidad de separación de la jabonadura granulada de el aceite

neutro. Mientras más dure el contacto más aceite neutro se pierde por emulsión u oclusión.

5. - Decoloración del aceite neutro: A menor concentración del álcali mayor el exceso requerido para decolorar después de neutralizar con los peligros de mermas ya expuestos.
6. - La acidez del aceite crudo: La concentración del álcali dependerá de los ácidos grasos libres ( a. g. l. ); a mayor porcentaje mayor concentración. La concentración habitual varía entre 10 y 24 °Bé pero debe considerarse las sustancias solubles y una previa prueba.

Lo anterior indica la preparación necesaria del hombre clave, el refinador. Por ende la dependencia de la planta en él para obtener buen producto con bajas mermas.

Se ha encontrado que las impurezas de origen no graso que deben removerse, en el algodón alcanzan de 0.9 a 17%, de 0.2 a 0.4% en el cacahuete de 0.1 a 0.2% en el coco y de 0.5 a 2% en la soya. Así, por ejemplo, si un aceite contiene 2% de áci

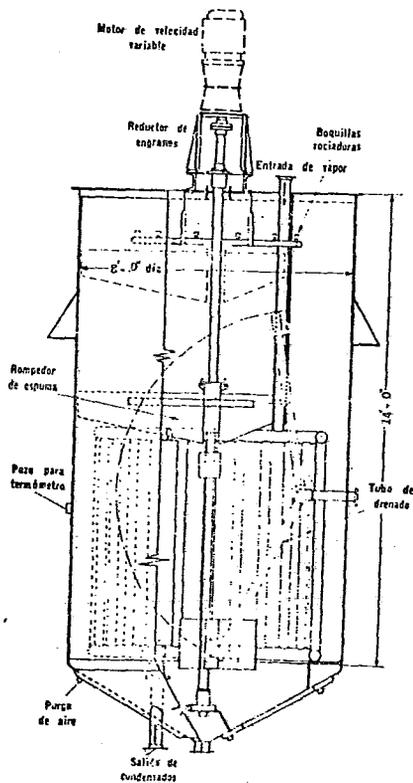
dos grasos libres, 1% de impurezas y 0.25% de humedad el rendimiento teórico de aceite neutro debiera ser 96.75%. Esto no se alcanza en la práctica. Se intenta obtener este rendimiento con alguna merma, sin menoscabo de la calidad.

La eficiencia cuantitativa de la neutralización se expresa en diferentes formas. El factor de refinación es un cociente determinado por la pérdida real, después de lavado el aceite, - entre los ácidos grasos libres. Por ejemplo, se obtuvo un rendimiento de 94% en un aceite con 3% de a. g. l. El cociente será :

$$\frac{6}{3} = 2.$$

En otros casos se determinan los ácidos grasos totales en el "soapstock" y aguas de lavado y el cociente resultante de dividir entre los ácidos grasos libres da el llamado factor de ácido graso. Si las grasas en los sub-productos son altas este método dará un factor favorable indebido, indicando mala operación.

El método más en uso es el proceso estandarizado "Wesson" que indica la pérdida total de ácidos grasos e impurezas que se obtendría en las condiciones más favorables y se compara porcentualmente con las pérdidas de la planta, obteniéndose la eficiencia porcentual de recuperación.



NEUTRALIZADOR ABIERTO

|                                 |                 |
|---------------------------------|-----------------|
| U. N. A. M.                     | FAC. DE QUIMICA |
| INGENIERIA QUIMICA              |                 |
| INFORME DE PRACTICA PROFESIONAL |                 |
| HORACIO GARCIA SOTO             |                 |
| 1980                            | DIBUJO No. 7    |

La refinación o neutralización por lote o "batch" se efectuaba en recipientes cerrados o abiertos verticales, de acero al carbón, que se designaban como "pailas". La proporción entre la altura y el diámetro de la parte cilíndrica es de 1.5 a 2.5 veces éste último. El ángulo del apex del cono era normalmente de  $90^{\circ}$  para obtener mejor pendiente de drenado. Casi todas las "pailas" tenían chaquetas en la parte inferior, serpentines de vapor y agitador de baja velocidad, 30 a 45 r.p.m. La neutralización se hacía inyectando vapor para elevar la temperatura y agregando el álcali. Al formarse el grano de jabonadura, tomando muestras para verificarlo, se dejaba asentar el "soapstock" y se separaba por drenado. Posteriormente el aceite se lavaba una y dos veces y se enviaba a su blanqueo al vacío donde simultáneamente se seca

Aparte de depender de la habilidad del refinador el proceso descrito tenía una serie de inconvenientes:

- a.) Era insalubre.
- b.) Consumía gran cantidad de vapor.
- c.) Era discontinuo.
- d.) Sus mermas eran incontrolables.
- e.) Ocupaba gran espacio para caudales solo regulares.
- f.) No se obtenían resultados constantes.
- g.) El aspecto era de desorden y suciedad.
- h.) Se dependía del criterio de una sola persona.

El proceso antes descrito se llevaba a cabo en equi-

pos como los mostrados en los dibujos No. 7 y No. 8 .

Se encontraron también refineras con procesos semi-continuos como los mostrados en el dibujo No. 9 .

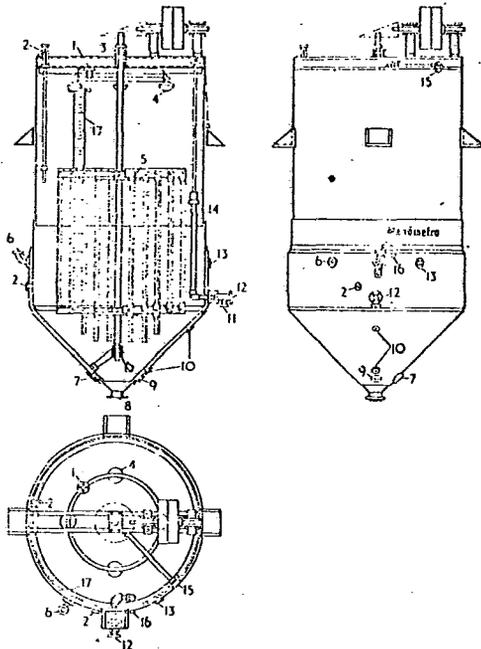
Los resultados eran mejores al proceso tradicional, eliminándose las pérdidas por oclusión en gran parte.

Comparativamente se apreciaban las diferencias que se anotan a continuación:

| <u>Contenido de a. g. l.<br/>del aceite crudo</u> | <u>Pérdidas en<br/>Paila</u> | <u>Pérdidas en<br/>Proceso Semi-continuo</u> |
|---|------------------------------|--|
| 2.20%   | 4.86%                        | 3.60%  |
| 4.81%   | 11.01%                       | 8.38%  |
| 3.05%   | 7.01%                        | 4.70%  |

Este proceso era básicamente la paila seguida de un separador centrífugo para jabonadura. Aún así el proceso adolecía de muchos de los inconvenientes antes enlistados, principalmente el de seguir dependiendo del refinador.

El proceso propuesto se muestra en el dibujo No.10.



- |                              |                            |                        |
|------------------------------|----------------------------|------------------------|
| 1. Entrada de agua de lavado | 7. Salida de agua          | 15. Entrada de vapor   |
| 2. Termómetro                | 8. Salida de jabonadura    | 14. Tubo de nivel      |
| 3. Cajinete                  | 9. Descarga de condensados | 15. Entrada de lijia   |
| 4. Rociador                  | 10. Muestreadores          | 16. Ventil             |
| 5. Agitador                  | 11. Salida de muestras     | 17. Indicador de nivel |
| 6. Válvula de seguridad      | 12. Salida de aceite       |                        |

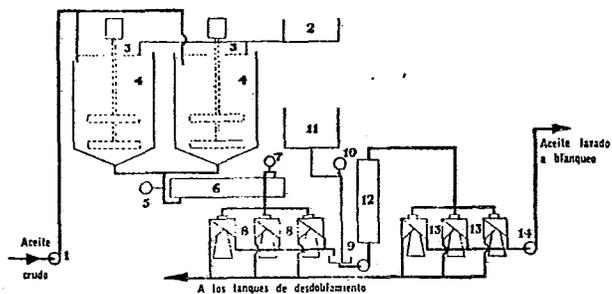
NEUTRALIZADOR ABIERTO

|                                 |                 |
|---------------------------------|-----------------|
| U. N. A. M.                     | FAC. DE QUIMICA |
| INGENIERIA QUIMICA              |                 |
| INFORME DE PRACTICA PROFESIONAL |                 |
| HORACIO GARCIA SOTO             |                 |
| 1980                            | DIBUJO No. 8    |

Además se muestran diagramas típicos de flujo de otras firmas fabricantes en los dibujos No. 11 y No. 12

El aceite es bombeado de los tanques de aceite crudo a través de un colador y un rotámetro. Pasa a través de un calentador cilíndrico donde se calienta hasta  $60^{\circ}\text{C}$  y de allí a un mezclador donde se mezcla con una pequeña cantidad 0.03% a 0.1% de ácido cítrico. Esta adición se proporciona mediante un controlador de embolo automático. Este aditivo condiciona las gomas para su eliminación más fácil mediante el subsecuente tratamiento con sosa caústica. Del primer mezclador el aceite pre-tratado se junta con una corriente de sosa caústica de 20-28  $^{\circ}\text{Bé}$  que se añade en la cantidad teórica requerido para neutralizar y se controla su adición mediante un proporcionador automático de embolo. Esta corriente aceite-sosa pasa a un mezclador de paletas, cerrado, dando un tiempo de contacto de 3 minutos, bajo agitación suave. La mezcla resultante aceite-jabón (soapstock) pasa a la centrífuga (S) refinadora la que a través de su descarga elimina la jabonadura por una salida y el aceite neutro que es enviado a un tanque de "aceite refinado", por otra salida.

La centrífuga refinadora que se usó es del tipo de rotor cilíndrico hueco que rota a cerca de 15,000 r.p.m. alcanzando fuerzas centrífugas del orden de  $13\,000 \times G$ . La mezcla en-



PROCESO SEMI-CONTINUO DE REFINACION  
(NEUTRALIZACION) DE ACEITES.

|                                 |                 |
|---------------------------------|-----------------|
| U. N. A. M.                     | FAC. DE QUIMICA |
| INGENIERIA QUIMICA              |                 |
| INFORME DE PRACTICA PROFESIONAL |                 |
| HORACIO GARCIA SOTO             |                 |
| 1980                            | DIBUJO No. 9    |

tra por la parte inferior y es guiada hacia la parte superior por un ensamble metálico que divide el flujo en tres. Al ser sujeta la mezcla a la fuerza centrífuga expresada, se forman dos capas cilíndricas, la de mayor peso pegada a la pared del rotor o tambor y la ligera al centro. Las descargas son ajustables encontrándose así la interfase y separando las salidas de los dos líquidos. La centrífuga refinadora tiene una descarga grande especial para el "soapstock" y otra más angosta para el aceite neutro.

Tanto la centrífuga refinadora como la re-refinadora que se usa en el siguiente paso del proceso, están equipadas con un aditamento llamado "flush" o inyección de fondo que permite adicionar sosa muy diluida a la mezcla para lograr el mejor corte dentro de la centrífuga, ésto es, la mejor separación de capas.

El aceite separado de la jabonadura se bombea a otro mezclador para tratarlo nuevamente con álcali caústico-sosa para mejorar el color del mismo. Esto es particularmente valioso en los aceites café-rojizos de algodón o verdosos de ajonjolí. Se elimina cualquier rastro de ácido graso libre, también. El riesgo de sobresaponificación es despreciable ya que las condiciones para que ésto suceda, es decir la presencia de jabón o tiempo de contacto, no existen. La mezcla se separa con la

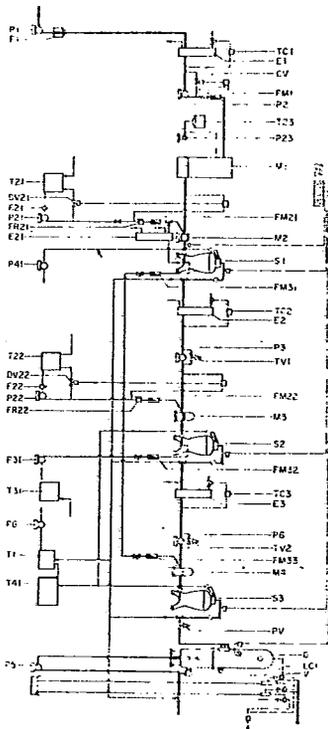


centrífuga re-refinadora de diseño más adecuado para dos fases líquidas. La solución de álcali gastado se recibe en un colector mientras que el aceite re-refinado conteniendo menos de 0.05% de jabón pasa a un tanque donde se lava al mezclarse con agua (10% por volumen) a temperatura de 75-80°C. La mezcla se logra recirculando por medio de una bomba. Del lavado pasa a un tanque de nivel constante y de allí es separada el agua por otra centrífuga (lavadora). El agua es enviada a un tanque de asentamiento donde se recoge el sobrenadante de aceite, si algo escapa. El aceite neutro lavado se somete a otro lavado igual dejando un contenido de jabón de 0.002% ó 20 p.p.m. El aceite no debe sobrepasar esta cantidad pues el jabón secuestra al catalizador en la hidrogenación. La humedad es de 0.4 a 0.5% al salir del segundo lavado y posteriormente se seca hasta 0.001% de humedad en un secador al vacío.

El proceso propuesto puede adaptarse en el uso a todas las grasas logrando incluso desgomado, refinado y doble lavado o bien capacidad doble en etapas de un refinado y un lavado.

Este tipo de solución se logró en varias plantas adaptando este proceso que resultó:

- a. Más económico.
- b. Independiente de criterio personal.



**SEPARADORES CENTRIFUGOS:**  
 S1-S3 Separadores centrífugos  
**BOMBAS:**  
 P1 Bomba de aceite crudo  
 P2-P5-P6 Bombas alimentadoras de aceite  
 P5 Bomba de aceite refinado  
 P6 Bomba para aceite vacío  
 P21-P22 Bombas de lejía  
 P23 Bomba medidora para lejía  
 P31 Bomba de agua de proceso  
 P41 Bomba de lavadura

**MEZCLADORES:**  
 M1 Mezclador de disonada  
 M2 Mezclador neutralizador  
 M3 Mezclador de refinación  
 M4 Mezclador para lavado con agua

**CALENTADORES:**  
 E1-E2-E3 Calentadores de aceite  
 E2K Calentador de lejía

**CONTROLADORES:**  
 CV Control para flujo constante de aceite  
 DV21-DV22 Válvulas de presión diferencial para lejía  
 FR21-FR22 Resistencia al flujo de lejía  
 LCI Control de nivel del aceite  
 TC1-TC2-TC3 Controladores de temperatura del aceite  
 TV1-TV2 Válvulas de trabajo, control  
 PV Válvula reguladora de presión de aceite

**MEIDORES DE FLUJO:**  
 FM1 Medidor para flujo de aceite  
 FM21-FM22 Medidores para flujo de lejía  
 FM31, FM32, FM33 Medidores para flujo de agua

**CALENTADORES:**  
 E1 Calentador de aceite  
 E21-E22 Calentadores de lejía

**TANQUES:**  
 T1 Tanque de aceite crudo  
 T21 T22 Tanques de lejía  
 T23 Tanque de ácido sulfúrico  
 T31 Tanque de agua  
 T41 Cámara recolector

**SECADOR AL VACÍO:**  
 D Secador al vacío  
 V Equipos de vacío  
 V1 Válvula reguladora al vacío  
 V2, V7, V10, V11, V14  
 V5, V15 Válvulas de trabajo  
 V3 Válvula macho de 3 vías  
 M Válvula  
 Y Tapa para dren

PROCESO DE REFINACION  
 (NEUTRALIZACION) CONTINUA DE  
 ACEITES VEGETALES.  
 (DIAGRAMA ESQUEMATICO).

|  |                 |
|--|-----------------|
| U. N. A. M.                            | FAC. DE QUIMICA |
| <b>INGENIERIA QUIMICA</b>              |                 |
| <b>INFORME DE PRACTICA PROFESIONAL</b> |                 |
| HORACIO GARCIA SOTO                    |                 |
| 1980                                   | DIBUJO No.11    |

- c. Automático.
- d. Versátil.
- e. Salubre y seguro.

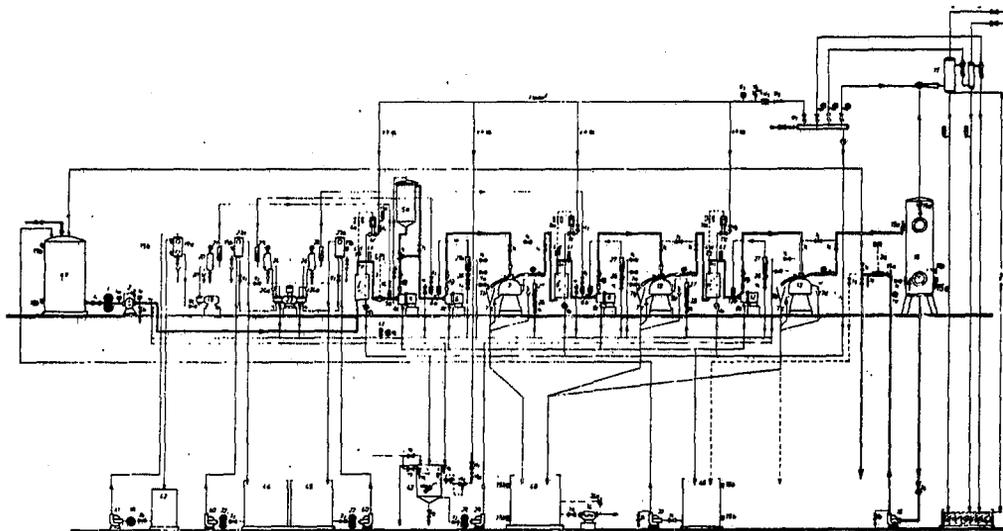
Como antes se expresó las plantas por lote (batch) consumen grandes cantidades de vapor y de energía eléctrica. Requieren más operarios y espacio. Las plantas propuestas e instaladas requieren los siguientes servicios:

| <u>Agua de proceso</u> | <u>KW conectados:</u> | <u>Vapor (1.8 Kg/cm<sup>2</sup>)</u> | <u>Vapor para eyectores (4 kg/cm<sup>2</sup>)</u> | <u>Agua para piernas Barométricas (a 20° C.)</u> |
|------------------------|-----------------------|--------------------------------------|---|--|
| 400 lts.               | 19                    | 140 Kg.                              | 30 Kg.  | 1,600 lts.                                       |
|                        |                       |                                      |   | (recuperables.)                                  |

La planta dió un rendimiento comparativo como sigue:

| <u>Contenido de a. g. l. del aceite crudo:</u> | <u>Pérdidas en paila</u> | <u>Pérdidas proceso Semi-con tinuo</u> | <u>Pérdidas por el sistema propuesto:</u> |
|--|--------------------------|--|---|
| 2.20%  | 4.86%                    | 3.60%                                  | 3.31%                                     |
| 4.81%  | 11.01%                   | 3.38%                                  | 6.80%                                     |
| 3.05%  | 7.01%                    | 4.70%                                  | 4.42%                                     |

De la ecuación (1) en el primer problema, apli- - -



PROCESO DE REFINACION (NEUTRALIZACION) CONTINUA DE  
ACEITES VEGETALES. (DIAGRAMA ESQUEMATICO).

