



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE QUÍMICA

**EVALUACIÓN DE UN EQUIPO DE FILTRACIÓN
CONTINUA CON RETROLAVADO PARA
SUSTITUIR EL SISTEMA DE FILTROS PRENSA
DENTRO DEL PROCESO DE MANUFACTURA DE
FIBRAS DE ACETATO DE CELULOSA**

T E S I S

**QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE
INGENIERO QUÍMICO**

**PRESENTA
LUIS ERNESTO MENDOZA ESPINOSA**



**EXAMENES PROFESIONALES
FACULTAD DE QUÍMICA**

MÉXICO, D.F.

2004.



**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**



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.

ESTA TESIS NO SALE
DE LA BIBLIOTECA

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE QUÍMICA

EVALUACIÓN DE UN EQUIPO DE FILTRACIÓN CONTINUA CON RETROLAVADO PARA
SUSTITUIR EL SISTEMA DE FILTROS PRENSA DENTRO DEL PROCESO DE
MANUFACTURA DE FIBRAS DE ACETATO DE CELULOSA

TESIS PROFESIONAL

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE

INGENIERO QUÍMICO

PRESENTA

LUIS ERNESTO MENDOZA ESPINOSA

MÉXICO, D.F.

Autorizo a la Dirección General de Bibliotecas de la
UNAM a difundir en formato electrónico e impreso el
contenido de mi trabajo recepcional.

NOMBRE: LUIS ERNESTO MENDOZA

ESPINOSA

FECHA: 30-AGOSTO-2004

FIRMA: 

2004

Jurado Asignado:

| | | |
|---------------|---|-------|
| Presidente | Prof. Antonio Valiente Banderas | _____ |
| Vocal | Prof. Lucila Cecilia Méndez Chávez | _____ |
| Secretario | Prof. Jesús Torres Merino | _____ |
| 1er. Suplente | Prof. Genovevo Silva Pichardo | _____ |
| 2do. Suplente | Prof. Ma. De los Angeles Vargas Hernández | _____ |

Sitio en donde se desarrolló el tema:

Grupo Celanese S.A. Complejo Ocotlán. Planta Acetato.

Asesor del Tema:


Dr. Jesús Torres Merino

Sustentante:


Luis Ernesto Mendoza Espinosa

AGRADECIMIENTOS

A la compañía Celanese Mexicana por brindarme la oportunidad de laborar en la Planta Acetato, así como los recursos necesarios para desarrollar este trabajo.

A todo el personal del departamento de Preparación Acetato por su apoyo y participación entusiasta durante la elaboración de este trabajo.

Al Prof. Jesús Torres Merino por su apoyo incondicional, asesoría, consejo y tiempo.

Al Honorable Jurado por su orientación y crítica a este trabajo.

A la Universidad Nacional Autónoma de México por darme la oportunidad de estudiar en la Facultad de Química así como los conocimientos necesarios para desarrollarme profesionalmente.

DEDICATORIAS

Al amor de mi vida, mi esposa Anilú, por su apoyo incondicional y confianza. Eres y serás siempre mi principal motivación para superarme cada día.

A mis dos pequeños, Luis Ernesto y Javier Eduardo, son mi inspiración y dan sentido a mi vida.

A mi mamá, Maritza, por inculcarme los valores y ser un ejemplo de entereza, tenacidad y amor incondicional.

A mi papá, Leopoldo, por apoyarme en todas mis decisiones y brindarme confianza.

A mis hermanos, Polo y Yazmín, por su amistad, apoyo, ejemplo, confianza y por compartir tantas hermosas experiencias.

A mis tías, Marilú y Amparo, por su amor y apoyo en todo momento.

INDICE

| | | |
|------|---|----|
| I. | Introducción | 7 |
| II. | Resumen | 9 |
| III. | Antecedentes | 10 |
| | 1. Filtración en lotes | 11 |
| | 2. Filtración con filtro ayuda | 15 |
| | 2.1 ¿Por qué utilizar filtración con filtro ayuda?..... | 15 |
| | 2.2 ¿Qué es el filtro ayuda?..... | 15 |
| | 2.3 Materiales de Filtro ayuda..... | 16 |
| | 2.4 Cómo usar el filtro ayuda..... | 18 |
| | 2.5 Efecto del espesor de la torta..... | 19 |
| | 3. Clasificación de sistemas de filtración..... | 20 |
| | 4. Teoría de filtración..... | 21 |
| | 4.1 Filtración de torta | 22 |
| | 4.2 Filtración a flujo constante | 23 |
| | 4.3 Filtración a presión constante | 24 |
| | 4.4 Filtración de profundidad | 25 |
| | 4.5 Filtración continua | 26 |
| IV. | Descripción de Proceso de Manufactura | 29 |
| | 1. Descripción de operación de filtros prensa en 1ª etapa | 32 |
| | 2. Cálculo de flujo por unidad de área..... | 33 |
| | 3. Cálculo de eficiencia de filtración..... | 34 |
| | 4. Análisis de calidad de celusol..... | 34 |
| V. | Operación de filtro continuo con retrolavado..... | 36 |

| | | |
|-------|---|----|
| VI. | Desarrollo de la Prueba | 45 |
| | 1. Requisitos del producto | 45 |
| | 2. Condiciones del proceso a evaluar | 45 |
| | 3. Bases de diseño de la prueba | 45 |
| | 4. Desarrollo de la prueba | 47 |
| | 4.1 El filtro continuo reemplaza los filtros prensa de etapa A | 47 |
| | 4.2 El filtro continuo reemplaza los filtros prensa de etapas A y B | 48 |
| | 4.3 El filtro continuo reemplaza los filtros prensa de etapas A, B y C ... | 48 |
| | 4.4 Gráficas de resultados de la prueba | 49 |
| VII. | Discusión de Resultados | 55 |
| VIII. | Análisis de Costos de Implementación de Filtros Continuos con retrolavado en etapa A sustituyendo los Filtros Actuales | 57 |
| | 1. Costos de operación de etapa A utilizando filtros prensa | 57 |
| | 2. Estimación de costos de instalación y operación de filtros continuos con retrolavado | 58 |
| | 3. Estimado de inversión | 58 |
| | 4. Estimado de costos de operación anual | 58 |
| IX. | Conclusiones | 59 |
| X. | Referencias Bibliográficas..... | 61 |

I. INTRODUCCIÓN

Por definición, la Ingeniería Química tiene que ver con procesos industriales donde las materias primas son modificadas o separadas para obtener productos de utilidad. El ingeniero químico debe desarrollar, diseñar y operar los procesos así como el equipo a utilizar; también debe escoger las materias primas adecuadas; operar las plantas de una manera eficiente, segura y analizando los costos; así como asegurar que los productos cumplan con los requisitos establecidos por los clientes y satisfaciendo las normas legisladas.

Dentro de la industria, existen numerosos procesos donde se aplican diferentes operaciones. La mayoría de los procesos cuentan con tecnología que ha sido desarrollada y aplicada durante muchos años, procesos que cada vez son más difíciles de optimizar o, en el mejor de los casos, requieren de una gran inversión para poder ser reemplazadas. Este es el reto del ingeniero químico: lograr mejorar los procesos existentes o buscar procesos alternos que sean redituables. Si a esto se suma que las empresas nacionales no cuentan con gran capital, las mejoras o cambios al proceso deben de redituar beneficios inmediatos para poder justificar la inversión. Estos beneficios deben contemplar la disminución de riesgos tanto al personal como al proceso, reducción de emisiones (menor cantidad de contaminantes), ahorro de energía, menor costo de operación (materiales de operación, mano de obra), incremento de eficiencia o de conversión y cumplir con las normas o lineamientos gubernamentales.

Existen procesos en los que las materias primas deben ser debidamente purificadas antes de incorporarse al proceso de manufactura. Para lograr este objetivo existen un sin número de operaciones de separación y purificación de las materias; dependiendo del estado físico de la materia y del tipo de contaminantes estas operaciones son seleccionadas y aplicadas. En sistemas líquido-sólido, la operación unitaria es conocida como filtración. Existen varios tipos de filtración: vacío, a presión, en lotes, continuo, torta o de profundidad, superficie, etc. Se considera que la filtración es una separación que involucra el paso de un líquido a través de un medio poroso que

retiene la mayoría de las partículas contenidas en el líquido. El medio poroso puede ser una malla metálica, algodón, papel o una cama de sólidos.

En este trabajo se evalúa la operación de un equipo de filtración continua con retrolavado, el cual está propuesto para sustituir el sistema actual de filtros prensa (discontinuo o en lotes). Este sistema de filtración forma parte del proceso de manufactura de fibras de acetato de celulosa. Por cuestiones de secrecía profesional y por respeto a las patentes, la descripción de los procesos y de los equipos serán genéricas, sin entrar en detalle, pero se proporcionará suficiente información para comprender el impacto de los beneficios de nuestra propuesta.

II. RESUMEN

En este trabajo se realiza una prueba para evaluar un equipo de filtración continua con retrolavado dentro del proceso de manufactura de Fibras de Acetato de Celulosa. Este equipo de filtración continua permitiría sustituir el sistema actual de filtros prensa, disminuyendo los costos de operación, principalmente mano de obra y materiales auxiliares, además de un incremento en la eficiencia del proceso al minimizar la generación de desechos.

El desarrollo de este trabajo se lleva a cabo mediante la siguiente secuencia: descripción de las bases teóricas de diferentes sistemas de filtración, descripción general del proceso de la planta, descripción del desarrollo de la prueba, discusión de resultados de la prueba, un estudio económico acerca de la factibilidad de implementación de este equipo y la definición de conclusiones y recomendaciones. También se incluyen anexos con datos reales de proceso para finalmente complementar el trabajo con referencias bibliográficas.

III. ANTECEDENTES

Dentro de la industria existe un gran número de procesos en los que las materias primas deben ser debidamente purificadas antes de incorporarse al proceso de manufactura. Para lograr este objetivo existen innumerables operaciones de separación y purificación de las materias; estas operaciones se seleccionan y aplican en función del estado de la materia y del tipo de contaminantes.

En sistemas líquido-sólido, uno de los procesos de separación se conoce como filtración. La filtración puede realizarse: al vacío, a presión, en lotes, continuo, torta o de profundidad. Se considera que la filtración es una separación que involucra el paso de un líquido a través de un medio poroso que retiene la mayoría de las partículas contenidas en el líquido. El medio poroso puede ser una malla metálica, algodón, papel o una cama de sólidos. En la mayoría de las filtraciones el medio filtrante tiene un efecto menor; conforme los sólidos se van depositando sobre el medio filtrante, éstos se apilan unos sobre otros, formándose lo que se denomina torta; ésta a su vez puede actuar como medio filtrante. Esto es conocido como filtración con torta. Otro mecanismo común de filtración es el de filtración a profundidad, donde los sólidos son atrapados dentro de los poros o cuerpo del medio filtrante.

La filtración se lleva a cabo induciendo un flujo a través del medio filtrante, ya sea por la fuerza de gravedad, aplicando una fuerza a la entrada del medio filtrante, o aplicando un vacío a la salida del medio filtrante.

En la filtración, la cantidad de filtrado es proporcional a la fuerza aplicada dividida entre la resistencia total. La resistencia total es igual a la suma de la resistencia de la torta más la del medio filtrante:

$$\frac{Q_L}{A} = \frac{\Delta P}{\mu(aW / A + R)}$$

Donde Q_L = flujo del líquido

A = área de filtración

ΔP = caída de presión a través de la torta y el medio filtrante

μ = viscosidad del líquido

W = masa acumulada de sólidos secos que corresponden a Q_L

R = resistencia del medio filtrante

α =

El dimensionamiento de los equipos de filtración desde el punto de vista teórico es muy difícil, debido a la naturaleza variante del tamaño y tipo de partículas sólidas. Aún para un mismo proceso, casi todas las aplicaciones son determinadas con el apoyo de pruebas experimentales.

1. Filtros de torta por Lotes

Existen varios tipos de filtros de torta; los más comunes son los siguientes:

El filtro *nutsche* es uno de los de diseño más simple; consiste de un tanque vertical con un fondo falso que puede ser tanto perforado como poroso y que puede ser recubierto con tela o malla. La solución se alimenta al interior del recipiente y la separación ocurre mediante el uso de la fuerza de gravedad, vacío o presión de un gas para inducir el paso del líquido a través del medio filtrante. El lavado de la torta acumulada puede realizarse si así lo conviene. La mayoría de los filtros de este tipo no son de línea, aunque existen los *Rosenmund*, los cuales son unidades comerciales de 1 a 10 m² diseñados para operar cerrados con un sistema automático de descarga de torta.

El *filtro horizontal de platos* es un filtro a presión con varios platos horizontales de drene, apilados uno sobre otro, dentro de una coraza cilíndrica. Un filtro de tela o papel se coloca sobre

cada uno de los platos. Se puede adicionar filtro ayuda en caso de requerirse. La filtración es continua hasta que se alcanza la capacidad de retención de torta o hasta que el flujo a través del filtro se vuelve demasiado lento debido a la resistencia de la torta. La caída de presión de diseño a través del filtro normalmente es de 50 lb/plg². La torta puede ser lavada o presecada, antes de limpiar el filtro manualmente. Este tipo de filtro es muy flexible para su operación y puede ser limpiado fácilmente pero requiere mucha mano de obra. (Figura 2.)

