



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

315

DECOLORACION DE LOS DESECHOS DEL BLANQUEO DE LA PULPA KRAFT POR MEDIO DE POLIMEROS ADSORBENTES

Francisco Quezada Morales

Pablo Ramírez Jalpa

INGENIEROS QUIMICOS

1980

M-42484



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

JURADO ASIGNADO ORIGINALMENTE SEGUN EL TEMA

PRESIDENTE: Ing. Adalberto Tirado Arroyave.
VOCAL: Q. Julio Terán Zavaleta.
SECRETARIO: Ing. Jorge Alberto Castañares Alcalá.
1^{er} SUPLENTE: Q. Raquel Mariel Herrera.
2^{do} SUPLENTE: Ing. Ernesto Ibarra Nuñez.

SITIO DONDE SE DESARROLLO EL TEMA: SECRETARIA DE SALUBRIDAD,
FABRICA DE PAPEL " LORETO PEÑA POBRE " Y CASA.

SUSTENTANTES

FRANCISCO QUEZADA MORALES

PABLO RAMIREZ JALPA

ASESOR

Q. JULIO TERAN ZVALETA

INDICE

- 1 Resumen.
- 2 Introducción.
 - 2.1 Breve historia del papel.
 - 2.2 Composición del papel.
 - 2.3 Procesos de obtención de pulpa.
 - 2.3.1 Proceso Mecánico.
 - 2.3.2 Procesos Químicos.
 - 2.3.2.1 Pulpas al Sulfito.
 - 2.3.2.2 Pulpas al Sulfato.
 - 2.3.3 Proceso Semiquímico.
 - 2.4 Blanqueo.
 - 2.5 Lignina.
- 3 Descripción del Proceso al Sulfato
 - 3.1 Digestión.
 - 3.2 Recuperación de Reactivos.
 - 3.3 Blanqueo.
 - 3.3.1 Acción del cloro y de los compuestos clorados sobre los componentes de la madera.
 - 3.3.1.1 Reacción del cloro en medio ácido
 - 3.3.1.2 Reacciones del cloro en medio alcalino.
 - 3.3.2 Bioxido de cloro.
 - 3.3.3 Proceso de blanqueo.
 - 3.3.3.1 Paso de cloración.
 - 3.3.3.2 Tratamiento alcalino para las pulpas cloradas.
 - 3.3.3.3 Blanqueo con hipoclorito.

3.3.3.4 Blanqueo con Bixido de cloro.

3.3.3.5 Blanqueo con Peróxido.

4 Polímeros Adsorbentes.

4.1 Generalidades acerca de los plásticos.

4.1.1 Plásticos termofijos.

4.1.2 Termoplásticos.

4.2 Clasificación de los plásticos

4.3 Técnicas para polimerizar monómeros insaturados.

4.4 Resumen General de los Adsorbentes Poliméricos.

4.4.1 Adsorción con los adsorbentes poliméricos.

4.4.2 Facilidad de Regeneración.

4.4.3 Polaridad, tamaño de poro y área superficial.

4.5 Características de los polímeros adsorbentes para el tratamiento de los contaminantes en los desechos del blanqueo.

5 Ventajas de los Adsorbentes poliméricos en relación con otros procesos de decoloración.

5.1 Proceso de cal hidratada.

5.2 Proceso de intercambio iónico.

5.3 Proceso de adsorción con carbón activado.

5.4 Otros procesos.

5.5 Desventajas.

6 Determinaciones experimentales del proceso

6.1 Determinaciones de campo.

6.1.1 Temperatura ambiente.

6.1.2 Temperatura del agua.

6.2 Determinaciones de laboratorio

6.2.1 Potenciales de iones hidrógeno (pH).

6.2.1.1 Instrucciones de uso del potenciómetro utilizado Coleman modelo 39.

6.2.2 Determinación del color.

6.2.2.1 Definición de los términos " color verdadero " y " color aparente ".

6.2.2.2 Método APHA para la preparación de los tipos.

6.2.2.3 Procedimiento.

6.2.2.4 Método de campo.

6.2.3 Demanda química de oxígeno (COD).

6.2.3.1 Consideraciones generales.

6.2.3.2 Tipos de agentes oxidantes más comunes.

6.2.3.3 Determinación de la demanda química de oxígeno con Permanganato de potasio. Consideraciones generales.

6.2.3.3.1 Preparación de la solución de oxalato de sodio 0.1 N.

6.2.3.3.2 Preparación de la solución de permanganato de potasio.

6.2.3.3.3 Valoración de la solución de Permanganato de potasio de acuerdo a la técnica Mc Bride.

6.2.3.3.4 Procedimiento para la titulación de una muestra con permanganato de potasio.

6.2.4 Cloruros. Consideraciones generales.

6.2.4.1 Titulaciones argentométricas.

6.2.4.2 Solución de nitrato de plata.

6.2.4.2.1 Procedimiento para la preparación de nitrato de plata 0.1 N.

6.2.4.3 Titulaciones argentométricas de cloruros con el método de Mohr. Preparación de la muestra. Reactivos.

6.2.4.4 Determinación en la muestra.

- 6.3 Caracterización de los efluentes del blanqueo.
- 6.4 Columnas de laboratorio. Consideraciones generales.
 - 6.4.1 Preparación de las columnas de laboratorio.
 - 6.4.2 Operación de la columna.
 - 6.4.2.1 Etapa de agotamiento.
 - 6.4.2.2 Etapa de regeneración.
 - 6.4.2.3 Etapa de desplazamiento.
- 6.5 Resultados experimentales.
 - 6.5.1 Columna N° 1
 - 6.5.1.1 Ciclo de agotamiento.
 - 6.5.1.2 Ciclo de regeneración.
 - 6.5.2 Operaciones en la columna N° 2
 - 6.5.2.1 Ciclo de agotamiento.
 - 6.5.2.3 Ciclo de regeneración.
 - 6.5.2.5 Ciclo de desplazamiento.
 - 6.5.2.7 2° ciclo de agotamiento
 - 6.5.3 Operaciones en la columna N° 3
 - 6.5.3.1 Ciclo de agotamiento.
 - 6.5.3.3 Ciclo de regeneración.
 - 6.5.3.5 Ciclo de desplazamiento.
 - 6.5.3.7 2° ciclo de agotamiento.
 - 6.5.3.9 2° ciclo de regeneración.
 - 6.5.3.11 2° ciclo de desplazamiento.
 - 6.5.3.13 3° ciclo de agotamiento.
 - 6.5.4 Operaciones en la columna N° 4
 - 6.5.4.1 Ciclo de agotamiento.
 - 6.5.4.2 Ciclo de regeneración.

- 6.5.4.4 Ciclo de desplazamiento.
- 6.5.4.5 2° ciclo de agotamiento.
- 6.5.4.6 2° ciclo de regeneración.
- 6.5.4.7 2° ciclo de desplazamiento.
- 6.5.4.8 3° ciclo de agotamiento.
- 6.6 Resumen de la parte experimental.
- 6.6.1 Ciclos de agotamiento.
- 6.6.3 Ciclos de regeneración.
- 6.6.4 Ciclos de desplazamiento
- 6.6.5 Conclusiones de las determinaciones experimentales.

7 Diseño de equipo.

- 7.1 Descripción del proceso de tratamiento de los efluentes del blanqueo de la pulpa Kraft por Adsorbentes Poliméricos.
 - 7.1.1 Mezclado de las corrientes de cloración y extracción alcalina.
 - 7.1.2 Filtración.
 - 7.1.3 Agotamiento de la columna.
 - 7.1.4 Regeneración de la resina.
 - 7.1.5 Desplazamiento del regenerante.
- 7.2 Calculo del equipo principal.
 - 7.2.1 Calculo del mezclador de las corrientes de cloración y extracción alcalina.
 - 7.2.1.1 Calculo del espesor del cuerpo del recipiente mezclador.
 - 7.2.1.2 Calculo del espesor de las cabezas torisféricas del recipiente mezclador.
 - 7.2.1.3 Características del impulsor.
 - 7.2.2 Calculo de los filtros de arena.
 - 7.2.2.1 Calculo del espesor del cuerpo de cada uno de los filtros.

- 7.2.2.2 Calculo del espesor de las tapas de cada uno de los filtros.
- 7.2.3 Calculo de las unidades de decoloración.
- 7.2.3.1 Calculo del espesor del cuerpo cilíndrico de las unidades de decoloración.
- 7.2.3.2 Calculo del espesor de las cabezas torisféricas de las unidades de decoloración.
- 7.2.4 Calculo de las características de las bombas de la mezcla cloración + extracción alcalina.
- 7.2.4.1 Diagrama N° 2. " Isométrico aproximado del sistema de decoloración de los efluentes de blanqueo ".
- 7.2.5 Calculo de las características de la bomba de agua de lavado de los filtros.
- 7.2.6 Calculo de las características de la bomba del licor débil para la regeneración de la resina.
- 7.2.7 Diagrama N° 3. " Diagrama de tubería e Instrumentación ".

- 8 Estudio económico del proceso.
- 8.1 Estimación de los costos de inversión.
- 8.1.1 Estimación del costo del mezclador.
- 8.1.2 Estimación del costo de los filtros.
- 8.1.3 Estimación del costo de las unidades de decoloración.
- 8.1.4 Estimación del costo de las bombas.
- 8.2 Estimación de inversión en planta.
- 8.2.1 Estimación del costo del equipo entregado.
- 8.2.2 Costo de la resina.
- 8.2.3 Inversión de capital total para el sistema de decoloración empleando adsorbentes poliméricos.

- 8.3 Costos de operación.
- 8.3.1 Costos de operación para el sistema de decoloración empleando adsorbentes poliméricos.
- 8.4 Costos del proceso de polímeros adsorbentes comparado con los costos de los procesos competitivos.
- 9 Conclusiones.
- 10 Bibliografía.

I RESUMEN

El blanqueo de la pulpa Kraft produce volúmenes de desechos de licores de blanqueo con un contenido muy alto en color, que ha venido a ser una de las mayores fuentes de contaminación. Las corrientes con un color oscuro pueden tener un efecto perjudicial sobre la vida acuática, a través de la absorción de luz ultravioleta, y son indeseables desde un punto de vista estético. En ciertas áreas de los Estados Unidos están siendo impuestos estándares de color para los desechos, y serán impuestos más ampliamente en el futuro. Estos desechos han resistido los intentos para desarrollar un medio económico y efectivo para su solución.

Parte del problema ha sido resuelto con tecnología convencional para el tratamiento de desechos, pero las sustancias coloridas son altamente resistentes a estos tratamientos. Varios procesos nuevos han sido propuestos en años recientes para combatir el problema del color en los efluentes de blanqueo Kraft, los procesos más ampliamente investigados han sido aquellos que utilizan la adición de cal hidratada para flocular las sustancias coloridas o el proceso que emplea una resina de intercambio iónico para decolorizar el efluente de extracción caústica. Estos procesos de decoloración sufren de varias deficiencias que los limitan y no resuelven totalmente el problema.

Se ha desarrollado un nuevo sistema para tratar los desechos del blanqueo de la pulpa Kraft, con un costo de operación proyectado que supera la tecnología existente, el cual está basado sobre un adsorbente polimérico que remueve compuestos orgánicos de los efluentes de desecho, por medio de fuerzas de Van der Waals.

El objeto de esta investigación es el de determinar las condiciones de operación de un sistema de tratamiento de desechos de licores de blanqueo de la planta de pulpa de

papel Loreto-Peña Pobre, basado en adsorbentes poliméricos, y el estudio económico correspondiente.

2.1 BREVE HISTORIA DEL PAPEL

La manufactura del papel fué inventada en China hace aproximadamente 2000 años. Por el año de 1200 D. C. el papel fué elaborado en España, y 200 años después el arte de elaborarlo fué establecida a través de toda Europa. La primera fábrica de papel en Inglaterra fué construida en 1494. En 1690, el papel fué manufacturado en forma comercial en las colonias americanas, en una fábrica cerca de Filadelfia, perteneciente a William --- Rittenhouse. El papel fué hecho originalmente para otros usos que la impresión. Con la invención de la imprenta se empezaron a hacerse cambios en los productos de las plantas de papel y en los métodos de manufactura.

Los papeles antiguos fueron elaborados casi en forma completa de trapo y fueron producidos con burdos artefactos operados manualmente. La mayoría de los papeles corrientemente empleados en la impresión, son manufacturados de pulpa.

La máquina para producir una membrana continua de papel, fué inventada por un frances, Louis Robert, en 1798. Su invención fué financiada y desarrollada por una familia inglesa, Los Fourdriniers. Aún hoy en día, una máquina elaboradora de papel es referida como una " Fourdrinier ".

La manufactura de papel de pulpa de madera molida (pasta mecánica), fué introducida al mundo en 1840. La producción de celulosa o fibra de madera por medios químicos empleando sosa cáustica, fué perfeccionada en 1854. El uso del bisulfito de Calcio en la producción química de pulpa entró en uso por 1866. Ambas pulpas, mecánica (madera molida) y química, son empleadas ampliamente en la actualidad.

La pasta mecánica (pulpa de madera molida) es justamente lo que el nombre im-

plica. El papel elaborado de pasta mecánica sirve para la impresión de periódicos y revistas baratas. Los procesos al sulfito y a la sosa remueven la lignina y otros elementos -- que usualmente permanecen en la pasta mecánica. La celulosa resultante es blanqueada, purificada y usada para hacer libros y revistas de varios tipos y para elaborar papeles comerciales de impresión.

2.2 COMPOSICION DEL PAPEL

La madera y el agua, dos de las posesiones más apreciadas por el hombre, son - en un principio las materias primas empleadas en la manufactura del papel. Pero, la conversión de estos materiales desde los bosques y los tanques de almacenamiento hasta el papel terminado, involucra muchos procesos complejos en la preparación química y mecánica. En efecto, la casi ilimitada variedad de fórmulas de papel predicadas sobre los usos de papel y las características especiales requeridas de él, demandan un grado de tecnología y control, que han colocado a la manufactura de papel entre las más grandes industrias primarias.

En terminos sencillos, el papel puede definirse como el apareamiento de membranas de fibra de celulosa. La celulosa es una sustancia fibrosa básica, la cuál se encuentra en todas las plantas crecientes, pero para los propósitos de la manufactura de papel, el número de fuentes disponibles está limitado por razones de disponibilidad, calidad y costo. Hoy en día, las maderas suaves y duras proveen el total de la fibra celulosa, de la cuál el papel está hecho.

El análisis de la madera es uno de los problemas más complejos en la química orgánica, esto es debido al hecho de que la composición de dos árboles no es parecida y grandes variaciones químicas ocurren aún dentro de un mismo árbol. El siguiente puede considerarse como un desglose promedio de los principales constituyentes de la madera:

	MADERA SUAVE %	MADERA DURA %
CELULOSA	54.0	48.0
Lignina	28.0	18.0
CARBOHIDRATOS	13.0	30.0
RESINA, GRASAS, CERAS	3.5	3.1

	MADERA SUAVE %	MADERA DURA %
CENIZAS	0.7	0.3

La celulosa es expresada por la fórmula $(C_6H_{10}O_5)_n$ y es la estructura fibrosa de la madera. El algodón es la forma más pura de la celulosa. Es empleado poco en el papel, sin embargo, por la razón básica de que un acre de una granja de árboles producirá aproximadamente cinco veces tanta celulosa como un acre de algodón.

En algunas partes del mundo donde la madera no está disponible fácilmente, son utilizadas otras fuentes de obtención de fibras, tales como el bagazo (de la caña de azúcar), el bambú, el esparto y el cañamo.

Aunque las propiedades químicas de todas las celulosas son similares generalmente, prescindiendo de la fuente de origen, ellas varían grandemente en el contenido de los carbohidratos. Por lo tanto, en cualquier madera existen diferentes calidades de celulosa. Estas están divididas en : la forma más pura llamada ALFA CELULOSA y la forma -- menos pura conocida conocida como BETA CELULOSA y GAMMA CELULOSA.

Las fibras de celulosa de diferentes especies de maderas varían ampliamente en su estructura molecular y en su caracter. Esta es una cuestión de importancia básica en las formulaciones de papel. La mayoría de los papeles son entremezclas de fibras seleccionadas para características particulares y a estas son adicionadas cantidades específicas de una variedad de materiales no fibrosos afectando la composición de cada fórmula de papel.

Los troncos de los árboles son transportados por tren o camiones desde los bosques hasta las fabricas de papel. En la estación de recibo los troncos son pesados, clasificados, descortezados y alimentados a una máquina astilladora donde son cortados en astillas y de ahí, son almacenados, encontrandose listas estas astillas para la conversión

a pulpa, para ser seguida por una serie de procesos, los cuáles preparan la provisión de pulpa para la máquina elaboradora de papel.

DATOS Y CIFRAS.

Que va en una tonelada de papel.? La respuesta variará de acuerdo al tipo y a la calidad del papel que está siendo manufacturado, pero a continuación se encuentra un desglose promedio aproximado de los requerimientos en volumen de los materiales y facilidades:

MADERA.- 1.75 cordones de troncos (aproximadamente 65.5 yardas cúbicas), 46 % de la cuál vendrá a ser celulosa blanqueada.

AGUA .- 30 000 galones.

PRODUCTOS QUIMICOS EN LA DIGESTION Y EN EL BLANQUEO.- 900 libras.

CARGAS, RELLENOS, TINTES Y OTROS ADITIVOS.- 250 libras.

FUERZA ELECTRICA.- 108 kilowatts-hora.

VAPOR.- 26 500 libras.

HORAS HOMBRE.- 34.

2.3 PROCESOS DE OBTENCION DE PULPA

Hay esencialmente tres tipos de procesos para la obtención de pulpa:

- a).- Proceso mecánico.
- b).- Procesos químicos.
- c).- Procesos semiquímicos.

2.3.1 PASTA MECANICA O PROCESO MECANICO PARA LA OBTENCION DE PULPA.

La pulpa mecánica produce madera molida ó pasta mecánica. Los troncos limpios y descortezados son prensados contra un molino de piedra hasta que son reducidos a fibras. La pasta mecánica es muy económica, puesto que toda la madera es empleada, sin embargo, contiene impurezas, las cuáles, pueden ocasionar la decoloración y el debilitamiento del papel. Su principal uso es para la impresión del papel periódico. Es también usada como parte de la pulpa en los papeles de revistas donde contribuye en volúmen, opacidad y compresibilidad.

2.3.2 PROCESOS QUIMICOS PARA LA OBTENCION DE PULPA.

En las pulpas químicas se remueve la mayoría de la lignina, resinas, gomas y otros componentes de la madera, de tal manera que la pulpa es principalmente fibra de celulosa. Los papeles elaborados con está pulpa son hechos para una mayor durabilidad que los papeles elaborados con pasta mecánica. La pulpa química se elabora cociendo las astillas de madera con productos químicos en digestores continuos o intermitentes. Hay dos -

tipos básicos de pulpa química de madera: al SULFITO y al SULFATO. La pulpa al SULFITO, se hace cociendo las astillas de madera de coníferas, tales como el abeto y el pino, en un licor hecho de cal (óxido de calcio) y ácido sulfuroso. La pulpa al SULFATO, también conocida como KRAFT, es producida cociendo las astillas de maderas de coníferas o maderas de hojas anchas con sosa cáustica y sulfuro de sodio.

2.3.2.1 PULPAS AL SULFITO

La pulpa al sulfito es la más antigua y para Europa el más importante proceso para membranas lignificadas. Las astillas necesitan estar libres de corteza o de impurezas que puedan contaminar la celulosa pura y dificultan el blanqueo posteriormente. La digestión de las astillas es llevado a cabo en un recipiente presurizado, conteniendo un líquido de cocción, el cuál es una solución acuosa de SO_2 libre y bisulfito. Comparado con el proceso al sulfato, el hinchamiento de las astillas es más difícil y hay mayor resistencia a la difusión para el licor de cocción. El bisulfito de Calcio es empleado preferentemente, pero más recientemente los bisulfitos de Sodio, Magnesio, Amonio y Aluminio son usados. La temperatura de cocimiento alcanza los 145°C (293°F); el tiempo de cocción es de 7 a 16 horas.

Durante la digestión, la lignina sufre una serie de reacciones, en las cuales los grupos ácido sulfónico ($-\text{SO}_3\text{H}$) están unidos y la lignina es convertida a una forma soluble en agua, ácidos sulfónicos de lignina heterogéneos.

La descomposición de la lignina progresa del lumen de la célula, capa por capa dentro de la pared de la célula y, únicamente al final del ciclo de la digestión la lignina de la lamela en su parte intermedia se disolverá ocasionando que la estructura de la célula se derrumbe. La mayoría de las reacciones químicas durante la conversión de la lignina son conocidas, pero ellas son demasiado complicadas.

Generalmente la lignina deberá ser sulfonada y disuelta rápidamente, de otra manera, tiende a condensarse, especialmente a elevadas temperaturas. Una sulfonación rápida puede ser obtenida a través de una baja temperatura de cocimiento inicial y un alto contenido de SO_2 .

Puede establecerse que en el proceso al Sulfito la lignina y la hemicelulosa son renovadas más completamente de las paredes de la célula que en el proceso al Sulfato. Sin embargo, una porción de la celulosa será hidrolizada, esto es, vendrá a ser soluble en agua, y será perdida durante los ciclos de lavado. Además, si el ciclo de digestión procede bajo condiciones fuertemente ácidas a altas temperaturas, hay peligro de que la lignina pueda condensarse con la hemicelulosa, resultando en residuos resinosos oscuros (licor negro). Muchas especies de maderas (especialmente los pinos y las maderas duras tropicales) contienen fenoles, los cuáles pueden hacer el proceso de pulpa al Sulfito extremadamente difícil.

Los dos productos resultantes del ciclo de digestión al Sulfito son, por un lado la pulpa, la lignina y el contenido de hemicelulosa, y por el otro el licor negro, con un contenido de sólidos de aproximadamente 12 %. Este licor cuenta aproximadamente con la mitad del total de la madera pesada que se usó en el ciclo de cocimiento.

Las tremendas cantidades de licor negro obtenidas en este tipo de proceso son - las principales responsables del retroceso en la aplicación de éste método. Es muy difícil emplear aún pequeñas cantidades de este licor de desecho.

La celulosa que se obtiene en un ciclo normal de coción de una fase es de 60 % aproximadamente. En un proceso modificado de dos fases, es común que se obtenga un 68 %.

2.3.2.2 PROCESO AL SULFATO

La pulpa al Sulfato es el proceso de obtención de pulpa más importante. Es también conocido como proceso Kraft. Debido a la fluctuante y cambiante materia prima en el mundo entero, este método gana más y más importancia en el mundo entero. Este proceso es más adecuado para maderas duras, incluyendo las especies tropicales, las plantas con un solo período de crecimiento y las maderas suaves con un alto contenido de resinas. Aunque los troncos de los árboles necesitan estar descortezados, los residuos de corteza entre las astillas no son de significancia.

En el siguiente capítulo se tratará más en detalle acerca de éste proceso, ya que es el que se emplea en la fábrica de papel Loreto-Peña Pobre.

2.3.3 PROCESO SEMIQUIMICO

Las pulpas semiquímicas combinan los procesos químicos con los mecánicos para producir una pulpa con mayor rendimiento y con propiedades algo similares a la pulpa química. Es un tratamiento para maderas duras, y es usualmente empleado como una mezcla con la pulpa química, impartiendo rigidez y buena formación.

2.4 BLANQUEO

El blanqueo es una etapa adicional en la purificación de las fibras. Mientras que la celulosa pura es blanca en color, la presencia de impurezas y materiales coloridos dan a la pulpa un color de tono café, como en las bolsas de los supermercados, las cuáles están hechas de pulpa Kraft sin blanquear. Las pulpas químicas son blanqueadas - procesos de etapas múltiples (de 3 a 7 etapas) con productos químicos como el cloro, dióxido de cloro y/o hipoclorito de sodio, con tratamientos alternados de sosa cáustica y agua de lavado.

En el siguiente capítulo se describirá más acerca del blanqueo.

2.5 LIGNINA

La lignina es el único polímero que se encuentra en la madera y se concentra principalmente en la zona de la lamela media. Aquí funciona principalmente como relleno o sustancia cementante para impartir rigidez al tejido leñoso. A pesar de las investigaciones químicas no se ha logrado revelar la estructura exacta de la lignina, ya que es un polímero que no puede convertirse en sus partes de monómero con buenos rendimientos y sin bastante alteración de las unidades estructurales. Las unidades estructurales que comprenden el polímero de lignina no son todas de idéntica estructura, ni están ligadas unas a otras de la misma manera, siendo entonces difícil aislar a la lignina. Así la lignina es más compleja que la celulosa.

La mayoría de las ligninas aisladas son polvos amorfos de color café, con propiedades físicas que algunas veces varían ampliamente, dependiendo del método empleado para prepararlas y de la fracción representada de la lignina total. Las ligninas aisladas por soluciones preferenciales son, por supuesto, solubles; los sulfonatos de lignina son solubles en agua, pero ordinariamente no lo son en solventes orgánicos secos; las ligninas alcalinas o Kraft son, por lo común, solubles en soluciones acuosas alcalinas, pero no en las mismas soluciones ácidas, ni en solventes orgánicos secos, en tanto que las ligninas etanólicas pueden ser solubles en alcohol, pero no en agua o en solventes orgánicos no polares. Por lo general, las ligninas de más bajo peso molecular son más solubles que las de mayor peso molecular.

Otra propiedad importante de la lignina es su capacidad de absorción de luz ultravioleta.

Se puede admitir diferentes tipos de reacciones químicas de las ligninas. Algunas reacciones involucran grupos funcionales pero no implican aumentos o disminuciones --

significativas en el tamaño molecular. Otras reacciones cambian el tamaño molecular y - pueden alterar o no básicamente los grupos funcionales. Así pues, tenemos reacciones de grupos funcionales, reacciones de oxidación, de hidrólisis, de sulfonación, de hidrogenación y de hidrogenólisis, de halogenación y de sustitución.

3 DESCRIPCION DEL PROCESO AL SULFATO

El nombre de proceso al Sulfato es quizá una designación incorrecta, ya que -- haría pensar que en el proceso real de cocción más bien se usa sulfato y no sulfuro. El sulfato de sodio no obstante, es el producto químico que se repone en el proceso al sulfato, y el sulfuro de sodio es el producto de reducción del sulfato en el horno de recuperación, que es donde se agrega el producto químico de reposición.

3.1 DIGESTION

El proceso al sulfato está basado en la digestión de las astillas con un licor -- de cocimiento que consiste principalmente de hidróxido de sodio, junto con sulfuro de sodio. A la presencia del sulfuro de sodio se debe la mayor resistencia de la pulpa, de ahí su -- nombre que significa "fuerte", y la cocción más rápida debido a la hidrólisis gradual del sulfuro de sodio.

Esta etapa puede resumirse en los siguientes pasos:

- 1.- Descortezamiento de los troncos de madera.
 - 2.- Almacenamiento de las astillas en los silos, y transporte hasta los digestores, en donde se alimenta la cantidad máxima de ellas, agregandose al mismo tiempo - el licor de cocción, controlandose la concentración del licor, la relación de astillas, con tenido de humedad, etc.
 - 3.- Las astillas de madera se cuecen durante el tiempo prescrito, bajo las - condiciones apropiadas de temperatura y presión. Comparado con el proceso al sulfito, el licor de cocción penetra las membranas lignificadas de las células mucho más rápidamente. Este es el resultado de la fuerte absorción de agua del polisacárido (bajo condiciones - alcalis). Esta presión alcali de cocimiento produce una rápida descomposición de la única lignina condensandola en la pared intermedia de la célula de la lamela y su conversión a la forma soluble en álcali.
- Al cocerse la madera, destilan el aguarrás y otros constituyentes volátiles, - los cuáles, se condensan para venderse como subproductos.
- 4.- Al final de la cocción, la pulpa y el licor se soplan dentro del tanque de descarga y hace que el digestor quede limpio y listo para otra cocción. El vapor de la descarga se utiliza en calentar agua para el uso de la fábrica.
 - 5.- En el tanque de descarga quedan la pulpa y el licor negro que contienen

los reactivos de cocción gastados, así como la lignina y otros sólidos extraídos de la madera. La pulpa y el licor negro se diluyen con licor negro diluido y se bombean, pasando por los separadores de nudos, los lavadores de pulpa sucia, en donde el licor que contiene el residuo soluble de la cocción se separa de la pulpa por lavado;

6.- La pulpa lavada se depura entonces y se envía a la planta de blanqueo o a la fábrica de papel. Parte del licor negro de los lavadores se usa como diluyente para el licor de cocción y para la suspensión de pulpa sucia. El resto se manda a la unidad de recuperación de la fábrica de pulpa, en donde se regeneran los productos químicos usados en la digestión.

Normalmente la pulpa al sulfato tiene propiedades más altas de resistencia cuando es cocida por un período corto de tiempo y un rendimiento más alto que el obtenido con la pulpa al sulfito, bajo las mismas condiciones. Sin embargo, su reactividad y blanqueabilidad no son tan satisfactorias.

Una desventaja mayor del proceso al sulfato que debió haberse evitado: la contaminación olorosa por los mercaptanos (hidrosulfuro de etilo). Para toda tonelada de pulpa al sulfato, aproximadamente 1 600 g. de mercaptano (principalmente hidrosulfuro de metilo; también sulfuro de metilo y ácido sulfhídrico) escapan. Bajo ciertas condiciones, este molesto olor puede cubrir un área de 200 km cuadrados. La prevención más efectiva para esta contaminación del aire es, la oxidación del licor negro antes de su combustión.

Generalmente las pulpas al sulfato son más difíciles para refinar, para blanquear, para hidrolizar y para disolver (a igual contenido de lignina) que las pulpas al sulfito. Sin embargo, tienen una mayor resistencia al esfuerzo.

3.2 RECUPERACION DE REACTIVOS.

La recuperación de reactivos es una parte esencial del proceso al sulfato. Si todos los productos químicos gastados por la cocción se mandaran al drenaje, el costo del proceso sería prohibitivo, y la contaminación de las corrientes sería tan severa que impediría el empleo de estas aguas en usos agrícolas, industriales o domésticos. La recuperación de reactivos y de calor del licor gastado al sulfato se puede resumir en las siguientes etapas:

- 1.- El licor negro de los lavadores de pulpa sucia, que contienen un 16 % de sólidos, se concentra en evaporadores de múltiple efecto hasta un 50 % de sólidos.
- 2.- El licor se concentra todavía más en un evaporador de contacto directo. El contenido final de sólidos será de 65 % aproximadamente.
- 3.- El licor espeso se quema entonces en el horno de recuperación. La lignina y otros extractos de la madera sostienen la combustión, y los reactivos de la cocción forman una masa fundida en el fondo del horno. El sulfato de sodio presente en el licor, y el que se agregó como producto químico de reposición se reduce a sulfuro de sodio. El calor del horno se utiliza en la producción de vapor sobrecalentado para los turbogeneradores de la fábrica y de vapor de proceso.
- 4.- La fusión proveniente del horno de recuperación se disuelve, con lo que se forma el "licor verde", el cuál contiene principalmente sulfuro de sodio, carbonato de sodio y sulfato de sodio.
- 5.- Entonces se caustifica el licor verde, convirtiéndose el carbonato de sodio en hidróxido de sodio y el calcio se precipita como carbonato de calcio.



6.- El carbonato de calcio formado se calcina en un horno rotatorio para recuperar el calcio:



7.- El óxido de calcio formado se apaga con agua de lavado o con licor diluido. Para proporcionar el hidróxido de calcio necesario para la caustificación del licor verde:



La cal de reposición se agrega ya sea como cal viva o como carbonato de calcio.

8 - El hidróxido de sodio formado se envía a los digestores como licor de cocción, completandose así el ciclo de recuperación. Esta solución de hidróxido de sodio (licor blanco) contiene también el sulfuro de sodio originado en el horno de recuperación.

3.3 BLANQUEO

Aunque se desconoce la naturaleza química exacta de los componentes coloreados, en general se acepta que la porción de lignina de las pulpas representa probablemente el sitio de los llamados grupos cromofóricos o de color, y representan no sólo una sino varias estructuras y están presentes en pequeñas cantidades en comparación con el total de la lignina, la cuál absorbe la luz solamente fuera de la región visible y en consecuencia no contribuye al color de la pulpa.

Los constituyentes extraños de la madera también contribuyen al color de ciertas pulpas, especialmente de las pastas mecánicas. Un menor efecto de color se puede deber a los compuestos resinosos de la madera, como las grasas, ácidos resínicos y esteroides. - Los iones de metales pesados, tales como los iones férrico y cúprico, pueden formar complejos coloreados con los elementos fenólicos de la pulpa, y así intensificar su color. - En ocasiones la presencia de corteza finamente dividida o de ácidos húmicos del agua de la fábrica que se adsorben sobre la pulpa, pueden oscurecer el color de la misma. Muchas pulpas parecen más oscuras al suspenderlas en una solución alcalina. Esto se debe, probablemente a la ionización producida por el álcali de algunos grupos fenólicos o ionizables, asociados con los cromóforos.

Existen dos procedimientos para blanquear las pulpas: 1) Se pueden usar agentes selectivos de blanqueo que destruyan, al menos, una parte de los grupos cromofóricos sin ser materialmente consumidos por el cuerpo de la lignina, éste método es empleado para pulpas con un alto grado o contenido de lignina, tales como la pasta mecánica, las pulpas semiquímicas y las químico-mecánicas. En estos casos la deslignificación no es deseable, ya que disminuiría materialmente el rendimiento. El otro método es una combinación de la eliminación total o casi total de la lignina, y de blanqueo, como se practica

en las pulpas al sulfito y Kraft, que contienen solo cantidades relativamente pequeñas de lignina residual.

Para producir pulpas de alta calidad para papel, así como pulpas para disolver, se deben usar métodos de blanqueo que completen la deslignificación. El proceso convencional para las pulpas Kraft consiste en tres tipos de reacciones:

- 1) Cloración en medio ácido (pH 2 a 4).
- 2) Extracción alcalina.
- 3) Blanqueo con hipoclorito en solución alcalina (pH 9 a 10).

Mediante este procedimiento se pueden obtener valores altos de blancura sin debilitar las propiedades de resistencia de la pulpa.

3.3.1 ACCION DEL CLORO Y DE LOS COMPUESTOS DE CLORO SOBRE LOS COMPONENTES DE LA MADERA.

Las tres formas del cloro, Cl_2 , $HOCl$, OCl^- , cuyas cantidades relativas están determinadas por el pH de la solución, ejercen efectos variantes sobre los componentes carbohidratados y sobre la lignina de la pulpa. Se sabe que la celulosa se degrada rápidamente si el tratamiento a base de cloro se lleva a cabo en un rango de pH de 4 a 7, en tanto que fuera de esta zona de pH, disminuye la acción de degradación. De las tres formas, el ácido hipocloroso es el que probablemente más degrada a la celulosa.

Tanto el cloro elemental como el ión hipoclorito degradan a la lignina sin una acción demasiado drástica sobre la fracción carbohidratada de la pulpa y, por consiguiente, se usan en ese orden, para el blanqueo de pulpas. No está completamente explicada la forma en la cuál el cloro y el hipoclorito reaccionan con la lignina.

3.3.1.1 REACCION DEL CLORO EN MEDIO ACIDO

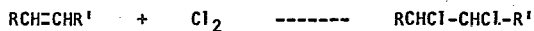
El cloro elemental, que es la forma predominante en la solución ácida de cloro, es un efectivo agente deslignificante.

Como agente de blanqueo, en el sentido de ser capaz de destruir los grupos cromofóricos, el cloro elemental es pobre. La cloración de la pulpa, seguida por la extracción alcalina, origina una disminución en la blancura. Por esta razón, la cloración ácida nunca se usa como una operación de blanqueo en un paso. A pesar de su aspecto, las pulpas cloradas contienen poca lignina residual y se blanquean fácilmente a una blancura elevada

por medio de un tratamiento moderado con hipoclorito.

Siendo un miembro del grupo de los halógenos, el cloro experimenta una variedad de reacciones con los compuestos orgánicos. Estas se clasifican como:

Reacciones de adición:



Reacciones de sustitución:



Reacciones de oxidación:



El curso de la cloración ácida de las pulpas Kraft difiere notoriamente del de las pulpas al sulfito, no solamente se requieren mayores tiempos de reacción, sino también parece que la reacción de sustitución desempeña un papel menos importante en la solubilización de la lignina residual. La cantidad de lignina que se solubiliza es menor, en general, que en el caso de la pulpa al sulfito. Mientras que la clorolignina de la pulpa al sulfito se elimina rápidamente por lavado de las fibras con tratamiento alcalino moderado, para la eliminación de la clorolignina de la pulpa Kraft se necesitan mayores tiempos de extracción a temperaturas ligeramente más elevadas. En condiciones normales de cloración, ni el cloro ni el medio ácido tienen efectos degradantes apreciables sobre los constituyentes celulósicos de la pulpa.

3.3.1.2 REACCIONES DEL CLORO EN MEDIO ALCALINO

Después de la cloación y del lavado alcalino, el blanqueo final de las pulpas se lleva a cabo con hipoclorito. La reacción del hipoclorito con la lignina parece ser algo complicado. Aunque el hipoclorito en general se caracteriza como un agente oxidante, se sabe que los compuestos aromáticos que contienen grupos fenólicos libres se sustituyen por la acción de dicho reactivo. La acción destructiva del hipoclorito sobre la lignina residual es bastante intensa. Una gran parte de ella es completamente oxidada a bióxido de carbono.

La velocidad de blanqueo con hipoclorito es máxima en soluciones neutras (pH de 6 a 7) y es muy lenta en la zona de pH superior a 12. Los componentes celulósicos de la madera también son atacados por el hipoclorito, especialmente en la zona neutra. Se ha encontrado que el máximo daño por degradación se presenta a un pH de 7. Para que el blanqueo tenga éxito, el tratamiento con hipoclorito casi siempre se lleva a cabo en una zona de pH que sea lo suficientemente alta para reducir al mínimo el daño a las fibras de celulosa y, por otra parte, lo suficientemente baja para que la duración de la reacción de blanqueo no llegue a ser excesiva. En general, se recomienda la zona de pH comprendida entre 8 y 11.

3.3.2 BIOXIDO DE CLORO

Aún no se conoce con claridad el mecanismo exacto involucrado en el blanqueo de la pulpa, a una blancura alta con bióxido de cloro. Este compuesto exhibe una notoria afinidad por la lignina de la madera, en tanto que sólo tiene un pequeño efecto --

sobre la estructura de la celulosa.

3.3.3 PROCESO DE BLANQUEO

Para producir pulpas de alta calidad para papel, así como pulpas para disolver, se deben usar métodos de blanqueo que completen la deslignificación. El método convencional consiste de tres tipos de reacciones (para las pulpas Kraft):

1.- Cloración en medio ácido.- Degrada la mayor parte de la lignina residual de la pulpa a una forma soluble.

2.- Extracción alcalina.- Los productos de la lignina solubles en alcali se separan de la pulpa.

3.- Blanqueo con hipoclorito en solución alcalina.- Completa la deslignificación y destruye los grupos cromofóricos residuales.

Mediante este procedimiento en varios pasos se pueden obtener valores de blancura altos, sin debilitar las propiedades de resistencia de la pulpa. Desarrollos más recientes han conducido a la introducción de un paso adicional de blanqueo usando bióxido de cloro o clorito de sodio. Estos reactivos tienen menor efecto degradante sobre las fibras que el hipoclorito, obteniéndose blancuras superiores a las obtenidas con el hipoclorito sin una pérdida significativa en la resistencia de la pulpa.

Anteriormente se discutieron las teorías de la formación de los compuestos de blanqueo y la reducción de los agentes de blanqueo con las pulpas. La adición de los agentes de blanqueo y el tipo de recipientes o recipientes en los cuáles se verifica la reacción dependen del tipo de proceso y condiciones específicas. En todos los casos es esencial que el agente de blanqueo y la suspensión de pulpa se mezclen completamente, de modo que la pulpa y reactivos estén en íntimo contacto.