U. N. A. M.

FAC. DE QUIMICA

INGENIERIA QUIMICA

INFORME DE PRACTICA PROFESIONAL

HORACIO GARCIA SOTO

1960

DIBUJO N. 12

cándola obtenemos:

$$P = \left( 0.5 + 1.25C + \frac{C^2}{80} \right) \dots (1)$$

Donde P = pérdida de neutralización

y donde C = igual a a. g. l. más humedad  
más insolubles.

Suponiendo humedad de 0.5% y sólidos insolubles de 0.02% en una planta de 30 toneladas métricas por día con aceites de a. g. l. promedio 4.5%, tendríamos una pérdida en paila de aproximadamente 9%, teniendo un refinador muy experimentado y una operación en paila muy buena.

30,000 Kgs. de aceite rinden:

27,300 Kgs. de aceite neutro  
y 2,700 de jabonadura.

$$\begin{array}{r} 27,300 \text{ Kgs.} \times \$18.00 = \$491,400.00 \\ 2,700 \text{ Kgs.} \times \$ 1.50 = \underline{4,050.00} \\ \$495,450.00/\text{día.} \end{array}$$

Por el proceso continuo tendremos substituyendo en la ec. (1) :

$$C = 0.5\% \text{ humedad} + 4.5\% \text{ a. g. l.} + 0.02\% \text{ insolubles.}$$

$$C = 5.02\%$$

$$P = (0.5 + 1.25 (5.02) + \frac{(5.02)^2}{80}) \%$$

P = Pérdida o merma

$$P = 7.09\%$$

En 30,000 Kgs./día de alimentación:

27,373 Kgs. de aceite neutro  
2,127 de soapstock

De donde:

$$\begin{array}{r} 27,373 \times \$18.00 = \$501,714.00 \\ 2,127 \times \$ 1.50 = \quad 3,190.50 \\ \hline \$504,904.50 \end{array}$$

Diferencia por día entre ambos sistemas:

$$\$504,904.50 - \$495,450.00 = \$9,454.50$$

La planta descrita e instalada tuvo un costo de \$1'500.000 más \$725,000 de equipos auxiliares, estructuras y erección dando un total de \$2'225,000.00.

Se amortizó en 9 meses aproximadamente.

Este mismo sistema es aplicable, con variaciones,

en las etapas de desgome, refinación y re-refinación a los siguientes aceites:

| <u>Nombre vulgar</u> | <u>Tipo:</u> | <u>Nombre Botánico</u> |
|----------------------|--------------|------------------------|
| Frijol cacao         | (B)          | Theobroma cacao        |
| Coco                 | (C)          | Cocos nucifera         |
| Mafz                 | (B)          | Zea mays               |
| Semilla de algodón   | (B)          | Gossypium hirstum      |
| Semilla de uva       |              | Vitis vinifera         |
| Linaza               | (B)          | Linum usitatissimum    |
| Oliva                | (B)          | Olea europaea          |
| Palma                | (C)          | Elaeis guineensis      |
| Palmito              | (C)          | Elaeis guineensis      |
| Nuez                 | (C) (G)      | Arachis hypogaea       |
| Arroz                | (B)          | Oryza sativa           |
| Cártamo              | (C) (G)      | Carthamus tinctorius   |
| Ajonjolí             | (C) (G)      | Sesamum indicum        |
| Soya                 | (A)          | Soja max.              |
| Girasol              | (C) (G)      | Helianthus annus       |

Se indica con un (A) las semillas que requieren acondicionamiento, doble refinación y doble lavado; con (B) las que requieren doble refinación y doble lavado y con (C) las que requieren una sola refinación y doble lavado. Algunas requieren acondicionamiento de gomas y solo una refinación, se les indica además con una (G).

Adicionalmente algunos aceites forman emulsiones difíciles de separar como consecuencia de su ciclo calentamiento-mezclado. El girasol se mezcla en frío con el álcali, el coco se mezcla primero y después se calienta, así como el sebo.

La resolución de este problema resulta en procesos con ahorros considerables, rescate de comestibles valiosos y en instalaciones higiénicas y sanitarias.

\*\*\*\*\*

Selección y Promoción de Equipo de Centrifugación para la  
Industria Química, Farmacéutica y de Alimentos.

Aún cuando los fabricantes de equipo para separación centrífuga disponen de amplios datos sobre el equipo adecuado para muchos problemas de separación conocidos, el problema con mayor frecuencia encontrado en la práctica profesional fué precisamente la selección del separador centrífugo, incluida en dicha selección el material de construcción más adecuado y las opciones necesarias.

Con frecuencia el ingeniero de diseño de procesos desconoce los parámetros para efectuar dicha selección y confía en el representante del fabricante para su orientación. Esta situación se multiplica en las diversas fábricas donde la selección compete al gerente de producción o al comprador o al dueño, en muchos casos.

Es la responsabilidad, entonces, del ingeniero que promueve la venta del equipo hacer la recomendación del equipo apropiado basado en su experiencia, el conocimiento del equipo, la comprensión del proceso del cliente, los parámetros de seguridad, higiene y rendimiento, el conocimiento de los materiales necesarios, el conocimiento de los equipos auxiliares, el cono-

cimiento de los servicios necesarios, la evaluación del personal disponible y básicamente su capacidad profesional, su ética y su honradez.

Nadie compra únicamente una máquina; se adquiere equipo para desempeñar un trabajo. El gasto del capital necesario estará entonces en función directa con el trabajo a desarrollar.

La selección del equipo de separación centrífuga es a primera vista una tarea confusa y por el número de opciones posibles, parecerá como una selección descabellada.

Sin embargo, los diversos tipos de máquinas han sido y siguen siendo desarrolladas para lograr cada una, un propósito determinado. El análisis del problema de selección permitirá entonces una selección equilibrada, basada en costos y en eficiencia de operación. Una máquina sencilla será quizás la solución adecuada a un problema sin caer en extremos de adquisición de equipo que está diseñado para problemas diferentes o más complejos.

En nuestro medio industrial se encontró que la mayoría de las aplicaciones de equipo de separación centrífuga tienen

que ver con la separación de un sólido de un líquido aún cuando determinados usos de las separadoras centrífugas se orientan a la separación de dos líquidos de diferentes pesos específicos o bien a dos líquidos, como se expresó antes, de un tercer componenente: un sólido.

No es posible regular o presentar un sistema absoluto para la selección de equipo de separación centrífuga. Siempre fue y será un problema donde el criterio, basado en la teoría y la experimentación, rendirá el resultado buscado. Se involucran tantos factores y variables que la selección no es posible en forma simple. Ya que las variables están dentro del campo del conocimiento del ingeniero de proceso y algunas bajo su control, el problema fue resuelto mediante una correcta aprecia-ción y comunicación.

El ingeniero que selecciona el equipo o el dueño de una fábrica enfrentan el problema de hacer una selección que resuelva el problema o de el resultado apetecido pero que a la vez resulte con un costo amortizable dentro de lo razonable y la política de su empresa. Este costo no es con frecuencia el costo de adquisición únicamente sino que involucra otros factores como son mayores rendimientos, ahorros diversos o simplificación y por ende no debe ser considerado aisladamente. Generalmente

hay una dependencia o interacción entre el proceso previo a la separación ( por ejemplo, cristalización o sedimentación) y el proceso que le sigue, ( por ejemplo, secado o redisolución).

Los elementos que se deben considerar como básicos o iniciales son:

- 1.) El costo del equipo, en si.
- 2.) El costo del equipo auxiliar.
- 3.) Costos de instalación como cimentación, estructuras, alambrado y equipo eléctrico y tuberías de proceso.
- 4.) Costos de puesta en marcha incluidos entrenamiento de personal y materiales desperdiciados.

Desde luego estos costos serán compensados por ahorros, utilidades, optimizaciones, rendimientos u otros que habrán de ser factores de decisión para comprar e instalar este tipo de equipo.

Como es bien sabido no siempre el equipo más económico en sus costos iniciales será o fue el más adecuado. Esta decisión es el resultado de un detallado análisis económico y de proceso. Dentro de este análisis se encontró que un factor pocas veces considerado fue la capacidad en relación con el futuro. La selección de equipo debe permitir el aumento en capaci-

dad, las expansiones o en muchos casos planear la adquisición en módulos, repetibles a mayor demanda de capacidad.

Otro aspecto importante en la selección de equipo fue, en procesos continuos en particular, el tener equipo de reemplazo ( stand-by) ya que en algunos procesos no puede o no debe haber tiempos muertos ya sea por mantenimiento o por descompostura.

El aspecto de la vida útil del separador centrífugo es otro factor del costo que debe ser cuidadosamente evaluado. No siempre los factores fiscales de depreciación deben usarse para estimar costos y amortizaciones. Equipos que se recomendaron para aplicaciones con corrosiones serias o abrasiones severas tuvieron vidas útiles limitadas pero costeables; otros siguen en operación rentable aún cuando fiscalmente ya no existen.

Otro aspecto de los costos que debe considerarse es el de los servicios necesarios, tales como vapor, energía eléctrica o líquidos para enfriamiento o lavado. Los costos de supervisión, mano de obra, mantenimiento y otros como ensaye analítico de los efluentes fueron con frecuencia no computados.

La decisión del tipo de equipo a adquirir se complica con opciones alternativas diferentes como filtros, sedimentadores, etc.

Los resultados en la separación que se obtienen con los diversos equipos o sea los sólidos perdidos en el líquido o en el líquido de lavado, o en la rotura de los sólidos también son valores a considerar.

Como normalmente la separación mecánica es más económica que la separación térmica, se dió en ocasiones, valor al equipo de separación centrífuga en el contexto total del -- proceso; dicho de otra manera se ahorró en secado por el tipo de separador centrífugo.

Los factores que más influencia tienen sobre la selección del equipo de separación centrífuga en fase sólido-líquido son los siguientes:

- \* a) Tamaño de la partícula, forma, porosidad de los sólidos.
- \* b) Concentración de sólidos en el magma.
- c) Densidad de los sólidos.
- d) Viscosidad del licor madre.

- e) Densidad del licor madre.
- \* f) Temperatura del magma en el punto de separación permitiendo variar viscosidad y densidad del licor madre.
- \* g) Naturaleza y condiciones ( temperatura, pH, etc.) del líquido de lavado, si se usa.
- \* h) Presión de operación en el punto de separación.

Los productos de la separación centrífuga pueden ser alterados de acuerdo a:

- \* i) Pérdida máxima aceptable de sólidos en el licor madre o líquido de lavado.
- \* j) Contenido máximo de volátiles en sólidos que es permisible.
- \* k) Pureza mínima aceptable en sólidos, por ende - máximo de líquido de lavado permitido.
- \* l) Mezclado máximo permitido entre licor madre y líquido de lavado.

Los factores marcados con asterisco son controlables, hasta cierto punto, o seleccionables por el ingeniero de proceso. Con esta relativa flexibilidad se puede seleccionar el equipo con un mejor control de costo sin influir en el proceso en forma que degrade los productos o el resultado.

Dadas todas las consideraciones previas se hizo ne-

cesario hacer algunas consideraciones teóricas, otras teórico-prácticas y otras eminentemente prácticas para haber logrado la resolución a este problema de selección y recomendación de equipo centrífugo de separación, para la industria química de proceso.

La fuerza centrífuga ( ver Dib.13 ) es la fuerza, - -  
(  $F = ma$  ), que tiende a impulsar una masa o partes de ella, fuera de un centro de rotación.

Una centrífuga, en un sentido amplio, es un equipo diseñado para utilizar la fuerza centrífuga. Por costumbre este concepto se ha aplicado a mecanismos que se usan para separaciones de sistemas multi-fase donde una de dichas fases, por lo menos, es líquida.

Centrifugar es la acción de efectuar la operación de separación en una centrífuga.

Las centrífugas con flujo continuo a alta velocidad del tipo de rotor tubular desarrollan fuerzas centrífugas relativas de más de 64,000 veces de la fuerza gravitacional y se usan comercialmente para concentrar y recuperar partículas como moléculas de proteínas o virus que tienen pesos moleculares tan bajos como 500,000. Otras con velocidades mayores separan ga-

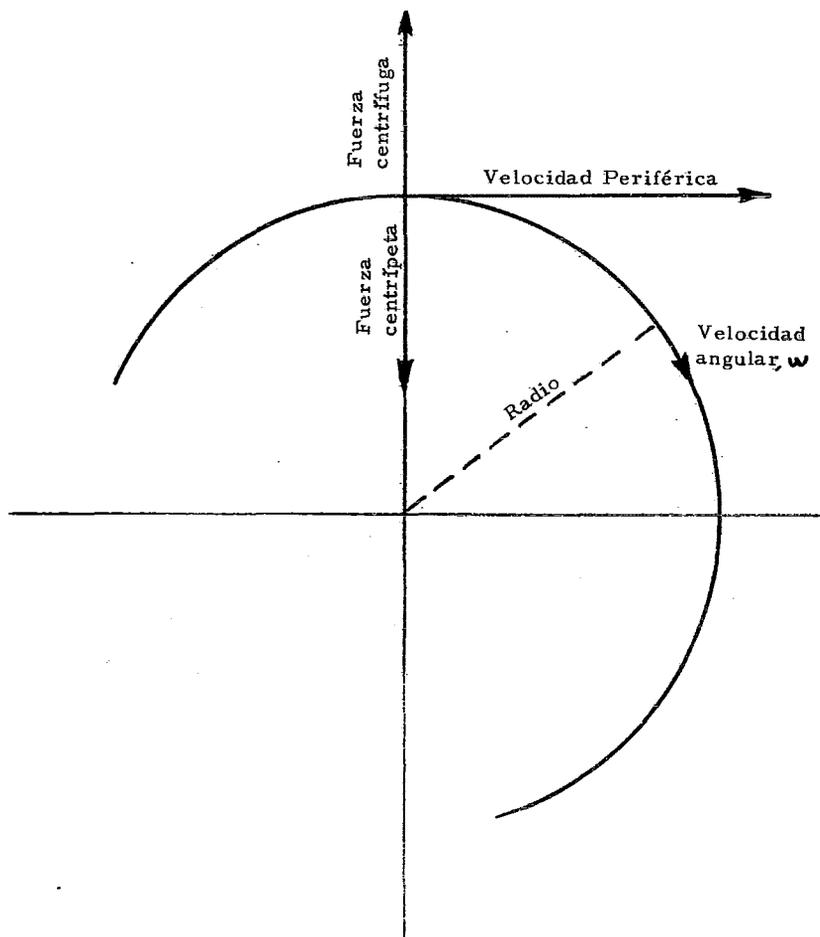


DIAGRAMA DE FUERZAS EN UNA CENTRIFUGA.

( La velocidad angular,  $\omega$  , es perpendicular al plano y en el centro de rotación pero se expresa aquí simbólicamente en la periferia del giro. Dibujo tomado de: Operaciones Básicas de la Ingeniería Química-G.G. Brown y otros Ed. 1965 Editorial Marín, S.A.)

|                                 |                 |
|---------------------------------|-----------------|
| U. N. A. M.                     | FAC. DE QUIMICA |
| <b>INGENIERIA QUIMICA</b>       |                 |
| INFORME DE PRACTICA PROFESIONAL |                 |
| HORACIO GARCIA SOTO             |                 |
| 1980                            | DIBUJO No. 13   |

ses con diferencias de pesos moleculares de solo 3. Existen aparatos aún más rápidos como la ultra centrífuga.

Como se dijo antes la tecnología de la centrifugación no debe considerarse aisladamente sino, cuando se hable de separación, se deben estudiar los otros sistemas y sus méritos tales como filtración, clasificación, sedimentación y colado; ésto así como los diversos tipos de separadores centrífugos que hay y que pueden ser aplicables.

Se pueden clasificar las centrífugas industriales en dos grandes grupos y otro que resulta de la combinación de ambos:

1.) Las centrífugas de rotor o tambor sólido donde la separación es por capas o fases. Análogo será el tanque de sedimentación o concentración.

2.) Las centrífugas de rotor o tambor perforado donde una fase se deposita sobre el medio perforado o permeable y la fase líquida pasa con libertad. Análogo: el filtro rotativo o la malla o criba vibratoria.

3.) Combinaciones de ambos anteriores donde la concentración de la fase sólida es por sedimentación seguida de el drenaje del líquido a través del medio poroso o permeable.

Teoría. -

Para poder comparar las diversas configuraciones de separadores centrífugos se han intentado establecer modelos matemáticos para separadores centrífugos (Valor Sigma). Este valor estudia el comportamiento de una sola partícula sólida en un campo de acción centrífuga cuya velocidad estará siempre en proporción directa a la resistencia que la viscosidad da a su movimiento y está siempre en equilibrio con su medio. Lo anterior se aplica a sistemas cuyo número Reynolds sea del orden de la unidad. Este valor es de importancia considerable ya que permite comparar y estimar el desempeño de centrífugas con forma geométrica semejante al igualar la forma y velocidad de un separador centrífugo con el área de un tanque de sedimentación equivalente.

Tabla Comparativa del Número Reynolds de Sólidos Esféricos de Gravedad Específica 2.8 Sedimentado en Agua bajo Fuerza Centrífuga:

| Diámetro de la Partícula (micras)        | 1x g      | 2100x g               | 8000x g            | 13000x g                             | 62000x g           |
|--|-----------|-----------------------|--------------------|--------------------------------------|--------------------|
| 0.1 *                                    | $10^{-9}$ | $2 \times 10^{-6}$    | $8 \times 10^{-6}$ | $1.3 \times 10^{-5}$                 | $6 \times 10^{-5}$ |
| 1  | $10^{-6}$ | $2 \times 10^{-3}$    | $8 \times 10^{-3}$ | $1.3 \times 10^{-2}$                 | $6 \times 10^{-2}$ |
| 10                                       | $10^{-3}$ | 2                     | 8                  | $1.3 \times 10$                      | $6 \times 10$      |
| 100                                      | 1         | $2 \times 10^3$       | $8 \times 10^3$    | $1.3 \times 10^4$                    | $6 \times 10^4$    |
| Intervalo de resistencia por viscosidad. |           | Intervalo intermedio. |                    | Intervalo de resistencia turbulenta. |                    |

\* Las partículas, al tener sus diámetros inferiores a la trayectoria media libre de las moléculas del solvente, tienden a actuar fuera de las leyes de sedimentación viscosa y su movimiento no es controlado ya por la viscosidad de la fase continua, (líquida).

