

ESCUELA NACIONAL DE INGENIEROS

DEPARTAMENTO DE INGENIERIA QUIMICA

FABRICA DE PULPA AL SULFATO

PROYECTO DE GRADO

Presentado por el Ex-Alumno

Luis F. Yunis Almarza

Promoción, 1946

I N D I C E

	Págs.
Introducción	1
Consideraciones Generales.	5
Preparación de la Madera.	12
Proceso	24
Tratamiento de la Pulpa	33
Recuperación de productos químicos	42
Cálculo de balance de calor en el Sistema de Recuperación. . .	58
Blanqueo.	62
Máquina para pulpa.	83
Vapor en la Manufactura de Pulpa.	85
Poder	88
Tratamiento de agua para la Manufactura de pulpa	90
Planta Propuesta.	96
Costos.	98
Investigaciones realizadas en el Laboratorio	105
Apéndices.	113
Bibliografía.	126

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

¿ QUE ES PULPA DE MADERA ?

Es la parte celulósica de la madera. Sin embargo hay que dejar constancia que la pulpa química comercial no es absolutamente celulosa, ya que contiene un porcentaje pequeño de hidratos de carbono, y en el caso de la pulpa mecánica un porcentaje de materias no celulósicas que son las que ocasionan la deterioración del papel hecho de esta pulpa debido a la descomposición de esas materias.

PROCESOS COMERCIALES USADOS PARA MANUFACTURA DE PULPA PARA PAPEL.

Seis son los procesos comercialmente usados para la manufactura de pulpa para papel procedente de la madera. Uno de ellos es el proceso mecánico, mediante el cual la madera es reducida a pulpa en un molino. Los siguientes procesos: Sulfito, Sulfato, Soda, y Sulfito Neutro, son procedimientos químicos, en los que la madera es tratada por la acción disolvente de los reactivos químicos, los que remueven esencialmente toda la lignina y dejan a las fibras celulósicas en un estado de aceptable pureza. Estos últimos cuatro procesos son llevados a cabo por cocimiento de astillas de madera en soluciones químicas bajo presión de vapor. El sexto proceso es el Semiquímico, el cual solo realiza una remoción parcial de la lignina por medios químicos y es completado por medios mecánicos.

El proceso Sulfato que es el de nuestro interés, tiene la gran ventaja de que es aplicable a casi toda clase de maderas. Desde que el licor usado es alcalino (una solución de Hidróxido de sodio y Sulfuro de sodio) las resinas y ceras de la madera no impiden su acción, por lo que es usado principalmente para la fabricación de pulpa proveniente de madera de pino. Al igual que en el proceso soda el rendimiento de pulpa es menor que la mitad del

peso de la madera. Algunas clases de esta pulpa tienen alta resistencia.

La pulpa al Sulfato fué primeramente usada solamente sin blanquear, pero en años recientes han sido desarrollados métodos para producir pulpas blanqueadas resistentes de las pulpas al Sulfato. Este desarrollo ha extendido el uso de la pulpa al Sulfato y ha incrementado el número de maderas que se usan para la fabricación de pulpa para papeles de alta calidad, como papel para libros, de revistas, de escribir, bond, y para papeles especiales.

Los principales usos de la pulpa al Sulfato sin blanquear son: para la fabricación de papel de envolver kraft, bolsas de papel y envases en general.

MADERA A USARSE EN EL PERU.- En este caso particular la madera a usarse es la conocida con el nombre de Congona. Abundante en la Montaña, es usada en mueblería pero su uso ha decrecido debido a que es susceptible de ser atacada por los insectos.

PULPA DE MADERA HECHA EN EL PERU.- Hasta el día de hoy no tenemos en el Perú ninguna planta que haya beneficiado madera para la fabricación de pulpa. Las posibilidades son enormes debido a las grandes reservas de maderas que tenemos en el Oriente Peruano. Posibilidades que se acrecientan con el desarrollo vial que con la dación del Decreto-Ley dictado el año próximo pasado, que dispone la construcción del ferrocarril "Tambo de Son-Pucallpa", que, a no dudarlo, facilitará el transporte tanto de materias primas como de productos manufacturados, con o lógica consecuencia, la reducción de los costos de los productos manufacturados.

OTRAS MATERIAS PRIMAS.- En relación con este punto debo manifestar que se ha considerado y se sigue considerando hasta la fecha, que el proceso Sulfato es de difícil realización en nuestro medio, por cuanto la materia prima, en este caso sulfato de sodio, debe ser importada. De no existir tal compuesto en nuestro País, indudable-

mente que ello representaría un mayor costo del producto acabado. Sin embargo, por informaciones recibidas de diversas fuentes, existen yacimientos de sulfato de sodio en los departamentos de Ica, Arequipa y especialmente en la Libertad y Tacna.

En el departamento de La Libertad se ha explotado en pequeña escala y el precio del sulfato de sodio proveniente de esos yacimientos puesto en el lugar de consumo (Pucallpa) es casi igual al producto importado; esto quizás se deba al volumen de explotación.

En lo que se refiere a la otra fuente de suministros de sulfato de sodio, debo decir que en el Perú no existe la industria de Acido Clorhídrico que nos permita proveernos del salt-cake de la que es un sub-producto.

En lo relativo a las otras materias primas, si bien es cierto que son necesarias para la obtención de pulpa, ellas no tienen la significación y el volumen del sulfato de sodio. BENEFCIOS QUE REPORTARIA LA INSTALACION DE UNA PLANTA DE PULPA DE MADERA.- Sobre los beneficios que para el País reportaría el establecimiento de esta industria, soy de opinión que es obvio extenderse en ellas.

La economía que significaría la fabricación de pulpa en el País es un punto que no necesita mayores comentarios. Permitiría además del establecimiento de la industria de la fabricación de pulpa de madera, la de las industrias derivadas de ella, así como de las actividades comerciales que surgen como una consecuencia lógica de existir en el País la materia prima para su establecimiento.

UBICACION DE LA PLANTA.- Teniendo en cuenta los factores que determinan la ubicación de una nueva planta, se ha escogido el puerto fluvial de Pucallpa, situado a orillas del río Ucayali.

Como sabemos, Pucallpa, se encuentra conec-

tada con nuestra Costa por medio de carreteras y dentro de unos años lo estará por medio de ferrocarril; y con el Atlántico por vía fluvial.

C O N S I D E R A C I O N E S G E N E R A L E S

El Proceso Sulfato y el Proceso Soda; son los dos principales procesos para hacer pulpa alcalina; Ambos procesos dependen de la acción disolvente de la soda cáustica sobre las materias no fibrosas de la madera, y requieren una operación provechosa para que la soda usada sea recuperada i vuelta a usar.

El Proceso Sulfato es una modificación del Proceso Soda; resultó de los experimentos hechos por C.F. Dahl en Danzig en 1879, según E. Hägglund en "Natrozellstoff"

En el curso de la recuperación i reuso de la soda hay una pérdida inevitable. En el Proceso Soda esta pérdida es compensada por la adición de carbonato de sodio o por soda cáustica durante cierta etapa del ciclo de las operaciones.

Dahl trataba de encontrar un producto químico de bajo precio para sustituir esta pérdida y experimentó con salt-cake (sulfato de sodio), encontrando que la pulpa obtenida, con un alto rendimiento, aunque de pobre color, daba un papel más resistente. A este proceso se le denominó "Kraft" palabra que en sueco i alemán significa resistencia, y este término sirvió para denominar cualquier clase de pulpa o papel proveniente de este proceso .

Este proceso fué usado por primera vez en Alemania por Dahl en 1884 utilizando el subproducto salt-cake de las industrias de ácido clorhídrico i nítrico.

CLASES DE MADERA USADA.- Prácticamente todas las clases de madera han sido usadas, pero al presente en E.E.U.U. las coníferas son casi exclusivamente tratadas por este proceso. El pino amarillo es usado en gran cantidad, 30 a 40%; tamarack, spruce, hemlock y balsam fir más o menos de un 12 a 15% cada una; también se usa pino blanco. Finalmente "Slabs" y otros deshechos son también cocinados por

el proceso sulfato.

CLASES DE PAPEL PRODUCIDO.- La pulpa kraft proviene generalmente de maderas coníferas, las cuales tienen fibras de mayor longitud; es por esta razón y por que el proceso sulfato no ataca a las fibras tan ásperamente como el proceso ácido o el proceso soda, que el papel hecho de esta pulpa es de alta resistencia. Su color, sin embargo, restringió su uso a papel de envolver y en general a toda clase de papeles donde la resistencia es más importante que el color; pero actualmente se obtiene pulpa de un grado de blancura comprendido entre 80 y 85% debido a los progresos obtenidos en blanqueo, lo que hace posible su uso en papeles de mejor calidad, como es el caso de papel para libros.

Olores debidos a los compuestos orgánicos de azufre que se producen durante el cocimiento, persisten algo en la pulpa, lo cual al mismo tiempo afecta el papel producido de ella, siendo necesario un tratamiento especial durante el batido. Una pequeña cantidad de cloro, disminuye el olor.

SUMINISTRO DE MADERA.- Antes de hablar acerca de la preparación de la madera en la fábrica, hablaré algo acerca de la operación previa o sea de la relativa al corte del árbol en troncos (pedazos) de una determinada longitud i su suministro a la planta o aserradero. Esta operación entraña en primer lugar el problema del transporte de hombres, equipo y suministros hacia la región escogida para su explotación, y del transporte de los troncos hacia el punto de utilización.

Considerando algunas de las etapas para el suministro de madera que al presente son llevadas a cabo, se puede decir que son las siguientes:

- 1.- Plan de trabajo en la foresta.
- 2.- Protección de la foresta.
- 3.- Construcción i mantenimiento.

4.- Transporte de suministros y equipo.

5.- Corte.

6.- Acumulación de troncos.

7.- Halado de troncos hacia el embarcadero.

8.- Conducción a la fábrica.

Plan de trabajo en la foresta.- Prácticamente todas las compañías tienen un plan de trabajo. En un principio las fuentes de recursos fueron estimadas "al ojo" pero ahora son más precisas y se valen de la aviación para tomar fotografías las cuales complementan el trabajo hecho en tierra obteniéndose los planos necesarios.

Protección de la foresta.- La protección de la foresta comprende la protección contra el fuego; del ataque de los insectos; de los hongos y de las violaciones, para lo cual las compañías forman asociaciones y además el gobierno contribuye de una manera directa. La moderna protección no solo significa detectores y extinguidores de fuego, también incluye barómetros, evaporímetros, medidores de lluvia, termómetros y además otros equipos como teléfonos, bombas a motor, automóviles, camiones, herramientas, etc.

La protección contra los insectos es hecha por el gobierno con la ayuda de los forestales y de las asociaciones protectoras contra el fuego.

Construcción y mantenimiento.- Incluye puentes, trochas, campamentos, solares para almacenamiento de troncos, deslizadores, transportadores, líneas de teléfono, líneas de ferrocarril, etc. etc.

Transporte de suministros y equipo.- Más o menos son necesarias unas cinco libras de alimentos por hombre y cincuenta libras para un caballo (diariamente) o sea aproximadamente unas 35 libras por cada cord de madera cortada.

Corte.- La mayor cantidad de madera es cortada en blocks de 4 pies de longitud con un diámetro tope de tres pulgadas y algunas veces menos, la longitud puede también oscilar de 8 a 12 pies.

Acumulación de troncos.- Pueden ser usados caballos, cadenas, tractores (20HP). El trabajo de un caballo durante diez horas corresponde a un horse-power.

Transporte de troncos.- Los caballos han sido y son usados; también se utilizan diferentes tipos de camiones tipo trailer, tractores como el Full crawler tractor (Allis Chalmers), el Partial crawler (Lirin, Lombard), y el Cletrac (International Harvester).

Conducción a la fábrica.- La madera puede ser transportada desde su punto de origen hacia la fábrica por varios métodos: por agua, por ferrocarril, por camiones; dependiendo del sitio en que está la fábrica.

DISEÑO DE LA PLANTA.- El diseño de una nueva fábrica es un problema complicado, para el cual es necesario una gran experiencia. Aquí solo trataré de dar una idea de acuerdo con mis pocos conocimientos y datos recopilados en diferentes libros y revistas.

La preparación de los planos debe permitir un futuro desarrollo así como el mantenimiento de un gran grupo de procesos y operaciones unitarias que requieren habilidad y destreza.

Diseño de procesos unitarios.- Se debe tener en cuenta en primer lugar el control de la operación y el mantenimiento; esto es un asunto de espacio que es amenudo ignorado con el resultado de un amontonamiento de equipo. El equipo que comprende cada unidad es instalado de tal suerte que todos los flujos, temperaturas, presiones, velocidad de motores, etc. sean controlados desde una estación principal de operación. Medidores, registradores, manómetros, etc. son localizados allí i cuidadosamente agrupados. El equipo debe estar situado en un lugar que sea visible desde la estación de operación. Accesos a este punto deben existir, i esto merece especial atención , corredores, escaleras, etc.

La duplicación de manómetros de aire, agua,

vapor, en lugares que puedan ser vistos por el operador son de gran utilidad.

EDIFICIO.- El edificio debe de ser diseñado de acuerdo con el equipo ^{no} i^{al} contrario . Su costo dependerá del costo del equipo. Las construcciones de concreto armado, pisos de concreto reforzado, paredes de ladrillo, son satisfactorias.

Los pisos presentan algunos problemas. Deben tener drenajes. Los pisos de concreto armado son objetados por lo resbaladizos cuando los licores alcalinos los humedecen, pero contra esta objeción se puede sostener que ellos son durables e impenetrables. Un piso de una mezcla de cemento i arena sin agentes de dureza es satisfactorio.

Debe estar provisto de adecuada luz, especialmente en los puntos de control, en las escaleras, i donde el trabajo sea con-tin-uo o sea en los sitios de rutina.

Los vapores que se desprenden de los digestores durante el alivio (relief), y de los evaporadores durante la condensación son venenosos por lo que una buena ventilación debe ser provista.

EQUIPO ELECTRICO.- Los motores deben ser protegidos del lavado de los pisos con manguera o cuando ocurren derramamientos de líquidos, excepto en la planta de blanqueo donde es suficiente una buena ventilación.

EQUIPO USADO EN EL PROCESO.- La mayor parte del equipo usado en este proceso debe ser de fierro o acero. Los depósitos deberán ser soldados si a través de ellos han de pasar líquidos alcalinos calientes bajo presión; pues, de lo contrario, pasarán a través de las juntas cuando son remachados. Los tanques pueden ser remachados pero los remaches i costuras serán soldados para evitar diferente desnivel o rugosidad.

El diseño de equipo a presión i vacío es

gobernado por varios standards. Para evitar la corrosión (en parte) se agrega de 1/8" a 3/16" por pulgada de espesor de la plancha que ha sido calculada teóricamente.

Depósitos de alta presión deben ser soldados y se requiere examen de los codos por medio de rayos "X".

La corrosión del acero es lenta si el licor en contacto con él está caliente y circula a una buena velocidad. Mientras que el digestor dura indefinidamente, válvulas de asiento y discos de acero o fierro son rápidamente corroídos. Para evitar estas dificultades debe usarse el compuesto 18-8 de acero-níquel en las válvulas. Este material ha dado buen resultado en la fabricación de impulsores para las bombas centrífugas y en partes que realizan servicios especiales. El bronce y el cobre no deben usarse por que ellos son rápidamente atacados por soluciones sulfuro-alcalinas.

Equipo de alta temperatura, como por ejemplo digestores, evaporadores y tanques que contienen licores calientes deben ser aislados. El aislamiento debe ser a prueba de agua y revestido con una tela especial, pintada y barnizada para evitar daños por los derramamientos que ocurren.

CONTROL.- Propiamente hablando el control incluye control de costo y calidad de control. Para tener una idea completa de las causas de las variaciones de costo, adecuadas medidas en todo el flujo del proceso son necesarias. Donde el calor es usado también las temperaturas deben ser conocidas. Medidores de flujo, registradores de temperatura y presión desempeñan un gran papel en la calidad de control.

En el complejo proceso químico, continuos balances de materia son de gran valor para conocer las variables del proceso y prevenir en vez de remediar. Frecuentemente grupos mecánicos de control no pueden ser usados plenamente si no han sido

diseñados previamente.

Estos factores deben de tenerse en mente durante el trabajo de diseño, pues la aplicación de medidores de peso, medidores de flujo, reguladores automáticos, serán factores que servirán de acuerdo con sus propiedades y costo. Aunque tal equipo no sea aplicado inmediatamente debido a que son caros y requieren mantenimiento y labor, la información debe ser hecha pues de esta manera se prevé su futuro uso.

Lo que sigue más adelante dará una idea de estas necesidades aunque no de una manera completa.

SERVICIOS.- Vapor a 110-112 lbs. de presión para digestores. Agua fresca y clara es requerida para lavar la pulpa y agua blanda para su suspensión.

Agua es también requerida para las calderas de recuperación. Agua blanda puede ser usada para los evaporadores El agua caliente para lavar los pisos puede ser tomada de la suministrada para el proceso.

Suministro de aire seco y limpio a 40-50 lbs. de presión debe ser suministrado para control automático.

Otros servicios como protección contra el fuego no necesitan ser discutidos.

P R E P A R A C I O N D E L A M A D E R A

DISPOSICION DEL PATIO.- Cerca del cuarto de madera debe existir un patio (cuya superficie sería aproximadamente) de 300 x 75 metros para el almacenamiento de la madera.

En el patio existe un sistema de sierras donde los troncos son aserrados en blocks de 4 pies; estos blocks son descargados automáticamente en conductores que los llevan hacia una instalación de descortezadores de tambor y después por conductores hacia los astilladores.

Un sistema de conductores incluiría:

Conductores portables.

Conductores principales.

Conductores de transferencia, y

Conductores inclinados.

Los conductores portables operan a ángulo recto con los conductores principales, sirviendo cada uno de ellos a cada uno de los principales, de tal suerte que los conductores principales reciben la madera de los portables.

El conductor de transferencia conduce la madera de uno de los conductores principales al conductor inclinado, el que la conduce directamente a los descortezadores. La madera del segundo conductor principal es descargada directamente en el conductor inclinado. Otro conductor (horizontal e inclinado) conduciría madera de los lanchones hacia los descortezadores.

Estos conductores tienen un canal de acero en forma de "U" en el fondo del cual corre una cadena. Todo el armazón de acero es soportado por una base de concreto.

El sistema de conductores tendría una capacidad aproximada de 25 cords por hora y sería diseñado para operar a una velocidad de 125 pies por minuto.

Los descortezadores de tambor deben ser instalados paralelos; cada uno de ellos es suspendido por cuatro cadenas de acero de 6 pulgadas y es conducido por otra cadena. Las cadenas de suspensión corren a través de ruedas dentadas, amortiguando los choques.

El armazón del descortezador, es construido de barras de acero seleccionado en forma de "U" las que son soldadas eléctricamente a pesados anillos.

La corteza es conducida desde los descortezadores hacia el cuarto de calderos por un conductor inclinado. Varios conductores serían usados para manipular la madera rechazada.

EL CUARTO DE MADERA.- La madera que proviene del aserradero es llevada directamente por conductores hacia el cuarto de madera, o almacenada en grandes pilas hasta que sea usada. El tiempo que permanece la madera en las pilas está gobernado por una serie de factores.

PILAS DE MADERA.- El número de cords que una pila debe de contener y su distancia de la fábrica, así como la distancia que debe existir entre ellas, depende en E.E.U.U. de las reglas que estipulan las Compañías de Seguros. Siendo el valor de la madera pilada una alta cifra, es necesario tomar precauciones contra las amenazas de fuego, por que ellas son frecuentes. Las condiciones en que debe apilarse la madera varían de una fábrica a otra. La madera debe ser cuidadosamente apilada; la irregularidad de los troncos puede causar graves accidentes a los empleados.

ALMACENAJE DE MADERA.- La manera más usual de almacenar madera es valiéndose de un conductor soportado por una rígida estructura de madera ó de acero estructural; dicho conductor es construido tan alto como sea necesario. En el caso de estructura de madera, la altura está limitada por la longitud de las columnas de madera.

Una mayor altura de la estructura permite

un mayor almacenaje en un espacio dado; por supuesto que la estructura no será demasiado alta, ya que debe estar regulada por consideraciones de resistencia y de costo.

La madera es conducida por un cable al cual están asegurados topes a un cierto intervalo. Estos topes están espaciados de tal manera que ^{permite,} la acomodación de blocks de 4 pies. La conducción es proporcionada por un motor eléctrico, el que está en un sitio accesible, siendo aconsejable tener una toma de agua localizada en este punto, o en su defecto un buen extinguidor de fuego ya que uno de los posibles lugares de comienzo del fuego es en el almacenaje de madera, siendo la causa de ello el motor. El motor debe de ser inspeccionado regularmente y debe mantenerse siempre limpio.

La madera es conducida a la pila por la parte superior del conductor y enviada por la parte más abajo o camino de regreso hacia el molino. Otro sistema es tener dos ó más torres de acero estructural, concreto ó madera, con un conductor que corre entre ellas. Una vuelta completa es la longitud del conductor, y la madera puede ser vaciada en cualquier punto.

El tipo usual de conductor conduce 250 cords en 10 horas y requiere $1\frac{1}{2}$ HP. por 100 pies de conductor, yendo a 100 pies por minuto

TRABAJO EN EL CUARTO DE MADERA.- El cuarto de madera es un sistema de máquinas, conductores, etc. para limpiar la madera, para remover la corteza, y para astillarla y clasificarla.

Remoción de la corteza.- Es esencial la remoción de la corteza porque más tarde se presentaría en la pulpa. Se cree que ella se mantiene en su estado original, o en otras palabras, que no es atacada (por los que no es atacada) por los productos químicos.

En algunos molinos la corteza es removida en tambores vibratorios (Tumbling drums) y en otros por medio de descor-

tezadores (barkers) ó máquinas descortezadoras (Barking-machines). Las últimas son menos eficientes desde el punto de vista de labor y deshechos. Los tambores vibratorios ahorran el 50% de labor y 10% de buena madera que las máquinas descortezadoras pierden, sin embargo su costo es mucho más alto.

Los blocks de 4 pies son conducidos al cuarto de madera por medio de una cadena o cable conductor. Este dispositivo posee las siguientes ventajas para este propósito: Es más barato que un equipo de trabajadores; los blocks de madera pueden ser sencilla y fácilmente inspeccionados cuando ellos pasan por un determinado punto. Dos ó tres calidades diferentes de madera pueden ser convenientemente mezcladas en exactas proporciones, lo cual es siempre aconsejable cuando se tiene variedad de calidades. Finalmente los blocks, pueden ser contados para determinar el número de cords usados en un tiempo dado.

El número de blocks contenidos en un cord varía, de acuerdo con el diámetro de los troncos de los cuales ellos han sido cortados; el número promedio es generalmente determinado por varios cords apilados, contando los blocks y tomando el promedio. Este método, aunque no es absolutamente correcto, es un medio conveniente de chequear otras medidas. Toda la madera es calculada (medida) varias veces antes de que ella sea convertida en pulpa.

Descortezadores de Tambor.- Los tambores son contruidos de canales de acero o secciones tubulares generalmente soldados y abiertos en los extremos; ellos operan de una manera continua. Los troncos son alimentados por uno de los extremos de los tambores que están ligeramente inclinados; por frotamiento de un tronco con otros y de estos con el tambor se produce el descortezamiento, el cual va siendo mayor a medida que el tronco avanza a través del tambor hacia el otro extremo.

Algunos descortezadores de tambor descansan

sobre ruedas y otros son suspendidos por cadenas pesadas. La conducción puede ser hecha por una rueda dentada (por un sistema de engranajes) o por una cadena pesada y dos ruedas dentadas. Los tambores están sumergidos en un depósito de agua, la que escapa por los canales de fierro. El agua constantemente humedece los troncos, mientras que la corteza sale del sistema para ser acumulada en pilas de deshechos, siendo quemada generalmente. Por el extremo más bajo del tambor salen los troncos hacia un conductor. Los troncos en los cuales la corteza no ha sido completamente removida, son conducidos nuevamente al tambor para su redescortezamiento.

Las medidas usuales de estos tambores son de 8 a 12 pies de diámetro por 30 á 45 pies de longitud y la capacidad es de 4 a 25 cords por hora de tronco de 4 pies de longitud, dependiendo principalmente esto, de la humedad de la madera. Un tambor de 8 por 30 pies requiere más o menos 50HP. para su conducción y uno de 12 por 45 pies requiere 150 HP.

Astilladoras.- Blocks de 4 pies libres de corteza son llevados por un conductor mecánico, de los tambores descortezados a las astilladoras. Estas son máquinas poderosas que rebanan los troncos transversalmente al grano, en secciones de 7/8 a 1 pulgada de espesor y a razón de 800 rebanadas por minuto.