El blanqueo de la pulpa se puede lograr en uno o varios pasos. Un paso se define como la fase del procedimiento de blanqueo que comienza con la adición de reactivo, continúa con la reacción del producto químico y concluye con el lavado de la pulpa. El conjunto de pasos que es necesario aplicar para satisfacer los requerimientos de blanqueo, se llama procedimiento de blanqueo. En un sistema de blanqueo diseñado para un uso final determinado, se pueden usar uno o más pasos de secuencia variable. El desarrollo de los procesos en múltiples pasos ha propiciado la mejoría en las técnicas de blanqueo y la capacidad para obtener pulpas de alta blancura.

Dentro de cada paso existen muchas variables que están determinadas por el tipo de reacción deseada en dicho paso y por las condiciones de operación.

3.3.3.1 PASO DE CLORACION

A una suspensión de pulpa en agua se agrega cloro elemental en solución o en fase gaseosa. Esto origina la cloración de la pulpa, contribuyendo notablemente a la separación de la lignina, pero no constituye una verdadera acción de blanqueo, puesto que la pulpa no se blanquea. Es una continuación del tratamiento de purificación iniciado en la etapa de digestión.

Condiciones Generales:

Adición de reactivos.- Depende del tratamiento previo y del tipo de madera; se agrega del 50 al 90 % de la demanda total de cloro.

Consistencia.- 3 a 4 %

pH .- Inferior a 2

Temperatura.- 20 a 30 °C

Después de la cloración, la pulpa clorada debe lavarse completamente para eliminar el ácido clorhídrico y también los productos orgánicos clorados solubles, formados durante la operación.

3.3.3.2 TRATAMIENTO ALCALINO DE LAS PULPAS CLORADAS

Extracción alcalina.- En el blanqueo de las pulpas químicas, generalmente se usa un paso de cloración como primera etapa de separación de la mayor cantidad posible de lignina, antes de un blanqueo oxidante. No obstante, el lavado subsecuente de la pulpa clorada sólo separa aproximadamente la mitad de las ligninas cloradas. Las que quedan no son solubles en el licor ácido formado en este paso y son sólo ligeramente solubles en agua.

Para que los siguientes pasos oxidantes puedan ser lo más efectivos, es necesario separar la mayor cantidad posible de ligninas cloradas, puesto que estos materiales, de por sí, pueden ser oxidados y consumir agentes oxidantes de blanqueo.

La mayoría de estos materiales son relativamente solubles en soluciones alcalinas calientes, lo que, en una secuencia de blanqueo en varios pasos, ha conducido al uso de uno o más pasos de extracción alcalina. Esta extracción alcalina no tiene efecto sobre la resistencia de la pulpa, es decir, que en la celulosa no se produce una degradación apreciable.

El hidróxido de sodio se emplea exclusivamente para mantener la alcalinidad en esta etapa.

Las reacciones en la etapa de extracción alcalina pueden ser sumamente variadas, implicando difusión, solvatación, seguidas por reacciones hidrolíticas, oxidantes y de deshidratación. Sin embargo la función primordial de la etapa persiste como la eliminación de compuestos clorados solubles en álcali, para efectuar una utilización más eficiente de los agentes oxidantes de blanqueo en los pasos subsecuentes.

Condiciones Generales

Adición de reactivo.- 0.7 a 2.5 %

Consistencia.- 10 a 18 %

pH.- 11 a 12

Temperatura.- 60 a 80 °C

3.3.3.3 BLANQUEO CON HIPOCLORITO

Los hipocloritos de calcio o de sodio en el blanqueo de pulpa, generalmente se usan junto con otros reactivos en el blanqueo de varios pasos. Puesto que los hipocloritos no son específicos para la lignina y otras impurezas, se deben escoger las condiciones para lograr el ataque químico de estos materiales y reducir al mínimo su acción sobre la celulosa.

En soluciones ácidas o neutras, las cadenas de celulosa se acortan con la formación de grupos terminales de aldehídos. Cuando el pH de la solución se mantiene del lado alcalino, se produce una oxidación alcalina con la formación de grupos carbonilo y --carboxilo que pueden ser agregados a la celulosa sin acortamiento excesivo de la longitud de la cadena.

Condiciones Generales:

Adición de reactivos:

En un solo paso.- 5 % como Cl_2 disponible

En varios pasos.- 2 % como Cl_2 disponible

Consistencia.- 5 a 18 %

pH.- 9

Temperatura:

A baja consistencia.- 38 a 50 °C

A alta consistencia.- 35 °C

Tiempo.- 2 a 8 horas.

3.3.3.4 BLANQUEO CON BIOXIDO DE CLORO

El uso de bióxido de cloro como agente de blanqueo para las pulpas químicas de madera ha aumentado considerablemente en los últimos años. La amplia aceptación de este agente de blanqueo se debe a la propiedad característica que posee de atacar y oxidar a la lignina sin atacar a la celulosa.

Condiciones Generales:

Adición de reactivos.- 0.5 a 1.5 % como Cl_2 disponible

Consistencia.- 12 a 17 %

pH.- 3 a 5.5

Temperatura.- 60 a 80 °C

Tiempo.- 5 horas

3.3.3.5 BLANQUEO CON PEROXIDO

Los peróxidos de sodio e hidrógeno para el blanqueo de pulpas actúan sobre las materias colorantes de la pulpa y no produce cambios apreciables en la celulosa ni en la lignina. Se ha encontrado más efectivo para el blanqueo de pulpas de alto rendimiento como es la pasta mecánica. Los peróxidos son también efectivos como uno de los pasos finales durante el blanqueo de pulpas químicas a valores elevados de blancura.

Condiciones Generales

Adición de reactivos.- 1 a 2 % de Na_2O_2

Consistencia.- 4 a 20 %

pH.- 10 a 10.5

Temperatura.- 38 a 50 °C

Tiempo.- 30 minutos a 5 horas.

4 POLIMEROS ADSORBENTES.

4.1 GENERALIDADES ACERCA DE LOS PLASTICOS

Plástico: Polímero orgánico moldeable en múltiples formas funcionales, por efecto del calor, la presión y la catálisis.

La clave de esta definición es el concepto de polimerización, el cuál, es el proceso en el que las moléculas de una o más sustancias se unen entre sí para formar nuevas entidades químicas como macromoléculas estructurales en cadenas libres o en redes tridimensionales. Las cadenas libres son de carácter termoplástico, en tanto que las redes en el espacio resultan termofijas.

Todas las diversas variedades de plásticos se pueden clasificar en estos dos tipos fundamentales: termofijos y termoplásticos.

4.1.1 PLASTICOS TERMOFIJOS

Son aquellos que una vez endurecidos por la acción del calor, no es posible reblandecerlos con aplicación posterior de más calor, ni tampoco cambiar su estructura molecular (en redes) con ningún disolvente conocido; resultan entonces infusibles, insolubles, incombustibles e imputrecibles. Reciben también los nombres de termoestables, termoendurecibles y termofraguables o termofraguantes.

Una definición de los termofijos es que tienen su punto de reblandecimiento -

más alto que su temperatura de descomposición, o sea, que primero carbonizan antes que ablandarse por el calor.

4.1.2 TERMOPLASTICOS

Se parecen a la cera, ya que pueden ablandarse en cualquier momento, mediante la aplicación de temperaturas más o menos altas, bien sea durante el moldeo para darles forma o después del mismo; siendo pues reblandecibles por el calor, solubles en ciertos solventes orgánicos y parcial o totalmente combustibles, con excepción del teflón y los poliéno clorados.

Una definición termodinámica de termoplástico, es que tiene su punto de reblandecimiento inferior a su temperatura de descomposición.

4.2 CLASIFICACION DE LOS PLASTICOS

Los plásticos están divididos dentro de tres categorías principales:

Del tipo termofijo.- Estos son plásticos que sufren cambios químicos durante su procesamiento para llegar a ser insolubles e infusibles permanentemente. Algunos ejemplos típicos de estos plásticos son; los fenólicos, los urea y melamina formaldehído, los epóxicos, las resinas poliéster; ellos son llamados también plásticos termoendurecibles.

Del tipo termoplástico.- Estas son resinas que se ablandan repetidamente cuando son calentadas y endurecidas cuando se enfrían. La mayoría de los termoplásticos son solubles en solventes específicos y soportan la flama en algún grado. Las temperaturas de reblandecimiento varían con el tipo y el grado del polímero, así que debe tenerse cuidado en evitar degradación, descomposición o ignición del material. Algunos plásticos típicos de este grupo son: los nylons, los acrílicos, los vinílicos, los derivados celulósicos y los poliestirénicos.

Los elastómeros.- Los elastómeros son materiales que pueden alargarse repetidamente, por lo menos a dos veces su longitud original (a la temperatura ambiente) y que retornan con fuerza a su longitud original aproximadamente cuando un esfuerzo inmediato es liberado. Los polímeros clasificados como elastómeros incluyen termoplásticos modificados, así como también los hules naturales y sintéticos. La mayoría de los elastómeros logran sus propiedades por un proceso de vulcanización, el cuál les confiere la incapacidad de reprocesamiento, como es posible con los termoplásticos. Ejemplos de elastómeros son: los silicones, los uretanos, los hules de nitrilo y los polietilenos clorados.

4.3 TECNICAS PARA POLIMERIZAR MONOMEROS INSATURADOS

Todos los termoplásticos tienen una característica en común, ellos contienen moléculas de longitud extremadamente grande; éstas moléculas son referidas frecuentemente como gigantes o macromoléculas. Para producir moléculas gigantes, el químico debe desarrollar primero un monómero capaz de combinarse con otras unidades similares para formar un polímero (la raíz MERO viene del griego y significa parte o unidad, por lo tanto, la palabra monómero significa un mero o una unidad química completa; la palabra polímero -- significa muchas unidades monoméricas combinadas).

Los monómeros pueden existir en forma líquida o gaseosa, pudiendo ser derivados del petróleo, del gas natural, del carbón, del aire y del agua. Como ellos se combinan para formar largas cadenas, la resina viene a ser un sólido o polímero. La reacción que logra que esta cadena crezca es llamada polimerización. Así, el prefijo poli - indica el polímero. Por ejemplo, etileno (un gas) es convertido a sólido, polietileno.

El método de convertir un monómero a su forma polimérica, depende grandemente en el estado monomérico, la facilidad de producción y el grado requerido de crecimiento molecular de la cadena.

4.3.1 POLIMERIZACION EN MASA

Este método es empleado cuando la conversión del monómero produce una exotermicidad pequeña o controlable, y para producir resinas de alto peso molecular que produzca un polímero útil no conseguido por otros métodos.

La polimerización en masa puede ser llevada a cabo sobre una base continua o intermitente. Los monómeros líquidos son cargados directamente dentro de un reactor con catalizador, donde el calor convierte al monómero en un líquido viscoso. El monómero actúa como un agente de suspensión conforme el polímero se desarrolla. Cuando reaccionó al grado deseado, el monómero sin reaccionar es evaporado y el polímero es lavado y secado. Otros pasos pueden involucrar el mezclado-extrusión antes del peletizado para su embarque. El poliestireno y los polímeros acrílicos son producidos de monómeros líquidos.

Los monómeros gaseosos son pasados a través de reactores tubulares calentados que convierten el gas en polímero conforme pasan a través de la cama del catalizador. Los polímeros se forman tan pronto las cadenas crecen y se combinan. El subsecuente enfriamiento produce la forma sólida. Un ejemplo de polimerización en masa continua de un monómero gaseoso es el polietileno.

4.3.2 POLIMERIZACION EN SOLUCION

Los procesos de polimerización en solución son similares a el proceso de polimerización en masa, en el cuál un monómero (gas o líquido) es disuelto en un solvente adecuado con un iniciador de la reacción durante la polimerización. La solución menos viscosa ayuda en la disipación del calor y previene reacciones en fuga.

La polimerización en solución produce polímeros que son empleados en forma de solución, tales como recubrimientos del papel, ceras de piso (cloruro de polivinilo, acrílicas) o pinturas de latex. Algunos copolímeros (poliestireno de alto impacto) y homopolímeros (nylon) son producidos en la forma de pequeñas esferas moldeables.

Los pasos costosos de recuperación crean barreras económicas para el mayor empleo de este método; tales como es la precipitación del polímero en un solvente inmiscible, agotando el monómero que no reaccionó, filtrando y secando.

4.3.3 POLIMERIZACION EN SUSPENSION

Suspendiendo un monómero forma un sedimento que puede ser fácilmente renovado y bombeado a través de una sucesión de pasos de polimerización. La agitación constante mantiene el polímero en suspensión. El polímero se puede formar como pequeñas cuentas o hemisféricas que son fácilmente separadas del fluido de la suspensión por secado por espreas. Los métodos de suspensión también resultan en finos polvos de muy alto peso molecular, tales como el cloruro de polivinilo.

4.3.4 POLIMERIZACION EN EMULSION

Similar a los métodos por suspensión, las emulsiones producen partículas más pequeñas en tamaño, que son empleadas como pinturas latex, impregnadores de papel o textiles, o adhesivos.

Los emulsificantes tales como los jabones mantienen las partículas de resinas dentro de la mezcla agua-polímero para prevenir la sedimentación y la aglomeración.

Las resinas típicas producidas en esta manera son las pinturas latex vinílicas y acrílicas.

Cuando los polímeros en la forma de sólidos o de gomas son deseados, la emulsión es coagulada a través de la eliminación del agua y de los jabones. Esto es hecho - espreando sobre tambores calentados, entonces son quitadas las partículas con hojas o - cuchillas. Los polímeros sólidos en forma de pelotillas frecuentemente no tienen la claridad cristalina obtenida por métodos de polimerización en masa o en solución, debido a que trazas de emulsificante contribuyen a su opalescencia.

4.4 RESUMEN GENERAL DE LOS ADSORBENTES POLIMERICOS

Los adsorbentes poliméricos AMBERLITE son esferas insolubles rígidas con una gran superficie de un polímero poroso. Están disponibles en un tamaño de 16 a 50 mallas y están disponibles en una variedad de polaridades y de características superficiales. Este rango de superficies le permite a los adsorbentes poliméricos ser empleados en un rango de aplicaciones de adsorción. Los adsorbentes no polares son particularmente efectivos para adsorber solutos no polares de solventes polares. Contrariamente, los adsorbentes altamente polares son muy efectivos para adsorber solutos polares de solventes no polares. Los adsorbentes de polaridad intermedia son frecuentemente capaces frecuentemente de exhibir ambos tipos de comportamiento.

Resumen de las propiedades físicas de los adsorbentes AMBERLITE

	Naturaleza química	Porosidad % Volúmen	Densidad g/ml	Área superf. m ² /g	Diámetro prom. poro A	Tamaño de malla
XAD-1	Poliestireno	37	1.02	100	200	20 a 50
XAD-2	Poliestireno	42	1.02	330	90	20 a 50
XAD-3	Poliestireno	51	1.02	750	50	20 a 50
XAD-7	Ester acrílico	55	1.05	450	80	20 a 50
XAD-8	Ester acrílico	52	1.09	140	250	25 a 50
XAD-9	Sulfóxido	45	1.14	250	80	20 a 50
XAD-11	Amida	41	1.07	170	210	16 a 50
XAD-12	Grupo muy polar	45	1.06	25	1300	20 a 50
	Nitrógeno-Oxígeno					

4.4.1 ADSORCION CON LOS ADSORBENTES POLIMERICOS

La característica más importante de los adsorbentes poliméricos es la naturaleza de sus diferentes superficies. El fenómeno de adsorción sobre la superficie de los sólidos involucra fuerzas de Van der Waals, las cuáles unen el sorbato a la superficie del sólido. Muchos tipos de interacciones son importantes, tales como enlaces hidrofóbicos, interacciones dipolo-dipolo y enlaces de hidrógeno. Sin embargo, el concepto general de moléculas hidrofóbicas (no polares) que son atraídas a superficies hidrofóbicas o de materiales polares que son atraídos a superficies hidrofílicas o polares, resulta ser de mucho uso.

Si pensamos que cada molécula orgánica posee ambas terminales hidrofóbicas e hidrofílicas, entonces, la terminal hidrofóbica será atraída al adsorbente hidrofóbico, tal como el AMBERLITE XAD-2 y el AMBERLITE XAD-4. Esto es particularmente cierto cuando la adsorción tiene lugar de una solución acuosa.

Los adsorbentes de polaridad intermedia tales como el AMBERLITE XAD-7 y el AMBERLITE XAD-8 pueden tener una atracción por ambas terminales hidrofóbica ó hidrofílica de una molécula. Estos casos los encontramos donde estos adsorbentes funcionan -- bien, ya sea adsorbiendo materiales hidrofóbicos del agua y materiales hidrofílicos de sistemas no acuosos. Por ejemplo, el AMBERLITE XAD-7, es capaz de adsorber al fenol, una molécula moderadamente polar, ya sea del agua o del hexano, con la adsorción teniendo lugar debido a la asociación con el anillo hidrofóbico del benceno durante la adsorción desde el agua y con la porción hidrofílica del grupo hidroxilo durante la adsorción desde el hexano.

Los adsorbentes altamente polares o hidrofílicos tales como el AMBERLITE - XAD-9, AMBERLITE XAD-11 y AMBERLITE XAD-12 funcionarán mejor adsorbiendo materiales hidrofílicos o polares de solventes no polares.

Puesto que no es posible predecir exactamente el mecanismo de adsorción, los estudios de laboratorio son los encargados de permitir una evaluación de cualquier separación.

4.4.2 FACILIDAD DE REGENERACION

La diferencia principal entre las propiedades de adsorción de los adsorbentes poliméricos y las del carbón activado es la baja afinidad de unión de los adsorbentes formadores. Mientras que la unión con el carbón activado es frecuentemente irreversible, la regeneración de los adsorbentes AMBERLITE con ácidos, bases o solventes orgánicos solubles en agua es bastante eficiente. Esto permite largos ciclos de operación en el aislamiento, separación y purificación de los componentes orgánicos desde muchos tipos de corrientes. Debido a la naturaleza del polímero adsorbente altamente entrelazada, las expansiones y contracciones durante los pasos de adsorción y desorción es mínima o inexistente. Así, estas resinas tienen una durabilidad física excelente y las pérdidas por atrición que se han encontrado en operaciones en columnas han sido despreciables.

4.4.3 POLARIDAD, TAMAÑO DE PORO Y AREA SUPERFICIAL

Una forma de catalogar los adsorbentes poliméricos en términos de polaridad es por medio del momento dipolar asociado con la superficie. En la siguiente tabla se presentan los momentos dipolares de moléculas sencillas, las cuales contienen grupos - presentes en los adsorbentes poliméricos:

TABLA

MOMENTOS DIPOLARES INHERENTES DE GRUPOS FUNCIONALES	
ADSORBENTE	MOMENTO DIPOLAR
XAD-2 y XAD-4	0.3
XAD-7 y XAD-8	1.8
XAD-11	3.3
XAD-9	3.9
XAD-12	4.5

Una segunda característica importante de los adsorbentes, es su tamaño de -- poro. Aquí el concepto es simplemente que el adsorbente debe poseer poros de un diámetro suficientemente grande, de tal manera que el material a ser adsorbido, pueda migrar a -- través del poro hacia la superficie de adsorción. Debe hacerse notar que los datos de ta -- ño de poro fueron obtenidos sobre muestras secas del adsorbente y la distribución de - -- poro puede ser algo diferente en el estado solvatado. Debe hacerse notar también que el- -- número dado es el tamaño de poro promedio y que cada adsorbente poseerá poros de un ran -- go de tamaños, como ha sido demostrado en la figura (), y consecuentemente pueden adsorber moléculas considerablemente grandes que las indicadas por el valor promedio.

Una tercera propiedad importante de un adsorbente es su área superficial. Para adsorbentes de igual porosidad, la cantidad de soluto que teóricamente puede ser adsorbido, aumenta con el incremento del área superficial. Hay una relación inversa entre el área superficial y el tamaño de poro con los adsorbentes, teniendo la mayor área superficial con el adsorbente con menor tamaño de poro. Así, como se indicó previamente, el tamaño de poro es una importante característica en la selección de un adsorbente para una separación en particular. Como ejemplo de este punto, se ha encontrado que para una molécula pequeña como el fenol, el Amberlite XAD-4 tiene una capacidad mucho mayor que el Amberlite XAD-2, sin embargo, para una molécula más grande como el sulfonato de alquilbenceno, el Amberlite XAD-2 tiene una capacidad mucho mayor que el Amberlite XAD-4.

SELECCIONANDO UN REGENERANTE

En orden para usar un adsorbente en forma efectiva, es necesario remover el material adsorbido por elución. Esto puede ser realizado en un número de formas como se resume en la siguiente tabla :

TABLA

REGENERACION DE ADSORBENTES

- 1.- Metanol u otro solvente orgánico.- Frecuentemente el más efectivo.
- 2.- Base.- Para ácidos débiles
- 3.- Acido.- Para bases débiles
- 4.- Agua.- Donde la adsorción tiene lugar desde una solución iónica.

5.- Agua caliente ó vapor.- Para materiales volátiles.

Para la mayoría de los adsorbentes, un solvente orgánico apropiado es efectivo. Debe ser uno el cuál sea un buen solvente para el material adsorbido y el cuál interactúe con la superficie del adsorbente. En muchos casos, el metanol ha probado ser un buen eluante y tiene la ventaja de ser un solvente de bajo costo.

Es generalmente cierto que el soluto estará mucho más fuertemente adsorbido -- en la forma no iónica que en la iónica cada vez que estén involucrados materiales iónicos ó parcialmente iónicos. Así, los materiales ácidos estarán mejor adsorbidos de soluciones ácidas, donde no están ionizados y son frecuentemente bien eluidos con bases, las cuáles, ionizan los grupos ácidos. Contrariamente, los materiales básicos son adsorbidos en una mejor forma desde soluciones básicas y eluidos con ácidos.

Otras técnicas especiales pueden encontrar utilidad en casos especiales. Si un material es adsorbido desde una solución con un elevado fondo salino, puede algunas veces ser eluido con agua clara ó agua simple. El vapor puede ser un efectivo eluante si uno está tratando con un material volátil.

Los adsorbentes poliméricos son elaborados ya sea de aromáticos insaturados: Principalmente estireno y divinilbenceno, los cuáles le imparten al adsorbente una naturaleza muy hidrofóbica; ó de ésteres acrílicos que debido a la presencia de grupos carboxílicos a través de la matriz de la resina introduce un cierto grado hidrofílico a la superficie.

4.5 CARACTERISTICAS DE LOS POLIMEROS ADSORBENTES PARA EL TRATAMIENTO DE LOS CONTAMINANTES EN LOS DESECHOS DEL BLANQUEO.

Este proceso está basado sobre el adsorbente polimérico AMBERLITE XAD-8, (éster acrílico). Este producto se presenta en forma de perlas esféricas rígidas insolubles en tamaño de 20 a 60 mallas y es un polímero poroso, hidrofílico, con un alto contenido de enlaces cruzados. Este material no tiene grupos iónicos y NO es una resina de intercambio iónico, pero opera como un verdadero adsorbente, removiendo - compuestos orgánicos de los efluentes de desechos por medio de fuerzas de Van der - Waals. El área superficial de este producto es de $150 \text{ m}^2/\text{g}$. y el diámetro promedio de poro es de 250 unidades Angstrom; estas características han sido optimizadas para dar el mejor comportamiento entre una cinética de adsorción rápida y una capacidad - para remover los compuestos orgánicos presentes en los efluentes de blanqueo de la - pulpa Kraft, resultando en un proceso altamente eficiente, el cuál, minimiza la inversión inicial y los costos de operación.

Las propiedades de adsorción deseadas: área superficial, tamaño de poro y polaridad de la superficie, han sido controladas por medio de la polimerización por suspensión.

5 VENTAJAS DE LOS ADSORBENTES POLIMERICOS CON RELACION A OTROS PROCESOS DE DECOLORACION.

Han habido muchos estudios relacionados con el problema de la eliminación del color de los desechos del blanqueo de la pulpa. Los procesos más ampliamente estudiados han sido aquéllos que utilizan la adición de cal hidratada para flocular las sustancias coloridas.

5.1 PROCESO DE CAL HIDRATADA

Ha sido demostrado en instalaciones en escala comercial que requieren la adición de 20 000 partes por millón de cal hidratada a la porción filtrada de la extracción cáustica del efluente de blanqueo de la planta, reduciendo el color de esta corriente en particular en un 85-95 %. Esta técnica, conocida como tratamiento masivo de cal, también trae consigo una reducción significativa en la demanda bioquímica de oxígeno (BOD) del extracto cáustico. Esto significa una reducción del 50 % del color en el efluente de la planta de blanqueo. El costo de inversión es estimado en \$ 2.7 millones de dólares para una planta que produce 1 000 toneladas por día de pulpa y un costo de operación de \$ 2.5 dólares por tonelada de pulpa.

Una modificación a este proceso conocida como proceso mini-cal ha sido introducida y utiliza solamente 2 000 partes por millón de cal hidratada. Este proceso de mínimal ha sido empleado en las fábricas de pulpa Kraft para reducir el color del efluente de las plantas de blanqueo, aunque algo más bajo el costo que el tratamiento de cal masiva.

5.2 PROCESO DE INTERCAMBIO IONICO.

Recientemente un proceso enteramente nuevo se ha desarrollado por la Uddeholm, estando en operación en Suecia y en Japón, el cuál utiliza una resina de intercambio iónico para remover el color del efluente de la extracción alcalina. La resina de intercambio iónico es eluída primero con una corriente alcalina y regenerada con ácido sulfúrico (ambas corrientes son preparadas con sósá cáustica y ácido sulfúrico que se compran), -- produciendo sulfato de sodio, el cuál, puede estar en exceso de la cantidad requerida -- para la elaboración del sulfuro de sodio en el horno de recuperación. Las características de remoción de color son comparables con aquellas obtenidas por los procesos de tratamiento de cal. Un estimado del costo de la inversión para este sistema de decoloración del efluente total de la planta a un nivel de color de 300 lb/ton es de aproximadamente un millón de dólares y un costo, de operación de 1.2 dólares por tonelada de pulpa.

Su tendencia a alterar el balance de cloruros en el ciclo de recuperación de cáusticos es una seria desventaja.

5.3 PROCESO DE ADSORCION CON CARBON ACTIVADO

Es otro candidato para la reducción del color en el efluente. Puede ser empleado para decolorizar con un tratamiento de cal hidratada o puede ser usado como un tratamiento terciario para remover el color residual después de un tratamiento previo.

5.4 OTROS PROCESOS

Otros procesos han sido propuestos, incluyendo procesos de coagulación con aluminio, proceso de ósmosis reversible y extracción con amina, pero por una u otra razón no se espera que ellos se comercialicen en un futuro cercano.

5.5 DESVENTAJAS

Los dos primeros procesos de decoloración sufren de varias deficiencias que los limitan y no resuelven totalmente el problema. Una de las desventajas es que el grado final de decoloración del efluente total de la fábrica está limitado, ya que estos procesos tratan solo la porción de extracción cáustica del efluente total de la planta de blanqueo de pulpa. Esto limita la decoloración del efluente de las plantas de blanqueo a un 70 % el cuál no puede superarse debido a las contribuciones de color de las porciones de efluente que no se tratan. Una deficiencia secundaria es la alta inversión para los tres primeros procesos descritos y un alto costo de operación. El tratamiento con cal sufre además la desventaja en los problemas de manejo de materiales relacionados con la adición de cal, remoción de los lodos de cal y la calcinación. Los procesos de inter-

cambio iónico sufren la desventaja de regresar cantidades sustanciales de precipitado a los sistemas de recuperación, requiriendo además de la necesidad de ácido sulfúrico para activar la resina. Finalmente la adsorción con carbón activado, requiere de dosificar constantemente con carbón activado de reposición debido a la alta pérdida del mismo en su etapa de regeneración térmica, ya que existen elevadas pérdidas y un alto costo de energía debido al combustible necesario para dicha regeneración.

Es por ello que se ha desarrollado un sistema que emplea polímeros adsorbentes para tratar los desechos de blanqueo de la pulpa Kraft con un costo de operación proyectado que supera la tecnología existente.

6 DETERMINACIONES EXPERIMENTALES DEL PROCESO

Las variables o parámetros que se determinaron para este estudio, las podemos dividir en dos tipos:

Determinaciones de campo y determinaciones de laboratorio.

6.1 DETERMINACIONES DE CAMPO

6.1.1 TEMPERATURA AMBIENTE

La temperatura se mide con un termómetro de mercurio puesto a la sombra, se debe tener cuidado de que se estabilice la temperatura en el termómetro y anotar el valor en grados centígrados con aproximación de una décima.

6.1.2 TEMPERATURA DEL AGUA

Un termómetro de mercurio limpio se introduce en el lugar de muestreo ó en la muestra a unos centímetros del bulbo de mercurio, el termómetro se mantiene sumergido aproximadamente un minuto, en este momento se efectúa la lectura tomando el valor en grados centígrados con aproximación de una décima.

6.2 DETERMINACIONES DE LABORATORIO

Dentro de las determinaciones de laboratorio tenemos:

- a).- Potencial de iones de hidrógeno (pH)
- b).- Color
- c).- Demanda química de oxígeno (COD).
- d).- Cloruros .

6.2.1 POTENCIALES DE IONES HIDROGENO (pH)

El potencial de iones hidrógeno se determina por medio de un potenciómetro cuyo funcionamiento está basado en el potencial de electrodo ó de media pila.

El potencial de electrodo ó de media pila es producido por las fuerzas impulsoras químicas de las medias reacciones que se producen en las superficies de los dos electrodos. Se debe entender que no hay modo de determinar el valor absoluto para el potencial de un solo electrodo, por que todos los instrumentos que miden voltaje solo determinan diferencias de potencial.

Un electrodo de tal aparato se conecta al electrodo en cuestión; pero, para medir una diferencia de potencial, el segundo electrodo debe ponerse en contacto con la solución mediante otro conductor. Este último contacto requiere una superficie de separación sólido-solución y por tanto actúa como una segunda media pila en la que debe producirse también una reacción química. Así, no obtenemos una medición absoluta del potencial deseado de la media pila, sino la resultante entre el potencial del electrodo de referencia y el potencial de media pila para el contacto entre el aparato medidor de voltaje y la solución.

Así el potencial de un electrodo con relación a un electrodo de referencia varía en forma predecible según las actividades de la especie que experimenta reacciones de oxidación ó reducción en la superficie del electrodo.

Los métodos potenciométricos son de dos tipos ; en uno se calibra un sistema apropiado de electrodo indicador midiendo su potencial respecto a un electrodo de referencia en una ó más soluciones estándares de la especie que se determina; los datos de-

calibración permiten calcular la concentración de la especie mediante mediciones de potencial de soluciones de muestras.

En el segundo método conocido como titulación potenciométrica, la medición del potencial sirve para localizar el punto de equivalencia para una titulación

La medición potenciométrica directa ofrece información de equilibrio referente al sistema, mientras que una titulación potenciométrica da principalmente información estequiométrica.

Esto se debe entender considerando dos volúmenes iguales de dos soluciones que contienen respectivamente el mismo número de pesos fórmula de un ácido fuerte y un ácido débil. La medición potenciométrica directa con un electrodo sensible al pH, revela las diferencias en las actividades de iones hidrógeno en equilibrio de las dos soluciones; las titulaciones potenciométricas (usando el mismo electrodo) establecen que ambas soluciones contienen el mismo número de protones titulables.

6.2.1.1 INSTRUCCIONES DE USO DEL POTENCIOMETRO UTILIZADO

COLEMAN MODELO 39.

- a).- Se da un tiempo de calentamiento de 15 a 20 minutos .
- b).- Se checa y ajusta la calibración después del calentamiento, con una solución " Buffer ", según el pH requerido; que puede ser para los rangos 4,7 ó 10.
- c).- Una vez calibrado se enjuagan los electrodos con agua destilada y se procede a tomar la lectura de la muestra

d).- Enjuague un recipiente de vidrio ó de plástico de 200 ml. con un poco de muestra, después llenelo con la muestra.

e).- En cada lectura de una nueva muestra se deben limpiar los electrodos con un papel suave y enjuagarce con agua destilada

6.2.2 DETERMINACION DEL COLOR

La pulpa de la madera produce considerables cantidades de licores de desecho, conteniendo derivados de la lignina y otros materiales en forma disuelta. Los derivados de la lignina son altamente coloridos y bastante resistentes al ataque biológico, mucho de este material es depositado dentro de las corrientes de aguas naturales (adicionando color), el cuál persiste a grandes distancias. Estos materiales dan una apariencia café -negruzco al agua y esto provoca que haya una repugnancia -- natural para estas.

6.2.2.1 DEFINICION DE LOS TERMINOS " COLOR VERDADERO " Y

" COLOR APARENTE "

El color verdadero del agua será considerado como el color producido únicamente por los cuerpos disueltos en el agua, esto es, el color del agua cuando se han eliminado de ella los cuerpos en suspensión. En la expresión de los resultados, el término "color" indicará el verdadero color del agua, en el caso contrario se hará una indicación especial.

El " color aparente del agua ", será considerado como el color debido no solo a los cuerpos disueltos, sino también a los cuerpos en suspensión en la misma. - Esto es, el color del agua en la muestra sin filtrar.

En las mediciones del color se usa el método de comparación con los tipos de solución de Platino-Cobalto, conocido también como método "APHA", que son las siglas del idioma inglés para "AMERICAN PUBLIC HEALTH ASSOCIATION", tomando como unidad de color a el color impartido al agua por un miligramo de platino en solución en un litro de agua.

6.2.2.2 METODO APHA PARA LA PREPARACION DE LOS TIPOS

Disuélvase 1.245 g. de cloro platinato de potasio (K_2PtCl_6) que contiene 0.5 g. de platino y 1 g. de cloruro de cobalto cristalizado ($CoCl_2 \cdot 6H_2O$) conteniendo aproximadamente 0.248 g. de cobalto en 200 a 300 ml. de agua con 100 ml. de ácido clorhídrico concentrado; diluyase a un litro con agua destilada. Esta solución tiene un color de 500 unidades APHA.

En caso de no disponer de cloroplatinato de potasio, puede usarse una solución que contenga ácido cloroplatínico preparado de la siguiente manera: Disuélvase 0.5 g. de platino metálico en agua regia (2 partes de ácido clorhídrico con una parte de ácido nítrico), elimínese el ácido nítrico agregando un exceso de ácido clorhídrico y evaporando repetidas veces a sequedad. Disuélvase el producto obtenido en 1 g. de cloruro de cobalto como se indicó anteriormente.

Para preparar los tipos que contendrán (en solución) los siguiente colores: 0,5,10,15,20,25,30,35,40,60,70, etc., disuélvase: 0.0, 0.5, 1.0, 1.5, etc. ml. de el agua madre en tubos de Nessler de capacidad útil de 50 ml., completandose el volumen con agua destilada a 50 ml. en forma respectiva, tápese los tubos para protegerlos del polvo y la evaporación cuando no esten en uso.

6.2.2.3 PROCEDIMIENTO

El color de la muestra debe ser observado llenando un tubo de Nessler con el agua problema hasta una altura igual a la de los tubos tipo y comparandola con estos. La observación se hará viendo verticalmente hacia abajo y a través de los tubos sobre una superficie blanca ó sobre un espejo colocado con un ángulo tal que la luz pase a través de los tubos por la columna del líquido.

Las muestras que contengan un color superior a 70 unidades APHA, deben ser - diluidas convenientemente con agua destilada antes de hacer la observación, para que la intensidad del color no interfiera la comparación del matiz.

La determinación correcta del color en el agua que contiene sustancias en sus pensión es imposible, la eliminación de ellas debe hacerse por centrifugación, ó bien -- hacer una filtración con filtros de vidrio poroso, como en este estudio se llevó a cabo.

Si se determina el color aparente, debe efectuarse en la muestra original sin- filtrarse. El color verdadero y aparente son substancialmente los mismos en los casos de- baja turbidez.

6.2.2.4 METODO DE CAMPO

Puesto que el método estándar de la escala platino-cobalto no es conveniente- para su uso en el campo, el color de la muestra problema puede ser comparado con discos individuales que han sido calibrados previamente con respecto a la escala platino-cobalto.

el color de la muestra es comparado con el color del tubo de agua destilada, pasando los discos coloridos por encima de este último, hasta que el color de los dos sea -- comparativamente igual. Se toma la lectura y en caso de que la muestra haya sido diluida, la lectura se multiplica por el factor de dilución correspondiente.

Muchos de estos instrumentos que emplean discos de vidrios coloridos que simulan las soluciones estándar de color con respecto a un matiz particular, han sido desarrollados. Uno de los más utilizados y que se empleo en este caso, aparte de la - escala de soluciones platino-cobalto, es el " THE HELDIGE AQUA TESTER ", (HELDIGE -- INC.)

6.2.3 DEMANDA QUIMICA DE OXIGENO (COD)

6.2.3.1 CONSIDERACIONES GENERALES.

La prueba de demanda química de oxígeno (COD), es ampliamente utilizada como parámetro de medida de la fuerza contaminante de los desechos industriales y de las aguas cloacales, así como de un método rápido de medida en el estudio y control- de las plantas de tratamiento de desechos

El COD, está basado sobre el hecho de todos los compuestos orgánicos con - pocas excepciones, son susceptibles de ser oxidados a bióxido de carbono y agua por la acción de agentes fuertemente oxidantes bajo condiciones ácidas.

Durante la determinación del COD, la materia orgánica es convertida a bióxido de carbono y agua en forma completa, sin diferenciar la demanda bioquímica de -- oxígeno (BOD) de las sustancias, por ejemplo, la glucosa y la lignina son completamente oxidadas.

Como resultado tenemos que los valores del COD son más grandes que los valores del BOD (demanda bioquímica de oxígeno) y pueden ser mucho más grandes en cuanto a que estén presentes cantidades significantes de materia orgánica resistente biológicamente.

Los desechos de las diferentes etapas en el proceso del blanqueo de la pulpa de madera, son excelentes ejemplos por su alto contenido de lignina.

Una de las principales limitaciones de la prueba del COD, es la incapacidad para diferenciar entre la materia orgánica biológicamente oxidable y la materia orgánica biológicamente inerte. La mejor ventaja de la prueba del COD, es el corto tiempo requerido para su determinación, la cual puede ser hecha en tres horas en comparación con los cinco días requeridos para la determinación del BOD. Por esta razón, el COD es usado como un sustituto del BOD, siempre y cuando se tenga la experiencia necesaria para establecer valores reales de correlación.

6.2.3.2 TIPOS DE AGENTES OXIDANTES MAS COMUNES .

Las soluciones de permanganato de potasio han sido ampliamente usadas por muchos años en la determinación del COD y los resultados han sido referidos también como " Oxígeno consumido de Permanganato "

El sulfato cérico, el yodato de potasio y el dicromato de potasio son otros oxidantes que han sido empleados para la determinación del COD.

Los agentes oxidantes tienen una característica en común y esta es que deben ser usados en exceso y es necesario medir la cantidad de exceso remanente al final del período de reacción, para calcular la cantidad actualmente usada en la oxidación.

de la materia orgánica.

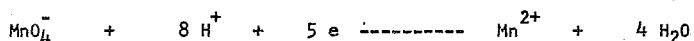
6.2.3.3 DETERMINACION DE LA DEMANDA QUIMICA DE OXIGENO CON

PERMANGANATO DE POTASIO.

CONSIDERACIONES GENERALES

El ión permanganato es un oxidante fuerte que se utiliza con mucha frecuencia como titulante en forma de una solución de permanganato de potasio. Puesto que el ión permanganato es intensamente colorido, existe la posibilidad de una autoindicación, la adición de la primera gota de la solución de permanganato en exceso imparte un color rosa a la solución.

En un medio fuertemente ácido, el permanganato produce una reducción de cinco electrones hasta ión manganeso (II).

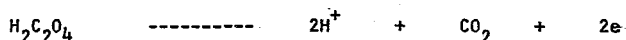


Aunque el permanganato de potasio puede obtenerse en alto grado de pureza, -- nunca se usa para la preparación directa de una solución titulante, ya que al disolverse en agua reacciona con las trazas de impurezas presentes en el propio compuesto, en el agua ó en las paredes del recipiente. La oxidación de estas sustancias producen algo de óxido de manganeso (IV), por este inconveniente es necesario preparar una solución -- de permanganato de concentración aproximada y la concentración exacta se establece mediante un proceso de valoración.

A estas soluciones empleadas en volumetría se les llama soluciones valoradas; para la valoración se emplea un patrón primario Esta sustancia debe ser de alta pureza y poder manejarse sin dificultad ya que tiene que participar en la titulación de ---

de valoración inequívoca y producir un punto final definido.