En la práctica rara vez es posible repetir los resultados teóricos debido a :

- 1.) La migración de una partícula, en sistemas de tipo industrial, es interferida por otras partículas más pequeñas.

ñas que interfieren su movimiento de sedimentación por ser más lentas.

2.) Al moverse a través de una centrífuga una partícula pasa por zonas de fuerza progresivamente mayores ( si es de mayor peso que la fase continua) por lo cual será acelerada continuamente y su velocidad radial será siempre inferior a la usada para calcular las condiciones de equilibrio.

3.) Las leyes de conservación de momento indican que la velocidad rotacional de la partícula, si es relativamente pesada, tenderá a quedarse atras de la velocidad de rotación de la centrífuga.

4.) En algunos sistemas parte de la energía requerida para alcanzar la velocidad de rotación de la centrífuga, en la masa alimentada, creará sub-división ( rotura ) en las partículas dispersas reduciendo su diámetro efectivo. Esto es cierto en partículas con poca fuerza mecánica o cohesión como por ejemplo, el aceite en agua.

5.) El rotor no se utiliza en su volumen completo como efecto de la aceleración y desaceleración. Esto se observa

va también en el tanque de sedimentación.

Para vencer estos inconvenientes se han utilizado varios medios para poder usar el concepto Sigma afinando su exactitud y, aprovechando el conocimiento de los parámetros de un sistema a centrifugar, para poder predecir el desempeño de un tipo dado de separador centrífugo; estos medios incluyen:

1.) El ajuste empírico de los exponentes del factor Sigma en una centrífuga de discos, admisiblemente esto dará - inconsistencias dimensionales pero da un valor al efecto de la - energía rotativa inicial sobre el tamaño o dimensión de las partículas dispersas así como a su velocidad rotacional inferior con respecto a la velocidad del rotor. Al incrementar ésta última, mediante la reducción del exponente " $\omega$ " (velocidad angular expresada en radianes por segundo) de 2 a 1.5, se compensa el retraso anterior. Además en la centrífuga de discos o platos, se ajusta empíricamente la distribución del flujo a través de los platos o discos para asegurar su uniformidad ajustando el exponente " $r$ " de 3 a 2.75; " $r$ " es el radio hasta el eje de la rotación.

2.) Se ajusta el método para computar la trayectoria de una partícula en el campo de fuerza centrífuga. Se ajusta

el tamaño relativo variándolo de su 100% mediante un coeficiente 1.8 en la ecuación Sigma teniendo su mayor mérito en ajustar su comportamiento en función a su dimensión.

3.) Se ha desarrollado una fórmula más exacta para predecir el comportamiento de una centrífuga dando una correlación más precisa, basada en resultados observados la cual llamaremos el concepto dinámico. Desgraciadamente los resultados no son tan exactos como es de desearse. Por ejemplo en una partícula de barro con un diámetro de 0.5 micras, suspendida en agua y con una velocidad de equilibrio de 4 mm por segundo el valor calculado de Q (rata de alimentación), basado en el concepto Sigma, es de 93 ml. por segundo, calculado por el concepto dinámico es de 46 ml. por segundo y por medición real fue de 42 ml. por segundo. Con partículas más pequeñas que se mueven más lentamente, la diferencia entre los cálculos y la medición se hace progresivamente menor.

4.) Los efectos de varios factores que influyen en el desempeño de una centrífuga y que pueden ser aplicados como correcciones al valor Sigma se han calculado y sujetos a confirmación experimental han permitido afinar este concepto.

Basado en el concepto Sigma la expresión  $Q/\Sigma$  es una constante para un sistema dado. Por ende, se haría posible, dentro de los límites antes expresados comparar varios tipos de centrifugas entre si y con tanques de sedimentación sobre la base de que:

$$Q_1/\Sigma_1 = Q_2/\Sigma_2 = Q_3/\Sigma_3 = 2 V_g \quad (1)$$

donde  $Q$  - es el caudal o rapidez de alimentación.

$\Sigma$  = concepto de área equivalente en una centrifuga

$V_g$  = velocidad de sedimentación en un campo sujeto a fuerza centrifuga.

Para unidades centrifugas de forma geométrica semejante, esta relación (1) es válida en un amplio intervalo de dimensiones y velocidades rotacionales siempre y cuando se trate de concentraciones bajas de partículas bien dispersas de tamaño relativamente uniforme tales como arcillas pre-clasificadas. En este tipo de sistemas cuando se le asigna un valor de 1.8 a "C" ( Constante de uniformidad de flujos a través de los platos o discos) en lugar de 2 en una centrifuga de platos o discos (Ver Dib. 15) la relación entre esta centrifuga y la tubular (Ver Dib. 14 ) es válida bajo el concepto (1) y cae dentro de el intervalo de  $10$

aceptable dentro del error experimental.

Ya que en los sistemas industriales el valor real de " $v_g$ " (Velocidad de sedimentación en un campo de fuerza centrífuga) puede determinarse experimentalmente mejor que el calculado de medidas reales dentro de las diversas fases del sistema, muchas de las debilidades del concepto Sigma, cuando se usa como relación entre unidades, se cancelan siempre y cuando se ejerce prudencia en la determinación experimental.

Para partículas muy pequeñas con diámetros inferiores al camino libre medio de las moléculas de la fase continua la constante de difusión:

$$(D) = \frac{RT}{3\pi\mu} \frac{1}{ND}$$

puede ser de importancia.

Aquí: (D) = Constante de difusión.  
R = Constante para gases.  
T = Temperatura absoluta.  
 $\mu$  = Viscosidad.  
N = Número de Avogadro.  
D = Diámetro de la partícula.

La fuerza centrífuga debe poder ser suficiente para poder vencer las fuerzas de difusión que, de otra manera, impedirían la sedimentación.

Las centrífugas de sedimentación son usadas para la separación de líquidos inmiscibles tales como aceite y agua, descargando las fases continuamente. En estos sistemas una fase está dispersa en la otra. La separación se considera efectiva cuando la porción dispersa ha sido separada. Para operar un sistema así es necesario mantener ambas fases en un balance hidrostático con una interfase aparente entre ambos líquidos separados.

La fórmula aplicable, referida a el dibujo 13 es:

$$\int_{r=e}^{r=l} \rho_l f(r) dr = \int_{r=e}^{r=h} \rho_h f(r) dr \quad (2)$$

- donde  $l$  = Radio de la fase líquida ligera.  
 $e$  = Radio de la interfase o interficie.  
 $\rho$  = Densidad.  
 $r$  = Radio al eje de rotación.  
 $h$  = Radio de la fase líquida pesada.  
 $w$  = Velocidad angular; radianes por segundo.

Mientras en la rotación terrestre en el campo gravitacional los valores  $f(r)$  son idénticos y se cancelan de tal manera que:

$$\rho_l (e - l) = \rho_h (e - h) \quad (3)$$

en la centrífuga éste no es el caso y completando la integración:

$$\frac{w^2 \rho_e (e^2 - l^2)}{2} = \frac{w^2 \rho_h (e^2 - h^2)}{2} \quad (4)$$

y

$$E = \frac{\rho_h}{\rho_e} = \frac{e^2 - l^2}{e^2 - h^2} \quad (5)$$

La fórmula general es igualmente aplicable al campo gravitacional terrestre si las distancias "l", "h", y "e" se miden desde el centro de la tierra tal como se miden desde el eje de la rotación de la centrífuga.

Generalmente la posición de la interfase se controla al variar la dimensión "h" de la centrífuga aún cuando en unidades selladas se logra al controlar la presión de descarga, mediante válvulas de presión.

#### Por Filtración

Las centrífugas de sedimentación tienen dos tipos de configuraciones básicas; la tubular y la de discos. Hay variantes como la centrífuga de canasta sólida o los decantadores continuos.

En las centrífugas filtrantes hay gran variedad de

configuraciones y de opciones. En la operación pueden ser manuales, de lote, o semicontinuas automáticas o totalmente continuas. Hay poco publicado sobre este tipo de unidad, y su teoría, por lo que su evaluación es más empírica.

El filtro centrífugo se usa convencionalmente para remover una fase de partículas sólidas de un magma en donde, con frecuencia, el sólido posterior a la separación, es lavado para eliminar la "impureza" del licor madre. Durante la operación el sólido es retenido sobre una malla u otro medio permeable a través del cual pasa el líquido impulsado por la fuerza centrífuga. Su análogo fijo es la malla o criba.

En términos generales el licor madre residual en los sólidos es una función exponencial del recíproco del tiempo de exposición a la fuerza centrífuga y un recíproco, también, de la misma fuerza centrífuga,  $w^2 r$ , donde "w" es la velocidad angular expresada en radianes por segundo y "r" el radio al eje de rotación. Ya que ninguna de estas dos funciones está adecuadamente definida, la fuerza y el tiempo sujeto a ella, se estudian como variables independientes al analizar el filtro centrífugo en cada aplicación.

donde "g" es la constante gravitacional, la capacidad de filtros centrífugos de forma geométrica semejante varía entre un factor que cae entre el cuadrado y el cubo de sus diámetros. Hacia el límite inferior se trata de unidades de poca capacidad de manejo de líquidos y por ello el área de filtración es el factor crítico. Hacia el límite superior lo crítico será el manejo de sólidos y por consiguiente la pureza - ausencia de licor madre en ellos.

El separador centrífugo filtrante de lote (batch) se presta a evaluaciones críticas (ver más adelante) y a estimados de desempeño en pruebas de poca cuantía. Existen en dos formas:

1.- La canasta o filtro centrífugo de eje vertical - que es descargada a velocidad reducida.

2.- La canasta o filtro centrífugo de eje horizontal que rota a toda su velocidad en todo su ciclo, incluyendo la descarga.

En ambas su filtro es cilíndrico. En las plantas se encontró que se prefería el ciclo automatizado por relojes de tiempo (Timers) y de repetición secuencial automática. El ciclo normal, con un solo lavado de la torta, es :

1. Lavado de la malla y capa residual de torta.
2. Tiempo de aceleración ( para tipos de velocidad variable)
3. Alimentación - Tiempo de carga.
4. Rotación - secado.
5. Lavado de sólidos.
6. Rotación - secado.
7. Desaceleración para descarga ( para tipos de velocidad variable).
8. Descarga.

La unidad moderna está diseñada para automáticamente dar los tiempos anteriores y repetir el ciclo automáticamente en cargas sucesivas, su capacidad es proporcional directamente a la dimensión de la carga e inversamente al tiempo requerido a cada ciclo.

Partes del ciclo son función del diseño de la unidad y sus tiempos los suministra el fabricante. Estos son: tiempos de aceleración y frenado, tiempo de lavado de malla y carga y tiempo de descarga.

Este último factor puede ser función también de la densidad u otras características de los sólidos a descargar y del diseño de la unidad.

Las porciones del ciclo que son función del proce-

so son el tiempo de lavado de los sólidos, tiempo de carga o alimentación, lavado de torta y el tiempo de secado.

El primer factor, lavado de sólidos, se basa en la experiencia. Los otros se pueden evaluar en pruebas o datos de ellas de cualesquier otra centrífuga filtrante que opere a velocidad de rotación centrífuga igual a la unidad recomendada o propuesta.

La selección de una máquina para una aplicación desconocida o modificada requiere un estudio y evaluación de los siguientes parámetros:

- a) El tamaño y la inversión de la unidad para llegar a los resultados deseados, incluyendo el tipo y opciones de la unidad y su costo de instalación.
- b) Los requerimientos de agua, vapor, combustible, aire comprimido, energía eléctrica.
- c) Los valores relativos de las opciones. Son más costeadables que:

- 1.) Perder sólidos a la fase líquida.
- 2.) Perder líquido en los sólidos.
- 3.) Pureza y secado de los sólidos en función a la capacidad.
- 4.) Pureza del sólido en función al lavado.



En forma ideal se le debe dar valores económicos a las opciones anteriores. Desgraciadamente ésto es muy - complejo y se caé en una selección empírica.

Esta selección debe ser aquella en la que la relación costo / desempeño sea óptima. Esta selección dependerá de contestar una serie de preguntas en cuanto a la aplicación, los materiales a procesar, los resultados buscados, la capacidad y la forma en que impacta el equipo en el proceso antes y después de la etapa de centrifugación. Cambios pequeños pueden alterar el proceso rindiendo ahorros o pérdidas.

Una evaluación preliminar también definirá el tipo de pruebas necesarias para seleccionar el tipo de unidad. Estas pruebas darán el tamaño y el tipo de unidad y su impacto económico en el proceso.

A continuación se enlistan el tipo de preguntas más usuales que se hicieron para lograr establecer la prueba a efectuarse o el tipo de máquina a recomendar:

Para separación líquido-sólido y clasificación de sólidos.

Líquido:

1. ¿Cuál es la concentración máxima, mínima y normal de

sólidos insolubles en el magma de alimentación?

2. ¿ Puede incrementarse la concentración por sedimentación?  
¿ Cuánto?
3. ¿ Dentro de que límites se puede controlar la concentración?
4. ¿ Qué sustancias extrañas están o pueden estar en el magma? Por ejemplo: virutas metálicas, piedras, otros.  
¿ En qué cantidad? ¿ Qué tamaño de partícula?
5. ¿ A qué temperatura se procesará el magma? ¿ Dentro de qué límites se puede variar?

#### Sólidos

1. ¿Cuál es la composición química de los sólidos?
2. ¿Cuál es la dimensión de las partículas y su distribución?  
  
Un análisis de mallas es muy útil.
3. ¿Cuál es la densidad aparente y real de los sólidos?
4. ¿ Son muy frágiles, fácilmente fraccionables, los sólidos?  
  
Sí es así ¿ es su rotura o atrición una consideración de importancia?  
  
( Los pasos sub-secuentes en el proceso de los sólidos tendrán gran influencia sobre su manejo en la centrifuga; por ejemplo: sigue una molienda o una recristalización? )
5. ¿ Qué tan precisa debe ser la separación entre el sólido y el líquido? ¿ Particularmente qué cantidad de finos son permisibles o deseados en el afluente líquido?
6. ¿ Se lavan los sólidos para desplazar o neutralizar el licor madre? Si es así, ¿ qué líquido se usará en el lavado?

- ¿ Es solvente de los sólidos? ¿ Hasta que grado?
- ¿ A qué temperatura? ¿ Cuánto líquido de lavado se puede usar? ¿ Es necesario segregar el licor madre del medio usado en el lavado?
7. ¿ Si los sólidos son insolubles en el líquido de lavado, qué líquido puede usarse para lavar la malla y la carga y que a la vez sea compatible con el proceso?
- ¿ Cuánto puede usarse? ¿ Deberá ser separado del licor madre y del líquido de lavado? ¿ Ambos?
8. ¿ Si se requiere clasificar los sólidos, qué límites de dimensión ( tamaño ) son deseados?
- ¿ Con qué precisión? ¿ Qué es lo aceptable?
9. ¿Cuál es la impureza soluble en el licor madre?
- ¿ Hasta qué punto se debe eliminar, por lavado, en los sólidos?
10. ¿Cuál es la humedad permisible ( o volátiles ) en los sólidos centrifugados?
- ¿ Qué determinaciones ( pruebas ) se usan para medir la humedad libre ( o los volátiles ) y la pureza?
11. ¿ Qué se hará con los sólidos centrifugados? Esto es: se empacarán, se muelen, se redisuelven ( para recristalizar ) para reprocesarse, etc.
12. ¿ Qué cantidad de sólidos se manejan y en qué unidad de tiempo?
13. ¿ Si actualmente se separan, cómo se efectúa esta separación?
- ¿ Cuáles son sus inconvenientes?

#### Fase Líquida

1. ¿Cuál es la composición química del licor madre?

2. ¿Cuál será su densidad o temperatura de operación?  
¿ Su viscosidad?
3. ¿ Qué se hará con la fase líquida? Por ejemplo:  
¿ deshechada, reprocesada, sigue un proceso, re-  
cristalización o evaporada?
4. ¿ Qué tanto debe segregarse del líquido de lavado?

Para separación: Líquido-Líquido.

1. ¿Cuál es la composición química de la fase ligera; de la pesada?
2. ¿ Qué proporción de cada una está presente?  
¿ Cuánto varía en un tiempo dado?
3. ¿Cuál es la temperatura deseada de operación?  
¿ Cuánto puede ser variada?
4. ¿ Cuáles son las densidades de las dos fases líquidas a esta temperatura?  
¿ Sus viscosidades?
5. ¿ Qué eficiencia de separación es requerida; por ejemplo: ¿ Cuánta fase ligera puede irse con la fase pesada y viceversa?
6. ¿ Se puede efectuar por gravedad la separación deseada? Si es así, ¿cuánto demora esta separación?
7. ¿ Hay además algún sólido insoluble presente?  
¿ Cuánto? ¿ Cuáles son sus características en cuanto a su composición, tamaño de partícula y densidad?
8. ¿ Debe segregarse esta fase sólida de las dos fases líquidas?  
O será suficiente solamente separarla de la fase líquida ligera dejando la fase sólida suspendida en la fase líquida pesada?

9. ¿Cuál es la cantidad a manejar en una unidad de tiempo?

### General

1. ¿ La presión de vapor excede o se acerca a una atmósfera manométrica a la temperatura de trabajo?  
¿ Si es así, cuál es la presión deseada de operación?
2. ¿ Es deseable aislar el sistema del oxígeno, vapor de agua o bióxido de carbono atmosféricos en el punto de centrifugación?
3. ¿ Qué materiales de construcción son adecuados para el contacto con el magma? ; ¿ con los sólidos separados? con las fases líquidas separadas incluso licores de lavado?
4. ¿ Se requieren motores eléctricos especiales ( a prueba de flama, a prueba de explosión, totalmente cerrados, etc.) en el área donde operará la centrífuga?
5. ¿ Qué otros riesgos hay de los cuáles se deba prevenir, en el manejo de los materiales de este sistema?
6. Es recomendable hacer o proporcionar una descripción del proceso, preferentemente con un diagrama de flujo, para poder enfrentar otras dudas.