Antes de explicar la construcción y operación de estas máquinas, explicaremos por qué los blocks no son aserrados en secciones de un espesor uniforme. Ello se debe a que se encontró que dejaban una gran cantidad de residuo; que es muy lento y además porque es necesario hacer astillas de 1/4 a 1 pulgada de ancho, lo que determina una mayor pérdida de madera en forma de aserrín. Una idea de esto lo dará el siguiente ejemplo : en 60,000 cords, suministró de un año, si se obtienen secciones de 7/8 por 1" habría una pérdida de 14,000 cords.

El tipo moderno de astilladora de 4 cuchillas

consiste de un disco de caras planas de hierro forjado; el disco es más o menos de 84 pulgadas de diámetro y 4 pulgadas de espesor y pesa cerca de 3 toneladas. Existen enormes astilladoras usadas generalmente en E.E. U.U. en la costa del Pacífico, las que a menudo tienen discos de 110 pulgadas de diámetro, trabajando a una velocidad de 300 a 600 r.p.m.

El disco de la astilladora está firmemente asegurado por un eje que pasa a través de su centro. Unido a este eje está una polea de dimensiones apropiadas, la que conduce el disco en posición vertical similar a una rueda de carro. El disco, eje y polea así unidos son montados en un armazón de hierro forjado, diseñado para soportar violento martilleo y tiradas. El disco tiene 3 ó 4 cuchillas colocadas en círculo; estas cuchillas son mucho más fuertes que las cuchillas de la máquina descortezadora, y son colocadas en un ángulo que varía con la clase de cuchillas usadas y son reguladas por la calidad de la madera a ser astillada (si está húmeda o seca, etc.)

Multiplicando el número de revoluciones por minuto por el número de cuchillas nosotros podemos conocer el número de cortes por minuto y sabiendo que las astillas son de $7/8$ de pulgada de espesor, y conociendo el número de blocks que tiene un "cord", nosotros podemos calcular la capacidad teórica de una astilladora, teniendo en cuenta por supuesto la eficiencia del sistema de alimentación.

Las astilladoras son construídas extremadamente fuertes para que puedan soportar la terrífica violencia a las cuales ellas son sometidas. La fuerza centrífuga sobre la orilla del disco, junto con la fuerza con la cual las cuchillas chocan contra una rebanada de $7/8$ a 1 pulgada de espesor.

La entrada de alimentación es de hierro forjado, generalmente cuadrada, pero algunas veces redonda, é inclinada con

un ángulo de 45° con respecto al disco; la razón de este ángulo es para alimentar los blocks contra el disco de tal manera que las cuchillas puedan actuar de una manera oblicua; ya que si las astillas fueran cortadas en ángulo recto, el area sería menor y consecuentemente menor el número de poros expuestos.

En la base de la tolva hay una plancha hecha generalmente de acero especial, que debe de ser renovada frecuentemente, porque el uso de planchas desgastadas tiende a dar malas astillas y bajó el rendimiento de la máquina.

Es muy importante mantener las cuchillas bien afiladas y en perfectas condiciones; las astillas deben de ser limpias y sin contusiones, las que son producidas por cuchillas romas que pellizcan las astillas cerrando los poros y haciéndolas impermeables, dificultando el ataque de los productos químicos en el digestor.

Es por supuesto imperativo que el disco trabaje en perfecto balance; pues su gran peso y alta velocidad producirían daños en los cojinetes, aparte de los daños que puede producir la máquina que es muy peligrosa.

Con buena atención y suficiente poder de conducción, la astilladora astillará de 5 a 30 cords de madera por hora. Cerca de 150 HP. son generalmente requeridos para conducir una astilladora standard de 84 pulgadas de tolva redonda y para una de tolva cuadrada de 110 pulgadas se requieren 300 HP.

Las astilladoras tienen un extremo ajustable desde el cual por medio de un tornillo se mantiene la plancha pegada al disco. Las astilladoras descargan por medio de una tolva en el desintegrador, el cual está colocado debajo de la astilladora.

Desintegrador (Crusher).- El desintegrador es una máquina para desintegrar las rebanadas en astillas de un determinado peso y espesor.

Uno de los tipos de desintegrador consiste de

un rotor al cual están sujetas unas varillas, las cuales son mantenidas en una posición conveniente por la acción de la fuerza centrífuga, y se sostienen sobre pivotes de roble, en caso de que un elemento extraño (digamos un tornillo) accidentalmente pase a través del desintegrador, es arrojado afuera por las varillas, preservándose así la máquina de su destrucción. Las varillas deben ser mantenidas en buena condición y cuando la máquina opera sin el número completo de ellas se permite que astillas burdas y nudos sean conducidos hacia la faja transportadora, lo que determina que la eficiencia de toda la instalación sea baja debido a la excesiva cantidad de desechos y astillas de mala calidad. etc. Esta máquina puede trabajar 250 cords de astillas por día y requiere un motor de 30 HP.

Clasificadores.- Las astillas deben ser clasificadas cuidadosamente, no solamente para eliminar las astillas que no han podido ser desintegradas, los nudos, etc., sino también para separar partículas finamente divididas, aserrín, etc. Las astillas generalmente contienen 3.5% de aserrín y más o menos 2.5% de astillas inservibles.

Muchas teorías han progresado en el sentido de lo indeseable del aserrín en las astillas; una de éstas dice que el aserrín no debe ser cocinado en los digestores: esto ha sido probado poniendo aserrín dentro de una canasta hecha de tela metálica de cobre y colocada dentro del digestor : el aserrín se cocinará, pero es susceptible de un sobrecocimiento. En otras palabras si astillas de 7/8 predominan, ellas toman un tiempo determinado para que el licor de cocimiento penetre y si el digestor contiene 95% de estas astillas de 7/8" este 95% será perfectamente cocinado, y el otro 5% consistiendo de aserrín será sobre-cocinado. Aún más, cualquier intento de cocinar aserrín determinará una pobre circulación, y, como resultado de esto, una gran parte del aserrín podrá permanecer sin cocinar completamente y aparecerá en la hoja de papel como suciedad. Las astillas de los desintegradores son llevadas hacia los clasifi-

ficadores por medio de conductores de carga que pasan por debajo del desintegrador y reciben las astillas a través de una tolva.

Varios tipos de clasificadores están en uso.

El tipo Lombard es rotativo, se parece a un tambor vibratorio; la primera parte consiste de una sección de aserrín fino hecha con tela metálica de $1/8$ ó $1/4$ de pulgada y remueve todo el aserrín y partículas más pequeñas que las astillas standar. La segunda sección consiste de una malla burda con perforaciones aproximadamente de 1 pulgada de diámetro, esta malla permite que las astillas standard pasen a través de ella, siendo dichas astillas las que se usarán para el cocimiento. Este es un clasificador de 36 por 6 pies que puede clasificar 24 cords por hora y requiere un motor de 12 HP y, además, un reductor de velocidad para obtener una velocidad de 18 r.p.m. La principal objeción a este tipo de clasificador es que las astillas más grandes, que irían a la re-astilladora, se mantienen al extremo y se mezclan con las astillas Standard (astillas para el cocimiento).

Clasificador tipo Shaker.- Este tipo es preferible al anterior y trabaja con mayor eficiencia. El movimiento vibratorio tiene la tendencia de mantener las astillas grandes paralelas al clasificador. Consiste de dos marcos planos: uno directamente encima del otro. El superior está cubierto con una tela metálica o con una plancha perforada (1 por 1 $3/4$ de pulgada las perforaciones), la cual deja pasar las astillas pero retiene los nudos y los pedazos de madera. El movimiento del clasificador conduce las partículas rechazadas hacia un extremo para caer luego en un tanque de agua donde flotan para ser recogidos por un conductor de cadena que los lleva al reastillador. Las astillas que provienen del re-astillador vuelven al clasificador. Los nudos, siendo mas pesados que el agua, se depositan en el fondo del tanque de donde son removidos a intervalos de tiempo, no tienen uso como material para pulpa.

El marco inferior del clasificador está cubierto con una plancha con perforaciones que permitan pasar el aserrín y partículas finas de suciedad a través de él; este residuo es automáticamente conducido a la casa de calderas para su uso como combustible. Las astillas de tamaño standard van a una faja conductora que las conduce hacia las tolvas de astillas.

Re-Astilladora.- Esta máquina consiste de un disco o cilindro con cuchillas afiladas sobre su perifería. No es del todo semejante al astillador, siendo un tipo de cortador como los usados para cueros, etc. Requiere más o menos 2 HP por cord por hora. Su velocidad es generalmente de 500 a 600 r.p.m.

Tolvas para astillas.- Son grandes depósitos contruídos de planchas de acero, de madera o de concreto cuyo fondo es en forma de cuña para permitir que las astillas fluyan libremente de las aberturas a la base.

Las tolvas están localizadas por encima de los digestores, la abertura de la base es cerrada por una puerta deslizable operada por una rueda manuable. Un embudo portable suspendido a unos rieles puede ser colocado de tal manera que coincida con la abertura de la tolva y la cabeza del digestor. Este embudo sirve para cargar el digestor.

Las tolvas serán diseñadas de tal manera que no solo sirvan para acumular la carga de un digestor, sino también que hagan las veces de reservorios, para así controlar las fluctuaciones en los requerimientos de astillas y en la producción del cuarto de madera. Es una costumbre regular la capacidad de las tolvas de tal manera que se puedan cargar los digestores sin esperar que las astillas vengan del cuarto de madera, así como también cargar el digestor el domingo por la noche sin pérdida de tiempo.

Las condiciones varían en lo que a la capacidad de una tolva se refiere, pero como regla general se puede

decir que un cord de madera en la forma de astillas ocupará de 175 a 210 pies cúbicos.

Conductores de astillas.- El conductor de astillas, desde el clasificador en el cuarto de madera hasta las tolvas, es bastante largo debido al hecho de que las tolvas están situadas a un extremo del edificio de los digestores, el que necesariamente es de gran altura, y el cuarto de madera se encuentra frecuentemente a una gran distancia de éste. En muchos casos este conductor pasa por encima de otros edificios. El conductor es generalmente o una faja transportadora o una de tipo draga. El ancho de un conductor de faja es generalmente de mas o menos 30 pulgadas y del conductor de draga mas o menos de 18 pulgadas y espaciados cada 24 pulgadas. El poder necesario para conducir este conductor depende de su trazado, de la longitud y de la inclinación. Para un conductor tipo draga de 100 pies de centro a centro con 25 a 30° de inclinación se requieren 18HP para una velocidad aproximada de 125 pies por minuto; las especificaciones arriba dadas son para conducir de 12 a 15 cords de astillas por hora.

Algunas veces el conductor no llega a las tolvas, descargando a través de un embudo en uno de los pisos más bajos del edificio de digestores, desde el cual las astillas son conducidas por un elevador. Conductores de fajas para astillas, generalmente operan a un ángulo de 20° o menos con respecto a la horizontal. Un registrador de peso o registradores continuos de escala son frecuentemente instalados en conexión con el conductor (de faja) principal que va hacia las tolvas.

Inspección de astillas.- Las pruebas son hechas sobre el material que va a las tolvas, pasando las astillas a través de un aparato de mallas standard; la máquina "Ro-Tap" es excelente para este propósito. Dos ejemplos son dados mas adelante para mostrar cómo estos resultados pueden ser interpretados.

Fracción	Medida	Porcentajes	
		Nº1	Nº2
(1)	Mas de 3/4" cuadrada	18.38	21.63
(2)	1/2 a 3/4" "	74.77	54.50
(3)	1/4 a 1/2" "	5.08	12.33
(4)	Menos de 1/4" "	<u>1.77</u>	<u>11.53</u>
		100.00	99.99

La fracción (1) es muy burda, la (2) es buen material, la (3) es irregular y la (4) es aserrín. La prueba Nº1, aunque mostrando una cantidad anormal de materia/burda, es sin embargo una prueba muy buena; mientras que la número dos es muy pobre porque las fracciones (1) y (4) son muy grandes y la (2) es demasiado pequeña.

P R O C E S O

PRODUCTOS QUIMICOS USADOS Y LICOR DE COCIMIENTO:-

Soda cáustica, NaOH.- Es el más importante producto químico usado y es conocido químicamente como hidrato de sodio o hidróxido de sodio. La soda cáustica puede ser comprada en diferentes formas; en lo que se refiere a su manejo y transporte presenta dificultades, debido a que es delicuescente y muy corrosiva.

Cal ú Oxido de Calcio, CaO.- Este es el agente usado para cambiar el carbonato de sodio en soda cáustica. Generalmente la cal es comprada como óxido de calcio y la lechada de cal es hecha en la fábrica pero algunas veces es comprada bajo la forma de lechada de cal. Cerca de 500 libras son necesarias por tonelada de pulpa.

La cal no es siempre pura, siendo sus principales impurezas materias silicosas (arena y arcilla) y magnesita. Arena y arcilla, son insolubles y tienden a asentarse en las tuberías, dañando el equipo. Magnesia es inútil en caustización y produce un lento asentamiento. En ambos casos hay pérdida de dinero en la compra y manipuleo de materiales inútiles. Si la cal contiene terrones de cal que no han sido completamente quemados, se producen ciertas dificultades en la fabricación del licor.

Salt-cake, Sulfato de Sodio, Na₂SO₄.- Este es un subproducto en la manufactura de ácido clorhídrico a partir del Cloruro de Sodio



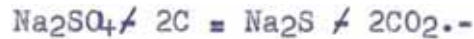
El salt-cake se encuentra mezclado con ácido libre y otras impurezas.

El sulfato de sodio se presenta en forma natural y algunas fábricas lo usan. El sulfato de sodio como tal no toma parte en el proceso, pero algo de él siempre está presente en los licores, pasando a través del ciclo de operaciones sin cambiar.

300 lbs. de sulfato por tonelada de pulpa son requeridas para reem-

plazar las pérdidas.

Sulfuro de Sodio, Na₂S.- Sulfuro de Sodio es formado en el horno de recuperación por reducción del Sulfato de Sodio con carbón de los licores de deshecho.



El Sulfuro de Sodio tiene un lugar definitivo en el proceso, sin lugar a dudas; es el producto que determina la separación existente entre el proceso Sulfato y el proceso Soda.

Agua.- El agua es esencial para todas las operaciones químicas como un compuesto químico, un solvente y un conductor. Cuánta agua? Cuán pura? Qué temperatura? Cuándo debe usarse?, son las preguntas de siempre en las fábricas. Cerca de 60,000 galones imperiales por tonelada de pulpa son necesarios en el proceso Sulfato. Adecuado suministro de agua es tan importante como el suministro de madera.

Licor de cocimiento.- Para comenzar a trabajar en una nueva planta se preparará el licor de cocimiento (licor blanco) a partir de soda cáustica y sulfuro de sodio en la proporción de 2.39 a 1 por peso. La sulfidez será de 30 % . La concentración de los productos químicos en el licor blanco de stock será de 120 gramos por litro.

Más adelante cuando la planta esté en pleno funcionamiento, el licor de cocimiento se preparará como sigue: El licor recuperado después del cocimiento es llamado licor negro y consiste en su mayor parte de agua; para eliminar el agua es conducido a evaporadores y para la eliminación de las materias orgánicas es quemado en hornos especiales obteniéndose un producto llamado fundido.

El sulfato de sodio es añadido al horno en el cual se mezcla con el licor, saliendo una mezcla en forma fundida (Smelt) que va a tanques de agua. La solución obtenida es llamada licor verde, la que debe ser caustizada antes de volverse a usar. Después de la caustización la solución es llamada licor blanco.

COCIMIENTO.- El digestor es llenado con astillas por medio de una tolva; al mismo tiempo se pone en él licor blanco y el licor negro o residual; este último humedece mejor las astillas y es usado para mantener la concentración del licor blanco y de esta manera obtener un buen cocimiento de las astillas. Para controlar la medida del licor se usan tanques de licor blanco con capacidad de 2500 pies cúbicos para digestores de 6 1/2 toneladas, estos tanques deben ser colocados al nivel del suelo.

Para una planta de 100 toneladas, 2 digestores de 6 1/2 toneladas cada uno, siendo el ciclo de cocimiento de tres horas son necesarios. Las medidas serían de 40 pies de alto por 10 pies de diámetro.

Calentamiento indirecto.- El calor puede ser suministrado a la carga a través de un intercambiador de calor en lugar del uso de vapor directo, la que fué una práctica usual. Las ventajas de este método de calentamiento son: a).- Economía en la cantidad de calor más o menos en una cuarta parte del calor requerido con vapor directo. b).- Recuperación del condensado no requiriendo tratamiento del agua de alimentación, pues éste es usado como agua de alimentación para los calderos y c).- Uniformidad de la pulpa obtenida.

El equipo consiste de una bomba para hacer circular el licor y de un calentador indirecto. El digestor debe tener las válvulas necesarias para drenaje. Un tipo satisfactorio de calentador, es uno de dos pasos (two-pass heater) con un flotador diseñado para medir velocidades de licores de cerca de 8 pies por segundo en tuberías de 1 1/2 a 2 pulgadas, comúnmente diseñados para presiones de 150 a 200 libras de vapor, ya que la presión en el casco del digestor es igual a la que existe en la tubería. Digestor de acero y tubería de hierro son satisfactorios.

La bomba debe ser tal que supla el calor necesario, será de 500 galones por minuto de capacidad y 50 pies de

elevación, y necesita 10 HP para operar. Las paredes del digestor deben ser extremadamente seguras pues ellas sufren severos choques mecánicos durante los períodos de flujo.

Válvulas de flujo.- Pueden ser del tipo operadas a mano, teniendo puertas de inspección; todas las válvulas deben ser abiertas y lavadas después de cada flujo. Válvulas del tipo "Sliding Plungers", que tienen un pistón de acero al níquel, trabajan bien pero requieren experiencia para su mantenimiento. Ellas son operadas desde el piso principal de carga.

Gases de salida.-Durante el cocimiento, los gases deben ser removidos del digestor para prevenir el desarrollo de excesos de presión. Estos gases son corrosivos y pueden ser una fuente de considerable pérdida de calor, por lo que pasan a través de serpentines que están en los tanques de almacenamiento de licor blanco y negro o están en conexión con el flujo de calor del sistema de recuperación. Estos serpentines serán de acero al cromo-níquel.

Flujo de inyección.-Para asegurar la limpieza del digestor, se inyecta una cantidad de licor negro diluido, para lo cual es necesario una bomba de elevación (High-head pump) a 150 galones por minuto (250 r.p.m.). Será de tipo centrífuga.

Cocimiento automático.- Controladores automáticos (durante el ciclo) con reguladores de presión y temperatura se encuentran en el mercado y deben ser considerados, ya que su principal propósito es asegurar uniformidad en las condiciones de cocimiento.

Control.- Medidores de vapor para el control de costos son necesarios. Los licores de cocimiento deben ser analizados.

Muestras de pulpa deben ser tomadas del digestor hacia el fin de cada cocimiento con el objeto de saber si astillas no cocidas están presentes.

Factores que afectan el Cocimiento .- Los factores principales son:

a).- Clase y condición de la madera usada, b).- Presión y temperatura del vapor, c).- Cantidad de álcali activo, d).- Volumen total del licor y e).-Tiempo de cocimiento.

Efecto de temperatura y presión.- El vapor saturado tiene una correspondiente y determinada temperatura que corresponde a una definida presión. Si se conoce la temperatura por medio de cálculos o por una tabla de vapor, se conocerá directamente la presión.

Influencia de la temperatura en el cocimiento.- Un incremento de temperatura, permaneciendo las otras condiciones sin cambiar, tiende a reducir el rendimiento, incrementa la velocidad de acción sobre la madera y también la utilización del álcali activo.

A baja temperatura se obtiene un buen rendimiento, pero no es posible trabajar a menos de 320°F y obtener fibras libres; debajo de esta temperatura, aún cuando se incremente el álcali, no se obtiene un buen cocimiento. Las mejores condiciones, así como la utilización del álcali activo, para obtener calidad y rendimiento de la fibra obtenida ocurren a temperaturas de 330° a 345°F (165 - 174°C). Para mantener la más alta capacidad del cuarto de digestores, la temperatura máxima de cocimiento debe ser alcanzada tan pronto como sea posible.

Cantidad de álcali activo.- En pulpa kraft se puede usar menos de 20% de álcali, pero como no se produce una completa separación de las fibras es necesario usar un procedimiento mecánico posterior, lo cual es demasiado costoso, aún cuando se obtiene un mayor rendimiento, y se reducen las pérdidas de álcali. Pulpa de grado satisfactorio es obtenida usando entre 20 y 23 % álcali activo, sobre la base de madera seca.

Cantidad de licor.- Demasiado volumen de licor en adición a un innecesario uso de vapor, puede dar un cocimiento malo; en este caso es difícil bajar la presión sin que pase algo de licor a través de la tubería de escape. Aún más, al comienzo del cocimiento, cuando

el escape es necesario para una buena circulación, el álcali activo en el digestor no es utilizado y una pérdida de licor entonces significa una correspondiente pérdida de álcali; esto puede hacer pensar que insuficiente álcali había sido cargado y la pulpa obtenida no será de buena calidad.

Al mismo tiempo hay suficiente álcali en el digestor, pero no suficiente volumen de líquido. En algunas fábricas se usa licor negro para ayudar la circulación y la concentración del licor que se envía a los evaporadores.

Efecto del sulfuro de sodio.- Autoridades en esta materia consideran que los mejores resultados son obtenidos cuando la relación de sulfuro a soda cáustica es de casi una parte de sulfuro a dos partes de soda cáustica; o sea que del total de álcali activo una tercera parte sería sulfuro.

Si la cantidad de soda es excesiva, digamos más de 80%, la pulpa resultante será como pulpa a la soda y el rendimiento será menor. Excesiva cantidad de sulfuro dará como resultado una incompleta descomposición de la madera.

Recuperación del calor.- El calor en el vapor de salida durante el escape puede ser recuperado y usado para el calentamiento del agua de lavado. El vapor es condensado por lluvia de agua; el agua caliente así producida es almacenada en acumuladores aislados (5000 pies cúbicos de capacidad para digestores de 6 1/2 toneladas). Esta agua no puede ser usada directamente para el lavado de pulpa por el mal olor que tiene, por lo que es pasada a través de un intercambiador de calor en el que agua fresca es calentada. Los acumuladores están arreglados de tal suerte que el fondo de ellos actúa como almacenador de condensados de agua fría, la cual es bombeada hacia las duchas durante el período de flujo.

El acumulador está lleno todo el tiempo y el agua que pierde es equivalente al paso del vapor condensado en cada

período de flujo.

El sistema puede ser completamente automático si el control distante de válvulas de flujo es usado.

LAVADO DE LA PULPA.- Los propósitos principales que se persiguen aquí son dos: a).- recuperar la máxima cantidad de licor a una alta concentración, manteniendo de esta manera una economía en el ciclo de recuperación y b).- remover las últimas trazas de licor en el stock. Este último es de gran importancia ya que cuando no se realiza una buena remoción, el licor producirá espuma en la máquina de papel, y es de particular importancia si el stock ha de ser blanqueado, ya que los licores residuales contienen materias colorantes que son destruidas con gran dificultad en las operaciones ordinarias de blanqueo.

Para el lavado de la pulpa usaremos difusores. En el sistema de difusores que es el que generalmente se usa en fábricas de pulpa de sulfato, el digestor es conectado a un tanque de presión por medio de tuberías de presión, los tanques son cerrados y capaces de mantener la presión, y diseñados de tal suerte que permiten la recuperación del vapor. La pulpa es lavada en estos tanques o difusores con licor débil y después con agua caliente bajo presión (100 libras por pulgada cuadrada). Cuando el lavado es completo, el contenido es vaciado en un cajón de depósito (chest Stock). A menudo es usado un recibidor adicional de las mismas dimensiones que el difusor como un recogedor.

Tres difusores son requeridos por cada digestor, obteniéndose de esta manera un mayor tiempo para el período de lavado. Cada uno de los difusores es llenado por turno; el stock es lavado en el primer difusor, luego en el segundo y después en el tercero y por último es lavado con agua caliente y fresca. Cerca de cinco horas son requeridas para un buen lavado.

Un buen servicio se obtiene cuando el volumen

del difusor es de 10% menos que el volumen del digestor. La altura es mayor que el diámetro generalmente 2:1

Los difusores en este caso serán de 15 pies de diámetro por 30 pies de alto.

EQUIPO AUXILIAR REQUERIDO.-

Tanques de Licor Blanco.- El licor blanco tiene más o menos una libra de productos químicos por galon de agua.

Son necesarias 20 lbs. de productos químicos por 100 lbs. de material.

Por otro lado 4620 lbs. de material dan 2200 lbs. de pulpa.

luego:

$$\frac{4620 \times 20}{100} = 924 \text{ galones por tonelada.}$$

Cada tanque servirá un digestor; luego para una carga del digestor será:

$$924 \times 6.5 = 6000 \text{ galones.}$$

$$\frac{6000}{7.48} = 800 \text{ pies cúbicos.}$$

Para tres cocimientos serán 2400 pies cúbicos. Considerando un 10% más, serán de 2600 pies cúbicos cada uno.