El *filtro prensa* es uno de los más antiguos pero aún son muy comunes y ampliamente utilizados. El diseño de placa-marco consiste en una serie de placas rectangulares cubiertas por el medio filtrante, normalmente tela, colocada por ambos lados de la placa; en medio de éstos y de manera alternada se encuentra un marco hueco que permite la acumulación de la torta. Las placas y los marcos normalmente se encuentran colgados o sostenidos verticalmente en dos barras o largueros horizontales paralelos, además de encontrarse presionados mecánicamente unos con otros. La solución a filtrar se adiciona por el lado del marco, pasa a través del medio filtrante y sale por la placa. Estos filtros cuentan con boquillas o válvulas para drene y alivio de presión para poder limpiar las tortas. Las placas y los marcos pueden ser metálicos, de plástico o de madera, dependiendo de las propiedades químicas del filtrado y las condiciones de operación. Algunos filtros prensa están diseñados para alcanzar hasta 100 lb/plg² de caída de presión. (Figura 1.)

El filtro prensa tiene las ventajas de ser simple, bajo costo de operación, flexibilidad, facilidad de limpieza y cambio de medios filtrantes así como la operación a presiones moderadas. Algunas de sus desventajas son la cantidad de mano de obra necesaria para el manejo de los platos y marcos para remover las tortas, la frecuencia de cambio de tela o medios filtrantes por roturas, así como gastos de mantenimiento y limpieza de instalaciones, debido a fugas o

descargas de sólidos. Algunas de estas desventajas se eliminan mediante el uso de sistemas automáticos de apertura de filtros y descarga de tortas. La exposición del operador a las sustancias del proceso durante la apertura del filtro, limita el uso de filtros prensa a sustancias no tóxicas ni altamente inflamables.

Los *filtros tubulares* se presentan cuando la torta se forma tanto en la superficie interna o externa de tubos horizontales o verticales; las unidades tubulares se operan manualmente y normalmente utilizan papel o algodón sobre una malla tubular; la suspensión se alimenta dentro de los tubos hasta que el tubo se llena u ocurre una caída de presión significativa. En ese momento los sólidos son removidos manualmente. Estos sistemas tienen la ventaja de que el medio filtrante es fácil de reemplazar y cuentan con mucha flexibilidad en su operación. Sus desventajas son la alta demanda de mano de obra y la tendencia de los sólidos de acumularse en los canales de la malla de tubos. Los diseños verticales se utilizan en operaciones automáticas donde los sólidos se colectan por fuera de los tubos cubiertos con una malla o algodón. Algunos diseños para presiones mayores ahora utilizan metal sinterizado en forma tubular. Este sistema tiene la ventaja de ser totalmente cerrado lo cual permite el manejo de materiales tóxicos y poca mano de obra. (Figura 3.)

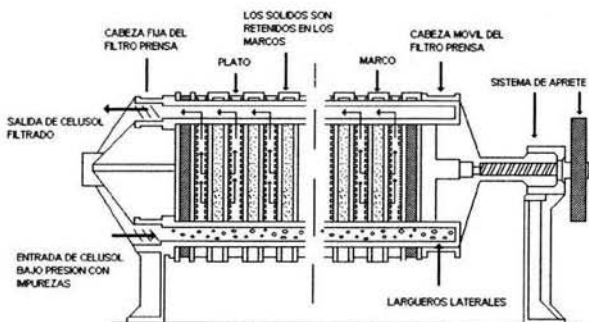


Figura 1. Filtro Prensa de Platos y Marcos.

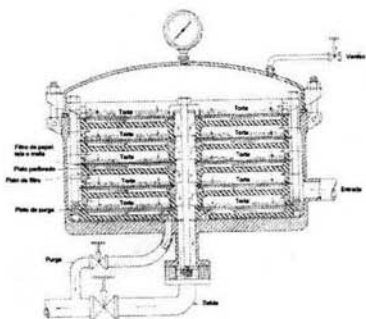


Figura 2. Sección de elevación de un filtro de placas horizontales Sparkler.

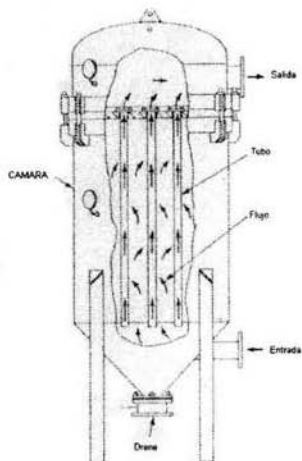


Figura 3. Filtro tubular.

2. Filtración con Filtro Ayuda

2.1. ¿Por qué utilizar filtración con filtro ayuda?

A largo plazo, cada segmento de una operación debe demostrar su factibilidad económica. El uso de filtro ayuda permite incrementar el ciclo de filtración.

Una de las primeras industrias que identificó la necesidad de mejorar económicamente la filtración, fue la azucarera, donde las ceras de la caña de azúcar tapaban los filtros en muy corto tiempo. Después de varios experimentos, se descubrió que la sílice diatomea, al combinarse con el licor de caña, incrementaba los ciclos de filtración al mismo tiempo que mejoraba la calidad del licor filtrado, debido a la formación de torta.

2.2. ¿Qué es el filtro ayuda?

La forma en que contribuyó la sílice diatomea a la filtración fue generando un gran número de orificios microscópicos por donde fluyera el líquido. La principal contribución del filtro ayuda es el dar una porosidad a la torta de filtración. La porosidad ϵ es el volumen libre del total de volumen de la torta de filtración, $\epsilon = V_e / V_t$. Cuando las partículas a eliminar (o cualquier otra partícula sólida no deseada) son filtradas, tienden a compactarse en una configuración muy densa dejando muy pocos resquicios por donde fluya el líquido. Si todas las partículas fueran sólidas, esféricas del mismo tamaño, la porosidad sería de aproximadamente 0.45. En la realidad, la situación empeora aún más, llegando la porosidad a disminuir a rangos de 0.2 a 0.3. Cuando los sólidos son compresibles, lo cual es muy frecuente, la porosidad puede llegar a casi a cero en la superficie de la torta de filtración.

La sílice diatomea es un material especial compuesta por pequeños diátomos. Debido al tamaño y forma de estos diátomos, la porosidad de este material se encuentra en el intervalo de 0.9 mm.

Cuando se adiciona la cantidad adecuada de filtro ayuda junto con el líquido a ser filtrado, la torta que se forma toma la estructura de la sílice diatomea, permitiendo que el flujo continúe y se alarga el ciclo de filtración.

2.3. Materiales para filtro ayuda

Numerosos materiales han sido utilizados o evaluados como filtro ayuda, pero únicamente la sílice diatomea, la perlita y la celulosa desmenuzada, han demostrado una gran aplicación comercial. De estos tres, la sílice diatomea y la perlita son las de mayor importancia, mientras que la celulosa desmenuzada se utiliza en algunas operaciones especiales donde no se permite el uso de materiales con sílice.

Sílice diatomea

Se encuentra en forma de depósitos sedimentados, formados principalmente durante el periodo Mioceno. En los Estados Unidos, los principales yacimientos se encuentran en los estados de California, Washington y Nevada. Otros países donde podemos encontrar yacimientos son México, España, Francia, Alemania, Islandia, Turquía, Kenya, entre otros.

El proceso de obtención de la sílice consta principalmente de una combinación de molienda, aireación y calcinación. El color del producto depende del tipo calcinación.

La tierra diatomea es un polvo natural compuesto principalmente por caparazones de algas diatomeas sedimentados durante la era Cenozoica. Normalmente tiene una textura muy fina de color gris o blanca. Cuando se encuentra pura, la tierra diatomea está casi totalmente

compuesta por dióxido de sílice o sílica, pero frecuentemente se encuentra mezclada con cal o materia orgánica. Este material es utilizado ampliamente como abrasivo, material filtrante, ingrediente inerte de explosivos y como aislamiento en calderas y líneas de vapor. Cuando la tierra diatomea se encuentra compactada en forma de roca sólida, se le conoce como tripoli.

Perlita

La perlita es un vidrio volcánico de color gris y brillo nacarado que se utiliza en la fabricación de concreto, como plastificante y como medio filtrante.

Los filtro ayuda de perlitas se fabrican a partir de la molienda y clasificación de rocas de perlita; aunque este material no es similar a la estructura de la sílice diatomea, tiene una alta porosidad. Algunos filtro ayuda de perlita llegan a tener densidades de torta tan bajas como 0.128 g/cm^3 . La gran mayoría de las perlitas comerciales tienen una densidad menor que la sílice diatomea, de $0.240 - 0.352 \text{ g/cm}^3$.

Celulosa desmenuzada

La celulosa como filtro ayuda de celulosa normalmente se prepara a partir de una molienda de celulosa hasta el tamaño deseado de partícula. Comparado con la sílice diatomea y la perlita, la celulosa es mucho más compresible y por lo tanto esto lo hace menos eficiente. Como se mencionó anteriormente el uso de este filtro ayuda es para procesos especiales donde los materiales de sílice no pueden ser utilizados; casi cualquier tipo de celulosa puede emplearse como filtro ayuda, pero normalmente se utiliza pulpa de celulosa de alta calidad química.

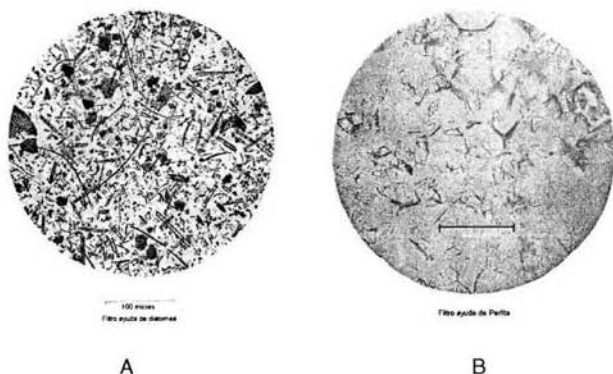


Figura 4. Tipos de filtro ayuda. A) Sílice diatomea B) Perlita

2.4. Cómo usar filtro ayuda

Acondicionamiento

El uso más común de filtro ayuda es la llamada "filtración con recubrimiento" donde una delgada capa de filtro ayuda se deposita en el medio filtrante antes de introducir la alimentación al sistema; también se le conoce como acondicionamiento. En este caso el filtro ayuda cumple con dos propósitos:

- a) Protege al medio filtrante contra la acumulación de sólidos a filtrar, agotando así al medio filtrante.
- b) La capa depositada permite eliminar las partículas finas de sólidos, las cuales pasarían a través de los orificios de medio filtrante soporte.

Adición de Filtro Ayuda.

El filtro ayuda debe agregarse en la suspensión para incrementar la porosidad de la torta filtrante; la adición de filtro ayuda puede ser en intermitente o continua, dependiendo del proceso. La proporción de filtro ayuda deberá permanecer constante, cualquier variación en la

adición en los sistemas continuos pueden provocar la formación de una capa impermeable de sólidos en la torta que adelanta la culminación del ciclo de filtración.

Es importante hacer notar que la adición de filtro ayuda debe ser suficiente para que la estructura de la torta sea formada por éste y no por los sólidos removidos. Como regla general la cantidad de filtro ayuda debe ser el doble de la cantidad de sólidos que son removidos; la adición de filtro ayuda es efectiva cuando el residuo es menor a 1000 ppm ya que cuando la cantidad de sólidos suspendidos supera esta concentración, el costo de operación se vuelve excesivo.

2.5. Efecto del espesor de la torta

El espesor de la torta es un factor muy importante para determinar la capacidad y diseño de un filtro, así como el ciclo de operación. Conforme la torta incrementa su espesor, se incrementa la resistencia al flujo. Por lo tanto, conforme transcurre la filtración, el flujo de filtrado disminuye y se incrementa la caída de presión en el filtro. En una filtración a presión constante, la caída de presión se mantiene constante y se permite que el flujo disminuya conforme transcurre el tiempo; cuando la caída de presión se incrementa progresivamente la filtración se denomina a flujo contante.

La resistencia al flujo está dada tanto por el medio filtrante como por la torta. Sin embargo, la resistencia del medio filtrante o soporte únicamente es significativa al inicio de un ciclo de filtración con torta, ya que conforme transcurre el tiempo la resistencia de la torta es mucho mayor.

La caída de presión total en un sistema de filtración de torta está dada por la siguiente ecuación:

$$\Delta p = p_a - p_b = (p_a - p') + (p' - p_b) = \Delta p_c - \Delta p_m$$

Donde Δp = caída de presión total

Δp_c = caída de presión de la torta

Δp_m = caída de presión del medio filtrante

p_a = presión de entrada
 p_b = presión de salida
 p' = presión entre la torta y medio filtrante

3. Clasificación de los sistemas de Filtración

Por la fuerza impulsora: se induce el flujo del filtrado a través del medio filtrante por medio de:

- Carga hidrostática (gravedad)
- Presión subatmosférica o vacío (aplicada corriente abajo del medio filtrante)
- Presión sobreatmosférica (aplicada corriente arriba del medio filtrante)

Por el mecanismo de filtración:

- Filtración de torta: cuando los sólidos quedan detenidos en la superficie del medio filtrante y se acumulan unos sobre otros para formar una capa de espesor creciente, el cual debe ser lo suficientemente poroso para permitir el paso del flujo del líquido.
- Filtración de profundidad o clarificador: cuando los sólidos quedan atrapados dentro de los poros o cuerpos del medio de filtración, ejemplo filtros de arena.
- Filtración de superficie: es esencialmente el mecanismo de detención, donde las partículas sólidas son detenidas por una matriz de poros controlados. Este caso difiere de la filtración de torta en que el flujo decrece por la detención de la matriz porosa.