Este exámen preliminar permitirá evaluar el tipo de prueba experimental y su magnitud, para poder estimar el tipo, tamaño, número de unidades que operen dentro de lo requerido. Estas pruebas experimentales pueden ser desde una sedimentación simple pasando por una centrífuga de botella hasta pruebas a escala completa en planta o reproduciendo las condiciones de la planta y poder determinar los efectos, proceso abajo y proceso arriba, de las variables.

Al programar estas pruebas sean de laboratorio, planta piloto o escala comercial hay ciertos factores generales que se deben considerar:

1. Exactitud de la muestra

La muestra debe ser representativa del material producido o si tiene variantes éstas deben ser conocidas y su efecto sobre el desempeño del separador centrífugo conocido también.

Por ejemplo, la concentración de sólidos en la alimentación puede ser compensada por cálculos, mientras que la variación en tamaño o distribución de partículas no.

Si la muestra es tomada en una localidad y probada en otra deberá asegurarse que no existan cambios significativos durante el transporte. Ejemplos: Cristales que se han formado a temperatura alta no deberán ser transportados en contacto con su licor madre; los productos alimenticios deberán ser refrigerados o agregados con preservativos que no cambien sus características.

Los datos obtenidos solo serán válidos con respec

to a la muestra probada en el momento en que es probada.

## 2. Cantidad de muestra

La cantidad de muestra debe ser suficiente para alcanzar condiciones de equilibrio en la centrífuga de prueba.

Por ejemplo: Deberá haber suficiente muestra para que el equipo de prueba alcance la temperatura de trabajo; para que los sólidos presentes sean suficientes para llenar el rotor y establecer el patrón de movimiento de ellos; particularmente en casos de centrífugas con descarga periférica y decantadores continuos; en el caso del separador filtrante centrífugo, debe haber suficiente muestra para estudiar si las mallas se ciegan bajo operación, el efecto del espesor de torta sobre la rapidez de drene, etc.

## 3. Efectos de la Extrapolación

A menos que exista mucha experiencia previa en una aplicación, es conveniente siempre probar en unidades de configuración geométrica semejante al equipo comercial (o de escala industrial) que se propone. Mientras menos se sabe del sistema a probar más debe adherirse a esta norma.

Por ejemplo, una prueba en una centrífuga tubu-

lar de laboratorio ofrecerá el  $Q/\Sigma$  de un sistema donde  $Q$  es el flujo o caudal y  $\Sigma$  es el factor Sigma o de extrapolación para llegar al tamaño deseado o propuesto. Sin embargo, no nos descubrirá si los sólidos separados podrán resbalar de los discos de un ángulo determinado y con un espacio entre disco (plato) de determinada dimensión o si los sólidos descargarán continuamente a través de válvulas periféricas o boquillas o si pueden ser conducidos y descargados en un decantador, etc.

#### 4. Sistema de Alimentación

Para que la prueba sea consistente la alimentación debe ser idéntica, como se dijo antes, a la que habrá industrialmente. Las características físicas pueden ser alteradas significativamente mediante el sistema de alimentación que se use, a la centrífuga.

Por ejemplo, si se recircula en una bomba centrífuga puede haber atrición en el tamaño de partícula con la consecuente deteriorización del desempeño de la centrífuga. Las emulsiones se hacen menos estables con el tiempo y quizá se busque un desempeño demasiado exigente sino se considera lo que se está alimentando.

En conclusión se debe ejercitar precaución en -

asegurarse que el sistema que se está probando es el mismo que habrá en la planta, o que se conocen sus variantes, y sus efectos, para aplicar factores de corrección.

#### Factor Sigma.-

Por considerar el factor Sigma como una herramienta útil en la recomendación de equipo centrífugo es deseable hacer otras reflexiones sobre el, así como otras consideraciones teóricas y prácticas.

#### 1. Sedimentación en el Rango de Resistencia Viscosa

La fuerza que efectivamente actúa sobre una partícula es :

$$F = (m - m_1) w^2 r \quad (6)$$

$$\text{para una esfera : } F = \frac{\pi}{6} D^3 \Delta \rho w^2 r \quad (7)$$

La fuerza que se opone a la sedimentación aplicando la Ley de Stokes es :

$$F = 3 \pi \mu D v_s \quad (8)$$

en el equilibrio:

$$v_s = \frac{\Delta \rho D^2 w^2 r}{18 \mu} \quad (9)$$

donde:

F = Fuerza  
 m = masa de la partícula  
 m<sub>1</sub> = masa del fluido desplazado por la partícula.

- w = velocidad angular (radianes por segundo)
- r = radio al eje de rotación
- D = diámetro de la partícula
- $\rho$  = densidad
- $\mu$  = viscosidad
- v<sub>s</sub> = velocidad de sedimentación en un campo centrífugo.

La forma más simple de una centrífuga continua es un tubo rotando y cerrado a los extremos, con algún medio para alimentarlo en un extremo y otro para descargarlo en el otro extremo. En tal mecanismo "v<sub>s</sub>" es la velocidad con la cual una partícula, más pesada que el fluido, se acerca a la pared del tubo. Al acercarse la capa "s" al grosor zero, "v<sub>s</sub>" tiende a ser constante y la distancia, para una partícula dada, que sedimentará durante un tiempo mientras el líquido en el cual está suspendida está en el rotor será:

$$x - v_s t = \frac{\Delta \rho D^2 w^2 r}{18 \mu} \frac{V}{Q} \quad (10)$$

donde:

- s = distancia parcial radial
- x = distancia
- t = tiempo
- V = Volúmen
- Q = gasto, V/t.

y donde los otros símbolos tienen los significados antes enlistados.

Si "x" es mayor que la distancia inicial de la par-

tícula dada de la pared del rotor, ésta se depositará sobre dicha pared y se removerá del sistema. En un sistema ideal donde:

$$x = s/2$$

la mitad de las partículas de diámetro "D" serán removidas y la otra mitad no. Esto puede considerarse un punto de corte al 50% donde:

$$Q = \frac{\Delta\rho D^2}{9\mu} \cdot \frac{v_w 2r}{s} \quad (11)$$

Dado que el primer grupo del lado derecho de (11) esta relacionada con los parámetros de la ley de Stokes y el segundo grupo con los parámetros del rotor se puede re-plantear como sigue:

$$Q = 2 v_g \Sigma \quad (12)$$

donde "v<sub>g</sub>" = es la velocidad de sedimentación en un campo de acción gravitacional.

de donde:

$$v_g = \frac{\Delta\rho D^2 g}{18\mu} \quad (13)$$

$$y \quad \Sigma = \frac{v_w 2r_e}{g s_e} \quad (14)$$

donde "r<sub>e</sub>" y "s<sub>e</sub>" son respectivamente el radio efectivo y la distancia de sedimentación efectiva de la centrífuga y "Σ" es un índice dimensional de la centrífuga, éste es de tamaño. "Σ" tiene la dimensión (Longitud)<sup>2</sup> y es el área equivalen

te de un tanque de sedimentación teóricamente capaz de hacer el mismo trabajo útil. Siguiendo este razonamiento:

Para la centrífuga de laboratorio o de botella:

$$\Sigma = \frac{w^2 V}{4.6 \log \left( \frac{2 r^2}{r_1 + r_2} \right)} \quad (15)$$

donde  $r_1$  y  $r_2$  son los radios a la superficie interna y a la superficie externa como se verá más adelante.

Para la centrífuga de rotor tubular:

$$\Sigma = \frac{\pi l w^2}{g} \cdot \frac{(r_2^2 - r_1^2)}{\ln \left( \frac{2 r_2^2}{r_2^2 + r_1^2} \right)} \quad (16)$$

para la cual se da un máximo mediante la siguiente aproximación:

$$\Sigma = \frac{2 \pi w^2}{g} \cdot \left( \frac{3}{4} r_2^2 + \frac{1}{4} r_1^2 \right) \quad (17)$$

Para la centrífuga de discos ( platos ) :

$$\Sigma = \frac{2 \pi n w^2 (r_2^3 - r_1^3)}{3 g C \tan \Theta} \quad (18)$$

donde:  $n$  = es el número de espacios entre discos ( platos )  
 $C$  = Constante ( generalmente entre 1.8 y 2. )  
 $\Theta$  = ángulo medio del plato.

y los otros símbolos como antes.

En cada una de las anteriores consideraciones debemos contemplar el comportamiento de una partícula sedimentándose sin obstáculo y bajo la suposición que dicha partícula estará siempre en equilibrio con el campo de fuerza de la centrífuga bajo las condiciones de la Ley de Stokes.

## 2. Filtración Centrífuga por Lote (Batch)

### Factores que determinan el tiempo del ciclo.

Hemos visto en el punto 1., anterior, bajo el sub-título " Factor Sigma " las consideraciones en centrífugas de rotor tubular. Para evaluar una centrífuga filtrante o de rotor permeable nuestra consideración será ahora más empírica, pero no menos significativa desde el punto de vista de llegar a la resolución del problema encontrado: la selección y recomendación del equipo apropiado.

Los factores a evaluar en Centrífugas Filtrantes son:

#### a. Lavado de la malla

Dependerá del producto y diseño de la centrífuga. Los sólidos son descargados, después de centrifugar ( y lavar) acercando la cuchilla de descarga ( el raspador) a una

distancia pre-fijada de la malla misma, mientras la canasta está rotando. Esto dejará una capa de torta sobre la malla y hasta el avance máximo de la cuchilla.

A medida que aumentan las descargas en cada ciclo que termina, la capa residual sufre una deteriorización en su permeabilidad ya que con la fricción de la cuchilla sobre la superficie de dicha capa residual en cada descarga, la superficie puede cegarse y compactarse.

Esto se evita manteniendo la capa residual de  $\frac{1}{8}$ " ó menos de espesor, pero conservando dicha capa, que impide que la cuchilla lastime la malla y también, que los finos en la alimentación escapen con el licor madre o los licores de lavado. Para evitar que dicha capa se ciegue o se impermeabilice se lava durante 0.5 a 5.0 segundos por ciclo y se re-establece su permeabilidad constante.

#### b. Alimentación

Para una centrífuga dada el tiempo de alimentación es un variable que está en función del tipo de sistema alimentado así como del diseño de la unidad. Del sistema serán factores la cantidad de sólidos en el magma, su per-

meabilidad, la cantidad de licor madre que debe drenar a través de la malla mientras los sólidos se van acumulando sobre la malla. Además en algunas centrifugas puede haber la limitación primordial de dar tiempo al distribuidor de alimentación para recorrer la canasta en toda su dimensión y distribuir la acumulación de sólidos para evitar desbalanceo de la canasta.

En sólidos de resistencia mecánica suficiente se puede incrementar el drenado aumentando la fuerza centrífuga ( la rotación ) sin detrimento, ya que resistirán las presiones aumentadas sin atrición. Esto se puede medir en una centrifuga filtrante de laboratorio.

Si éste no es el caso y si sufren los sólidos con la presión habrá que establecer un rango de fuerza centrífuga que resisten y espesores óptimos de torta.

Consiguientemente la densidad de sólidos retenida contra la canasta bajo fuerza centrífuga deberá ser determinada como una relación del peso de la carga contra su volumen medido y calculado.

El tiempo de alimentación, por unidad de espesor

de la torta, a velocidad de óptima fuerza centrífuga es:

$$\text{Tiempo ( Segundos/cm.)} = \frac{\text{densidad de sólidos comprimidos (Kg./ m}^3\text{)}}{12 \times \text{rapidez de drenado (Kg./Seg. x m}^2\text{)}} \quad \text{ó:}$$

$$\begin{aligned} \text{Tiempo (Segundos/cm.)} &= \frac{\text{densidad de sólidos comprimidos (Kg/m}^3\text{)} \times 100}{12 \times \text{rapidez de drenado (Kg./Seg. x m}^2\text{)}} \times \frac{\text{Concentración de sólidos en alimentación \%}}{\text{Concentración de torta \%}} \quad (19) \end{aligned}$$

La unidad de carga es determinada por la densidad de la torta comprimida, multiplicada por el volúmen de torta, calculado al espesor de torta seleccionado, para la operación.

c. Tiempo de drenado de la Carcaza.

Este factor tiempo dependerá de la fineza de la separación entre el licor madre y el licor de lavado, así como, el diseño del cuerpo (carcaza) para dejar que drene la máquina óptimamente.

d. Lavado de la torta.

El lavado deberá liberar a los sólidos en torta del licor madre y sus impurezas con el mínimo de licor de lavado

y de tiempo. Demasiado licor de lavado causará la formación de grietas y por ende lavado inconsistente y demasiado poco dejará residuales indeseables. También, según la naturaleza del sólido a resistir compactación, permitirá lavar bajo fuerzas centrífugas (rotaciones) mayores. Todo ésto deberá determinarse para encontrar el tiempo, el volúmen, la velocidad óptima.

La determinación del volúmen de lavado se obtiene experimentalmente. En general, uno o más lavados reducen las impurezas de 80 a 95%. Este tiempo será entonces:

$$\begin{aligned} \text{Tiempo de lavado (Seg.)} = & \\ = \frac{\text{Carga de unidad (Kg.)} \times \text{volúmen licor de lavado (kg/kg de carga)}}{\text{rapidez de drene ( Kg/m}^2 \text{ Seg.)} \times \text{área de malla (m}^2 \text{)}} & \\ & \dots\dots\dots (20) \end{aligned}$$

e. Rotación para secado.

La relación de tiempo de rotación para secado a fase líquida contenida en la torta en una centrífuga filtrante de medio poroso toma la forma exponencial:

$$\text{Contenido de la fase líquida} = e^{-(A + B/t)}$$

donde "A" y "B" son funciones de las fases sólidas y líquidas y sus fuerzas centrífugas aplicadas y "t" es el tiempo. Esta es una función asintótica donde la aproximación a la asíntota es una función de la fuerza centrífuga aplicada.

Sobre una torta solo levemente deformable a mayor fuerza centrífuga menor el contenido de licor madre y de lavado, y lo más corto el tiempo.

Estos datos se pueden recabar experimentalmente en una unidad de prueba sacando muestras a diversas profundidades de torta con respecto a tiempos de rotación. Desde luego se debe re-saturar la torta con licores cada vez que se mida un tiempo.

f. Descarga

El tiempo es básicamente una función del diseño de la centrífuga.

g. Aceleración- Desaceleración

Para unidades de velocidad variable el tiempo dependerá del diseño mismo, peso de la canasta cargada, y la potencia aplicada.

Estos criterios de tipo básico para la resolución del problema. Es, sin embargo, necesario profundizar aún más en la teoría de la centrifugación, así como en la teoría del Factor Sigma y particularmente en un análisis más detallado del tipo de separador centrífugo que hay en el mercado, así

como sus opciones y aplicaciones conocidas, para llegar al conocimiento fundamental que permitió la evaluación y resolución del problema.

### Teoría de Separación Centrífuga en Medio Líquido. -

Se ha dicho que la separación centrífuga descansa en dos principios físicos independientes para lograr su fin, dependiendo para ello del tipo de equipo usado. Un tipo derivado de uno de los principios es el separador de rotor o tambor sólido que logra la separación usando la diferencia de densidad entre los materiales a segregar. El otro tipo, tipificado por una canasta perforada, sigue los principios de drenado de una fase líquida a través de un lecho compacto o torta de partículas sólidas.

#### I Separación por Diferencia de Densidad

Una partícula sólida o una gota dada sedimentando bajo la aceleración de la gravedad en una fase líquida continua acelera hasta alcanzar una velocidad terminal ( final ) constante. En este punto las dos fuerzas que actúan sobre la partícula o gota, es decir, la fuerza que resulta de la aceleración gravitacional ( fuerza centrífuga ) y la fuerza que resulta de el impedimento friccional del medio que la rodea ( medio continuo ), son iguales en magnitud. La velocidad terminal o final en gran

parte determina la que se conoce como velocidad de sedimentación de la gota o partícula y si ésta última es esférica, se da matemáticamente por la Ley de Stokes, que como antes se apuntó, dice:

$$v_g = \frac{\Delta \rho d^2 g}{18 \mu} \quad (a)$$

aquí :

$v_g$  = velocidad de sedimentación de la partícula sólida o gota o caída en un campo gravitacional.

$\Delta \rho = \rho_s - \rho_l$  = diferencia entre la densidad real de la masa de la partícula sólida o gota y aquella del medio líquido continuo.

$d$  = diámetro (también expresado  $D$ ) de la partícula sólida o gota.

$g$  = aceleración de la gravedad.

$\mu$  = viscosidad del medio continuo o envolvente.

Esta Ley de Stokes - como se dijo antes - se puede extender al caso donde la sedimentación ocurre en un campo sujeto a la acción de fuerza centrífuga.

Donde:

$v_s$  = velocidad de asentamiento de una partícula o gota en un campo centrífugo.

$w$  = velocidad angular de la partícula en la zona de sedimentación (radianes/Seg.)

$r$  = radio en el cual se determina la velocidad

de sedimentación o asentamiento.

$$v_B = \frac{\Delta \rho d^2 w^2 r}{18 \mu} = v_g \frac{w^2 r}{g} \quad (b)$$

Se pueden establecer ecuaciones análogas con (a) y (b) para determinar la velocidad final o terminal de una partícula ligera o gota elevándose en un medio continuo pesado.

La velocidad de asentamiento como se da en (b) está relacionada con un medio líquido continuo en cuyo seno está suspendida la partícula o gota. Si este medio líquido está en movimiento entonces el vector que representa la velocidad de la fase líquida deberá combinarse con el vector de velocidad de sedimentación (b) para obtener una descripción completa del movimiento de la partícula o gota.

Así podremos analizar la separación en tres diferentes tipos de separador centrífugo: La centrífuga de tubos o botellas, la centrífuga de rotor o tambor sólido y la de discos o platos. La separación por densidades diferentes en cualesquier otra centrífuga puede ser estudiada y analizada por analogía con uno de estos tres tipos.

Por consiguiente estudiamos la separación en cada

uno de ellos.