Bomba que suministra agua al acumulador.-

Volumen del acumulador = 5000 pies cúbicos.

$$5000 \times 7.48 = 37400 \text{ galones}$$

$$\frac{37400}{60} = 620 \text{ G.P.M.}$$

Se diseña con 100% de sobrecarga. Consideramos una de 1500 G.P.M.

Bomba para la recirculacion del agua blanca.-

Volumen de licor blanco = 96000 galones

Volumen de agua de lavado = 14% mas que el volumen del licor blanco.

Volumen del agua de lavado = 109440 galones en 24 horas.

$$\frac{109440}{24 \times 60} = 76 \text{ G.P.M.}$$

Se diseña con 100 % de sobrecarga. Consideramos una de 150 G.P.M.

Tanques de almacenamiento de Licor Negro.-

Licor negro por hora = 61100 Kgs. ó sean 58200 lts.

Se hacen dostanques comunicados entre sí teniendo cada uno capacidad para almacenar el licor negro producido en seis horas de trabajo.

Capacidad de cada tanque $58200 \times 6 = 349200$ lts.

Dandole un 10 % más de capacidad, serán de 384120 lts.

ó sea que la capacidad de cada tanque es de 385 metros cúbicos

Dimensiones de cada tanque:	Diámetro	13.50 m
	Altura	27.00 m

Bomba de alimentación de Licor Negro.-

Volumen de licor por minuto :

$$\frac{58500}{60 \times 3.785} = 257 \text{ G.P.M.}$$

Se diseña con 100 % de sobrecarga usándose una de 500 G.P.M.

T R A T A M I E N T O D E L A P U L P A

ALMACENAMIENTO DE LA PULPA ANTES DE CLASIFICARLA.- La cantidad de pulpa que viene de los difusores es mayor que la cantidad que puede ser tomada por el sistema de tamizado, por lo que se necesitan tanques para almacenar la última carga del digestor. Estos tanques pueden ser de concreto, forrados o sin forrar, con madera o con cualquier otro material adecuado para la clase de stock a ser almacenado.

En el proceso alcalino, de los difusores la pulpa va a unos depósitos horizontales (Horizontal stock-chest) con una capacidad de 80 pies cúbicos por cada 100 libras de pulpa si la consistencia es de 2%.

Capacidad de estos depósitos.-

La carga de un digestor es de 6.5 toneladas, o sean 13,300 libras.

$$\frac{13,300 \times 80}{100} = 10,840 \text{ pies cúbicos}$$

Considerando un 10% más será de : 12,500 pies cúbicos.

Bomba centrífuga para enviar este stock.-

$$\frac{10,840 \times 7.48}{24 \times 60} = 450 \text{ G.P.M.}$$

Se diseña con 100% de sobrecarga. Se usará una de 900 G.P.M.

TAMIZADO DE LA PULPA.- Uno de los principales procesos empleados en el tratamiento de la pulpa es la separación de las fibras burdas de las finas y la remoción de la suciedad y materias extrañas. Este proceso clasifica las fibras de acuerdo a sus dimensiones y longitud. Con el fin de obtener una buena eficiencia en la clasificación es importante apreciar que, desde el principio, el agua juega un papel de gran importancia en todo el proceso. El agua actúa como un conductor de las fibras manteniéndolas en suspensión cuando ellas son bombeadas de un lugar a otro y mientras son clasificadas y tratadas. Finalmente cuando el agua no es necesaria es extraída por

diferentes medios.

Hay que tener en cuenta que el tamizado de las fibras para la fabricación de pulpa es diferente del que se emplea para el papel y aún cuando en algunas fábricas se usa el mismo sistema, esto no es general y además no se obtienen los mejores resultados; estos sistemas, desde el punto de vista mecánico, son muy diferentes el uno del otro. Las propiedades físicas de las pulpas en los molinos de pulpa son, en la mayoría de los casos, diferentes de las fibras encontradas en una fábrica de papel, con una gran excepción en lo que se refiere a fábricas de papel de imprenta, donde el stock es manipulado en forma de lodo. Sin excepción, hay una gran diferencia en la cantidad de astillas sin cocinar las que deben ser removidas; mientras que en el stock de las fábricas de pulpa está en una proporción que varía de 6 a 10%; en el caso del stock que va a la máquina de papel es una pequeña fracción, menor de 1%.

En lo que se refiere a la manufactura de pulpa hay dos clases de tamizado: burdo y fino.

Equipo para el tamizado burdo.- La pulpa que viene de los tanques de almacenamiento contiene cierta cantidad de astillas sin cocinar, nudos, que deben ser removidos con tan poca agitación como sea posible. Tal material es de inferior calidad y color y se divide en finas partículas que pasan a las etapas subsiguiente de donde son removidas con mayor dificultad; esto no es enteramente imposible. En la teoría, esta separación de fibras es comúnmente aceptada como una práctica correcta, pero muchas instalaciones son inadecuadas para conseguir una separación deseable.

La consistencia del stock que deja los tanques de almacenamiento es reducida de cerca de 2% a cerca de 0.75% o menos por la adición de agua blanca. Agua blanca es aquella que ha sido previamente usada para conducir pulpa a través del sistema, la que es extraída de los productos finales para su uso ulterior.

La apropiada consistencia depende del tipo de criba de nudos a ser usada.

Worm Knotter.- Este tipo de knotter, usado para pulpas químicas, es un cilindro que presenta varias secciones cada una de las cuales es mas o menos de dos pies de longitud; Estas secciones (generalmente 4 ó 5) son cribadas y el cilindro está asegurado por sus extremos a cabezas de hierro forjado, una de las cuales está abierta y sirve de entrada. El cilindro es conducido por una cadena y una rueda; planchas perforadas de cobre están colocadas y aseguradas a él; éstas, que son en número de cuatro y de cerca de 23 x 25 1/3 pulgadas, espaciadas cada dos pies, son mantenidas limpias por lluvia de agua.

Si el Knotter es de 5 secciones es aconsejable que la sección central sea construida por una plancha de cobre sin perforar; la razón la explicaré mas adelante.

Durante la operación, el stock entra al knotter por uno de los extremos e inmediatamente se desplaza a través de él. La consistencia del stock de entrada varía con las condiciones de la fábrica y de la construcción del knotter. El máximo y mínimo de consistencia será mas o menos de 0.8 y 0.4 % respectivamente. Desde que el stock está libre el agua tiende a dejarlo rápidamente; sobre todo si las perforaciones en las planchas son finas (digamos 3/16 pulgada). Cuando el stock alcanza la sección media, una gran cantidad de agua lo ha dejado y, siendo demasiado áspero para el tamizado, es necesario introducir agua blanca en este punto lo cual nos permitirá el tamizado en las dos últimas secciones. Sería imposible adelgazar el stock si en la sección media no se usara plancha no perforada. El Knotter es colocada a nivel, el eje del cilindro es horizontal y el tornillo sin fin arroja afuera a cualquier material pesado que no puede pasar a través de las perforaciones. Es necesario usar lluvia (duchas) a alta presión para mantener limpias las planchas cribadas, la lluvia cae direc-

tamente sobre la superficie exterior del cilindro, empujando cualquier material que se ha alojado en ellos.

El armazón, con excepción de los extremos que son de hierro forjado (entrada y salida), es hecho de bronce y los tornillos usados son también de bronce. Desde que el cilindro rota lentamente, aproximadamente a 20 r.p.m. , el knotter requiere poco poder, generalmente 3 HP por cada máquina.

Esta máquina es de simple operación y requiere muy poca atención tanto en operación como en separación; lo unico que hay que tener en cuenta es la regulación del stock suministrado.

La capacidad de un knotter standard es aproximadamente 100 toneladas por 24 horas a una velocidad de 22 r.p.m. y con un consumo de poder de aproximadamente 2.5 HP . La presión en la tubería de las duchas sería de 15 a 20 lbs. siendo preferible la última.

ASENTAMIENTO (Riffling).-

Razones para Riffling.- La palabra riffling es aparentemente una designación incorrecta, como aplicada al tratamiento de la fibra en la industria del papel, desde que el flujo del líquido contiene las fibras a ser tratadas por esta operación que debe ser lenta y tranquila. Consecuentemente, la operación es un proceso de asentamiento, mas no de agitación, como se deduce del significado de la palabra ordinariamente usada.

El aparato en el cual el proceso es conducido es llamado riffler (asentador) en EE.UU. y sandcatcher (recogedor de arena) en Europa; este último término es el más apropiado.

Las razones para el riffling en conexión con la pulpa química se basan en que las materias minerales adheridas ó incrustadas en la madera, que se encuentran presentes en las fibras después de la digestión sean separadas

Cuando se usan digestores forrados, comien-

za un proceso gradual de atracción y las partículas minerales son conducidas junto con las fibras; por lo que el único camino a seguir para extraerlas es el asentamiento, pasando el stock sobre un apropiado y proporcionado riffler.

Muchos sistemas no incluyen riffler porque la cantidad de material extraído por él no justifica el espacio y el gasto; esto es cuando se desea pulpa al sulfato sin blanquear; pero si el stock ha de ser blanqueado es una buena práctica hacer uso del riffler.

Proceso de Riffling.-Este proceso **consiste** en pasar el líquido que contiene las fibras a **través** de un largo canal que tiene en el fondo cavidades (colectores de sustancias extrañas) en donde se depositan las impurezas. Estas cavidades son generalmente formadas por la colocación a intervalos de presas poco profundas a lo largo del canal. Para obtener los efectos deseados de este proceso, es necesario tener un flujo tranquilo, pero debe tenerse cuidado de que él no sea demasiado lento ya que las fibras finas se asentarían. La velocidad del flujo y la consecuente pérdida de fibras dependen de la profundidad del líquido; pero si el riffler es demasiado profundo la velocidad del siguiente flujo al riffler será considerablemente menor que el promedio de la velocidad de la corriente y las fibras se asentarán. Es por esto recomendable que la máxima profundidad efectiva debe ser limitada a 24 pulgadas y la velocidad a tal profundidad no será menor de 40 pies por minuto. Si se disminuye la profundidad, la velocidad puede también ser disminuida. Cada una de las plantas tiene sus propias ideas al respecto.

La consistencia del stock en los rifflers es preferible que sea la misma que en los tamices (screens); la menor cantidad de fibras en una cantidad de agua dada da los mejores resultados; pero, para obtener un apreciable efecto, no mas de 0 8% de pulpa seca al aire debe ser la consistencia.

La capacidad del riffler será lo suficientemente grande para tomar la pulpa de los digestores; su longitud está gobernada principalmente por la cantidad de espacio dedicado para ello: cuanto mas largo, mejor.

El stock, desde el riffler es bombeado o conducido por gravedad hacia los tamices de tamizado fino. Si es bombeado se usará una bomba centrífuga especialmente diseñada para este tipo de estock. Para una fábrica de 100 toneladas una bomba de 12 pulgadas de velocidad lenta servirá muy bien para levantar el stock de 40 a 50 pies, lo que es generalmente suficiente.

Screens para tamizado fino.— Los tamices (screens) pueden ser centrífugos o de diafragma; para papeles finos, de libros y de escribir, el consumidor es de opinión que los de diafragma son preferibles; para papeles de envolver, de envases, papel de imprenta etc. los tamices centrífugos son satisfactorios; estos últimos presentan menos dificultades y son menos costosos;

Los centrífugos pueden ser horizontales y verticales, el último tipo es el mas usado en las plantas modernas.

El de diafragma consiste de una superficie de tamizado que consta de un cierto número de compartimentos (generalmente doce) hechos de planchas metálicas perforadas. Estas planchas están colocadas en unas cajas poco profundas en el fondo de las cuales hay diafragmas que succionan el stock haciéndolo pasar a través de los tamices; estos diafragmas actúan por medio de dispositivos que son conocidos entre los fabricantes de papel con el nombre de trotadores (trotters). Los trotadores son simplemente brazos, enganchados a la parte inferior de cada diafragma que soportan en su extremo mas bajo un block que generalmente es de arce y está montado sobre una leva; éstos, a su vez, están montados sobre un eje que da más o menos 125 r.p.m. y están arreglados de tal

suerte que ninguno de los diafragmas se encuentra parado: es decir cuando uno está arriba los otros están abajo o en posiciones intermedias (como los pistones en un motor de automóvil de cuatro cilindros). Los blocks son removibles siendo cambiados cuando se gastan. Los diafragmas están sujetos al armazón del tamiz por medio de un pedazo de cuero o de jebe, el que será lo suficientemente flexible para permitir las subidas y bajadas del diafragma, y al mismo tiempo permitir una buena juntura.

Los tamices centrífugos consisten de un runner rodeado por un cilindro cribado, el cual, a su vez, está rodeado por otro cilindro. El stock es enviado contra el cilindro cribado y debido a la fuerza centrífuga del runner el stock bueno pasa a través de las ranuras del cilindro cribado; el stock que queda va hacia otro tamiz que es llamado secundario siendo igual al anterior, con la única diferencia que es más burdo. El stock bueno que proviene del tamiz secundario es enviado nuevamente al sistema yendo al tamiz primario. El stock rechazado del tamiz secundario va hacia los cajones de depósitos para desechos (screenings).

La batería completa de tamices es alimentada por un canal. Los tamices tienen compuertas; de esta manera el flujo de ellos puede ser regulado en cualquier oportunidad. Para tener el suministro del stock en una cantidad constante hay un sobreflujo que es controlado desde la cabeza del canal por una presa ajustable. El stock de la caja principal del canal es diluido con agua pura a una consistencia de cerca de 0.5% seco al aire.

El tipo usual de tamiz centrífugo trabaja a más o menos 400 r.p.m. y consume aproximadamente 35 HP.

Los tamices centrífugos son mantenidos limpios por medio de una ducha portable especialmente diseñada en el extremo de una mangera, la que puede ser colocada entre las planchas cribadas y el cilindro exterior; la presión de estas du-

cha no será menor de 30 libras. Mantener limpias las planchas cribadas es un factor muy importante en la operación de los tamices centrífugos. Las dimensiones de las ranuras de las planchas pueden variar desde 55/1000 hasta 100/1000 de pulgada, dependiendo del grado de stock a ser tratado.

El stock rechazado de los kn-otter-screens va hacia un depósito desde el cual es bombeado por medio de una bomba de 6 pulgadas hacia un molino. El poder requerido para bombear el stock rechazado en un molino de 100 toneladas con un buen sistema de bombas y molinos será aproximadamente de 15 HP.

Tratamiento de la pulpa después del tamizado.- La consistencia del stock que viene de los tamices varía entre 0.25 a 0.6%, el proceso por el cual parte del agua que contiene el stock es removida y por consiguiente aumentada sus consistencia a 3-6% seco al aire, es llamado concentración (deckering, dewatering o concentrating).

El aparato usado para concentrar el stock consiste de un armazón cilíndrico cubierto con tela metálica, que gira dentro de un depósito que contiene el stock proveniente de los tamices. El stock permanece sobre la tela metálica mientras el agua pasa a través de las ranuras hacia el interior del cilindro. El agua removida es aproximadamente la misma en cantidad que fue añadida cuando el stock vino del tanque de almacenamiento hacia los tamices; Si asumimos que el stock era de 0.35% de consistencia y que sale del decker a 4.5%, quiere decir que más de 60000 galones de agua por cada tonelada de pulpa de fibra seca al aire han sido removidos. La mayor parte de esta agua así removida es vuelta a usar para adelgazar el stock fresco que va hacia los tamices; el exceso de ella, si la hay es pasada a través de un filtro (save-all) que retiene las fibras finas que pudiera contener; esta agua es llamada re-agua ó agua blanca.

El aparato usado en concentrar el stock

es llamado DECKER; la capacidad de estos aparatos, que operan con cualquier clase de stock, varía con la longitud del cilindro, la clase de tela metálica que lo cubre, la velocidad de rotación y directamente con el diámetro del cilindro, el que depende de la consistencia del stock. Bajo condiciones ordinarias, un decker puede tener una capacidad diaria de 4 a 5 toneladas por pie lineal de superficie del cilindro. La tela metálica es generalmente de 30 a 65 mallas, siendo esta última la usada para stock químico.

De aquí, el stock va al sistema de blanqueo a una consistencia determinada, dependiendo de la práctica realizada en cada fábrica y del método empleado.

RECUPERACION DE PRODUCTOS QUIMICOS
EVAPORACION.- El objeto de esta operación es concentrar el licor negro diluido que viene de los difusores a una concentración tal que pueda ser quemado en los hornos del sistema de recuperación. El licor concentrado tendrá, al finalizar la evaporación, una concentración de 50% de sólidos.

Cálculo del sistema de evaporación.- Para determinar la cantidad promedio de licor negro por cada cocimiento se ha tomado en cuenta lo siguiente:

Astillas secas por cocimiento.-----	13,650	Kg.
Agua por cocimiento (48 galones por 100 lb. material)-----	54,500	Kg.
Rendimiento de pulpa (fibra seca). -----	48	
Parte no celulósica que queda en el licor.-----	52	%
Productos químicos por digestión.-----	2,730	Kg.

Lo siguiente queda en el licor negro:

Agua.-----	54,500	Kg.
Sustancias no celulósicas (1365 Opor 0.52).-----	7,098	Kg.
Productos químicos.-----	<u>2,730</u>	<u>Kg.</u>
TOTAL.-----	64,328	Kg.

O sea que por cada cocimiento se tienen más o menos 64,300 Kg. de licor negro de 10.5° Be. (1.078 gr. específico a 15°C) y 15.3% de sólidos. Pero el licor, a esta concentración, no se puede separar de la pulpa, por lo que es necesario extraerlo en un sistema de lavado.

El licor de concentración conveniente después del lavado es de 7°Be y un contenido de 10.5% de sólidos. Los licores más diluidos vuelven al sistema para adquirir la concentración deseada.

El licor negro por cocimiento tiene:

$64,328 \times 0.153 = 9,830$ Kgs. de sólidos.

Este licor para pasar a la planta de recuperación se diluye en el sistema de lavado de la pulpa hasta 10.5 % de sólidos ósea que los 9,830 Kgs. de sólidos forman un 10.5 % de la cantidad total de licor; es decir, que por cada cocimiento se tienen 93,600 Kgs. de licor de 7°Be y 10.5 % de sólidos.

Como se supone 2 % de pérdidas, el licor negro por cocimiento es de 91,700 Kgs. ; y haciéndose 16 cocimientos en 24 horas, tenemos lo siguiente:

Licor Negro diluido en 24 horas ----- 1467000 Kgs.

Licor Negro por hora ----- 61100 Kgs.

Por lo tanto la planta de recuperación será para tratar aproximadamente 61,500 Kgs. de licor negro por hora.

Cantidad de agua a evaporar.- El líquido entra a 7 °Be y con 10.5% de sólidos y se va a evaporar hasta 50 % de sólidos que corresponde a 31 °Be.

Licor que entra por hora ----- 61100 Kgs.

Sólidos totales que entran por hora --- 6416 Kgs.

Licor que sale (50% de sólidos)por hora 12832 Kgs.

Total de agua a evaporar por hora ----- 48268 Kgs.

La planta de recuperación en estudio debe tratar poco más o menos 61,000 Kgs. de licor negro por hora.

Temperatura del Vapor.- El vapor que entra a la calandria del primer cuerpo varía entre 24" de vacío y 250 libras por pulgada cuadrada. Los evaporadores están diseñados para soportar de 10 a 20 libras por pulgada cuadrada.

Vacío en el último cuerpo.- El objeto es de aumentar la caída de temperatura útil. No conviene un vacío útil de más de 27 " Hg , ya que la capacidad de evaporación disminuye generalmente en vez de aumentar por la alta viscosidad que produce. Para nuestro caso se ha es-

cogido el vacío de 27" .

Temperatura del licor de alimentación.- Se va a presalentar el licor negro a 175 °F (79.8 °C) usando el vapor de escape de la turbina (de 10 libras por pulgada cuadrada) .

Datos preliminares para el cálculo de evaporación.-

Total de licor negro tratado por hora ó sean 134500 lbs.	61100 Kgs.
Agua a evaporar por hora ó sean 106200 lbs.	48268 Kgs.
Concentración del licor negro al entrar	7°Be 1.05 gr. esp.
Porcentaje de sólidos al entrar	10.5 %
Concentración del licor negro al salir	31°Be
Porcentaje de sólidos al salir	50 %
Temperatura de alimentación del licor	175 °F
Presión de vapor para el primer cuerpo	10 lbs/" ²
Vacío en el último cuerpo	27" de Hg

Sistema de alimentación intermedia.- El sistema de alimentación será en el orden siguiente: 2-3-4-1

Se va asuponer que la evaporación en los cuerpos 1,2,3 y 4 es proporcional a 1,1.1,1.2 y 1.3

Cuerpo	Agua evaporada	%de sólidos al salir
1	23,100 lbs.	50.0
2	25,400 lbs.	12.9
3	27,700 lbs.	17.3
4	30,000 lbs.	27.4

Caída de temperatura.- Es la diferencia entre la temperatura del vapor que entra en la calandria del primer cuerpo y la que hay en el último.

Las temperaturas se hallan en las tablas de vapor. A 10 lbs. de presión barométrica corresponde una temperatura de 240°F.

A 27 pulgadas de vacío (igual a 0.4912×27 o sea 13.27 lbs. bajo la presión atmosférica, que a su vez es igual a 1.424 lbs. de presión absoluta) le corresponde la temperatura de 115°F.

Caída total de temperatura: $240 - 115 = 125^\circ\text{F}$.

No toda esta caída puede ser utilizada en el proceso de evaporación.

Se tiene que tener en cuenta dos clases de pérdidas:

a).- Pérdidas por aumento de punto de ebullición. Se usa la curva indicada por Webre y Robinson.

b).- Pérdidas por la presión hidrostática.

Pérdidas debidas a aumento de punto de ebullición

<u>Cuerpo</u>	<u>% sólidos</u>	<u>Peso específico</u>	<u>Aumento pto. ebullición</u>
1	50.0	1.272	9.5
2	12.9	1.062	1.2
3	17.3	1.086	1.5
4	27.4	1.142	<u>2.9</u>
			15.1

Pérdidas debidas a presión hidrostática. - Se supone una altura hidrostática de 12"; la gravedad específica se conoce, pero las temperaturas de vapor en los cuerpos son desconocidas. Para hallarlas se recurre a otra suposición. La diferencia total de presión entre la del vapor de la calandria del primer cuerpo y la que existe en el último se divide entre cuatro y así se conocen las presiones en los cuatro cuerpos, sacándose de las tablas las respectivas temperaturas.

Tomando presiones absolutas:

Presión del vapor a 10 lbs. - - - - - 24.7 lbs/"²

Presión en el último cuerpo (27" de vacío) $\frac{1.43}{23.37}$ lbs/"²

Por consiguiente la diferencia de presión de un cuerpo a otro será de:

$$23.37 \div 4 = 5.82 \text{ lbs/"}^2$$

<u>Cuerpo</u>	<u>Presión Absoluta</u> <u>lbs/"2</u>	<u>Temperatura Co-</u> <u>rrespondiente °F</u>
1	18.88	224
2	13.06	205
3	7.24	179
4	1.43	115

Con estos datos y de acuerdo con una curva se hallan las pérdidas.

<u>Cuerpo</u>	<u>Temp. Vapor</u>	<u>Grav. especific.</u>	<u>Pérdida de temp. °F.</u> <u>por presión hidrost.</u>
1	224	1.272	1.8
2	205	1.062	2.0
3	179	1.086	2.5
4	115	1.142	<u>10.0</u> <u>16.3</u>

Las pérdidas totales de temperatura son:

Por aumento de punto de ebullición. - - - - - 15.1 °F.

Por presión hidrostática. - - - - - $\frac{16.3}{31.4}$ °F/

De donde tenemos que la caída aprovechable de temperatura es de:

$$125 - 31.4 = 93.6 \text{ °F.}$$

Viscosidad del Licor Negro

<u>Cuerpo</u>	<u>Temp. va-</u> <u>por</u>	<u>Aumento ptg.</u> <u>Ebullición</u>	<u>Temp.</u> <u>Licor</u>	<u>% sólidos</u>	<u>Viscosidad</u>
	224	9.5	233.5	50.0	2.5
2	205	1.2	206.2	13.9	0.9
3	179	1.5	180.8	17.3	1.0
4	115	2.9	118.0	27.4	1.3

Viscosidad del agua

<u>Cuerpo</u>	<u>Temp. Ca-</u> <u>landria</u>	<u>Temp.</u> <u>Agua</u>	<u>Coef. Trasmisión</u> <u>calor</u>	<u>Viscosidad</u> <u>Agua</u>
1	240	220	1,300	0.75
2	224	204	1,050	0.79

3	205	185	800	0.82
4	179	159	560	0.83

Corrección sobre las viscosidades

<u>Cuerpo</u>	<u>Viscosidad</u> <u>Agua</u>	<u>Viscosidad</u> <u>L.Negro</u>	<u>Corrección</u> <u>para agua</u>	<u>Corrección</u> <u>p.L.Negro</u>	<u>Relaciones</u> <u>correc. lí-</u> <u>cor N:agua</u>
1	0.75	2.5	1.22	0.58	0.475
2	0.79	0.9	1.19	1.12	0.945
	0.82	1.0	1.17	1.07	0.919
4	0.83	1.3	1.15	0.89	0.772

Ahora se pueden hallar los coeficientes de trasmisión de calor para el licor negro, el trabajo de cada cuerpo y la distribución general de temperaturas, con lo que se podrá hacer el balance calórico para este caso.