Por la función:

- Obtención de sólidos secos, donde la torta es el producto de valor
- Obtención de líquido clarificado, donde el filtrado es el producto de valor

Por el ciclo operacional:

- Intermitentes, por lotes (batch), y se pueden manejar a presiones y velocidades constantes
- Continuos

Por la naturaleza de los sólidos: el tamaño de las partículas o agregados de las partículas puede ser del mismo o menor orden de magnitud que el tamaño de los poros mínimos de la mayor parte de los poros de filtración (1-10 micras). Los que incluyen partículas menores a una micra, solo se pueden filtrar por ultra filtración.

4. Teoría de Filtración

Los procesos de filtración pueden dividirse en tres categorías que son: Filtración de torta, filtración de profundidad y filtración de superficie.

La filtración torta ocurre cuando un líquido que contiene partículas, es forzado a pasar a través de un medio filtrante poroso, lo suficientemente abierto para permitir el paso del líquido, pero lo suficiente cerrado para retener las partículas sólidas. Conforme una mayor cantidad de líquido pasa a través del medio filtrante, los sólidos forman una capa más gruesa de torta. La principal característica de la filtración en torta es que la torta que se forma debe ser lo suficiente porosa para permitir el flujo continuo del filtrado mientras se realiza la filtración.

En la filtración a profundidad, el líquido que contiene las partículas suspendidas es forzado a través de una cama de material poroso. Las partículas sólidas son atrapadas dentro de los pequeños orificios de la cama, permitiendo el paso del líquido a través de éste. Los filtros de arena y de cartucho son un ejemplo de filtración a profundidad. Conforme los sólidos se van acumulando en la cama de filtración, llega un momento en que el flujo del líquido llega a niveles

por debajo del mínimo aceptado o las partículas sólidas son forzadas a través de la cama junto con el filtrado. En este momento, la cama debe ser regenerada o el cartucho reemplazado.

La filtración de superficie es esencialmente un sistema de colado donde las partículas son detenidas por una matriz de poros de un tamaño determinado. Este caso difiere de la filtración de torta en que el flujo va disminuyendo debido al taponamiento de los poros de la matriz. La matriz de poros se agota antes de que se forme una capa gruesa de torta.

4.1 Filtración de torta

Para poder desarrollar las ecuaciones de flujo a través de una torta de filtración, debemos suponer que conforme las partículas sólidas se depositan en la torta, éstas se mantienen en su lugar y no migran. También debemos suponer que la torta es dura e incompresible. Podemos escribir la siguiente ecuación de diferencial de flujo usando la ecuación de D'Arcy modificada:

$$\frac{dV}{Ad\theta} = \frac{K'\Delta P}{\mu L}$$

Donde:

V = volumen de líquido, ml

K' = permeabilidad de torta, Darcies.

ΔP = caída de presión a través de la torta, atm.

A = área de filtración, cm²

θ = tiempo de filtración, s.

μ = viscosidad de líquido, cps.

L = grosor de la torta, cm.

Conforme la filtración avanza, el valor de L se incrementa; el valor de L puede calcularse si el volumen total del líquido filtrado es conocido y se determina la concentración de sólidos.

$$L = \frac{VC}{\rho_c A}$$

Donde:

C = concentración de sólidos, g/ml.

ρ_c = densidad de torta, g/cm³

Combinando ambas ecuaciones obtenemos la ecuación diferencial de flujo para el caso de una torta incompresible:

$$VdV = KA^2 \rho_c \frac{\Delta P d\theta}{\mu C}$$

Esta ecuación puede integrarse para cualquier condición de flujo.

4.2 Filtración a flujo constante

Muchas filtraciones industriales pueden ser estudiadas a partir de un flujo constante de filtración; en este caso el valor de $dV/d\theta$ se mantiene constante y la ecuación diferencial se reduce a:

$$\Delta P = \frac{\mu C V^2}{\theta K' A^2 \rho_c}$$

El flujo específico se define como:

$$Q = \frac{V}{A\theta}$$

Sustituyendo y combinando las ecuaciones obtenemos:

$$\Delta P = \frac{\mu C Q^2 \theta}{K' \rho_c}$$

Para el caso de una torta incompresible a un flujo de filtración constante, una gráfica de ΔP vs. θ resulta en una línea recta en la práctica; sin embargo casi todas las filtraciones a flujo

constante presentan cierta curvatura. Esto se debe a que todas las tortas de filtrado presentan cierta compresibilidad y permite alguna migración de partículas durante el ciclo de filtrado. De cualquier forma podemos utilizar la ecuación 3 para dar aproximaciones en el caso de tortas rígidas y cuando la ΔP se mantiene en niveles bajos (40 lb/plg^2).

La ecuación 3 indica que el tiempo de filtración es inversamente proporcional al flujo de filtrado al cuadrado. Una pequeña variación del flujo en este sistema resulta en un cambio significativo del tiempo de filtración. Este hecho puede ser usado como una ventaja en el diseño de sistemas de filtración. Si diseñamos un área de filtración por el lado de arriba podemos asegurar que los ciclos de filtración obtenidos en la práctica no serán excesivamente cortos, ya que éstos requieren limpieza excesiva y tiempo perdido.

En este análisis no hemos tomado en cuenta la caída de presión dada por equipo, tubería y resistencia de medio filtrante. En un sistema a flujo constante, la caída de presión a través de la tubería y medio filtrante será constante y únicamente la sumaremos la caída de presión a través de la torta. En la mayoría de las filtraciones las resistencias del equipo y del medio filtrante son muy bajas en comparación con la resistencia de la torta.

4.3 Filtración a presión constante

Aún cuando un gran número de filtraciones industriales pueden ser estimadas a un sistema a flujo constante, es más conveniente utilizar o realizar pruebas de laboratorio en sistemas a presión constante. En un sistema de filtración a presión constante, la caída de presión a través del sistema se mantiene en un mismo nivel. El flujo de líquido inicia en un rango alto pero disminuye conforme la torta se va formando; si integramos la ecuación 2 para el caso de presión constante obtenemos la siguiente ecuación:

$$V^2 = \frac{2K' A^2 \rho_c \Delta P \theta}{\mu C}$$

Una gráfica de logaritmo de V vs. logaritmo de θ nos da una línea recta con una pendiente de 0.5 y una intersección de $2K'A^2\sigma_c\Delta P\theta/\mu C$, este análisis otra vez supone que la resistencia del equipo y del medio filtrante es despreciable; la ecuación 4 nos da el flujo para únicamente la torta.

En la práctica, sin embargo, la resistencia del equipo y del medio es significativa al inicio de la prueba y disminuye considerablemente conforme el flujo decae debido a la formación de la torta.

4.4 Filtración de Profundidad

La teoría de filtración a profundidad ha sido desarrollada a partir del análisis de camas profundas de filtros de arena. Aunque esta teoría podría aplicarse para la filtración de cartuchos, aún no ha sido completamente desarrollada. La ecuación básica para la remoción de partículas suspendidas de una corriente líquida a través de una cama de arena es:

$$-\frac{\delta C}{\delta L} = \lambda C$$

donde C = concentración de las partículas suspendidas expresadas en volumen / volumen
L = distancia dentro del filtro desde la superficie de arena
 λ = coeficiente de filtración en dimensiones de longitud recíproca

El valor de λ no sólo varía conforme al tiempo de filtración, sino también con el grosor de la cama de arena. Al inicio de la filtración, si suponemos una cama uniforme de arena, podemos integrar la ecuación anterior para obtener:

$$\frac{C}{C_o} = e^{(-\lambda_o L)}$$

Donde C_o = concentración de turbiedad al inicio
 λ_o = coeficiente de filtración de la cama de arena limpia

La relación entre el coeficiente de filtración y la cantidad de sólidos depositados puede expresarse como:

$$\frac{\lambda}{\lambda_0} = 1 + R_1\sigma + R_2\sigma^2 + R_3\sigma^3$$

Donde

R_1, R_2, R_3 = constantes que dependen de la naturaleza de los sólidos y el empaque de la cama de arena.

σ = volumen ocupado por los sólidos depositados por unidad de volumen filtrado.

Si utilizamos datos de pruebas del paso de un líquido a través de una cama de arena seleccionada, las ecuaciones anteriores pueden ser resueltas para poder calcular la profundidad de cama requerida y el tiempo de operación para obtener un filtrado con un contenido específico de sólidos.

4.5 Filtración continua

En la separación de sólidos de líquidos, la filtración continua es una herramienta útil ampliamente usada en la industria. Los filtros continuos se caracterizan por tener dos o más zonas que operan continuamente para realizar las siguientes funciones: formar la torta, movimiento de lavado del líquido en los sólidos filtrados, exprimido o secado de la torta y la remoción de sólidos del filtro. La fase líquida separada es removida continuamente a través de las partes internas del filtro durante la formación, lavado y secado.

Los filtros continuos pueden tener varias configuraciones: tipo tambor con alimentación superior o inferior; filtros de disco; o filtros horizontales. Podemos desalojar la torta de diferentes maneras, ya sea utilizando aire, agua, vapor o flujo de filtrado a contracorriente, usando aspas, etc. Tanto la elección del tipo de filtro como del sistema de desalojo de la torta, depende de las características de la solución a filtrar y del grado de pureza requerido en el filtrado. Aún y cuando una cierta solución pueda ser manejada a través de diferentes sistemas de filtración continua,

desde el punto de vista práctico y económico se recomienda utilizar un solo tipo de filtración. Para tomar una elección adecuada, el ingeniero debe estar no solamente familiarizado con el equipo que desea implementar, sino que debe conocer perfectamente las características del material a ser filtrado.

El control operacional de cada uno de los elementos individuales se realiza a través de una válvula en el filtro. La válvula del filtro se utiliza para regular la duración de cada una de las fases del ciclo de filtrado, así como para separar las secciones del filtro que se encuentran realizando diferentes operaciones. Este control lo realiza un grupo de bloques que pueden ser ajustados para cubrir o exponer los puertos conectados a las secciones separadas del filtro. Normalmente los bloques son dados por el proveedor y serán utilizados únicamente para aislar las zonas muertas de las descargas.

Normalmente utilizamos al vacío como la fuerza para realizar la filtración continua, proporcionada por una bomba de vacío con rangos de diferenciales de presión entre 50 a 686 mmHg. También podemos cubrir al filtro dentro de una coraza y utilizar presión positiva como fuerza de desplazamiento; en otros casos, podemos combinar presión positiva con vacío. El costo que implica la construcción de la coraza, la dificultad para dar mantenimiento y para remover la torta, limita la aplicación de sistemas con presión positiva únicamente a aquellos donde no es práctico el uso de vacío, como es el caso de los sistemas de alta presión o de alta temperatura. La gravedad también puede utilizarse como fuerza de filtración en estos sistemas, aunque normalmente su uso se limita a sistemas con mallas, coladores y operaciones donde una muy pequeña cantidad de sólidos son separadas de un gran volumen de líquido y no se requieren un exprimido de los sólidos retenidos.

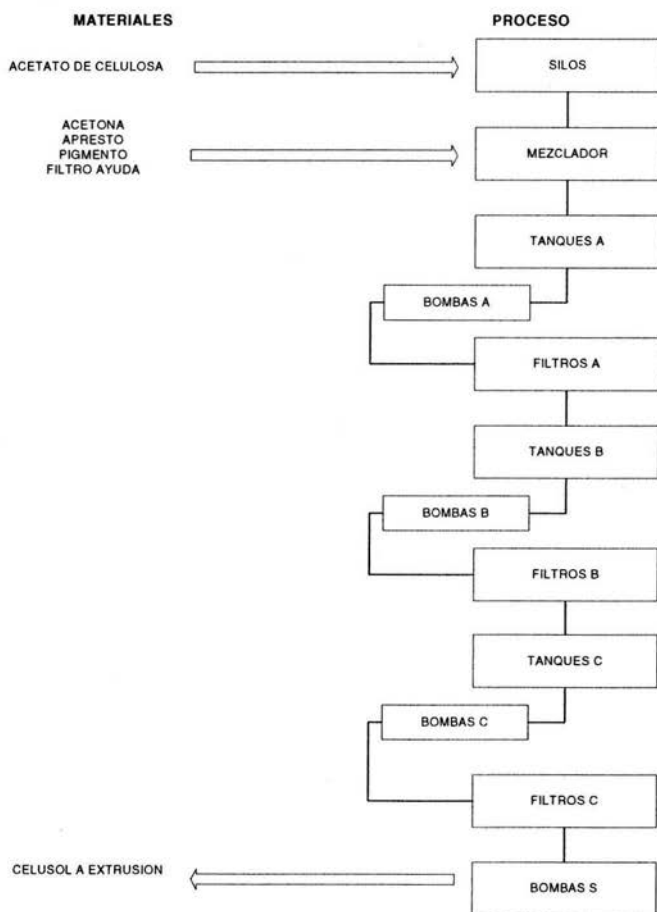
La mayoría de los filtros continuos operan por ciclos entre 0.1 y 10 minutos por revolución (min/rev). Los ciclos mayores a 10 min/rev son raros y normalmente indican una pobre operación de la filtración continua, y probablemente el uso de un sistema en batches resulte más

económico. Normalmente se utilizan sistemas para variar la velocidad de los motores para poder ajustar el tiempo del ciclo a las condiciones de operación.

IV. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE MANUFACTURA

Dentro del proceso de manufactura de fibras de acetato de celulosa, existe un proceso inicial llamado preparación de celusol. En este proceso disolvemos acetato de celulosa en acetona, formando una solución viscosa con características definidas. Dado que la solución se extruye a través de orificios muy pequeños en la hilera, es necesario eliminar las partículas insolubles para obtener una operación continua y una calidad adecuada en el producto. Actualmente se cuenta con tres diferentes tipos de producto: brillante, opaco y mecha.

A continuación se muestra un diagrama de bloques del proceso de preparación de celusol.