### Separación en Centrífuga de Tubos o Botellas.

El análisis de su desempeño está basado en el modelo que representa la figura No. 1. Una partícula sólida o líquida se considera en una posición inicial "P<sub>1</sub>" a un radio "r" del eje de rotación. Si ahora aplicamos la ecuación ( b ) a esta partícula específica considerando además que

$$v_s = \frac{dr}{dt}, \text{ entonces tendremos:}$$

$$\int_r^{r_c} \frac{dr}{r} = \int_0^t v_g \frac{w^2}{g} dt \quad (c)$$

donde "r<sub>c</sub>" es el radio de la torta sedimentada y "t" es el tiempo durante el cual la partícula es sometida a aceleración centrífuga. La integración de ( c ) da:

$$\ln \frac{r_c}{r} = v_g \frac{w^2}{g} t \quad (d)$$

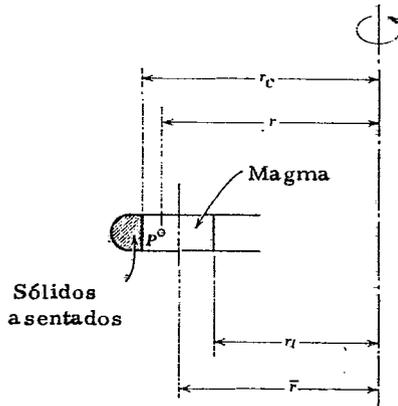


Figura No. 1

Un radio " $\bar{r}$ " que divide el volúmen del sobrenadante en dos partes iguales puede ser definido como sigue:

$$(\bar{r} - r_l) = r_c - \bar{r}; \text{ ó } \bar{r} = \frac{r_c + r_l}{2} \quad (e)$$

donde  $r_l$  es el radio desde la superficie libre del líquido.

Se supone que hay más de una partícula o gota en la alimentación y que su distribución es uniforme, por ende cada uno de los dos volúmenes definidos por " $\bar{r}$ " contendrá el mismo número de partículas. Ahora debemos suponer que todas esas partículas en suspensión sean del mismo tamaño. Se toma un tiempo " $t$ " de sedimentación para que esas partículas que partieron del radio " $\bar{r}$ " alcancen justo la torta, -

radio "  $r_c$  ", en el tiempo "  $t$  ". Bajo estas condiciones quedará claro ( como se discutió antes ) que las partículas entre "  $\bar{r}$  " y "  $r_c$  " se habrán sedimentado en el tiempo "  $t$  " mientras que la mitad que estaban arriba de "  $\bar{r}$  " seguirán en suspensión. Esta condición se refirió como el corte al 50%. La capacidad efectiva "  $Q_0$  " de la centrífuga de tubos o de botella se determina formando una relación entre el volúmen "  $V$  " ocupado por el magma en la botella y el tiempo de rotación "  $t$  " definido en la ecuación ( d ) para que:

$$Q_0 = \frac{V}{t} = 2 v_g \left( \frac{w^2}{g} \cdot \frac{V}{2 \ln 2 r_c / (r_c + r_x)} \right) \dots ( f )$$

El caso de la partícula o gota ligera elevándose en un medio líquido pesado puede ser expresado aquí en ( f ) dando también un factor de capacidad semejante al de ( f ) en donde "  $r_c$  " es ahora el radio en la interfase y "  $r_x$  " el radio al fondo de la botella. Se requiere un signo negativo para corregir por la dirección inversa de la velocidad terminal (final).

Este factor de capacidad tiene la dimensión de un área y representa el área de un tanque de sedimentación por gravedad, que tenga un desempeño de separación semejante al de la centrífuga de botella manejando el mismo sistema.

Al combinar las ecuaciones ( e ) y ( f ) y eliminando el volúmen "V " se obtiene la siguiente relación:

$$\frac{Q_0}{\sum_g} = \frac{2g \ln 2 r_c / (r_c + r_l)}{w^2 t} \dots \dots \dots (g)$$

La ecuación ( g ) es la base para comparar el desempeño de varias centrifugas de botellas o tubos sobre el mismo material. También permite, bajo ciertas circunstancias, ser un denominador común para comparar otras centrifugas de sedimentación. Sin embargo, en estos casos, debe tenerse precaución para considerar el efecto de las disimilaridades entre geometría y dinámica de las máquinas comparadas.

El factor de capacidad "  $\sum_g$  " definido por la ecuación ( g ) está obtenido mediante una serie de suposiciones que deben tenerse presentes, ( ver más sobre el Factor Sigma en páginas posteriores). Además en la centrifuga de tubo o botella se ha considerado a la partícula o gota como sedimentada al llegar a la superficie de la torta y se ha despreciado las partículas que sedimentan sobre las paredes debido a la geometría de las botellas u otras causas.

Separación en Centrifuga de Rotor Sólido ( No Perforado)

Esta es una centrifuga en la cual el flujo de la

fase líquida continua es esencialmente axial exceptuando zonas pegadas a la alimentación y a la descarga. Las centrífugas tubulares, las canastas de rotor sólido y los decantadores continuos con descarga continua caen dentro de este grupo de unidades sedimentadoras.

El modelo seleccionado para analizar matemáticamente este grupo de centrífugas es el de un cilindro rotando sobre su eje ( ver figura No. 2). Se supone que tiene tapas adecuadas en sus extremos. La fase líquida del magma se inroduce por uno de los extremos continuamente, de tal manera que su velocidad angular es, en todo punto, idéntica a la del rotor.

Se supone un flujo uniforme con dirección axial formando una capa continua externa pegada al rotor y otra al centro con superficie libre. Esta fase continua líquida tiene, uniformemente distribuidas, partículas esféricas del mismo tamaño dado. La concentración de estas partículas es tan baja como para hacer despreciable cualquier interacción entre ellas.

Con este modelo, la acción de sedimentación de las partículas y el movimiento de la fase líquida continua, al

combinarse, determinarán la trayectoria de sedimentación de las partículas.

La velocidad de sedimentación de una partícula partiendo de ( b ) es :

$$\frac{dr}{dt} = \frac{\Delta \rho d^2 w^2 r}{18\mu} \dots\dots (h)$$

donde " r " es la posición radial de la partícula y " t " expresa el intervalo de tiempo desde que esta partícula está sujeta a la aceleración centrífuga.

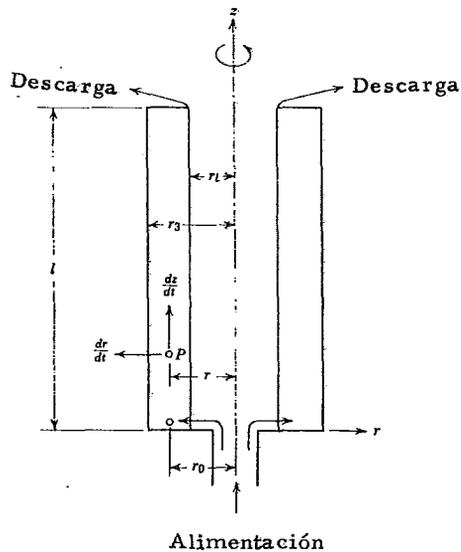


Figura No. 2

La velocidad axial de la partícula es considerada idéntica a la de la fase continua que fluye a través del cilindro para que:

$$\frac{dz}{dt} = \frac{Q_0}{\pi (r_3^2 - r_l^2)} = \frac{Q_0 l}{V} \dots\dots (i)$$

donde:

$z$  = distancia sobre el eje medida desde el punto donde ocurre la primer sedimentación.

$t$  = intervalo de tiempo durante el cual la partícula está sujeta a aceleración centrífuga.

$Q_0$  = gasto volumétrico de la fase continua.

$r_3$  = radio a la pared interna del cilindro.

$r_l$  = radio de la superficie libre del líquido al eje.

$l$  = longitud de la zona de sedimentación.

$V$  = Volúmen del cilindro ocupado por la fase continua.

La relación de las ecuaciones (h) e (i) cuando se integran entre los límites  $r = r_3$  a  $z = l$  y  $r = r$  y  $z = 0$  determina el radio,  $r$ , más pequeño al cual la sedimentación de la partícula de magnitud "d" empieza para que alcance la pared del cilindro después de cubrir la longitud total "l" de la zona de separación. Este radio, "r", se expresa:

$$\ln r_3/r = \frac{V \Delta \rho_d^2 w^2}{Q_0 18 \mu} \dots\dots (j)$$

Otras partículas de tamaño idéntico localizadas dentro de un radio mayor a "r" cuando empieza la sedimentación alcanzarán la pared del rotor y por lo tanto serán separadas. Las partículas de un radio menor que "r" no alcanzarán la pared y descargarán con el efluente líquido. Si "r" es seleccionado de tal forma que:

$$\pi (r_3^2 - r^2) = \pi (r^2 - r_l^2) \dots \dots \dots (k)$$

entonces el área anular entre "r<sub>3</sub>" y "r" equivale al área entre "r" y el radio de la superficie libre "r<sub>l</sub>". Ya que se supuso una distribución uniforme de las partículas de tamaño "d" hay por lo tanto el mismo número dentro del área externa como de la interna. Por ello para una partícula de tamaño "d" que satisface la ecuación (j) la mitad de las partículas presentes en la suspensión serán separadas (sedimentadas) y la otra mitad, no. De nuevo esta condición se llama el corte al 50%.

Si "r" en la ecuación (k) se substituye en la ecuación (j) y se aproxima la función logarítmica la siguiente relación es obtenida:

$$Q_0 = 2v_g \left( \frac{w^2}{g} \frac{V(3/2 r_3^2 + 1/2 r_l^2)}{(r_3^2 - r_l^2)} \right) = 2v_g \left( \frac{w^2}{g} 2\pi l (3/4 r_3^2 + 1/4 r_l^2) \right) \dots \dots \dots (1)$$

Se observa que el lado derecho de la igualdad (1) puede ser dividido en dos grupos. El primer grupo, "v<sub>g</sub>" se

refiere exclusivamente al magma alimentado a la centrífuga y sus características de sedimentación, el segundo grupo contiene factores pertenecientes sólo a la centrífuga. La ecuación (1) puede expresarse ahora en la siguiente forma:

$$Q_0 = 2 v_g \sum_T \dots \dots \dots (m)$$

donde

$$\sum_T = 2 \pi \lambda \frac{w^2}{g} (3/4 r_3^2 + 1/4 r_l^2) \dots \dots (n)$$

La ecuación (m) permite estimar un flujo (alimentación) el cual, si se sobre pasa, las partículas de tamaño "d" no serán sedimentadas y si no se excede, se sedimentarán casi en su totalidad.

Las ecuaciones (m) y (n) son aplicables a partículas más ligeras elevándose de un medio continuo de mayor peso con la precaución de que "r<sub>3</sub>" y "r<sub>l</sub>" deberán intercambiarse en la ecuación (n).

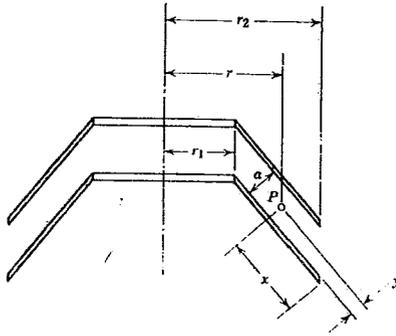
En separación líquido-líquido el factor de capacidad relacionado con una de las fases puede ser computado con la ecuación (n) pero reemplazando "r<sub>3</sub>" y "r<sub>l</sub>" por los límites del volumen ocupado por esa fase en el rotor.

La ecuación (n) define el factor teórico de capacidad  $\Sigma_T$  que tiene las dimensiones de un área y puede ser interpretado simplemente como: Es el área de un tanque de sedimentación por gravedad que tiene el desempeño equivalente de separación al de la centrífuga siempre y cuando el factor " $v_g$ " sea igual para ambos. Esta última restricción es necesaria ya que las partículas suspendidas en la fase continua pueden ser fraccionadas en algunos casos o dispersas por la acción de la vigorosa agitación a la que se sujeta el líquido durante su aceleración en la centrífuga. Si este efecto no se considera en la comparación con un tanque de sedimentación, la separación centrífuga puede parecer menos favorable, en la práctica, que lo previsto.

#### Separación en Centrífuga de Discos (Platos). -

Se considera ahora la separación de las partículas dentro de un conjunto de discos o platos, ( ver la Fig. No. 3). El flujo de la fase líquida continua que contiene las partículas sólidas o líquidas ( gotas ), fluye en forma uniformemente dividida en los espacios formados por los discos. Esta es una suposición básica para evaluar su desempeño. El flujo en cada espacio entre disco es por lo tanto " $Q_0/n$ " -- donde  $Q_0$  es el flujo total a través de la pila total de discos

y "n" es el número de espacios entre discos.



Separación en Centrifuga de Discos (Platos).

Figura No. 3

También se supone que la velocidad angular de la fase líquida continua es igual a la velocidad angular de la pila de discos. Bajo estas condiciones la velocidad angular de la fase líquida continua entre los discos es:

$$\frac{dx}{dt} = - \frac{dr}{dt \sin \Theta} = \frac{Q_0}{2 \pi n r a} \dots \dots \dots (0)$$

donde:

x = distancia paralela a la superficie del disco desde la orilla externa de este mismo disco, o desde un radio " r<sub>2</sub>".

t = intervalo de tiempo que empieza en el momento en que la fase líquida continua considerada, entra al espacio entre disco

r = posición radial de este líquido al tiempo "t".

a = Espacio perpendicular entre discos.

Θ = ángulo medio de los discos o platos.

El movimiento de sedimentación de una partícula de magnitud "d" en relación a la fase continua se determina, como se dijo, por la Ley de Stokes modificada para aceleración centrífuga, ( ver ecuación (b) ). Si la posición "y" de una partícula en proceso de sedimentarse se mide perpendicularmente desde la superficie superior del disco inferior - que define un espacio entre-discos, entonces la ecuación (b) puede expresarse como:

$$\frac{dy}{dt} = \frac{dr}{dt} \cos \Theta = v_g \frac{\omega^2}{g} r \cos \Theta \dots\dots\dots (p)$$

donde:

v<sub>g</sub> = velocidad de sedimentación de una partícula en un campo de gravedad, ( Ec.(a) ).

ω = velocidad angular de la partícula.

r = posición radial de la partícula.

La relación entre las ecuaciones ( p ) y ( o ) es:

$$dy = - \frac{2 \pi n a}{Q_0} \cot \Theta \frac{v_g w^2}{g} r^2 dr \dots \dots \dots (q)$$

El espacio entre dos discos adyacentes está dividido en dos zonas, una zona de  $y=0$  hasta  $y = a/2$  y la otra de  $y = a/2$  hasta  $y = a$ . El caudal volumétrico del flujo es igual en cada uno de estas zonas por lo que cada una tiene el mismo número de partículas, ya que, igual que en otros casos, se supuso distribución inicial uniforme de partículas suspendidas en la alimentación.

Estará claro, por consiguiente, que si todas las partículas son de igual magnitud, "d", y que dicha magnitud es tal que una partícula que está entrando al espacio entre discos a una distancia  $y = a/2$  desde el disco inferior y alcanza justo el disco superior en el radio, "r<sub>1</sub>", de la pila, entonces la mitad de las partículas serán separadas.

La ecuación (q) integrada entre límites  $y = a/2$  en  $r = r_2$  e  $y = a$  en  $r = r_1$  define la capacidad de caudal  $Q_0$  para el cual se logra el 50% de separación de las partículas que entran, por lo tanto:

$$Q_0 = 2 v_g \left( \frac{2 \pi n w^2}{3 g} \cot \Theta (r_2^3 - r_1^3) \right) \dots \dots \dots (r)$$

La consideración de esta expresión, ( r ), nos muestra que el primer factor de ella "v<sub>g</sub>", se refiere solo a las características de las partículas distribuidas en la fase líquida continua y que la segunda parte de la expresión se ocupa exclusivamente a las características geométricas y mecánicas de la pila de discos. La separación de estos dos factores nos lleva a:

$$Q_o = 2 v_g \sum_D \dots \dots \dots ( s )$$

donde:

$$\sum_D = \frac{2 \pi n}{3} \frac{w^2}{g} \cot \theta (r_2^3 - r_1^3) \dots \dots ( t )$$

Esta ecuación es válida también para partículas ligeras elevándose de un medio continuo pesado. Cambiando los valores " r<sub>2</sub> " y " r<sub>1</sub> ", para ajustarse a los límites de una sección ocupada por una fase líquida, esta misma ecuación servirá para determinar el factor de capacidad relacionado con dicha fase.

Nuevamente  $\sum_D$  tiene dimensión de longitud al cuadrado y corresponde a un área de un tanque de sedimentación gravitacional capaz del mismo desempeño de separación igual a una pila de discos definida por los parámetros que incluye la ecuación ( t ).

### Consideraciones Sobre el Concepto Factor Sigma.

Se ha dicho que este factor es valioso para las consideraciones teóricas pero se debe tener muy claramente definidas las suposiciones y las condiciones que se usaron en la obtención de las ecuaciones (f), (n) y (t).

Estas suposiciones, aún cuando son necesarias para la evaluación del problema, imponen límites a la aplicación del concepto  $\Sigma$ , límites que deben ser ampliamente reconocidos.

Estas suposiciones, como parcialmente se ha visto, caén en dos grupos:

Suposiciones concernientes al material alimentado:

1. Las partículas o gotas son esféricas y uniformes en tamaño. Son consistentes al pasar por la zona de separación y no flocularán, desintegrarán, coalescerán o flotarán durante su tráfico por dicha zona.

2. Inicialmente las partículas estarán uniformemente distribuidas en la fase líquida continua y su concentración, en esta fase, es suficientemente baja para que

sedimenten sin interferir una con otra.

3. La velocidad de sedimentación, " $v_g$ ", de las partículas es tal que el número Reynolds no excede a la unidad. Esta condición mantiene vigente la Ley de Stokes con una desviación de ella, que no excederá más del 10%.

Suposiciones concernientes a las condiciones del flujo:

1. Se supone flujo laminar.
2. Se supone que la alimentación ocupa la totalidad del rotor. En un rotor sólido esto significa que la fase líquida continua ocupe de inmediato todo el radio interno del rotor y hasta el radio líquido libre de dicha fase. En la centrífuga de discos ( o de platos ) que la fase líquida se divide en forma igual en los espacios entre discos.
3. En la centrífuga de discos, en la pila de discos se supone que la línea de flujo de la fase continua está dirigida, en todo sitio, radialmente. En cualesquier plano radial el perfil de la velocidad normal con las superficies de los discos será supuesta simétrica. En un rotor sólido la fase continua se supone que rota con la misma ve

locidad angular, en todo lugar, a la velocidad angular de la centrífuga.

4. Se desprecia el desplazamiento que sufre el flujo de la fase continua por la capa de material ya depositado.

5. Se considera nula la re-mezcla en la interfase.

6. También se desprecia el efecto sobre la alimentación del material acumulado fuera de la pila de discos.

Si se consideran todas estas excepciones y suposiciones se verá que en la práctica no darán resultado satisfactorio. Por consiguiente no se puede determinar el desempeño de la separación de una centrífuga solamente basado en el factor Sigma y su concepto. La prueba experimental es indispensable donde la experiencia es insuficiente.