Coefficientes de trasmisión de calor

<u>Cuerpo</u>	<u>Coef. Trasm.</u> <u>para agua</u>	<u>Calor</u> <u>Relación entre</u> <u>de viscosidad</u>	<u>correc.</u> <u>Coef.T.cal.</u> <u>p.L.negro</u>
1	1,300	0.475	618
2	1,050	0.945	992
3	800	0.919	734
4	560	0.772	433

Distribución de la caída útil

<u>Cuerpo</u>	<u>Evap. total</u> <u>por hora</u>	<u>Coef. Trasm.</u> <u>de calor</u>	<u>Relación de Evap.</u> <u>a C.deT.de calor</u>	<u>Caída</u> <u>útil</u>
1	23,100	618	37.5	20.5
2	25,400	992	25.6	14.1
3	27,700	734	37.7	20.9
4	30,000	433	69.2	38.1

Distribución general de temperaturas. Sistema "Alimentación Intermedia"

Cuerpo	Calandria	1	2	3	4	Total
Aumento pto. ebullición °F.		9.5	1.2	1.5	2.9	15.1
Pérdida P. Hidrostática °F		1.8	2.0	2.5	10.0	16.3
Caída útil °F		<u>20.5</u>	<u>14.1</u>	<u>20.9</u>	<u>38.1</u>	<u>93.6</u>
Caída total °F.		31.8	17.3	24.9	51.0	125.0
Temp. del Vapor °F	240	208.2	190.9	166.0	115.0	
Calor Latente	952.1	973.3	983.7	998.5	1,027.2	
Pto. de Ebullición °F.		218	192	168	118	

Calóres Específicos

<u>Cuerpo</u>	<u>% sólidos de licor que entra</u>	<u>Calor Específico</u>
1	28.0	0.855
2	10.5	0.945
3	13.3	0.935
4	18.9	0.905

Balance Calórico.- Sistema de Alimentación Intermedia

La primera suposición que se hace es que el cuerpo (1) evapora 23100 lbs.

Cuerpo	Calor	Licor
(2) Temp. del vapor en el primer cuerpo es 208.2; C.L. 973.3 El calor que lleva este vapor 23100 x 973.3	22500000 Btu	134500lbs.
Calor para calentar el licor a 192°F: 134500 (192-175)0.945	<u>2160000 "</u>	
Calor disponible en el Seg.Cuerpo	20340000 Btu.	
Temp. de vapor en el Seg. Cuerpo 190.9 °F ; C.L. 983.7 E ₂ =20340000/983.7		<u>20700 "</u>
Licor que pasa al Tercer Cuerpo		113800lbs.
(3) Calor que lleva el vapor del Seg. Cuerpo	20340000 Btu	
Calor que cede el licor del Seg. cuerpo al enfriarse de 192 a 168 °F; 113800x(192-168)x0.935	<u>2554000 "</u>	
	22894000 Btu	

Cuerpo	Calor	Licor
(3) Temp. vapor del Tercer Cuerpo 166°F; C.L. 998.5 E ₃ , 22894000/998.5 Licor que pasa al Cuarto Cuerpo		<u>23100</u> lbs. 90700 "
(4) Calor que lleva el vapor del Tercer cuerpo Calor que cede el licor del tercer cuerpo al enfriarse de 168 a 118 °F: 90700x(168-118)x0.905 Licor que pasa al Primer Cuerpo	22894000 Btu	<u>26200</u> 64500 Lbs.

Siendo la cantidad evaporada en el primer cuerpo igual a 23100 Lbs. según asumimos, el licor que sale del cuádruple efecto será: 64500-23100 = 41400 lbs. que es una cantidad mayor que la que debe salir para que se cumpla la condición preestablecida de tener una concentración de 50% de sólidos o sean 28300 lbs. de licor. Después de varios tanteos vamos a suponer que el primer cuerpo evapora 26600 lbs. de agua por hora.

Cuerpo	Calor	Licor
(2) Temp. del vapor en el primer cuerpo es 208.2 °F; C.L. 973.3 El calor que lleva este vapor: 26600x973.3 Calor para calentar el licor a 192 °F; 134500x(192-175)x0.945 Calor disponible en el seg. cuerpo E ₂ =23740000/983.7 Licor que pasa al Tercer Cuerpo	25900000 Btu <u>2160000</u> " 23740000 "	134500 lbs. <u>24100</u> " 110400 "
(3) Calor que trae el vapor del Seg. cuerpo. Flash del licor que viene del Seg. cuerpo: 110400(192-168)0.935 Calor disponible en el tercer cuerpo E ₃ =26220000/998.5 Licor que va al cuarto cuerpo	23740000 Btu <u>2480000</u> " 26220000 " <u>26300</u> " 84100 "	
(4) Calor que trae el vapor del tercer cuerpo Flash del licor que viene del tercer cuerpo: 84100x(168-118)x0.905 Calor disponible en el cuarto cuerpo E ₄ =30030000/1027.2 Licor que pasa al primer cuerpo	26220000 Btu <u>3810000</u> " 30030000 " <u>29200</u> " 54900 "	
(1) Agua evaporada en el primer cuerpo Licor que sale del cuádruple Calor necesario para evaporar 26600 lbs.; 26600x973.3 Calor necesario para calentar el licor que viene del cuarto cuerpo de 118 a 218 °F. 54900x(218-118)x0.855 Total calor necesario Prim.cuerpo Temperatura del vapor disponible 240 °F; C.L. 952.1 Vapor necesario = 30600000/952.1 = 32100 lbs.	25900000 Btu <u>4700000</u> " 30600000 Btu	<u>26600</u> " 28300 lbs.

O sea que el sistema de cuatro efectos trabajando con sistema de alimentación en el segundo cuerpo necesita 32100 lbs. de vapor por hora.

Superficie de calentamiento.- Se calcula con los datos obtenidos en el balance de calor del sistema.

Se aplica la fórmula general $H=U.S.\Delta t$

Siendo:

H =Total Btu transmitido por hora

U =Coeficiente de transmisión de calor

S =Superficie total de calentamiento en pies cuadrados

Δt =Diferencia útil de temperatura en °F

Cuerpo	H	U	Δt	<u>S. teórico</u>
1	30600000	618	20.5	2410
2	25900000	992	14.1	1850
3	23740000	734	20.9	1550
4	26220000	433	38.1	1590 7400

Este sistema necesita 7400 pies cuadrados de superficie o sea 1850 pies cuadrados por cuerpo. Usando la misma fórmula $H=U.S.\Delta t$ se hallan las nuevas caídas de temperatura que corresponden a los cuatro cuerpos con 1850 pies cuadrados de superficie de calentamiento.

Balance de Calor definitivo.-

<u>Cuerpo</u>	H	U	S	Δt . definitivo
1	30600000	618	1850	26.7
2	25900000	992	1850	14.1
3	23740000	734	1850	17.4
4	26220000	433	1850	32.6

Siendo las sumas de las caídas un poco menor de 93.6 que es la caída requerida, aproximamos los resultados a: 27.4, 14.8, 18.1 y 33.3 y haciendo un nuevo cálculo tenemos:

Cuerpo

1	1810
2	1770
3	1780
4	1820
	7180

Tenemos que la superficie total de calentamiento es igual a 7200 pies cuadrados. Luego, para cada evaporador será de: $7200/4=1800$ pies cuadrados, teniendo en cuenta pérdidas, formación de costras, etc. Se ha escogido un cuádruple de 8000 pies cuadrados de superficie o sean 4 evaporadores de 2000 pies cuadrados de superficie de calentamiento cada uno.

Bomba del Cuarto cuerpo del cuádruple.-

Volumen del licor por minuto:

$$2.2 \times \frac{54900}{1.095} \times 3.785 \times 60 = 100.G.P.M.$$

Se diseña con 100% de sobrecarga; usándose una de 200 G.P.M.

La altura a la que se debe elevar el licor es solo de 6 pies, pero considerando la fricción y la viscosidad del líquido, se toma igual a 45 pies.

Equipo de vacío.- Puede ser del tipo de condensador barométrico con una bomba de vacío seca; el mantenimiento de la bomba para éste propósito presenta algunas dificultades debido a los gases no condensados a causa de su manipuleo, yá que son corrosivos.

Alternativamente puede ser usado un "jet-condenser"; este equipo es similar al aspirador del laboratorio. Los gases no condensables son puestos con el agua fría, siendo removidos de esta manera. Consecuentemente, son requeridas, bombas (no de vacío). El mantenimiento de estas unidades es muy bajo y ellas requieren un amplio suministro de agua fría. En comparación con los evaporadores modernos (soldados), dan excelente vacío.

El equipo auxiliar es generalmente de hierro,

de acero u. acero al cromo-niquel para válvulas y partes móviles en trampas de condensado y bombas.

Control manual es acostumbrado; la presión de vapor en la camisa de vapor del primer cuerpo es controlada automáticamente.

QUEMADO DEL LICOR NEGRO.- Horno Tomlinson.- El objeto del horno de recuperación es quemar las sustancias orgánicas de los licores concentrados (de deshecho) de tal manera de conseguir el uso del calor liberado y al mismo tiempo regenerar los productos químicos en una forma aprovechable.

El horno Tomlinson tiene forma rectangular, sus paredes son construídas de tubos de agua con una ligera cubierta de material refractario. El agua que circula por las paredes es la que va a alimentar el caldero. El licor se alimenta por un pitón situado a 13 pies del piso del horno a una presión de 50 a 70 libras que se obtiene por intermedio de una bomba. El inyector es de diseño especial para que las gotas del liquido sean considerablemente grandes y uniformes. No se usa aire o vapor para atomizar el licor. El inyector tiene un pequeño movimiento oscilatorio que le permite esparcir el licor sobre las paredes del horno. El aire es suministrado por pitones en número de 24 ó 26. La fuente de aire es un ventilador centrífugo. También se usa un ventilador para facilitar la salida de los gases de combustión del horno. En caso de no conseguirse una buena combustión con el licor, éste se puede mezclar con petróleo, y en el caso de no tener licor, por ciertas circunstancias, se puede quemar petróleo crudo, siendo así posible suministrar el vapor necesario para las secciones de la fábrica.

El horno tiene un sistema para recuperar el licor negro demasiado liquido que regresa a los evaporadores.

También tiene un caldero tipo "Babcock & Wilcox" que es instalado inmediatamente sobre el horno.

Hay unidades standards para fábricas, cuya capacidad fluctúa entre 60 y 150 toneladas de pulpa por día. En este caso se ha considerado tres unidades de 60 toneladas cada una, de tal manera que dos trabajarán y la tercera lo hará en un caso dado.

El equipo auxiliar incluye: calentadores de aire, economizadores, ventiladores, bombas de licor, sistema de alimentación de agua para calderos. El control de combustión es casi enteramente automático en tales instalaciones y es esencial, para el éxito de la operación, el uso de registradores de CO₂ así como también medidores de flujo, manómetros de aire, medidores de nivel de agua y alarmas; todos ellos son de gran ventaja en el control de operación.

Maquinaria y Accesorios.- Tanque de almacenamiento de licor negro concentrado.- Estos tanques están al lado del horno de recuperación y se hacen para almacenar el licor concentrado que produce el cuadruple en 6 horas.

Volumen del líquido en 6 horas:

$$\frac{28300 \times 6}{1.271 \times 2.2} = 60500 \text{ lts.}$$

10 % mas: $60500 \times 1.1 = 66550 \text{ lts.}$

Volumen definitivo: 67 m^3

Dimensión de cada tanque:	Diámetro	4.20 m.
	Altura	5.00 m.

Bomba para inyectar el licor negro al horno.-

Como tenemos 28300 lbs. de licor por hora, que deben quemarse en dos unidades, en cada unidad, por lo tanto, se quemarán 14150 lbs. de licor.

Luego el volumen de licor por minuto será:

$$2.2 \times \frac{14150}{1.271} \times \frac{1}{3.785} \times 60 = 22.5 \text{ G.P.M.}$$

Se diseña con 100 % de sobrecarga, usandose una de 45 G.P.M.

Altura a la que debe elevarse el licor es de 15 pies; pero, dada la

viscosidad del licor, que considera 30 pies.

Ventiladores.- Los ventiladores vienen junto con el horno.

Tanque para preparar licor verde.- Viene junto con el horno y es de dimensiones apropiadas. Está colocado debajo del horno en una excavación donde se coloca el ventilador y la bomba que manda licor verde a la sección de recaustización.

Bomba para licor verde.-

Volumen de licor verde es 25 % mayor que el volumen del licor blanco.

Volumen licor blanco = 96,000 galones en 24 horas

Volumen licor verde 120,000 " " " "

$$\frac{120,000}{24 \times 60} \quad 83.3 \quad \text{digamos} \quad 85 \text{ G.P.M.}$$

100 % mas de sobrecarga. Se usará una de 170 G.P.M.

La altura a la que debe elevar el licor es de 35 pies.

CAUSTIZACION.- El equipo para caustización consta de un apagador, el que lleva acoplado un clasificador Dorr; el conjunto se conoce con el nombre de Apagador Dorrco.

El apagador es un tanque cilíndrico que tiene un fuerte agitador accionado por un motor eléctrico colocado sobre la tapa del mismo tanque. Tiene una entrada para el licor verde y para la cal que cae de una tolva donde se almacena. El licor verde se trae por una bomba.

El clasificador Dorr es de tipo común. El piso tiene una inclinación de 25 % . El tipo escogido es el siguiente:

Ancho 4 pies

Longitud 15 "

Para acoplarse, el apagador debe tener como diámetro 4 pies. El clasificador separa todas las impurezas de la cal y las partes no transformadas.

RECAUSTIZACION.-

Caustizador.- Es un tanque cilíndrico con un fuerte agitador, tipo Turbo, que da agitación en dos planos. Se usarán 3 caustizadores y las dimensiones de cada uno son:

Diámetro	5	pies
Altura	13	"
Capacidad	260	" cúbicos

Clarificador Dorr.- Su diámetro es mucho mayor que su altura. En el centro tiene un eje que lleva acoplados dos brazos largos y dos cortos. Estos están ligeramente inclinados con respecto al piso, formando un cono. La alimentación se hace por el centro tratando de no perturbar el líquido del tanque. El líquido del tercer caustizador entra en el primer clarificador; aquí se separa el licor claro que es el llamado licor fuerte que vá al tanque de almacenamiento en la planta de pulpa.

El lodo, llamado primer lodo, por medio de una bomba va al segundo clarificador.

El agua de lavado del filtro Oliver, con la parte de soda que ha separado, viene a diluir el primer lodo y extraer la soda que lleva. Este licor se llama débil y se manda, en su mayor parte, al tanque de lixiviación para preparar licor verde y el resto va a un tanque secundario del cual va al licor blanco para diluirlo.

El primer clarificador necesita 16 pbs cuadrados por tonelada de cal (seca) por día.

Más o menos 900 lbs. se obtienen por tonelada de pulpa

Por lo tanto; la superficie de sedimentación será:

90,000 lbs. de lodo por día = 41 toneladas
 $41 \times 16 = 656$ pies cuadrados o sea 61 m^2 .

Teniendo el clarificador dos pisos será de 30.5 m^2 . c/u.

Según especificaciones de la compañía manufac-

tura^{er}, el primer clarificador trata 90,000 kilos de licor y necesita 20 pies cuadrados de superficie por cada tonelada en 24 horas.

Superficie de sedimentación

$$90 \times 20 = 1800 \text{ pies cuadrados o sea } 167 \text{ m}^2.$$

Teniendo el clarificador ~~de~~ dos pisos, será de 83.5 m^2 . cada uno.

Diámetro del clarificador 10 m.

El segundo clarificador en 24 horas tratará 135 toneladas.

Superficie total de sedimentación:

$$135 \times 20 = 2700 \text{ pies cuadrados o sean } 250 \text{ m}^2.$$

Cada piso es de 125 m^2 . y el diámetro es de 12.60 m.

Filtro Oliver.- Los restos de soda que quedan en el segundo lodo son recuperados por medio de lavados y filtrados en forma continua que se realizan por medio de un filtro Oliver.

Será de las siguientes dimensiones:

Diámetro 6 pies

Longitud 12 "

Area de filtración: 226 pies cuadrados

o sea 20.4 m^2 .

Este filtro puede tratar hasta 450 kilos por pie cuadrado en 24 horas. En nuestro caso necesitamos tratar más o menos 182 kilos por pie cuadrado en 24 horas,

El lodo viene bombeado por una bomba al filtro donde se mezcla con agua de lavado.

Horno Kiln.- El lodo debe ser quemado para regenerar la cal. Para nuestro caso un kiln rotativo de 105 pies de longitud y 7 pies de diámetro será satisfactorio. Tendrá una velocidad de conducción variable y adecuadas facilidades para el control, incluyendo registrador de CO_2 , registradores de temperatura, etc., Un quemador de petróleo permitirá la regulación de la longitud y ancho de la llama que se desea. Cerca de 75 galones de petróleo son requeridos por cada tonelada de cal obtenida.

Maquinaria y Accesorios.- Bomba para mandar el licor al primer clarificador.

125 pies cúbicos por cada ton. de pulpa tratada.

Total = $12500 \times 7.48 = 93500$ galones

$$\frac{93500}{24 \times 60} = 65 \text{ G. P. M.}$$

Se diseña con 100% de sobrecarga. Se utilizará una de 130 G.P.M.

Bomba para mandar el licor fuerte al tanque de almacenamiento.-

$$\frac{10000 \times 7.48}{24 \times 60} = 52 \text{ G. P. M.}$$

Se diseña con 100% de sobrecarga. Se usará una de 100 G. P. M.

Bomba que pasa el lodo al lavador.-

$$\frac{25 \times 100 \times 7.48}{24 \times 60} = 14 \text{ G. P. M.}$$

Se diseña con 100% de sobrecarga. Se usará una de 30 G. P. M.

Bomba para mandar el lodo al filtro.-

$$\frac{31 \times 100 \times 7.48}{24 \times 60} = 16 \text{ G. P. M.}$$

Se diseña con 100% de sobrecarga. Se usará una de 35 G. P. M.

Bomba para inyectar petróleo al kiln.-

Siendo necesarias 530 lbs. de CaO de 85% de pureza por tonelada de pulpa seca al aire y las pérdidas de 10%, tenemos 480 lbs. de CaO recuperadas por tonelada de pulpa o sean 48000 lbs. por día, esto es 22 toneladas en 24 horas.

$$\frac{22}{24} = 0.92 \text{ ton. por hora}$$

Petróleo necesario por minuto:

$$\frac{0.92 \times 75}{60} = 1.15 \text{ G. P. M.}$$

Se necesitará una bomba a vapor con gasto máximo de 12 G. P. M.

CALCULO DE BALANCE DE CALOR EN EL SISTEMA DE RECUPERACION DEL PROCE
SO SULFATO.

Este cálculo está basado sobre una tonelada de pulpa. En el licor negro de una tonelada de pulpa se halló que contenía 3390 lbs. de sólidos. Suponemos el valor calorífico (que se determina por análisis) de 6560 B.t.u. por libra de sólidos. Los sólidos del licor negro contienen 72.7 % de material orgánico y 23.7 % de material inorgánico. El licor negro a introducirse en el horno, contiene 50% de sólidos y a una temperatura de 212 °F.

CALOR EN EL HORNO

Calor en sólidos: 3390 lbs. sólidos/ton. x 6560Btu/lb.=22.238,400Btu
Calor sensible del agua 3390 (212° - 70°) = $\frac{481,380}{22,719,780}$ "

Nota.- El calor sensible del contenido de sólidos del licor, es ignorado en este cálculo.

DISTRIBUCION DEL CALOR

1.- Pérdidas por gases de combustión.-

3390 x 0.727 = 2465 lbs. de material orgánico del licor de una tonelada de pulpa. Para quemar esto, se requieren 15 libras de aire por cada libra de material orgánico; luego, el peso de esos gases es aproximadamente:

$$2465 \times 15 = 36,975 \text{ lbs.}$$

La temperatura del gas de combustión que deja el precalentador es de 500 °F. y la temperatura ambiente es tomada a 70 °F. Tomando el calor específico del gas como 0.25, las pérdidas de calor por gases de combustión son:

$$36975 \times (500^\circ - 70^\circ) \times 0.25 = 3,974,813 \text{ B.t.u.}$$

2.- Pérdidas por combustión de hidrógeno.- El contenido de hidrógeno de los sólidos del licor negro es igual a 3%.

Nota.- Este porcentaje se asume si es que no se tiene el último análisis; se asume igual a 3% sin introducir ningún error de impor-

tancia.

Luego:

3390 Lbs. sólidos x 0.03 = 101.7 lbs. hidrógeno
 $101.7 \times \frac{18}{2} = 915.3$ lbs. de agua por tonelada
de pulpa de la combustión del hidrógeno.

Nota.- La relación 18:2 es la relación de los pesos moleculares del agua y del hidrógeno.

Usando la siguiente fórmula de la A. S. M. E. Boiler Test Code, las pérdidas por combustión de hidrógeno, tomando 0.455 como calor específico del vapor supercalentado, serán:

$$915.3 \left(190.7 + 0.455 (500^\circ - 212^\circ) \right) = 1.118,222 \text{ B.t.u.}$$

3.- Pérdidas por humedad del Aire.- Este es un ítem que puede dejar de ser considerado. Sin embargo puede ser calculado como sigue:

Se asume que el aire contiene 0.008 lbs. de vapor de agua por libra de gas.

Refiriéndonos al ítem 1 tenemos: $36,975 \times 0.008 = 296$ lbs. de humedad en el aire por tonelada de capacidad. Luego las pérdidas debidas a la humedad del aire son:

$$296 \times 0.455 (500^\circ - 70^\circ) = 57,912 \text{ B.t.u.}$$

4.- Pérdidas debidas al agua del licor.- Peso del agua en el licor es de 3390 lbs. por tonelada de capacidad. El agua es calentada a 212 °F. y debe ser vaporizada y luego supercalentada a 500 °F. (temperatura de los gases de salida). El calor latente del vapor a 212 °F., puede ser tomado como 970 B.t.u. por lb., y el calor específico del vapor supercalentado, como 0.455, Luego las pérdidas debidas al agua del licor negro son:

$$3390 \times \left(970 + 0.455 (500^\circ - 212^\circ) \right) = 3,732,390 \text{ B.t.u.}$$

5.- Pérdidas debidas a combustión incompleta.- Suponemos que el análisis del gas daba lo siguiente: 13.08% CO₂, 0.2% CO y 28.79% de carbón en los sólidos del licor negro. Luego las pérdidas son:

$$\frac{0.2}{13.08} \times 3390 \times 0.2879 \times 10,200 = 149,328 \text{ B.T.U.}$$

Nota.- El calor de combustión de CO a CO₂ es:

$$14,600 - 4400 = 10,200 \text{ B.T.U.}$$

6.- Calor de Fusión de los Productos Químicos - Materia inorgánica en los sólidos del licor negro = 3390 x 23% = 803, a la cual

es añadida 300 lbs. de salt-cake, haciendo un total de 1103 lb.

La temperatura de fusión es 1750 °F. el calor especificado es 0.25; el calor de fusión de los productos químicos es 64 B.t.u. por lb.; y el licor entra al horno a 212 °F.

Al calor para alcanzar la temperatura de fusión es:

$$1103 \times (1750^\circ - 212^\circ) \times 0.25 = 424,103 \text{ B.T.U.}$$

Calor para fundir es:

$$1103 \times 64 = \text{Total} = \begin{matrix} 70,592 \\ 494,695 \end{matrix} \text{ B. T. U.}$$

7.- Calor de Reducción del Salt-cake.- La reducción del salt-cake requiere 3025 B.T.U. por lb.; la reacción es endotérmica. El calor para reducir 300 lbs. de Na₂ SO₄ es:

$$300 \times 3025 = 907,500 \text{ B.t.u.}$$

8.- Pérdidas del carbón debidas a la Reducción.- La reducción del salt-cake es expresada por la siguiente ecuación:



Luego, 24 lbs. de carbón se combinan con 142 lbs. de salt-cake; para reducir 300 de salt-cake se requieren:

$$300 \times \frac{24}{142} = 50.7 \text{ Lbs. de carbón}$$

el cual viene de los sólidos del licor negro. El calor requerido por libra de material inorgánico en el licor negro es 10266. Por consiguiente, las pérdidas del carbón usado para esta combustión son:

$$50.7 \times 10266 = 520,490 \text{ B. t. u.}$$

9.- Vapor generado.- El vapor es generado en el caldero a 450 lbs. de presión y a 650 °F. y lleva un calor total de 1330 B.t.u. por libra de vapor. La temperatura del agua de alimentación es de 210 °F. y el calor en una libra es $210 - 32 = 178$ B.t.u.