El Mezclado es la primer etapa del proceso de preparación de celusol y los mezcladores son de tipo vertical con chaqueta de calentamiento controlado y con agitador de doble aspa; los factores que influyen en la calidad del celusol durante el mezclado son:

- a) Procedimiento de carga.
- b) Agua en solventes en proporción adecuada.
- c) Adición de pulpa de celulosa como filtro ayuda en la cantidad específica.
- d) La temperatura durante el mezclado y la descarga.
- e) Tiempo de mezclado.
- f) El muestreo y adiciones para corrección de concentración.
- g) La velocidad de adición de acetato durante la carga.

Después del proceso de mezclado, el siguiente proceso es filtración, ésta se desarrolla mediante el uso de tres etapas de filtración que se denominan A, B y C. Cada una de ellas tiene sus características propias y les confiere en mayor o menor grado la pureza del celusol.

Para eliminar estas partículas utilizamos tres diferentes etapas de filtración; en la etapa A se utiliza filtración de torta en filtros prensa y en las B y C se realiza una filtración de superficie.

La labor de la primera etapa consiste en eliminar al máximo (>95%) las impurezas que tiene el acetato. Se ha determinado que la principal labor de las siguientes etapas es dividir los geles hasta un tamaño tal que no produzca problemas de hilado.

El uso de filtro ayuda proporciona una filtración en tres dimensiones pero aumenta la resistencia al flujo conforme aumenta el volumen de la torta. La cantidad de filtro ayuda óptima a utilizar dependerá del nivel de impurezas presente en el celusol.

Como las placas y marcos pueden contener una cantidad determinada de filtro ayuda, entonces el nivel de éste también determina la vida máxima que puede tener un filtro. El nivel de

filtro ayuda en el celusol depende del grado de recirculación que se tenga y del número de filtros que se encuentren acondicionando.

En esta etapa debe primero producirse una precapa, es decir, un espesor mínimo sobre el medio filtrante para obtener un nivel de calidad de celusol aceptable. Mientras mayor sea el espesor de filtro ayuda, mayor será la calidad del celusol. Se ha determinado que tiene un comportamiento asintótico al llegar a un límite determinado.

Un factor muy importante para una buena filtración es el mantener una ΔP a través del filtro lo más estable posible. Las variaciones bruscas de presión desacondicionan las tortas y producen fugas de impurezas no deseadas que se van a la siguiente etapa. Por tanto, el medio filtrante debe ser lo suficientemente resistente para soportar las variaciones de presión y esfuerzos a los que se somete la filtración. A mayor ΔP los capilares de la torta se comprimen hasta un determinado límite; aunque por un lado retienen impurezas de menor tamaño (<15 micras), sin embargo también facilita el paso de los geles a través de la torta.

Algunos factores que afectan la formación de la torta y la calidad de filtración son:

- a) Variaciones en la presión de entrada de filtros.
- b) Variaciones en la presión de salida de filtros.
- c) Exceso de geles en el celusol (éstos ocasionan tortas gelatinosas y taponamiento del filtro).
- d) Presencia de partículas impermeables (plásticos, sólidos, etc.)
- e) Exceso de agua en el celusol (forma partículas impermeables al precipitarse el acetato en el celusol).
- f) Si la temperatura del celusol es menor de 36°C, el celusol no fluye a través de la torta debido a su alta viscosidad.
- g) Exceso de partículas sólidas, principalmente pigmento mal disuelto.

El costo de operación de un proceso de filtración depende de la cantidad de filtros usados por tonelada extruída con un nivel de calidad equivalente.

Una manera para determinar el flujo de un filtro A, consiste en medir la temperatura de celusol a la salida. Ya que la temperatura de salida de un filtro es directamente proporcional al flujo a través del filtro.

1. Descripción de la operación de filtros prensa de la Primera Etapa

Un filtro prensa tiene un ciclo de operación que consta de los siguientes pasos:

- a) Desvestido y vestido: al filtro se le colocan medios filtrantes nuevos en los platos; este proceso dura 6 horas.
- b) Llenado inicial: el filtro se llena con 500 kilos de celusol, manteniendo cerradas las válvulas de salida.
- c) Reposo: se deja un tiempo al filtro, dos horas, para que las vestiduras se empapen de celusol, el filtro se somete a la máxima presión de operación para asegurar que no existan fugas entre las placas.
- d) Reflujos: lapso de tiempo en el que el filtro se acondiciona, se forma la torta de celusol.
- e) Regulación: al inicio de la filtración, la caída de presión a través del filtro no es muy grande lo cual permite que el flujo sea máximo, la válvula de salida del filtro se encuentra semiabierta.
- f) Abierto: al decaer el flujo a través de filtro, la válvula de salida del filtro se abre completamente.
- g) Corte: una vez que el filtro termina la filtración, 28 a 30 días se deja fuera de servicio para ser descargar la torta, cambiar los medios filtrantes y reiniciar el ciclo de operación.

En la siguiente gráfica observamos el ciclo de operación típico de un filtro prensa de la etapa A:

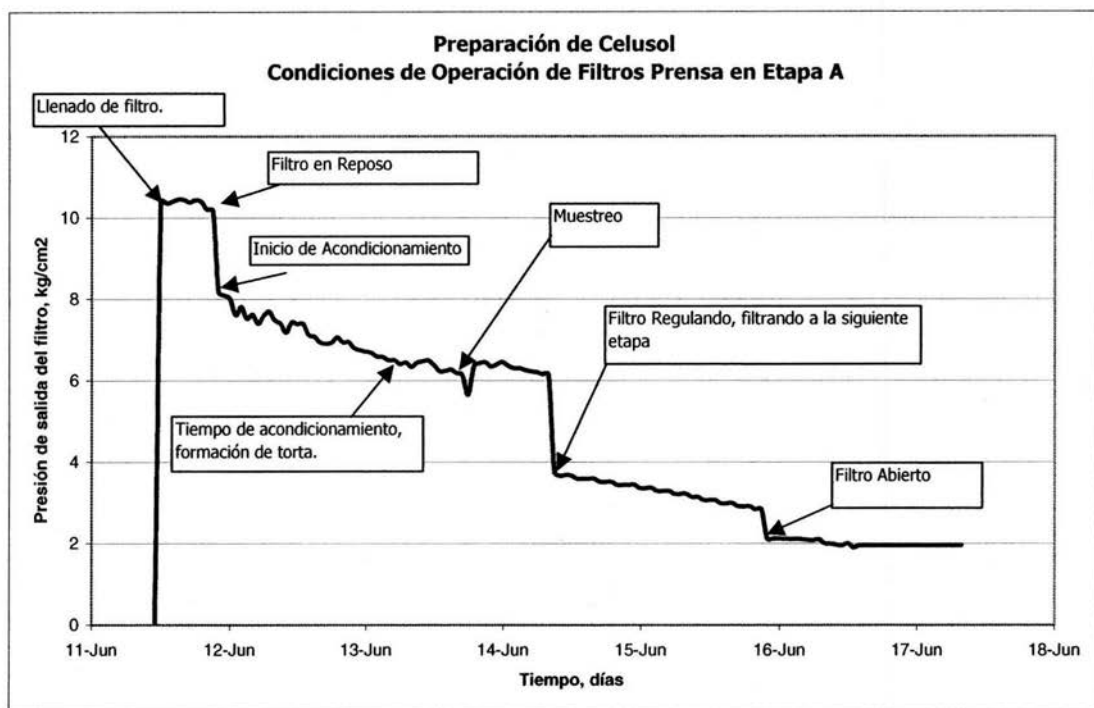


Figura 5. Condiciones de operación de Filtros Prensa en Etapa A

2. Cálculo de flujo por unidad de área

Para lograr que los ciclos de los filtros prensa se cumplan, se debe estimar el área de filtración requerida para el flujo deseado de celusol en cada uno de los sistemas. De acuerdo con experiencia dentro de la planta, utilizamos como base de diseño una medida que denominamos flujo por unidad de área. El flujo por unidad de área está expresado en lb/h/ft². A continuación se muestra un ejemplo de este cálculo para el sistema de filamento opaco, sistema donde se realizó nuestro análisis:

Capacidad del sistema = 2500 toneladas por año

| Opaco | | |
|--------------------|--------|------|
| Capacidad extruída | TPA | 2500 |
| Extruído | kg/día | 6944 |

| | | |
|------------------------|----------------|-------------|
| Extruído | kg/h | 289 |
| Extruído | lb/h | 637 |
| Total de filtros | | 6 |
| Filtros regulando | | 3 |
| Filtros acondicionando | | 2 |
| Platos / filtro | | 45 |
| Area / plato | M2 | 0.952 |
| Area/ filtro | M2 | 42.84 |
| Area total | M2 | 128.5 |
| Flujo/área | Kg/h/m2 | 2.24 |

La velocidad de flujo típica por unidad de área típica en la etapa A de filtración es de 2.4 kg/hm².

3. Cálculo de eficiencia de filtración

Para medir la eficiencia de nuestro sistema de filtración, debemos de asegurar que los ciclos de operación de filtros se cumplan, cuando un filtro se opera inadecuadamente los ciclos son cortos, lo cual se ve reflejado en un incremento de frecuencia de vestido y desvestido de filtros. Para medir esta eficiencia utilizamos un índice que es el número de filtros vestidos / MM kg extruídos.

El índice de nuestros sistemas es el siguiente:

| | |
|-----------|------|
| Mecha | 30.6 |
| Brillante | 23.4 |
| Opaco | 37.1 |

Las principales diferencias entre estos sistemas se debe a la temperatura de celusol y al área de filtración disponible.

4. Descripción de análisis de calidad de celusol (DBC)

La constante de obstrucción del Celusol, DBC, es la medida de la caída de presión por las impurezas desprendidas de la solución de acetato al pasar a través de un medio filtrante. Este análisis se realiza a temperatura y flujo constante y mide la calidad del celusol filtrado.

Una muestra de celusol es recolectada a la salida del filtro prensa en un frasco de tres litros, ésta debe sellarse inmediatamente para evitar la evaporación de acetona. La muestra se coloca dentro de un recipiente metálico, el cual sella herméticamente. El celusol dentro del recipiente es sometido a una presión de 0.5 kg/cm² con nitrógeno para alimentar una bomba de desplazamiento positivo. La bomba de engranes regula el flujo a través del medio filtrante y se purga durante 15 minutos; al finalizar la purga se toman dos lecturas de presión a la salida del filtro, a los 5 y 15 minutos, la diferencia de presión entre las dos lecturas nos sirve para calcular el DBC.

El Cálculo de DBC es el siguiente:

$$DBC = (P_{15} - P_5) * \text{factor de papel}$$

Donde P_{15} = Lectura de presión a los 15 minutos

P_5 = Lectura de presión a los 5 minutos

El factor del papel varía de 0 a 2 dependiendo de cada uno de los lotes de filtros; ningún lote de filtros es igual, por lo que cada rollo debe calibrarse antes de ser utilizado.

Los valores de DBC generalmente se encuentran entre 0.5 y 5, entre mejor sea la calidad del celusol filtrado, menor será el valor del DBC.

V. OPERACIÓN DEL FILTRO CONTINUO CON RETROLAVADO

El sistema de filtración que se propone está totalmente automatizado, es continuo y opera bajo el principio de filtración en profundidad. Se utiliza una malla de metal sinterizado como medio filtrante, la cual retiene partículas de diferente tamaño y forma debido a su efecto de profundidad. Cuando se alcanza el grado preestablecido de retención de partículas, el medio filtrante se limpia mediante un retrolavado con una pequeña cantidad de filtrado. El rechazo o retrolavado con las impurezas es removido del sistema de filtración y es procesado en un sistema independiente.

Filtración

El material sin filtrar se alimenta con una bomba a la cámara denominada P1. Cuando el material sin filtrar pasa de la cámara P1 a la P2, la separación ocurre; entre estas dos cámaras se encuentra instalado el medio filtrante soportado en un tambor con perforaciones. El material filtrado se descarga del filtro a un tanque con la misma presión P2 del filtro. La presión P2 es controlada con una válvula de control. La figura 6 ilustra el flujo del celusol a través del filtro continuo durante la Filtración.