Sin embargo, el factor Sigma para comparar centrífugas geoméricamente e hidrodinamicamente iguales, es una herramienta valiosa. Se puede generalizar -

que el factor Sigma es una medida directa de capacidad de eficiencia de separación. A mayor valor de Sigma, mayor la capacidad y por ende mayor el costo inicial.

Como se indicó en las centrífugas filtrantes la teoría del drenado a través de un lecho de sólidos compactados está incompleta ( en un campo de fuerza centrífuga ) y requiere de más estudio y desarrollo.

Los factores a considerar, como también se indicó, son la optimización del tiempo de los varios ciclos. En este tipo de unidades, así como en las combinadas sedimentadoras-filtro centrífugo la recomendación y selección se basará en pruebas experimentales.

Por lo tanto, los factores de conocimiento se complementan con un estudio de las unidades de los diversos tipos de centrífugas disponibles.

#### Equipo para Separación Centrífuga por Diferencia de Densidades.

##### Centrífugas de Botellas o Tubos.

La centrífuga de botella consta de un eje ver-

tical alrededor del cual mediante tirantes o brazos cuelgan 4, 6, 8, 16 ó más botellas o tubos. Todo lo anterior está encerrado en un envolvente metálico para proteger contra roturas y salpicaduras.

Casi todas las centrifugas de botellas o tubos operan con motor eléctrico y reóstato alcanzando velocidades de 500 a 5,000 r. p. m. para fines de laboratorio o producción a pequeña escala. Existen unidades de altas velocidades hasta 21,000 r. p. m. y 34,000 G. Algunas unidades son refrigeradas, particularmente para fraccionar sangre o sub-productos de ella, sueros, etc.

Los rotores tienen tirantes o brazos fijos o móviles. Estos últimos al girar se extienden hasta que el tubo está paralelo con el plano de la unidad y por consiguiente aprovecha toda la longitud del mismo para sedimentar. Los fijos tienen menos longitud de tubo por donde viajan los sólidos o fase pesada tendiendo una secante y por consiguiente se pegan a la pared de la botella o tubo en forma angular. Reducen el tiempo de centrifugado pero su separación es defectuosa.

Los rotores llevan sujetos a los brazos o tirantes porta-botellas que admiten desde ampollitas pasando -

por tubos de ensaye hasta botellas de un litro. La capacidad media por lote en centrífugas de botella de uso comercial es de cuatro litros aún cuando, para fraccionar sangre, las hay de mayor capacidad. También hay diversas formas de tubo o botella según el trabajo a desempeñar.

En determinaciones de sólidos residuales, como en aceites clarificados por centrifugación, para fines de mediciones o analíticos y como métodos estandar de muchas instituciones de control se usa esta unidad. Se determinan presencias de sólidos, agua en aceite lubricantes y otros usos. Desde luego es importante esta unidad para pruebas pre-eliminarias que permitan extrapolar equipo de sedimentación centrífuga mayor, así como para evaluar la aplicación sobre un sistema de densidades diferentes. Con frecuencia en la sedimentación gravitacional hay resistencia de los sólidos a compactar. La fuerza centrífuga acelera esta compactación y separación subsecuente. Con la centrífuga de tubos se puede determinar el tiempo y la fuerza necesaria.

La ultra centrífuga, que es una unidad aún en desarrollo, es una unidad del tipo de botella que gira impulsada por motor eléctrico o de turbina y suspendida de

una flecha flexible a 70 000 r. p. m. ó más dando fuerzas de separación de hasta 360 000 G.

Sus usos son para precipitaciones macro-moleculares, determinaciones de masa de partícula o peso molecular y otras aplicaciones de laboratorio y de investigación.

#### Centrífugas Tubulares

Para poner en perspectiva las diferentes fuerzas centrífugas que comercialmente o a nivel investigación se obtienen, se muestra esta tabla:

#### Magnitud de Fuerza Centrífuga Generada en Varios Tipos de Centrífugas y Otros Sistemas de Rotación

| <u>Sistema</u>                             | <u>Fuerza Centrífuga (G) * Máxima :</u> |
|--|---|
| En la periferia de la tierra:              | 0.0035                                  |
| Centrífugas filtrantes de cristales:       | 500 a 2 000                             |
| Ventilador de automóvil (en la periferia)  | 1 500 a 2 000                           |
| Centrífuga decantadora con transportador : | 2 000 a 4 000                           |
| Centrífuga de discos :                     | 5 000 a 8 000                           |
| Centrífuga de tubos :                      | 500 a 35 000                            |
| Centrífugas tubulares :                    | 12 000 a 60 000                         |
| Ultra centrífuga :                         | 200 000 a 360 000                       |

Otras centrifugas experimentales: hasta 900 000

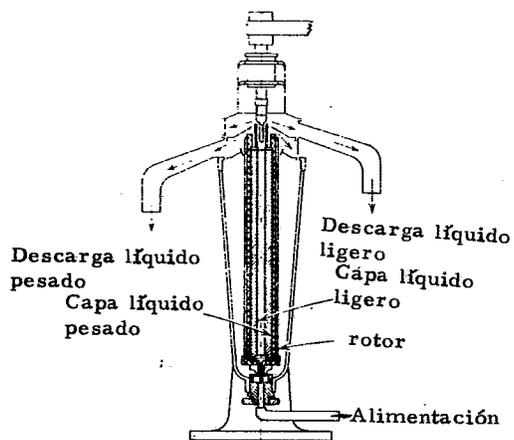
\* G = Constante Gravitacional =

$$= 6.67 \times 10^{-11} \text{ N m}^2/\text{Kg}^2 \text{ ó } 3.44 \times 10^{-8} \text{ libra-pie}^2/\text{slug}^2$$

donde slug = 32.2 ( libras masa ) ó 14.6 Kg.

Se conoce como centrifuga tubular a la unidad comercial de aproximadamente 10.16 cm. ( 4 pulgadas ) de diámetro interno en su versión de más uso industrial donde dicho rotor, tubular, largo, hueco, está suspendido de una flecha flexible e impulsado por arriba como se ve en el Dibujo No. 14 . Tiene baffles o mamparas triangulares internas para asegurar la aceleración del magma durante su corto tiempo de residencia en el rotor. Hay gran variedad de rotores según su uso.

La alimentación se hace por la parte inferior dejando los sólidos compactados contra la pared del rotor y descargando la fase o fases líquidas continuamente por la parte superior. La separación o clarificación decrece al incrementar los sólidos compactados dentro del rotor y reducir su diámetro efectivo. La capacidad de manejo de sólidos es limitada a cinco ó seis litros ( por volúmen ) de ellos. La posición de la interfase se fija me-



CENTRIFUGA TUBULAR

|                                 |                 |
|---------------------------------|-----------------|
| U. N. A. M.                     | FAC. DE QUIMICA |
| INGENIERIA QUIMICA              |                 |
| INFORME DE PRACTICA PROFESIONAL |                 |
| HORACIO GARCIA SOTO             |                 |
| 1980                            | DIBUJO No.14    |

cánicamente con anillos separadores colocados en la parte superior para segregar las fases.

Las centrifugas tubulares son diseñadas para separaciones líquido-líquido o clarificaciones líquido-sólido donde el contenido de sólidos, preferentemente, no exceda un 1% y las partículas sean finas. Las descargas del líquido o líquidos son continuas no así las de los sólidos que deben removerse manualmente cuando se ha acumulado una torta suficiente.

En tamaños industriales sus rotores alcanzan en la sección cilíndrica casi un metro de longitud. El rotor gira hasta 15,000 r.p.m. y genera aceleraciones centrífugas hasta de 16,000 G en la pared del rotor. Debido al pequeño diámetro del rotor sus valores  $\Sigma_T$  de acuerdo con la ecuación (n) son bajos y sus caudales de alimentación están en el intervalo de 8 a 64 litros por minuto. Es una unidad para caudales bajos a medios con velocidades de sedimentación en el intervalo de  $5 \times 10^{-6}$  a  $5 \times 10^{-5}$  cm/seg. Opera en el intervalo de temperaturas de  $204^{\circ}$  C y  $-15^{\circ}$  C. Usa motores de 2 a 7.5 H.P.

La centrifuga de laboratorio tubular, seme-

jante en geometría a la industrial, es accionada por motor o turbina de vapor o aire y gira de 10 a 50 000 r. p. m. generando 65 000 G a ésta última velocidad. Se usa en trabajo de laboratorio y puede separar los sólidos más finos superada, en este aspecto, solo por la centrífuga de tubos o botellas.

Las aplicaciones de este tipo de máquinas son numerosas pero están limitadas por los sólidos presentes y por la capacidad de alimentación y centrifugación. Entre las aplicaciones más conocidas están la purificación de aceites tanto lubricantes como de transformador, eliminación de agua y lodos en lubricantes de turbina, clarificación de sebos industriales y comestibles, clarificación de barnices, sidras, jugos de frutas y chicle. En la refinación de aceites vegetales ( neutralización ) separando el jaboncillo ("Soapstock") y el agua de lavado y en otras múltiples aplicaciones.

La centrífuga de laboratorio se usa en lotes de esa escala donde la centrífuga de tubos no da capacidad o separación centrífuga suficiente. Además para evaluar aplicaciones industriales en la unidad de tipo industrial.

### Centrífugas de Discos ( Platos ó Conos )

Las centrífugas que usan un número de discos o platos combinan caudales grandes con una capacidad de separación teórica alta. Para unidades industriales son posibles caudales hasta de 2000 lts/min. en separaciones fáciles con velocidades de sedimentación de  $8 \times 10^{-6}$  hasta  $5 \times 10^{-5}$  cm/seg. Se efectúan separaciones sólido-líquido y líquido-líquido con concentraciones de sólidos hasta de 15% y partículas finas o gruesas. Existe una variedad de opciones y rotores, como se verá y según se aprecia en la ecuación ( t ) el factor de capacidad teórica en este tipo de unidad depende del número de discos, que estará limitado por la altura de la pila y, aproximadamente, por el cubo del área de los discos. Debido a estas consideraciones la capacidad se optimiza con rotores de altura casi igual al diámetro.

La característica y ventaja principal en el diseño del rotor es la pila de discos que está diseñada para que la mezcla a separarse pase a través de ella antes de descargar.

La estratificación resultante del medio líquido

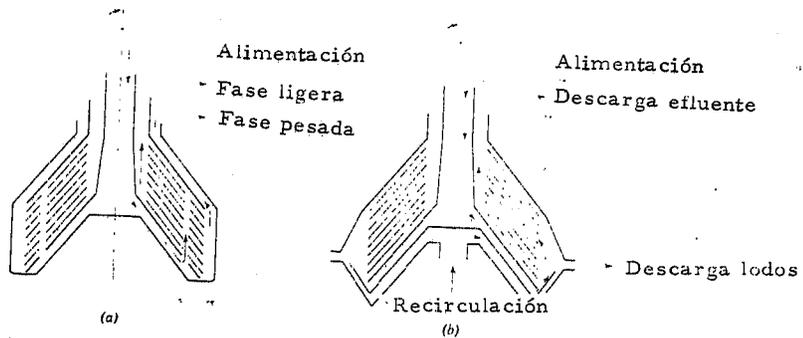
do reduce grandemente la distancia de sedimentación requerida antes de que la partícula o gota toque una superficie sólida y se considere separada del caudal en proceso. Los ángulos de inclinación de los discos son tales que aún sólidos grandes o tortas de ellos resbalarán y caerán radialmente por la diferencia en su densidad.

El esquema o patrón de flujo se ilustra en el Dibujo No.15a para un separador líquido-líquido y en el Dibujo No.15b para un clarificador con recirculación.

La alimentación entra al centro del rotor ya sea de la parte superior o la inferior dependiendo del diseño de suspensión del rotor y se acelera por venas radiales hasta el radio en el cual entra a la pila de discos.

Donde la alimentación usará toda el área - - - de discos, como en una clasificación o una clarificación, se alimenta entre la pila y la pared interna del rotor. El líquido clarificado es descargado por el centro de la pila generalmente en la parte superior del rotor.

Para separación líquido-líquido sin o con só-



ROTOR DE SEPARADOR  
LIQUIDO-LIQUIDO.

ROTOR CLARIFICADOR CON  
RECIRCULACION.

U. N. A. M.

FAC. DE QUIMICA

INGENIERIA QUIMICA

INFORME DE PRACTICA PROFESIONAL

HORACIO GARCIA SOTO

1980

DIBUJO N.º 15

lidos se usan canales de alimentación de tamaño tal que no ofrecen más resistencia al flujo que el que ofrece su paso por los discos. Es costumbre localizar la línea de interficie entre las dos fases líquidas segregadas en la línea de las boquillas de alimentación por medio de una selección apropiada de los radios o anillos de descarga.

Al manejar dos líquidos el más denso se mueve hacia afuera de los canales de alimentación y el más ligero hacia el eje de rotación. Hay canales de descarga separados ( perforaciones en los discos ) y carcaza con segregación de cubiertas para separar las descargas.

Cuando hay sólidos presentes en las dos fases líquidas sedimentan en los discos y resbalan radialmente hacia la fase pesada o la pared. En todo tipo de centrifuga de discos los sólidos resbalan por los discos hasta la pared o la torta acumulada y parte de ellos re-ingresa al magma alimentado y a la pila de discos de nuevo por lo cual el desempeño de este tipo de unidad es menos que el teórico, como lo es, en general, en todas las centrifugas. Por ende la consideración teórica debe ser corregida por la eficiencia " e ".

La primer modificación al diseño de la centrífuga de discos se relaciona con el manejo de sólidos en una o dos fases líquidas. En un rotor normal donde hay pequeñas cantidades de sólidos, éstos se limpian manualmente en forma intermitente al parar. Para cantidades mayores o para concentrar sólidos se hacen cambios en el diseño para descarga continua o intermitentemente dichos sólidos.

El rotor más simple de limpieza manual y pared paralela al eje de rotación se muestra en el Dibujo No. 15a . Su diseño es así para incrementar su capacidad de rotación de sólidos. Durante su operación descarga continuamente dos líquidos o un líquido y un flujo plástico en forma continua. En general, no se usa donde los sólidos excedan 0.5%. Su capacidad de carga de sólidos es de 4 a 16 Hs., en volúmen. Sus rotores, en capacidades industriales van de 18 cm. (7 pulgadas) a 61 cm. (24 pulgadas) de diámetro con velocidades de operación de 800 a 4500 r.p.m. ; los espacios entre discos son de 0.015 pulgadas a 0.050 pulgadas y tienen de 30 a 130 discos o platos. El ángulo medio es de  $35^{\circ}$  pero puede ser de  $40^{\circ}$  ó  $45^{\circ}$  si el manejo de sólidos no es un factor crítico.

Sus usos más comunes son como separador de crema de la leche, purificación de lubricantes y combustibles, separador de lodos de combustibles pesados, separación de agua de lavado en aceites vegetales en neutralización, separación de agua de aceites de pescado, remoción de humedad en combustibles de aviones "jet". Sólidos que fluyen plásticamente, como el jaboncillo - - (soapstock) del aceite en neutralización continua, también pueden separarse continuamente en forma eficiente.

Una variante importante del rotor sólido en centrífugas de discos es un sistema de descarga presurizado donde la descarga sale por la flecha ( eje de rotación) y no en forma atomizada eliminándose además de las bombas después de la descarga el contacto con el aire al atomizarse. La línea de interfase se controla mediante válvulas dando más o menor presión a las fases internamente. Este sistema es valioso donde el producto se deteriora con el contacto con la atmósfera.

Se ha diseñado un rotor con descarga periférica de sólidos, ver Dibujo No. 15b , a través de orificios llamados boquillas. Las boquillas están distribuidas para evitar acumulamiento junto a ellas y para evitar cauda

les grandes hacia el exterior ya que las presiones dentro del rotor llegan a ser del orden de 1000 a 2000 psi.

También se calculan para no ser bloqueadas por los sólidos. Habitualmente tienen un buje para sufrir el desgaste por abrasión y su orificio es de 0.030 a 0.080 de pulgada. Su número varía de 12 a 24 pero puede haber menos. De 5 a 50% del magma alimentado descarga por las boquillas. Este tipo de unidad va de 4 a 32 pulgadas de diámetro y gira de 3000 a 12000 r.p.m. dando fuerza separacional de hasta 12000 G. Sus usos más comunes son en el secado de caolin, separación de aceite de pescado del licor de prensas, concentración de gluten y almidón, concentración de fermentos, y otras.

En otra variante, ver Dibujo No. 15b, se alimenta como recirculación parte de los sólidos separados por las boquillas para lograr mayor concentración. Esto contribuye a la concentración y da, por ejemplo, una mejor clasificación entre sólidos del gluten y el almidón de mayor densidad, donde éstos últimos se concentran en la descarga de las boquillas y los previos salen con el licor clarificado.

Otra variante para sólidos frágiles o volúme

nes de 2 a 6% donde no se justifica ni el rotor sólido, ni la recirculación es el de boquillas intermitentes que abren a ciclos prefijados ya sea hidráulicamente o eléctricamente. Esto da oportunidad de engrosar la capa de sólidos ( torta ) a conveniencia aún cuando se disminuye el tamaño de los discos y la capacidad total.

También hay válvulas que abren en función de la profundidad de sólidos acumulados y por diferencias hidrostáticas. Sus usos están en la recuperación de lana linas de las aguas de lavado de lana y en separación de la estearina en el invernado de aceites vegetales.

El tipo de boquilla abierta por controles hidráulicos se usa en clarificación de grasas, de jugos de piña y naranja, de extractos de carne, de combustibles marinos y recuperación de proteína de soya entre otros usos.

Existen otras variantes de centrífugas que caerán dentro de este tipo como la de separación con baffles ( mamparas ) en vez de discos que se usa específicamente en clarificación de lúpulos y de café. Otro rotor clarifica sólidos más ligeros que la fase continua más pesada

usando discos más espaciados y venas de aceleración - hacia el centro de la pila donde los sólidos son succionados por un absorbedor de tubo. Se usa para concentrar queso crema de los cuajos.

Existen otras dos variantes que aún cuando operan bajo el principio gravitacional de la centrifuga, no se clasifican así en la práctica y se mencionan para dejar completa la clasificación de equipo. Estas son el ciclón de discos y los ciclones de líquidos. Sus limitaciones, son el manejo de caudales de magma bajos y las fuerzas cortantes del vortex que hacen que en su manejo de sólidos, los fraccione o altere físicamente. Sus usos son como concentradores en molinos de minerales, en las colas de dichos molinos y en la recuperación de catalizadores.

#### Centrifugas Continuas con Descarga por Transportador.

Este tipo de unidad separa los sólidos por sedimentación y los transporta a la descarga continuamente por medio de un transportador helicoidal. También descarga la fase líquida continuamente. Tiene rotores horizontales o verticales de 6 a 54 pulgadas de diámetro y proporciones de longitud a diámetro de 1.5 a 3.