El vapor generado es de 9318 lbs. por tonelada de pulpa. El calor para generar este vapor es:

$$9318 \times (1330-178) = 10'735,155 \text{ B.t. u.}$$

Esto es equivalente a:

$10'735,155 : 970.3 = 11,055$ libras de vapor por ton. de pulpa a 212 °F.

10.- Pérdidas por radiación y otras.- Son de 548,395 B.t.u.

S U M A R I O

Calor que entra al horno 22'238,400 B. t. u.

Item	Distribución de calor	B.T.U.	por ciento
1	Pérdidas por gases de combustión	3'974,313	17.85
2	Pérdidas por combustión de Hidrógeno	1'118,222	5.00
3	Pérdidas por humedad del aire	57,912	0.26
4	Pérdidas por el agua del licor	3'732,390	16.80
5	Pérdidas por combustión incompleta	149,328	0.67
6	Calor de fusión de los P. Químicos	494,695	2.22
7	Calor de reducción del salt-cake	907,500	4.09
8	Pérdidas de carbón por la reducción	520,490	2.34
9	Vapor generado	10'735,155	48.30
10	Pérdidas por radiación y otras	548,395	2.47
	T o t a l	22'238,400	100.00

Basando la eficiencia sobre la relación del calor absorbido por el vapor generado al total del calor que entra al horno = $\frac{10'735,155}{22'238,400} = 48.3\%$

B L A N Q U E O

Ninguno de los métodos para aislar celulosa en la manufactura de papel, produce material perfectamente puro, ya que pequeñas cantidades de sustancias no celulósicas de la materia prima, escapan a la destrucción durante el proceso y otras impurezas pueden ser formadas por ellas. Blanqueamiento o blanqueo significa obtener un producto brillante y blanco e incidentalmente la purificación por remoción tanto de materiales coloreados como sin color. El grado de purificación se encuentra estrechamente relacionado con la brillantez obtenida y la permanencia del producto blanqueado. Algunos grados de pulpa son usados casi enteramente sin blanqueo, pero la mayor parte son blanqueados a algún grado.

Evaluación de los resultados de blanqueo.- El proceso de blanqueamiento a seguirse depende del proceso usado en el aislamiento de las fibras y en las propiedades deseadas en el producto blanqueado y su éxito es juzgado por el grado del producto hallado y el uso a que va a ser destinado. Para los propósitos de control puede ser evaluado no solamente por el grado de brillantez, sino también por las pruebas de resistencia, freeness, limpieza, suavidad, opacidad, absorbencia, viscosidad y pruebas o análisis químicos.

Los términos de marca para denotar el grado de blanqueamiento, tales como: blanqueo pleno, semi-blanqueo y blanqueo leve son indefinidos y causan equivocaciones, pero afortunadamente, ciertas facilidades son ahora disponibles para medida de color y blancura. Si un simple valor para brillantez es determinado haciendo lecturas a través de un filtro por el que pasan rayos de luz se apreciarán estas lecturas que servirán para graduar las pulpas ca en el mismo orden como por comparación visual.

Las pulpas pueden tener, sin embargo, los mismo valores de brillantez y aparecen al ojo diferentes debido a la diferencia en las curvas, las cuales son reveladas por el espec-

tómetro.

La tabla siguiente muestra la relación aproximada de valores de brillantez a los términos comunes de marca para fibras blanqueadas.

	<u>-.Fibras y término comercial.-</u>	<u>-.Brillantez.-</u>
Sulfito:	Plenamente blanqueado.	80 - 85
	Semi-Blanqueado.	72 - 78
	Sin Blanquear.	61 - 68
Sulfato:	Plenamente blanqueado.	75 - 85
	Semi- blanqueado.	65 - 70
	Levemente blanqueado.	40 - 50
Soda:	Plenamente blanqueado.	77 - 82

Los Factores de resistencia y la manera como éstos se comportan, cuando la pulpa es batida, son de primera importancia tanto en el blanqueo experimental como en el comercial.

Purificación y reacciones del blanqueo.- Las impurezas, residuos de lignina, residuos de carbohidratos, extractivos de varias clases y grados de color, resinas de la parte interior de la corteza o de las regiones que circundan los nudos, materias colorantes, etc. que se encuentran en las pulpas químicas, deben ser removidas.

La verdadera reacción de blanqueo es principalmente de oxidación y los mejores reactivos usados han sido, por muchos años, productos químicos oxidantes. En la actualidad, sin embargo, algunas de las impurezas son removidas, con un alto grado de selección, por reacciones que son aplicadas sucesivamente. Ejemplotípico de reacciones selectivas son las de cloro con lignina, de soda cáustica con residuos clorinados, de constituyentes de celulosa (no alfa) o de tintes marrones hallados especialmente en las pulpas al sulfato y de dióxido de azufre con óxido férrico y algunos de los otros minerales constituyentes de la ceniza. Es importante que la purificación, por uno o más de estos reactivos, preceda a la brillan-

tez por oxidación; de esta manera, las impurezas son removidas con un ataque mínimo de la celulosa y de la hemicelulosa, la cual debe ser retenida en la pulpa en cierta cantidad para así obtener las cualidades deseables en la manufactura de ésta.

Entre los agentes oxidantes, los hipocloritos son los más extensivamente usados por su bajo costo y generalmente por su acción favorable. Los cloratos reaccionan muy lentamente y los cloritos, si bien han llamado la atención y han sido usados comercialmente, no se puede decir que hayan conseguido una posición en el blanqueo de pulpa. Los permanganatos dan excelentes resultados pero no muestran superioridad capaz de justificar su elevado costo.

El peróxido de hidrógeno o ha sido usado en las industrias textiles, pero tiene reconocido lugar en la industria de blanqueo de pulpa de madera; recientemente ha sido propuesto como un blanqueante final para pulpa.

El peróxido de sodio hidrolizado en agua a una fuerte concentración alcalina de peróxido de hidrógeno, reacciona vigorosamente permitiendo un buen ataque sobre las fibras, pero no se usa en el blanqueo de las pulpas de madera.

Cloro.- El cloro es usado en su forma elemental por directa cloración de pulpas y también para clorinar lechada de cal en la preparación de hipocloritos para su uso como agentes oxidantes. El cloro químicamente puro y anhidro, llega hasta el consumidor en forma de líquido bajo presión en cilindros de 100-150 libras, y en tanques de una tonelada.

La presión a que está sometido varía con respecto a la temperatura. El líquido contiene menos de 0.2% de impurezas, las cuales consisten principalmente de cloruro férrico, hexacloroetano, tetracloruro de carbono y cloroformo.

Algunas fábricas producen su propio cloro electrolíticamente, siendo en este caso disponible en forma de gas húmedo

con cerca de 5% ó más de impurezas gaseosas, principalmente algunas trazas de oxígeno y algo de dióxido de carbono.

En condiciones normales de temperatura y presión, el cloro es un gas con gravedad específica de 2.49 (aire = 1), pero es liquefactado bajo presión a reducida temperatura. Teniendo entonces un punto de ebullición a 760 mm. de presión de -33.6°C . un punto de congelación de -101.5°C y una gravedad específica de 1.47 (agua = 1). Un volumen de líquido produce 460 volúmenes de gas a 1 libra produce 5 pies cúbicos. El calor específico del líquido es de 0.2257 calorías por grado centígrado, entre 0 y 24°C . ó 0.2257 B.t.u. por libra por $^{\circ}\text{F}$. entre 32° y 75°F . Su calor de vaporización es 67.1 calorías por gramo a -34.6°C . ó 121 B.t.u. por libra a -30.3°F . No es buen conductor de la electricidad. Su solubilidad en agua es limitada. Cuando el agua es enfriada aproximadamente a 0°C , hidrato de cloro es separado en forma de cristales amarillos pálidos ($\text{Cl}_2 \cdot 8\text{H}_2\text{O}$ según Roozeboon) mezclado con cristales de hielo. El cloro hidratado se forma entre 0° y 9.6°C . cuando el cloro está en contacto con una gran cantidad de agua. Cuando el cloro es pasado a través de una tubería húmeda, los cristales formados pueden obstruirla, y cuando el licor de blanqueo es hecho con agua fría, puede formarse cloro hidratado, que es llevado a la superficie de la solución de donde se escapa bajo la forma de vapores de cloro.

Las reacciones químicas del cloro, de interés en conexión con su uso en blanqueo, son aquellas con los materiales usados en la construcción del equipo y aquellas que afectan su uso eficiente como un clorinante o agente oxidante.

El cloro no es explosivo ni inflamable y en ausencia de humedad es muy inactivo y puede ser almacenado y trabajado con hierro tanto tiempo como se desee, siempre y cuando la temperatura no exceda de cerca de 100°C . En presencia de humedad es excesivamente activo y ataca la mayor parte de metales y sus

compuestos. Entre los materiales que han hallado aplicación práctica en el manejo de cloro en presencia de humedad son:

Aceros especiales al tantáleo y al molibdeno y otros.

Cuando el cloro es disuelto en agua la reacción puede ser representada como sigue:



Cuando el pH es por debajo de 2, el equilibrio cambia de dirección hacia la izquierda; pero como el pH es aumentado por la adición de álcali, este cambio de dirección hacia la derecha, a un pH de 5 la concentración de HOCl es máxima.

Un nuevo incremento de pH puede estar representado por la siguiente reacción en la cual un incremento de pH cambiará el equilibrio hacia la derecha:



Los productos formados cuando se disuelve cloro en agua, dependen, entonces, del pH y de los cambios de composición que tienen lugar cuando los cambios en pH son reversibles.

siguiente tabla sumariza aproximadamente las condiciones de equilibrio.

Debajo de pH 2	El Cl presenta	predomina como Cl elemental
pH 2-3	El Cl elemental está presente con ácido hipocloroso.	
pH 4-6	Acidos hipoclorosos predominan.	
pH 7-9	Acido hipocloroso se presenta con hipoclorito.	
Sobre pH 9	El cloro presente se encuentra predominado como hipoclorito.	

Además de estos, está presente el ácido clorhídrico, pero no desempeña papel importante en el blanqueo y purificación, pudiendo disolver algo de las impurezas minerales.

EL CLORO, cuando está presente y principal-

mente como cloro disuelto, tiene una fuerte tendencia a actuar como un agente clorinante de materia orgánica, por adición o sustitución, y la reacción continuará tanto como material a ser clorinado esté presente. Si tal material está ausente y apreciables cantidades de HOCl están presentes, entonces la tendencia secundaria de oxidación se volverá aparente.

Acido hipocloroso.- HOCl es un ácido débil, aún más débil que el H_2CO_3 , y también puede ser liberado de sus sales por CO_2 ; es volátil, con vapor, y algo de Cl de una solución de hipoclorito o de una masa blanqueante puede perderse por volatilización de HOCl si el pH se vuelve demasiado bajo. Es un fuerte agente oxidante y reacciona vigorosa y rápidamente con materia orgánica por lo que es difícil conducir su acción selectiva sobre las impurezas. Puede atacar la celulosa en detrimento de la calidad de pulpa.

La acción oxidante del HOCl está basada en su disponibilidad de HCl y oxígeno. En la oscuridad y fuera del contacto de materias oxidables, esta reacción es suprimida, pero la luz y los catalizadores, tales como hierro y cobre y sus compuestos, la aceleran. Algo del oxígeno escapa de la solución como gas, y una parte de él reacciona con HOCl formando $HClO_3$, el cual, bajo condiciones permisibles en blanqueo de pulpa, reacciona como un agente oxidante tan lenta que no tiene valor como agente blanqueante. El cloro que es transformado a $HClO_3$ o a HCl con liberación de oxígeno es perdido en el proceso así como el que se volatiliza bajo forma de HOCl.

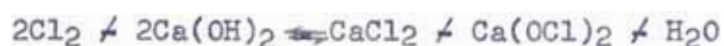
Hipocloritos.- Los hipocloritos son sales del HOCl que en solución acuosa requieren la presencia de álcali libre para prevenir la formación de HOCl por hidrolisis. Por encima de pH 11 la formación de HOCl es casi suprimida y la solución es relativamente estable. Por encima de un pH 8 el contenido de Cl del hipoclorito reacciona casi enteramente por oxidación y tiene la misma capacidad de oxidación como la tiene en el HOCl. La razón de reacción, sin embargo, es más

baja y decrece, mientras la estabilidad de la reacción se incrementa, con la subida del pH.

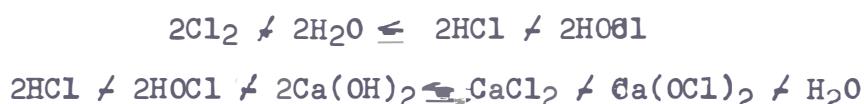
El polvo de blanqueo es seco, es una combinación de Cl con óxido de cal hidratado. Contiene cerca de 15% de Oxido de Ca. libre (el que, es esencial para su estabilidad durante el tiempo de embarque o almacenamiento) y cerca de 35% de cloro disponible; dicho contenido es aceptado como standar. (El peso del polvo de blanqueo usado puede ser calculado como el peso equivalente de un polvo de 35% standar, multiplicándolo por el cloro disponible hallado en el análisis y dividiéndolo por 35).

Soluciones claras de hipoclorito pueden ser preparadas por agitación del polvo de blanqueo en agua y dejando que el exceso de cal e impurezas insolubles se asienten, pero este método ha sido casi completamente desplazado por el de inyección de cloro, generalmente en la forma de líquido dentro de una lechada de cal. La lechada de cal es diluida a la concentración deseada y el cloro es introducido hasta un pH de cerca de 11.2, que es un punto en el cual la adición de ~~fenol~~-ftaleina causa un color rosado que persiste por 3 segundos. El progreso de la clorinación puede ser seguido por la elevación de la temperatura en la solución: por cada gramo por litro de cloro introducido hay un incremento de 1/3°C. Soluciones comerciales pueden ser hechas a cualquier concentración entre 20 y 50 grs. por litro de cloro disponible y en algunos casos han sido hechas tan concentradas como 90 grs. Bajo condiciones normales los últimos 97% del cloro añadido a la lechada de cal, serían disponibles.

La reacción que representa la formación de hipoclorito puede ser mostrada por la siguiente ecuación:



o por pasos:



En medio ácido, 4 átomos de cloro son disponibles para la clorinación; en medio alcalino, dos átomos de oxígeno equivalentes a cuatro átomos de cloro, son disponibles para la oxidación. Todo el cloro añadido a la lechada sería disponible si no hubieran ocurrido otras reacciones como la liberación de oxígeno o la formación de clorato o las reacciones con impurezas del agua o de la cal.

La concentración de licor de blanqueo, es algunas veces expresada en contenido de porcentaje de polvo de blanqueo, el cual siempre es referido a polvo de contenido de 35% de cloro avaluable. Consecuentemente, el contenido de cloro avaluable, dividido por 0.35, da el contenido de polvo de blanqueo.

La siguiente tabla es de interés en conexión con la fabricación de hipocloritos.

	<u>Btu. por libra</u> <u>de cloro</u>	<u>Cals. por Gramo</u> <u>de Cloro</u>
Calor latente de vaporización de cloro líquido.	120	67
Calor de combinación. $\text{Cl}_2 / \text{Ca(OH)}_2$	648	360
Calor de combinación. $\text{Cl}_2 / \text{NaOH}$	630	350
Calor de Hidratación. $\text{CaO} / \text{H}_2\text{O}$	486	270
Calor de solución. Ca(OH)_2	68	38
Calor de solución. NaOH	447	248

Una libra de cloro se combina con:

- 0.83 lb de CaO comercial
- 1.10 " de Ca(OH)_2 comercial
- 1.15 " de NaOH de 76 %
- 3.00 " de CO_3Na_2

Un litro de solución blanqueante disuelve 1.8 gms de Ca(OH)_2 o sea

1.3 gramos de CaO.

La siguiente tabla muestra el cambio en composición del licor de blanqueo en un período de cerca de 6 meses. Este licor claro fué preparado de polvo de blanqueo saturado con cal y su superficie cubierta con aceite para impedir la entrada de CO₂. Fué almacenado en un recipiente enfriado por corriente de agua.

Análisis No. 1	Fecha	Total de Cl.gr/lt	Cl disponible grs/Lts.	Cloratos grs/ lts.	Cloruros grs/lts.	Alcalinidad Ca(OH) ₂ or lt.
1	Agosto 15	49.6	36.6	3.85	9.6	1.18
2	" 28	35.8
3	Sept. 12	35.4
4	" 14	35.4
5	" 28	35.2
6	Octbre.19	35.1
7	Nobre. 9	34.9
8	Febrero 5	33.7	4.40	12.10	1.04

El total de cloruros en este licor de blanqueo es alto en comparación con el contenido de cloro avaluable, indicando que considerable descomposición del polvo de blanqueo había tomado lugar antes de que él fuera usado para hacer el licor de blanqueo.

Bajo condiciones normales de operación, el licor de blanqueo es suficientemente estable para todos los propósitos prácticos, si las siguientes condiciones son observadas:

- 1°.- El licor debe contener un exceso de cal para establecer un pH de no menos de 11.2.
- 2°.- Las temperaturas de almacenamiento no deben exceder de 35°C. para una solución de 30 grs/lt. de cloro avaluable o de 40°C. para una de 20 grs/lt.
- 3°.- La solución no debe estar en contacto con catalizadores tales

como cobre, níquel y fierro o sus sales. Vasijas y tuberías de hierro y acero serán satisfactorias después que se encuentran cubiertas con una capa de cola que las protegerá contra la herrumbre.

4°.- Debe procurarse que el contacto con el aire sea el menor tiempo posible; el anhídrido carbónico neutraliza el álcali libre y baja el pH a una zona de inestabilidad. O'Neil y Rue han mostrado que si el pH de la solución de blanqueo es reducido debajo de 11.2, se vuelve progresivamente más inestable. Cuando clorinamos una lechada de cal concentrada, cerca de 28 gr/lt de cloro pueden ser absorbidos con pequeño cambio en el pH; pero después su cambio será mucho más grande con relación al cloro añadido. Más de 32 gr/lt. de cloro avaluable corresponde, aproximadamente al total añadido; más allá de este punto, el cual está a un pH de cerca de 9, la curva para cloro total y avaluable diverge debido al incremento de combinación del cloro en sus formas no avaluables. Después de detenerse por 24 horas la divergencia de las curvas para cloro total y avaluable comienza a un pH de cerca de 11.2.

Cuando una solución se ha vuelto inestable por adición excesiva de cloro o ácido, puede restabilizarse por la pronta adición de suficiente álcali para llevar el pH. a 11.2. Si continúa bajando el cloro avaluable, rápidamente desaparecerá con la formación de oxígeno y cloratos.

Resistencia al blanqueo y consumo.- Cuando el polvo de blanqueo fué el principal agente blanqueante, era costumbre expresar la cantidad usada como la cantidad equivalente de un contenido de 35% de cloro avaluable; esta práctica fué continuada por algunos, aún cuando el licor de blanqueo fué preparado por absorción de cloro en lechada de cal. Otros, sin embargo, expresan la concentración de sus licores de blanqueo en términos de cloro; dando lugar a confusión. Se sabe que todo el cloro añadido al agua o á una solución alcalina sería disponible por clorinación ó por oxidación; en otra palabras,

estaría en la forma "activa". El cloro "avaluable" o "activo" puede ser determinado fácilmente con arsenito o tío-sulfato y es propio expresar la concentración de los reactivos, tal como el polvo de blanqueo o soluciones de cloro o hipocloritos, en términos de cloro activo.

Otra posible fuente de confusión es la expresión "porcentaje de cloro consumido" que es ambigua, ya que puede significar la proporción consumida como un porcentaje del total añadido o como un porcentaje del peso de la pulpa tratada; siempre que esta expresión sea usada debe aclararse en qué sentido se ha usado.

BLANQUEO DE LAS PULPAS AL SULFATO.- Las pulpas al sulfato difieren radicalmente de las pulpas al sulfito en cuanto a su actuación durante el blanqueo y a las reacciones de purificación.

Las pulpas al sulfato sin blanquear contienen residuos de lignina y carbohidratos más o menos polimerizados por la acción del álcali del licor de cocimiento que son lentamente clorinados y difíciles de blanquear. Ellas también contienen materiales similares a los flobotaminos (phlobotannins), los cuales pueden ser convertidos en colorantes al azufre por el sulfuro de sodio del licor de cocimiento. Estos colorantes pueden ser blanqueados a un color crema claro, siendo difícil blanquearlos completamente.

Blanqueo por hipoclorito en una sola etapa.- Las pulpas al sulfato son blanqueadas por este procedimiento a una brillantez de más o menos 55 a 60% sin apreciable pérdida en resistencia, siendo imposible obtenerse por este método un blanqueo total. Intentos para realizar un blanqueo total han traído como consecuencia una disminución progresiva en la resistencia de la pulpa sin obtenerse una brillantez que justifique el uso de este proceso. El cloro consumido varía desde 4 hasta 10 % dependiendo de la pulpa y de la brillantez a obtenerse. Es importante que el pH durante el blanqueo no baje de 7.5 a 8; de otra manera, algo del cloro puede reaccionar por clorinación para remover una innecesaria proporción de lignina y si esto sucede decrecerá el rendimiento y se incrementará el consumo del producto químico lo cual no agregará nada a las propiedades del producto.

Blanqueo por cloro e hipoclorito en dos etapas.- El uso de este proceso se ha incrementado a raíz de una mayor demanda de pulpas de mayor grado de brillantez. Al final de cada etapa, la pulpa es lavada y de esta manera se obtiene un máximo de economía de productos químicos y una mayor resistencia del producto a ser obtenido; para los tonos bajos innecesario, desde el punto de vista de economía o de calidad de la pulpa, purificar las fibras clorinando la lignina; pero,

para los tonos altos la clorinación es esencial teniendo siempre en cuenta la resistencia del producto a ser obtenido.

Este proceso es el que mejor se adapta a la producción de pulpa blanqueada obteniéndose una brillantez igual o ligeramente superior que las de las pulpas al sulfito sin blanquear y de una resistencia muy cercana a la de las pulpas al sulfato sin blanquear. Pulpas al sulfato de difícil blanqueo consumirán de 8 a 15 % de cloro, dependiendo el consumo de las especies de maderas tratadas y del método de cocimiento.

La proporción de cloro entre etapas tiene un efecto mayor sobre la resistencia del producto en las pulpas al sulfato que en las pulpas al sulfito. Si la proporción de cloro usado en la etapa de clorinación aumenta, el requerimiento de cloro en la etapa subsiguiente, o sea en la de hipoclorito, disminuye; al mismo tiempo, la resistencia del producto final se incrementará hasta que un máximo sea alcanzado; si el dosaje de cloro en la etapa de clorinación es incrementado, la razón de reacción incrementará sucediendo lo mismo con el período de exhaustación del cloro. El período de reacción puede ser aumentado tanto como la resistencia de la pulpa lo permita.

Ha sido conveniente, en diferentes operaciones comerciales, reducir el uso de cloro requerido durante la etapa de hipoclorito. Una reacción de clorinación de alto grado, en un período de 5 a 10 minutos, ha sido introducida por adición de cloro en exceso que puede ser absorbido en el tiempo indicado. Por la adición de cal, el pH es elevado de menos de 2, en la etapa de clorinación, a no menos de 7.5 y como resultado de este cambio se produce un cambio en la reacción del cloro de clorinación a oxidación. La etapa de clorinación comprende dos reacciones una en medio ácido por un período de 5 a 10 minutos y la otra en medio alcalino por un período de 30 a 90 minutos. Operando bajo estas condiciones, el gra-

do de clorinación puede ser aumentado hasta que el cloro requerido en la subsiguiente etapa, o sea la del hipoclorito, sea reducido de 0.5 a 1 %. La resistencia del producto es incrementada progresivamente y puede ser llevada a valores altos, los que son obtenibles sin la fase alcalina de la etapa de clorinación.

La consistencia durante la clorinación es generalmente entre 3 y 4 y aún valores sobre 5 han sido reportados. Es aconsejable usar un máximo de consistencia compatible con la facilidad de bombeo y con la facilidad de control de flujo y con el grado de turbulencia de la solución y mezcla del cloro con la pulpa.

A una consistencia relativamente alta, es aconsejable aumentar la razón de la velocidad de reacción durante la fase más lenta de oxidación de este proceso de dos etapas.

La temperatura sube hasta cerca de 27°C y así puede ser mantenida sin serio daño para la resistencia de las fibras; a esta temperatura y a una consistencia de 3.5 % el período de oxidación de esta etapa será entre 1 y 1.5 horas en operación continua y entre 1/2 y 3/4 de hora en operación intermitente.