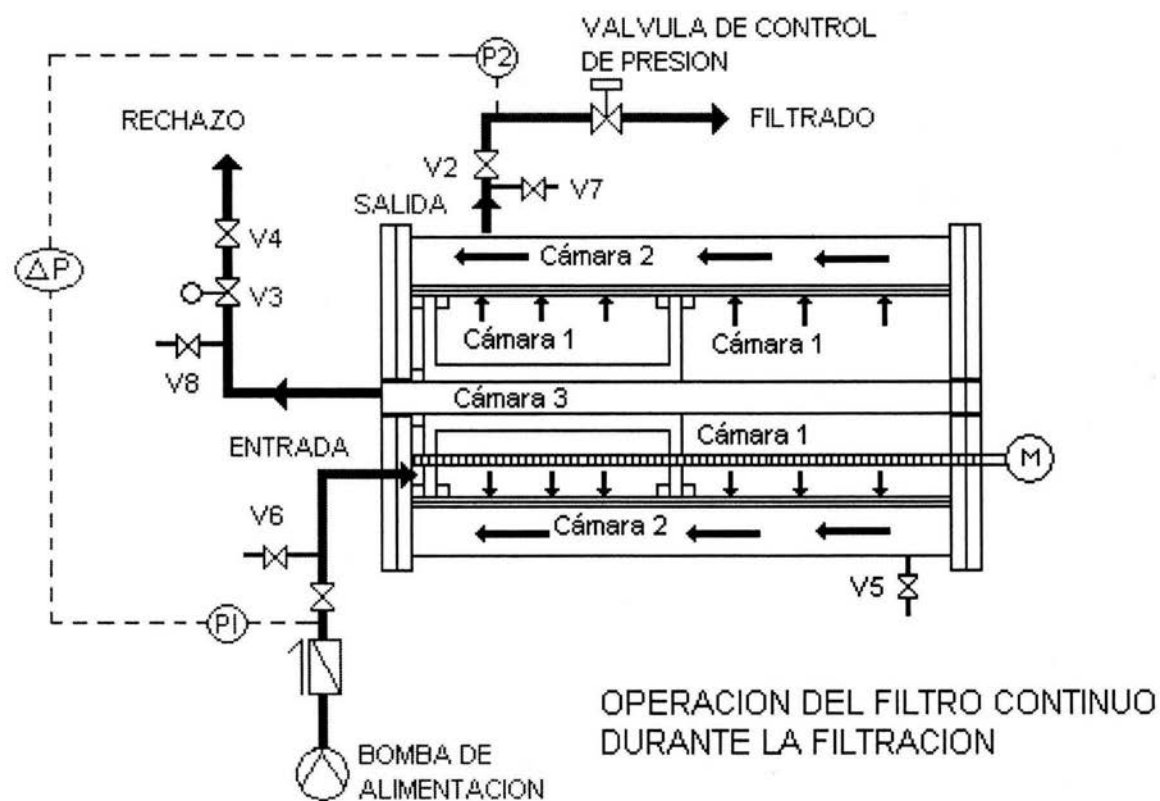


Figura 6. Operación del filtro continuo durante la filtración.

Conforme el material filtrante se bloquea, ocurre un incremento lento y constante de la diferencial de presión ΔP entre la cámara P1 y P2, comenzando desde la base ΔP_b (material filtrante limpio después del retrolavado) hasta la calculada ΔP_c (Máximo grado de contaminación). El ancho de la banda de la ΔP ajustada (ΔP_w) depende de la calidad del material a filtrar, del número de retrolavados por hora y del tamaño (micras) del material filtrante. Después de que ΔP_a (ΔP real) alcanza el calculado ΔP_c , el retrolavado da inicio.

$$\Delta P_c = \Delta P_b + \Delta P_w$$

Inicio del retrolavado:

$$\Delta P_a \geq \Delta P_c$$

Donde:

ΔP_a : ΔP real = P1 - P2

ΔP_b : ΔP base = diferencial de presión después del retrolavado.

ΔP_w : Ancho de la banda ΔP = incremento permitido del ΔP .

ΔP_c : ΔP calculada = punto de inicio calculado para el siguiente retrolavado

ΔP_r : Rango del ΔP = Presión de área ΔP .

ΔP_{lim} : Límite de ΔP = set point ajustado para retrolavado.

ΔP_{max} : ΔP máximo = set point para retrolavado y paro de la bomba de alimentación.

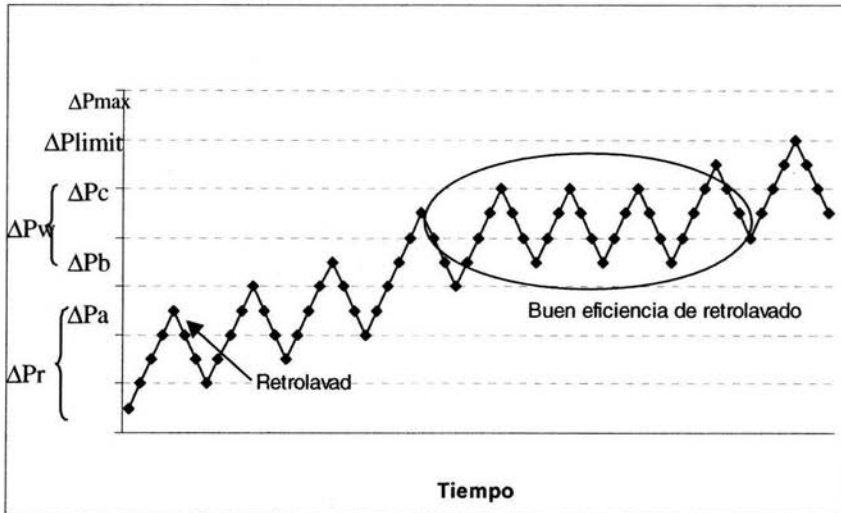


Figura 7. Comportamiento de la caída de presión del filtro continuo

Retrolavado – limpieza

Después de alcanzar el grado máximo de contaminación ($\Delta P_a = \Delta P_c$), la superficie total del material filtrante es limpiada mediante un proceso de retrolavado. Éste se lleva a cabo a través del movimiento del pistón de rechazo de la tapa hacia la base o al revés. El retrolavado se realiza con una cantidad mínima de retrolavado, que pasa a través de las ranuras de los anillos del pistón y debe ser suficiente limpiar el medio filtrante de sus impurezas. Después de haber limpiado la superficie entera, alcanzamos ΔP_b y el pistón de rechazo permanece en su posición hasta que la ΔP_a alcanza nuevamente el valor calculado ΔP_c . La Figura 8 ilustra el flujo del celusol a través del filtro continuo durante el Retrolavado.

Falta página

N° 40

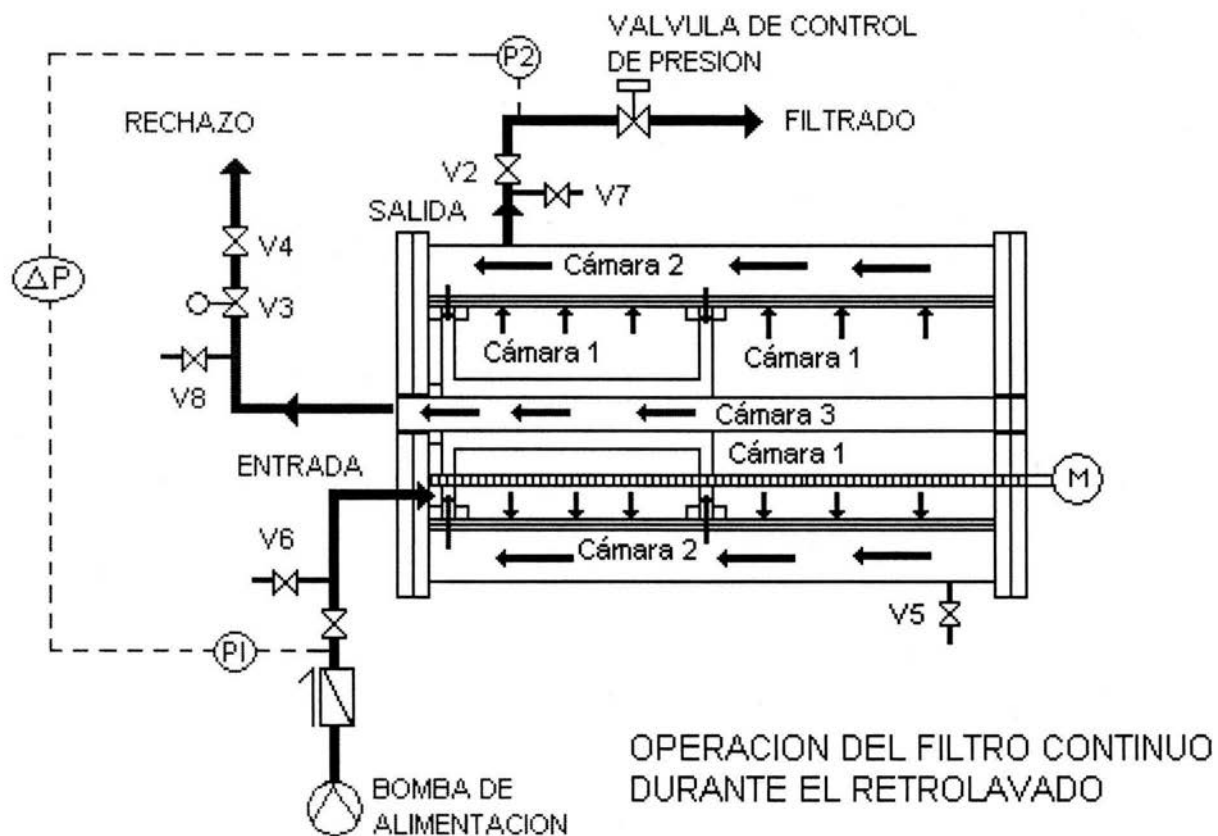


Figura 8. Operación del filtro continuo durante el proceso de retrolavado.

Cantidad de rechazo = cantidad de retrolavado.

Es la cantidad necesaria para la limpieza del material filtrante (una carrera del pistón) y depende de la velocidad del pistón, la presión P2, la viscosidad y longitud de la línea del filtro al tanque de rechazo. Se establece una cantidad mínima de rechazo mediante el control de válvula manual V4, y ésta debe ser de 18 litros/carrera de pistón. La válvula de rechazo V3 abre automáticamente durante el proceso de retrolavado; la línea de rechazo debe ser lo más corta posible para minimizar caídas de presión.

Presiones de Operación

Cámara 1, Presión P1.

P1 está dada por la bomba de alimentación y es la suma de P2 y ΔP_a . Al alcanzar P1 máximo (debido a falla), la bomba parará automáticamente.

$$P1_{\max} = P2_{\max} + \Delta P_{\max}$$
$$P1_{\max} = 20 \text{ bar} = 14 \text{ bar} + 6 \text{ bar}$$

Cámara 2, Presión P2

P2 está dada por los equipos del proceso (tanque suministro, líneas, máquinas de extrusión, etc.) debe mantenerse constante mediante el sistema de control P2. El set point normalmente debe estar entre 5 y 10 bar.

$$P2_{\max} = 14 \text{ bar.}$$

Cámara 3, Presión P3.

P3 está dada únicamente por la resistencia de la línea de descarga de rechazo después del filtro y debe ser tan baja como sea posible,.

Diferencial de presión ΔP

Es la diferencia de presión $P_1 - P_2$ y la de mayor importancia para la filtración. Durante la filtración la contaminación del material filtrante se incrementa, y ΔP_a sube de la base ΔP_b a la calculada ΔP_c . El ΔP_c ajustado es menor que el ΔP_{max} para el paro del equipo (6bar). Después de alcanzar el valor ΔP_c el proceso de limpieza inicia. El rango ΔP_w para el retrolavado debe ser tan bajo como sea posible. ΔP se grafica en un registro en el tablero de control. Los diferenciales de presión mayores a ΔP_{max} pueden dañar el material filtrante.

$$\Delta P_{max} = 6 \text{ bar}$$

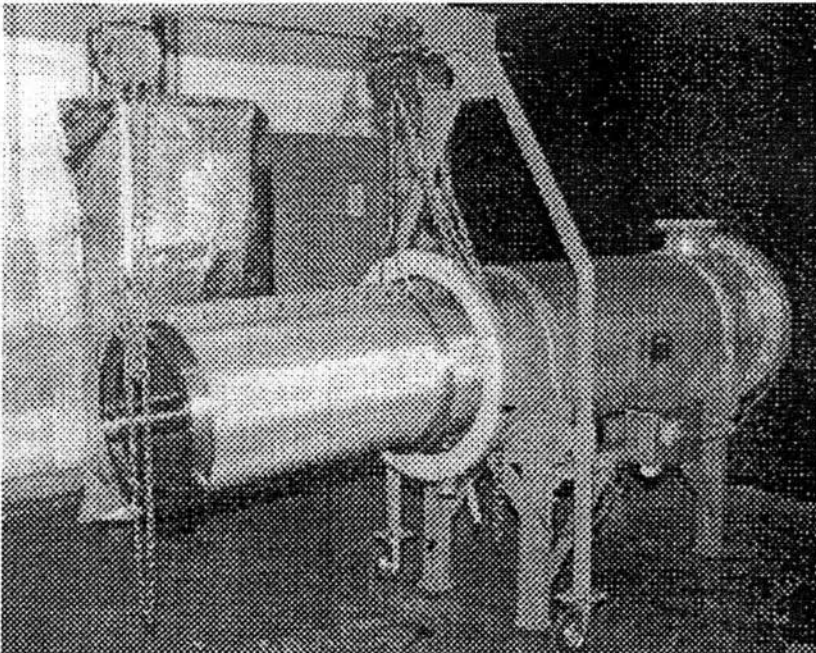


Figura 9. Filtro continuo con retrolavado.

VI. DESARROLLO DE LA PRUEBA

El objetivo de esta prueba consiste en sustituir la Etapa A de Filamento Opaco que actualmente opera con filtros prensa con un filtro continuo de retrolavado para incrementar la calidad del celusol filtrado y reducir los costos de operación y mantenimiento.

Para esta prueba se determinó que la máquina 18 de filamento será nuestro monitor, en este evaluaremos la calidad del celusol filtrado midiendo el número de roturas, lentos y repartidos del filamento.

1. Requisitos del producto

Propiedades del celusol en Bombas A

| | | |
|---------------|------------|------------------------------|
| Concentración | 27.1 ± 0.5 | % peso de acetato en acetona |
| Humedad | 3.50 ± 1.0 | % peso de agua en acetona |
| DBC | 4.0 Máx | |

Propiedades del celusol en Bombas S

| | | |
|---------------|------------|------------------------------|
| Concentración | 27.1 ± 0.5 | % peso de acetato en acetona |
| Humedad | 3.50 ± 1.0 | % peso de agua en acetona |
| DBC | 1.50 Máx | |

2. Tiempo de las Condiciones de Proceso a Evaluar:

| | |
|--|------------|
| a) Porcentaje de rechazo del filtro continuo | c/24 horas |
| b) DBC a la salida de filtro | c/24 horas |
| c) Presiones de operación del filtro | c/24 horas |
| d) Estabilidad de máquina 18 en Extrusión (roturas/1000kg) | c/24 horas |
| e) Número de lentos en extrusión | c/24 horas |
| f) Número de repartidos en extrusión | c/24 horas |

3. Bases de Diseño de la prueba

- El filtro continuo reemplaza todos los filtros prensa de la etapa A.