Para el proceso de valoración se usó como patrón primario el oxalato de sodio ($\text{Na}_2\text{C}_2\text{O}_4$), se consigue en alto estado de pureza y es estable al aire. Una cantidad exacta de esta sal es pesada y disuelta en una solución de ácido sulfúrico, titulándose posteriormente con el permanganato. En medio ácido la oxidación se puede escribir más convenientemente en términos del ácido oxálico:



Puesto que en la oxidación de cada molécula de ácido oxálico u oxalato intervienen dos electrones, el peso equivalente es igual al peso fórmula dividido entre dos.

La reacción total entre el ión permanganato y el ácido oxálico es:



Al añadir inicialmente el ión permanganato a una solución de ácido oxálico, se obtiene una coloración rosa que persiste durante un tiempo, indicando que se trata de una reacción lenta. Al continuar la titulación, la decoloración se vuelve mucho más rápida, pues el ión manganeso (II) que se forma por la reducción del permanganato cataliza la reacción. En las cercanías del punto final, la decoloración suele ser prácticamente instantánea.

6.2.3.3.1 PREPARACION DE LA SOLUCION DE OXALATO DE SODIO 0.1 N.

a).- Pése 6.8 g. de oxalato de sodio con exactitud de décimas de miligramo (la sal se seca previamente a 110 - 115°C durante una hora.)

b).- Transfírase la sal (cuantitativamente) a un matraz volumétrico de 1000 ml., añádase unos 500 ml. de agua destilada, agítase hasta disolver por completo, diluyase a la marca y mezclese bien.

c).- Calcúlese la normalidad de la solución.

6.2.3.3.2 PREPARACION DE LA SOLUCION DE PERMANGANATO DE POTASIO

a).- Pésese 3.2 g. de permanganato de potasio con exactitud de centésimas de gramo y disuélvase en un litro de agua destilada en un vaso de 1.5 a 2 litros.

b).- Calientese la solución hasta que hierva, manténgase en estas condiciones durante una hora (sobre un baño maría ó una llama baja) y déjese enfriar.

Nota: el calentamiento de la solución acelera la oxidación de cualquier materia orgánica y ayuda a la coagulación del manganeso (IV) .

c).- Fíltrese a través de un crisol de fondo de vidrio poroso.

Nota: La filtración no se debe efectuar en papel filtro.

d).- Transfiérase el filtrado a una botella de vidrio con tapón esmerilado.

Todo el material debe estar perfectamente limpio.

6.2.3.3 VALORACION DE LA SOLUCION DE PERMANGANATO DE POTASIO
DE ACUERDO A LA TECNICA Mc BRIDE .

a).- Introdúzcase una alícuota de 25 ml. de la solución de oxálato en un vaso de 250 ml., añádase 20 ml. de ácido sulfúrico (1:10) y 75 ml. de agua destilada.

b).- Colóquese el vaso en un trípíe sobre una malla de alambre y caliéntese lentamente y con agitación a unos 80 °C (usando un termómetro que no debe servir como varilla de agitación)

c).- Retírese el vaso de la llama e incíese la titulación con la solución 0.1 N de permanganato de potasio. Agréguese las porciones iniciales lentamente, llegando a una decoloración total antes de añadir la siguiente porción. Obsérvese la temperatura de cuando en cuando; si disminuye por debajo de 70 °C vuélvase a calentar la solución. Titúlese hasta obtener un color rosa pálido que persista durante unos 20 segundos.

d).- Prepárese una prueba en blanco titulando al mismo tono de color una mezcla de 120 ml. de agua destilada y 20 ml. de ácido sulfúrico (1:10) .

e).- Tómese en consideración la prueba en blanco y calcúlese la normalidad de la solución de permanganato.

f).- Repítase la titulación con dos alícuotas adicionales de la solución de oxálato por lo menos.

g).- Promédiense los tres resultados y anótese la normalidad obtenida.

Nota: Las soluciones de oxálato de sodio y de permanganato de potasio se deben

conservar en refrigeración para evitar alteraciones en su concentración; en cada nueva determinación es conveniente hacer una prueba en blanco para checar la concentración.

6.2.3.3.4 PROCEDIMIENTO PARA LA TITULACION DE UNA MUESTRA CON PERMANGANATO DE POTASIO.

En un matraz Erlenmeyer pongase 100 ml. de muestra problema (ó una cantidad menor diluida a 100ml. tomando en cuenta este factor de dilución para los cálculos posteriores), agréguese 10 ml. de solución de ácido sulfúrico 1:10 (ó bién un ml. de ácido sulfúrico concentrado) y 10 ml. de solución valorada de permanganato de potasio. Esta mezcla se debe digerir exáctamente 30 minutos en baño maría, cuyo nivel de agua debe estar a la misma altura que el contenido del matraz, si la cantidad de permanganato de potasio no ha sido suficiente para oxidar completamente, repítase la operación con menor cantidad de la muestra ó agragando mayor cantidad de solución de permanganato de potasio, de tal manera que, al final de operación haya cuando menos el equivalente a 5 ml. de la solución de permanganato en exceso. Agréguese 10 ml. de la solución de oxálato de sodio y titúlese con solución de permanganato de potasio hasta que aparezca una coloración rosada persistente por 5 minutos.

Si se han empleado 100 ml. de muestra, el número de ml. de permanganato de potasio multiplicado por 0.8112, representa los miligramos por litro de oxígeno consumido en el agua problema.

Las soluciones de permanganato de potasio y oxálato de sodio deben permanecer en frascos color ámbar, bién tapados, en la oscuridad y preferentemente refrigerados cuando estas se utilizan por períodos de varios días. En la determinación de cada nueva muestra es recomendable hacer junto con ella un testigo para comprobar la normalidad del permanganato.

6.2.4 CLORUROS

CONSIDERACIONES GENERALES

En la decoloración de las corrientes a tratar, el nivel de cloruros no se ve afectado por la resina adsorbente y con esto nuestro balance de materiales no se ve afectado en el área de recuperación de químicos, ó sea que, la resina no es de intercambio iónico, esto es demostrado con los resultados obtenidos de los análisis en la determinación de cloruros.

6.2.4.1 TITULACIONES ARGENTO METRICAS

Las titulaciones argentométricas pertenecen al grupo de reacciones llamadas " por presipitación ", en donde la especie titulada forma un compuesto poco soluble con el titulante. En este caso tenemos al ión plata que nos sirve para determinar los iones cloruro, de algunos otros iones que forman sales de plata poco solubles y de la propia plata.

Muchas sales de plata, incluyendo el cloruro, son sensibles a la luz y se descomponen en presencia de esta. Por consiguiente, en las titulaciones argentométricas se debe evitar la exposición directa a la luz fluorescente, siendo satisfactoria la luz difusa.

6.2.4.2 SOLUCION DE NITRATO DE PLATA

Las soluciones valoradas de nitrato de plata pueden prepararse directamente-

disolviendo en agua la sal de alta pureza ó un poco de metal en el mínimo posible de ácido nítrico. La sal obtenida debe secarse a 150 °C durante dos horas antes de pesarla. Es necesario usar agua libre de cloruros en la preparación de esta solución. Es posible que el agua destilada pueda contener trazas de iones cloruro. Si es así, se observará cierta opalescencia en la solución de nitrato de plata. Si la opalescencia es muy ligera, el error que se introduce es despreciable. Si es bastante alta, el agua debe tratarse ó la solución de cloruro de plata tendrá que filtrarse y valorarse (por ejemplo con cloruro de sodio de alta pureza). Las soluciones valoradas de nitrato de plata deben protegerse contra el polvo, el cuál produce una reducción de la plata y de la luz que provoca reducción fotoquímica.

6.2.4.2.1 PROCEDIMIENTO PARA LA PREPARACION DE NITRATO DE PLATA 0.1 N.

a).- Pésense entre 8.4 y 8.6 g. de nitrato de plata (previamente secado a 150 °C durante dos horas en caso necesario) con exactitud de décimas de miligramo.

b).- Transfíranse cuantitativamente a un matraz volumétrico de 500 ml.

c).- Disuélvase la sal en unos 200 ml. de agua destilada, dilúyase a la marca y mézclase bien.

d).- Calcúlese la normalidad de la solución a partir del peso exacto del nitrato de plata utilizado.

e).- Tápose la solución perfectamente y guárdese en la oscuridad.

6.2.4.3 TITULACIONES ARGENTOMETRICAS DE CLORUROS CON EL METODO
DE MOHR

PREPARACION DE LA MUESTRA

La muestra recibida por analizar se debe ajustar a un pH de 6.5 - 10, añadiendo algo de cromato de potasio al añadir la solución de nitrato de plata se produce la precipitación de cloruro de plata:

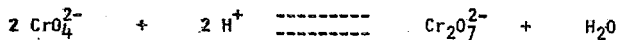


Cualquier cantidad de cromato de plata que aparezca como coloración café-rojiza desaparecerá rápidamente al agitar la solución debido a su conversión a cloruro de plata que es más soluble. Al acercarse al punto de equivalencia el precipitado se coagula y se sedimenta rápidamente cuando prácticamente todo el ión cloruro a precipitado como cloruro de plata, la siguiente gota de solución de nitrato de plata provoca la precipitación de cromato de plata, el color café-rojizo que aparece señala el punto final.



La titulación debe efectuarse a temperatura ambiente, la solubilidad del cromato de plata aumenta notablemente con la temperatura, por consiguiente, el punto final tarda más en aparecer a temperaturas elevadas.

El intervalo de pH de 6.5 - 10 se basa en lo siguiente: A un valor inferior a 6.5, el punto final aparece demasiado tarde, pues el cromato de plata es bastante soluble en soluciones ácidas debido a la conversión del ión cromato a el ión dicromato.



Por arriba de un pH de 10, se precipita el óxido de plata (I) hidratado de color café. El pH se regula añadiendo hidrógenocarbonato de sodio.

REACTIVOS

a).- Solución al 5 % de dicromato de potasio, preparada disolviendo 0.5 g. de la sal en 10 ml. de agua destilada.

b).- Solución diluida de hidróxido de sodio, preparada recientemente, diluyendo de 3 a 4 lentejas en 10 ml. de agua destilada.

c).- Solución al 0.05 % de anaranjado de metilo.

d).- Hidrogenocarbonato de sodio.

e).- Solución valorada de nitrato de plata.

6.2.4.4 DETERMINACION EN LA MUESTRA

a).- Recíbese la muestra en un matraz volumétrico de 250 ml., diluyase a la marca con agua destilada y mézclese bien.

b).- Introdúzcase una alícuota de 25 ml. de la solución problema en un matraz de 150 ml. Añádase una gota de solución de anaranjado de metilo. Si el color de -

la solución es amarillo, agréguese ácido nítrico 1:1 gota a gota hasta que cambie al rojo. Si es roja, añádase solución diluida de hidróxido de sodio hasta que el color cambie a amarillo; vuélvase a obtener el rojo con adición de una gota de ácido nítrico 1:1.

c).- Agréguese 1 g. de hidrogenocarbonato de sodio sólido, permitiendo que se disuelva, añádase entonces 1 ml. de solución de dicromato de potasio. Con una iluminación difusa y una buena agitación titúlese lentamente con la solución de nitrato de plata hasta que persista una coloración café-rojiza en el líquido sobrenadante.

d).- Exprésese el resultado en miligramos de cloruro de sodio (NaCl), presentes en la muestra total.

e).- Repítase la titulación con una alícuota adicional de la solución problema por lo menos.

DEMANDA QUIMICA DE OXIGENO

CALCULOS.

Peso molecular del $\text{Na}_2\text{C}_2\text{O}_4 = 134 \text{ g./g.-mol}$

Peso equivalente del $\text{Na}_2\text{C}_2\text{O}_4 = 134/2 = 67 \text{ g. Na}_2\text{C}_2\text{O}_4 = 1 \text{ eq-g. Na}_2\text{C}_2\text{O}_4$

Se pesaron 6.8 g. de $\text{Na}_2\text{C}_2\text{O}_4$ disueltos en un litro de agua destilada.

$$\text{N sol. Na}_2\text{C}_2\text{O}_4 = 6.8 \text{ g. Na}_2\text{C}_2\text{O}_4 \times 1 \text{ eq-g. Na}_2\text{C}_2\text{O}_4 / (67 \text{ g. Na}_2\text{C}_2\text{O}_4 \times 1 \text{ lt. sol.})$$
$$0.1014 \text{ eq-g./lt sol.} = 0.1014 \text{ N}$$

Peso molecular del $\text{KMnO}_4 = 158 \text{ g./g.-mol}$

Peso equivalente del $\text{KMnO}_4 = 158/5 = 31.6 \text{ g. de KMnO}_4 = 1 \text{ eq-g. KMnO}_4$

Se pesaron 3.2 g. de KMnO_4 disueltos en un litro de agua destilada.

$$\text{N sol. KMnO}_4 = 3.2 \text{ g. KMnO}_4 \times 1 \text{ eq-g. KMnO}_4 / (31.6 \text{ g. KMnO}_4 \times 1 \text{ lt. sol.})$$
$$0.1012 \text{ eq-g./lt. sol.} = 0.1012 \text{ N.}$$

Peso molecular del $\text{O}_2 = 16 \text{ g./g.-mol}$

Peso equivalente del Oxígeno = $16/2 = 8 \text{ g.} = 1 \text{ eq-g.}$

$$\text{mg. de Oxígeno/lt. muestra} = (V \times N) \text{ del KMnO}_4 \times \text{meq. O}_2 \times 10^6 / \text{vol. muestra ml.}$$

DETERMINACION DE CLORUROS COMO ION CLORURO.

CALCULOS

Peso molecular del $\text{AgNO}_3 = 169.87 \text{ g./g.-mol}$

Se pesaron 16.8171 g. de AgNO_3 disueltos en un litro de agua destilada.

$$\text{N AgNO}_3 = 16.8171 \text{ g. AgNO}_3 \times 1 \text{ eq-g. AgNO}_3 / (169.87 \text{ g. AgNO}_3 \times 1 \text{ lt. sol.})$$
$$= 0.099 \text{ eq-g./lt. sol.} = 0.099 \text{ N}$$

Peso molecular del $\text{NaCl} = 58.4428 \text{ g./g.-mol.}$

$$\text{N NaCl} = 5.7854 \text{ g. NaCl} \times 1 \text{ eq-g. NaCl} / (58.4428 \text{ g. NaCl} \times 1 \text{ lt. sol.}) = 0.099 \text{ N}$$

$$\text{mg Cl}^- / \text{lt muestra} = (V \times N) \text{ del AgNO}_3 \times \text{meq. Cl}^- \times 10^6 / \text{vol. de muestra (ml.)}$$

6.3 CARACTERIZACION DE LOS EFLUENTES DEL BLANQUEO

El procedimiento de blanqueo utilizado en la planta en estudio consta de 5 pasos que se encuentran de acuerdo a la siguiente secuencia:

Primer paso	Cloración
Segundo paso	Extracción alcalina
Tercer paso	Hipoclorito
Cuarto paso	Extracción alcalina
Quinto paso	Hipoclorito

Esta serie de pasos es con el fin de alcanzar un determinado grado de blancura de la pulpa, siendo este arreglo un caso particular de blanqueo y puede variar de acuerdo al grado de blancura y al uso específico final que se le da a la pulpa.

Una vez que se ha completado el ciclo de cada paso, la suspensión de pulpa es bombeada a un filtro rotatorio en donde se hace la separación del sistema pulpa-agua. La pulpa se envía al siguiente paso de blanqueo, mientras que el agua se recibe en un depósito en donde parte se recircula para mantener la consistencia y el resto se manda como efluente de desecho.

De los 5 pasos de blanqueo mencionados, se toman dos efluentes de desechos que son las corrientes de cloración y la corriente de extracción alcalina. La corriente de extracción alcalina es la que contribuye con la mayor cantidad de color en la corriente total, no siendo así con la corriente de cloración, la cuál no contribuye con el mismo grado de color comparado con el de la corriente de extracción alcalina, pero es de vital importancia en el tratamiento de eliminación de color, por la contribución al PH ácido que se requiere en la columna de adsorción. Se notan claramente las diferencias antes mencionadas por los datos obtenidos de l color y del PH de las 5 corrientes de desecho que se tabulan a continuación.

MUESTRA	CLORACION		1 ^a EXTRAC.		1 ^a HIPOCLO.		2 ^a EXTRAC.		2 ^a HIPOCLO.	
	PH	COLOR	PH	COLOR	PH	COLOR	PH	COLOR	PH	COLOR
1	2	80	8	1600	7.4	50	7.5	130	9.3	50
2	2.1	250	10.5	4800	7.4	30	7.5	200	9.4	100
3	2.4	150	10.2	6000	7.3	100	7.5	125	9.5	45
4	2.7	50	11.3	4000	7.4	40	7.6	140	9.5	70

En base a los resultados de la concentración de color de las cinco corrientes y con los criterios antes mencionados, se tomaron las corrientes de cloración y 1^a extracción alcalina únicamente. La relación de volúmenes de la corriente de cloración a extracción fué la siguiente: de 2.5 a 3 volúmenes de la corriente de cloración con un volumen de la corriente de extracción. Se hace una mezcla homogénea de las dos corrientes con la relación descrita y se procede a un filtrado, el cual se efectuó en filtros de vidrio poroso. Esta operación se hizo con el fin de retener las partículas de celulosa y agentes extraños que pudieran obstruir el lecho de la resina.

El tipo de muestras de agua de desechos fueron de maderas duras y maderas suaves en proceso

6.4 COLUMNAS DE LABORATORIO

CONSIDERACIONES GENERALES.

Los adsorbentes poliméricos usados para operaciones de adsorción pueden ser empleados por técnicas en columnas o por técnicas intermitentes. Las operaciones en columna son usualmente preferibles, si bien la selección de los métodos depende enteramente de la aplicación en cuestión.

En el tratamiento de la mayoría de las soluciones, el adsorbente polimérico es usado en columnas verticales para formar un lecho de adsorción. La solución a ser tratada se le permite que fluya a través de la columna hasta que el punto de agotamiento de la resina es alcanzado, en este punto el adsorbente es regenerado para prepararlo para otro ciclo de agotamiento.

Una columna de adsorción puede ser vista como una serie de sistemas en equilibrio similar a los platos teóricos en la teoría de la destilación. Como la solución avanza al fondo de la columna, la reacción de adsorción es manejada continuamente en la dirección señalada por los requerimientos de equilibrio de cada nuevo plato teórico encontrado.

Varios aparatos pueden ser usados como columnas de adsorción, una bureta ordinaria de laboratorio puede ser usada insertando un pequeño tapón de fibra de vidrio en la restricción arriba de la llave de paso. En columnas de mayor permanencia pueden ser hechas de tubo de vidrio de varios diámetros por la fusión dentro del tubo de un filtro de vidrio poroso y drenando por el fondo los efluentes de la columna. Los flujos pueden ser regulados con válvulas de paso, así mismo en el domo de la columna se insertará un tapón de hule horadado, provisto con válvulas de control de flujo.

6.4.1 PREPARACION DE LAS COLUMNAS DE LABORATORIO

Algunas precauciones deben ser tomadas en cuenta siempre que se vaya a preparar una columna. El adsorbente polimérico debe estar completamente hidratado antes de cargarlo en la columna y asegurarse que la columna contenga algo de agua; nunca se debe permitir que una columna llegue a secarse. Durante el curso del ciclo de agotamiento se debe mantener un nivel constante de por lo menos una pulgada sobre el lecho de la resina. Si es necesario se debe interrumpir la corrida y regular con las válvulas correspondientes el nivel antes citado.

Debe ser usada agua deionizada para transferir la resina dentro de la columna; la columna debe contener algo de agua al iniciar la operación y el adsorbente deberá ser vaciado como una suspensión usando un recipiente adecuado. Las siguientes etapas se deberán seguir en la carga de la resina:

- 1) Adicione una suspensión de resina-agua dentro de la columna, la cuál contendrá previamente algo de agua.
- 2) Ocasionalmente drene el exceso de agua por el fondo de la columna.
- 3) No permita que el nivel del líquido esté por debajo del nivel de la resina.
- 4) Continúe adicionando de esta manera hasta que toda la resina sea transferida.
- 5) No cargue la columna más arriba de la mitad de la misma.

Una vez que la resina ha sido transferida a la columna se procede a realizar una operación llamada de "retrolavado", este procedimiento deja exento al lecho de cavidades de aire atrapado, clasifica las partículas de la resina y elimina del lecho los finos y partículas extrañas.

Procedimiento a seguir para efectuar el retrolavado:

- 1) Conecte la línea de agua al fondo de la columna.

- 2) Introduzca agua deionizada en flujo ascendente muy lentamente.
- 3) Incremente el flujo hasta que el lecho de resina se expanda aproximadamente el 100 % de su volumen inicial.
- 4) Mantenga este flujo hasta que todas las cavidades de aire sean removidas y todas las partículas alcancen movilidad (las partículas extremadamente pequeñas se les debe permitir salir fuera de la columna). Esta etapa es la más importante y si se efectúa correctamente se obtendrá una buena clasificación de partículas, con las partículas más pequeñas en el domo y las más grandes en el fondo de la columna.
- 5) Detenga el flujo de agua y permita que las partículas se asienten por gravedad.
- 6) Ajuste el nivel del líquido a una pulgada o más sobre el nivel de la resina.

6.4.2 OPERACION DE LA COLUMNA

Una vez cargado, retrolavado y asentado correctamente el adsorbente dentro de la columna, y el nivel del líquido ajustado, se procede a medir el volumen de resina en la columna. Es conveniente usar columnas precalibradas o columnas tipo bureta ya que el volumen se puede medir o leer directamente, el volumen de la resina en estas condiciones es definido como volumen de lecho o " Bed Volume (BV) ", esto incluye los espacios vacíos entre las partículas.

Las etapas de operación de la columna son las siguientes:

ETAPA DE AGOTAMIENTO

ETAPA DE REGENERACION

ETAPA DE DESPLAZAMIENTO

6.4.2.1 ETAPA DE AGOTAMIENTO

Esta etapa es propiamente la etapa de tratamiento de agua colorida, ya que se introduce en la corriente de entrada el agua colorida a una concentración alta de color y se obtiene en el efluente de la columna una concentración de color mínima.

Las condiciones de operación fueron las siguientes:

Tipo de flujo: descendente.

Velocidades de flujo: De 4 a 16 BVH, o bien de 0.5 a 2 GPM/ft³ de resina.

Relación del efluente de cloración a extracción: De 2.5 a 3 volúmenes de cloración a un volumen de extracción.

Temperatura: Ambiente y 37 °C (temperatura real en la planta de blanqueo de pulpa).

Se considera como punto de agotamiento de una columna cuando se obtiene en el efluente una concentración de color máxima acumulada de 200 unidades de color APHA.

6.4.2.2. ETAPA DE REGENERACION

A diferencia de otros tipos de adsorbentes, tal como el carbón activado, la energía de unión utilizada en este adsorbente es bastante baja. La reactivación de la superficie puede conseguirse rápidamente utilizando un regenerante químico apropiado ya que proveen una fácil regeneración. En este caso se empleó como regenerante licor débil de lavado o bien licor blanco, ya que se necesita un producto alcalino que bien puede ser sosa diluida, pero - aprovechando los licores con que se cuenta en la propia planta de pulpa, como son el licor de lavado débil y el licor blanco, se evita el comprar el regenerante. Las velocidades de regeneración son de 1 a 4 BVH y en flujo ascendente o descendente.

6.4.2.3. ETAPA DE DESPLAZAMIENTO

Cuando se ha efectuado la regeneración a través de la columna, se procede a efectuar un desplazamiento del mismo con agua fresca, efectuándose a la vez una renovación total de la resina, así como una reclasificación cada vez que ésta se regenera. La velocidad del agua fresca de desplazamiento es de 8 BVH o bien su equivalente de 1 GPM/ft³ de resina, siendo este flujo ascendente o descendente.

6.5 RESULTADOS EXPERIMENTALES

6.5.1 COLUMNA N° 1

CICLO DE AGOTAMIENTO

En esta primer columna se efectuaron varias corridas con diferentes muestras, esto es, muestras de agua de maderas suaves y maderas duras en proceso.

Datos del volúmen del lecho de la columna:

Diámetro: 1 pulgada = 2.54 cm. = 0.0833 ft.

Altura: 58 cm. = 1.9028 ft.

Sustituyendo en la fórmula para calcular el volúmen de un cilindro: $V = \frac{\pi D^2 h}{4}$

$V = 0.01037 \text{ ft}^3$, esto es que 1 BV = 0.01037 ft^3

Velocidades recomendadas para el agotamiento:

BVH	GPH/ft ³ resina	cm ³ / minuto
4	0.4987	19.59
6	0.748	29.38
8	0.997	39.18
12	1.5	58.76

En el agotamiento de la columna se empleo una velocidad de flujo de 8 BVH (39.2 cm³ /min) en flujo descendente, con una relación de cloración a extracción de 3:1 y a la temperatura ambiente.

TABLA 6.5.1.1

Condiciones en la corriente de entrada y en el efluente de la columna N° 1

		CORRIENTE DE ENTRADA			EFLUENTE					
TIPO DE MADERA	pH	COLOR (APHA)	COD	pH	COLOR (APHA)	% RED COLOR	COD ppm	% RED COD	GASTO ACUMULADO Gal/ft ³	BV TRATADOS
encino	2.7	400	276	2.7	30	92.5	178	35.5	76.4	10.1
pino	2.8	400	324	2.8	80	80	105	67.6	101.8	13.5
pino	2.4	1000	373	2.4	100	90	178	52.3	140	18.8
pino	2.6	1200	373	2.6	200	83.3	162	56.6	216.4	29

En seguida se grafican cada una de las variables contra la capacidad de tratamiento de la columna con los datos obtenidos del efluente.

GRAFICA N° 1 DE LA TABLA 6.5.1.1

Concentración de color en unidades APHA vs volúmenes de lecho (BV) tratados

Se visualiza en la gráfica en el inicio de la corrida se obtuvo una concentración de color de 30 unidades APHA, y al agotarse la columna después de haber pasado 30 BV se obtuvo una concentración de color acumulado en el efluente de 200 APHA, que es el límite establecido para considerar agotada la columna.



COLOR APHA

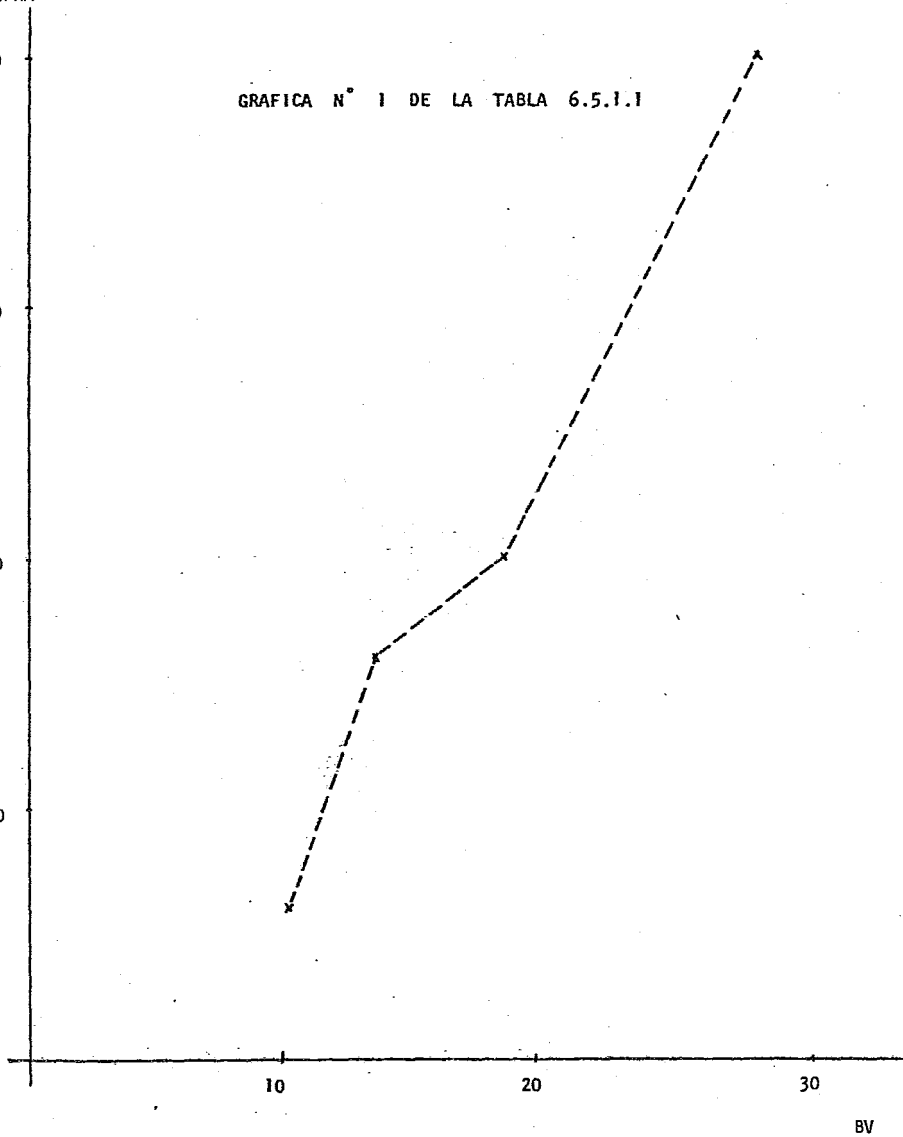
200

150

100

50

GRAFICA N° 1 DE LA TABLA 6.5.1.1



GRAFICA N° 2 DE LA TABLA .6.5.1.1

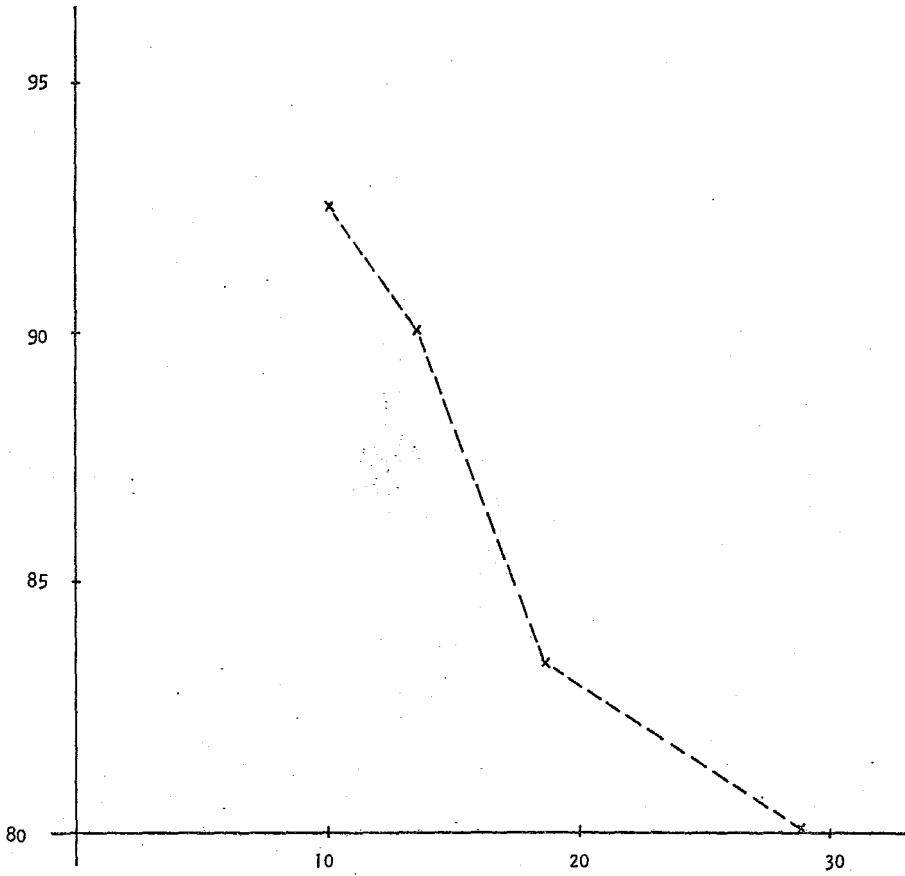
El % de reducción de color referido a la concentración de color en la corriente de entrada vs BV tratados.

Esto representa la condición cuando la columna se ha agotado la eliminación de color alcanza un mínimo de 80 % respecto a la concentración del color en la corriente de entrada.

GRAFICA N° 2 DE LA TABLA 6.5.1.1

% REDUCCION

COLOR



BV

6.5.1.2 CICLO DE REGENERACION DE LA COLUMNA N 1

Condiciones del proceso:

Regenerante: licor débil.

Flujo: ascendente.

Velocidad: 1BVH.

TABLA 6.5.1.2 DATOS REFERENTES AL CICLO DE REGENERACION.

REGENERANTE (BV)	pH	COLOR (APHA)	% DE COLOR ELUIDO
0.32	3	500	0.72
0.95	3.25	1000	1.45
1.05	4.15	3000	4.35
1.55	13	40000	58.06
2.2	13.4	16000	23.22
2.5	13.45	4000	5.8
2.8	13.5	2000	2.9
3.14	13.55	1600	2.32
3.49	14	800	1.16

GRAFICA N° 1 DE LA TABLA 6.5.1.2

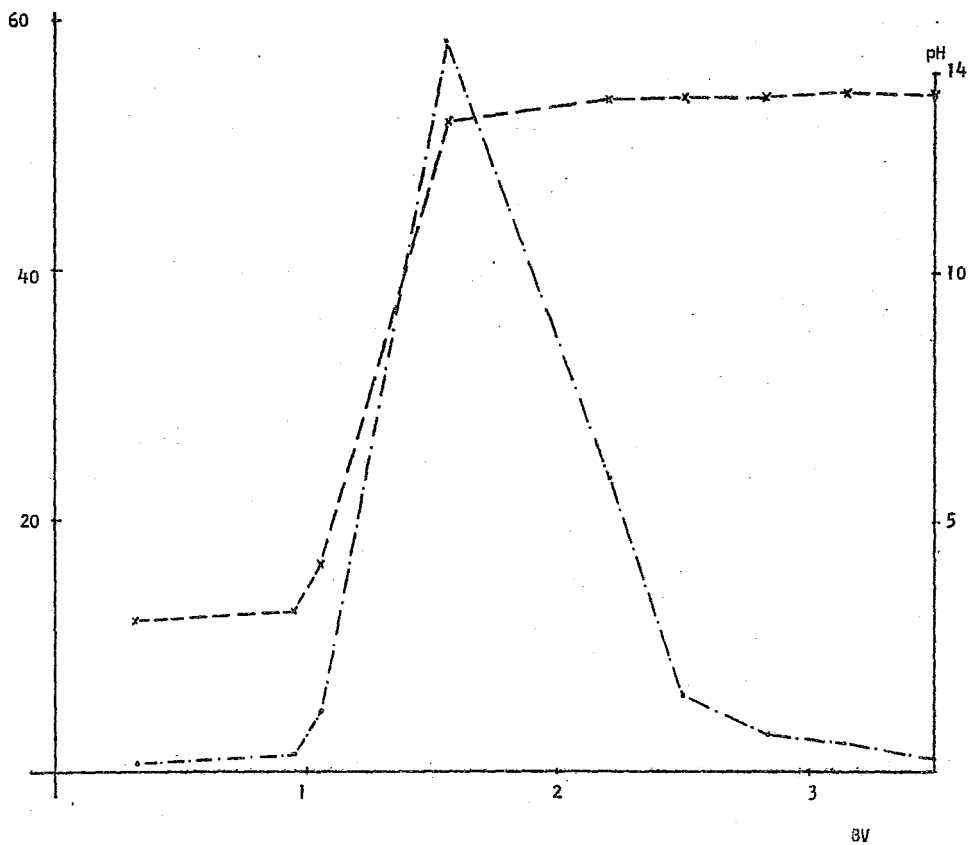
Esta gráfica nos representa el proceso de regeneración.

El % de color eluido vs BV de regenerante gastados, indicandonos la gráfica que fueron necesarios 3 BV de regenerante para eluir el color adsorbido hasta el 2 %, con respecto al color eluido total. Al mismo tiempo, la gráfica nos muestra el cambio del pH vs BV de regenerante.

Una vez regenerada la resina, no se volvió a trabajar mas en esta columna, por tanto se procedió a preparar una nueva columna.

GRAFICA N° 1 DE LA TABLA 6.5.2.1

% COLOR



6.5.2 OPERACIONES EN LA COLUMNA N° 2

Condiciones de operación. (Ciclo de agotamiento).

Díámetro: 1 in. = 2.54 cm. = 0.0833 ft.

Altura: 65 cm. = 2.1325 ft.

Sustituyendo en la fórmula para calcular el volumen de un cilindro tenemos:

$$V = 329.36 \text{ cm}^3 = 1.162 \times 10^{-2} \text{ ft}^3$$

Tipo de madera: pino (suave).

Velocidad de flujo: 8 BVH = 1 GPM/ft³ de resina

Flujo: descendente.

Temperatura: ambiente.

Relación de cloración a extracción: 2.4:1

TABLA 6.5.2.1
CONDICIONES EN LA CORRIENTE DE ENTRADA

CORRIENTE	COLOR APHA	pH	COD ppm	CLORUROS ppm
Cloración	80	2.5	178.46	984.06
Extracción	4000	11.6	730.08	632.6
Cloración + Extracción	1000	3.1	356.93	878.63

TABLA 6.5.2.2

CARACTERISTICAS DEL EFLUENTE DE LA COLUMNA N° 2

En esta columna N° 2 se trataron 60.1 Bv de agua, teniendo un color máximo acumulado de 200 unidades APHA. La eliminación del color es de 92 % al inicio de la corrida y alcanza una eficiencia mínima de 80 % al agotarse la columna.

El volumen total tratado fué de 455 GPM/ft³ de resina

El nivel de cloruros se mantiene constante en la corriente de entrada y en el efluente.

Mas adelante se presentan las gráficas de cada una de las variables vs la capacidad de tratamiento de la resina, con los datos tabulados en esta tabla 6.5.2.2.

TABLA 6.5.2.2

CICLO DE AGOTAMIENTO

RELACION DE CLORACION A EXTRACCION 2.4 : 1

MUESTRA	VOLUMEN ACUMULADO (ml)	VOLUMEN ACUMULADO/VOL. de cama Gal/ft ³	VOLUMEN ACUMULADO/VOLUMEN DE CAMA Vol. de cama lt/cm ³	COLOR	COD (ppm)	PH	CLORUROS (ppm)	% RED COLOR	% RED COD	
1	1000	22.715	3.036	0.0030	80	86.924	3	843.5	92	81.25
2	2000	45.43	6.073	0.00607	88			91.2		
3	3000	68.144	9.11	0.00911	92	107.5		878.6	90.8	70
4	4000	90.86	12.146	0.012146	100			808.3	90	
5	5000	113.574	15.182	0.015182	110	115.6			89	67.6
88 6	6000	136.3	18.22	0.01822	120				88	
7	7000	159.0	21.256	0.02125	125	121.68			87.5	65.9
8	8000	181.72	24.3	0.0243						
9	9000	204.43	27.33	0.02733	140	125.74	3.2	878.6	86	64.77
10	10000	227.15	30.365	0.030365	150				85	
11	11000	249.86	33.4	0.0334	160	129.8			84	63.634
12	12000	272.58	36.44	0.03644			843.5			
13	14000	318.0	42.5	0.0425	165	131.82			83.5	63.07
14	16000	363.44	48.6	0.0486						
15	16500	374.18	50.1	0.0501	175	131.82		878.6	82.5	63.07
16	18500	420.22	56.17	0.05617	180	131.82	3	878.6	82	63.07
17	20000	454.3	60.73	0.06073	200				80	

GRAFICA N° 1 DE LA TABLA 6.5.2.2

Concentración de color en unidades APHA vs volúmenes de lecho tra-

tados

La gráfica indica que se trataron 60 BV con un color final en el efluente de 180 unidades APHA.