En cuanto a la etapa de hipoclorito, no se le puede dar demasiada importancia en lo que a pulpas al sulfato se refiere; es una buena práctica mantener el pH entre 7.5 y 8 durante todo el período de blanqueo.

Procedimientos de múltiples etapas para blanqueo total.- Para la producción de pulpas fuertemente blanqueadas, teniendo una brillantez de cerca de 70%, no es adecuado un procedimiento de dos etapas, ya que con este procedimiento quedan los colorantes de la "phlobotannin", los cuales deben ser removidos antes que el hipoclorito pueda producir el grado deseado de brillantez; la remoción de estos por extracción con soluciones de soda cáustica tibia o caliente, se ha vuelto una práctica aceptada. Remoción parcial puede ser efectuada por extracción de la pulpa sin blanquear, pero mejores resultados son obtenidos

si la extracción es hecha sobre la pulpa clorinada, o sobre la que ha sido tratada por clorinación y al último por un tratamiento de hipoclorito.

Para el blanqueo total de pulpas al sulfato por este procedimiento, se consideran tres etapas: 1).- Clorinación, 2).- Extracción con soda cáustica y 3).- Oxidación con hipoclorito. Después de cada una de estas etapas se realiza un lavado de la pulpa. La discusión de la etapa de clorinación en el proceso de dos etapas se aplica igualmente a este proceso. La etapa de soda cáustica consiste en la extracción de los colorantes y en la completa remoción de los productos clorinados, los que pueden haber escapado al lavado previo.

Si la etapa de clorinación no tiene una fase alcalina de oxidación, es aconsejable realizar una etapa de hipoclorito entre una de clorinación (seguida por un lavado sin neutralización) y la de extracción por soda cáustica. No es necesario que la extracción con soda cáustica sea demasiado drástica de la pulpa que va a ser empleada en la manufactura de papel, pues de otra manera se verá afectada en su contenido de hemicelulosa y alfacelulosa. El porcentaje de soda cáustica no excederá de 2 % (sobre la pulpa). Si la pulpa clorinada es lavada sin previa neutralización, una mayor cantidad de soda será necesaria. En cualquier caso debe haber un exceso de soda cáustica libre para mantener los colorantes en solución. La temperatura puede ser entre 50 y 100°C, siendo la última la mejor para la extracción, pero más costosa por el gasto de vapor. El período de reacción es de cerca de 1 hora.

La remoción de las impurezas solubles es de primera importancia para prevenir excesiva reversión de brillantez durante el secado y almacenaje de la pulpa o durante el almacenaje húmedo. Ni la soda cáustica ni las materias colorantes son completamente separadas de la celulosa, por lo que debe ser considerado

suficiente tiempo de remojo para la remoción de las impurezas que se encuentran en las paredes de las celdas. Por estas razones, se ha llegado a la conclusión de que un doble lavado con un remojo intermedio de la pulpa a una consistencia de 1 a 3 % y por un período de 1 a 3 horas es una buena práctica.

El consumo de cloro disponible en la etapa de hipoclorito no excederá del 1% sobre el peso de la pulpa, siendo preferible el 1/2 % o menos.

El procedimiento de tres etapas: 1).- Clorinación, 2).- Extracción cáustica y 3).- Oxidación por hipoclorito, es adecuado para blanqueo de pulpas al sulfato a una brillantez de 70 a 75, o posiblemente más alta; pero para una brillantez de 80 a 85, el tratamiento de hipoclorito sería aplicado en dos etapas, convirtiéndose en un procedimiento de cuatro etapas. Una distribución típica de los productos químicos consumidos entre etapas sería la siguiente:

<u>Etapas</u>	Porcentaje de <u>productos químicos</u> sobre el <u>peso</u> de <u>pulpa</u>		
	Cl	CaO	NaOH
1°.- Clorinación	9	8	-
2°.- Extracción Cáustica	-	-	2
3°.- Hipoclorito	0.5	-	0.3
4°.- Hipoclorito	0.3	-	0.2

La soda cáustica de la tercera y cuarta etapa sirve para controlar el pH.

En este procedimiento es importante realizar un doble lavado con un remojo intermedio. La remoción de las últimas trazas de álcali es facilitada por el ajuste del pH de 6 a 6.5 durante el período de remojo; el ajuste puede ser hecho por un ácido libre de hierro, tal como el HCl ó H₂SO₄, con agua de cloro o con SO₂. El último de estos procedimientos tiene dos ventajas sobre los otros dos y es que destruye cualquier cloro activo remanente de la

de la etapa de hipoclorito y reduce la cantidad de hierro, lo cual hace más fácil su remoción de la pulpa. Si óxido férrico está presente en gran proporción, decolora la pulpa y puede también catalizar las reacciones químicas, oscureciendo y debilitando las fibras durante el almacenaje.

Para la producción de una pulpa fuerte y de una brillantez de 80 o más, el procedimiento de blanqueo contendría las siguientes etapas: 1).- Clorinación, 2).- Extracción cáustica, 3).- Remojo, 4).- Hipoclorito, 5).- Hipoclorito y 6).- Ajuste del pH y remojo y después de cada etapa un lavado. Economía en el consumo de productos químicos y, probablemente, producto de mejor calidad, puede ser obtenido si la clorinación se hace en dos etapas. Se puede realizar después de cada etapa de clorinación una de extracción cáustica. Instalaciones que tienen todas estas etapas se encuentran en operación.

Anticloros.- Es esencial que en el lavado el stock blanqueado no contenga cloro disponible. Una gran cantidad de cloro puede ser encontrada en el blanqueador cuando la brillantez deseada ha sido alcanzada, existiendo dificultades, en la remoción de los residuos de cloro no consumidos, que han traído consigo el uso de varios productos químicos para reducir el poder dañino del cloro; por su naturaleza y por su acción, estos productos son llamados anticloros.

Un anticloro comunmente empleado es el Tio-sulfato de sodio (hiposulfito de soda $\text{Na}_2\text{S}_2\text{O}_3 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$) que es añadido en solución diluída en el blanqueador cuando la brillantez deseada ha sido alcanzada. Los productos resultantes de la reacción pueden incluir HCl , $\text{Na}_2\text{S}_4\text{O}_6$, etc.; si ellos no son extraídos por un lavado posterior, ejercerán acción destructiva sobre la maquinaria y su presencia en el papel puede ser tan dañina como la del cloro que se intentaba eliminar.

Anticloros más seguros son: Sulfito de sodio

y Sulfito de Calcio, productos menos dañinos que los tiosulfatos. A causa de su lenta solubilidad, el sulfito de calcio posee la ventaja que cualquier exceso de él actúa como relleno y generalmente no es dañino.

Otros anticloros que han sido propuestos son los licores de sulfito usados en la manufactura de pulpa de madera; la mezcla de tiosulfato de calcio y polisulfuro preparada hirviendo azufre con lechada de cal y peróxido de hidrógeno. El primero de éstos es rápido y eficiente en su acción, pero debe ser usado con cuidado, pues en exceso tiende a establecer condiciones ácidas en la pulpa con el consecuente ataque del equipo y del papel mismo. La mezcla de azufre y cal es probablemente aún más dañina, desde que considerables cantidades de azufre libre son precipitadas sobre las fibras durante la reacción; y estando el azufre finamente dividido, es gradualmente oxidizado a ácido sulfúrico, el cual vuelve quebradizo al papel por la formación de hidrocélulosa. El azufre libre también ataca al equipo por la formación de sulfuros metálicos. El peróxido de hidrógeno es el más seguro de todos los anticloros, desde que solamente forma agua y oxígeno libre, pero es demasiado caro para su uso comercial.

Algunas veces es necesario el uso de los anticloros, pero no es regular, pues ello indicaría utilización de ineficientes métodos de blanqueo desde que ellos sirven para destruir el cloro que debería ser empleado en trabajo útil. En una planta bien diseñada, es posible operar sin el uso de anticloros.

Lavado.- Las impurezas solubles resultantes de las reacciones de cualesquiera de los procedimientos modernos de blanqueo, deben ser removidos después de cada etapa por lavado de las fibras con agua. Es muy frecuente encontrar fábricas que usan de 80,000 a 100,000 galones de agua por tonelada de pulpa cuando el proceso de blanqueo es de 4 o más etapas. El uso de agua en contracorriente es una prác-

tica usada con cierta extensión, pero debe tenerse cuidado cuando se usa agua ya usada, pues ésta puede contener impurezas que causarían excesivo consumo de productos químicos que se precipitarían sobre las fibras ya libres de impurezas.

Agua de lavado puede ser empleada para lavar la pulpa de la primera etapa de hipoclorito, usándose agua fresca para la segunda etapa de hipoclorito. Agua de lavado no podrá ser usada cuando se trata de una sola etapa de hipoclorito, pues, bajo tales condiciones, las impurezas que contiene el agua de lavado reaccionarían con el hipoclorito y decrecería la eficiencia de la operación. El agua de lavado que contiene residuos de hipocloritos o sales de calcio, no será usada para diluir la pulpa sin lavar de la etapa de extracción cáustica ya que puede precipitarse algo de los colorantes que han sido hechos solubles por la soda cáustica.

SISTEMA DE BLANQUEO A SER EMPLEADO.- Se empleará un sistema de blanqueo de seis etapas; este sistema será combinado, continuo e intermitente a altas y bajas consistencias.

Las primeras tres etapas y la quinta operarán continuamente y a baja consistencia; mientras que la cuarta y la sexta lo harán intermitentemente a alta consistencia. Pero, por las prácticas realizadas el sistema puede ser considerado como continuo. Todas las torres usadas son forradas, excepto para la soda cáustica, en cuyo caso se emplean tanques de acero. Las torres de blanqueo están equipadas con un alimentador de tornillo que hace circular la pulpa del fondo hacia la parte alta. Después de cada etapa la pulpa es lavada y espesada en un lavador al vacío. Desde que en las etapas a alta consistencia, la pulpa es trabajada a 1.25 % de consistencia, es transportada desde los lavadores a la ~~cuarta~~ cuarta etapa (extracción cáustica) y a la sexta etapa por medio de conductores de jebe. La pulpa es clorinada directamente en la primera etapa, donde permanece una hora. Después de lavada, licor de blanqueo (hipoclorito de calcio) es añadido en la segunda etapa; aquí permanece 1 y 1/2 horas y se usa cal o soda cáustica para regular el pH. En la tercera etapa se emplea una acción combinada de cloro y de hipoclorito de calcio. Después la pulpa es lavada y se obtiene un stock a alta consistencia, el que es transferido a las unidades de extracción de soda cáustica que operan intermitentemente. La cantidad de soda cáustica requerida es más o menos del 2% sobre el peso de pulpa tratada sobre la base de pulpa seca al aire. Tratamiento de blanqueo parcial, con soda cáustica es necesario para así obtener una alta y permanente brillantez. Desde que las ligninas clorinadas son solubles en álcali, el tratamiento con soda cáustica remueve prontamente estas impurezas de color.

Al final del cocimiento con soda cáustica se agrega agua para diluir el stock, el que es bombeado al lavador.

De aquí pasa a la quinta etapa, donde es tratado por una hora con licor de blanqueo a baja consistencia. La etapa final es una operación intermitente a alta consistencia, donde es tratado con licor de blanqueo y soda cáustica para así remover las trazas finales de color. Seis torres de blanqueo son empleadas siendo el tiempo total de retención de 2 1/2 horas. El stock es luego diluído y lavado y la pulpa final tendrá una brillantez de 80.

Aproximadamente 180 libras de cloro (40 % como hipoclorito de calcio y 60 % como gas cloro), son requeridas por cada tonelada de pulpa.

M A Q U I N A P A R - A P U L P A

Cylinder Machine.- Esta máquina consta de un solo cajón de pulpa; sin embargo, pueden ser usados mas. El cajón está lleno de pulpa a un nivel constante. Dentro de él hay un cilindro de revolución cubierto con tela metálica, a través del cual pasa el agua del stock, de tal manera que la pulpa permanece adherida a la tela metálica. El manto de pulpa así formado, es cogido por un fieltro, el que es prensado contra el cilindro de revolución por medio de un rodillo (couch roll) Enseguida los fieltros llevan el manto de la pulpa a través de rodillos de presión con el fin de que el agua que contiene, escurra. El numero de pares de rodillos de presión es de tres como mínimo. De aqui la pulpa sale con un contenido de 60 % de agua y es conducida hacia los secadores, que son cilindros de hierro fundido de 48 a 54 pulgadas de diámetro.

Vapor a baja presión es introducido dentro de cada secador; el vapor da una parte de su calor a la plancha del secador, el que calienta la pulpa y la seca. El agua condensada es removida del secador por medio de un sifón.

La hoja que deja los secadores, puede contener de 80 a 95% de fibras, (bone-dry) dependiendo de la velocidad de la máquina, de la consistencia del stock, de la temperatura de los rodillos secadores etc.

Cuando la pulpa va a ser embarcada debe ser embalada en fardos, para lo cual debe ser cortada en hojas de un determinado largo y de un determinado ancho. Esto es efectuado cortando la hoja continua de pulpa en hojas de un determinado ancho y luego cortando las tiras en hojas de la longitud deseada.

El manto de pulpa viene generalmente directamente de los secadores y es cortado en secciones de un ancho determinado por medio de los " slitters ". Estas tiras pasan sobre un tambor

que tiene una cuchilla fija; además de esta, hay una cuchilla de revolución que es la que realiza el corte de las hojas. Las hojas así obtenidas, que son de 24 x 36 pulgadas o cualquier otra medida deseada, son embaladas mediante prensas hidráulicas que embalan 2-1/2 toneladas en fardos de 500 libras en una hora; las medidas de estos fardos son de 20 x 26 y por 36 pulgadas.

V A P O R E N L A M A N U F A C T U R A D E P U L P A

El calor, en la forma de vapor, constituye un importante item en el costo de la manufactura de pulpa.

Hasta hace unos años el vapor requerido en las fábricas de pulpa y papel era de una presión manométrica de 125 lbs/”2, pero el advenimiento de los calderos de alta presión y la obtención de poder como un subproducto, ha traído un cambio en el tipo del equipo usado.

En nuestro caso se obtendrá vapor del caldero del sistema de recuperación, el cual es producido a 450 lbs/”2 de presión absoluta y a 650°F, y vapor producido usando petróleo como combustible.

VAPOR NECESARIO

1.- Para el cocimiento.- Son necesarias 4500 lbs. de vapor por tonelada de pulpa. Vapor a 125 lbs/”2 de presión manométrica (353°F) para cocinas a 338°F.

Para 139.7 lbs/”2 corresponde un calor total de 1,193.0 B.t.u.

En 100 toneladas son: $4500 \times 100 = 450,000$ lbs/día

ó sean:

$$\frac{450,000}{24} \quad 18,750 \text{ lbs/hora}$$

Este vapor será producido por una caldera, usando como combustible petróleo. Asumimos la eficiencia de la caldera igual a 90%.

Las 18,750 lbs. de vapor, para ser producidas necesitan un calor total de :

$$18,750 \times 1,193 = 22,400,000 \text{ B.t.u. por hora}$$

Siendo la eficiencia de la caldera de 90% se tiene:

$$\frac{22,400,000}{0.90} = 24,900,000 \text{ B.t.u. por hora}$$

Potencia calorífica del petróleo 19,000 B.t.u. por libra.

$$\frac{22,400,000}{19,000 \times 2,200} = 0.592 \text{ ton/hora de petróleo}$$

Siendo el precio de la tonelada de petróleo, puesto en Pucallpa, de

180 soles , tenemos:

$$0.592 \times 180.00 = 106.56 \text{ soles por hora}$$

y por año de:

$$106.56 \times 24 \times 300 = 767,232.00 \text{ soles.}$$

2.- Para evaporación.- Son necesarias 32,100 lbs. de vapor por hora, vapor de escape a 24.7 lbs/„2 de presión absoluta.

3.- Vapor para la planta de blanqueo.- Son necesarias 3,120 lbs. de vapor por tonelada de pulpa a ser blanqueada. El vapor a usarse será el vapor de escape de la turbina.

Se van a blanquear 65 toneladas diarias, luego tenemos que el vapor necesario por hora será de :

$$\frac{3,120}{24} \times 65 = 8,450 \text{ lbs/hora}$$

4.- Vapor para secar la pulpa en la máquina.- La pulpa que va a los secadores contiene 60% de humedad, por consiguiente, tenemos que por cada 2 y 1/2 toneladas de material, hay una tonelada de pulpa y 1-1/2 de agua, o sean 3,300 lbs. de agua. Pero la pulpa sale con 10% de humedad; por consiguiente, por cada 0.9 toneladas de pulpa hay 1.35 toneladas de agua, o sean 2,970 libras de agua, de las cuales permanecerán en la pulpa 220 libras, por lo que hay que evaporar $2,970 - 220 = 2,750$ libras de agua por cada tonelada de pulpa seca al aire.

En 100 toneladas diarias serán : $2,750 \times 100 = 275,000$ lbs, de agua

Si usamos vapor de escape tenemos :

Asumimos que la temperatura de la hora de pulpa sea de 8°C (176°F)

Para 176°F corresponde un calor total de 1136.6 B.t.u.

" 24.7 lbs/„2 " " " latente de 932.5 "

Tenemos:

$$275,000 \times \frac{1136.6}{52.5} = 326,000 \text{ lbs. de vapor total}$$

ó sean:

$$\frac{326,000}{24} = 13,600 \text{ lbs/hora de vapor de escape}$$

El total de vapor de escape necesario, es de :

$$32,100 \text{ } \neq \text{ } 8,450 \text{ } \neq \text{ } 13,600 = 54,150 \text{ lbs/hora.}$$

VAPOR DISPONIBLE

El vapor generado en el sistema de recuperación es de 9,318 libras por tonelada de pulpa producida; vapor a 450 lbs/„2 de presión absoluta y a 650°F. Este vapor se mandará a una turbina y el vapor de escape que sale a 24.7 lbs. se utilizará en los items 2, 3 y 4. Para 24.7 lbs/„2 . corresponde un calor total de 11602B.t.u.

$$\text{ " " " " " " latente " } 952.5 \text{ "}$$

$$9318 (1160.2 - 178) = 915,240 \text{ B.t.u.}$$

$$\frac{915,240}{952.5} = 9,614 \text{ lbs. de vapor por tonelada de pulpa}$$

$$\frac{9,614 \times 100}{24} = 40,000 \text{ lbs. de vapor por hora (vapor de escape)}$$

Pero sucede que son necesarias 54,150 lbs. de vapor de escape por hora, por lo que la diferencia, que es de: 54,150 - 40,000 = 14,150 lbs/hora, serán producidas en una caldera usando petróleo como combustible.

Las 14,150 lbs. de vapor necesitan, para ser producidas, un calor total de:

$$14,150 \times 1,160.2 = 16'417,000 \text{ B.t.u. por hora.}$$

Considerando la eficiencia de la caldera igual a 90 % tenemos:

$$\frac{16'417,000}{0.90} = 18'240,000 \text{ B.t.u. por hora.}$$

Siendo la potencia calorífica del petróleo de 19,000 B.t.u. por libra

$$\frac{18'240,000}{19,000 \times 2,200} = 0.435 \text{ ton/hora de petróleo}$$

Siendo el precio de la tonelada 180.00 soles, tenemos:

$$0.435 \times 180 = 78.30 \text{ soles por hora}$$

y por año de:

$$78.30 \times 24 \times 300 = 563.760.00 \text{ soles}$$

Luego, tenemos que el gastos anual por concepto de vapor, será de:

$$767,232.00 \neq 563,760.00 = 1'330,992.00 \text{ soles}$$

P O D E R

Asumimos que las necesidades de una planta de 100 toneladas sean de 2500 HP-hr. por día, lo que corresponde a 25 HP-hr por tonelada de pulpa producida.

Para producir poder utilizaremos el vapor a 450 lbs/”2 de presión absoluta y a 650°F que obtenemos del sistema de recuperación.

En una turbina que mueve un generador, es necesario conocer la cantidad de vapor usado por kilowatt-hora, que sale del generador. Para hallar teóricamente esta cantidad, se asume que la expansión es adiabática y se usa la siguiente fórmula:

$$S = \frac{3413}{h_1 - h_2}$$

donde:

3413 = B.t.u. equivalentes a 1 kilowatt-hora

h_1 = entalpía en B.t.u. por libra de vapor a la presión y temperatura inicial.

h_2 = entalpía en B.t.u. por libra después de la expansión adiabática ó sea a la salida.

S = libras de vapor por kilowatt-hora.

Según tablas tenemos:

h_1 = 1330 B.t.u. (vapor a 450 lbs/”2 y a 650 °F)

h_2 = 1660.2 " (vapor saturado a 24.7 lbs/”2)

Reemplazando en la fórmula:

$$S = \frac{3413}{1330 - 1660.2} = 20.1 \text{ lbs.}$$

Teniendo disponibles para la turbina 38,825 lbs. de vapor sobrecalentado por hora, teóricamente la turbina desarrollará la siguiente fuerza en el generador

$$\frac{38825}{20.1} = 1932 \text{ Kw-hr.}$$

Siendo la eficiencia de la turbina de 75% y la eficiencia del generador de 94%, tenemos una eficiencia total de 70.5%, y el poder dis-

ponible para la planta será de :

$$\frac{1932 \times 70.5}{100} = 1362 \text{ Kw-hr.}$$

1 Kw-hr equivale a 1.341 HP-hr.

Por lo que disponemos de:

$$1362 \times 1.341 = 1826 \text{ HP-hr.}$$

Siendo necesarios 2500 HP-hr por día, suministraremos la diferencia, ó sean 674 HP-hr, por motores Diesel.

Para lo cual serán necesarios tres motores de 350 HP;hr cada uno, dos trabajando y uno de repuesto.

T R A T A M I E N T O D E A G U A P A R A L A M A N U F A C -
T U R A D E P U L P A

El tratamiento de agua puede ser dividido en las siguientes etapas sucesivas:

1).- Sedimentación (plain sedimentation), 2).- Esterilización, 3).- Suministro de productos químicos, 4).- Mezclado, 5).- Floculación, 6).- Sedimentación, 7).- Filtración, 8).- Corrección de pH y 9).- Almacenamiento de agua clara.

El tratamiento adecuado del agua que va a ser usada en la manufactura de pulpa está gobernado por un gran número de factores que dependen del agua a ser utilizada y de los requerimientos de la planta. Algunas fábricas no requieren prácticamente tratamiento del agua a ser utilizada, pero otras requieren un tratamiento completo para la producción de un producto satisfactorio.

Sedimentación.- (Plain sedimentation) .- Es empleada algunas veces cuando el agua es muy turbia y la topografía del terreno permite un bajo costo de los reservorios a ser instalados. El almacenamiento producirá algo de clarificación y además estará acompañado de remoción de color por la acción blanqueante del sol. De otro lado el almacenamiento por un tiempo demasiado largo trae como consecuencia el crecimiento de algas y otras plantas que deben ser removidas para así tener un agua satisfactoria.

En ciertas áreas montañosas, la sedimentación puede ser el único tratamiento requerido además de la corrección de pH y esterilización.

Esterilización.- En años recientes se ha encontrado que hay ventaja en realizar la esterilización por medio de clorinación antes de la coagulación y la sedimentación. La cantidad de cloro requerido varía entre 1 p.p.m. y 20 p.p.m. Para el agua de los ríos se requiere más o menos 5 p.p.m. como promedio.

Floculación.- Es una forma de coagulación con productos químicos. Aun-

que sales ferrosas o férricas son usadas algunas veces como coagulantes, el producto que más se usa es el alumbre el que es suministrado en forma líquida o sólida. Hay aguas que tienen suficiente alcalinidad como para producir un apropiado "floc" con alumbre, no necesitando que sea añadido un álcali. Sin embargo cuando la turbidez es mayor que la normal se hace necesario añadir álcali para que se combine con una cantidad mayor de alumbre que es requerido para una floculación apropiada.

Cal, carbonato de sodio y algunas veces soda cáustica son usados como álcali para este propósito. La cal añade dureza al agua por lo que es objetado su uso. En todas las plantas hay generalmente una relación bastante aproximada entre las turbideces y las cantidades de alumbre requeridas para la coagulación; por lo que una tabla debe de ser preparada, la que servirá de ayuda al operador, para juzgar el dosaje apropiado de alumbre de acuerdo a los cambios de las condiciones del agua del río.

Con aguas de bajos contenidos de sólidos y alta turbidez, el pH para una floculación óptima se vuelve muy crítica, particularmente si la eficiencia en productos químicos es deseada. Por esta razón un registrador de pH y algunas veces un controlador de pH, es instalado para mantener exactamente las mejores condiciones de floculación. En aguas de alto contenido de sólidos y alta alcalinidad, el pH para la floculación no es crítico por lo que un control exacto no es necesario.