- b) Se instaló un variador de frecuencia en el motor de la bomba A para mantener el flujo de celusol a través del filtro en 200 kilos por hora.
- c) La presión de entrada del filtro se estableció en 11.0 kg/cm².
- d) La presión de salida del filtro se estableció en 9.0 kg/cm².
- e) La diferencial de presión para el retrolavado se fijo en 3.5 kg/cm².
- f) La capacidad de retención del tanque para el rechazo o producto de retrolavado es de 16 ton.
- g) Todos los controles de presión y de operación del filtro fueron realizados a través de un PLC proporcionado por el fabricante.
- h) Al final de la prueba todo el rechazo será reprocesado a través de los filtros prensa de la etapa A.
- i) Se tomarán muestreos de celusol a la salida del filtro cada 6 horas para realizar análisis de calidad del filtrado.
- j) Se tomarán muestras de las bombas B, C y S una vez al día.
- k) Se requirió la presencia del técnico del proveedor para el arranque del equipo.
- l) Se utilizará un medio filtrante con una capacidad nominal de retención de 9 micras.
- m) Se tendrá una máquina monitora para analizar diariamente las propiedades de la fibra así como la procesabilidad del celusol.
- n) Si la cantidad de rechazo nos lo permite se realizarán dos pruebas adicionales: reemplazo de las etapas A y B, reemplazo de las etapas A, B y C.

En la Figura 10 se ilustra un diagrama de flujo del proceso:

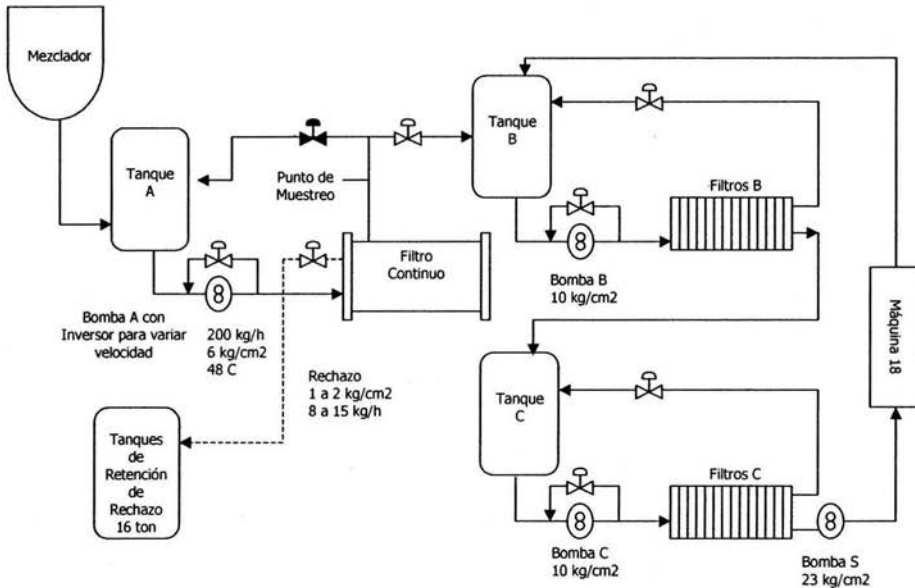


Figura 10. Diagrama de flujo de proceso

4. Desarrollo de la Prueba

- 4.1 El filtro continuo reemplaza los filtros prensa de la etapa A (11-Febrero-1999)
- Los resultados de estabilidad mantienen el nivel de roturas que el alcanzado con los filtros prensa siendo los valores más consistentes.
 - Las características físicas de la fibra, tenacidad y elongación, no fueron afectadas.
 - El DBC del celusol filtrado notó un incremento a valores de 5 a 7 contra un normal de 2 a 4.
 - El DBC de las bombas B, C y S también mostraron un incremento.
 - La cantidad de rechazo del retrolavado fue de un 4.2% con respecto al flujo total.
 - El flujo de celusol a través del filtro fue menor al especificado debido a que únicamente una máquina de extrusión estuvo operando y a la baja temperatura del celusol (25°C).

- g) El intervalo de tiempo entre cada uno de los retrolavados varió de 30 minutos hasta 24 horas y depende directamente de la calidad del celusol alimentado.
- h) Durante la prueba, la cantidad de fibra y celusol reciclable que adicionamos fue equivalente a la de los niveles normales de operación.

4.2 El filtro continuo reemplaza los filtros prensa de las etapas A y B (18-Marzo-1999)

- a) Al inicio de la prueba los resultados de estabilidad se mantienen casi al mismo nivel que con los filtros prensa.
- b) Las características físicas de la fibra, tenacidad y elongación, no fueron afectadas.
- c) El DBC del celusol a la salida del filtro se mantiene entre los valores de 5-7.
- d) El DBC de las bombas C y S también mostraron un incremento.
- e) Después de quince días de operación las roturas empiezan a notar un incremento.
- f) El flujo a través de los filtros C empieza a disminuir.
- g) Se mantienen las mismas condiciones de operación en el filtro continuo.

4.3 El filtro continuo reemplaza los filtros prensa de las etapas A, B y C. (7-Abril-1999)

- a) La estabilidad de la máquina se ve afectada, el número de roturas se incrementa en seis veces.
- b) Las propiedades físicas de la fibra se ven afectadas, especialmente tenacidad y elongación, generando desperdicio del producto.
- c) El DBC del celusol a la salida del filtro se mantiene entre los valores de 5-7.
- d) Los valores de DBC en la bomba S alcanza niveles inaceptables.
- e) La prueba finalizó después de tres días debido a los resultados.

A continuación se anexan las gráficas de la calidad del celusol filtrado (DBC).

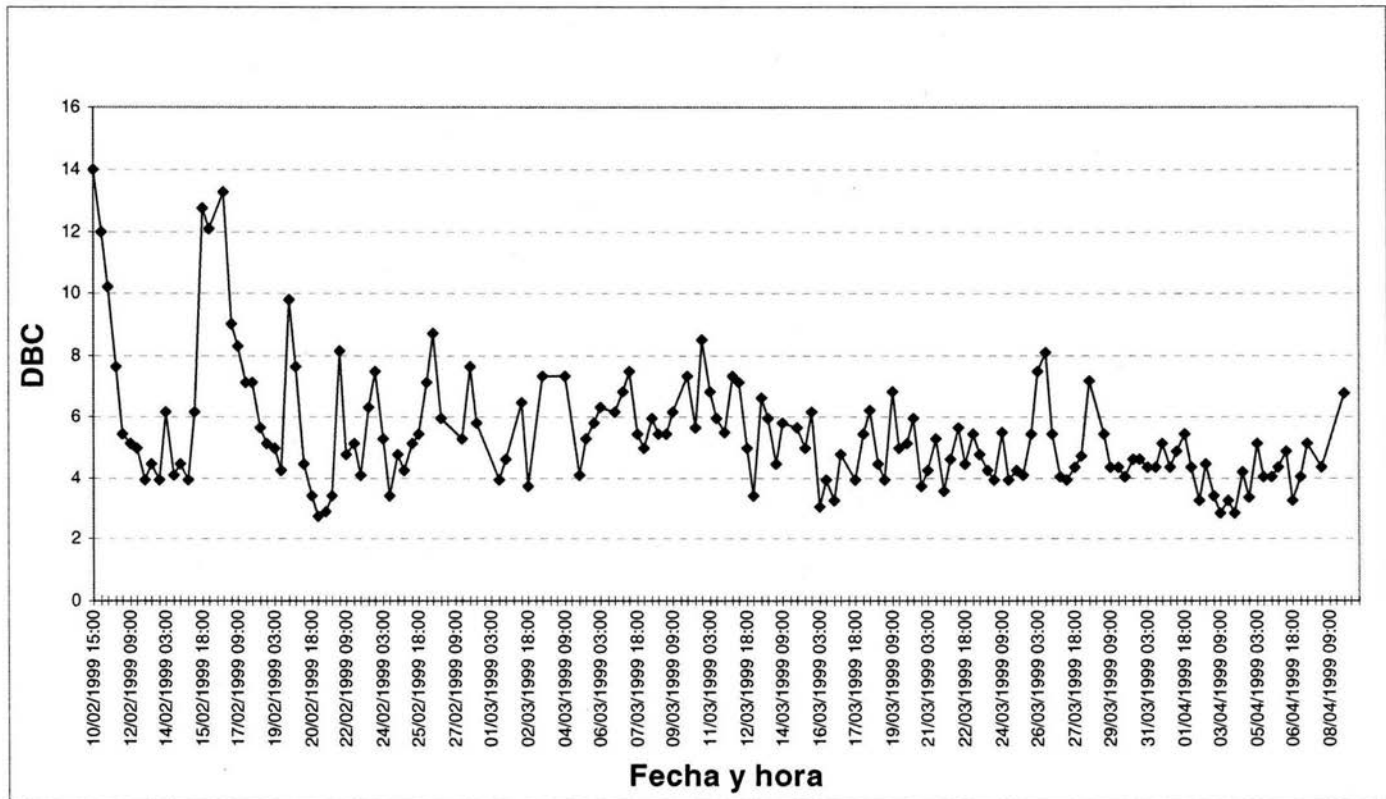


Figura 11. DBC del celusol a la salida del filtro continuo. Durante el arranque del filtro los valores de DBC fueron mayores a 8.0, conforme transcurrió la prueba el DBC se fue normalizando a valores dentro de rango de 3.0 a 6.0.

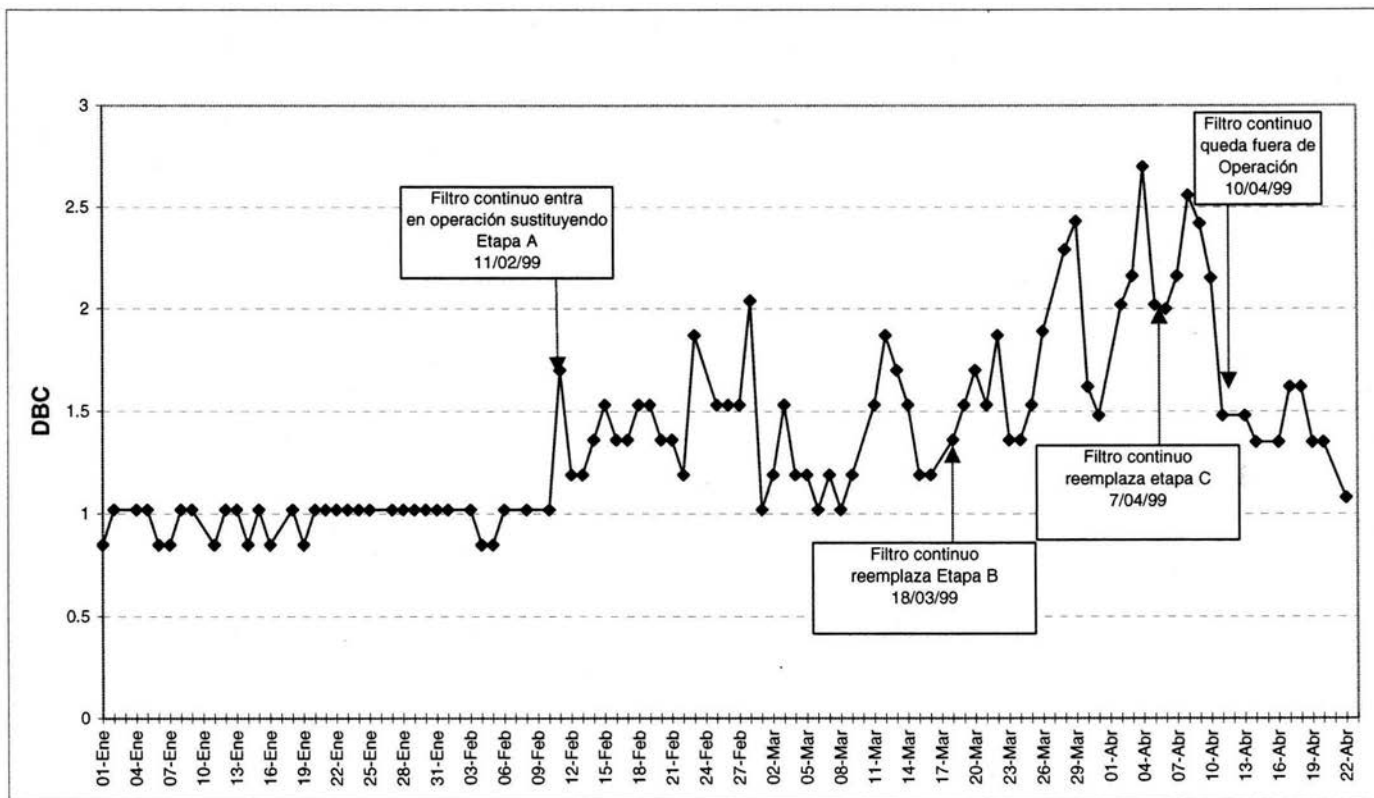


Figura 12. DBC del celusol opaco en Bombas S. La calidad del celusol bombeado a extrusión se fue incrementando conforme se fueron eliminando las etapas B y C.

A continuación se anexan las gráficas de los parámetros de calidad de la máquina monitora de extrusión filamento.