COLOR APHA

200

GRAFICA N° 1 DE LA TABLA 6.5.2.2

150

100

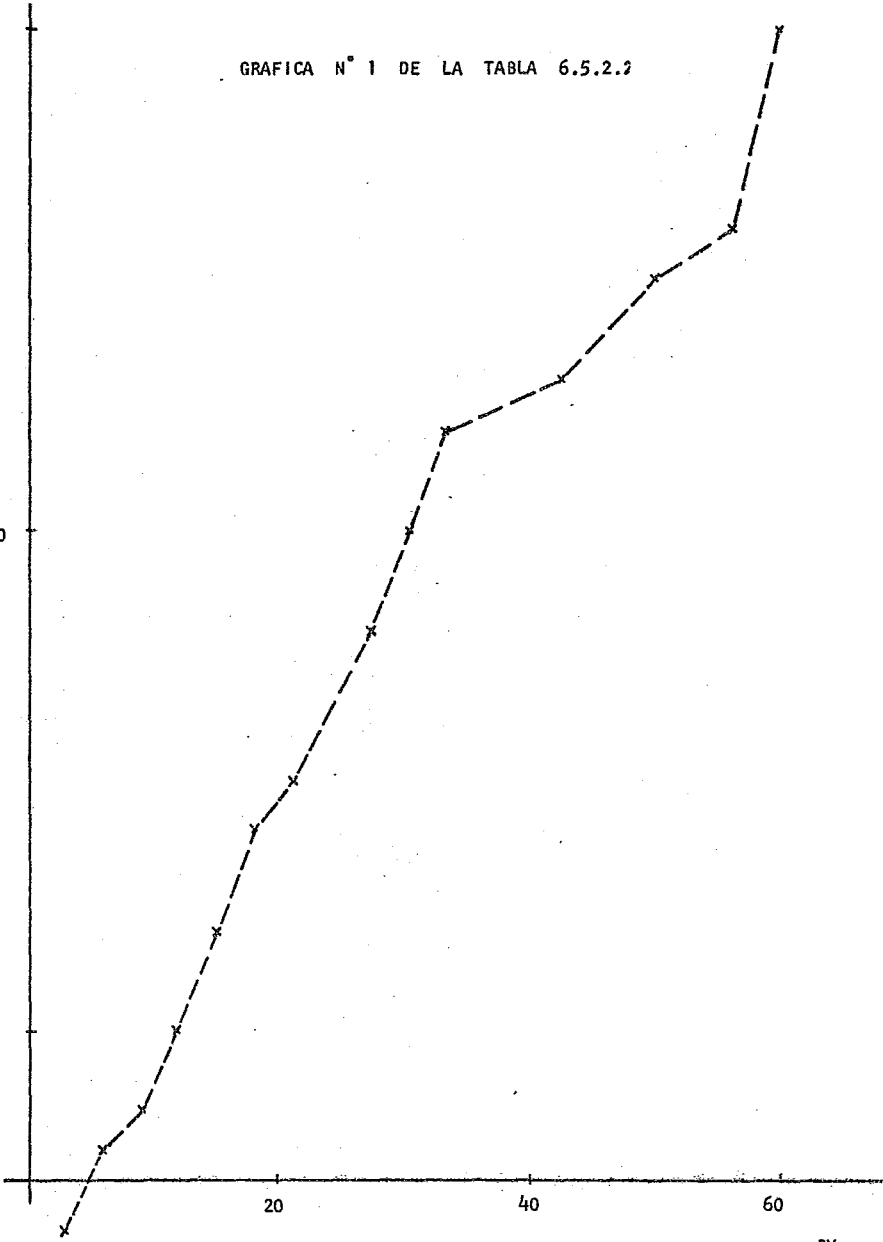
20

40

60

BV

90



GRAFICA N° 2 DE LA TABLA 6.5.2.2

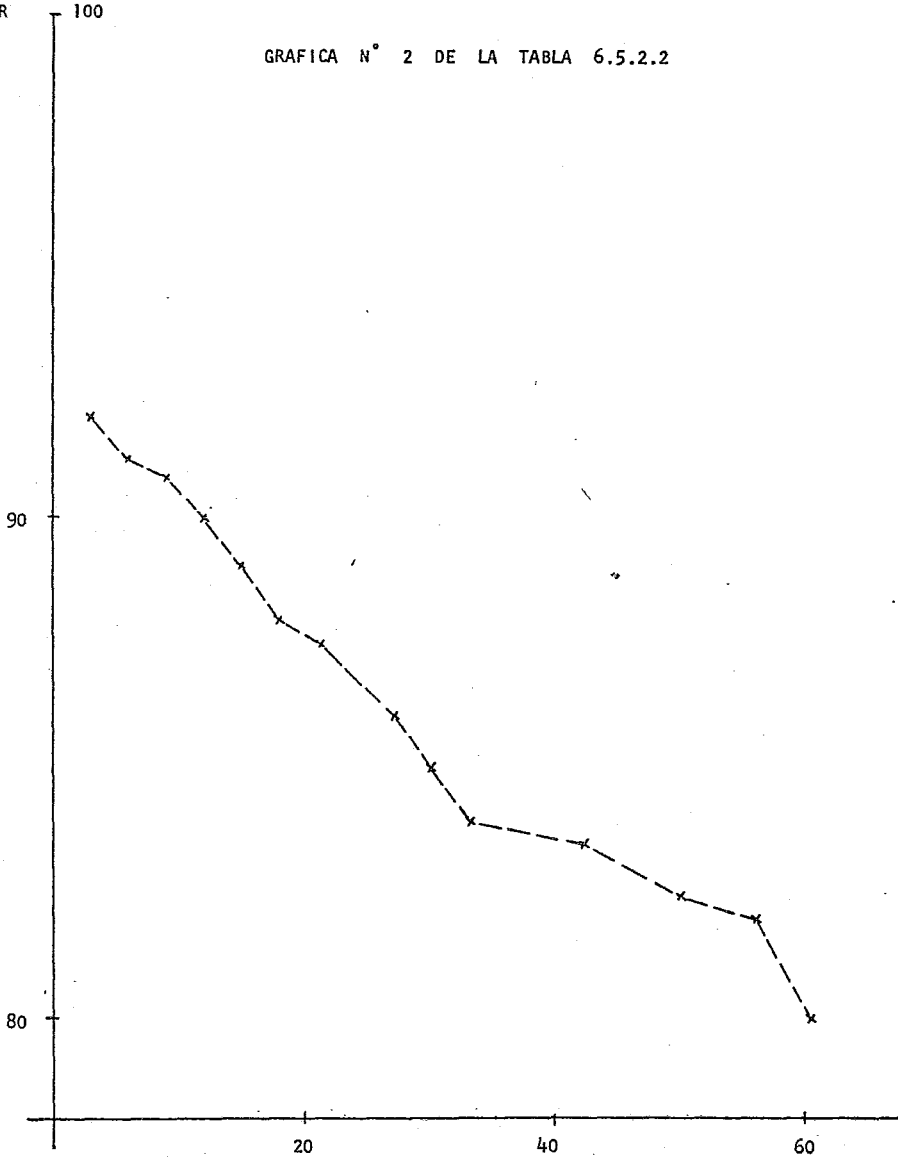
El % de reducción de color vs BV tratados.

Se observó que la eficiencia en la eliminación del color después de haber tratado 60 BV se mantiene arriba del 80 %.

REDUCCION

COLOR 100

GRAFICA N° 2 DE LA TABLA 6.5.2.2



3V

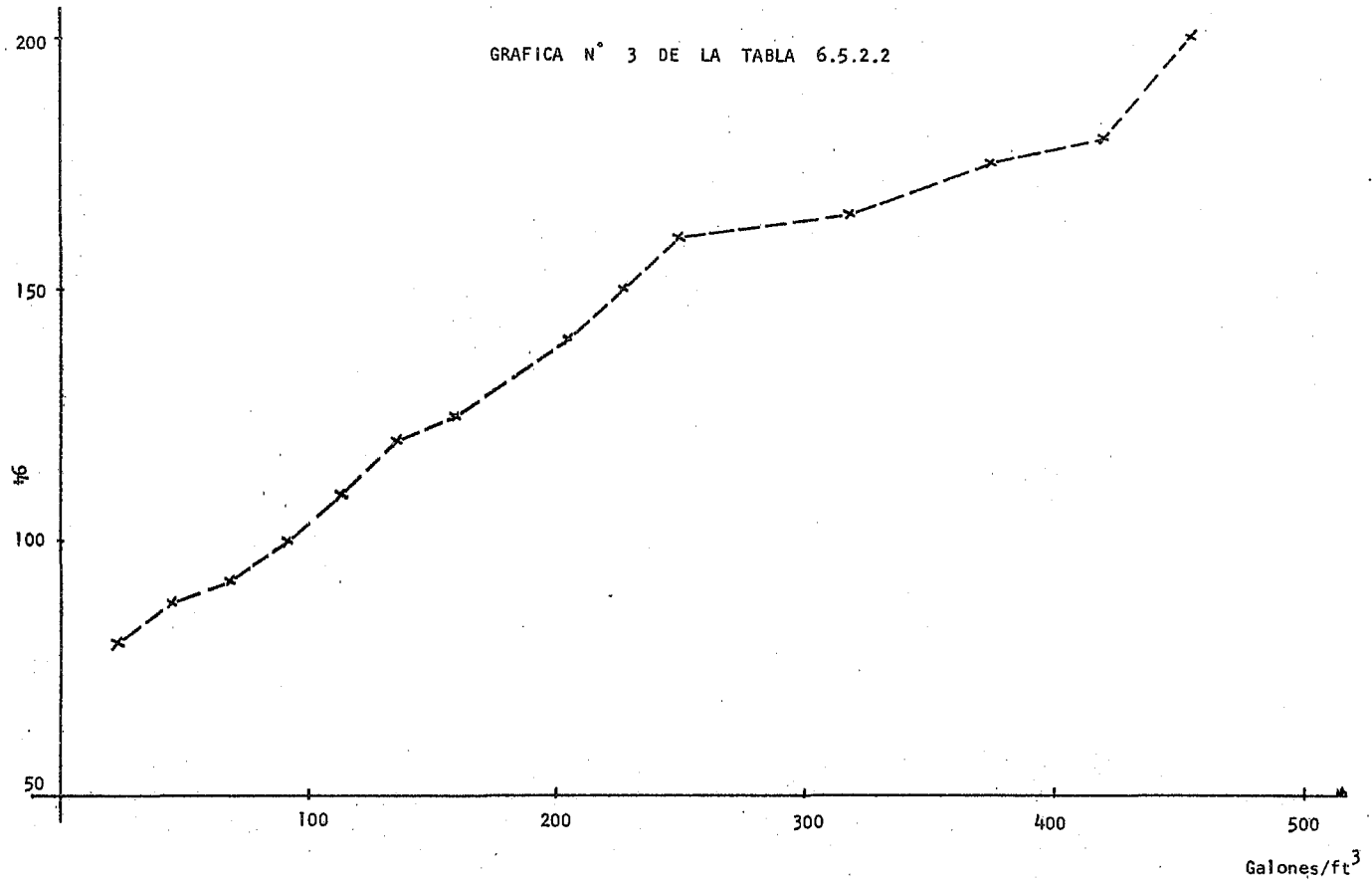
GRAFICA N° 3 DE LA TABLA 6.5.2.2

Concentración de color en unidades APHA vs GPM/ft³ de resina.

La capacidad de tratamiento de la resina es de 500 Galones/ft³ de resina, teniendo en el efluente un color máximo acumulado de 200 unidades APHA decolor.

COLOR APHA

GRAFICA N° 3 DE LA TABLA 6.5.2.2



GRAFICA N° 4 DE LA TABLA 6.5.2.2

El % de reducción del COD vs la capacidad de tratamiento de la resina.

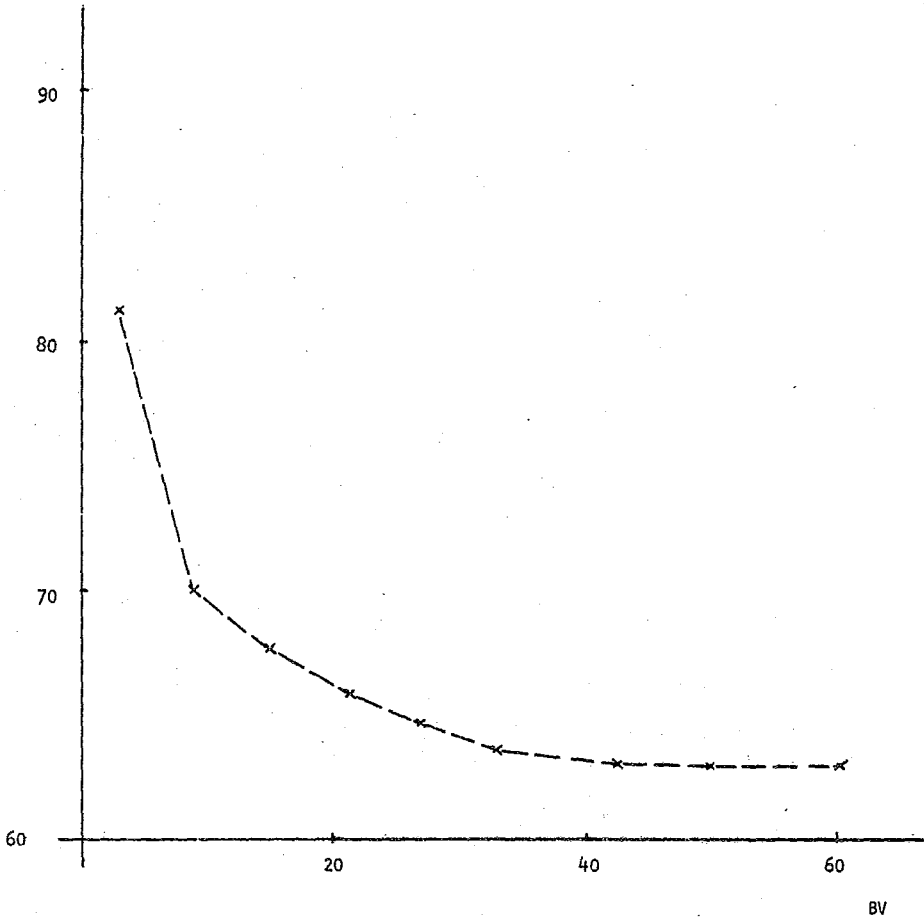
Se obtiene al inicio de la corrida una eficiencia de 81 % y al agotarse la resina la eficiencia para reducir la Demanda Química de Oxígeno se mantiene en 63 %.

Una vez agotada la resina en la columna se procede a realizar su regeneración.

GRAFICA N° 4 DE LA TABLA 6.5.2.2

% REDUCCION

COD



6.5.2.3 REGENERACION DE LA COLUMNA N° 2

CONDICIONES DEL CICLO DE REGENERACION

Tipo de regenerante: Licor blanco.

Flujo: Descendente.

Velocidad de flujo: 4 BVH.

Temperatura: Ambiente.

TABLA 6.5.2.4. CONDICIONES DEL EFLUENTE EN LA REGENERACION

VOLUMEN DE REGENERANTE (BV)	COLOR APHA	pH	% COLOR ELUIDO
0.1	45	2.9	0.0147
0.3	65	3.9	0.0217
0.4	2500	5	0.8171
0.5	13330		4.36
0.6	50000	10.3	16.34
0.8	140000	13.2	45.76
1	60000	13.6	19.61
1.2	20000	13.75	6.54
1.6	10000	14	3.27
2	7000	14	2.3
3.2	3000	14	0.98

GRAFICA N° 1 DE LA TABLA 6.5.2.4

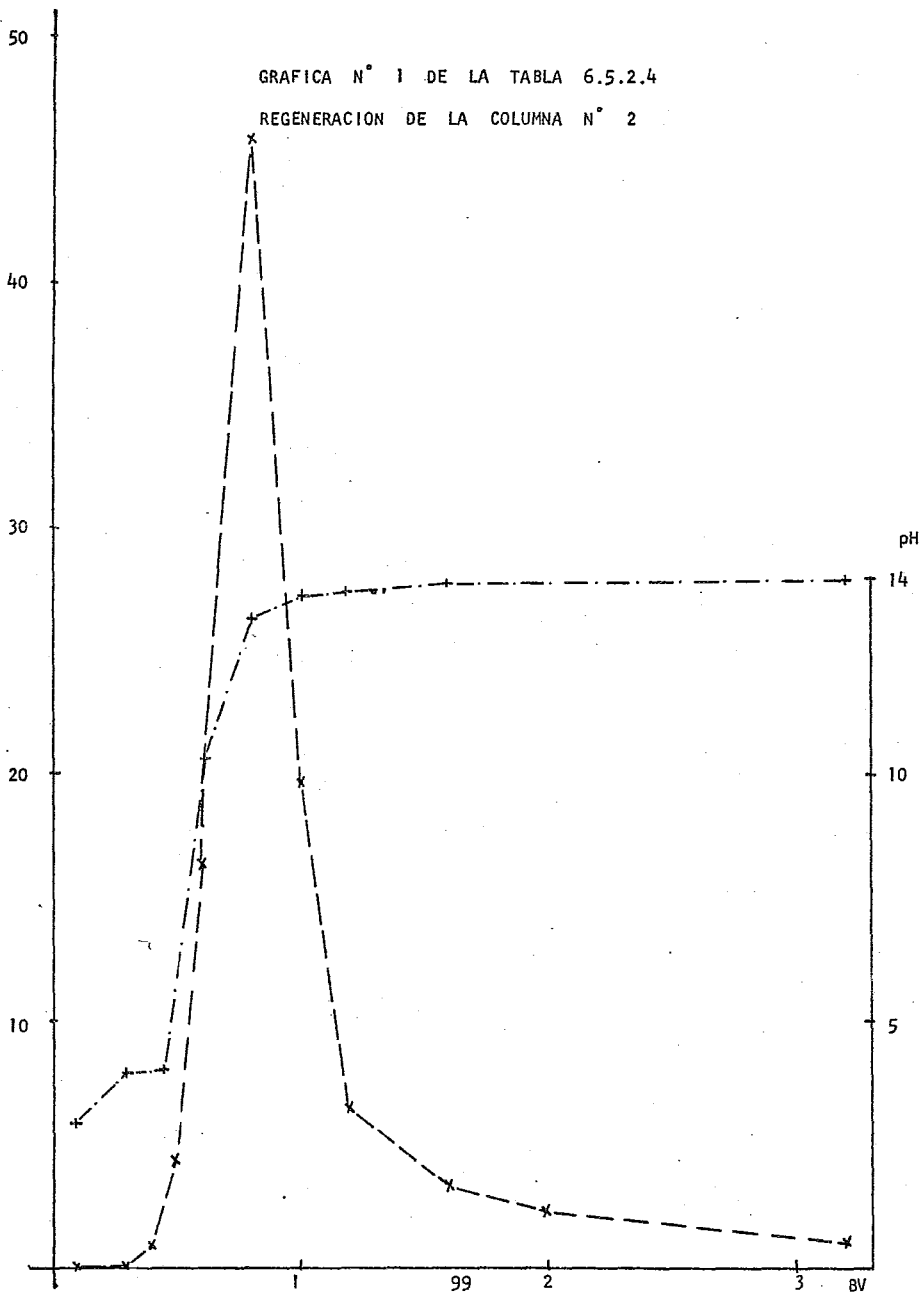
CICLO DE REGENERACION

Esta gráfica nos muestra el % del color del total removido, así como el pH vs BV de regenerante gastado.

Se gasto 2 BV de regenerante para eluir el mayor porcentaje (99.03 %) del color retenido por la resina.

% COLDR

GRAFICA N° 1 DE LA TABLA 6.5.2.4
REGENERACION DE LA COLUMNA N° 2



6.5.2.5 DESPLAZAMIENTO DEL LICOR BLANCO EN LA COLUMNA N° 2

Se empleó una mezcla de cloración y extracción alcalina (3 : 1) para desplazar el licor blanco que quedo en la columna N° 2 durante su regeneración.

Flujo descendente promedio: 8 BVH = 42.23 cm³ / min.

TABLA 6.5.2.6
PROCESO DE DESPLAZAMIENTO DEL REGENERANTE

MUESTRA	VOLUMEN ACU- MULADO (ml)	BV	pH	COLOR APHA	% COLOR
1	160	0.5	13.6	1000	4.65
2	317	1	13.6	5000	23.25
3	475	1.5	13.3	10000	46.51
4	633.5	2	11.7	3000	13.95
5	792	2.5	11.15	1000	4.65
6	950.5	3	9.95	500	2.32
7	1109	3.5	8.75	400	1.86
8	1267.5	4	2.7	350	1.62
9	1424.5	4.5	2.4	250	1.16

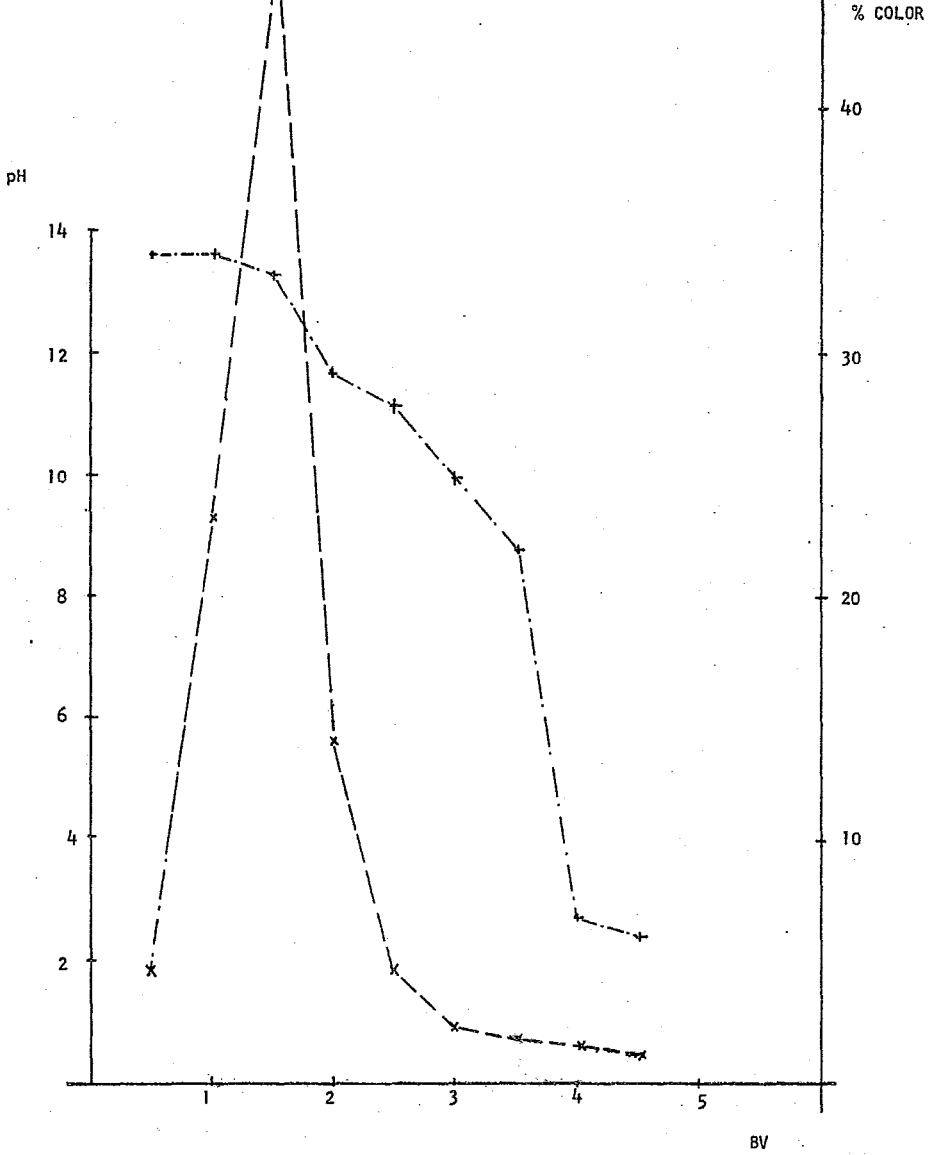
GRAFICA N° 1 DE LA TABLA 6.5.2.6
DESPLAZAMIENTO DEL REGENERANTE

Mezcla cloración + extracción alcalina (3 : 1) como líquido de desplazamiento.

En la gráfica aparece el % de color remanente vs BV de líquido de desplazamiento, así también aparece el pH vs BV de líquido de desplazamiento.

Se necesitaron 4 BV de líquido de desplazamiento. Cuando el regenerante ha sido desplazado de la columna, ésta queda lista para iniciar otro ciclo de agotamiento.

GRAFICA N° 1 DE LA TABLA 6.5.2.6



6.5.2.7. 2° AGOTAMIENTO DE LA COLUMNA N° 2

Después de haberse regenerado esta columna y efectuado el desplazamiento correspondiente del regenerante, se procedió a iniciar otro ciclo de agotamiento.

Condiciones del proceso para el 2° agotamiento:

Volúmen del lecho: $29\frac{1}{4} \text{ cm}^3 = 0,01 \text{ ft}^3$.

Flujo: descendente.

Velocidad de flujo: $8 \text{ BVH} = 40 \text{ cm}^3/\text{min}$

Temperatura del efluente de cloración: $30 \text{ }^\circ\text{C}$.

Temperatura del efluente de la extracción: $50 \text{ }^\circ\text{C}$.

Temperatura de la mezcla cloración + extracción (3 : 1) : $37 \text{ }^\circ\text{C}$

Nota: Estas temperaturas son las existentes en la planta de pulpa.

CONDICIONES DEL AGUA EN LA CORRIENTE DE ENTRADA DE LA COLUMNA

CORRIENTE	COLOR APHA	PH	COD ppm	CLORUROS ppm
CLORACION	50	1.3	1125	187
EXTRACCION	8000	10.55	633	1063
CLORACION + EXTRAC.	1400	2.1	984	414

TABLA 6.5.2.8
CONDICIONES DEL EFLUENTE EN EL 2° AGOTAMIENTO
DE LA COLUMNA N° 2

En este caso la temperatura de operación fué de 37 °C, la capacidad de reducción de color bajó a un 64 %, el % en la reducción del COD fué del 47 % y el volumen tratado fué de 32 BV.

Más adelante se presentan gráficas de cada una de las variables con respecto al volumen tratado de agua.

TABLA 6.5.2.8

CICLO DE AGOTAMIENTO
 RELACION DE CLORACION A EXTRACCION 3 : 1
 TEMPERATURA DE PRUEBA ; 37 ° C

MUESTRA	VOLUMEN ACU MULADO (ml)	VOL. ACUMUL./VOL. CAMA VOL. CAMA	VOL. CAMA Gal/ft ³	COLOR (APHA)	COD (ppm)	PH	CLORUROS (ppm)	% RED COLOR	% RED COD
1	500	1.58	11.82	300	202.8	2.1	984.06	78.57	51
2	1000	3.16	23.64	300	--	---	---	78.57	--
3	2000	6.33	47.35	350	202.8	---	---	75	51
4	4000	12.66	94.7	400	--	2.1	---	71.43	--
5	6000	18.98	142	450	219.02	--	984.06	67.86	47.06
6	8000	25.3	189.26	475	--	---	---	66.07	--
7	10000	31.64	236.7	500	219.02	2.1	984.06	64.28	47.06

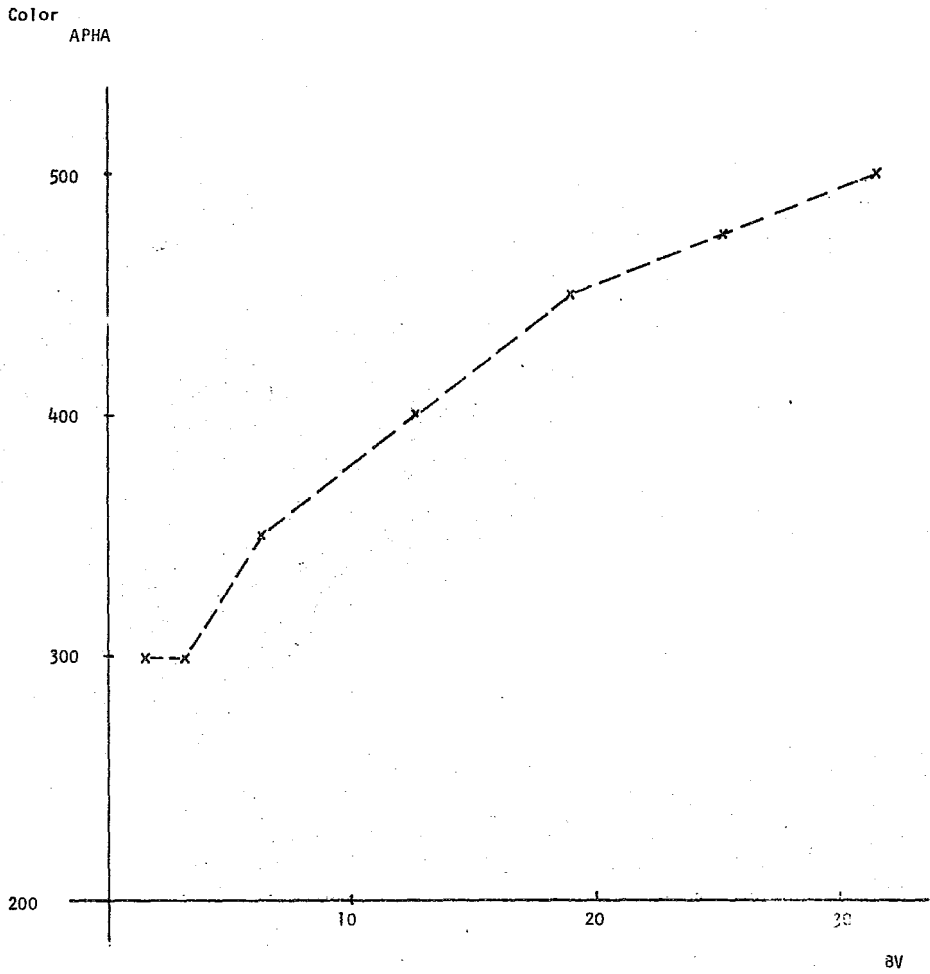
GRAFICA N° 1 DE LA TABLA 6.5.2.8

CICLO DE AGOTAMIENTO

**Concentración de color en unidades APHA vs BV (volúmenes de lecho)
tratados.**

**Se obtiene en el efluente una concentración final de color de 500 unidades APHA
(acumulado) y 30 BV tratados.**

GRAFICA N° 1 DE LA TABLA 6.5.2.8



GRAFICA N° 2 DE LA TABLA 6.5.2.8.

CICLO DE AGOTAMIENTO

El % de reducción de color vs BV tratados. Se obtiene el 65 % de color retenido y se trataron 30 BV.

% Reducción

COLOR

80

GRAFICA N° 2 DE LA TABLA 6.5.2.8

75

70

65

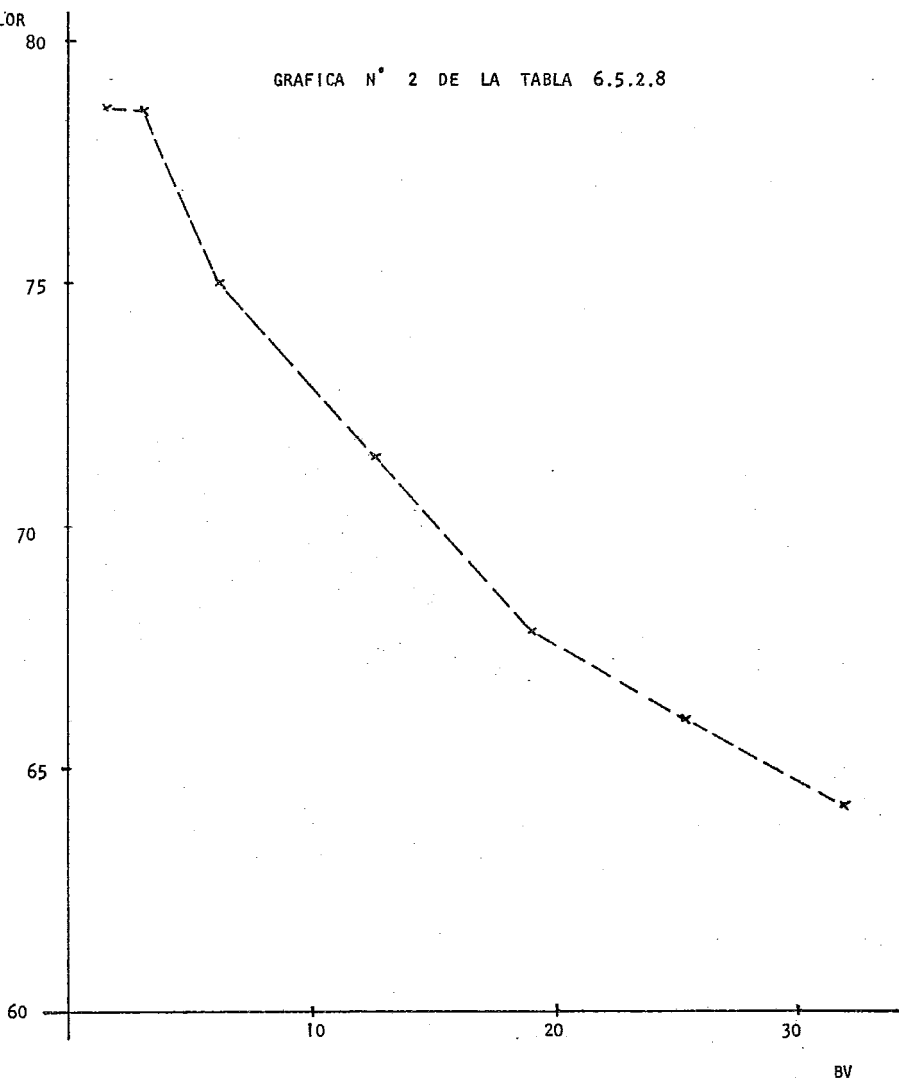
60

10

20

30

BV



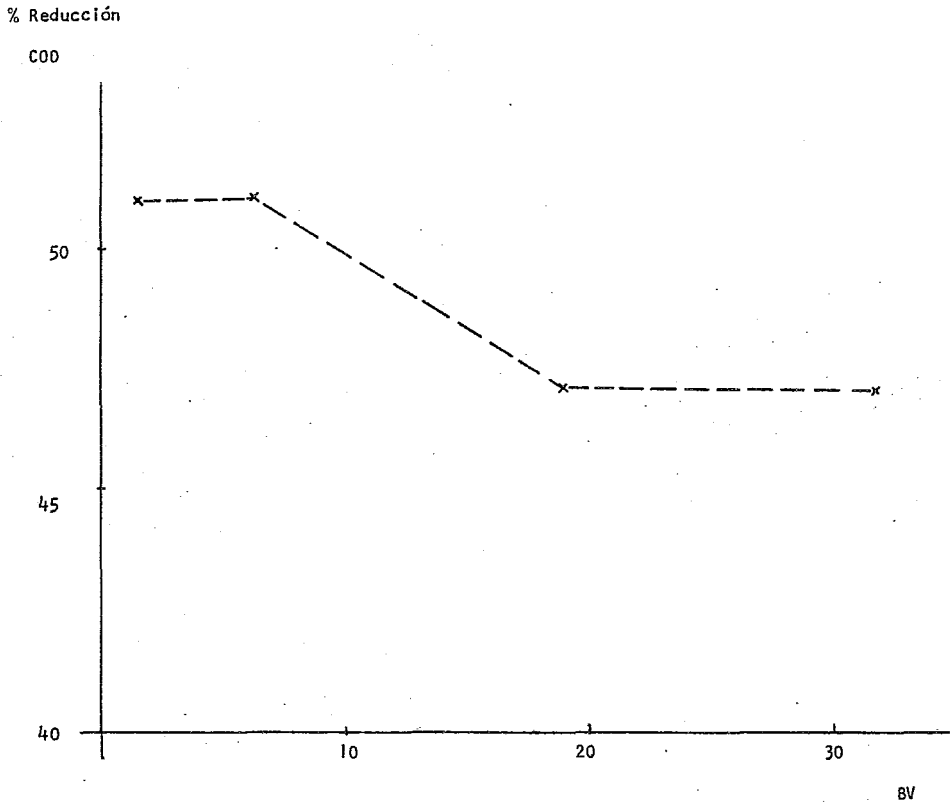
GRAFICA N° 3 DE LA TABLA N° 6.5.2.8

CICLO DE AGOTAMIENTO

En esta gráfica aparece el % de reducción de COD vs BV tratados, la demanda química de oxígeno se redujo hasta el 47 % después de tratar 30 BV.

En esta columna después de agotarse por segunda vez no se volvió a operar.

GRAFICA N° 3 DE LA TABLA 6.5.2.8



6.5.3 OPERACIONES EN LA COLUMNA N° 3

Condiciones de operación. (Ciclo de agotamiento).

Diámetro: 1 in. = 2.54 cm. = 0.0833 ft

Altura: 62 cm. = 2.034 ft

Volúmen: $314.16 \text{ cm}^3 = 1.108 \times 10^{-2} \text{ ft}^3$

Tipo de madera: pino (suave).

Velocidad de flujo: $60 \text{ cm}^3/\text{min} = 11.5 \text{ BVH}$

Flujo: descendente.

Temperatura: 40 °C

Relación de cloración a extracción: 3 : 1

TABLA 6.5.3.1
CONDICIONES EN LA CORRIENTE DE ENTRADA

CORRIENTE	COLOR APHA	pH	COD ppm	CLORUROS ppm
Cloración	140	2.25	275.8	702.9
Extracción	13 000	11	1 346.6	421.7
Cloración + Extracción	2 000	2.65	527.3	632.6

TABLA 6.5.3.2

CICLO DE AGOTAMIENTO

CONDICIONES EN EL EFLUENTE DE LA COLUMNA

BV TRATADOS	Gal/ft ³	COLOR APHA	COD ppm	pH	CLORUROS ppm	% RED COLOR	% RED COD
3.18	23.81	90	129.8	2.75	632.6	95.5	75.4
6.36	47.62	--	---	---	---	--	--
9.55	71.44	100	194.7	2.7	--	95	63.07
12.75	95.23	200	210.9	--	632.61	90	60
15.91	119.01	300	243.36	2.6	--	85	53.8
22.28	166.67	450	275.8	--	--	77.5	47.7
28.65	214.32	500	292	2.65	632.61	75	44.6

6.5.3.3 REGENERACION DE LA COLUMNA

N° 3

CONDICIONES DEL CICLO DE REGENERACION

Tipo de regenerante: Licor blanco.

Flujo: ascendente.

Velocidad de flujo: 2.1 BVH

Temperatura: ambiente.

TABLA 6.5.3.4
CONDICIONES DEL EFLUENTE EN LA REGENERACION

VOLUMEN DE REGENERANTE (BV)	COLOR APHA	pH	% COLOR ELUIDO
0.2	500	2.45	0.18
0.4	5 000	3	1.8
0.6	10 000	5	3.6
0.8	20 000	7	7.2
1	--	-	--
1.2	40 000	8.15	14.38
1.4	160 000	13.55	57.6
1.6	20 000	13.6	7.2
1.8	14 000	--	5
2.4	5 000	-	1.8
3.2	1 500	-	0.5
3.6	1 200	-	0.4
4	800	-	0.3

6.5.3.5 DESPLAZAMIENTO DEL LICOR BLANCO EN LA COLUMNA N° 3

Líquido de desplazamiento: agua fresca a temperatura ambiente.

Flujo: descendente.

Velocidad de flujo: 8 BVH.

TABLA 6.5.3.6

PROCESO DE DESPLAZAMIENTO DEL REGENERANTE

BV	pH	COLOR APHA	% COLOR
0.56	13.5	1 500	7.51
1.13	13.45	8 000	40.05
1.7	12.8	8 000	40.05
2.26	11.6	1 500	7.51
2.83	10.45	500	2.5
3.4	7	250	1.25
3.96	5	150	0.75
4.53	4	75	0.4

6.5.3.7 2° AGOTAMIENTO DE LA COLUMNA N° 3

CONDICIONES:

Volúmen de la columna: 304 cm³

Tipo de madera: suave.

Temperatura: ambiente.

Velocidad de flujo: 12 BVH.

Flujo: descendente.