Para dar una idea de las cantidades de alumbre usado en la floculación de aguas turbias; tenemos que en la parte sur de los E.E.U.U. es una buena práctica cuando se usa menos de un grano por galón de agua tratada. Turbidez de cerca de 200 p.p.m. requerirá probablemente al rededor de dos granos por galón, a medida que la turbidez aumenta la cantidad de alumbre no aumentará en la misma proporción sino que por el contrario disminuirá, así tenemos que para una

turbidez de 1000 p.p.m. se requerirán probablemente menos de 3 granos por galón. Esto es aplicado exclusivamente a la remoción de turbidez.

Para aguas altamente coloreadas con baja turbidez, es generalmente necesario obtener un pH comparativamente bajo para asegurar un satisfactorio "floc". Se ha encontrado que una mayor cantidad de coagulante es requerido para la remoción del color de las aguas de los ríos que para la remoción de una cantidad normal de turbidez. Hay un gran número de agentes coagulantes además del alumbre, pero el más usado es éste.

El equipo usado para la alimentación de los productos químicos variará de acuerdo a la forma física de los productos químicos empleados. Para materiales secos en polvo se usan diferentes tipos de máquinas. El tipo más exacto alimentará los productos químicos sobre la base de peso. Sin embargo para pequeñas plantas y pequeñas cantidades de productos químicos a ser alimentados ha sido ampliamente usado un tipo volumétrico.

En las fábricas de pulpa y papel donde el alumbre es usado en forma líquida es generalmente conveniente usar el mismo material para la coagulación del agua y un tipo de alimentador de líquidos debe ser empleado. Un cajón de alimentación con un orificio ha sido, lo mas universalmente usado para este propósito. Este método tiene muchas objeciones debido a que el orificio se obtura cambiando la razón de alimentación. Alimentadores rotativos tipo cubo, alimentan en proporción a la velocidad.

Después de agregar^{el} coagulante al agua, es aconsejable dispersar el material rápidamente en toda la masa de agua antes de que comience la floculación. Esto se hace unos minutos antes de que el "floc" comience a formarse después de la adición del alumbre o de cualquier otro coagulante, una agitación violenta no es objetada. Diversos tipos de mezcladores son usados para éste propósi-

to, uno de estos es un motor que conduce un agitador. El producto es añadido y el agitador lo dispersa a una velocidad de más de 1750 r.p.m.. Un tipo más conveniente de mezclador es un motor que conduce un agitador tipo turbo de paletas el cual opera en un tanque. Varios tanques de éste tipo pueden operar en paralelo o en serie; sin embargo hay quienes prefieren operaciones en una sola etapa para prevenir el punto de rotura del incipiente "floc" en las últimas etapas. Si la capacidad de un solo tanque es insuficiente, etapas en paralelo son las más recomendadas.

La siguiente operación es la formación del "floc" por medio de una agitación suave la cual tiende a aglomerar las materias suspendidas en partículas más grandes, las que se sedimentarán rápidamente. Es deseable obtener un "floc" que colecte todas las partículas finas que se encuentran suspendidas y las partículas coloidales y que el agua quede entre clara y transparente.

Dos tipos generales de equipo de floculación son usados. Uno de ellos está basado en el uso de presas estacionarias, las que están colocadas ya sea sobre, bajo o al lado del flujo de agua; la agitación es obtenida controlando la velocidad y dirección del flujo a través del sistema de presas. El otro método es proveer una agitación por medio de un motor que conduce unas paletas.

En el sistema de presas la velocidad de entrada a la cámara de floculación puede ser tan alta como de 1-1/2 pies por segundo, sin embargo esta es algunas veces reducida de tal manera que la velocidad a la entrada del sistema de presas sea aproximadamente de 1/2 pies por segundo. El período de floculación generalmente varía desde 15 a 45 minutos; sin embargo, la calidad del agua a ser tratada determinará en gran parte la selección de la velocidad y del período de tratamiento. La economía en el uso de los productos químicos para coagular una cantidad de agua generalmente gobernará el diseño de la planta de floculación.

Sedimentación.- Después de la floculación, el agua entra en la etapa de sedimentación. Hay diferentes tipos de posas donde se debe realizar la sedimentación, el tipo más usado es el de concreto de forma rectangular, variando su profundidad entre 8 y 20 pies. Las consideraciones principales en el diseño de las posas de sedimentación son: el período de retención, la entrada y salida, y el medio de remover el lodo ya sea continua o periódicamente. En posas rectangulares es deseable tener un flujo de entrada que se extienda a todo lo ancho del reservorio y que se mantenga así a través de toda su longitud.

Esta sedimentación tiene por objeto la remoción, tanto como sea posible, de materias suspendidas y el almacenamiento del lodo entre intervalos de limpieza. Los intervalos de limpieza varían de acuerdo con la turbidez del agua suministrada. Desde que los reservorios deben ser drenados para así tenerlos limpios, es aconsejable tener en cuenta una cierta capacidad para el lodo, por un determinado período de tiempo (digamos unos meses). Si el lodo se vuelve séptico y comienza a formarse gas durante el período de almacenamiento, el reservorio debe limpiarse más a menudo o esterilizar el lodo. De otra manera el lodo puede pasar al filtro. Adecuada clorinación evitará este defecto.

Drenajes deben ser provistos en el fondo de las posas de sedimentación. Posas de sedimentación circulares pueden también ser usados, particularmente en plantas donde se realiza un tratamiento más rápido. En este tipo de posas el lodo es drenado en forma continua. La principal ventaja de este último tipo es el ahorro de espacio. En cuanto a comparación de precios en grandes plantas no hay gran diferencia entre los dos tipos.

Después de mezclar los productos químicos, y haber tenido lugar la coagulación, la floculación y la sedimentación del agua de río; la turbidez del agua habrá sido reducida a menos de

5 p.p.m. y algunas veces tan baja como menos de 1 p.p.m. Para algunas fábricas el agua después de la sedimentación es conveniente.

Filtración.- Si agua de un alto grado es requerida en el proceso, el agua de sedimentación es filtrada generalmente en filtros de arena rápidos, pero algunas veces en filtros de presión.

El material filtrante utilizado en filtros rápidos es arena ó carbón. Las camas varían en un espesor de 24 a 30 pulgadas. La arena es de 0.45 mm. de tamaño efectivo y la antracita de 0.62 mm.; pero, éstas medidas varían en la práctica.

La razón filtrante del agua para las fábricas de pulpa y papel es de 2.5 a 3 galones por minuto por pie cuadrado. Es importante mantener las camas de los filtros uniformes y limpias durante todo el tiempo, no permitiendo que se deterioren. Los filtros deben ser lavados con agua clara.

Control del pH.- Después de la filtración, el agua es tratada con cal, carbonato de sodio o hidróxido de sodio; para obtener el pH deseado.

Si se ha usado una suficiente cantidad de cloro durante la clorinación del agua de tal manera que después de la filtración quede cloro residual, no se agregará cloro después de la filtración, pero en caso contrario se debe de realizar una post-clorinación.

Costo del agua tratada en nuestro caso.- En lo que se refiere al agua que se empleará en la manufactura de pulpa, en este caso particular, he asumido que el precio del agua tratada será de 0.04 soles por metro cúbico de agua. En los calderos se usará agua blanda.

P L A N T A P R O P U E S T A

La planta propuesta para manufactura de pulpas de una capacidad de 100 toneladas diarias, de las cuales el 65 % será de pulpa blanqueada.

Las siguientes razones han motivado la elección de una planta de 100 toneladas:

- 1°.- En una planta de esta capacidad hay la ventaja de la recuperación de los productos químicos, lo que trae como consecuencia un menor costo del producto acabado.
- 2°.- El abastecimiento del mercado interno y la implantación de industrias subsidiarias como son la de papel, envases, etc.
- 3°.- Una fábrica de esta capacidad, podría competir con sus productos en el mercado internacional.
- 4°.- Atraería el capital extranjero por ser una obra de aliento y por el amplio campo que brinda para una integración industrial.
- 5°.- Aparte de la concurrencia que puede tener al mercado internacional, lo cual significaría ingreso de divisas al país, nos significaría, por otra parte, un ahorro de las mismas por concepto de importación.
- 6°.- Como quiera que esta planta requiere un capital de inversión de S/. 115.019.357.50, el Estado podría suscribir gran parte de las acciones, ya que tiene especial interés en el adelanto del Nor Oriente Peruano y que, a su vez, por medio del ferrocarril T₂ambo de Sol Pucallpa presentaría grandes facilidades, en forma de descuentos, etc.

Los cálculos se han hecho sobre la base de 300 días de trabajo por año. Los precios, tanto de materias primas como de productos acabados, han sido considerados puestos en fábrica. El dolar se ha tomado igual a S/. 15.00.

El área que ocupará la planta será de 800 por 500 metros o sea un total de 400,000 metros cuadrados, de los que los edificios ocuparán 9,045 metros cuadrados. Estos edificios incluyen:

cuarto de madera, cuarto de recuperación de cal, cuarto de caustización, depósito de cal, depósito de sal-cake, servicios, cuarto de recuperación, cuarto de turbinas, cuarto de evaporadores, casa de calderos, cuarto de digestores, cuarto de difusores, cuarto de preparación de stock, cuarto de blanqueo, cuarto de máquinas, cuarto de empaque, sección ventas y almacén, maestranza, laboratorio, botiquín y oficinas. El área de cada uno de estos edificios está en el plano de distribución.

La mayor parte de estos edificios serán de concreto, ladrillos y acero.

Hemos considerado dos precios por metro cuadrado, en un caso 600 y en el otro 300 soles. Esto está en relación con el servicio que prestará cada edificio; así: el cuarto de digestores cuya estructura deberá ser más resistente que la de los depósitos de productos químicos, consideramos que el precio por metro cuadrado será de 600 soles.

Las razones para que la planta sea instalada en Pucallpa son obvias. En cuanto a la congona, usada como materia básica, he de decir que su uso lo aconsejan los experimentos hechos en laboratorio, como puede verse en el capítulo siguiente.

C O S T O S

COSTO DE MATERIAS PRIMAS

Vapor.-

Anual

Vapor producido usando como combustible petróleo

Precio tonelada de petróleo \$ 180.00

Costo de vapor por año

1'330,992.00

Poder.-

Son necesarios 700 HP-hr. diarios

1 HP-hr. cuesta \$ 0.12

700 x 300 x 0.12

25,200.00

Petróleo.-

Por cada tonelada de cal recuperada se consumen

75 galones.

Se recuperan 480 libras por tonelada

$\frac{480 \times 100}{2200}$ 2.18 toneladas diarias

2.18 x 75 x 300 = 49,050 galones anuales

1 galón cuesta = \$ 0.60

49,050 x 0.60 =

29,430.00

Cal.-

50 libras de cal de 86% por tonelada de pulpa

$\frac{50 \times 100}{2200}$ x 300 = 682 toneladas anuales

1 tonelada de cal cuesta \$ 200.00

682 x 200

136,400.00

Sulfato de Sodio.-

300 libras por tonelada de pulpa

$\frac{300 \times 100}{2200}$ x 300 = 4091 toneladas anuales

1 tonelada cuesta \$ 850.00

4091 x 850 =

3'477,350.00

Cloro.-

180 libras de Cloro portonelada

(60% gas Cloro y 40% Hipoclorito)

1 tonelada de Cloro cuesta \$ 3,000.00

1 tonelada de hipoclorito (36%) cuesta \$2,000.00

$$\frac{108 \times 65 \times 300}{2200} \times 3000 = 2'871,900$$

$$\frac{72 \times 65 \times 300}{2200 \times 0.36} \times 2000 = 3'545.200$$

6'417,100.00

Soda Cáustica.-

40 libras por tonelada de pulpa a ser blanqueada

$$\frac{40 \times 65}{2200} \times 300 = 355 \text{ toneladas anuales}$$

1 tonelada cuesta \$ 1330.00

$$355 \times 1330.00 =$$

472,150.00

Agua.-

76 m³ por tonelada de pulpa, en 100 toneladas = 7600 m³

228 m³ para blanquear 1 tonelada

$$228 \times 65 \text{ toneladas} = 14820$$

o sea un total de 22,420 m³ diarios

$$1 \text{ m}^3 \text{ cuesta} = \text{s/. } 0.04$$

$$22,420 \times 300 \times 0.04 =$$

269,040.00

Madera.-

Un pie cúbico de Congona pesa 36.5 libras

o sea que en 2200 libras hay 60 pies cúbicos

y considerando que un pie cúbico cuesta S/.0.83

tenemos que una tonelada métrica cuesta S/.50.00,

y necesitandose 2.4 toneladas de madera por tone-

lada de pulpa, tenemos: 50 x 2.4 = S/. 120.00

$$120 \times 100 \times 300 =$$

3'600,000.00

T O T A L

15'757,662.00

MATERIAS PRIMAS PARA COMENZAR.-

Soda cáustica.-

310.2 lbs. por 1 tonelada de astillas
2.1 tonelada de astillas dan 1 tonelada de pulpa

$$\frac{310.2 \times 2.1 \times 100}{2200 \times 0.95} \quad 31.2 \text{ ton. por}$$

día. Para dos días de trabajo

$$31.2 \times 2 \times 1330 = 82,992.00$$

Sulfuro de Sodio.-

129.8 lbs. por tonelada de pulpa
1 tonelada de sulfuro cuesta S/.1370.00

$$\frac{129.8 \times 2.1 \times 100}{2200 \times 0.60} \quad 20.6 \text{ ton.}$$

por día. Para dos días de trabajo

$$20.6 \times 2 \times 1370 = 56,444.00$$

Cal.-

530 lbs. por tonelada de pulpa

$$\frac{530 \times 100}{2200} \text{ toneladas por día}$$

Para dos días de trabajo será

$$\frac{530 \times 100 \times 2}{2200} = 48.2$$

1 tonelada cuesta S/. 200.00

$$48.2 \times 200 = 9,640.00$$

T o t a l 149,076.00

TERRENO Y EDIFICIOS.-

Terreno 800 x 500 = 400,000 m² a S/. 0.20 m² 80,000.00

edificios 4323 m² a S/. 300.00 m² y 4722 m² a s/.600m² 4130,100.00

Servicios 3% de equipo 2'502,000.00

Equipo y muebles de oficina 40,000.00

6'752,100.00

COSTO DE EQUIPO INSTALADO PARA UNA PLANTA DE 100 TONELADAS DE PULPA AL SULFATO CON INSTALACIONES PARA BLANQUEO DE UN 65% DE LA PRODUCCION.

	U.S.DOLARES	SOLES ORO
Equipo para el patio de madera	50,000.00	750,000.00
Equipo para la preparación de madera	100,000.00	1'500,000.00
Digestores	187,000.00	2'805,000.00
Difusores	305,000.00	4'575,000.00
Tamices y Separadores	124,700.00	1'870,500.00
Máquinas de Pulpa	162,500.00	2'437,500.00
Unidades de Recuperación y Evaporadores	779,300.00	11'689,500.00
Horno de Cal	272,000.00	4'080,000.00
Planta de Cáusticos	218,000.00	3'270,000.00
Reservorios	110,000.00	1'650,000.00
Planta de Blanqueo	540,000.00	8'100,000.00
Anexos, repuestos y accesorios	<u>626,500.00</u>	<u>9'397,500.00</u>
Total precios F.O.B.	3'475.000.00	52'125,000.00
40% más (ponerlo en Montaña)	1'390,000.00	20'850,000.00
20% más por instalación	<u>695,000.00</u>	<u>10'425,000.00</u>
Total	5'560,000.00	83'400,000.00

MANO DE OBRA Y SUPERVISION.-

Nº de hombres

Turno - Total	Semanal	Mensual
- 1 Gerente	-----	6,000.00
- 1 Superintendente	-----	4,000.00
- 1 Contador	-----	2,500.00
1 Sub Contador	-----	1,200.00
- 2 Ayudantes Contabilidad \$.800.00C/u.	-----	1,600.00
1 3 Controlador de jornales \$. 20.00c/u.	420.00	-----
- 1 Jefe de Costos	-----	2,000.00
- 1 Jefe del patio y cuarto madera	-----	1,000.00
4 Alimentadores de troncos S/.10.00c/u	280.00	

Nº de hombres

Turno - Total			Semanal	Mensual
-	2	Inspectores de troncos \$12.00c/u	168.00	-----
-	2	Sección Sierras "	168.00	-----
-	2	Astilladores \$15.00 "	210.00	-----
-	1	Jefe planta de pulpa	-----	2,000.00
1	3	Caporal de digestores \$25.00 "	525.00	-----
	12	Cocinadores " 15.00 "	1,260.00	-----
1	3	Preparador L/cocción " 15.00 "	315.00	-----
1	3	Ayudante " " " " 10.00 "	210.00	-----
1	3	Lavador " 15.00 "	315.00	-----
1	3	Ayudante del Lavador " 10.00 "	210.00	-----
1	3	Tamizadores " 15.00 "	315.00	-----
1	3	Evaporadores " 20.00 "	420.00	-----
1	3	Obrero Trabajo general " 12.00 "	252.00	-----
1	3	" casa calderos " 15.00 "	315.00	-----
-	1	Jefe planta recuperación	-----	2,000.00
1	3	Caustizadores \$20.00 "	420.00	-----
1	3	Calcinadores " 20.00 "	420.00	-----
1	3	Químico p.control \$2,000.00 "	-----	6,000.00
2	6	Ayudantes Lab. \$15.00 "	630.00	-----
-	2	Obreros labor general " 12.00 "	168.00	-----
2	6	Obreros p.manipuleo " 12.00 "	504.00	-----
1	3	Controlador de L.negro " 20.00 "	420.00	-----
	1	Jefe Sec. Blanqueo	-----	2,000.00
1	3	Químicos Sec.Blanqueo \$1500.00"	-----	4,500.00
1	3	Ayudante del Químico \$20.00 "	420.00	-----
1	3	Obrero Sec.Blanqueo " 10.00 "	210.00	-----
-	1	Jefe Sec. Máquinas	-----	2,000.00
1	3	Ayudantes Sec. " " 900.00"	-----	2,700.00
2	6	Obreros p.manipuleo " 10.00 "	420.00	-----

N° de hombres

Turno-Total			Semanal	Mensual
6	Obreros p. almacenar	\$.10.00c/u	420.00	- - -
-	1	Jefe de Almacén	- - -	1,000.00
-	2	Almaceneros	" 500.00c/u	1,000.00
-	1	Jefe de Mecánicos	- - -	2,000.00
1	3	Mécanico de turno	" 800.00c/u	2,400.00
1	3	Ayudante mecánico	" 15.00c/u	315.00
-	1	Jefe electricistas	- - -	1,200.00
1	3	Electricista turno	" 800.00c/u	2,400.00
1	3	Casa de fuerza	" 20.00c/u	420.00
-	1	Soldador	- - -	800.00
	1	Carpintero	- - -	800.00
-	1	Ayudante carpintero	" 15.00	<u>105.00</u>
			10,255.00	51,100.00
		10,255.00 x 52 =	533,260.00	
		51,100.00 x 12 =	<u>613,200.00</u>	
		T O T A L \$.	1,146,460.00	

COSTOS FIJOS.-

Impuestos 2 1/2 % del equipo	2.085,000.00
Seguro 1/2 " " "	417,000.00
Depreciación 5% " "	4,170,000.00
Pro-desocupados y Seguro Social 2 1/2 % mano de obra	28,661.50
Depreciación edificios 8 %	<u>540,168.00</u>
T O T A L	<u>7.240,829.50</u>

CAPITAL DE TRABAJO POR AÑO.

Costo de Materias Primas	15,757.662.00
Mano de Obra y Supervisión	1.146.460.00
Costos Fijos	7.240.829.50
Costos Eventuales 50 % mano de obra	<u>573.230.00</u>
T O T A L	<u>24.718.181.50</u>

CAPITAL DE INVERSION.

Terreno y Edificios	6.752.100.00
Costo de Equipo	83.400.000.00
Capital de Trabajo	24.718.181.50
Materias primas para comenzar	<u>149.076.00</u>
T O T A L	<u>115.019.357.50</u>

ENTRADAS BRUTAS.

Producción anual 30,000 toneladas de pulpa.	
19500 ton. de pulpa blanqueada a \$1.800.00 por ton.	35.100.000.00
10500 " " " sin blanquear " " 1050.00 " "	<u>11.025.000.00</u>
T O T A L	<u>46.125.000.00</u>

COSTOS ANUALES DE OPERACION.

Costo de Materias Primas	15.757.662.00
Mano de Obra y Supervisión	1.146.460.00
Mantenimiento 2% Equipo y Edificios	1.803.042.00
Costos Fijos	7.240.829.50
Dirección y Distribución 25 % entrada bruta	<u>11.531.250.00</u>
T O T A L	<u>37.479.243.50</u>

ENTRADAS NETAS.

Entradas Brutas.	46.125.000.00
Costos Anuales de Operación	<u>37.479.243.50</u>
	8.645.756.50

I N V E S T I G A C I O N E S R E A L I Z A D A S E N E L
L A B O R A T O R I O

PULPA ALCALINA DE CONGONA.- Este trabajo de investigación de los resultados de los experimentos realizados en el Forest Products Laboratory (Madison, Wisconsin, U.S.A.) sobre Congona, cubriendo las siguientes clases de pulpa: al sulfato, sulfato semi-químicas y soda. Los cocimientos fueron hechos sobre "old-growth wood" teniendo como variable principal la relación entre los productos químicos usados y la madera. Las proporciones de productos químicos usados fueron: de 10 a 15 % para las pulpas semiquímicas; de 17.5 a 22.5 % para las pulpas al sulfato y de 25 % para pulpa a la soda.

La preparación de pulpa de Congona por el proceso sulfato bajo estas condiciones, dió pulpas que cubren una amplia escala de rendimientos desde 70 a 46.1 %. Las pulpas al sulfato mostraron un decrecimiento en el rendimiento de pulpa clasificada (libre de "screenings") desde 48.1 a 45.7 % y en lo que respecta a número de permanganato desde 17.4 a 14.3. El rendimiento de pulpa a la soda clasificada fué de 43.3 %, es decir, apreciablemente más bajo que el de las pulpas al sulfato, y su número de permanganato fué de 17.3.

Las propiedades de resistencia de las pulpas de Congona al sulfato se acercan a la mayor parte de las pulpas comerciales al sulfato de maderas duras de los E.E.U.U. Las pulpas al sulfato indicaron que pueden ser blanqueadas. Las pulpas semi-químicas parecen tener la resistencia requerida para "corrugating board" La pulpa a la soda fué apreciablemente más débil que cualquiera de las de sulfato (de Congona).

MATERIALES USADOS.-

Madera.- La Congona pertenece a las especies de Chanochiton de la familia Olacaceae. Esta familia tiene dos o tres especies de árboles cuyo tamaño fluctúa entre el mediano y grande.

La Congona es encontrada en la parte nor-oriental del Perú. Es usada para la construcción de muebles, pero su uso ha decrecido por que es atacada por insectos.

Sus características son las siguientes: color gris, lustre bajo, no tiene olor ni sabor distintivo cuando está seca, pero si un fuerte olor a ácido hidrocianico cuando está fresca; es moderadamente pesada y dura, de textura fina, de grano derecho (straight grain), es muy fácil de trabajar, fácil de tallar, y de baja durabilidad.

Ciento ochenta libras de material fueron recibidos en el F.P.L. en pedazos de 4 x 4 pulgadas y por 4 pies de longitud.

La gravedad específica de una madera sana (que fué la que se usó para los experimentos) fué de 0.585 o, lo que es lo mismo, una densidad de 36.5 libras por pie cúbico. También se determinó la densidad sobre un pedazo de madera que había empezado a deteriorarse en la forma de manchas marrones con huellas oscuras, la gravedad específica de este ejemplo fué de 0.507 o una densidad de 31.6 libras por pie cúbico.

La densidad relativamente alta de esta madera hace posible obtener un mayor rendimiento de pulpa para un volumen dado de digestor.

Licor de cocimiento.- El licor de cocimiento fué hecho por disolución de hidróxido de sodio (más o menos de 95 % de pureza) y sulfuro de sodio (de cerca de 60 % de pureza), o sea productos de grado comercial, en agua de caño en la proporción de 2.39 a 1 por peso respectivamente. Esto dio una sulfidez basada sobre álcali activo (soda cáustica y sulfuro de sodio) de 30 %. La concentración de los productos químicos en el licor blanco de stock fué aproximadamente de 120 gramos por litro. Este licor fuerte fué diluído con agua de caño a la concentración deseada para cualquier cocimiento particular.

PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL.- La madera sana fué convertida en astillas; estas fueron clasificadas en un clasificador horizontal para obtener nominalmente astillas de $5/8$ de pulgada en la dirección de la fibra. Después las astillas fueron clasificadas a mano sobre una tela metálica (de $1/4$ ") para remover nudos, astillas demasiado grandes y material fino; las astillas fueron mezcladas y almacenadas en tanques a prueba de humedad. El contenido de humedad de las astillas fue determinado antes de cada cocimiento. En 10 cocimientos que fueron hechos, la relación de productos químicos a madera fué la variable principal, los cocimientos al sulfato fueron hechos por duplicado con 17.5, 20 y 22.5 % de productos químicos y los cocimientos semiquímicos al sulfato fueron hechos con 10, 12.5 y 15 % y el cocimiento a la soda con 25 %.