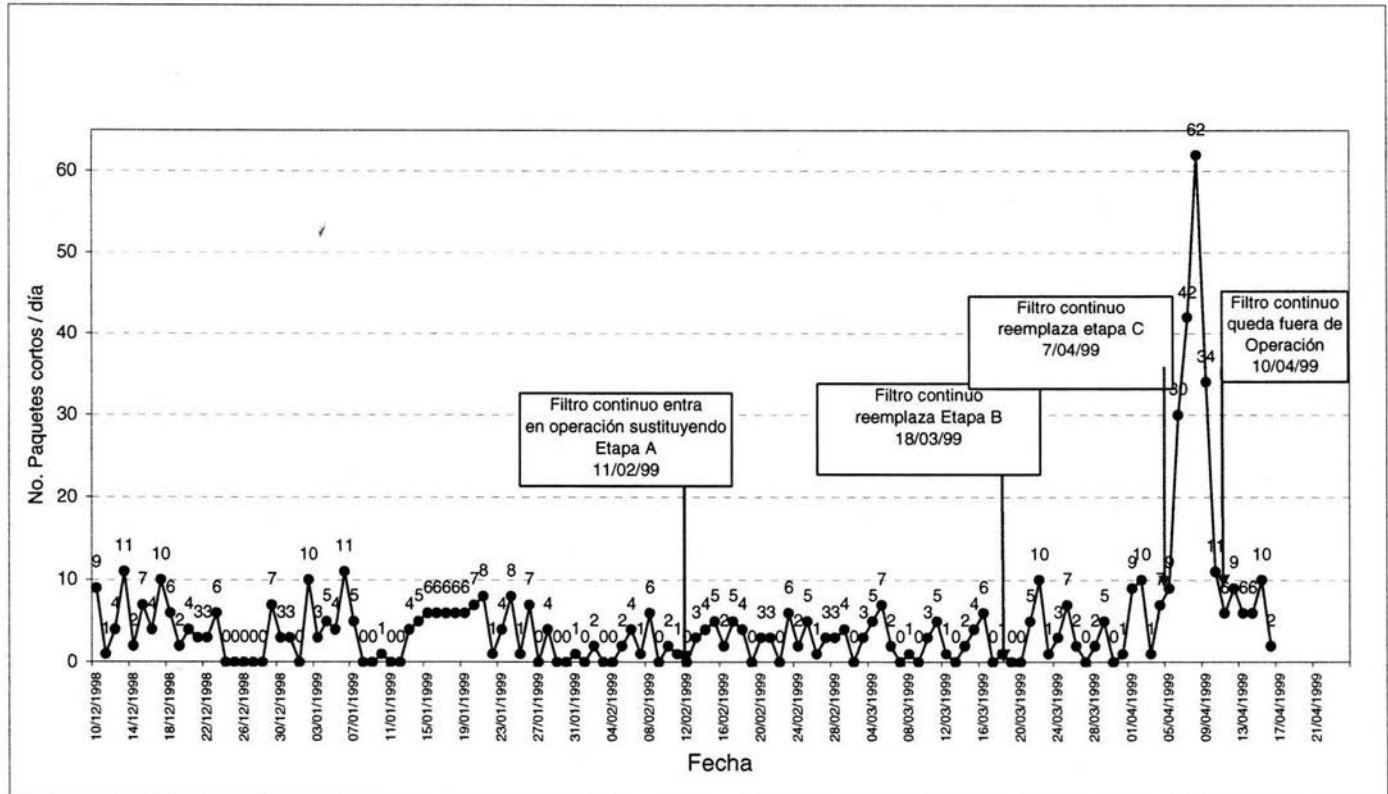


Figura 13. Total de paquetes cortos por día. Máquina 18. 150/40 opaco. La estabilidad se mantiene durante la sustitución de etapas A y B. Cuando se sustituye la etapa C, existe un incremento inmediato de cortas.

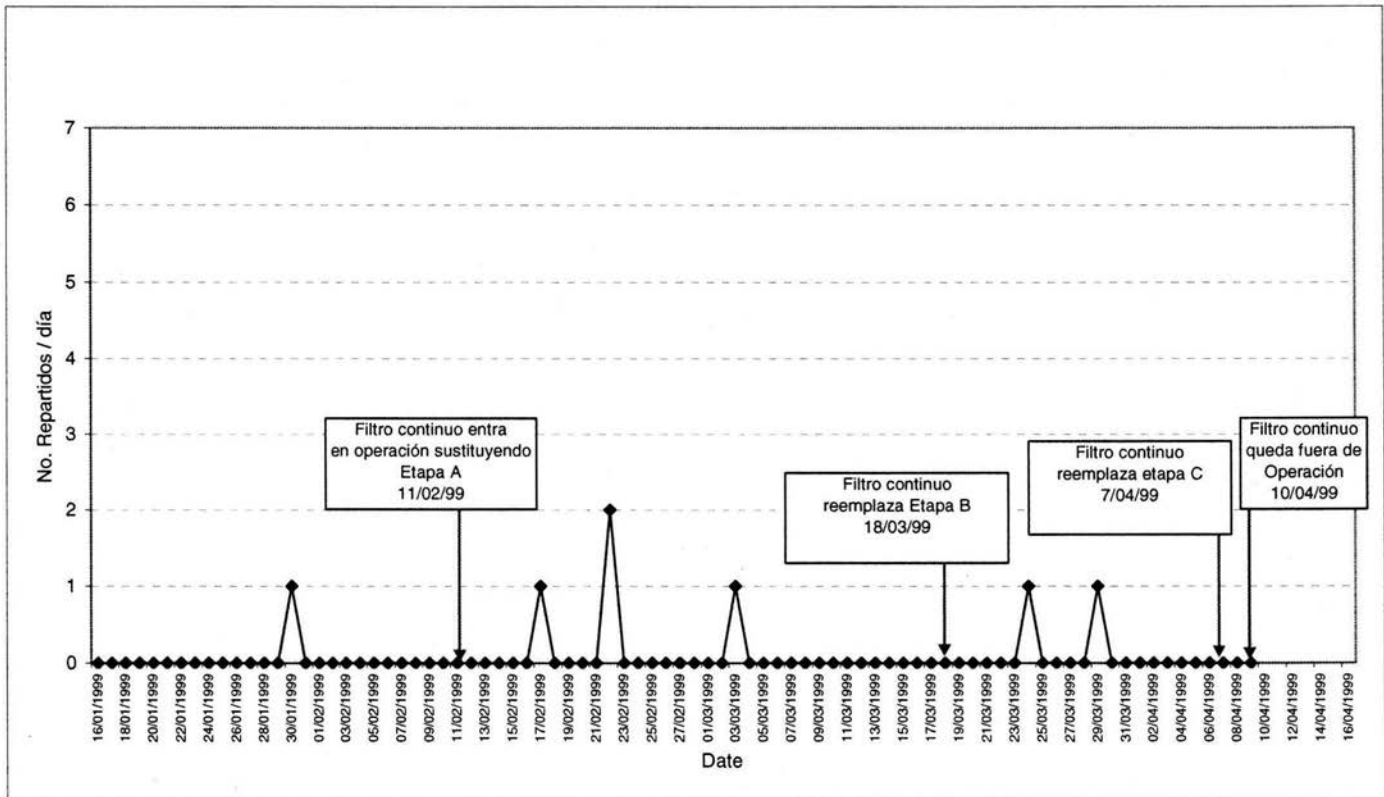


Figura 14. Posiciones con problemas de secado. No hubo problemas de secado con la operación del filtro continuo.

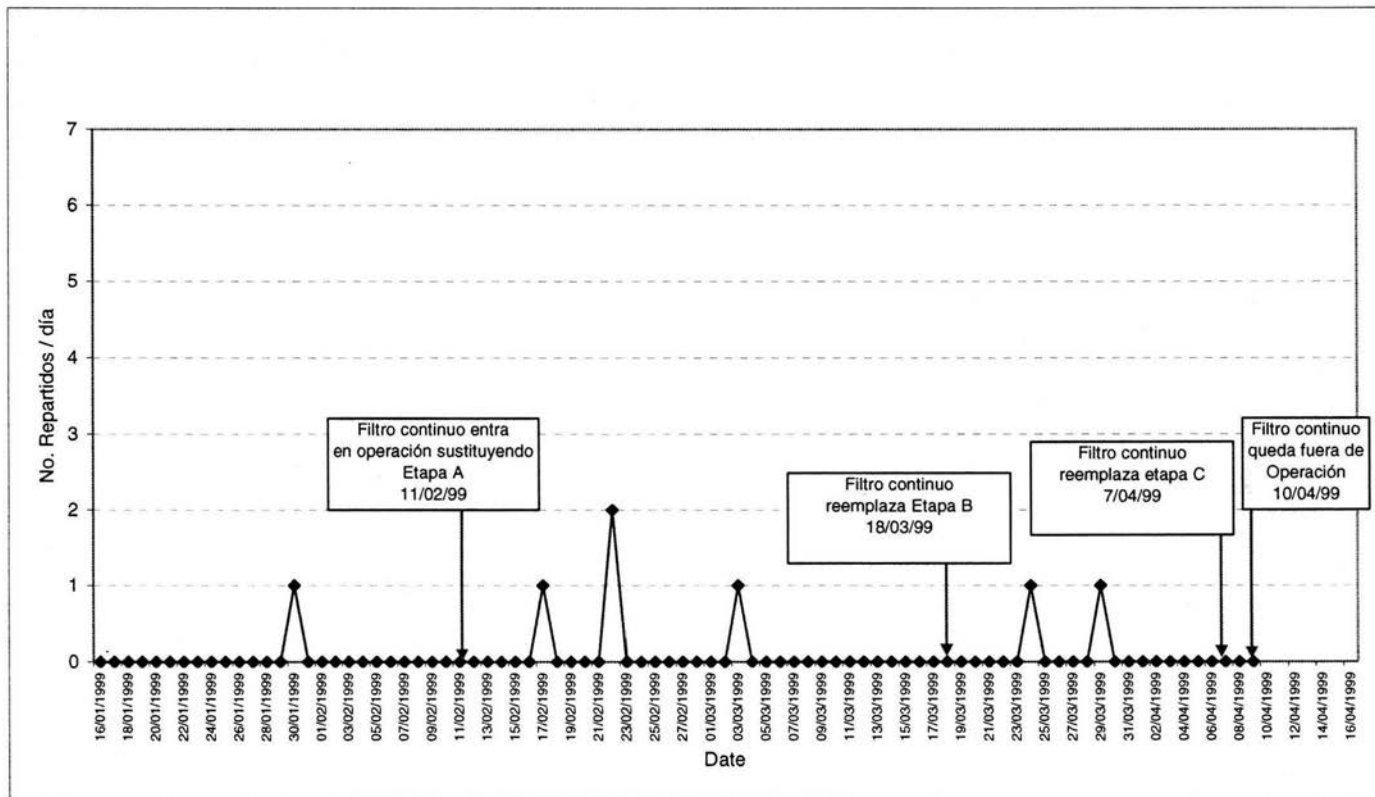


Figura 15. Posiciones con taponamiento de hileras. Hubo un ligero incremento de hileras tapadas con el filtro continuo, este nivel se mantuvo con al sustituir las etapas A y B. Al sustituir la etapa C, el número de hileras tapadas se incrementa notablemente.

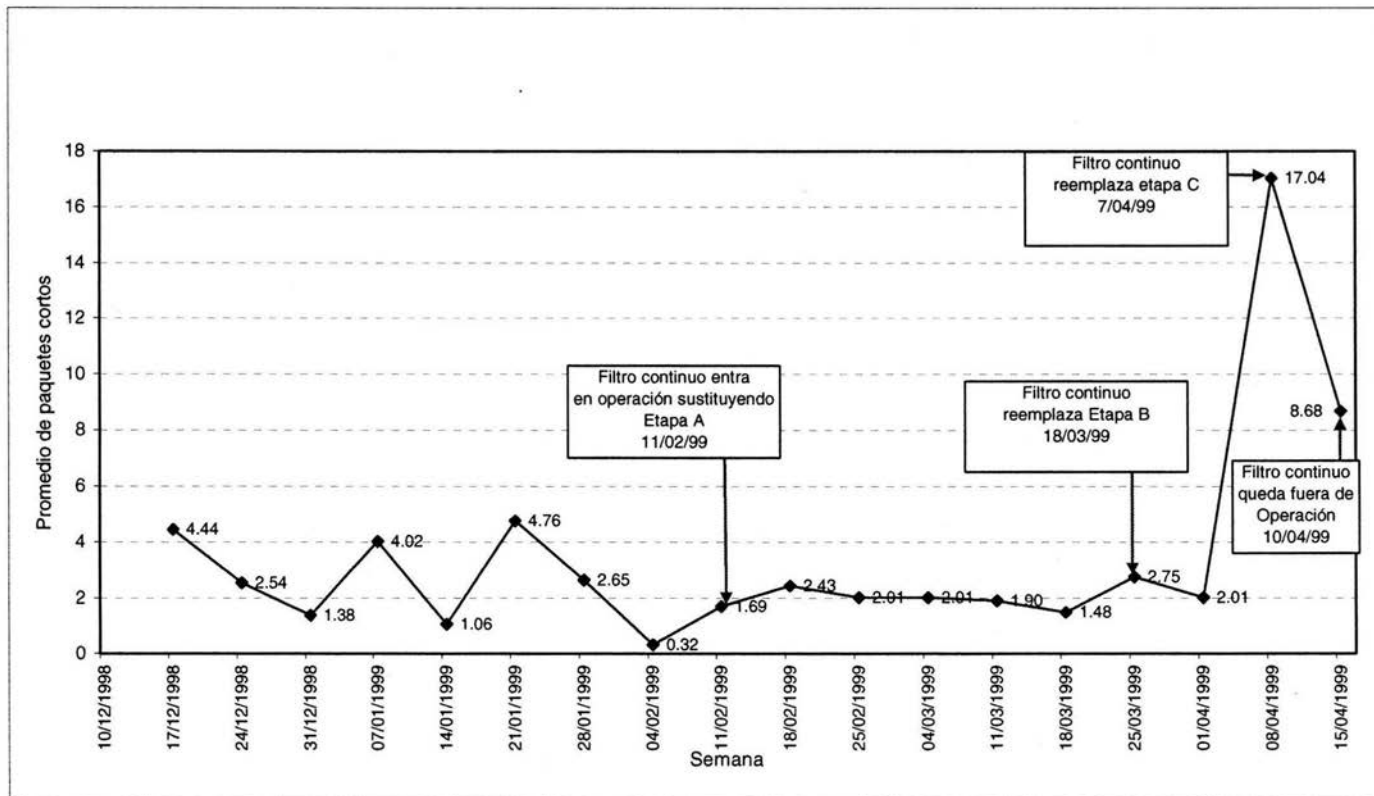


Figura 16. Promedio semanal de paquetes cortos. El promedio de cortas se mantuvo, sin embargo se notan valores más uniformes. Al sustituir la etapa C, el número de cortas se incrementa.