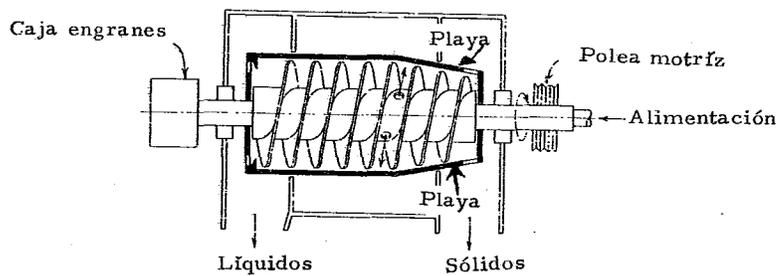
Ver el Dibujo No. 16, 16a y 16b.

Los sólidos depositados sobre las paredes del rotor son conducidos por un transportador helicoidal que gira de 5 a 100 r.p.m. más lento que el rotor. Esto se logra con engranes planetarios al eje principal que por relación de diámetros reducen el giro del tornillo.

Dados este transportador y su mecanismo especial los campos de fuerza centrífuga son más reducidos que en las centrífugas tubulares o de discos. Sus velocidades van de 1 600 a 8 500 r.p.m. y su fuerza de 2 000 a 4 000 G.

© Las velocidades de sedimentación medias que se obtienen son del orden de  $1.5$  a  $15 \times 10^{-4}$  cm/seg. manejan caudales grandes y al operar como clarificador este tipo de unidad conocido también como decantador continuo recupera partículas gruesas y medias de magmas altos y bajos en concentración de sólidos. Normalmente finos de  $2 \mu$  para abajo no son separados.

Los sólidos descargados no están tan secos como en un filtro centrífugo. Los cristales gruesos pue



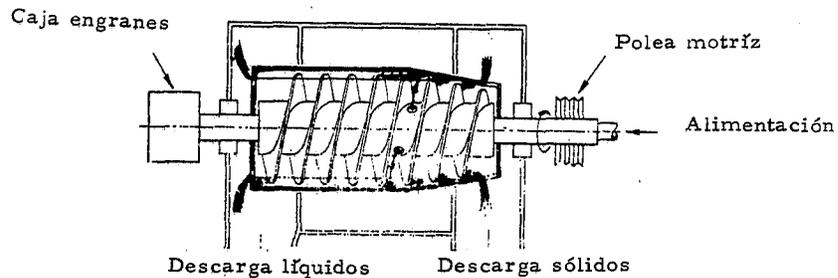
DIBUJO ESQUEMATICO-CENTRIFUGA CONTINUA  
CON DESCARGA POR TRANSPORTADOR.

|                                 |                 |
|---------------------------------|-----------------|
| U. N. A. M.                     | FAC. DE QUIMICA |
| INGENIERIA QUIMICA              |                 |
| INFORME DE PRACTICA PROFESIONAL |                 |
| HORACIO GARCIA SOTO             |                 |
| 1980                            | DIBUJO N.º.16   |

den descargar con 2-10% de humedad. Otros materiales como el caolín con 30-35% de humedad; los materiales amorfos o fibrosos con contenidos aún mayores como los sólidos de las plantas de tratamiento de aguas con 55-70% y los sólidos del rendimiento de grasas con 60-70% de humedad y 6 a 10% de grasa. Las presiones normales soportadas en el decantador son de 150 psi. Las temperaturas llegan a 150° C.

La alimentación es introducida por un tubo axial. Los sólidos se sedimentan a la pared de donde son conducidos por el transportador hacia la salida de sólidos. En el extremo de descarga de sólidos el rotor sufre una contracción en su diámetro formándose una playa donde drenan ( aún bajo fuerza centrífuga ) los sólidos. El nivel líquido se controla por boquillas o puertos ajustables para dar más o menos profundidad al líquido dentro de la centrífuga.

La ecuación ( n ) indicaría pérdida de desempeño al incrementar el nivel del líquido. En la práctica esto no es siempre así y dependerá de si los sólidos son redispersados por el transportador al hacerse más bajo el nivel del líquido.



CENTRIFUGA CONTINUA CON DESCARGA POR TRANSPORTADOR. (DIBUJO ESQUEMATICO).

U. N. A. M.

FAC. DE QUIMICA

INGENIERIA QUIMICA

INFORME DE PRACTICA PROFESIONAL

HORACIO GARCIA SOTO

1980

DIBUJO N.º.16a

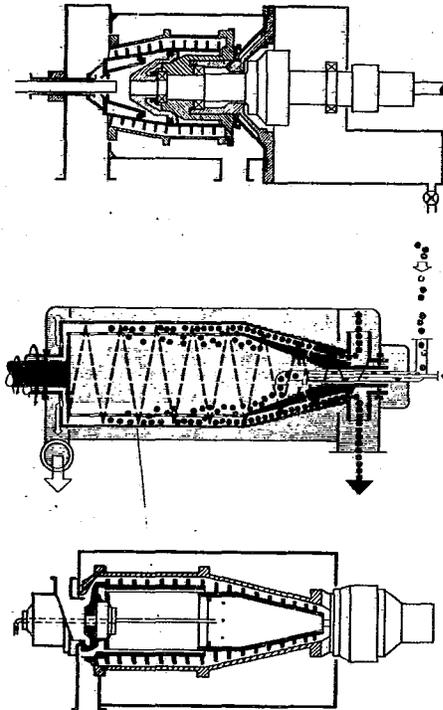
Este tipo de decantador continuo encuentra dificultades en conducir los sólidos de tipo resbaloso, esponjoso, suaves o finos.

En la práctica la capacidad de alimentación estará en función del par de fuerzas que los sólidos ejercen al oponerse al movimiento del transportador. Sin embargo, donde este par de fuerzas es bajo, las capacidades pueden llegar a 80 ton/hr de sólidos descargados.

Existen numerosas opciones al decantador continuo como son rotor cónico, ángulos del transportador, endurecimiento del mismo, formación de represas negativas en la descarga de sólidos con pozas variables, avance del transportador, posición de la alimentación, etc. También existen unidades herméticas para aplicaciones con volátiles y todo tipo de equipo eléctrico.

Estas opciones serán determinadas por pruebas experimentales, experiencias previas y consideraciones de tipo económico también.

Las aplicaciones de estas unidades son muy



DIVERSOS TIPOS DE CENTRIFUGAS CONTINUAS (DECANTADORES CONTINUOS) CON DESCARGA POR TRANSPORTADOR.

|                                 |                 |
|---------------------------------|-----------------|
| U. N. A. M.                     | FAC. DE QUIMICA |
| INGENIERIA QUIMICA              |                 |
| INFORME DE PRACTICA PROFESIONAL |                 |
| HORACIO GARCIA SOTO             |                 |
| 1980                            | DIBUJO N.16b    |

variadas pero algunas de las típicas en clarificación son: clarificación de algunos cristales, sólidos del licor de - prensado de pescado, polímeros en su deshidratación, - concentración de lodos de tratamiento de aguas, y muchas más. En clasificación de : caolines, en partículas de  $TiO_2$  de descargas de plantas papeleras, en rendimiento de grasas y separación de proteínas, etc.

#### Centrífugas de Canasta de Rotor Sólido.

Se usan en la recuperación de sólidos finos que son difíciles de filtrar o donde varíe la naturaleza de los mismos. El contenido de sólidos es bajo normalmente.

El tamaño de estas canastas es como el de las perforadas que se discuten más adelante.

Su factor  $\Sigma$  es el de la ecuación ( n ) y su eficiencia de operación varía grandemente debido a los diversos métodos de alimentar la unidad. Además su rotor es relativamente corto y por ende su desempeño es afectado por la turbulencia de la alimentación.

te su rendimiento.

Se alimenta generalmente por abajo cerca del fondo del rotor y los sólidos se van compactando en la pared del rotor mientras que el líquido sobrepasa la brida superior y descarga continuamente. Al terminar el ciclo se succiona el líquido sobrenadante y después con el mismo mecanismo de corte-succión, y a baja velocidad, descargan los sólidos.

Se usan estas máquinas para recuperación de efluentes, en pigmentos, en operaciones pequeñas de rendimientos de grasas y en impregnaciones de partes eléctricas con lacas donde la fuerza centrífuga hace más uniforme la impregnación.

## Equipo para la Filtración Centrífuga.

### Centrífugas de Canasta.

La forma más sencilla de estas unidades es una canasta de rotor de pared perforada que consiste en un rotor cilíndrico desde varias pulgadas hasta 96 pulgadas de diámetro y una relación diámetro-altura de 1 a 3, generalmente. La pared tiene perforaciones suficientemente amplias para el paso de cualquier líquido y sobre ella se coloca además un medio filtrante. Este medio va desde fibra tejida o malla metálica hasta varias mallas sobre láminas perforadas de soporte, en las unidades de alta velocidad.

El método de descarga es el que hace diferentes a los diversos tipos de centrífugas filtrantes, habiendo tres tipos básicos: los que descargan a velocidad reducida, los que deben parar para descargar y los que descargan a toda velocidad.

Las unidades que deben hacer alto en su ciclo para descargar tienen diversidad de tamaños. Los rotores son generalmente soportados sobre flechas verticales.

Los diseños varían de diámetros de 12 pulgadas y un tercio de pié cúbico de capacidad de torta, con motor de 1/2 H. P., 2100 r.p.m. y fuerza separacional de 800 G hasta canastas de 60 pulgadas con 18 pies cúbicos de capacidad de torta y motor de 20 H. P. y fuerza de -- 300 G. Los volúmenes de sólidos son normales y deben ser modificados de acuerdo a la densidad del sólido y su torta. Los materiales de construcción van desde acero al carbón, acero inoxidable, Monel, Inconel y titanio más una variedad de recubrimientos como hule y plásticos.

La temperatura normal llega hasta 170° C y la presión 5 psi. Este tipo de unidad es útil donde hay una variedad de materiales a filtrar en lotes pequeños, donde la esterilización entre lotes es necesaria o donde la producción no amerita, por pequeña, la automatización.

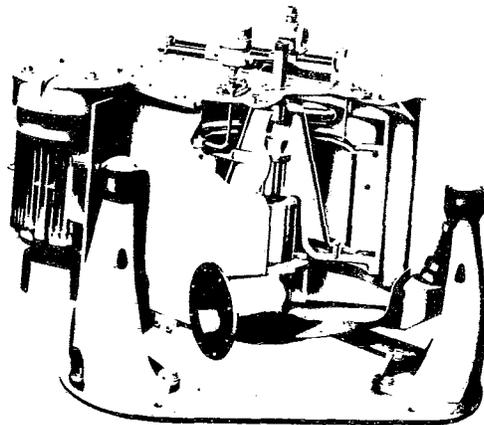
† Se usan ampliamente en recuperación de sólidos de efluentes, en deshidratación de cristales, ya sea finos o gruesos, en secado de hojas de vegetales y otras aplicaciones.

Los tiempos del ciclo varían según el modelo y su uso pero van de 10 minutos en adelante. Algunas unidades tienen un rotor con adaptador para un recipiente -- perforado que se introduce ya con carga y se retira tam-

bién con carga al terminar el ciclo. Es útil para lavanderías, plantas de teñido y secado de ropa, textiles, hilos, plumas, cabellos y materiales en proceso de tipo fibroso.

Las capacidades mayores y la dificultad de descarga manual han motivado que ésta se automatice con descarga mecánica a velocidades reducidas. La canasta es cargada a velocidad de baja a media y acelera para secar de 900 a 1 800 r.p.m. donde drena, lava y se desacelera de 37 a 75 r.p.m. para descarga mecánica e inicia el ciclo de nuevo. En sólidos con buen drene como el azúcar, el bórax y otros cristales gruesos los ciclos van de 2 a 6 minutos. Con rapidez de drene más lentas o con varios lavados los ciclos pueden ser hasta de 20 ó 30 minutos.

Se usan máquinas con tres puntos de apoyo y sus rotores son impulsados por arriba ó abajo. Sus diámetros típicos van de 20 a 48 pulgadas. Se prefiere la canasta con impulso inferior para ciclos rápidos y con cargas pesadas de sólidos. Cuando se requieren menos de 10 ciclos/hora es frecuente el uso de canastas de 40 a 48 pulgadas con propulsión inferior.



CENTRIFUGA FILTRANTE AUTOMATICA  
CON TRES PUNTOS DE APOYO.

**U. N. A. M.**

FAC. DE QUIMICA

**INGENIERIA QUIMICA**

**INFORME DE PRACTICA PROFESIONAL**

**HORACIO GARCIA SOTO**

**1980**

**DIBUJO No.17**

La descarga de la torta es lograda por la acción radial y axial de un arado o cuchillo o serie de ellos que deja una torta residual sobre la malla como antes se expresó. Sin embargo, hay cuchillas con punto de plástico y láminas perforadas encima de la canasta en su diámetro interno que también protegen y ayudan a lograr descargas de tortas casi completas. El tiempo de descarga, con el arado en acción, dura de 20 a 120 segundos a velocidad reducida para no romper los cristales en exceso. La descarga de sólidos es por el fondo de la centrífuga.

Se usan en muchas aplicaciones como deshidratado de vitaminas, almidón de papa, azúcar, hipoclorito de calcio, sal de sosa electrolítica, cristales, etc.

La unidad más automatizada descarga a alta velocidad y tiene ciclos de 3 minutos. Esta unidad se usa en cristales de drenado rápido como el carbonato de sodio ( soda ash ) donde la atrición no es importante y donde se requieren múltiples lavados y segregación de licores de lavado del licor madre. Puede trabajar a presiones de hasta 150 psi y temperaturas de  $-40^{\circ}\text{C}$  con casos de temperaturas más altas. Requiere magmas ricos en sólidos y generalmente es precedida por un tanque de espesamien

to o concentración. El rotor gira en un eje horizontal, usa malla de acero como medio filtrante y descarga los sólidos cortándolos a toda velocidad con un cuchillo accionado hidráulicamente. Los rotores son de 12 a 48 pulgadas de diámetro y sostienen cargas de sólidos de 1 a 6 pies cúbicos a velocidades de 1 000 a 2 500 r. p. m. produciendo fuerzas centrífugas de alrededor de 1250 G. Los sólidos descargan por el fondo a través de un cono que permite presurisar la descarga y la salida. Tienen un distribuidor de alimentación que mantiene uniforme el espesor de la torta, da mejor equilibrio al rotor a alta velocidad y mejora el lavado en su eficiencia.

● Requiere motores de 20 a 200 H. P. Sus materiales de construcción son acero al carbón, acero inoxidable y otros como el Monel.

Esta unidad es aplicada en producciones intermedias o altas, donde se requiere sólidos bien lavados, pero donde hay destrucción de su tamaño. Como se dijo antes se deja una torta o pre-capa sobre la malla la cual se mantiene en condiciones con el lavado antes de alimentar.

Los ciclos típicos de una máquina así son:

| <u>En cristales :</u>         | <u>De drene<br/>rápido:</u> | <u>De drene<br/>lento :</u> |
|-------------------------------|-----------------------------|-----------------------------|
| Capacidad Ton/Hr.             | 20 - 24                     | 1.5 - 2                     |
| Lavado de pre-torta, segs.    | 1                           | 0                           |
| Alimentación, segs.           | 7                           | 25                          |
| Lavado, segs.                 | 5                           | 25                          |
| Drenado y secado, segs.       | 12                          | 30                          |
| Descarga, segs.               | 2                           | 6                           |
| Tiempo del ciclo total, segs. | 27                          | 86                          |

• Se usa esta unidad en cristales de sulfato de amonio, bórax, p-xileno, bicarbonato de sodio, cloruro de sodio y otros.

#### Centrífugas Continuas de Malla Cilíndrica.

La demanda que existe de tener procesos continuos ha sido satisfecha, desde el punto de vista de la centrifugación, por centrífugas filtrantes capaces de alimentación continua, descarga de líquidos continua y descarga continua o casi continua de sólidos.

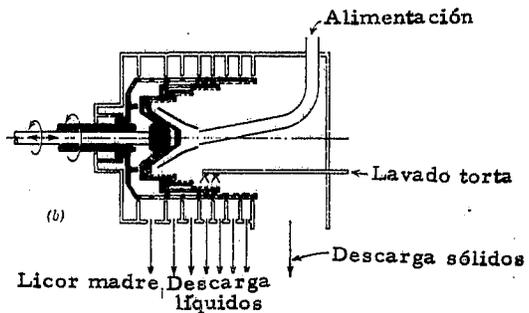
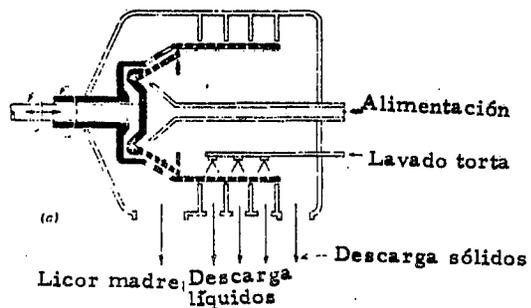
Su aplicación es en sólidos de drenado rápido y en aquellos procesos que no requieren contenidos de humedad demasiado bajos. La eficiencia que tienen en su lavado varía, sus requerimientos de potencia eléctrica son habitualmente bajos, la concentración de sólidos en el magma alimentado puede ser variable y no necesariamente tan alta como en las centrífugas filtrantes de alta velocidad. Las centrífugas filtrantes continuas pueden dividirse en dos grupos, en la práctica; las de filtro cilíndrico y las de filtro cónico. Ambos tipos tienen salida libre de sólidos al final del rotor y emplean varios métodos para mover los sólidos a través del rotor.

Un tipo de unidad de esta clasificación, que se usa extensamente, deposita los sólidos en la parte inicial del rotor mediante tubo de alimentación, formando tortas de 0.25 a 3 pulgadas de espesor las cuales son empujadas, como anillo anular, a través del rotor por medio de un pistón recíprocante. Los lavados son recolectados en secciones separadas del cuerpo del rotor al ir pasando los sólidos pero no se segregan tan eficientemente como en la operación de ciclos secuenciales de las centrífugas filtrantes. Los sólidos ya drenados son lanzados a través de una tolva incorporada a la carcasa y sellada en

la sección de descarga de líquidos. Los rotores giran sobre un eje horizontal, tienen diámetros de 8 a 48 pulgadas y capacidades de 1 a 25 toneladas/hora de sólidos. Los campos centrífugos de 300 a 800 G son los más usuales. La velocidad máxima de diseño raramente es usada para evitar fuga de sólidos finos, así como para facilitar el transporte de los sólidos a través del rotor. Los motores eléctricos van de 5 a 75 H. P. Las mallas cilíndricas son del tipo de placa perforada, con perforaciones en forma de barras con aberturas de 0.005 a 0.020 pulgadas. El pistón recíprocante opera de 20 a 100 movimientos por minuto con longitud de carrera de hasta 3 pulgadas. El espesor de la torta estará en función de las características de los sólidos tales como: su drenado, su compactación, su tendencia a agrumarse y su resistencia friccional a ser conducidos. Un máximo normal, encontrado prácticamente, de espesor de torta es de 3 pulgadas, teniendo drenado razonable.