Relación de cloración a extracción: 3 : 1

CONDICIONES EN LA CORRIENTE DE ENTRADA DE LA COLUMNA

CONDICIONES EN LA CORRIENTE DE ENTRADA DE LA COLUMNA

CORRIENTE	COLOR APHA	pH	COD ppm	CLORUROS ppm
Cloración	80	2	211	1 265
Extracción	6 000	8.75	1 217	703
Cloració + Extrac ción	1 500	2.25	438	1 124

TABLA 6.5.3.8 2° AGOTAMIENTO

CONDICIONES EN EL EFLUENTE DE LA COLUMNA N° 3

BV TRATADOS	Gal/ft ³	COLOR APHA	COD ppm	pH	CLORUROS ppm	% RED COLOR	% RED COD
1.65	12.3	250	146	2.8	1 125	83.3	66.7
3.29	24.6	400	-	2.4	--	73.3	-
6.6	49.2	450	227	2.4	1 054	70	48
13.2	98.5	500	-	2.3	-	66.6	-
19.7	148	600	260	2.25	-	60	40.7
26.3	197	600	-	2.3	-	60	--
33	246	600	260	2.3	1 124	60	40.7

6.5.3.9 2° REGENERACION DE LA COLUMNA N° 3

CONDICIONES DEL CICLO DE REGENERACION

Tipo de regenerante: Licór blanco

Flujo: ascendente.

Velocidad: 4 BVH

Temperatura: ambiente

TABLA 6.5.3.10
CONDICIONES DEL EFLUENTE EN LA REGENERACION

VOLUMEN DE REGENERANTE BV	COLOR APHA	pH	% COLOR ELUIDO
0.1	120	1.9	0.03
0.2	120	2.1	0.03
0.3	1 200	2.2	0.34
0.4	6 000	2.2	1.73
0.5	24 000	4.6	6.9
0.6	70 000	9.65	20.16
0.7	80 000	13	23
0.8	60 000	13.5	17.3
0.9	40 000	-	11.5
1	36 000	-	10.37
1.2	16 000	-	4.61
1.5	8 000	-	2.3
1.7	--	-	-
2.1	3 500	13.7	--
3.87	1 200	-	0.34
5.2	1 000	-	0.3

6.5.3.11 2° DESPLAZAMIENTO DEL REGENERANTE EN LA COLUMNA N° 3

Líquido de desplazamiento: mezcla cloración + extracción, relación 2.5 : 1

pH del líquido de desplazamiento: 2.1

Flujo: descendente.

Velocidad de flujo: 8 BVH

Temperatura: ambiente.

TABLA 6.5.3.12

PROCESO DE DESPLAZAMIENTO DEL REGENERANTE

BV	pH	COLOR APHA	% COLOR
0.5	13.5	1 200	4.4
1	13.5	1 400	5.1
1.5	13.4	12 000	43.8
2	12.5	8 000	29.2
2.5	11.1	3 000	11
3	11	--	--
3.5	10.45	1 000	3.65
4	10.2	--	--
4.5	9.75	--	--
5	9.5	--	--
5.5	9.15	800	2.92

6.5.3.13 3° AGOTAMIENTO DE LA COLUMNA N° 3

CONDICIONES:

Volúmen de la columna: 296 cm³

Tipo de madera: suave.

Temperatura: ambiente.

Velocidad de flujo: 8 BVH

Flujo: descendente.

Relación de cloración a extracción: 2.5 : 1

CONDICIONES EN LA CORRIENTE DE ENTRADA DE LA COLUMNA

CORRIENTE	COLOR APHA	pH	COD ppm	CLORUROS ppm
Cloración	30	2.1	146	808
Extracción	6 000	10.5	892	597
Cloración + Extracción	1 200	2.7	340	738

TABLA 6.5.3.14 3° AGOTAMIENTO

CONDICIONES EN EL EFLUENTE DE LA COLUMNA

BV TRATADOS	Gal/ft ³	COLOR APHA	COD ppm	pH	CLORUROS ppm	% RED COLOR	% RED COD
3.71	--	75	97.35	7.5	738	93.75	71.43
5.4	--	100	---	6.4	-	91.6	-
7	--	100	97.35	3.1	738	91.6	71.43
13.5	--	100	--	--	---	91.6	---
20.3	--	150	154.15	--	739	87.5	54.76
27	--	200	---	--	-	83.3	--
33.75	--	250	162.24	2.7	736	79.16	52.38
40.5	--	300	178.46	2.7	740	75	47.6

6.5.4 OPERACIONES EN LA COLUMNA N° 4

Condiciones de operación. (Ciclo de agotamiento).

Volúmen del lecho: 309 cm³

Velocidad de flujo: 8 BVH.

Flujo: descendente.

Temperatura: ambiente

Relación de cloración a extracción: 2.5 : 1

CONDICIONES EN LA CORRIENTE DE ENTRADA DE LA COLUMNA				
CORRIENTE	COLOR APHA	pH	COD ppm	CLORUROS ppm
Cloración	50	2	174	843
Extracción	5 000	8.2	933	773
Cloración + Extracción	1 200	2.3	332	823

TABLA 6.5.4.1 1° AGOTAMIENTO
CONDICIONES EN EL EFLUENTE DE LA COLUMNA

BV TRATADOS	pH	COLOR APHA	COD ppm	CLORUROS ppm	% RED COLOR	% RED COD
1.6	7.5	80	90	819	93.3	73.2
3.25	3	100	--	---	91.7	--
6.5	2.5	180	146	821	85	56.1
13	2.4	200	162	823	83	51
19.5	2.4	220	-	-	81.7	--
25.8	2.3	250	-	-	79.2	--
32.4	2.3	275	170	822	77	49
39	2.3	300	178.5	824	75	46

6.5.4.2 1° REGENERACION DE LA COLUMNA N° 4

CONDICIONES DEL CICLO DE REGENERACION

Regenerante: licor débil de lavado.

Flujo: ascendente.

Velocidad de flujo: 2 BVH

Temperatura: ambiente.

TABLA 6.5.4.3

CONDICIONES DEL EFLUENTE EN LA REGENERACION

VOLUMEN DE REGENERANTE (BV)	COLOR APHA	pH	% COLOR ELUIDO
0.22	450	2.35	0.21
0.43	-	2.2	-
0.65	-	2.3	-
0.87	500	2.25	0.23
1.09	1 200	2.4	0.55
1.3	40 000	9.3	18.24
1.53	130 000	13.1	59.27
1.75	30 000	13.35	13.68
1.97	6 000	13.45	2.74
2.16	3 300	--	1.5
2.31	3 000	--	1.37
2.47	1 500	--	0.68
2.69	--	--	--
2.91	1 200	--	0.55
3.13	--	--	---
3.35	800	--	0.36
3.57	800	--	0.36
5.13	600	13.5	0.27

6.5.4.4 DESPLAZAMIENTO DEL REGENERANTE DE LA COLUMNA

CONDICIONES:

Líquido de desplazamiento: Agua limpia.

Flujo: descendente.

Gasto: 8 BVH.

TABLA

PROCESO DE DESPLAZAMIENTO DEL REGENERANTE

BV	pH	COLOR APHA	% COLOR
0.5	13.4	800	22.86
1	13.3	1 000	28.57
1.5	12.45	1 000	28.57
2	11	300	8.57
2.5	10.1	150	4.3
3	9.75	100	2.86
3.5	9.6	100	2.86
4	9.3	50	1.43

6.5.4.5 2° AGOTAMIENTO DE LA COLUMNA N° 4

CONDICIONES:

Volúmen de la cama: 308.6 cm³

Temperatura: ambiente.

Velocidad de flujo: 8 BVH.

Flujo: descendente.

Relación de cloración a extracción: 2.5 : 1

CARACTERISTICAS DE LA CORRIENTE DE ENTRADA A LA COLUMNA

CORRIENTE	COLOR APHA	pH	COD ppm	CLORUROS ppm
Cloración	30	2.1	146	808.3
Extracción	6 000	10.5	892.3	597.5
Cloración + Extracción	1 200	2.7	356.9	702.9

CARACTERISTICAS DEL EFLUENTE DURANTE EL 2° AGOTAMIENTO DE LA COLUMNA

BV TRATADOS	Gal/ft ³	COLOR APHA	COD ppm	pH	CLORUROS PPM	% RED COLOR	% RED COD
3.24	--	60	121.7	3	702.9	95	65.9
6.48	--	--	--	2.7	--	--	---
9.72	--	80	129.8	2.85	843.5	93	63.6
16.2	--	--	--	2.75	--	--	---
22.7	--	160	170.35	--	--	86.7	52.3
29.16	--	-	--	--	773.2	--	--
35.65	--	240	178.5	--	--	80	50
42.13	--	240	178.5	2.7	702.9	80	50

6.5.4.6 2° REGENERACION DE LA COLUMNA N° 4

CONDICIONES DEL CICLO DE REGENERACION:

Regenerante: Licor débil de lavado, con pH de 13.5

Volúmen de cama: 308 cm³

Gasto: 4 BVH.

Flujo: ascendente.

TABLA
CONDICIONES DEL EFLUENTE EN LA REGENERACION

VOLUMEN DE REGENERANTE BV	COLOR APHA	pH	% COLOR ELUIDO
0.13	1 000	5.3	0.30
0.26	3 200	3.7	0.98
0.39	4 000	3.7	1.23
0.52	8 000	3.8	2.46
0.64	20 000	4.2	6.15
0.77	48 000	5.65	14.77
0.9	60 000	6.7	18.47
1.03	60 000	7.85	18.47
1.16	60 000	12.4	18.47
1.29	40 000	13.15	12.31
1.42	---	13.2	---
1.55	10 000	---	3.08
1.69	---	--	--
1.81	5 000	--	1.54
1.9	---	--	--
2.08	3 000	--	0.92
2.2	---	--	--
2.3	1 500	--	0.46
2.4	1 200	--	0.37

6.5.4.7 DESPLAZAMIENTO DEL REGENERANTE DE LA COLUMNA

CONDICIONES:

Líquido de desplazamiento: agua fresca.

Flujo: descendente.

Gasto: 8 BVH.

TABLA

PROCESO DE DESPLAZAMIENTO DEL REGENERANTE

BV	pH	COLOR APHA	% COLOR
0.55	13.1	4 000	58.4
1.1	12.7	2 000	29.2
1.6	11.15	500	7.3
2.2	10.15	250	3.65
2.7	9.8	100	1.46

6.5.4.8 3° AGOTAMIENTO DE LA COLUMNA N° 4

CONDICIONES:

Volúmen de la cama: 308 cm³

Temperatura: ambiente.

Velocidad de flujo: 8 BVH.

Flujo: descendente.

Relación de cloración a extracción: 2 : 1

CARACTERISTICAS DE LA CORRIENTE DE ENTRADA A LA COLUMNA

CORRIENTE	COLOR APHA	pH	COD ppm	CLORUROS ppm
Cloración	5	2	---	---
Extracción	3 500	10.4	811.2	462.3
Cloración + Ex- tracción	1 000	2.5	365	773.19

TABLA
 CARACTERISTICAS DEL EFLUENTE DURANTE EL 3° AGOTAMIENTO DE LA COLUMNA

BV TRATADOS	COLOR APHA	COD ppm	pH	CLORUROS ppm	% RED COLOR	% RED COD
6.5	60	114	9.5	771	94	70
9.7	--	--	7.3	--	--	--
12.9	80	-	5.4	-	92	---
16.2	100	154	3.5	-	90	57
19.5	-	-	2.5	-	-	-
26	120	-	2.5	-	88	-
32.5	--	162	-	775	-	56
39	160	-	-	-	86	--
45.5	-	-	2.6	-	-	-
54	180	170	2.5	773	82	53

6.6 RESUMEN DE LA PARTE EXPERIMENTAL

Se trabajó con 4 columnas de adsorción en total, en las que se probaron diferentes condiciones de operación en las etapas de Agotamiento, Regeneración y Desplazamiento.

A continuación se presenta, en forma condensada, los resultados de todos y cada uno de los agotamientos de las 4 columnas de adsorción.

Tenemos en la Tabla 6.6.1 el orden de agotamiento de cada columna, la capacidad de agotamiento (Volúmenes de lecho tratados al agotarse la columna) y el porcentaje de eliminación de color alcanzado.

T A B L A N° 6.6.1

% DE DECOLORACION

CICLOS DE AGOTAMIENTO

C-1		C-2		C-3		C-2		C-3		C-4	
1°		1°		1°		2°		2°		1°	
BV	%	BV	%	BV	%	BV	%	BV	%	BV	%
10.2	92.5	3	92	3.2	95.5	1.6	78.6	1.6	82.3	1.62	93.3
13.6	90	6	91.2	6.4	--	3.16	78.6	3.3	73.3	3.2	91.7
18.7	83.3	9.1	90.8	9.55	95	6.3	75	6.6	70	6.5	85
28.9	80	12.1	90	12.7	90	12.7	71.4	13.1	66.7	12.9	83.3
		15.2	89	15.9	85	19	67.9	19.7	60	19.4	81.7
		18.2	88	22.3	77.5	25.3	66	26.3	60	25.9	79.2
		21.2	87.5	28.7	75	31.6	64.3	32.9	60	32.4	77.1
		24.3	--							38.8	75
		27.3	86								
		30.4	85								
		33.4	84								
		36.4	--								
		42.5	83.5								
		48.6	--								
		50.1	82.5								
		56.2	82								
		60.7	80								

CONTINUACION

T A B L A N° 6.6.1

% DE DECOLORACION

CICLOS DE AGOTAMIENTO:

C-4		C-3		C-4	
2°		3°		3°	
BV	%	BV	%	BV	%
3.24	95	3.7	93.8	6.5	94
6.5	—	5.4	91.7	9.7	—
9.7	93	7.1	91.7	12.9	92
16.2	—	13.5	91.7	16.2	90
22.7	86.7	20.2	87.5	19.4	—
29.2	—	27	83.3	25.9	88
35.6	80	33.7	79.2	32.4	—
42.1	80	40.5	75	39	86
				45.4	—
				54	82

GRAFICA N° 1 DE LA TABLA 6.6.1

% DE ELIMINACION DE COLOR VS CAPACIDAD DE TRATAMIENTO
ALCANZADO POR CADA COLUMNA.

Como se observa en esta gráfica, las columnas N° 2, 3 y 4 tienen los valores más altos en el volúmen tratado al agotarse la columna.

Se tiene un volúmen tratado promedio de 40 BV (40 veces el volúmen de resina contenida en la columna), y una eficiencia de eliminación de color del 75 % como mínimo en las columnas antes mencionadas.

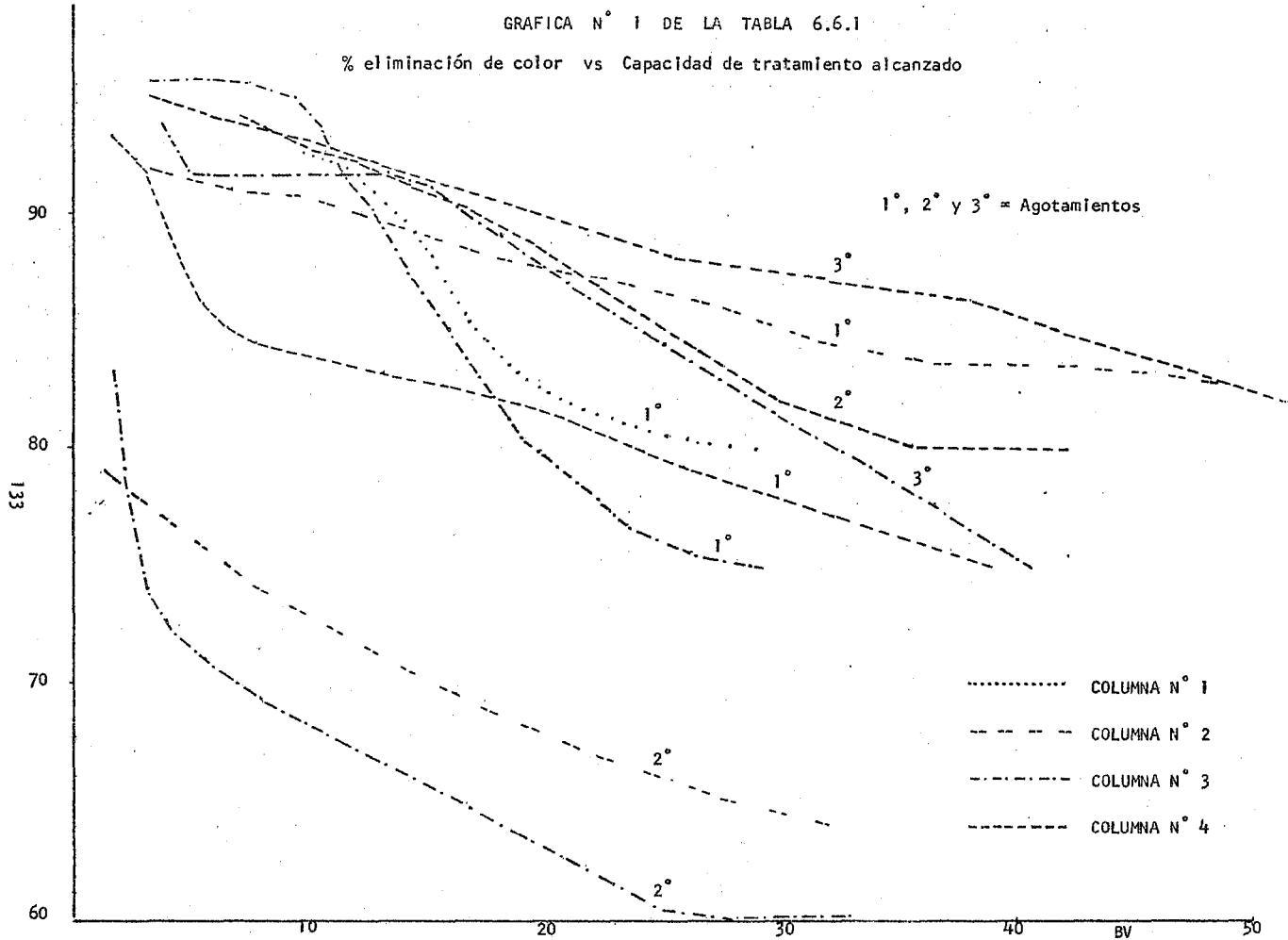
En el caso del comportamiento de las columnas con una menor eficiencia de tratamiento, se nota que corresponden a columnas con flujo de 12 BVH y con temperatura de operación de 47 °C, por lo que estas condiciones de operación se descartan.

GRAFICA N° 2 DE LA TABLA 6.6.1

% DE DECOLORACION VS TIEMPO DE AGOTAMIENTO
DE CADA COLUMNA.

Tomando como referencia las columnas 2, 3 y 4, obtenemos un tiempo de agotamiento de 5 horas a un régimen de 8 BVH, en el cuál la resina alcanza el punto de agotamiento.

% eliminación de color vs Capacidad de tratamiento alcanzado



% DECOLORACION

GRAFICA N° 2 DE LA TABLA 6.6.1

% DE ELIMINACION DE COLOR VS TIEMPO DE TRATAMIENTO.

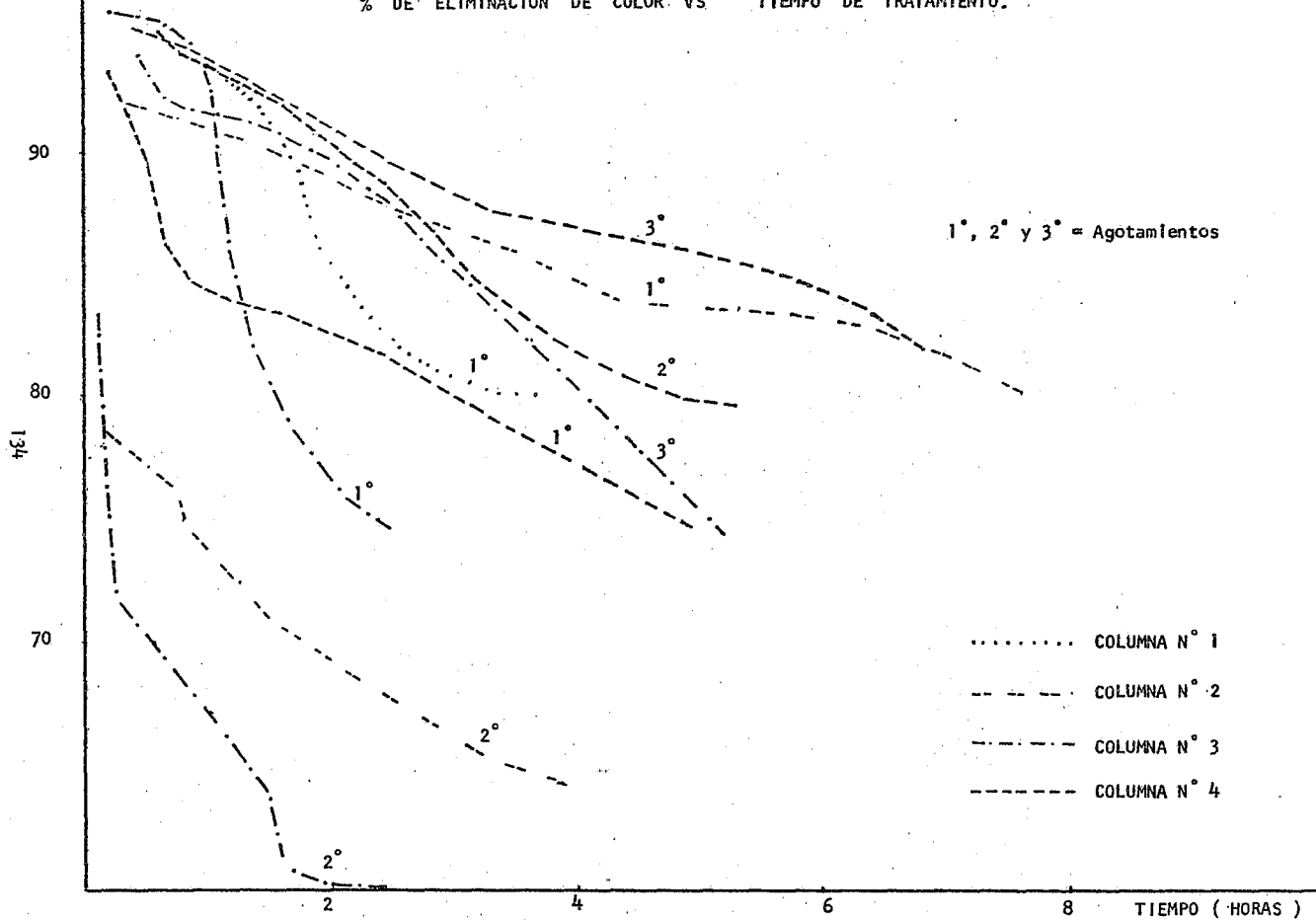


TABLA 6.6.2

En esta tabla se presentan los resultados del porcentaje de reducción en la Demanda Química de Oxígeno (COD) obtenidos en cada una de las columnas de adsorbente, así como los volúmenes de lecho tratado para cada una de ellas durante el ciclo de agotamiento.

GRAFICA N° 1 DE LA TABLA 6.6.2

% DE REDUCCION DEL COD VS CAPACIDAD DE TRATAMIENTO
ALCANZADO POR CADA COLUMNA.

De esta gráfica notamos que tomando como referencia los resultados de las columnas 2, 3 y 4, el % de reducción de la Demanda Química de Oxígeno (COD) se mantiene por encima del 46 %.

T A B L A N° 6.6.2
 % REDUCCION DE COD
 CICLOS DE AGOTAMIENTO

C-1		C-2		C-3		C-2		C-3		C-4	
1°		1°		1°		2°		2°		1°	
BV	%	BV	%	BV	%	BV	%	BV	%	BV	%
10.2	67.6	3	81.2	3.2	75.4	1.6	51	1.6	66.7	1.62	73.2
17.61	56.6	6	—	6.4	—	3.16	—	3.3	—	3.2	—
18.7	52.3	9.1	70	9.55	63	6.3	51	6.6	48.2	6.5	56.1
28.9	35.5	12.1	—	12.7	60	12.7	—	13.1	—	12.9	51.2
		15.2	67.6	15.9	53.8	19	47	19.7	40.7	19.4	—
		18.2	—	22.3	47.7	25.3	—	26.3	—	25.9	—
		21.2	66	28.7	44.6	31.6	47	32.9	40.7	32.4	48.8
		24.3	—							38.8	46.4
		27.3	64.7								
		30.4	—								
		33.4	63.6								
		36.4	—								
		42.5	63								
		48.6	—								
		50.1	63								
		56.2	63								
		60.7	—								

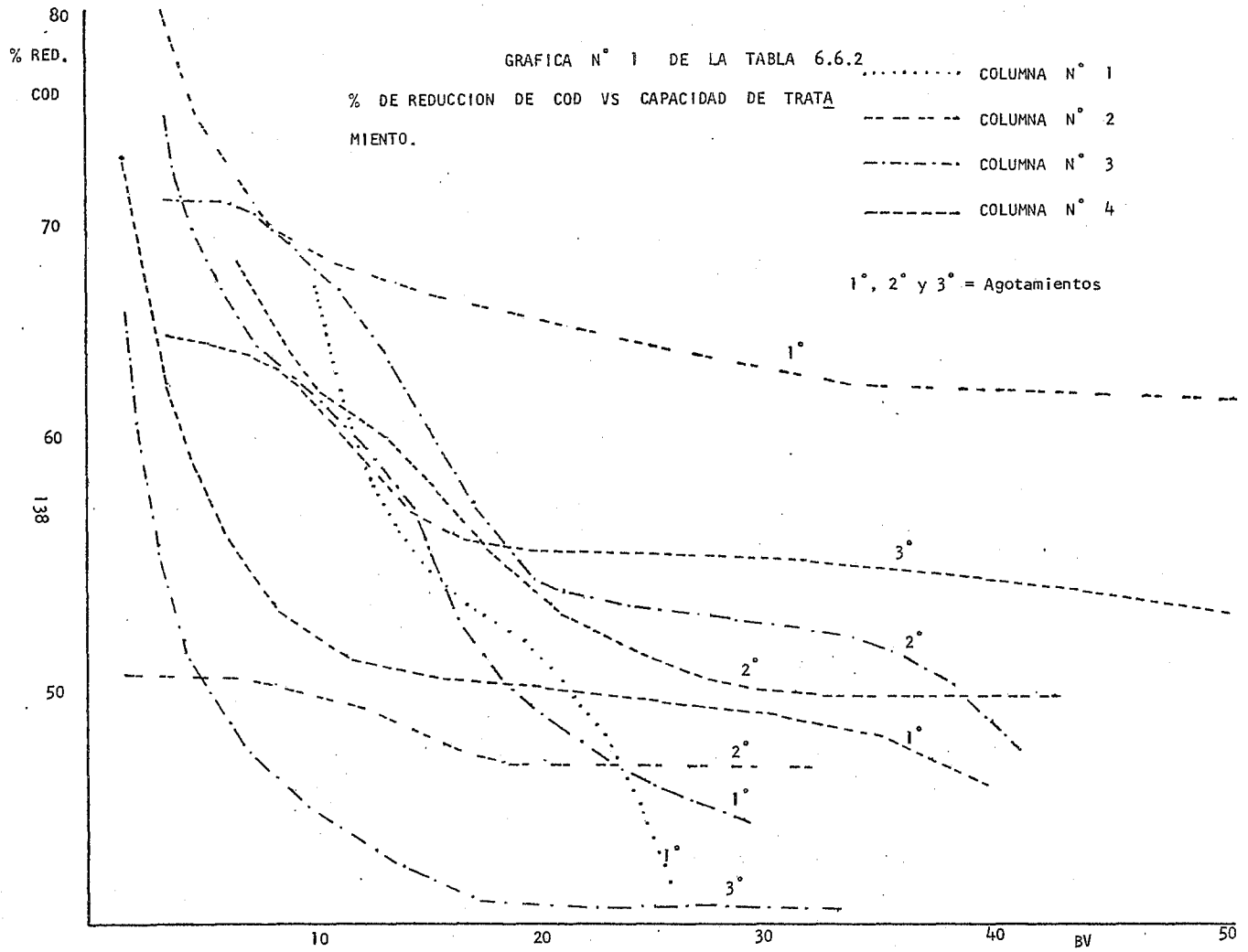
CONTINUACION

T A B L A N° 6.6.2

% REDUCCION DE COD

CICLOS DE AGOTAMIENTO

C-4		C-3		C-4	
2°		3°		3°	
BV	%	BV	%	BV	%
3.24	65.9	3.7	71.4	6.5	69
6.5	--	5.4	--	9.7	--
9.7	62.6	7.1	71.4	12.9	--
16.2	--	13.5	--	16.2	57
22.7	52.3	20.2	54.8	19.4	--
29.2	--	27	--	25.9	--
35.6	50	33.7	52.4	32.4	56
42.1	50	40.5	47.6	39	--
				45.4	--
				54	53



6.6.3 CICLOS DE REGENERACION

PRIMERA REGENERACION

GRAFICA 6.6.3.1 % DEL TOTAL DE COLOR REMOVIDO VS VOLUMENES DE LECHO DE REGENERANTE EMPLEADO.

Se nota en la gráfica 6.6.3.1 que fueron necesarios 2 volúmenes de lecho (BV) para la regeneración, teniendo un 4 % del color total removido al finalizar esta operación. En este caso se desechó la gráfica de la columna N° 1, ya que no es representativa por sus condiciones particulares de operación.

Encontramos que el licor débil fué el regenerante más eficiente, obteniéndose una concentración de color en el efluente de 600 unidades APHA de color, en comparación con los demás.

Los gastos que se probaron fueron: 1 BVH, 2 BVH y 4 BVH, y se encontró que el gasto de 4 BVH utiliza la menor cantidad de regenerante, como lo demuestra la propia gráfica.

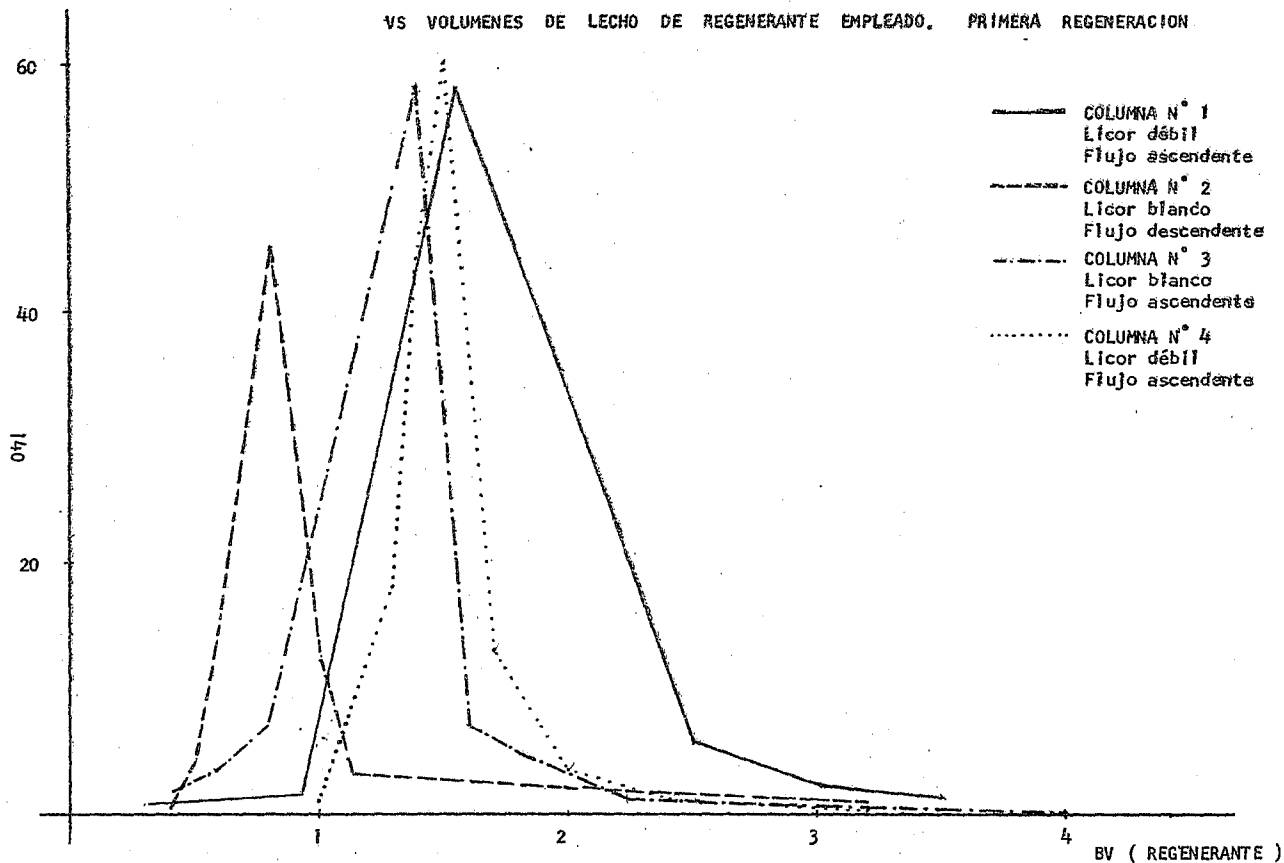
GRAFICA 6.6.3.2 % DEL TOTAL DE COLOR REMOVIDO VS TIEMPO NECESARIO PARA LA REGENERACION.

Se observa en la gráfica que a un gasto de 4 BVH, el tiempo de regeneración es de 30 minutos, por otro lado a un gasto de 2 BVH el tiempo requerido es de 1 hora.

% DEL TOTAL DE
COLOR REMOVIDO

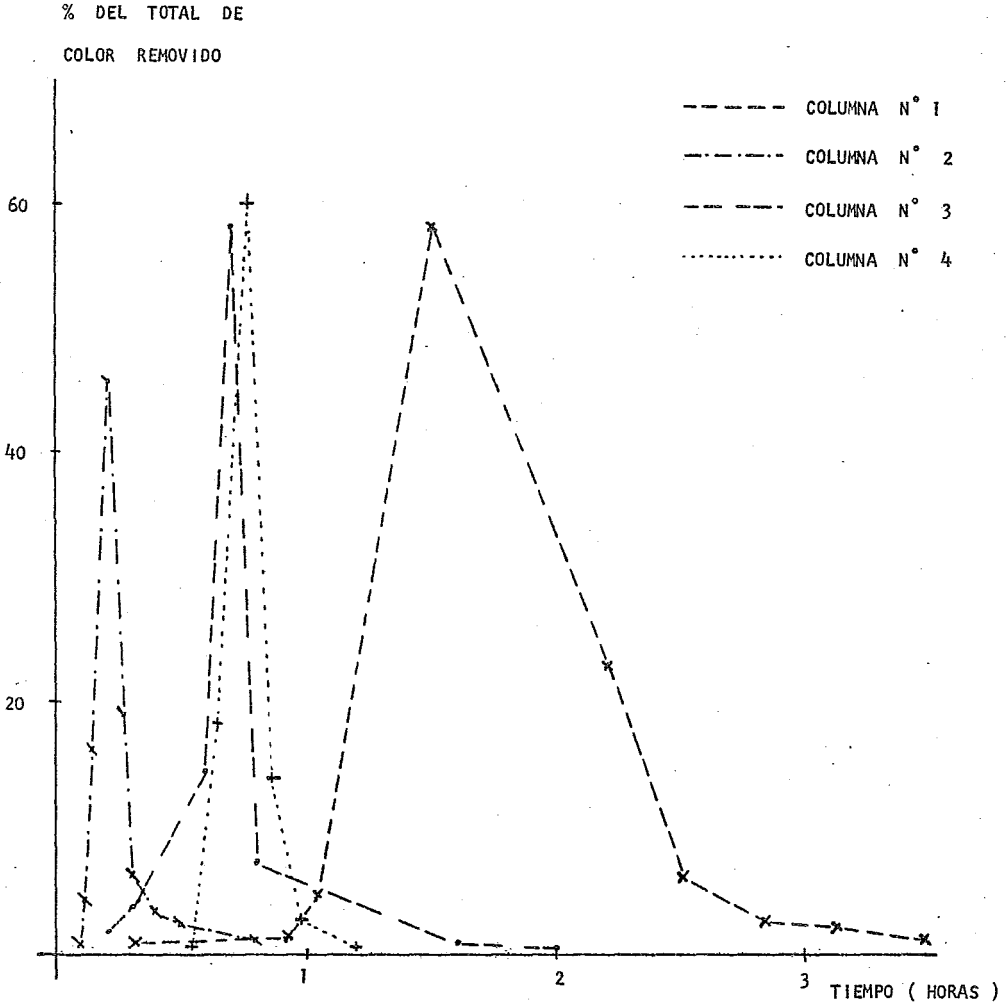
GRAFICA 6.6.3.1 % DEL TOTAL DE COLOR REMOVIDO

VS VOLUMENES DE LECHO DE REGENERANTE EMPLEADO. PRIMERA REGENERACION



GRAFICA 6.6.3.2

% DEL TOTAL DE COLOR REMOVIDO VS TIEMPO
NECESARIO PARA LA REGENERACION.



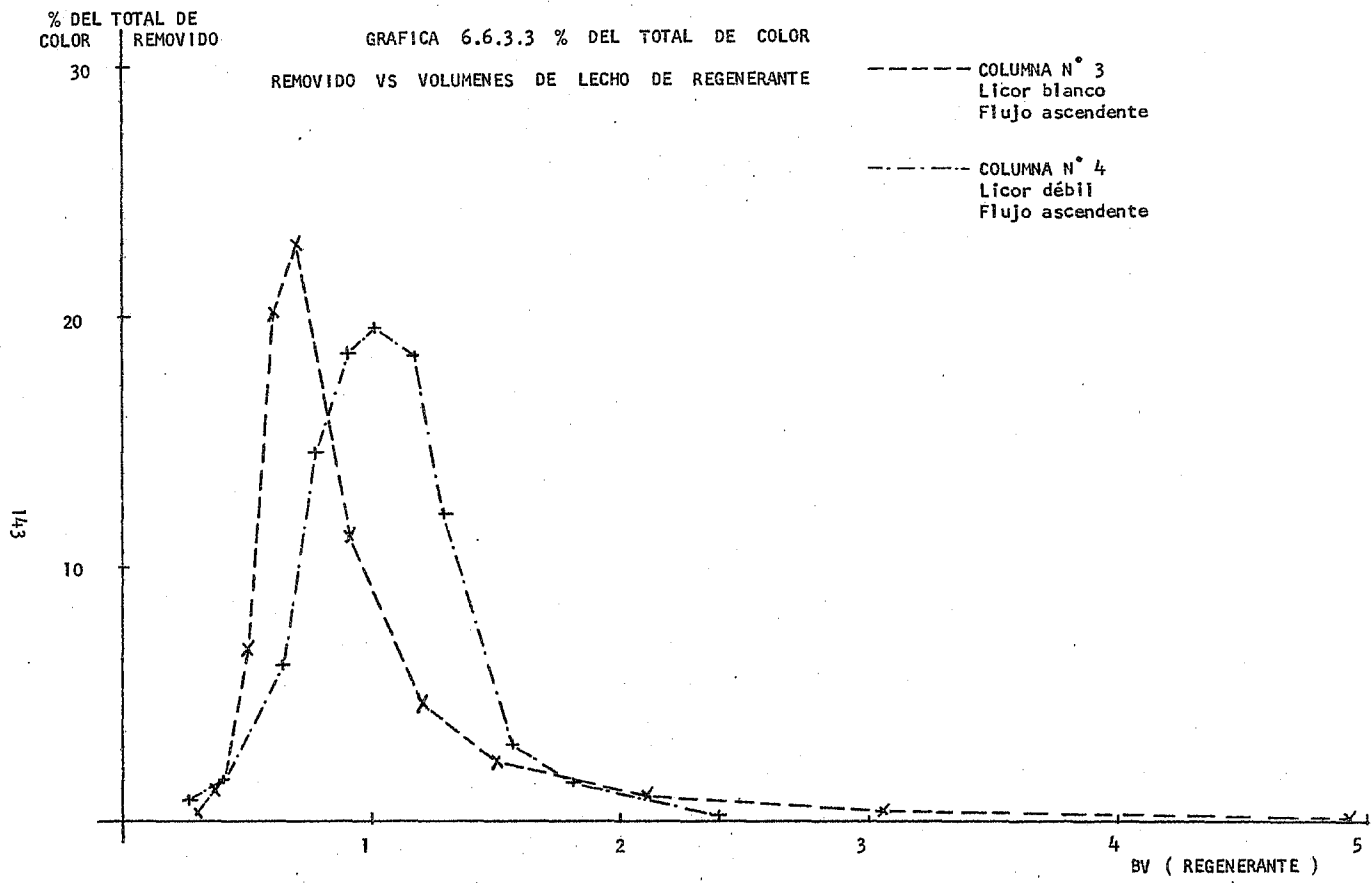
SEGUNDA REGENERACION

GRAFICA 6.6.3.3 % DEL TOTAL DE COLOR REMOVIDO VS VOLUMENES DE LECHO DE REGENERANTE EMPLEADO

En esta gráfica se observa que sólo aparecen los datos para las columnas adsorbentes N° 3 y 4, ya que, estas fueron las que se regeneraron por segunda ocasión.