VII. DISCUSIÓN DE RESULTADOS

Durante el desarrollo de la prueba se observa lo siguiente:

- Existe una disminución de cortas, por lo que el filtro continuo puede reemplazar la etapa A de filtros prensa sin afectar al proceso de extrusión (Figuras 13 y 16).
- El filtro continuo puede reemplazar las etapas A y B de filtros prensa pero debe considerarse la disminución en el tiempo de vida de los filtros de la etapa C.
- El filtro continuo no puede reemplazar las tres etapas de filtros prensa; debido a los problemas ocasionados en el proceso de extrusión así como en la calidad del producto, necesita al menos una etapa de filtros prensa (Figuras 13 y 16).
- La estabilidad de la máquina se mantuvo dentro de los parámetros establecidos y se observan valores más consistentes cuando se analiza el promedio semanal de cortas en la máquina monitora.
- Es necesario evaluar al filtro incrementando el flujo de celusol así como la temperatura de operación para evaluar la máxima capacidad de filtrado.
- El retrolavado del filtro fue del 4.0% lo cual se encuentra dentro de los valores esperados; sin embargo, es necesario evaluar un nuevo equipo para separar y desechar los sólidos de esta corriente. El número de retrolavados del filtro depende directamente de la calidad del celusol que se alimenta al filtro, incrementándose cuando se adiciona desperdicio.

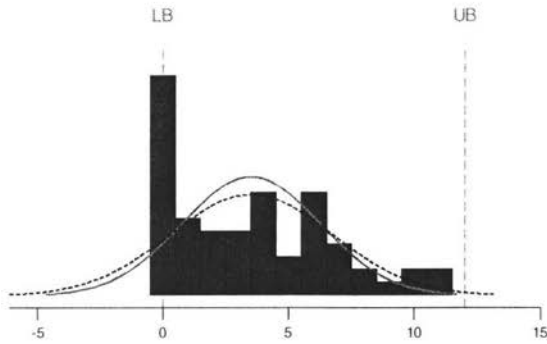
La capacidad de proceso sin el filtro continuo es:

Promedio = 3.5079 cortas/día

Desviación estándar = 3.21 cortas/día

Capacidad de Proceso para Cortas con Filtro Normal

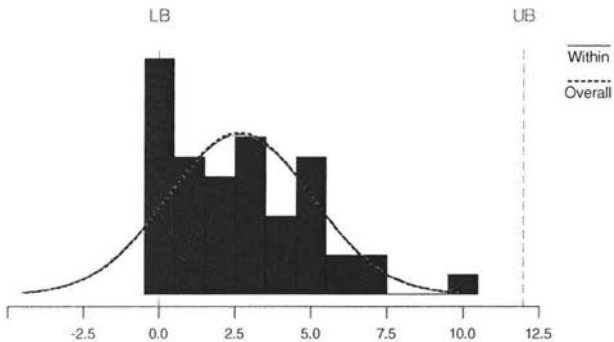
| Datos de Proceso | |
|------------------|---------|
| Limite superior | 12.0000 |
| Objetivo | * |
| Limite inferior | 0.0000 |
| Promedio | 3.5079 |
| N de muestras | 63 |
| StDev (Dentro) | 2.73107 |
| StDev (Total) | 3.21006 |



Durante la operación del filtro continuo la capacidad de proceso mejoró.
 Promedio = 2.65 cortas/día
 Desviación estándar = 2.37 cortas/día

Capacidad de Proceso para Cortas con Filtro Continuo

| Datos de Proceso | |
|--------------------|---------|
| Limite superior | 12.0000 |
| Objetivo | * |
| Limite inferior | 0.0000 |
| Promedio | 2.6531 |
| Número de muestras | 49 |
| Stdev (Dentro) | 2.40100 |
| Stdev (total) | 2.37126 |



La estabilidad de la máquina tuvo una mejora del 25% en variabilidad y número de cortas.

**VIII. ANÁLISIS DE COSTOS DE IMPLEMENTACION DE FILTROS CONTINUOS CON
RETROLAVADO SUSTITUYENDO LOS FILTROS ACTUALES**

1) Costo de operación de etapa A utilizando filtros prensa

El costo de esta etapa consta de dos componentes, el Filtro Prensa y el Filtro Ayuda; a continuación se enlista el costo del vestido y desvestido de filtros prensa tomando en cuenta una capacidad total de 36 KT por año producidas.

| | MM kg Producidos | No. Cambios | Cambios / MM kgs | Cambios/ MM lbs |
|--------------|------------------|-------------|------------------|-----------------|
| Sistema 1 | 8.0350 | 246 | 30.62 | 13.90 |
| Sistema 2 | 15.689 | 368 | 23.46 | 10.65 |
| Sistema 3 | 0.9695 | 36 | 37.13 | 16.86 |
| Total | | 650 | | |

| | | | |
|------------------------|----|-------|------------|
| Sistema 1 | 10 | 30.62 | 306 |
| Sistema 2 | 21 | 23.46 | 493 |
| Sistema 3 | 2 | 37.13 | 75 |
| Cambios totales | | | 873 |

| | | | |
|-------------------------------------|---------------------------|----------------------|--------------------------|
| Filtro | Mano de obra | 8 h-h * \$25.67/ h-h | \$205 pesos |
| | Material Filtrante | 45 * \$17.00 | \$765 pesos |
| | Pérdidas de acetona | 45 * 3.5 kg * \$4.55 | \$874 pesos |
| | Pérdidas de acetato | 45 * 4.45 * \$13.53 | \$3,142 pesos |
| | Confinamiento | 1 * \$390 | \$390 pesos |
| | Material de confinamiento | 1 * 60 | \$60 pesos |
| | Costo total de filtro | | |
| Cambios de filtros / año | | | 873 |
| Costo total de Filtros / Año | | | \$4,745,596 pesos |

| | | | |
|-----------------------------------|-----------|-----------------------|--------------------------|
| Filtro ayuda | Sistema 1 | 10000 * 4 * \$9.836 | \$393,440 pesos |
| | Sistema 2 | 21000 * 3.5 * \$9.836 | \$722,936 pesos |
| | Sistema 3 | 2000 * 3.5 * \$9.836 | \$68,852 pesos |
| Costo Total de Filto ayuda | | | \$1,185,238 pesos |

| | |
|---|--|
| Costo Total de Operación Etapa A | \$5,930,834 pesos \$624,298 usd |
|---|--|

2) Estimación de costos de instalación y operación de filtros continuos con retrolavado

A continuación se estima el número de filtros con retrolavado tomando en cuenta una capacidad anual de producción de 36 KT.

| | Capacidad TPA | Kgs/hora de material filtrado | Capacidad de filtro (kgs/h) a una temperatura de 70°C | No. Filtros / Siterma | |
|-----------|---------------|-------------------------------|---|-----------------------|---|
| Sistema 1 | 10000 | 4166 | 2000 | 2.083 | 2 |
| Sistema 2 | 2000 | 833 | 2000 | 0.417 | 1 |
| Sistema 3 | 21000 | 8749 | 2000 | 4.375 | 4 |
| | | | | Total | 7 |

3) Estimado de inversión

| | No. Unidades | Costo / unidad | Monto de Inversión |
|---|--------------|----------------|-------------------------|
| * Filtros requeridos para operación normal | 7 | \$ 120,000 USD | \$840,000 USD |
| * Filtros requeridos para mantenimiento | 2 | \$ 120,000 USD | \$240,000 USD |
| * Instalación eléctrica de filtros | 9 | \$ 10,000 USD | \$ 90,000 USD |
| * Instalación mecánica de filtros | 9 | \$ 5,000 USD | \$45,000 USD |
| * Compra e instalación de sistema para procesar rechazo de filtrado | 1 | \$ 500,000 USD | \$500,000 USD |
| Monto total de Inversión | | | \$ 1,715,000 USD |

4) Estimado de costos de operación anual

| | Consumo/año | Costo unitario | Costo total |
|---------------------------------|-------------|-------------------|---------------------|
| Electricidad | 31536 kwh | \$ 0.048 USD/kwh | \$ 1,766 USD |
| Aire de instrumentos | 756854 m3 | \$0.009 USD/m3 | \$ 7,947 USD |
| Material filtrante | 7 piezas | \$4,000 USD/pieza | \$28,000 USD |
| Otros materiales | | \$10,000 USD | \$10,000 USD |
| Costo total de operación | | | \$47,713 USD |

Ahorro anual estimado = Costo de operación filtros prensa – Costo operación filtros continuos

Ahorro anual = \$576,825 USD

Tiempo estimado de retorno de la inversión = 3.0 años (sin tomar en cuenta depreciación).

IX. CONCLUSIONES

El filtro continuo con retrolavado es un sistema cerrado en línea, completamente automatizado y de autolimpieza.

El filtro es amigable con el medio ambiente, pues minimiza tanto la emisiones como la generación de residuos.

Los costos de operación y materiales son mínimos.

La inversión inicial es elevada, sin embargo el retorno de inversión es de únicamente 3 años.

El filtro continuo puede ser implementado dentro del proceso de manufactura de fibras de acetato de celulosa para sustituir los filtros prensa actuales. La estabilidad de la máquina de extrusión mostró una mejora del 20 al 25%.

La sustitución de filtración de torta en la etapa A por el filtro continuo presenta ventajas como:

- a) No necesita filtro ayuda
- b) El material filtrante se cambia una vez por año
- c) Mínimo mantenimiento
- d) No necesita acondicionamiento, se minimizan los errores de operación al estar completamente automatizado
- e) La calidad del celusol es constante, independientemente de la vida del filtro.
- f) No requiere alta recirculación para operar eficientemente
- g) Mínima generación de desechos

El número de retrolavados por hora o día es una medida de la calidad de celusol que le es suministrado. Si se instala el filtro en la etapa A se puede medir indirectamente la calidad de la escama o del mezclado que se está realizando; instalándolo en la etapa B se puede medir la calidad de filtración del sistema A; el instalarlo en la etapa C permite medir la calidad del la etapa B.

El instalarlo en la etapa C también tiene la ventaja de medir la calidad de celusol en tiempo real, por lo que se podrá predecir la estabilidad del proceso de extrusión.

En la etapa C también se pueden utilizar mallas más cerradas que serían imposibles de utilizar en filtros prensa debido a que se tapanían rápidamente.

X. REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS

Clifford, W.C. (1979). *Section 4.1. Filtration Theory. In: Schweitzer, P.A. Handbook of Separation Techniques for Chemical Engineers.* MacGraw-Hill Book Company.

Clifford, W.C. (1979). *Section 4.2. Filter-Aid Filtration. In: Schweitzer, P.A. Handbook of Separation Techniques for Chemical Engineers.* MacGraw-Hill Book Company.

Emmett, R.C. (1979). *Section 4.4. Continuous Filtration. In: Schweitzer, P.A. Handbook of Separation Techniques for Chemical Engineers.* MacGraw-Hill Book Company.

Foust, A.S., and Wenzel, L.A. (1980). *Principles of Unit Operations.* John Wiley and Sons. Second edition.

Jacobs, L.J., and Penney, W.R.(1987). *Chapter 3: Phase Segregation. In: Rousseau, R.W. Handbook of Separation Process Technology.* John Wiley & Sons.

Lenzing Technik. (1998). *Operating Manual AKF 20.* Austria.

Matteson, M.J., and Orr, C. (1987). *Filtration. Principles and Practices.* Marcel Dekker Inc. Second edition. New York and Bassel.

McCabe, L.M., and Smith, J.C. (1967). *Unit Operations of Chemical Engineering.* Mc.Graw-Hill. Second edition.

Mead, W.J. (1964). *Encyclopedia of Chemical Process Equipment.* Reinhold. New York.

Perry, R.H., Green, D.W., y Maloney, J.O. (1992). *Perry Manual del Ingeniero Químico.* Mc Graw-Hill. Sexta edición.

Rosenof, H.D., and Ghosh, A. (1987). *Batch Process Automation. Theory and Practice.* Van Nostrand Reinhold. New York.

Zievers, J.F. (1979). *Section 4.3. Batch Filtration. In: Schweitzer, P.A. Handbook of Separation Techniques for Chemical Engineers.* MacGraw-Hill Book Company.