Se utilizan dos mecanismos de alimentación.

Como se muestra en el Dibujo No. 18b, uno de ellos introduce la mezcla de alimentación por gravedad o transportador de tornillo hasta un cono de distribución no-perforado el cual deposita el magma en su concentración original



CENTRIFUGA CON EMPUJADOR ETAPAS  
UNICA Y MULTIPLES.

U. N. A. M.

FAC. DE QUIMICA

INGENIERIA QUIMICA

INFORME DE PRACTICA PROFESIONAL

HORACIO GARCIA SOTO

1980

DIBUJO N.º 18

inmediatamente frente al empujador hidráulico; como se necesita que la torta no se colapse en este punto se requieren concentraciones de 40%, por regla general. El segundo sistema de alimentación, ver Dibujo No. 18a, deposita el magma alimentado en la parte angosta de una malla cónica la cual tiene una represa que restringe la caída de cristales a la parte cilíndrica del rotor frente al empujador hidráulico. De 50 a 90% del licor madre es drenado desde esta zona cónica de tal forma que una torta sólida queda frente al empujador. Por consiguiente no se requiere, como en el caso anterior, de concentraciones muy altas y con un 10% ó más ya es posible procesar. Dada la rapidez de drene que se requiere se usa esta unidad en cristales medianos a grandes, gránulos o sólidos fibrosos. Hay algo de rotura de cristales en la descarga. Estas unidades pueden trabajar hasta 400 psi y 130 °C.

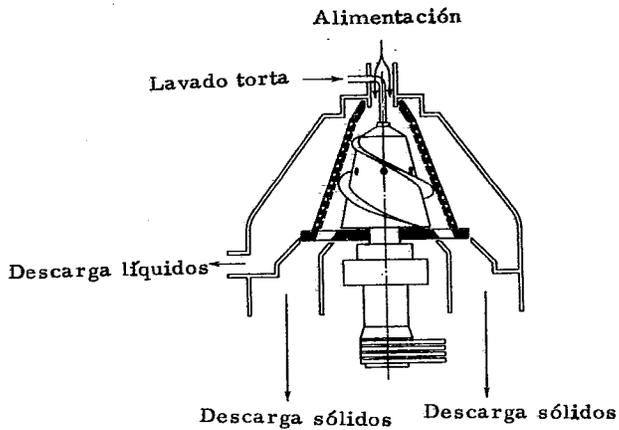
Para aquellos materiales que son suaves o plásticos o tienen resistencia a ser conducidos por la fricción, la malla cilíndrica puede consistir en dos, cuatro o seis pasos con diámetros escalonados mayores como se ve en el Dibujo No. 18b. Los pasos alternadamente se mueven reciprocamente con el empujador por ende la tor

ta viaja una distancia muy corta y es recibida en el siguiente paso de diámetro mayor. Incrementa así la eficiencia del lavado y el drenaje del material. Este tipo de unidad se usa en azúcar donde el licor madre, por su viscosidad, causa mal drenaje, mucha plasticidad y poca penetración del licor de lavado.

Hay otro tipo de centrífuga filtrante continua que descarga la torta moviéndola axialmente a través del rotor con un transportador helicoidal. El rotor es semejante al decantador continuo pero tiene una sección de malla filtrante y playa para sólidos. Se usan estas unidades para deshumidificar sólidos gruesos donde la acción de empuje del transportador ayuda al drenado; por ejemplo en para-xileno y otros cristales, fosfato trisódico y lodos cúpricos semi-cristalizados.

#### Centrífugas Continuas Filtrantes de Mallas Cónicas.

En las centrífugas continuas de malla cónica el ángulo del rotor causa o asiste en el movimiento de la torta, que se mueve axialmente y también la redistribuye en una capa menos espesa mejorando su drenado. La alimentación es depositada en la parte de menor diámetro



CENTRIFUGA DE CANASTA CONICA  
CON TRANSPORTADOR VERTICAL

U. N. A. M.

FAC. DE QUIMICA

INGENIERIA QUIMICA

INFORME DE PRACTICA PROFESIONAL

HORACIO GARCIA SOTO

1980

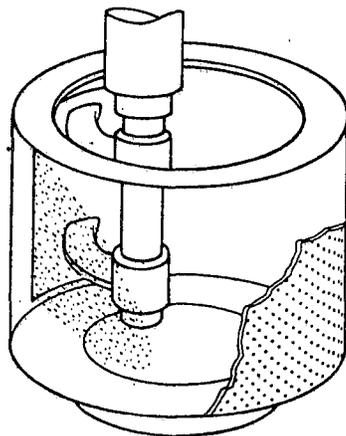
DIBUJO N.º.19

del cono donde ocurre la mayoría del drenado y los sólidos conducidos son descargados a el diámetro más ancho del cono, cayendo libremente. Las mallas son generalmente láminas perforadas con aperturas rectangulares con espacios de 0.003 a 0.060 pulgadas. Cuando la malla es débil se coloca una ~~contra~~-malla para dar soporte mecánico.

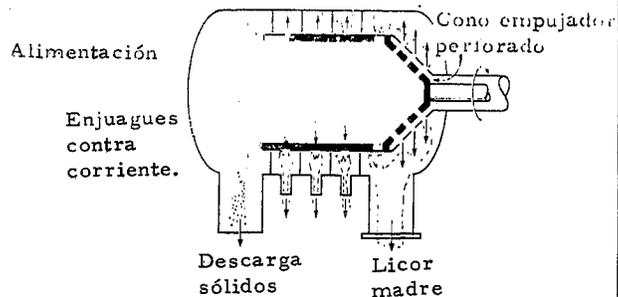
Este tipo de centrífugas se dividen en tres tipos de acuerdo a su descarga de sólidos: las que descargan solas, las de transportador helicoidal y las que aplican una vibración axial u oscilación al rotor o al rotor y carcasa.

En forma simple el ángulo del cono es ligeramente mayor que el ángulo de reposo de los sólidos en cualquier etapa de su ciclo de secado. Hay rotores horizontales o verticales con diámetros desde 20 hasta 40 pulgadas en su diámetro máximo y operan a velocidades hasta de 2 600 r. p. m. produciendo campo de fuerza de hasta 2500 G; los ángulos de inclinación del cono van de 20 a 35° y la selección del ángulo apropiado así como de la superficie de la malla son factores decisivos en la selección del equipo.

El magma de alimentación ( por gravedad -



DIBUJO ESQUEMATICO-CENTRIFUGA FILTRANTE  
DISCONTINUA DESCARGANDO SOLIDOS.



CENTRIFUGA CONTINUA CON CONDUCCION DE  
SOLIDOS POR CONO FILTRANTE.

U. N. A. M.

FAC. DE QUIMICA

INGENIERIA QUIMICA

INFORME DE PRACTICA PROFESIONAL

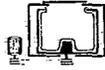
HORACIO GARCIA SOTO

1980

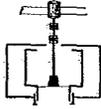
DIBUJO N.º 20

en lo general ) se introduce en el diámetro pequeño del cono al centro, donde se acelera y se distribuye uniformemente en la malla a toda la periferia. La rotura de cristales no ocurre en el transporte de sólidos pero sí a la descarga. El azúcar mascabada es centrifugado con éxito a capacidades de 2 a 7 toneladas/hora y aún cuando se pierden más finos que en las centrifugas filtrantes de ciclo se tiene mejor lavado dando más pureza. No es posible, sin embargo, separar los licores de lavado, completamente. También se usa este tipo de unidad en cristales tales como el sulfato de amonio.

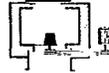
Los tipos de malla cónica con transportador vertical helicoidal, ver Dibujo No. 19 , son impulsados por debajo y su diámetro máximo está en la parte inferior. La alimentación se introduce por la parte del diámetro más pequeño y la velocidad diferencial del transportador ayuda a controlar el paso de los sólidos por la zona de drenado. Los fondos de esta unidad tienen diámetros de 10 a 20 pulgadas y la longitud es aproximadamente dos tercios de este diámetro. El ángulo es de 10 a 20° y su velocidad de operación de 2 500 a 3 800 r. p. m. dando hasta 3 500 G. Su capacidad en sólidos es de 1 a 30 toneladas/hora encontrando aplicación en cristales de tipo medio a grande arri-



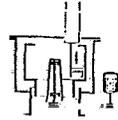
a.) Centrifuga filtrante impulsada por debajo de batch con bolsa.



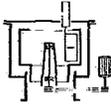
b.) Centrifuga filtrante impulsada por arriba, descarga inferior.



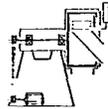
c.) Centrifuga filtrante impulsada por debajo, descarga inferior.



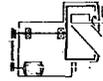
d.) Centrifuga filtrante impulsada por debajo, con cuchilla móvil; automática.



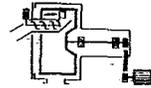
e.) Automática, cuchilla rotativa, impulsada por debajo.



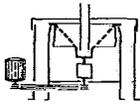
f.) Una sola velocidad, automática, cuchilla ascendente.



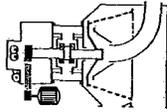
g.) Una sola velocidad, automática, cuchilla rotativa.



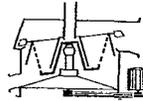
h.) Una sola velocidad, automática, cuchilla transversal.



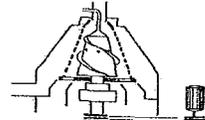
i.) Pared inclinada, descarga sola. (Igual a rotor sólido).



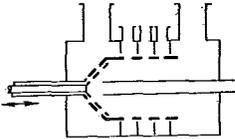
j.) Inclinada con rotor vibratorio, descarga sola. Continua.



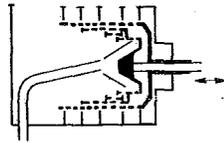
k.) Inclinada con rotor vibratorio excéntrico; descarga sola. Continua.



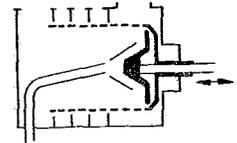
l.) Rotor inclinado, descarga con tornillo. Continua.



m.) Empujador convencional, una etapa; continua.



n.) Empujador, multi-etapa; continua.



o.) Empujador cónico, con empujador imperforado.

DIVERSOS TIPOS DE CENTRIFUGAS FILTRANTES, CONTINUAS Y DISCONTINUAS.

U. N. A. M.

FAC. DE QUIMICA

INGENIERIA QUIMICA

INFORME DE PRACTICA PROFESIONAL

HORACIO GARCIA SOTO

1980

DIBUJO No. 21

Tabla de Aplicaciones de Centrífugas Filtrantes Continuas.

|                                  | Deshidra-<br>tación de<br>Cristales          | Deshidra-<br>tación de<br>Cristales   | Deshidra-<br>tación de<br>Cristales | Cobre<br>de<br>magma             | Azúcar<br>de<br>mascabado | Pulpa<br>de<br>Tomate            | Jugo<br>de<br>manzana            | Deshidra-<br>tación de<br>carbón |
|----------------------------------|--|---------------------------------------|-------------------------------------|----------------------------------|---------------------------|----------------------------------|----------------------------------|----------------------------------|
| Movimiento de<br>sólidos.        | Una etapa<br>Empujador<br>malla<br>perforada | Una etapa<br>Empujador<br>Cono sólido | Multi etapa<br>Empujador            | Trans-<br>portador<br>Helicoidal | Angulo<br>Natural         | Trans-<br>portador<br>Helicoidal | Trans-<br>portador<br>Helicoidal | Rotor<br>Oscilatorio             |
| Tipo de rotor                    | Cilíndrico                                   | Cilíndrico                            | Cilíndrico                          | Cilíndrico                       | Cónico                    | Cónico                           | Cónico                           | Cónico                           |
| Diámetro grande de<br>rotor      | 16"  | 13.5"                                 | 36"                                 | 24"                              | 27"                       | 16"                              | 16"                              | 39"                              |
| Tamaño de partícula              | 100-350                                      | 150-240                               | 50-100                              | 48-325<br>mallas                 | - -                       | semillas,<br>piel                | Amorfos                          | 0-0.25"                          |
| Temperatura °C                   | 47°C   | - -                                   | - -                                 | - -                              | 47°C                      | 60°C                             | ambiente                         | ambiente                         |
| Caudales:                        |  |                                       |                                     |                                  |                           |                                  |                                  |                                  |
| Alimentación lts/min             | 151  | 42                                    | 42                                  | 94                               | 49                        | 322                              | 151                              | 568                              |
| Sólidos Kgs. Secos/min           | 36   | 36                                    | 36                                  | 45                               | 16                        | 2                                | 3                                | 998                              |
| lavado kg/kg. de torta           | 0.14   | 0.06                                  | 0.11                                | 0.11                             | 0.02                      | 0                                | 0                                | 0                                |
| Sólidos insolubles<br>% en peso: |  |                                       |                                     |                                  |                           |                                  |                                  |                                  |
| Alimentación                     | 20-25  | 50                                    | 50                                  | 60                               | 24                        | 2                                | 14                               | 75                               |
| Efluente líquido                 | 1-4  | 3                                     | 10                                  | 4                                | 3                         | 1                                | 5                                | 7                                |
| Torta descargada                 | 94   | 98                                    | 85                                  | 96                               | 83                        | 16                               | 24                               | 92                               |
| H. P. motor:                     |  | 15                                    | 75                                  | 15                               | 25                        | 30                               | 30                               | 30                               |

ba de 100 mallas de tamaño y en remoción de sólidos de jugos de fruta.

Un tercer tipo de centrífuga continua filtrante opera con ángulos de  $13^{\circ}$  a  $18^{\circ}$  y asiste la descarga de los sólidos con movimiento ascilatorio de la unidad. Generalmente los rotores son de 20 a 42 pulgadas impulsados por debajo y su longitud es de 1 a 2 veces el diámetro mayor. Su capacidad va de 25 a 150 toneladas/hora. Se usan en deshidratado de carbón mineral donde el tamaño de partícula va de 1.25 de pulgada a 60 mallas. También se usan en deshidratación de potasa y otros sólidos cristalinos.

#### CONCLUSIONES:

El equipo de separación centrífuga encuentra uso sólo en algunas aplicaciones. Existen separaciones que no se logran en este tipo de equipo. Notables son cuerpos viscosos dentro de fases líquidas que prácticamente no son separables por este sistema.

La separación centrífuga nunca alcanza una eficiencia total y en muchos casos no es comparable a un filtro en óptimas condiciones. Es, sin embargo, una operación que permite mayor continuidad en los procesos si

se comprenden sus limitaciones.

El enfoque a la separación centrífuga debe ser hecho con el objetivo deseado en mente. Si se busca separar dos fases líquidas con gastos bajos de magma se podrá pensar en una separadora tubular. Si se busca hacer la misma separación para grandes gastos, las unidades de discos serán la respuesta. Bajo este mismo - criterio habrá de analizarse toda separación teniendo claramente establecido que fase o fases se requieren y como.

En las centrífugas filtrantes es indispensable la prueba piloto o a escala industrial. Sólo así se establecerán los parámetros de drene, lavado, rotación necesaria, etc. No se deberán dejar de estudiar y contestar los cuestionarios ni de aprovechar la experiencia de los fabricantes, acumulada con cientos de usuarios previos.

Con los principios teórico-prácticos antes anotados y con un conocimiento a fondo de los materiales de construcción a emplear y los equipos auxiliares (eléctricos, hidráulicos, etc.) a usar, podrá hacerse una selección adecuada.

## Bibliografía

- 1.) Chemical Engineers' Handbook, 3a. Edición.  
Editorial Mac Graw-Hill Co. Inc.
- 2.) Operaciones Básicas de la Ingeniería Química.  
G.G. Brown y otros. Editorial Marín (J. Wiley e hijos) 1965
- 3.) Refinación de Aceites y Grasas Comestibles.  
A.J.C. Andersen Editorial Continental, S.A. Primera Edición.
- 4.) Introducción a la Ingeniería Química.  
Badger y Banchemo Edición 1964 Editorial Ediciones del Castillo  
(Original Mc Graw-Hill Inc.)
- 5.) Principles of Unit Operations  
A.S. Foust y otros. J. Wiley e hijos  
2a. Edición 1960.
- 6.) The Scaling Up and Evaluation of  
Centrifuge Performance  
Ambler C.M. - Director - the Sharples Co.
- 7.) Centrifuge Design Concepts - Vertical  
and Horizontal Axis Configurations.  
Ambler C.M. Sharples Div. Pennsalt Chemicals Corp.
- 8.) High Speed Centrifuges  
G.A. Frampton - Chemical and Process Engineering (Revista)  
November 1965.
- 9.) Recent Developments in Centrifuges  
E.A.L. Sulley BCE-Equipment (Revista) Nov. 1970.
- 10.) Enciclopedia Americana  
Ed. 1960 Pág. 213-214b
- 11.) Centrifugation - Report 1019  
M.E. O'K Trowbridge - Pennsalt Intl.
- 12.) Problems in the Scaling Up of  
Centrifugal Separation Equipment  
M.E. O'K. Trowbridge. "The Chemical Engineer"  
No. 162 Agosto 1962.

- 13.) Scale - Up in Solid Liquid Separation  
D.A. Dahlstrom, Trowbridge y Bradley  
Publicación individual.
- 14.) Encyclopedia of Chemical Process Equipment  
Editada por W.J. Mead - Editorial Reinhold Publishing  
Corp. Octubre 1964.
- 15.) Centrifugal Separation  
Report 1013 - Pennsalt Corp.  
A.C. Lavanchy y F.W. Keith.
- 16.) Continuous Edible Oil Refining Plants  
Boletín 15128 - Pennwalt Sharples - Inglaterra 1976.
- 17.) Centrifugation - American Institute of Chemical  
Engineers. - F.W. Keith y otros - Folleto.
- 18.) Westfalia Centrifugal Separators and Decanters  
Folleto 5447/1175 - Westfalia Mexicana, S.A.
- 19.) Proceso Continuo de Obtención de Grasas  
y Proteínas Comestibles a Baja Temperatura.  
L. Orsi ( Armour and Co. ) Revista Argentina  
de Grasas y Aceites; año 1 No. 1.