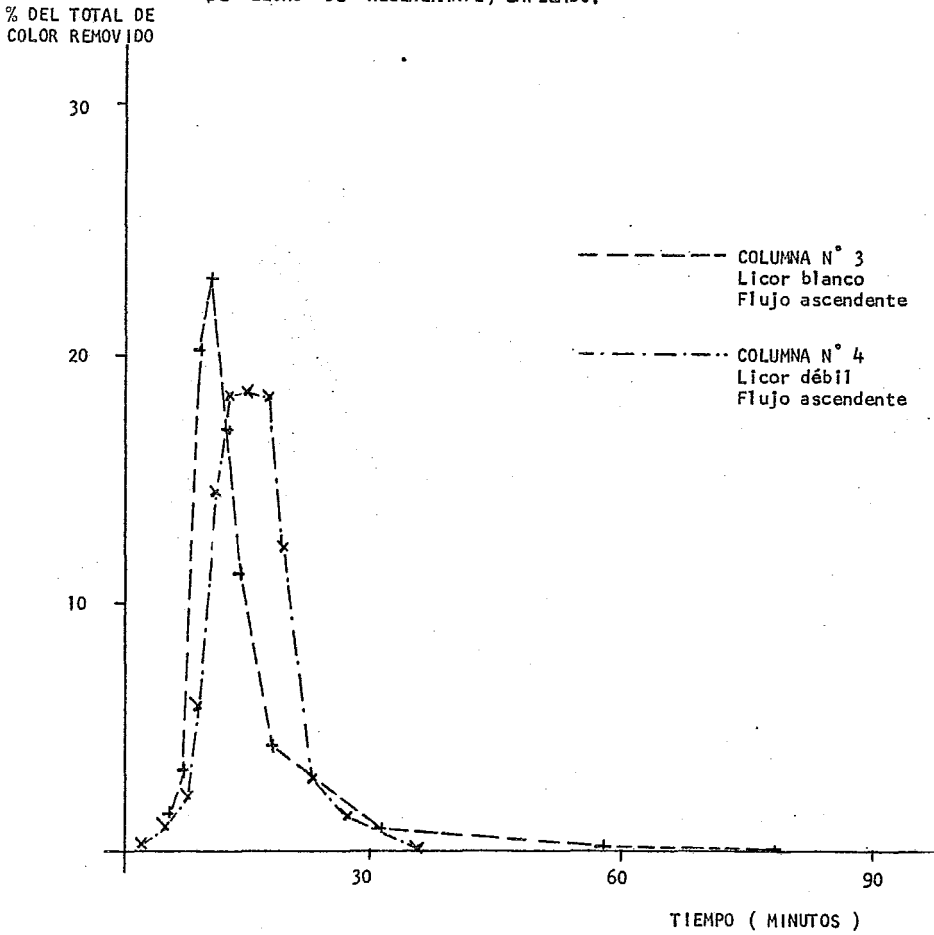
GRAFICA 6.6.3.4 % DEL TOTAL DE COLOR REMOVIDO VS TIEMPO NECESARIO PARA LA REGENERACION.

En esta gráfica podemos apreciar que el tiempo requerido para la regeneración de las columnas es de 30 minutos aproximadamente, a un gasto de 4 BVH.



GRAFICA 6.6.3.4

% DEL TOTAL DE COLOR REMOVIDO VS (VOLUMENES) TIEMPO
(DE LECHO DE REGENERANTE) EMPLEADO.



6.6.4 CICLOS DE DESPLAZAMIENTO

GRAFICA 6.6.4.1 % DEL TOTAL DE COLOR REMOVIDO VS VOLUMENES DE LECHO DE LIQUIDO DE DESPLAZAMIENTO.

Como se aprecia en esta gráfica, el líquido de desplazamiento más eficiente es el agua fresca, teniendo un gasto de 8 BVH en flujo descendente, siendo necesario 2 Volúmenes de lecho para su efecto.

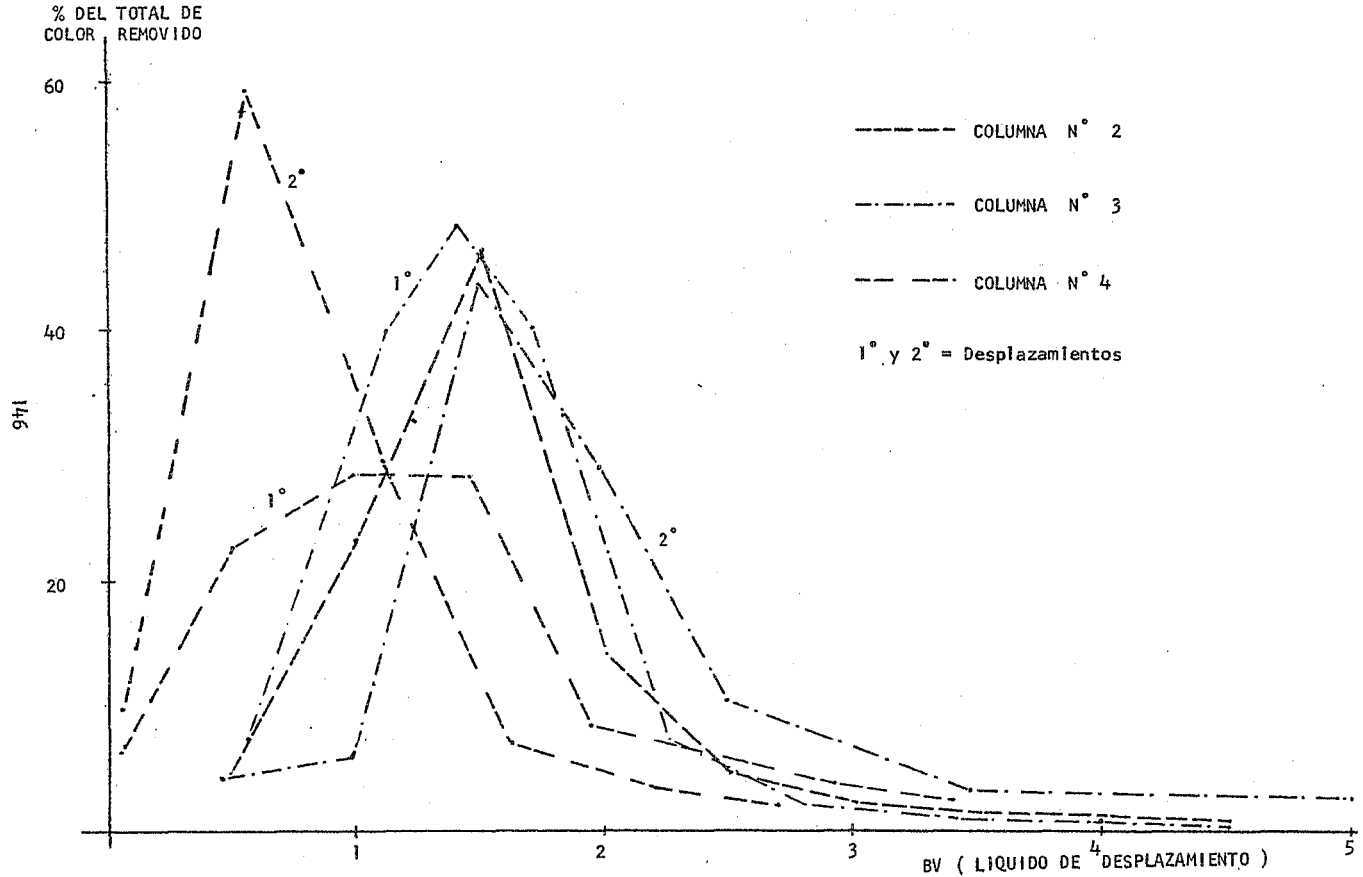
Se observa que en el caso de emplear mezcla de los efluentes de la cloración y extracción alcalina como líquido de desplazamiento, la eliminación de color no se efectúa eficientemente.

GRAFICA 6.6.4.2 % DEL TOTAL DE COLOR REMOVIDO VS TIEMPO REQUERIDO PARA EFECTUAR EL DESPLAZAMIENTO.

De esta gráfica podemos observar que el tiempo requerido fué menor de 30 minutos.

GRAFICA 6.6.4.1 % DEL TOTAL DE COLOR REMOVIDO

VS VOLUMENES DE LECHO DE LIQUIDO DE DESPLAZAMIENTO

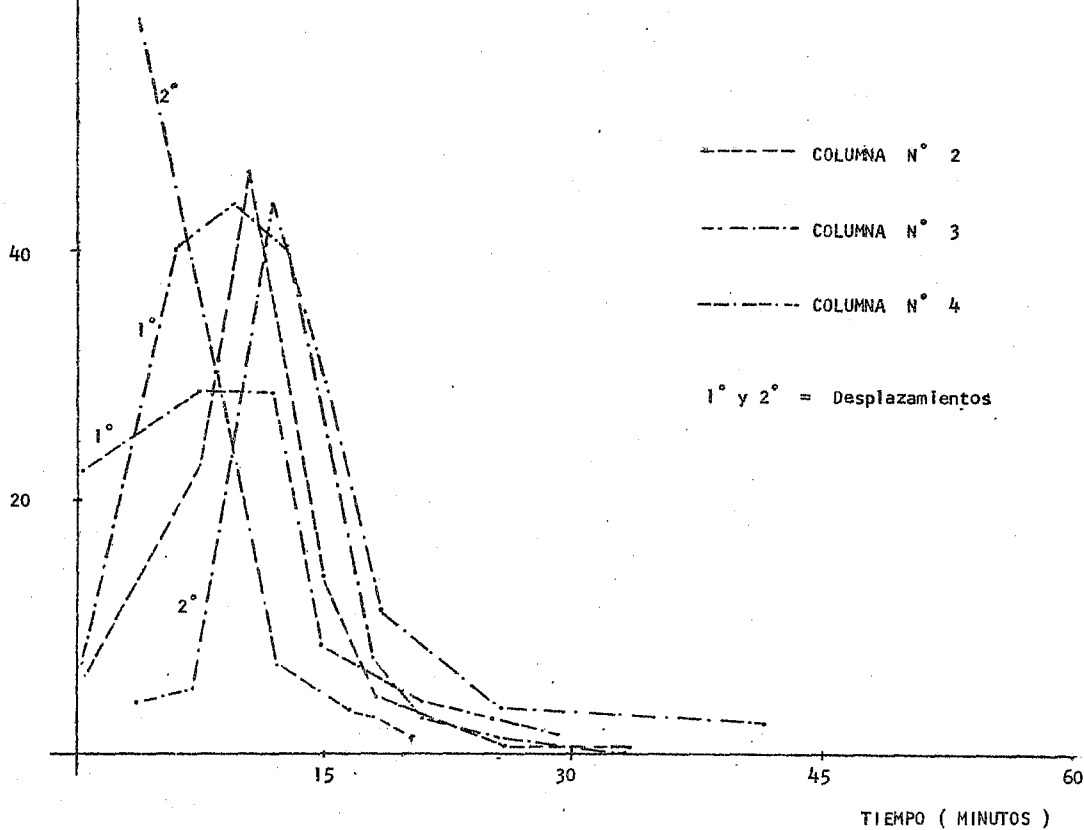


% DEL TOTAL DE
COLOR REMOVIDO

60

GRAFICA 6.6.4.2 % DEL TOTAL DE COLOR REMOVIDO

VS TIEMPO REQUERIDO PARA EFECTUAR EL DESPLAZAMIENTO.



6.6.5 CONCLUSIONES DE LAS DETERMINACIONES EXPERIMENTALES DEL PROCESO.

De las pruebas efectuadas a nivel laboratorio, en las diferentes condiciones de operación, se concluye lo siguiente:

a) La eficiencia de la resina es mejor a un gasto de 8BVH que a 12 BVH o valores más altos, ya que se trataron una mayor cantidad de efluentes de blanqueo, se mantuvo un alto nivel de decoloración y una mayor disminución en la Demanda Química de Oxígeno (COD) durante el ciclo de agotamiento.

b) La eficiencia es mejor utilizando licor débil de lavado en flujo ascendente como regenerante, en lugar del licor blanco.

c) Una mejor eficiencia empleando agua fresca como líquido de desplazamiento, - durante el ciclo de desplazamiento, siendo necesario de 1 a 2 volúmenes de lecho de resina.

d) La eficiencia de la decoloración se ve afectada por la temperatura, obteniéndose los resultados más satisfactorios a la temperatura ambiente.

e) El pH se debe conservar en un valor igual o menor a 3.

f) La relación de la mezcla de la corriente ácida (cloración) a la corriente alcalina (extracción) fué de 2.5 : 1

g) La capacidad de tratamiento de la columna fué de 40 BV (el Volúmen del lecho de la resina) con un color acumulado total en el efluente de 200 unidades APHA.

h) Las muestras de los efluentes del blanqueo de la pulpa fueron previamente - filtradas, en filtros de vidrio sinterizado, con el objeto de eliminar los materiales - en suspensión que pudieran haber interferido en las pruebas efectuadas.

7 DISEÑO DE EQUIPO

7.1 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE TRATAMIENTO DE LOS EFLUENTES DEL BLANQUEO DE LA PULPA KRAFT POR ADSORBENTES POLIMÉRICOS.

En el proceso, el efluente ácido de la planta de blanqueo es pasado a través de una "cama" del polímero adsorbente, el cuál, rápidamente adsorbe los cuerpos coloridos y otros materiales orgánicos. Periódicamente, el adsorbente es regenerado haciendo pasar licor débil a través del polímero (corriente alcalina en el proceso Kraft). Esta solución alcalina desorbe las especies orgánicas de la " cama " del adsorbente polimérico en una forma muy concentrada. El licor débil gastado resultante con un alto contenido de color es entonces retornado al tanque de disolución de las sales fundidas provenientes del horno de recuperación del proceso de la pulpa Kraft, donde es empleado para hacer el licor verde. Este, es entonces caustificado para hacer el licor blanco. Los compuestos orgánicos vienen a formar parte del ciclo de la pulpa y son quemados finalmente en el horno de recuperación de álcalis en el proceso Kraft. Así los materiales objectionables, que de otra manera hubieran sido descargados a un río, son en cambio transformados a bióxido de carbono y agua. Puesto que el adsorbente polimérico es un verdadero adsorbente y no una resina de intercambio iónico, no requiere de una activación con ácido sulfúrico y, por lo tanto, no introduce ninguna sal dentro del sistema de recuperación.

A continuación se describe en forma gráfica la ubicación del proceso en estudio en relación con el proceso de la pulpa Kraft.

El proceso de los polímeros adsorbentes es capaz de tratar todos los efluentes de la planta de blanqueo, ó parte de ellos, dependiendo del nivel deseado que se quiera alcanzar. El único requisito es que el efluente tratado debe ser ácido. El balance ácido de la planta de blanqueo es tal que ésta condición fácilmente se alcanza mezclando el efluente de la extracción alcalina con el efluente altamente ácido de la cloración. Puesto que el proceso puede tratar virtualmente todo el color en la planta de blanqueo, en vez de únicamente la extracción alcalina, el límite superior de decoloración en la planta de blanqueo es de 90 % en vez del 70 % dado por otros procesos.

La estrategia del diseño del proceso es emplear el adsorbente polimérico para tratar la extracción alcalina, la cuál ha sido acidificada con la corriente de la cloración.

Las etapas del proceso de tratamiento de los desechos del blanqueo de la pulpa Kraft, por medio de los adsorbentes poliméricos, son las siguientes:

I.- Mezclado de las corrientes de cloración y extracción alcalina.

II.- Filtrado.

III.- Agotamiento de la columna.

IV.- Regeneración del adsorbente.

V.- Desplazamiento del regenerante.

A continuación se ofrece un diagrama de flujo del proceso en el que aparecen las etapas arriba mencionadas. No se trata de un proceso continuo en la unidad básica.

7.1.1 MEZCLADO DE LAS CORRIENTES DE CLORACION Y EXTRACCION ALCALINA

Como se indicó anteriormente, el único requisito del proceso para el tratamiento de los desechos del blanqueo de la pulpa Kraft por medio de adsorbentes poliméricos es que el efluente tratado sea ácido. Asimismo se indicó que tal condición se alcanza fácilmente mezclando el efluente de la extracción alcalina con el efluente altamente ácido de la cloración, con lo cuál, el proceso puede tratar virtualmente todo el color de la planta de blanqueo, en vez de únicamente la extracción alcalina.

La unidad para esta operación puede ser un recipiente abierto con un mezclador de hélice o de espas en su parte media, accionado por un motor, con el objeto de mantener un mezclado adecuado de las corrientes a tratar. Las dimensiones de dicho recipiente estarán dadas por la cantidad de las corrientes a tratar en el proceso.

7.1.2 FILTRACION

Debido al alto contenido de sólidos y fibras de los efluentes de la planta de blanqueo, una filtración previa es necesaria antes de la decoloración para evitar un entancamiento de fibras sobre la parte alta de la columna de la resina, la cuál pudiera ocasionar una excesiva caída de presión, taponamiento y la necesidad resultante de frecuentes retrolavados.

La filtración por arena trabaja muy bien para remover los sólidos suspendidos del efluente de entrada a la columna de la resina. La arena de 20 a 50 mallas puede ser empleada como el medio filtrante. La tabla (A) presenta los sólidos suspendidos totales (SST) medidos en muestras periódicas ambos antes y después de la filtración con arena.

El método empleado para las determinaciones de sólidos suspendidos totales (SST) es como sigue: Un volumen conocido de muestra se filtra a través de un crisol Gooch previamente secado y pesado, equipado con una capa de filtro de asbesto. Debe emplearse agua deionizada como enjuague para remover todos los sólidos disueltos. El crisol Gooch se seca a 70 °C por 48 horas por lo menos y se pesa para determinar el peso de los sólidos suspendidos por comparación con el peso de la muestra inicial.

TABLA (A)
SOLIDOS SUSPENDIDOS TOTALES (SST) EN LA FILTRACION CON ARENA

Muestra	SST antes de la arena (ppm)	SST después de la arena (ppm)	ppm removidas por la arena	% de remoción con la arena
1	170	36	134	78.8
2	121	39	82	67.8
3	168	36	132	78.6
4	160	30	130	81.2
5	144	17	127	88.2
Promedio	152.6	31.6	121	78.9

Está visto que la filtración con arena da una remoción sustancial de fibras y sólidos suspendidos. Puesto que el tamaño de malla de la resina es muy similar al de la arena, la mayoría del material que pase a través de la arena también pasará a través de la resina. Aquel material que sea atrapado por la columna no causará una caída de presión excesiva en ella. Además, este material es fácilmente removido de la columna de la resina por medio de retrolavados.

La filtración con arena dá un buen balance entre el alto grado de remoción necesaria de sólidos suspendidos y la baja inversión de capital. Los desechos del blanqueo pasan a través del filtro de arena hasta que la fibra retenida en la parte alta de la columna de arena alcance un nivel tal que resulten caídas de presión excesivas. En este momento, la corriente de los desechos del blanqueo se vierte a una columna de arena fresca. La parte alta de la columna original es limpiada con aire y la capa de fibra perdida es retrolavada para eliminarla de la arena. De esta manera las fibras pueden -- ser recuperadas.

Si la caída de presión a través de la columna de arena viene a ser excesiva después de varios ciclos de operación o se formasen bolsas de gas en la columna, un retrolavado de la arena puede incluirse en la operación. Se puede emplear agua del proceso o efluente sin tratarse a un gasto de 4 BV/hr dando un 50 % de expansión a la arena proporcionando una buena clasificación de la arena y una remoción de los asientos en un lapso de 15 a 20 minutos. El tiempo óptimo para retrolavar es inmediatamente después de haber efectuado la etapa de agotamiento o carga, empleando efluentes filtrados.

Fué establecido un flujo de carga de 4 Gpm/ft^2 por un lapso de 50 minutos.

Para romper las fibra acumuladas en la parte alta de la columna de arena, será necesario limpiar con aire antes del retrolavado al filtro de arena. Una válvula automática conectará el sistema de retrolavado en una columna cada vez que la caída de -- presión alcance un valor prefijo.

7.1.3 AGOTAMIENTO DE LA COLUMNA

De acuerdo a los resultados obtenidos en la parte experimental, se han determinado las condiciones óptimas de flujo, pH, temperatura y tiempo de agotamiento.

El proceso de decoloración propuesto involucra pasar la mezcla de los efluentes de la cloración y extracción alcalina a través de la resina del adsorbente polimérico en una forma cíclica. La resina del adsorbente polimérico estará contenida en un recipiente a presión de acero inoxidable (316). La resina estará soportada sobre una base de 3 capas de piedra, grava y arena. A la terminación del ciclo de carga, la corriente es desviada a una columna fresca y el color adsorbido es eluido químicamente de la resina agotada con licor débil en flujo a contracorriente. Este material es retornado al ciclo del licor para la pulpa y enviado finalmente al horno de recuperación de reactivos para la incineración de los materiales coloridos. El hecho de que la operación sea a flujo descendente reduce los requerimientos de bombeo que serían necesarios si la operación hubiera sido a flujo ascendente.

Fué mostrado ser más atractivo, económicamente, un sistema alternado de dos columnas que un sistema con mayor número de columnas. Dos columnas de agotamiento en cualquier momento, mientras que la tercera está siendo regenerada.

Un esquema del proceso se muestra en el diagrama (1).

7.1.4 REGENERACION DE LA RESINA

La regeneración de la resina contenida en la columna es llevada a cabo haciendo pasar licor débil en flujo ascendente a través de la columna con un régimen de 1 BVH (0.125 GPM/ft^3). El agua que es desplazada de la columna por el licor débil alcalino es enviada al drenaje. Hay un frente bien marcado el cuál representa la interface licor débil/mezcla cloración + extracción alcalina, la cuál, avanzará hacia la parte superior de la columna; cuando este frente alcance la parte superior de la columna, el flujo es enviado al recipiente del licor débil (eluat), desde el cuál es bombeado a los tanques disolventes de las sales en el horno de recuperación de reactivos, de acuerdo a los requerimientos del mismo. La cama de resina en la columna se expandirá durante la regeneración a flujo ascendente, esto removerá las partículas suspendidas, las cuáles han sido atrapadas por la cama de resina durante el agotamiento. Periódicamente puede ser necesario retrolavar el adsorbente con agua, a mayores niveles de expansión de la cama para efectuar una remoción más completa de los sólidos atrapados.

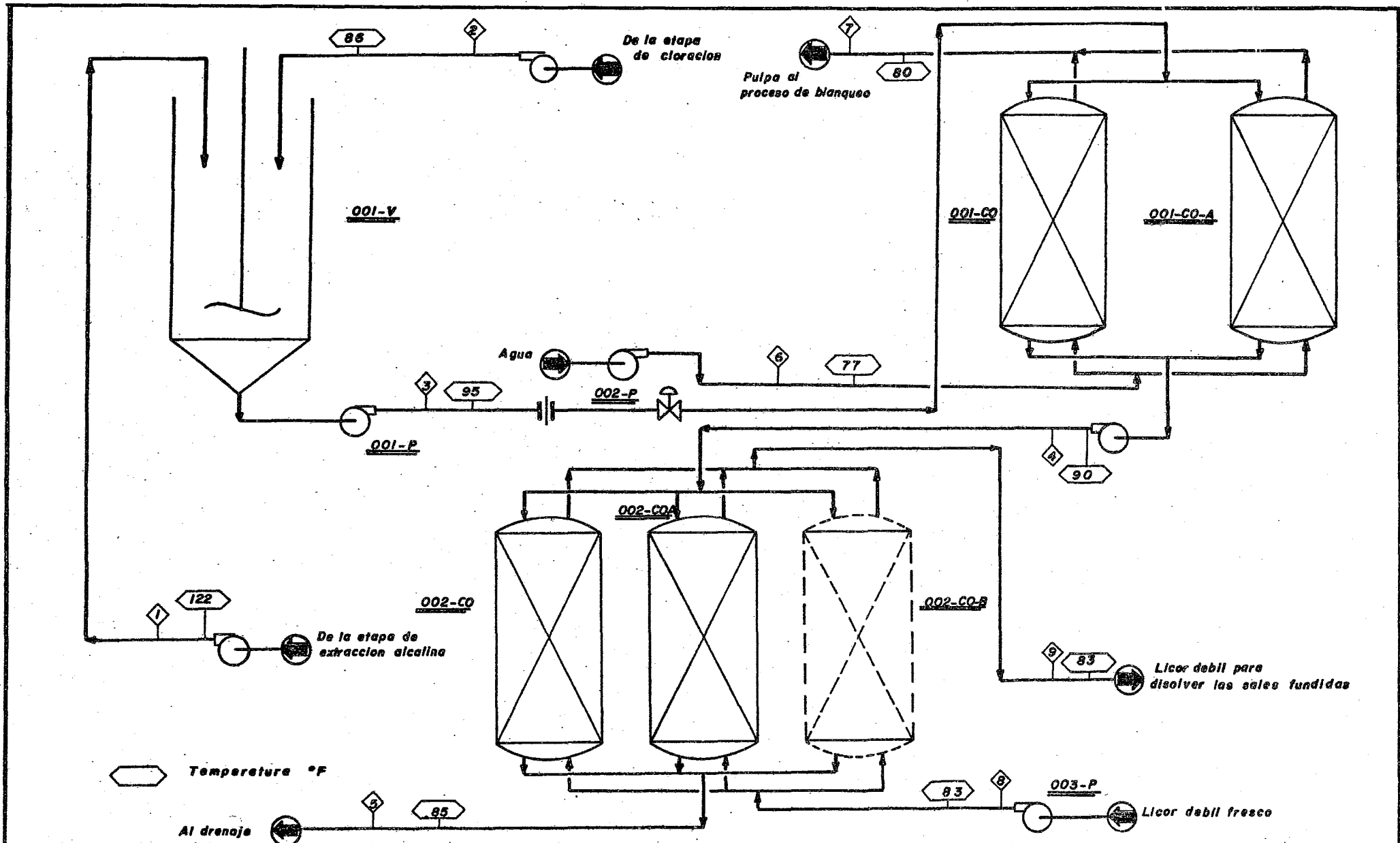
El licor débil de lavado es empleado normalmente para disolver las sales fundidas del horno de recuperación; dicho licor es obtenido del lavado del carbonato de calcio, que es una etapa posterior a la caustificación para producir licor blanco. En el proceso de decoloración empleando adsorbentes poliméricos, el mismo licor débil empleado para eluir el color adsorbido por la resina y de esta etapa es enviado al horno de recuperación para disolver las sales fundidas. Desde este punto de vista, el ciclo caústico en el proceso Kraft no cambia su operación normal. El adsorbente polimérico no adsorbe los cloruros de los desechos del blanqueo, y por lo tanto, su uso no incrementa el nivel de cloruros del licor débil.

La cantidad de licor débil que será requerido para regenerar el adsorbente polimérico, será equivalente al 75-90 % de la producción diaria del licor débil.

Habr  un ligero incremento en la carga de agua al evaporador del licor negro como resultado de la diluci3n del licor débil en el paso de la regeneraci3n. Este incremento se espera que sea de un 10 %.

7.1.5 DESPLAZAMIENTO DEL REGENERANTE

Después de que son introducidos en la columna del adsorbente 2 volúmenes de lecho (BV) de licor débil, el licor débil es desplazado en flujo descendente con el efluente de la planta de blanqueo (mezcla cloraci3n + extracci3n alcalina a decolorar) a un régimen de 1 BVH (0.125 GPM/ft³). Nuevamente, cuando la interface agua de blanqueo/licor débil alcanza el fondo de la columna, el flujo es desviado al drenaje y el pr3ximo c iclo de agotamiento es comenzado a un régimen de 8 BVH (1 GPM/ft³).



CORRIENTE	1	2	3	4	5	6	7	8	9
COMPONENT	DESECHOS DE EXTRAC. ALCAL.	DESECHOS CLORACION	MEZCLA DE EXTRAC. ALCAL. Y CLORACION	MEZCLA FILTRAD. EXTRAC. ALCAL. Y CLORACION	MEZCLA FILTR. Y DECOLORADA EXTRAC-CLOR.	AGUA PLAVADO DEL FILTRO	SUSPENSION DE PULPA EN AGUA	LICOR DEBIL ELUENTE	LICOR DEBIL CON EL MATER COLORIDO
COLOR ppm	2 000	80	1400	1400	200	0	0	0	18 700
pH	11.6	2.5	3.1	3.1	3.1	7	5.5	14	3 - 14
FLUJO GPM	165	412.5	577.5	577.5	577.5	177.6	177.6	26.4	26.4

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA

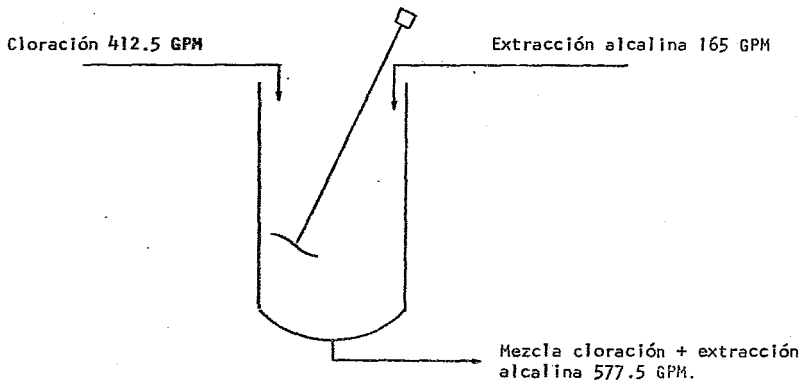
DIAGRAMA DE FLUJO DEL
PROCESO DE DECOLORACION

ELABORARON PABLO RAMIREZ FRANCISCO QUEZADA
FECHA FEBRERO '80
DIAGRAMA N° 1

7.2 CALCULO DEL EQUIPO PRINCIPAL

7.2.1 CALCULO DEL MEZCLADOR DE LAS CORRIENTES DE CLORACION Y EXTRACCION ALCALINA

ETIQUETA DEL EQUIPO: 001-V



CONDICIONES:

Presión de trabajo = 0 Psig. (Abierto a la atmósfera).

Temperatura de trabajo: 37 °C.

Tiempo de contacto: 3 minutos.

Gasto: 577.5 GPM = 77.2 ft³/min

1) Cálculo del volumen del recipiente:

Volúmen del recipiente = Gasto x tiempo de contacto.

Volúmen del recipiente = 77.2 ft³/min x 3 min = 231.6 ft³

2) Cálculo del diámetro óptimo:

De acuerdo al Nomograph Handbook de la Hydrocarbon Processing, pag. 71

Se tiene una gráfica para encontrar el diámetro óptimo, la cuál en el eje de las ordenadas tiene al volúmen en ft^3 y en el eje de las abcisas el diámetro del recipiente en ft para diferentes valores de F, donde $F = P / CSE$

siendo P = Presión de diseño

C = Factor, de corrosión permisible.

S = Esfuerzo de trabajo permisible.

E = Eficiencia de la junta.

Para este caso cada una de las variables anteriores tienen los siguientes valores:

P = 25 psig.

C = $1/8$ " = 0.125 in.

S = 15650 Psi

E = 85 % = 0.85

Sustituyendo estos valores obtenemos: $F = 0.015$

Con el valor del volúmen del recipiente de 231.6 ft^3 y el valor de $F = 0.015$ se obtiene de la gráfica arriba descrita un diámetro óptimo del recipiente de 5.4 ft

3) Calculo de la altura del recipiente:

Despejando la altura (h) de la fórmula del volúmen para un recipiente cilíndrico tenemos: $h = 4 V / (3.14 D^2)$

Sustituyendo los valores:

$V = 231.6 \text{ ft}^3$

$D = 5.4 \text{ ft}$ tenemos: $h = 10.11 \text{ ft}$

Por lo tanto por seguridad se toma una altura del recipiente de 12 ft y un diámetro de 5.5 ft

7.2.1.1 CALCULO DEL ESPESOR DEL CUERPO DEL RECIPIENTE

1) Características del recipiente:

Material: Acero inoxidable o acero al carbón recubierto con hule.

Diámetro: 5.5 ft = 66 in.

Altura: 12 ft.

Presión de diseño: 25 psig. (De acuerdo a recomendación del Ludwig Vol I

Applied Process Design for Chemical and Petroch.)

Esfuerzo de trabajo permisible (S): 15650 Psi.

Eficiencia de la junta (E): 85 % = 0.85

Corrosión permisible (C): 1/8 " = 0.125 in.

Radio (R) = $D/2 + C = 33.125$ in.

Espesor mínimo requerido (t)

Espesor mínimo especificado (t_e)

$$t = P R / (S E + 0.6 P)$$

Sustituyendo:

$$t = 0.0623 \text{ in.}$$

$$t + C = 0.0623 + 0.125 = 0.1873 \text{ in.}$$

Por lo tanto el espesor mínimo especificado deberá ser igual o mayor que este valor, de aquí que: $t_e = 3/16 \text{ " } = 0.1875 \text{ in.}$

Exceso: $\text{Exceso} = t_e - (t + C) = 0.0002 \text{ in.}$

7.2.1.2 CALCULO DEL ESPESOR DE LAS CABEZAS TORISFÉRICAS DEL RECIPIENTE

MEZCLADOR

Radio interior de Corona (L): $D + C = 66 + 0.125 = 66.125$ in

Factor de cociente de radios (M) . Obtener $M/2 = 0.885$

Espesor mínimo requerido (t)

Espesor mínimo especificado en cabeza (t min)

$$t = P L (M/2) / (S E - 0.1 P)$$

Sustituyendo:

$$t = 0.11 \text{ in.} \quad \text{y} \quad t + C = 0.11 + 0.125 = 0.235 \text{ in}$$

Por lo tanto: $t \text{ min} = 1/4 \text{ "} = 0.25 \text{ in}$

Exceso = $t \text{ min} - (t + C) = 0.015 \text{ in.}$

7.2.1.3 CARACTERISTICAS DEL IMPULSOR

De acuerdo a la carta de selección fig. 5.2, pag. 182 Vol. 1 Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants 2^o Edition de Ernest E. Ludwig..

Servicio: Disolución.

Mecanismo mezclador: propela.

Criterio: Circular volumen y homogeneizar.

Relación diámetro de tanque a diámetro impulsor: De 1.6 : 1 a 3.2 : 1

Relación altura de tanque a diámetro de tanque: De 1 : 2 a 2 : 1

Impulsor y posición: Por debajo de la línea central de la carga del líquido.

Por lo tanto tomando una relación intermedia entre los valores dados se escogió un valor de 3.2 : 1, y si el diámetro del tanque es igual a 5.5 ft, entonces:

$$\text{Diámetro del impulsor} = D \text{ tanque} \times 1/3.2 = 1.72 \text{ ft}$$

De tipo propela de tres hojas arreglo triangular.

De acuerdo a los rangos de velocidades, la mezcla cloración + extracción corres-

ponde a flúidos de baja viscosidad, tales como flúidos acuosos, por lo tanto corresponde al grupo de alta velocidad, 1750 RPM.

Del nomograma de la fig. 5.6 del mismo libro anteriormente citado, se obtiene la eficiencia con los siguientes datos:

Viscosidad = 1 cp.

Velocidad de la propela: 1750 RPM.

Diámetro de la propela = 20.6 in. , se obtiene una eficiencia del 14 %.

2) Cantidad de flujo (Q)

$$Q = K_1 N D \quad \text{ec. 5-1}$$

Donde :

Q es la cantidad de flúido al cuál lo mueve hacia afuera axialmente o radialmente del impulsor en la periferia de rotación. Esta dada en $\text{ft}^3/\text{seg.}$

N = velocidad de rotación en RPS = 1750/60.

D = Diámetro del impulsor en ft.

K = Constante de proporcionalidad y es función de la forma del impulsor = 0.4 para propulsor de tres hojas, en soluciones acuosas.

Sustituyendo:

$$Q = 72240 \text{ ft}^3/\text{min}$$

3) Potencia.

$$P = k_3 \times \text{densidad} \times (N)^3 (D)^5 / g \quad \text{ec. 5.4}$$

Donde:

$k_3 = 0.32$ para propela de tres hojas arreglo triangular para flujo turbulento por encima de 10000 el N° de Reynolds. (De la Tabla 5.1).

P = Potencia en lb-ft/seg.

densidad en $\text{lb/ft}^3 = 62.3$

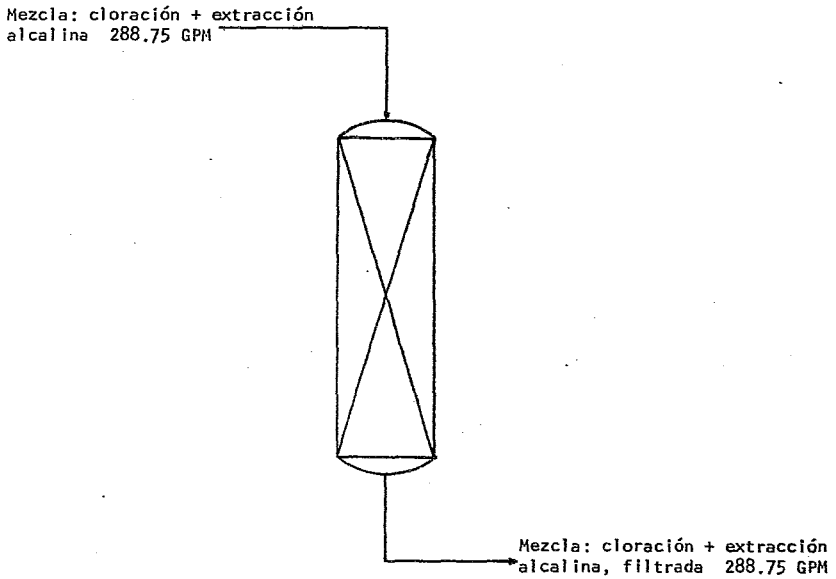
$g =$ factor de conversión, 32.2 lb masa-ft a lb fuerza/ seg.-seg.

$\text{HP} = P/550$ en caballos, por lo tanto sustituyendo los valores de las variables en la ec. 5.4 , y posteriormente empleando esta última expresión se obtiene:

$\text{HP} = 17$ caballos de potencia.

7.2.2 CÁLCULO DE LOS FILTROS DE ARENA

ETIQUETA DEL EQUIPO: 001-CO , 001-CO-A y 001-CO-B



CONDICIONES:

Número de filtros: 3

Filtros operando: 2

Flujo: descendente.

Régimen: 4 GPM/ft²

Caída de presión máxima: 15 Psi.

Gasto: 288.75 GPM = 38.6 ft³/min

Tiempo de contacto: 30 minutos.

NOTA: Debido a que la pulpa que se retiene en el filtro es del orden de partes por millón (ppm), se consideró que el flujo permanece constante.

1) Area necesaria para cada uno de los filtros.

$$\text{Area} = \text{Gasto} / \text{Régimen} = 288.75 \text{ GPM} / (4 \text{ GPM/ft}^2) = 72.2 \text{ ft}^2$$

2) Diámetro de cada uno de los filtros.

$$D = (4 \times \text{Area} / 3.1416)^{1/2}$$

Sustituyendo el valor del área en la ecuación anterior:

$$D = (4 \times 72.2 / 3.1416)^{1/2} = 9.6 \text{ ft}$$

3) Velocidad de la corriente en el filtro de arena:

$$v = \text{Gasto} / \text{Area} = (38.6 \text{ ft}^3/\text{min}) / 72.2 \text{ ft}^2 = 0.5346 \text{ ft/min} = 16.3 \text{ cm/min}$$

4) Altura de los filtros.

$$h = \text{velocidad} \times \text{tiempo de contacto.}$$

Sustituyendo estos valores en la expresión anterior

$$h = 0.5346 \times 30 = 16 \text{ ft.}$$

Se debe disponer de un espacio adicional cuando se limpie el filtro, por lo cuál, la altura de diseño: 18 ft

5) Dimensiones aproximadas de cada uno de los filtros.

$$\text{Diámetro interno (D) : } 9.6 \text{ ft} = 115.2 \text{ in.}$$

$$\text{Altura (h) : } 18 \text{ ft.}$$

7.2.2.1 CALCULO DEL ESPESOR DEL CUERPO DE CADA UNO DE LOS
FILTROS

Características del recipiente:

Material: Acero inoxidable o acero al carbón recubierto con hule.

Diámetro: 9.6 ft = 115.2 in.

Altura: 18 ft.

Presión de diseño: 30 psig.

Esfuerzo de trabajo permisible (S): 15650 Psi.

Eficiencia de la junta (E): 85 % = 0.85

Corrosión permisible (C): 1/8 " = 0.125 in.

Radio (R) = D/2 + C = 57.725 in

Espesor mínimo requerido (t)

Espesor mínimo especificado (t_e)

$$t = P R / (S E - 0.6 P)$$

Sustituyendo:

$$t = 0.13 \text{ in}$$

$$t + C = 0.25 \text{ in}$$

Por lo tanto: t_e = t + C = 0.25 = 1/4 " .

7.2.2.2 CALCULO DEL ESPESOR DE LAS TAPAS DE CADA UNO DE
LOS FILTROS

CARACTERISTICAS:

Tipo de cabeza: Torisférica.

Diámetro interior de la cabeza (D): 9.6 ft = 115.2 in.

Radio interior de la corona (L): $D + C = 115.325$ in.

Esfuerzo de trabajo permisible (S): 15 650 Psi.

Presión de diseño (P): 30 Psig.

Eficiencia de la junta (E): 85 % = 0.85

Corrosión permisible (C): $1/8$ " = 0.125 in.

Factor de cociente de radios (M), obtener ($M/2$) = 0.885

Espesor mínimo requerido excluyendo corrosión (t)

Espesor mínimo especificado en cabezas (t min)

$$t = P L (M/2) / (S E - 0.1 P)$$

Sustituyendo:

$$t = 0.23 \text{ in.}$$

$$t + C = 0.23 + 0.125 = 0.355 \text{ in.}$$

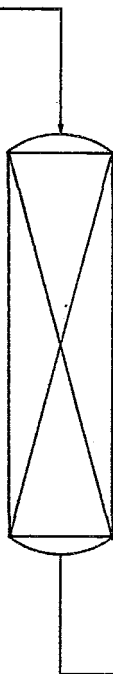
$$t \text{ min} = 3/8 \text{ "} = 0.375 \text{ in}$$

$$\text{Exceso} = t \text{ min} - (t + C) = 0.02 \text{ in}$$

7.2.3 CALCULO DE LAS UNIDADES DE DECOLORACION

ETIQUETA DEL EQUIPO: 002-C0 , 002-C0-A y 002-C0-B

Mezcla: cloración + extracción
filtrada 288.75 GPM



Mezcla: cloración + extracción
decolorada 288.75 GPM

CONDICIONES:

Número de unidades: 3

Unidades operando: 2

Flujo: descendente.

Régimen: 8 BVH = 1 GPM/ft³

Gasto: 288.75 GPM = 38.6 ft³/min

Tiempo de agotamiento: 5 horas.

Presión de trabajo: 0 Psig.

Presión de diseño: 25 Psig.

Nota: Debido a que los materiales coloridos (ligninas cloradas) que se retienen son del orden de partes por millón (ppm), se considera que el flujo total permanece constante.

1) Volúmen de resina requerida por unidad de decoloración.

$$\text{Volúmen de resina} = \text{Gasto} / \text{Régimen} = 288.75 / 1 = 288.75 \text{ ft}^3$$

2) Cálculo del diámetro óptimo.

Nota: De acuerdo al Nomograph Handbook de la Hydrocarbon Processing, Pag. 71.

Gráfica de Volúmen en ft^3 vs Diámetro óptimo del recipiente en ft, para diferentes valores de F, donde: / $F = P / CSE$

siendo:

Presión de diseño (P): 25 Psig.

Corrosión permisible (C): $1/8 \text{ "} = 0.125 \text{ in.}$

Esfuerzo de trabajo permisible (S): 15650 Psi.

Eficiencia de la junta (E): 85 % = 0.85

$$\text{Sustituyendo: } F = 15650 / (0.125 \times 15650 \times 0.85) = 0.015$$

Con los valores del volúmen de resina = 288.75 ft^3 y $F = 0.015$, se determina el diámetro óptimo de la gráfica de la pag. 71 del Nomograph Handbook, dando un valor de:

$$\text{Diámetro óptimo} = 5.8 \text{ ft}$$

3) Altura del recipiente.

$$h = 4 \text{ Vol.} / (3.1416 \times D^2)$$

Sustituyendo los valores del volúmen y del diámetro en la ecuación anterior:

$$h = 4 \times 288.75 / (3.1416 \times 5.8^2) = 11 \text{ ft}$$

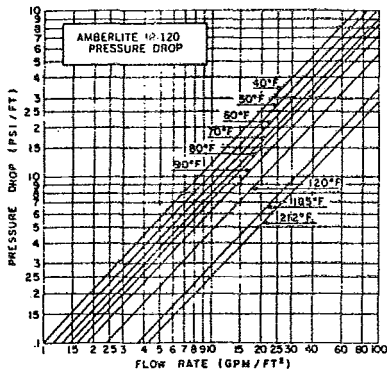
Nota: Durante la regeneración se requiere de un espacio adicional disponible en la columna para clasificar nuevamente la resina dentro de la columna a flujo a contracorriente, por lo tanto, la altura de trabajo de la columna será:

$$H \text{ diseño} = 1.45 (h) = 1.45 (11) = 16 \text{ ft}$$

4) Caída de presión a través de la resina en la columna.

Se requiere de los valores de:

Relación de flujo, en GPM/ft^2 y de la temperatura, en $^{\circ}\text{F}$, para obtener de la -- gráfica que aparece a continuación la caída de presión por ft de resina.



$$\text{Relación de flujo} = \text{Gasto} / \text{Area} = 288.75 / 0.7854 \times 5.8^2 = 10.93 \text{ GPM}/\text{ft}^2$$

Temperatura: 80 $^{\circ}\text{F}$

Con estos dos valores se obtiene de la gráfica una caída de presión de 0.8 Psi/ft, por lo tanto, la caída de presión a través de la columna de resina será:

$$\text{Caída de presión} = 0.8 \times 11 = 8.8 \text{ Psi.}$$

5) Dimensiones aproximadas de las unidades de decoloración.

Diámetro interno: 5.8 ft = 69.6 in.

Altura: 16 ft.

7.2.3.1 CALCULO DEL ESPESOR DEL CUERPO CILINDRICO DE LAS UNIDADES DE DECOLORACION

CARACTERISTICAS:

Material: Acero inoxidable o acero al carbón recubierto con hule.

Diámetro (D): 5.8 ft = 69.6 in.

Altura (h): 16 ft.

Presión de diseño (P): 25 Psig.

Esfuerzo de trabajo permisible (S): 15650 Psi.

Eficiencia de la junta (E): 85 % = 0.85

Corrosión permisible (C): 1/8 " = 0.125 in.

Radio (R): $D/2 + C = 34.925$ in.

Espesor mínimo requerido (t)

Espesor mínimo especificado (te)

$$t = P R / (S E - 0.6 P)$$

Sustituyendo:

$$t = 0.0657 \text{ in.}, \quad \text{por lo tanto: } t + C = 0.0657 + 0.125 = 0.1907 \text{ in.}$$

de ahí que: $t_e = 1/4 \text{ " } = 0.25 \text{ in.}$ y el Exceso = $0.25 - 0.1907 = 0.0593 \text{ in.}$

7.2.3.2 CALCULO DEL ESPESOR DE LAS CABEZAS TORISFERICAS
DE LAS UNIDADES DE DECOLORACION

CARACTERISTICAS:

Tipo de cabeza: torisférica.

Diámetro interior de la cabeza (D): 69.6 in.

Radio interior de la corona (L): $D + C = 69.725$ in.

Esfuerzo de trabajo permisible (S): 15 650 Psi.

Presión de diseño (P): 25 Psig.

Eficiencia de la junta (E): 85 % = 0.85

Corrosión permisible (C): $1/8$ " = 0.125 in.

Factor de cociente de radios (M). Obtener $(M/2) = 0.885$

Espesor mínimo requerido excluyendo corrosión (t)

Espesor mínimo especificado en cabezas (t min)

$$t = P L (M/2) / (S E - 0.1 P)$$

sustituyendo:

$$t = 0.116$$

$$t + C = 0.116 + 0.125 = 0.241 \text{ in.}$$

por lo tanto: t min = $1/4$ " = 0.25 in.

Exceso = $0.25 - 0.241 = 0.009$ in

7.2.4. CALCULO DE LAS CARACTERISTICAS DE LAS BOMBAS
DE LA MEZCLA CLORACION + EXTRACCION

ETIQUETA DEL EQUIPO: 001-P y 001-PA

CARACTERISTICAS:

Líquido manejado: mezcla (ácida) de los efluentes del lavado de la cloración
+ la extracción alcalina.

Temperatura de bombeo: 86 °F

Presión de vapor del líquido: 0.6 Psia.

Peso específico: 1.2

Flujo en cada una de las bombas: 288.75 GPM

Presión atmosférica: 590 mm. de Hg = 11.42 Psia.

Nota: Para todos los cálculos que aparecen a continuación, se tomó en cuenta el
" isométrico aproximado del sistema de decoloración de los efluentes de blanqueo ", el -
cuál aparece en el Diagrama N° 2.

1) Presión a la succión.

Presión de origen	Psia :	11.42
+ Cabeza estática (ft x peso específico x 0.433)	Psi :	17.66
- Pérdidas por fricción*(ft x p.e./2.31)	Psi :	2.96
Presión a la succión de la bomba	Psia	26.12

2) NPSH disponible.

Cabeza estática	ft:	34
- Pérdidas en la línea (Psi x 2.31/p.e.)	ft:	5.7

+ Corrección por la presión de vapor (11.42 - 0.6)	ft	20.83
NPSH disponible	ft	49.13

3) Presión de descarga.

Presión final (a la atmósfera)	Psia.	11.42
Cabeza esfática (25 ') (ft x p.e./2.31)	Psi	13
Caída de presión filtros (máximo)	Psi	15
Caída de presión resina (máximo)	Psi	12.8
Caída de presión medidor de orificio	Psi	2
Caída de presión valvula de control, 60 % del		
total de la cabeza de descarga	Psi	20.35
Perdidas en la línea*(24,49 ')	Psi	12.72
Presión de descarga de la bomba	Psia	75.87

4) Presión diferencial

Presión a la descarga	Psia	75.87
- Presión a la succión	Psia	26.12
Diferencia de presión total de la bomba	Psia	49.75
	ft	96.77

5) Potencia de las bombas

$$HBHP = \text{Flujo} \times \text{Dif. Presión} / (1715 \times \text{Eficiencia})$$

Sustituyendo en la expresión anterior los valores de las variables, para diferentes valores de eficiencias:

Si E = 100 %	HBHP = 8.37
Si E = 80 %	HBHP = 10.47
Si E = 70 %	HBHP = 11.97

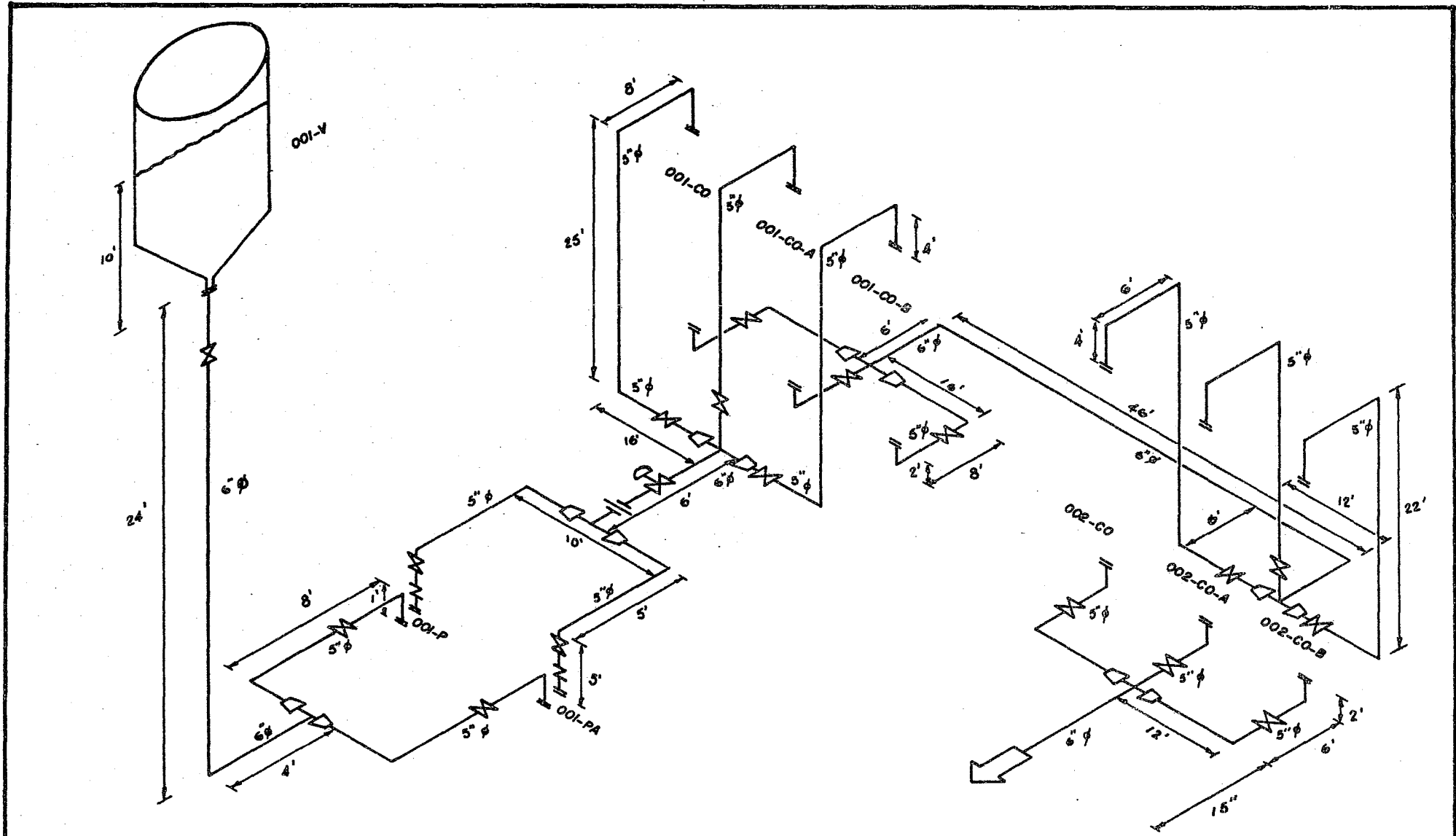
* 6) Calculos de la perdida de presión por fricción en la línea.

DE	A	GASTO (GPM)	TAMAÑO TUBERIA in	Dif. P 100 ft	ACCESORIOS DESCRIPCION	N°	LONGITUD EQUIVALENT ft	Dif. P ft
Mezclador	Ramificación	577.5	S U C C 6	4.10	Tubería	1	28	
					Codo 90°	1	15	
					Salida L/D=65	1	35	
					" T "	1	30	
					TOTAL		108	4.43
Ramificación	Bomba	288.75	5	2.89	Tubería	1	9	
					Contracción	1	2.5	
					Valv. comp. abierta	1	5.5	
					Codo 90°	1	13	
					Entrada	1	14	
					TOTAL		44	1.27
Bomba	Ramificación	288.75	D E S C A R G A 5	2.89	Tubería	1	15	
					Expansión	1	2.5	
					Codo 90°	2	26	
					Valv. comp. abierta	1	5.5	
					Salida	1	27	
					Valv. check	1	21	
					TOTAL		97	2.8
Ramificación	Ramificación	577.5	6	4.1	Tubería	1	6	
					" T "	2	60	
					TOTAL		66	2.7
Ramificación	Entrada filtr.	288.75	5	2.89	Tubería	1	53	
					Contracción	1	2.5	
					Codo 90°	3	39	
					Valv. comp. abierta	1	5.5	
					Entrada	1	14	
					TOTAL		114	3.3
Salida filt.	Ramificación	288.75	5	2.89	Tubería	1	26	
					Salida	1	27	
					Valv. comp. abierta	1	5.5	
					Codo 90°	2	26	
					Expansión	1	2.5	
					TOTAL		87	2.5
Ramificación	Ramificación	577.5	6	4.1	Tubería	1	58	
					" T "	2	60	
					Codo 90°	2	30	
					TOTAL		140	6

Ramificación	Entrada columna	288.75	5	2.89	Tubería	1	44	
					Contracción	1	2.5	
					Valv. comp. abierta	1	5.5	
					Codo 90°	3	39	
					Entrada	1	14	
					TOTAL		<u>105</u>	3
Salida columna	Ramificación	288.75	5	2.89	Tubería	1	20	
					Salida	1	27	
					Valv. comp. abierta	1	5.5	
					Codo 90°	2	26	
					Expansión	1	<u>2.5</u>	
					TOTAL		81	2.34
Ramificación	Drenaje	577.5	6	4.1	Tubería	1	15	
					" T "	1	30	
					TOTAL		<u>45</u>	1.85

7.2.4.1 DIAGRAMA N° 2.

**" ISOMETRICO APROXIMADO DEL SISTEMA DE DECOLORACION
DE LOS EFLUENTES DEL BLANQUEO "**



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO FACULTAD DE QUIMICA	
ISOMETRICO APROXIMADO DEL SISTEMA DE DECOLORACION DE LOS AFLUENTES DEL BLANQUEO	
ELABORARON PABLO RAMIREZ J. FRANCISCO QUEZADA	FECHA MARZO 1980 DIAGRAMA N° 2

7.2.5 CALCULO DE LAS CARÁCTERISTICAS DE LA BOMBA
DE AGUA DE LAVADO DE LOS FILTROS.

ETIQUETA DEL EQUIPO: 002-P

CARACTERÍSTICAS:

Líquido manejado: Agua

Temperatura de bombeo: 77 °F

Presión de vapor del líquido: 0.6 Psia.

Peso específico: 1

Flujo ascendente: 177.58 GPM #

Presión atmosférica: 11.42 Psia.

1) Cálculo del gasto de agua necesario para el lavado de los filtros

Datos:

Diámetro de c/u de los filtros: 9.6 ft, por lo que $Area = 0.7854 \times 9.6^2 = 72.38 \text{ ft}^2$

Altura de los filtros: 18 ft, por lo que: $Volúmen = 72.38 \times 18 = 1302.88 \text{ ft}^3$

Velocidad recomendada en flujo ascendente: 10 cm/min = 0.328 ft/min

Gasto = Velocidad x Area = $0.328 \times 72.38 = 23.74 \text{ ft}^3/\text{min} = 177.58 \text{ GPM}$

Agua necesaria = 1 BV = $1302.88 \text{ ft}^3 = 10\,654.8 \text{ Galones}$

Tiempo empleado en el lavado: $Volúmen / Gasto = 1302.88 / 23.74 = 54.88 \text{ min}$

2) Presión a la succión.

Presión de origen	Psia. :	11.42
+ Cabeza estática	Psí. :	9.1
- Perdidas por fricción (6 ft)	Psi :	<u>3</u>
Presión a la succión de la bomba	Psia. :	17.52

SUPOSICIONES:

DE	A	MATERIAL BOMBEADO	LONGITUD EQUIVALENTE	TAMAÑO TUBERIA	Dif. P 100 ft	Dif. P ft
Almacén	Bomba	Agua	180	3 ¹ / ₂ "	3.326	6
Bomba	Lavador Hipoclorito	Agua	180	3 ¹ / ₂ "	3.326	6

3) NPSH disponible.

Cabeza estática	ft :	21
- Pérdidas en la línea	ft :	6
+ Corrección por presión de vapor (11.42 - 0.6) :		<u>20.83</u>
NPSH disponible	ft :	35.83

4) Presión de descarga.

Presión final (a la atmósfera)	Psia. :	11.42
Cabeza estática (36 ft)	Psi. :	15.6
Caída de presión en medidor de orificio	Psi. :	2
Caída de presión en válvula de control	Psi. :	25
Pérdidas en línea	Psi. :	<u>3.</u>
Presión de descarga de la bomba	Psia. :	57

5) Presión diferencial.

Presión a la descarga	Psia. :	57
- Presión a la succión	Psia. :	<u>17.52</u>
Presión diferencial total de la bomba	Psia. :	39.5 = 91.25 ft.

6) Potencia de la bomba.

$$\text{HBHP} = \text{Gasto} \times \text{Dif. P} / (1715 \times E)$$

Para E = 100 % HBHP = 4,1

Para E = 80 % HBHP = 5,11

Para E = 70 % HBHP = 5,84

7.2.6 CALCULO DE LAS CARACTERISTICAS DE LA BOMBA
DEL LICOR DÉBIL PARA REGENERAR LA RESINA

ETIQUETA DEL EQUIPO: 003-P

CARACTERISTICAS:

Líquido manejado: Licor débil.

Temperatura de bombeo: 79 °F

Presión de vapor del líquido: 0.75 Psia. (Del Chemical Engineers' Handbook, Perry)

Peso específico: 1.05

Gasto en flujo ascendente: 26.42 GPM *

Presión atmosférica: 11.42 Psia.

* 1) Cálculo del gasto de licor débil necesario para regenerar la resina.

Datos:

Diámetro de c/u de las unidades de decoloración: 5.8 ft

Area: $0.7854 \times 5.8^2 = 26.42 \text{ ft}^2$

Altura de la resina: 11ft (la altura del recipiente es de 16 ft).

Volúmen de resina: $11 \times 26.42 = 228.75 \text{ ft}^3$

Régimen de flujo ascendente (obtenido experimentalmente) = 1 GPM/ft²

Gasto = Régimen x Area = $1 \times 26.42 = 26.42 \text{ GPM} = 3.53 \text{ ft}^3/\text{min}$

Velocidad en la columna = Gasto / Area = $3.53 / 26.42 = 0.1337 \text{ ft}/\text{min} = 4.1 \text{ cm}/\text{m}$

Régimen volumétrico: Gasto / Volúmen de resina = $26.42 / 228.75 = 0.1155 \text{ GPM}/\text{ft}^3$

Licor débil necesario para c/u de las regeneraciones: 2 BV (obtenido experimentalmente) = $2 \times 228.75 = 457.3 \text{ ft}^3 = 3422 \text{ Galones}$.

Tiempo de regeneración: $457.3 \text{ ft}^3 / (3.532 \text{ ft}^3/\text{min}) = 129.52 \text{ minutos}$

SUPOSICIONES:

De	A	MATERIAL BOMBEADO	LONGITUD EQUIVALENTE	TAMAÑO TUBERIA	Dif. P 100 FE	Dif. P ft
Almacén	Bomba	Licor débil	210	1 1/4"	16.8	35.3
Bomba	Horno de recuperación	Licor débil	180	1 1/4"	16.8	30.2

2) Presión a la succión.

Presión de origen	Psia :	11.42
+ Cabeza estática (18 ft)	Psi :	7.8
- Pérdidas por fricción (35.3 ft)	Psi :	15.3
Presión a la succión de la bomba	Psia :	3.93

3) NPSH disponible.

Cabeza estática	ft :	18
- Pérdidas en la línea	ft :	35.3
+ Corrección por presión de vapor (11.42 - 0.75) Psi	ft :	<u>24.6</u>
NPSH disponible	ft :	7.34

4) Presión a la descarga

Presión final (a la atmósfera)	Psia.:	11.42
Cabeza estática (22 ft)	Psi :	9.52
Caída de presión en medidor de orificio	Psi :	4
Caída de presión en válvula de control	Psi :	30
Caída de presión en la línea (30.2 ft)	Psi :	13
Presión de descarga de la bomba	Psia. :	68

5) Presión diferencial.

Presión a la descarga Psia. : 68

- Presión a la succión Psia. : 3.93

Presión diferencial total de la bomba Psia. : 64.07
ft : 148

6) Potencia de la bomba.

$$HBHP = \text{Gasto} \times \text{Dif. P} / (1715 \times E)$$

sustituyendo para diferentes valores de eficiencia:

Para E = 100 % HBHP = 2.8

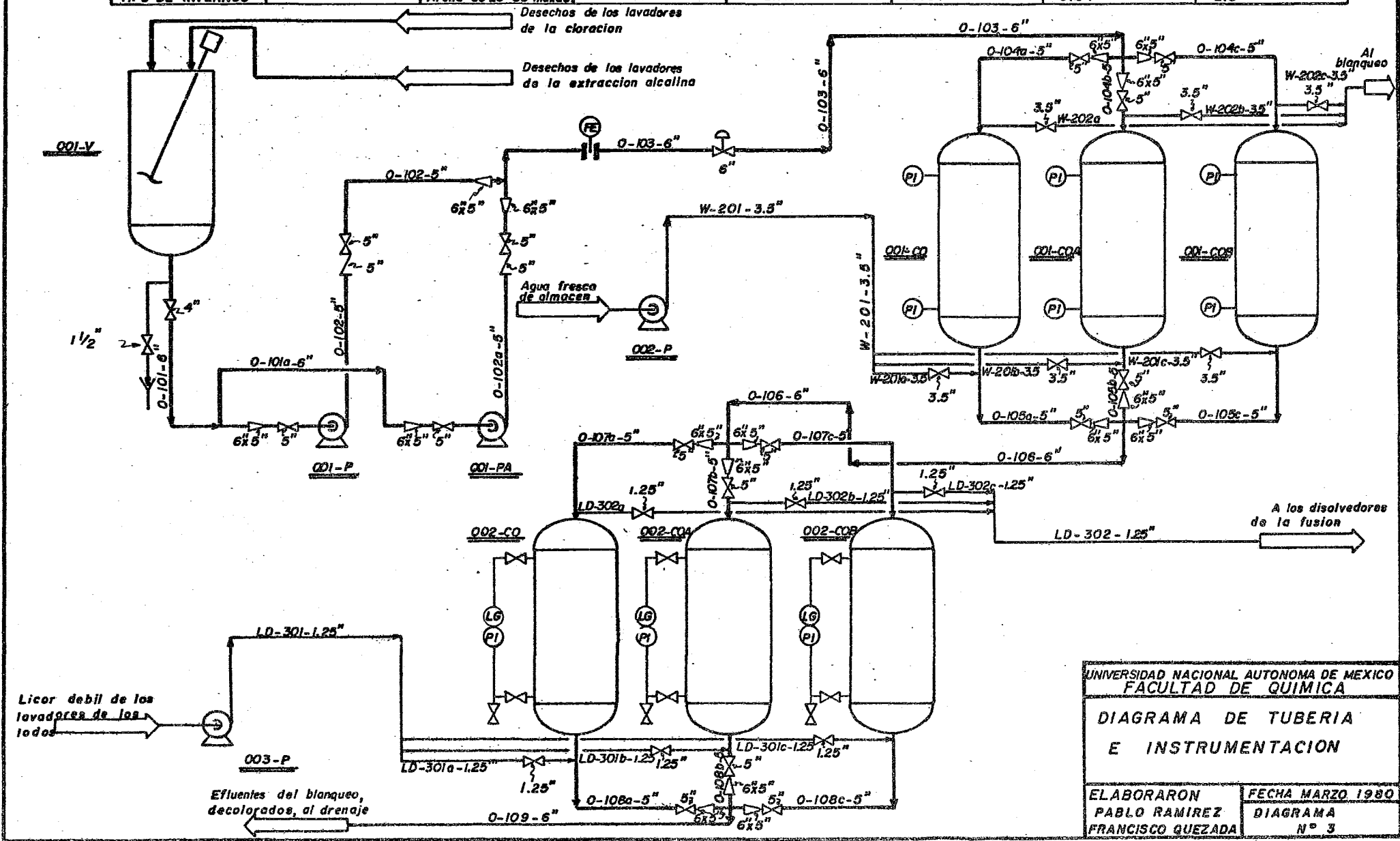
Para E = 80 % HBHP = 2.85

Para E = 70 % HBHP = 3.26

7.2.7 DIAGRAMA N° 3

" DIAGRAMA DE TUBERIA E INSTRUMENTACION "

ETIQUETA	001-V	001-CO, COA y COB	002-CO, COA y COB	ETIQUETA	001-P y 001-PA	002-P	003-P
DESCRIPCION	Mezclador de la cloracion y extrac. alcalina	Filtros de arena para eliminar finos de pulpa	Torre de Adsorcion de color	DESCRIPCION	Bombas de mezcla cloracion y extraccion	Bomba de agua de lavado filtros de arena	Bomba de licor debil Para la regeneracion
DIMENSIONES	5'-5" Ø x 12'-0"	9'-6" Ø x 18'-0"	5'-10" Ø x 16'-0"	CAPACIDAD GPM	288.75	177.58	26.42
P/T DISERO Paig/°F	25/95	30/95	25/88	CABEZA PIES	95.77	91.25	148
MATERIAL	ACERO AL CARBON RECUBIERTO C/HULE	ACERO AL CARBON RECUBIERTO C/HULE	ACERO INOXIDABLE	MATERIAL CARCAZA	ACERO AL CARBON	ACERO AL CARBON	ACERO AL CARBON
TIPO DE INTERNOS	-	Arena de 20-50 mallas	AMBERLITE XAD-8	MATERIAL IMPULSOR	ACERO AL CARBON	ACERO AL CARBON	ACERO AL CARBON
				POTENCIA HP	11.97	5.84	2.8



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
 FACULTAD DE QUIMICA

DIAGRAMA DE TUBERIA
 E INSTRUMENTACION

ELABORARON
 PABLO RAMIREZ
 FRANCISCO QUEZADA

FECHA MARZO 1980
 DIAGRAMA
 N° 3

8 ESTUDIO ECONOMICO DEL PROCESO

8.1 ESTIMACION DE LOS COSTOS DE INVERSION

8.1.1 ESTIMACION DEL COSTO DEL RECIPIENTE MEZCLADOR

DESCRIPCION	TAMAÑO	NUMERO	COSTO DlIs/Long.	DE	COSTO Dolares
CUERPO	12 ft	1	70/ft	fig. 1*	840.0
CABEZA	65 in	1/2 (Una sola)	700 (par)	fig. 1*	350.0
SALIDA	6 in	1	250	fig. 1*	250.0
FALDONES	2 ft	-	60/ft	fig. 3 *	<u>120.0</u>
COSTO TOTAL DEL MATERIAL					2560.0

* Datos del Chemical Engineering, October 10, 1977. " Cost estimating of major Process Equipment ". Arkadie Pikulik and Hector Díaz.

NOTA: Del libro: " Diseño de equipo " de Lloyd E. Brownel y Edwin H. Young, Pag. 8,

" COSTOS RELATIVOS DE CONSTRUCCION DE MATERIALES DE CONSTRUCCION PARA TANQUES "
Costos relativos al acero

Acero recubierto con hule 1.8

Costo total de material de tanque mezclador de acero al carbón recubierto con --
hule :

$$\$ 2\,560.0 \times 1.8 = \$ 4\,608.0 \text{ (Dólares)}$$

Fig. 1 Carbon steel pressure vessels Spot X rayed.

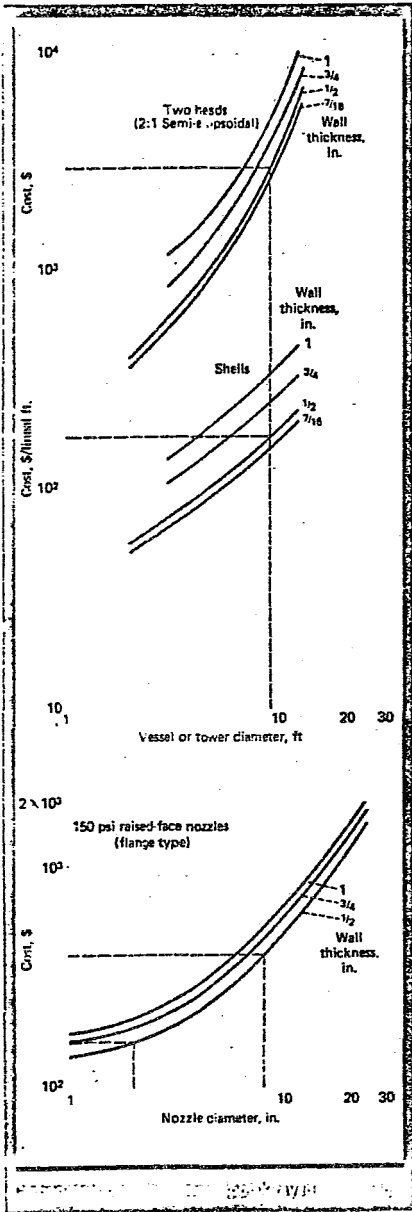


Fig. 2 Weight of shells, heads and nozzles.

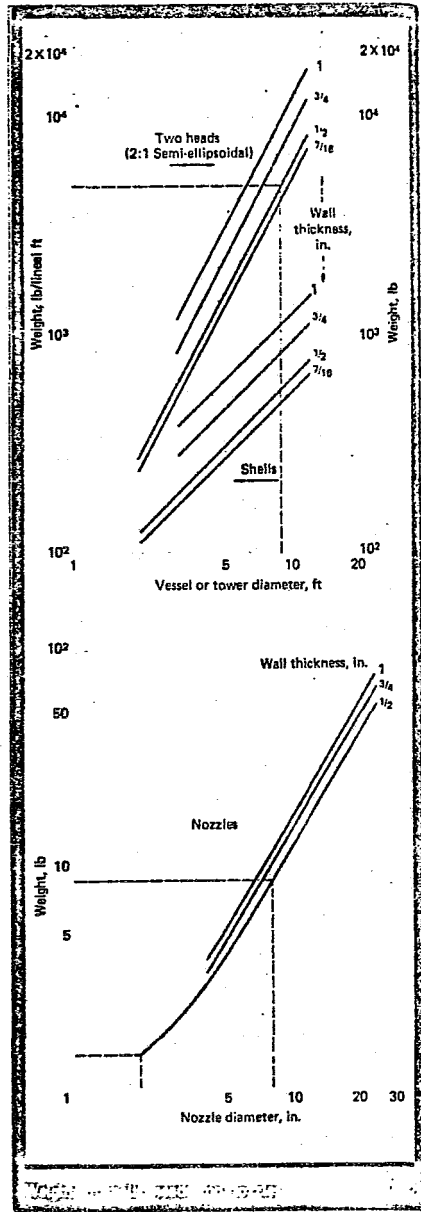


Fig. 3 Saddle or skirt costs for pressure vessels.

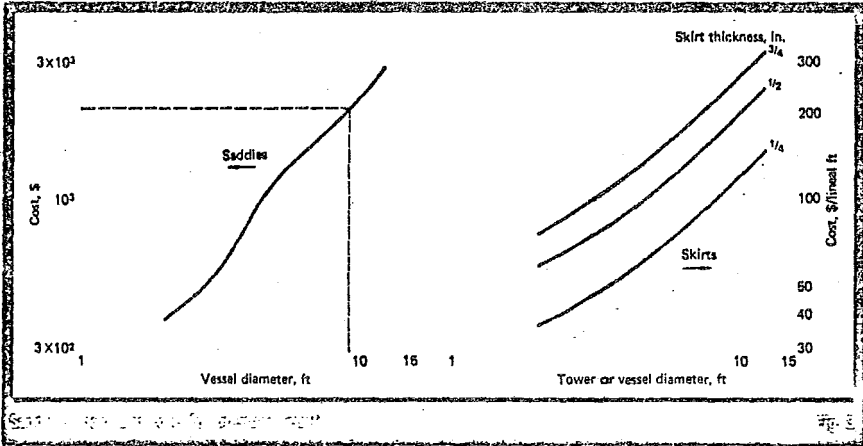


Fig. 4 Estimated weights for vessels supports

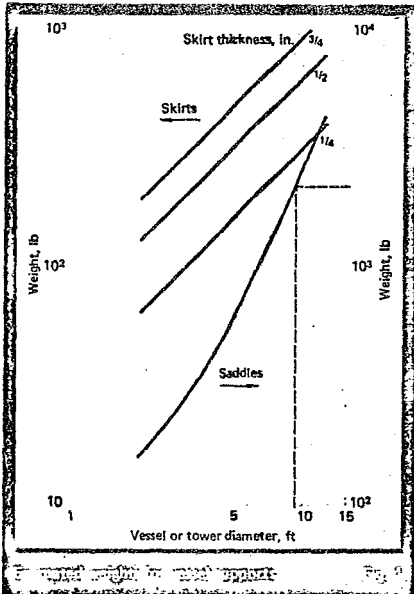


TABLE III Corrections for manholes

Manhole size, in.	Add to base price, \$	Add to base weight, lb
16	400	270
18	500	310
20	600	390
24	800	630

TABLE IV Addition for engineering, purchasing, administrative costs and profit.

Total cost of fabricated vessel	Factor
Less than \$6,000	0.25
\$ 6,000 to \$8,000	0.24
\$ 8,000 to \$10,000	0.23
\$10,000 to \$15,000	0.22
\$15,000 to \$20,000	0.21
\$20,000 to \$25,000	0.20
\$25,000 to \$35,000	0.19
\$35,000 to \$50,000	0.18
\$50,000 to \$75,000	0.17
Over \$75,000	0.16

DESCRIPCION	TAMAÑO	NUMERO	PESO	DE	PESO lb
CUERPO	12 ft	1	150 lb/ft	fig. 2 *	1 800.0
CABEZA	65 in	1/2 (Una sola)	700 lb	fig. 2 *	350.0
SALIDA	6 in	1	30 lb c/u	fig. 2 *	30.0
FALDONES	---	---	120 lb	fig. 4 *	<u>120.0</u>
PESO TOTAL DEL MATERIAL					2 300.0
PESO TOTAL DEL MATERIAL					Toneladas: 1.15

COSTO DEL TALLER: *

$$\text{Ecuación (1) : } C_s = H (3.1 D + 1.2 L + 3 M + N + T)$$

Donde:

C_s = Costo del taller.

D = Diámetro del recipiente, en ft

L = Longitud de tangente a tangente, en ft.

M = Número de entradas hombre.

N = Número de conexiones.

T = Peso total del material en toneladas.

H = Jornal o paga (\$ 16.5/hora hombre para recipientes (en dólares) y
\$ 28.5/hora hombre para torres (en dólares)).

Sustituyendo:

$$C_s = \$ 16.5 (3.1 \times 5.41 + 1.2 \times 12 + 1 + 1.15) = \$ 549.79 \text{ Dlls.}$$

COSTO DE FABRICACION DEL RECIPIENTE MEZCLADOR

a) ACERO AL CARBON

b) ACERO AL CARBON RECUBIERTO CON HULE

$$\$ 2 560.0 + 549.8 = \$ 3 109.8$$

$$\$ 4 608.0 + \$ 549.8 = \$ 5 157.8$$

A este costo se le debe aplicar una cierta cantidad por la Ingeniería, Compras, etc, de la Tabla IV *, el factor de un recipiente costando:

a) \$ 3 109.8 (Dlls) es de 0.25

b) \$ 5 157.8 (Dlls) es de 0.25

Por lo tanto:

para a) \$ 3 109.8 x 0.25 = 777.45

b) \$ 5 157.8 x 0.25 = \$ 1 289.45

En resumen:

COSTO RECIPIENTE MEZCLADOR (Costos basados en Enero de 1976)

a) ACERO AL CARBON		b) ACERO AL CARBON RECUBIERTO CON HULE
\$ 2 560.0	COSTO DE MATERIAL	\$ 4 608.0
\$ 549.8	COSTO DE FABRICACION	\$ 549.8
<u>\$ 777.45</u>	INGENIERIA, COMPRAS, ETC.	<u>\$ 1289.45</u>
\$ 3 887.25	TOTAL (Dólares)	\$ 6 447.25
\$ 89 406.75	Total (Pesos)	\$ 148 286.75

ACTUALIZACION DE COSTO:

Existen los índices de costos para relacionar el nivel de costo de un año dado a un punto de referencia. Uno de ellos es el índice Marshall & Stevens. (M & S equipment cost index).

Estos índices son usados para actualizar los costos cuando los valores en alguna fecha son conocidos. Los nuevos valores son de una exactitud estimada.

$$EC_2 = EC_1 (I_2 / I_1)$$

Donde:

I_2 = Valor del índice para el año representado por 2 (usualmente el actual).

I_1 = Valor del índice para el año representado por 1.

EC_2 = Costo estimado del equipo para el año representado por 2.

EC_1 = Costo del equipo comprado (cuando está disponible) para el año representado por 1.

De la sección Economic Indicators, de la revista Chemical Engineering:

$I_{1978} = 595.3$

$I_{1976} = 472.1$

a) Acero al carbón

b) Acero al carbón recubierto con hule.

$EC_{1976} = \$ 3 887.25$ (Dólares)

$\$ 6 447.25$ (Dólares).

Sustituyendo en la ecuación anterior:

a) Acero al carbón

b) Acero al carbón recubierto con hule.

$EC_{1978} = \$ 4 901.67$ (Dólares)

$\$ 8 129.73$ (Dólares).

= $\$ 112 738.00$ (Pesos)

$\$ 186 983.80$ (pesos)

Costo del impulsor.-

De la fig. 1-39 y la tabla 1-12 del " Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants Vol. 1 pag. 40, 42 y 43 ", se obtiene el costo estimado del impulsor fijo, referido al índice Marshall & Stevens, para Junio, 1959 = 234.3.

De la tabla 1-12

	Rango	Coordenadas	
		X	Y
(Potencia manejada en H. P.) Propela fija	5 - 50	2.82	4.7

De la sección 7.2.1.3, características del impulsor: Potencia = 17 h.p.

Con estos datos de las coordenadas y la potencia, se obtiene de la fig. 1-39 un costo estimado de : \$ 2 350.00 Dólares.

Actualización del costo del impulsor:

$$EC_{1959} = \$ 2\,350.00 \text{ Dólares.}$$

$$I_{1959} = 234.3$$

$$I_{1978} = 595.3$$

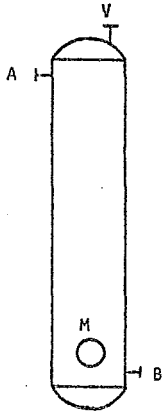
Sustituyendo en la ecuación de actualización de costos:

$$EC_{1978} = EC_{1959} \left(\frac{I_{1978}}{I_{1959}} \right)$$

$$\begin{aligned} EC_{1978} &= 2\,350 \left(\frac{595.3}{234.3} \right) = \$ 5\,970.00 \text{ Dólares.} \\ &= \$ 137\,328.00 \text{ Pesos.} \end{aligned}$$

8.1.2 ESTIMACION DEL COSTO DE LOS FILTROS

CARACTERISTICAS:



$D = 9.6 \text{ ft} = 114 \text{ in}$
 $h = 18 \text{ ft}$
 $t = 1/4 \text{ '' (cuerpo)}$
 $t = 5/16 \text{ '' (Cabezas)}$

- A y B 5 in Entrada y salida de líquido
- M 20 in Entrada de hombre.
- V 2 in Venteo.

DESCRIPCION	TAMAÑO	NÚMERO	COSTO	DE	COSTO
CUERPO	18 ft	1	\$ 110/ft	fig. 1 *	\$ 1 980.0
CABEZAS	114 in	1 (par)	\$ 2 000.0	fig. 1 *	\$ 2 000.0
ENTRADA Y SALIDA	5 in	2	\$ 250.0 c/u	fig. 1 *	\$ 500.0
Venteo	2 in	1	\$ 165.0	fig. 1 *	\$ 165.0
ENTRADA HOMBRE	20 in.	1	\$ 900.0 + \$ 600.0	fig. 1 & Tabla III *	\$ 1 500.0
FALDONES	2 ft	-	\$ 100/ft	fig. 3	\$ 200.0
COSTO TOTAL DE MATERIAL			(EN DOLARES) : \$ 6 345.0		

" COSTOS RELATIVOS DE MATERIALES DE CONSTRUCCION PARA TANQUES " #

Costo relativo al acero

Acero recubierto con hule 1.8

"Diseño de equipo de Lloyd E. Brownel y Edwin H. Young, Pag. 8 "

COSTO TOTAL DE MATERIAL PARA UN FILTRO
DE ACERO RECUBIERTO CON HULE : \$ 6 346.0 x 1.8 = \$ 11 421.0

DESCRIPCION	TAMAÑO	NUMERO	PESO	DE	PESO en lb
CUERPO	18 ft	1	300 lb/ft	fig. 2 *	5 400
CABEZAS	114 in	1 (par)	3 500 lb	fig. 2 *	3 500
ENTRADA Y SALIDA	5 in	2	40 lb c/u	fig. 2 *	80
ENTRADA HOMBRE	20 in	1	400 lb + 390 lb	fig. 2 & Tabla III *	790
FALDONES	--	-	200 lb	fig. 4 *	<u>200</u>
PESO TOTAL DEL MATERIAL				lb :	9 970
				Toneladas:	5

COSTO DEL TALLER:

Sustituyendo en la Ecuación (1):

$$Cs = \$ 16.5 (3.1 \times 9.6 + 1.2 \times 18 + 3 \times 1 + 3 + 5)$$

$$Cs = \$ 990.0$$

COSTO DE FABRICACION DE CADA FILTRO:

a) Acero al carbón	b) Acero al carbón recubierto con hule
\$ 6 345.0	\$ 11 421.0
<u>\$ 990.0</u>	<u>\$ 990.0</u>
\$ 7 335.0	\$ 12 411.0

A esto se le deberá adicionar una cierta cantidad de dinero por la Ingeniería, Compras, etc., de la Tabla IV *, el factor para un recipiente costando:

- a) \$ 7 335.0 es de 0.24
- b) \$ 12 411.0 es de 0.22

Por lo tanto para:

- a) \$ 7 335.0 x 0.24 = \$ 1 760.4
- b) \$ 12 411.0 x 0.22 = \$ 2 730.4

En resumen:

COSTO POR FILTRO (Costos basados en Enero de 1976)		
	a) ACERO AL CARBON	ACERO AL CARBON b) RECUBIERTO CON HULE
COSTO MATERIAL	\$ 6 345.0	\$ 11 421.0
COSTO DE FABRICACION	\$ 990.0	\$ 990.0
INGENIERIA, COMPRAS, ETC.	<u>\$ 1 760.4</u>	<u>\$ 2 730.4</u>
TOTAL (Dólares)	\$ 9 095.4	\$ 15 141.4
TOTAL (Pesos)	\$ 209 194.0	\$ 348 252.0
Costo de tres filtros (dólares)	\$ 27 286.2	\$ 45 424.2
Costo de tres filtros (pesos)	\$ 627 582.6	\$ 1 044 758.0

ACTUALIZACION DEL COSTO

Sustituyendo en la ecuación: $EC_{1978} = EC_{1976} (I_{1978} / I_{1976})$

los siguientes valores:

$$I_{1978} = 595.3 \quad \text{y} \quad I_{1976} = 472.1$$

a) Acero al carbón b) Acero al carbón recubierto con hule

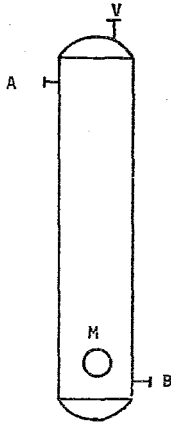
$$EC_{1976} = \quad \$ 9 095.4 \text{ (Dólares)} \quad \$ 15 141.4 \text{ (Dólares)}$$

tenemos los siguientes resultados:

	a) Acero al carbón	b) Acero al carbón recubierto con huile
EC	= \$ 11 469.00 (Dólares)	\$ 19 092.70 (Dólares)
	= \$ 263 787.00 (Pesos)	\$ 439 132.6 (Pesos)
Costo de tres filtros:	\$ 34 407.00	\$ 57 278.10
(Dólares)		
Costo de tres filtros:	\$ 791 361.00	\$ 1 317 396.30
(Pesos)		

8.1.3 ESTIMACION DEL COSTO DE LAS UNIDADES DE
DECOLORACION

CARACTERISTICAS:



$$D = 5' - 10'' = 70 \text{ in.}$$

$$h = 16'$$

$$t = 1/4'' \text{ (cuerpo)}$$

$$t = 1/4'' \text{ (cabezas)}$$

A y B	5 in	Entrada y salida de líquido.
M	20 in	Entrada de hombre
V	2 in	Venteo

DESCRIPCION	TAMAÑO	NUMERO	COSTO	DE	COSTO
CUERPO	16 ft	1	\$ 75/ft	fig. 1 *	\$ 1 200.0
CABEZAS	70 in	1 (par)	\$ 800.0	fig. 1 *	\$ 800.0
ENTRADA Y SALIDA	5 in	2	\$ 250.0 c/u	fig. 1 *	\$ 500.0
Venteo	2 in	1	\$ 165.0	fig. 1 *	\$ 165.0
ENTRADA HOMBRE	20 in	1	\$ 900.0 + \$ 600.0	fig. 1 & Tabla III *	\$ 1 500.0
FALDONES	2 ft	-	\$ 60/ft	fig. 3 *	\$ 120.0
COSTO TOTAL DE MATERIAL					(EN DOLARES) : \$ 4 285.0

" COSTOS RELATIVOS DE MATERIALES DE CONSTRUCCION PARA TANQUES " #

Costo relativo al acero

Acero recubierto con hule	1.8
Acero inoxidable 316	4.4
Acero inoxidable 304	3.4

" Diseño de equipo" de Lloyd E. Brownel y Edwin H. Young, Pag. 8

COSTO TOTAL DE MATERIAL PARA UNA UNIDAD DE DECOLORACION :

a) ACERO AL CARBON	b) ACERO AL CARBON RECUBIERTA CON HULE	d) ACERO INOXI- DABLE 316	e) ACERO INOXI- DABLE 304
<u>\$ 4 285.0</u>	<u>\$ 4 285.0 x 1.8</u>	<u>\$ 4 285.0 x 4.4</u>	<u>\$ 4 285.0 x 3.4</u>
TOTAL	\$ 7 713.0	\$ 18 854.0	\$ 14 569.0

DESCRIPCION	TAMAÑO	NUMERO	PESO	DE	PESO en lb
CUERPO	16 ft	1	200 lb/ft	fig. 2 *	3 200
CABEZAS	70 in	1 (par)	800 lb	fig. 2 *	800
ENTRADA Y SALIDA	5 in	2	40 lb c/u	fig. 2 *	80
ENTRADA HOMBRE	20 in	1	200 lb + 390 lb	fig. 2 & Tabla III *	590
FALDONES	--	-	150 lb	fig. 4 *	<u>150</u>
PESO TOTAL DEL MATERIAL				1b:	4 820
				Toneleadas:	2.4

COSTO DEL TALLER:

Sustituyendo en la ecuación (1):

$$C_s = \$ 16.5 (3.1 \times 5.83 + 1.2 \times 16 + 3 \times 1 + 3 + 2.4)$$

$$C_s = \$ 753.0$$

COSTO DE FABRICACION DE CADA UNIDAD DE DECOLORACION

a) ACERO AL CARBON	b) ACERO AL CARBON RECUBIERTA DE HULE	c) ACERO INOXIDABLE 304	d) ACERO INOXI- DABLE 316
\$ 4 285.0	\$ 7 713.0	\$ 14 569.0	\$ 18 854.0
<u>\$ 753.0</u>	<u>\$ 753.0</u>	<u>\$ 753.0</u>	<u>\$ 753.0</u>
\$ 5 038.0	\$ 8 466.0	\$ 15 322.0	\$ 19 607.0

A este costo se le debe adicionar una cierta cantidad por la Ingeniería, compras, etc., de la Tabla IV, el factor para un recipiente costando:

- a) \$ 5 038.0 es de 0.25
- b) \$ 8 466.0 es de 0.23
- c) \$ 15 322.0 es de 0.21
- d) \$ 19 607.0 es de 0.21

Por lo tanto:

- a) $\$ 5\,038.0 \times 0.25 = \$ 1\,259.5$
- b) $\$ 8\,466.0 \times 0.23 = \$ 1\,947.2$
- c) $\$ 15\,322.0 \times 0.21 = \$ 3\,217.6$
- d) $\$ 19\,607.0 \times 0.21 = \$ 4\,117.5$

En resumen:

COSTO MATERIAL	COSTO POR UNIDAD DE DECOLORACION (Costos basados en Enero 1976)			
	a) ACERO AL CARBON	b) RECUBIERTO	c) INOXID. 304	d) INOXID. 316
	\$ 4 285.0	\$ 7 713.0	\$ 14 569.0	\$ 18 854.0
COSTO FABRICACION	\$ 753.0	\$ 753.0	\$ 753.0	\$ 753.0
INGENIERIA, ETC.	<u>\$ 1 259.5</u>	<u>\$ 1 947.2</u>	<u>\$ 3 217.6</u>	<u>\$ 4 117.5</u>
TOTAL (Dólares)	\$ 6 297.5	\$ 10 413.2	\$ 18 539.6	\$ 23 724.5
COSTO TRES UNIDADES (Dólares)	\$ 18 892.5	\$ 31 239.5	\$ 55 618.8	\$ 71 173.4
COSTO TRES UNIDADES (Pesos)	\$ 434 527.0	\$ 718 509.0	\$ 1 279 233.0	\$ 1 636 988.0

ACTUALIZACION DEL COSTO

$$I_{1978} = 595.3$$

$$I_{1976} = 472.1$$

	a) Acero al carbón	b) Recubierto	c) A. Inox. 304	d) A. Inox. 316
EC ₁₉₇₆	= \$ 6 297.5	\$ 10 413.2	\$ 18 539.6	\$ 23 724.5

Sustituyendo estos valores en: $EC_{1978} = EC_{1976} (I_{1978} / I_{1976})$

tenemos los siguientes resultados:

	a) Acero al carbón	b) Recubierto con hule	c) A. Inox. 304	d) A. Inox. 316
EC ₁₉₇₈	= \$ 7 941.00	\$ 13 130.65	\$ 23 378.00	\$ 29 916.6
(Dólares)				
(Pesos)	\$ 182 640.8	\$ 302 005.00	\$ 537 704.00	\$ 688 081.6
Costo de 3 unidades (Dólares)	\$ 23 823.00	\$ 39 392.00	\$ 70 139.30	\$ 89 750.00
Costo de 3 unidades (Pesos)	\$ 547 922.00	\$ 906 014.5	\$ 1 613 112.00	\$ 2 064 245.00

8.1.4 ESTIMACION DE COSTOS DE LAS BOMBAS

REFERENCIA: Costos de bombas centrífugas en acero al carbón y acero inoxidable, referidos al año de 1970; proporcionados en el curso de Ingeniería Económica II, del Profesor Rojo y de Regíl.

DATOS

Bombas de acero al carbón con diferencia de presión menor de 125 Psig. (incluye base, motor y cople).

Potencia (h.p.)	Costo (Pesos).
1 a 10	De \$ 10 000.00 a \$ 15 000.00
100	\$ 65 000.00

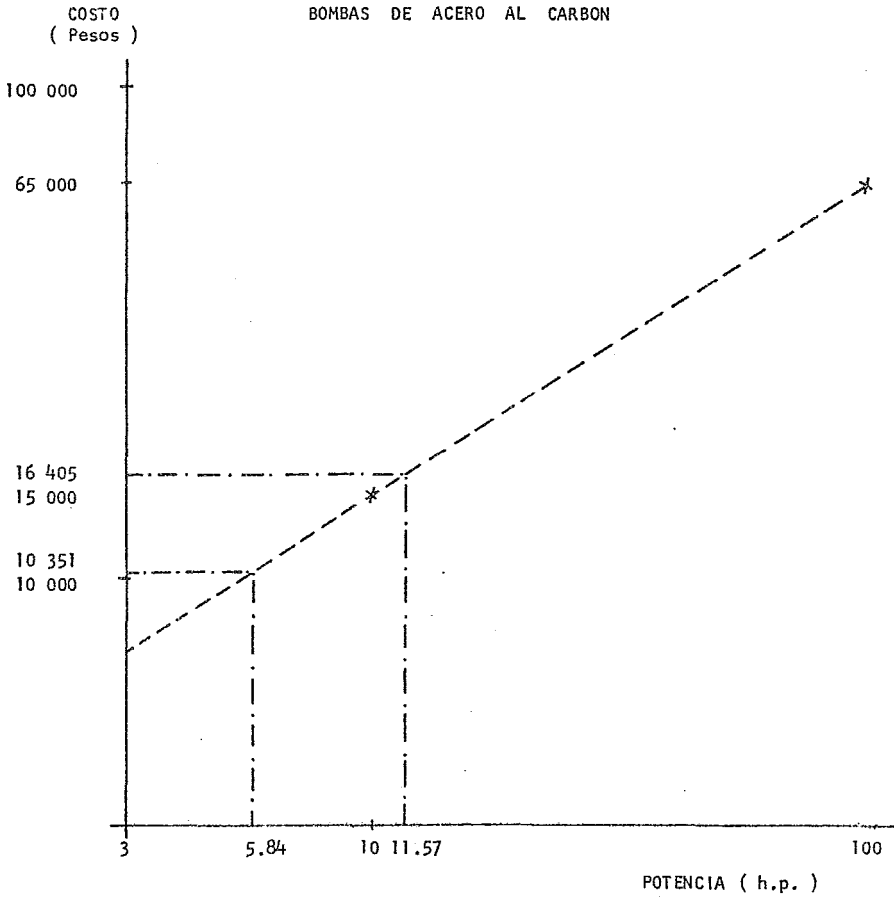
Bombas de Acero inoxidable 316 con diferencia de presión menor de 125 Psig. (incluye motor, base y cople).

Potencia (h.p.)	Costo (Pesos).
1	\$ 25 000.00
10	\$ 50 000.00
40	\$ 110 000.00
60	\$ 150 000.00

A continuación se grafican estos datos en las gráficas: 8.1.4.1 y 8.1.4.2

GRAFICA 8.1.4.1

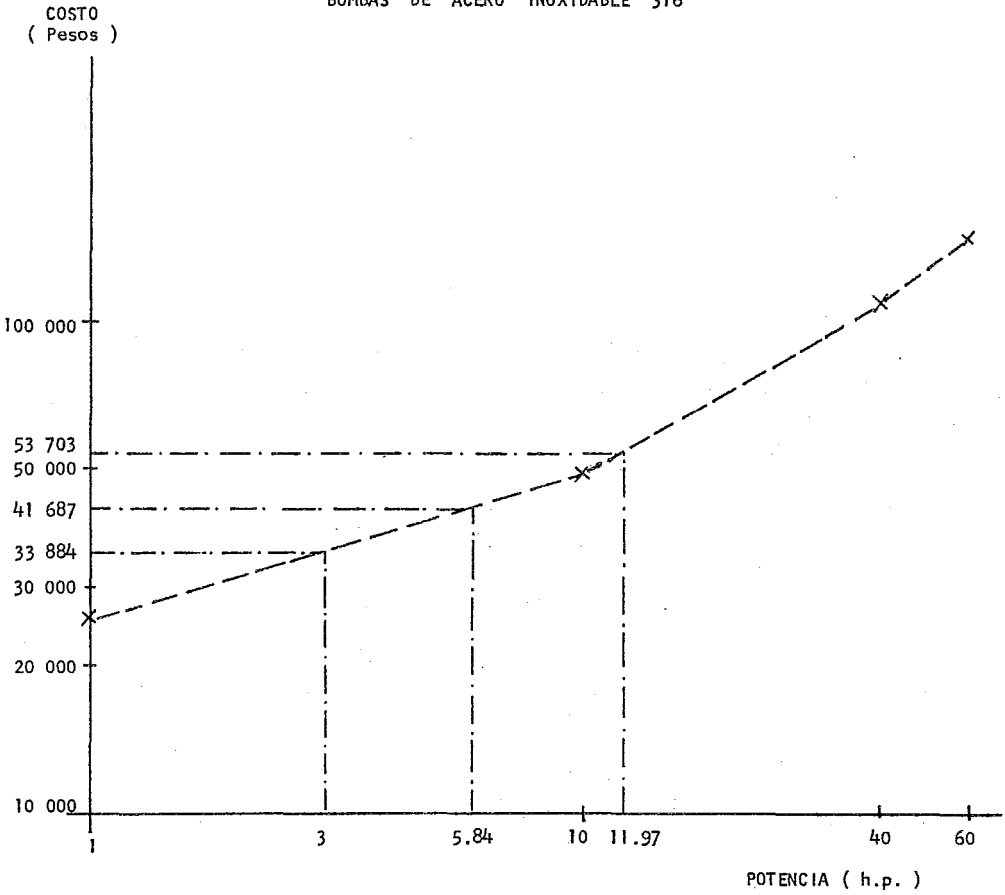
COSTOS DE BOMBAS CENTRIFUGAS VS POTENCIA



GRAFICA 8.1.4.2

COSTO DE BOMBAS CENTRIFUGAS VS POTENCIA

BOMBAS DE ACERO INOXIDABLE 316



1) Bombas de mezcla cloración + extracción alcalina.

Bombas 001-P y 001-P-A

Potencia: 11.97 h.p. para una eficiencia del 70 %.

De la gráfica 8.1.4.1 se obtiene un costo de \$ 16 405.00 Pesos.

De la gráfica 8.1.4.2 se obtiene un costo de \$ 53 703.00 Pesos.

ACTUALIZACION DE COSTOS.

En base al Índice Nacional de precios al consumidor que publica el Banco de México, el referente a la fabricación y reparación de productos metálicos, tomando como base el año de 1968 = 100, tenemos los siguientes índices:

$$I_{1970} = 106$$

$$I_{1978} = 325.38$$

$$EC_{1970} = \begin{array}{ll} \text{a) Acero al carbón} & \text{b) Acero inoxidable 316} \\ \$ 16\,405.00 \text{ Pesos} & \$ 53\,703.00 \text{ Pesos} \end{array}$$

Sustituyendo en la ecuación de actualización de estimación de costos:

$$EC_{1978} = EC_{1970} \left(\frac{I_{1978}}{I_{1970}} \right)$$

$$EC_{1978} = \begin{array}{ll} \text{a) Acero al carbón} & \text{b) Acero inoxidable 316} \\ \$ 50\,357.00 \text{ Pesos} & \$ 164\,848.00 \text{ Pesos} \end{array}$$

$$\text{Costo de 2 bombas (Pesos)} = \begin{array}{ll} \$ 100\,714.00 & \$ 329\,696.00 \end{array}$$

2) Bomba de agua de lavado de los filtros.

Bomba: 002-P

Potencia: 5.84 h.p. para una eficiencia del 70 %.

De la gráfica 8.1.4.1, Bombas de acero al carbón, se obtiene un costo de \$ 10 350.00

De la gráfica 8.1.4.2, Bombas de acero inoxidable, se obtiene un costo: \$ 41 700.00

Nota: Ambos costos en Pesos.

ACTUALIZACION DE COSTOS.

$$I_{1970} = 106$$

$$I_{1978} = 325.38$$

	a) Acero al carbón	b) Acero inoxidable 316
$EC_{1970} =$	\$ 10 350.00 Pesos	\$ 41 700.00 Pesos

Sustituyendo en la ecuación de actualización de costos:

$$EC_{1978} = EC_{1970} \left(\frac{I_{1978}}{I_{1970}} \right)$$

	a) Acero al carbón	b) Acero inoxidable 316
$EC_{1978} =$	\$ 31 770.00 Pesos	\$ 128 000.00 Pesos

3) Bomba del licor débil para regenerar la resina.

Bomba: 003-P

Potencia: 3.26 h.p. para una eficiencia del 70 %.

De la gráfica 8.1.4.1, bombas de acero al carbón, se obtiene un costo: \$ 10 000 Pesos

De la gráfica 8.1.4.2, bombas de acero inoxidable 316, se obtiene un costo: \$ 34 000.0

ACTUALIZACION DE COSTOS.

$$I_{1970} = 106$$

$$I_{1978} = 325.38$$

	a) Acero al carbón	b) Acero inoxidable 316
EC ₁₉₇₀	(pesos) \$ 10 000.00	\$ 34 000.00

Sustituyendo en la ecuación de actualización de costos:

$$EC_{1978} = EC_{1970} \left(I_{1978} / I_{1970} \right)$$

	a) Acero al carbón	b) Acero inoxidable 316
EC ₁₉₇₈	(pesos) \$ 30 700.00	\$ 104 370.00

8.2 ESTIMACION DE INVERSIONES EN PLANTAS

8.2.1 COSTO DEL EQUIPO ENTREGADO EN DOLARES

	CANTIDAD	A	B
Mezclador	1	\$ 4 901.7 + \$ 5 970.0	\$ 8 130.0 + \$ 5 970.0
Filtros	3	\$ 34 407.0	\$ 57 278.0
U. de decolorac.	3	\$ 23 823.0	\$ 89 750.0
Bombas	4	<u>\$ 7 095.0</u>	<u>\$ 24 437.0</u>
Total		\$ 76 196.0	\$ 185 565.0
Total (Pesos)		\$ 1 752 508.0	\$ 4 267 995.0

Donde:

A.- Filtros, mezclador, unidades de decoloración y bombas en acero al carbón.

B.- Filtros y mezclador en acero al carbón recubierto con hule; bombas y -- unidades de decoloración en acero inoxidable 316.

	A	B
a) Costo del equipo entregado (dólares)	\$ 76 196.0	\$ 185 565.0
b) Costo del equipo instalado (dólares)	1.43 x \$ 76 196.0 \$ 108 960.0	1.43 x \$ 185 565.0 \$ 266 358.0
c) Tubería de proceso (dólares) tomando 0.3 :	0.14-0.86 (76 196.0) \$ 22 900.0	0.14-0.86 (185 565.0) \$ 55 670.0
d) Instrumentación, servicios, edif. 0.5-1 (76 196.0) de proceso (dólares) con 0.5	\$ 38 098.0	0.5-1 (185 565.0) \$ 92 783.0
e) Costo total fijo de la planta incluye ingeniería y construc. con 2.23	2.34-3.43 (76 196.0) \$ 169 917.0	2.34-3.43 (185 565.0) \$ 413 800.0

8.2.2 COSTO DE LA RESINA

Volúmen de resina por unidad de decoloración: 288.75 ft^3 (de la sección 7.2.3)

Volúmen de resina por 3 unidades de decoloración: 866.25 ft^3

Precio de la resina en 1978 (Pesos): \$ 4 000.o/ft³

Costo de la resina por las tres unidades de decoloración: $866.25 \times 4 000.o =$

$= \$ 3 465 000.o$ Pesos

(Dólares) = \$ 150 650.o

8.2.3 INVERSION DE CAPITAL TOTAL PARA EL

SISTEMA DE DECOLORACION EMPLEANDO ADSORBENTES POLIMERICOS.

INVERSION DE CAPITAL (DOLARES)	A*	B*
Costo de equipo-#	\$ 169 917.o	\$ 413 800.o
Costo de resina	<u>\$ 150 650.o</u>	<u>\$ 150 650.o</u>
Total (Dólares)	\$ 320 567.o	\$ 564 450.o
(Pesos)	\$ 7 373 041.o	\$ 12 982 350.o

A*- Filtros, mezclador, unidades de decoloración y bombas en acero al carbón.

B*- Filtros y mezclador en acero al carbón recubierto con hule; bombas y unidades de decoloración en acero inoxidable 316.

#.- Incluye: filtros de arena, recipientes a presión, bombas, instrumentación, tubería, preparación del sitio e instalación.

8.3 COSTOS DE OPERACION

1) Reemplazamiento de la resina.

Precio: \$ 4 000.0 Pesos/ft³ = \$ 174 Dólares/ft³

Tiempo de vida: 10 años.

Toneladas de pulpa blanqueada, producida en 10 años, tomando en cuenta 350 días hábiles en 1 año:

100 ton. de pulpa/día (350 días/año) (10 años) = 350 000 toneladas

Costo de la resina en las 3 unidades de decoloración (Dólares): \$ 150 650.0

Por lo tanto el reemplazamiento de resina: \$ 150 650.0 Dólares/350 000 Ton. =

= \$ 0.43 Dólares/Ton. pulpa

2) Costo de la energía eléctrica.

Potencia total de bombas:

BOMBA	POTENCIA h.p.
001-P y 001-P-A	12
002-P	6
003-P	<u>3.5</u>
Total	33.5

Equivalencia: 1 h.p. = 745.7 W = 0.7457 KW

Transformando la potencia a Kilowatts: 33.5 x 0.7457 = 24.98 KW

En un día se producen 100 Toneladas de pulpa blanqueada en la Planta de Loreto-Peña-Pobre.

1 día = 24 horas

La energía eléctrica consumida: Potencia x tiempo = 24.98 x 24 = 599.52 KW-hr

Costo del KW-hr a la industria: al mes de Enero de 1980.

a) Para corriente con 23 KV es de: \$ 0.69 Pesos

b) Para corriente con 85 KV es de: \$ 0.52 Pesos

Costo de energía eléctrica por tonelada de pulpa blanqueada; tomando la tarifa de
\$ 0.69 Pesos: (599.52 KW-hr x \$ 0.69 Pesos/KW-hr) / 100 Ton = \$ 4.136 Pesos/Ton
(Dólares) = \$ 0.18 Dólares/Ton

3) Costo de reparación y mantenimiento. (3 % anual, del costo del equipo).

Toneladas de pulpa blanqueada producidas en un año: 350 000 Toneladas.

3 % del costo del equipo por Tonelada de pulpa:

Para A: $0.03 \times \$ 169\,917 \text{ Dólares} / 350\,000 \text{ Ton} = \$ 0.0145 \text{ Dólares/Ton}$

Para B: $0.03 \times \$ 413\,800 \text{ Dólares} / 350\,000 \text{ Ton} = \$ 0.035 \text{ Dólares/Ton}$

4) Depreciación (de tipo lineal).

Años de vida: 15

$$D = (P - L) / n$$

Donde:

D = Depreciación

P = Valor de adquisición del equipo.

L = Valor de rescate (aproximadamente 10 % de P).

n = número de años de vida útil.

Sustituyendo:

Para A (Dólares): $(169\,917 - 1\,699.7) / 15 = \$ 11\,214.5 \text{ Dólares/año}$

Para B (Dólares): $(413\,800 - 4\,138) / 15 = \$ 27\,310.8 \text{ Dólares/año}$

Toneladas de pulpa producidas en 1 año: 350 000 Ton.

Depreciación por tonelada de pulpa: Para A: $\$ 11\,214.5 \text{ Dólares} / 350\,000 \text{ Ton} =$

$= 0.032 \text{ Dólares/Ton.}$

Para B: $\$ 27\,310 \text{ Dólares} / 350\,000 \text{ Ton} = 0.078 \text{ Dólares/Ton}$

8.3.1 COSTOS DE OPERACION PARA EL SISTEMA DE
DECOLORACION EMPLEANDO ADSORBENTES POLIMERICOS

COSTOS DE OPERACION (\$ Dólares/Ton. pulpa blanqueada).	A	B
Reemplazamiento de resina	0.43	0.43
Energía eléctrica	0.18	0.18
Mantenimiento	0.0145	0.035
Depreciación	<u>0.032</u>	<u>0.078</u>
Total	0.6565	0.723
Total en Pesos/ Ton	15.1	16.63

8.4 COSTOS DEL PROCESO AMBERLITE XAD-8
COMPARADO CON LOS COSTOS DE LOS PROCESOS COMPETITIVOS.

El nivel de decoloración que se obtiene con el Amberlite XAD-8 es superior al que se puede obtener por procesos competitivos, ya que tratan únicamente la corriente de extracción alcalina. Los datos de costos para los procesos competitivos de decoloración -- como son, el proceso de cal masiva^{1*}, el proceso de minical^{2*} y el proceso de intercambio iónico^{3*} han sido incluidos en la siguiente tabla.

1*.- Wright, R. S., " Color Removal From Kraft Pulp Mill Effluents by Massive -- Lime Treatment ", National Council of the Paper Industry for Air and Stream Improvement, Inc., Southern Regional Meeting, July, 1972.

2*.- Gould, M., TAPPI 56, 79 (1973).

3*.- Anderson, L. G., et. al., " Color Removal From Effluents in Forest Industries by Ion Exchange ", 59th Annual Meeting of the Canadian Pulp and Paper Association, January, 1973.

TABLA
 COSTOS DE INVERSIÓN Y DE OPERACIÓN PARA PROCESOS DE
 DECOLORACIÓN COMPETITIVOS.

PROCESO	TAMAÑO DE LA PLANTA DE BLANQUEO DE PULPA	COSTOS DE INVERSIÓN (DOLARES)	COSTOS DE OPERACIÓN (DOLARES)
AMBERLITE XAD-8 (referido a 1978)	100 Ton/día	\$ 169 917.0 - \$ 413 800.0	\$ 0.723 D11s/Ton
CAL MASIVA (REFERIDO A 1972)	1 000 Ton/día	\$ 2 700 000.0	\$ 1.8 D11s/Ton
MINI CAL (referido a 1973)	625 Ton/día	\$ 744 000.0	\$ 1.37 D11s/Ton
INTERCAMBIO IÓNICO (referido a 1972)	300 Ton/día	De \$ 500 000.0 a \$ 1 000 000.0	\$ 1 a \$ 1.5 D11s/Ton.

Los costos de los diversos procesos presentados no pueden ser comparados directamente, puesto que están basados en diferentes tamaños de plantas de blanqueo y en diferentes años, de aquí que traten diferentes volúmenes de efluentes.

En la tabla que aparece a continuación, los costos han sido ajustados a una base común de producción de pulpa de blanqueo. También los datos de costos para los procesos competitivos han sido actualizados a la misma base empleada para los costos del Amberlite XAD-8, esto es, dólares promedio del año de 1978. Los costos de inversión han sido escalados, de acuerdo al volumen del efluente elevado a la 0.6 potencia (factor presentado por Chilton):

$$P_b = P_a \left(\frac{C_b}{C_a} \right)^{0.6}$$

Donde:

P_b = Costo de la planta con capacidad b.

P_a = Costo de la planta con capacidad a.

C_b = Capacidad de la planta con nuevos requerimientos.

C_a = Capacidad de la planta con los requerimientos originales.

Y actualizado de acuerdo a la ecuación:

$$EC_2 = EC_1 \left(I_2 / I_1 \right)$$

Donde:

EC_2 = Estimación de costo del equipo o planta al año 2.

EC_1 = Estimación de costo del equipo o planta al año 1.

I_2 = Índice Marshall & Stevens para el año 2.

I_1 = Índice Marshall & Stevens para el año 1.

Teniendo un valor estos índices de:

$$I_{1972} = 332$$

$$I_{1973} = 344.1$$

$$I_{1978} = 595.3$$

Mezclando ambas ecuaciones nos queda:

$$EC_2 = P_a \left(C_b / C_a \right)^{0.6} = P_b$$

Resultados

PROCESO	TAMAÑO DE LA PLANTA DE BLANQUEO DE PULPA	COSTO DE INVERSION DOLARES
AMBERLITE XAD-8 (referido a 1978)	100 Ton/día	\$ 169 917.0 - \$ 413 800.0
CAL MASIVA (referido a 1978)	100 Ton/día	\$ 1 216 078.0
MINI CAL (referido a 1978)	100 Ton/día	\$ 428 643.0
INTERCAMBIO IONICO (referido a 1978)	100 Ton/día	\$ 463 762.0 - \$ 927 524.0

Sobre esta base, los costos proyectados por el proceso del Amberlite XAD-8 son más atractivos que aquellos para los otros procesos de decoloración.

9 CONCLUSIONES

Las conclusiones apreciadas en la elaboración del presente trabajo, teniendo en cuenta el alcance dado de su estudio, son las siguientes.

- 1) Las eficiencias de decoloración de la resina son óptimas a un flujo de 8 BVH, ya que se mantienen elevados porcentajes de decoloración, por encima del 70 %, durante el ciclo de decoloración y al mismo tiempo, se trataron una mayor cantidad de estos desechos (efluentes de la cloración y extracción alcalina) por ciclo. El equivalente del flujo es: $8 \text{ BVH} = 1 \text{ GPM/ft}^3$.
- 2) Se obtiene una considerable disminución en la demanda Química de Oxígeno (COD) durante el ciclo de agotamiento, por encima del 45 %.
- 3) El proceso de decoloración con adsorbentes poliméricos no altera el balance de iones Na^+ en el proceso de la pulpa Kraft.
- 4) Se obtuvo una mejor eficiencia en la regeneración de la resina empleando licor débil de lavado, en lugar del licor blanco.
- 5) Se debe mantener un pH menor de 3 durante el ciclo de agotamiento, obteniéndose esto fácilmente debido a la relación de los efluentes de la cloración y la extracción alcalina.
- 6) Los costos proyectados para el proceso de decoloración empleando el adsorbente polimérico AMBERLITE XAD-8, son más atractivos que aquellos de los otros procesos de decoloración, además de las desventajas que los limitan y no resuelven totalmente el problema.

7) En el análisis de costos no se tomó en cuenta la recuperación de fibra por medio de los filtros, así como el poder calorífico obtenido de los cuerpos coloridos (que finalmente son enviados al horno de recuperación), en el proceso de decoloración empleando adsorbentes poliméricos.

10 BIBLIOGRAFIA

- 1) Blackwell, W. Wayne.
" Rapid calculation of centrifugal-pump hydraulics. "
Chemical Engineering.- January 28, 1980.
- 2) Button, G. D.
" Decolorization of Kraft Bleach Effluents New one-step Process ".
Paper Trade Journal.- November 15, 1971.
- 3) Crane
" Flow of Fluids through valves, fittings and pipe ".
The Engineering Division.- 1972.
- 4) Flaschka, H. A. & Barnard Jr., A. J.
" Química Analítica Cuantitativa ".
Compañía Editorial Continental, S. A.- 1973.
- 5) Gustafson, R. L. , Albright, R. L., Heisler, J. L., Joseph, A. & Reid, O. T.
" Adsorption of Organic Species by High Surface Area Styrene-Divinylbenzene
Copolymers ".
F. & EC Product Research and Development.- Vol. 7, N° 2, June 1968.
- 6) Hydrocarbon Processing.
" Nomograph Handbook ".
Gulf Publishing Company.- 1971.

- 7) Libby, C. Earl.
" Ciencia y Tecnología sobre pulpa y papel ". Tomo I : pulpa.
Compañía Editorial Continental, S. A.- 1976.
- 8) Ludwig, Ernest E.
" Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants ". Vol. I
Gulf Publishing Company Book Division.- 1977.
- 9) Milby, Robert V.
" Plastics Technology ".
Mc Graw Hill.- 1973.
- 10) Partridge, H. de V.
" Pulp and Paper Technology ".
CEP.- June 1976.
- 11) Perry, John H.
" Manual del Ingeniero Químico ".
U.T.E.H.A.- 1974.
- 12) Pikulik, Arkadie & Díaz, Hector C.
" Cost Estimating of Major Process Equipment ".
Chemical Engineering.- October 10, 1977.
- 13) Rojo y de Regíl, E.
" Apuntes de Ingeniería Económica II ".
Facultad de Química, México.- 1976.

- 14) Ríos, Montero
" Apuntes de Diseño de Equipo ".
Facultad de Química, México 1976.

- 15) Sawyer, Clair N.
" Chemistry for Sanitary Engineers ".
Mc Graw Hill Inc. Series In Sanitary.- 1960.

- 16) Skoog, Douglas A. & West, Donald M.
" Análisis Instrumental ".
Nueva Editorial Interamericana, S. A. de C. V.- 1975.

- 17) Stevens, Bruce W. & Kerner, Jeffrey W.
" Recovering Organic Material from Wastewater ".
Chemical Engineering.- February 3, 1975.

- 18) Terán, J. Zavaleta.
" Apuntes de Plásticos y Silicones I & II ".
Facultad de Química, México 1976.