Los cocimientos fueron hechos en autoclaves esféricos rotativos de 3.7 galones de capacidad provistos de chaqueta de vapor para calentamiento indirecto. Se empleó un incremento uniforme de temperatura en 1.5 horas desde 25°C a 170°C , siendo el período de cocimiento a 170°C de 1.5 horas. Al finalizar el período de cocimiento fué suprimida la entrada de vapor y el autoclave fué enfriado rápidamente por medio de agua fría que se hizo circular a través de la chaqueta de vapor. Las astillas cocinadas fueron vaciadas en cajones con fondo de tela metálica y lavadas para remover el licor gastado que contenían superficialmente.

Las astillas cocinadas al sulfato y a la soda fueron disueltas por rápida agitación en un pequeño agitador (small vat). Las pulpas fueron en seguida enteramente lavadas en cajones para remover los licores gastados remanentes y después clasificadas a través de un clasificador de diafragma (la plancha con aberturas de 0.012 de pulgada). Las astillas parcialmente cocinadas de los cocimientos semiquímicos, fueron fibrarizadas en un pequeño molino de discos (Bauer mill .) y la pulpa resultante fué lavada.

Para la determinación del rendimiento, las pulpas fueron prensadas a más o menos un contenido de 33 % de pulpa; después, fueron pasadas a través de un desintegrador y así desintegradas, fueron pesadas, tomando de allí ejemplos para determinar el contenido de la humedad. Las pulpas al sulfato que fueron hechas por duplicado, fueron mezcladas (las correspondientes) y de allí se tomaron ejemplos para las pruebas físicas y químicas. Todas las pulpas fueron almacenadas en recipientes a prueba de humedad ^{hasta} que fueron utilizadas posteriormente.

Los cálculos de los productos químicos y los rendimientos de las pulpas obtenidas, fueron basadas sobre el peso de las astillas libres de humedad; para calcular la concentración de los productos químicos y el volumen de los licores de cocimiento añadidos, se tuvo en cuenta el contenido de humedad de las astillas en cada caso y, por consiguiente, fué incluida esta agua.

Los consumos en blanqueo y resultados de los análisis químicos, fueron calculados sobre el peso de pulpa seca a estufa.

Las propiedades de resistencia de las pulpas fueron determinadas sobre hojas preparadas después de batir proporciones de 360 gramos (libre de humedad) de pulpa en 23 litros de agua a intervalos de 20 minutos en una holandesa standard de 1.5 libras provista de 5500 gramos de peso en el "bed plate".

Pruebas de blanqueo fueron hechas, sobre las pulpas al sulfato y a la soda, tratando porciones de 15 gramos libres de humedad por el método de una sola etapa con solución de hipoclorito de sodio de 25% (equivalente a 8.75% de cloro)

Los valores de brillantez, tanto de las pulpas sin blanquear como de las blanqueadas, fueron determinadas por un Reflectómetro Hunter, usando un filtro calibrado de vidrio azul de acuerdo con TAPPI (Asociación Técnica de las Industrias de Pulpa

y Papel) método T 271m-45; los resultados se encuentran en la tabla 1.

Los números de permanganato de las pulpas fueron determinados de acuerdo a TAPPI Método T 214m-42.

Los resultados obtenidos de los experimentos de la fabricación de pulpa, junto con las pruebas físicas, requerimientos de blanqueo y número de permanganato están en la tabla 1.

RESULTADOS

Rendimiento y Consumo de Productos Químicos.- De acuerdo a lo informado en la tabla 1, incrementándose la relación de productos químicos a madera entre los límites de 10 a 25%, resulta: (1) un decrecimiento ^{en el porcentaje} de productos químicos consumidos, (2) un gran decrecimiento en el rendimiento total de la pulpa, (3) un decrecimiento en "screenings" en el caso de los cocimiento al sulfato y (4) un marcado incremento en la delignificación.

Aunque las cantidades de productos químicos consumidos se incrementan como el porcentaje cargado aumenta, la eficiencia de consumo basada sobre los productos químicos cargados muestra claramente una razón constante de decrecimiento. Por ejemplo con 15% cargado (tabla 1, cocimiento 2095x) el 90.7% es consumido, mientras que con 22.5% (tabla 1 cocimientos 2089x, 2092x) solamente 79.2% es consumido. Como la cantidad de productos químicos cargado se incrementa desde 17.5 a 22.5% los rendimientos de las pulpas al sulfato clasificadas decrecen desde 48.1 a 45.7 y la cantidad de "screenings" decrece desde 0.7 a 0.4%. En cuanto a las pulpas semi-químicas, el rendimiento decrece desde 10 a 15%.

El rendimiento de la pulpa a la soda fué más bajo que el de las pulpas al sulfato. Esto es parcialmente debido al uso de una gran cantidad de productos químicos.

PROPIEDADES FISICAS DE LAS PULPAS (RESISTENCIA).-

Pulpas al Sulfato Semiquímicas.- De los diagramas de las características físicas versus los respectivos valores de freeness para cada

pulpa se obtuvieron, los siguientes resultados: un incremento en la relación de productos químicos a madera causó un incremento en Reventado (Bursting), en Rasgado (Tearing) y en Tensión (Tensile); la máxima resistencia al doblado (Folding Endurance) fué obtenida con la pulpa hecha con 12.5 %.

Los valores de freeness de las pulpas semiquímicas después de molidas en el molino y antes del proceso de batido fueron bajos en comparación con los obtenidos de las pulpas al sulfato (Kraft). Esto probablemente indica que en adición a la fibrarización, algo de "fibrillation" y cortado de las fibras ha ocurrido. Por ejemplo el cocimiento 2095x tuvo un freeness de 580 cc (Canadian Standard).

Pulpas al Sulfato.- Todas las pulpas al sulfato requirieron cortos períodos de tiempo de batido (62 a 71 minutos) para alcanzar su más bajo freeness (250 cc). Las resistencias al Reventado al Rasgado y a la Tensión, fueron encontradas aproximadamente iguales en las diferentes pulpas al sulfato. La resistencia al doblado decreció con el incremento de la relación de productos químicos a madera. No fueron encontradas apreciables variaciones en la densidad de las hojas de prueba de las diferentes pulpas.

Las pulpas de Congona al sulfato pueden compararse favorablemente con la mayor parte de las pulpas hechas de maderas duras que crecen en la parte norte de los E.E.U.U. (ver tabla 2)

Pulpa a la Soda.- La pulpa a la soda fué apreciablemente más débil que las pulpas al sulfato. Comparando la pulpa a la soda con la pulpa al sulfato, que tiene el mismo número de permanganato que ésta, se ve que la pulpa a la soda es 25 % más baja en resistencia al reventado, 75 % más baja en doblado y 5 % más baja en resistencia al rasgado.

REQUERIMIENTOS DE BLANQUEO Y NUMERO DE PERMANGANATO.- Un incremento en la cantidad de productos químicos causa un decrecimiento en el

número de permanganato y un incremento en la brillantez de la pulpa para la misma cantidad de cloro en el blanqueo. La pulpa a la soda dió los mismos resultados que la pulpa al sulfato con 17.5 % en número de permanganato y en brillantez de las pulpas blanqueadas.

Los valores en la tabla ¹ indican que las pulpas al sulfato y a la soda serían satisfactoriamente blanqueadas.

ANALISIS QUIMICOS DE LAS PULPAS.- Los análisis químicos de las pulpas fueron los siguientes:

Cocimiento N°	Holocelulosa Porcentaje	Celulosa Porcentaje	Lignina Porcentaje	Pentosanas Porcentaje
2087x, 2090x	----	----	----	15.6
2088x, 2091x	94.1	81.8	1.7	16.1
2089x, 2092x	95.1	82.9	1.2	15.8

Los contenidos de holocelulosa y alfacelulosa de las dos pulpas son similares. El bajo contenido de lignina confirma las pruebas de blanqueo, indicando que la pulpa es susceptible de ser blanqueada.

CONCLUSIONES.- Las pulpas al sulfato de Congona son iguales en sus propiedades físicas a la mayor parte de las pulpas comerciales de maderas duras que son hechas en los E.E.U.U. Estas especies parecen ser susceptibles de producir pulpas al sulfato blanqueadas.

Las pulpas semiquímicas al sulfato de Congona parece que encuentran la resistencia requerida para "corrugating board".

La Congona es fácilmente convertida en pulpa por el proceso soda, pero su rendimiento es bajo y es de baja resistencia en comparación con las pulpas al sulfato.

TABLA 2.- RENDIMIENTO Y RESISTENCIA DE PULPAS EXPERIMENTALES AL SULFATO Y A LA SODA SIN BLANQUEAR

Especies	'Densidad' '(peso li- 'bre de 'humedad 'y volu- 'men ver- 'de)	Rendimien- to de pul- pa clasi- ficada li- bre de hu- medad por 100 lb.de madera li- bre de hu- medad.	Valores de resistencia tomando la P.al sulfato de Spruce como 100%			
			'Resisten- 'cia al 'Reventa- 'do.	'Resist. 'al des- 'garra- 'miento.	'Doblado	'Resist. 'a la 'Tensión
	'Lb. por 'pie cu- 'bico	Lbs.	'Porcen- 'taje	'Porcen- 'taje	'Porcen- 'taje	'Porcen- 'taje

Pulpas al Sulfato (Tipo Kraft)

Spruce	24	50	100	100	100	100
Jack Pine	24	47	90	92	94	96
Quaking Aspen	22	54	65	65	30	87
Paper Birch	34	50	77	62	41	86
Yellow Birch	34	53	66	79	33	72
American Beech	34	49	53	69	9	51
Congona	37	48	54	75	41	48

Pulpas a la Soda

Quaking Aspen	22	46	42	61	6	53
Yellow Birch	34	47	52	93	13	59
American Beech	34	37	38	52	3	41
Congona	37	43	38	66	8	38

¹ En el rango de 550 a 600 cc (Freeness Schopper-Riegler)

A P E N D I C E S

EQUIPO Y MATERIALES DE CONSTRUCCION PARA UNA FABRICA DE PULPA AL SULFATO.-La madera que debe ser convertida en pulpa va a un descortezador de cobre con soportes de acero, en seguida pasa a un sistema de conductores donde es inspeccionada. La madera es astillada en los astilladores, los cuales tienen generalmente cuchillas de acero especial; en seguida las astillas son conducidas por medio de un conductor hacia un sistema de tamices hechos de planchas de acero perforadas; de allí son conducidas por medio de un conductor a donde van a ser almacenadas, que son depósitos de concreto, de madera o tolvas de acero o silos.

Las astillas son cargadas en el digestor donde serán cocinadas. Los digestores son hechos de acero.

Algunos digestores son revestidos con ladrillos; debido a la acción combinada de la erosión y de la corrosión del acero en la ~~perción~~ perción cónica del digestor, usándose también planchas de acero inoxidable ó de metal Monel. Las entradas y salidas de licor en los digestores; en la mayor parte de las fábricas, son de acero o de hierro. Muchas fábricas usan nipples y nozzles de acero inoxidable 18-8 u otros tipos de aceros inoxidables.

Válvulas de acero inoxidable tipo 317 han sido empleadas y han dado resultados satisfactorios; el metal Monel es también usado con cierta extensión para éste propósito. Acero inoxidable 317, metal Monel y acero al níquel son usados para la fabricación de válvulas de flujo.

Para revestir el digestor se usa acero inoxidable 18-8, acero extra pesado, y metal Monel; todos son reportados como satisfactorios.

Tubos para calentamiento indirecto para los digestores son hechos de acero, acero inoxidable 316, metal Monel.

El acero inoxidable ha presentado fallas en la superficie de los condensadores, usados para condensar el vapor de flujo de los digestores.

De los digestores el stock es enviado a los tanques de flujo; los cuales son hechos de acero ordinario o de hierro fundido; pero las partes cónicas y las planchas perforadas de estas unidades son de acero inoxidable 18-8 para prevenir la erosión y la corrosión.

La pulpa junto con el licor que sale de los tanques de flujo es tamizada en un knotter el cual es de acero, o de acero especial y sirve para remover los muros o los pedazos de madera que no se han concinado. En-seguida la pulpa va a un sistema de lavadores al vacío el cual tiene tamices de acero o de acero especial, para separar el licor gastado de la pulpa. El licor proveniente del sistema de lavado va a un tanque situado en la planta de recuperación. La pulpa es enseguida pasada a través desarenadores y tamices planos. En el caso de los tamices planos, son hechos de planchas de bronce; es una costumbre cromar estas planchas, pero algunas fábricas usan planchas niqueladas. El niquelado es preferible al cromado cuando se usa ácido clorhídrico para limpiarlas, puesto que el níquel es más resistente que el cromo, a los ácidos. Es reciente el uso de planchas delgadas de acero inoxidable para tamices planos.

El stock tamizado pasa a los deckers, donde es espesado. Los tamices de los deckers, son de bronce o de acero inoxidable. La pulpa espesa va al cajón de depósito; los cuales son de concreto o de acero siendo revestidos frecuentemente.

Enseguida la consistencia del stock es regulada y vá a las máquinas de pulpa, de donde sale en láminas que pasan a las prensas para ser embaladas y están listas para su embarque

En el sistema de recuperación de los productos químicos, de los licores gastados es donde las condiciones de

corrosión son mayores.

Para los tubos del primero y segundo efectos y algunas veces para el quinto se usa acero inoxidable tipo 304, el cual es satisfactorio. Algunas fábricas usan tubos cromados para el vapor en el quinto efecto; acero es satisfactorio para los otros efectos. Otras fábricas usan tubos de acero para todos los tubos de los diferentes efectos con resultado aceptable.

Las bombas usadas para transferir el licor entre las etapas son de acero inoxidable en su mayor parte, también se usan de acero al carbono.

En la planta de recaustización algunos materiales especiales son usados para la reconstrucción del equipo. Tanques de acero sin revestimiento son usados para el apagado de la cal en muchas fábricas, otras los prefieren revestidos de concreto o de ladrillos. La más reciente instalación consiste de tanques de acero y mecanismo de acero inoxidable. Los caustizadores de acero en las nuevas plantas, son tanques de acero con revestimiento de concreto o de ladrillos y mecanismo de acero inoxidable. En los filtros al vacío, el tambor es de hierro fundido y los tamices de acero inoxidable o de metal Monel. Las bombas centrífugas son de acero inoxidable.

TUBERIAS USADAS EN EL PROCESO DE PULPA AL SULFATO

El Comité de materiales de construcción de la división de Ingeniería de la Asociación Técnica de las Industrias de Pulpa y Papel, designó al Subcomité de Materiales para investigar el problema de la industria en conexión con la conducción de productos químicos, vapor, suspensiones de pulpa y otros fluidos, con el fin de hacer un estudio de la durabilidad de los materiales usados en las diferentes operaciones de la manufactura de pulpa al sulfato.

Para conseguir estos datos, el Subcomité envió un formulario con un flow-sheet del proceso; a las diferentes fábricas de pulpa al sulfato. Se obtuvieron datos de 18 fábricas. Los números encerrados dentro de un círculo (en el flow-sheet) indican las diferentes fases de la manufactura de pulpa al sulfato. Los resultados fueron como sigue:

1.-Circulación del Licor en el Digestor.- Hierro forjado y acero son los materiales usados en este servicio; siendo el acero el más común. El rango de vida fluctúa entre 3 y 15 años, durando la mayor parte de las instalaciones de 4 a 5 años (140 °F) . La baja temperatura del licor, comparada con el promedio (340 °F) indica larga vida para el material usado. Las escamas que se depositan en las tuberías no afectan aparentemente la vida de ellas. No hubo nada que indicara que la velocidad de flujo tuviera influencia particular sobre la duración de las tuberías.

2.-Del Difusor al Tanque de Vaciado (Dump Chest).- Stock Pardo.- Acero fué el unico material reportado, con un rango de vida de 2 a 10 años. No indicaron cuales eran los factores que determinan la duración de las tuberías en esta parte del proceso.

3.- Stock Lavado al Proceso.- Stock Pardo.- Acero es el material que predomina en esta parte del proceso, usándose también hierro forjado y una fábrica usando madera. El promedio de duración es de 10 a 15 años. La corrosión es un serio problema en esta parte.

4.- Del Depósito de Licor Débil de Lavado al Cajón de Depósito.- Licor Negro Débil.- El acero es el material más usado, usándose también hierro forjado. El promedio de vida es de 6 a 15 años; frecuentemente más de 10 años. La corrosión no es evidentemente un problema en esta parte del proceso.

5.- Del Depósito de Licor Concentrado al Evaporador.- Licor Negro Concentrado.- El acero es el material que más se usa y, en algunos casos, hierro forjado. El promedio de vida es de 5 a 15 años, registrándose un solo caso en que duró un año; parece que esto se debió a que se usó alta velocidad de flujo en una tubería de 3 pulgadas, produciéndose deterioración en las curvas. En otras plantas, la tubería usada para este servicio es de 4 pulgadas. La deposición de escamas, en esta parte del proceso, es rara.

6.- Vapor Condensado del Evaporador.- Agua contaminada con licor negro.- En esta parte se usan tuberías de acero de 3 pulgadas, con algunos casos usando hierro forjado de 1 y 1/2 a 6 pulgadas. El promedio de vida fué de uno a diez años y con ninguna conexión aparente entre las condiciones del servicio y la duración del material. Ocurren desperfectos en las uniones en las curvas y en general en diversos puntos. No fueron reportados depósitos de escamas.

7.- Evaporador.- Licor Negro Débil.- Se usan tuberías de acero de 2 a 12 pulgadas, solo una fábrica usó hierro forjado. Tiempo de duración de 1 y 1/2 a 6 años. Las fallas o desperfectos ocurren en áreas no determinadas. Deposición fué reportada en un solo caso, que fué el servicio de mayor duración.

8.- Evaporador.- Licor Negro Intermedio.- Acero es el material comúnmente usado, con solo dos casos usando hierro forjado y uno, acero al níquel (5 %). Las medidas más comunes son de 2 a 6 pulgadas, algunas usando tuberías que fluctúan entre 1 1/2 a 8 pulgadas. Promedio de vida de 1 a 6 años. Fallas son reportadas en las curvas, uniones, extremos y en diferentes puntos.

9.- Evaporador.- Licor Negro Concentrado.- El acero es el material más usado, solo dos reportaron hierro forjado. El promedio de vida es de 1 a 15 años, teniendo el hierro forjado menos vida que el acero. La corrosión es reportada con curvas y en uniones, pero generalmente es uniforme. Dos fábricas reportaron depósitos de escamas. La mayor vida fué la de una fábrica que usaba la más baja temperatura (118 °F) y la mas baja velocidad (50 a 150 galones por minuto) Otras condiciones de este servicio no parecen tener influencia sobre la duración.

10.- Concentrador .- Licor Negro Concentrado.- Tanto acero como hierro forjado son usados en este servicio, con una fábrica usando acero inoxidable 18-8. El promedio de vida es de 1 a 15 años, con una sola fábrica que reportó 3 meses.

Solamente una fábrica reportó deposición, con fallas posteriores en las uniones y en las roscas.

Una fábrica reportó la mayor duración, 15 años, para acero, teniendo la más baja velocidad de flujo y un porcentaje intermedio de sulfidez. Otros factores parecen no tener influencia directa.

11.- Licor Negro Concentrado Al Flash Pot.- Licor Negro.- El acero es el material más usado en este servicio, con algunos casos usando hierro forjado y un caso hierro fundido. El período de vida es excepcionalmente corto para hierro fundido: solamente 1/2 año; para el hierro forjado es de 7 meses a 7 años y para el acero de 1 a 3 años. Las fallas ocurren en las curvas, en las uniones en las roscas y en general en diversos puntos.

No se reportó deposición. No existe relación directa entre las condiciones del servicio y la duración del material empleado, con la excepción del hierro fundido que es usado a baja velocidad de flujo y temperatura.

12.- Del Flash Pot al Evaporador de Discos.- Licor Negro Pesado.-

El acero es el material mas comunmente usado, con unos pocos que reportaron hierro forjado uno que reportó hierro fundido.

El promedio de vida es de casi 10 años. Corrosión se presenta en los que usan acero y hierro forjado. Hierro fundido dió el menor tiempo de servicio en la única fábrica que reportó este material.

Fallas ocurren en las curvas en las roscas y en general en puntos diversos. La mayor duración del material correspondió a la más baja velocidad de flujo y a una temperatura por debajo de 200 °F; no reportaron deposición.

13.- Del Evaporador de Discos al Tanque de Mezcla.- Licor Negro Pesado.- El acero es el material más usado; sólo una fábrica reportó hierro forjado. Promedio de vida es de 3 a 25 años. Fallas se presentan en puntos diversos.

El más largo período de duración puede coincidir con las más baja densidad y temperatura.

14.- Del Tanque de Mezcla al Horno de Recuperación.- Licor Negro y Salt-cake.- El acero es el material más usado con algunas excepciones usando hierro forjado y una reportó acero inoxidable 18-8. Promedio de duración de 3 meses a 25 años, siendo el hierro forjado ligeramente más durable que el acero. La instalación de acero inoxidable era relativamente nueva.

Fallas ocurren en diferentes puntos. La mayor duración está relacionada con baja densidad y baja razón de flujo. Mientras que la menor duración puede resultar de una alta sulfidez y temperatura relativamente alta.

La deposición de escamas no tiene un efecto definido en relación con el período de duración de las tuberías en esta parte del proceso.

15.- Licor Débil de almacenaje al Tanque de disolución.- Licor Bla-
co Débil y Licor Verde.- El acero es el material más empleado. Dos

fábricas reportaron hierro forjado y una metal Monel. Promedio de duración de 6 meses a 15 años. Siendo el acero mejor que el hierro fundido.

Fallas ocurren en las uniones, curvas, en las roscas y en general en cualquier punto. El tiempo de duración más corto coincide con depósitos de escamas, alta densidad y temperatura. Licores de baja concentración no son tan corrosivos.

16.- Circulación en el Tanque de Disolución.- Licor Verde Crudo.- Acero es el material más usado; algunas fábricas reportaron hierro forjado, una hierro fundido y una tuberías de acero con revestimiento de cemento. El acero tiene un promedio de vida de más de 1 año a 10 años, el hierro forjado de 3 meses a 7 años, el hierro fundido de 6 meses y para el acero con revestimiento de cemento de un año. Los dos últimos son sobre la base de una instalación cada una. Ocurren fallas en cualquier punto: en uniones y en las roscas.

Deposición de escamas y otros factores no parecen tener influencia directa en lo referente a la duración del material, aunque puede deducirse que una baja temperatura, bajo contenido de sólidos, baja densidad y baja razón de flujo, dan una duración mayor.

17.- Del Tanque de Disolución al Depósito de licor verde.- Licor Verde crudo.- Acero y hierro forjado son los materiales más comúnmente usados, una fábrica usando hierro fundido y otra metal Monel.

El acero tiene mejor vida que el hierro forjado, siendo el metal Monel dos veces mejor que el hierro fundido. El período de duración del acero es de 1 a 10 años, el del hierro forjado de 2 a 7 años y para el del hierro fundido de 2 años. Pocas fallas ocurren en las uniones y en las roscas, la mayoría son en puntos diversos.

Depósitos de escamas ocurren cuando se emplea hierro forjado, pero parece que no tienen influencia directa sobre

el período de duración. La baja temperatura y densidad favorecen la duración del material empleado.

18.- Lavador de Sedimentos al Depósito de Licor Débil.- Licor Verde Débil.- Acero es el material que más se usa, uno reportó hierro forjado y otro metal Monel. El acero tiene un período de duración de 3 a 10 años; el hierro forjado de 6 a 7 años y el metal Monel 4 años y todavía en servicio.

Una falla ocurrió en las roscas. No fueron reportadas deposiciones. La baja sulfidez parece conducir a una mayor duración y los otros factores parecen no tener influencia directa.

19.- Licor Verde de Almacenaje al Clarificador.- Licor Verde Crudo.- Acero es el material más empleado, con dos casos usando hierro forjado y uno metal Monel. El acero es el de mayor duración desde 8 a 10 años, el hierro forjado de 2 a 7 años y un solo caso usando metal Monel con una duración de 4 años y todavía en servicio.

Ocurrieron fallas en un solo caso en las roscas; una vez en uniones y en general en puntos diversos. Alta razón de flujo, relativamente alta densidad, sulfidez y temperatura, parecen haber contribuido a una menor duración en una fábrica que usó acero. Alta sulfidez y temperatura, parece que tienen gran influencia en reducir el tiempo de duración de las instalaciones.

20.- Sedimentos del Clarificador al Lavador de Sedimentos.- Lodo.- El tiempo de duración del hierro forjado es mayor que el del acero y es de 6 a 20 años, mientras que para el acero es de 1 a 10 años.

Dos fallas ocurrieron en las curvas y una en las roscas. Baja razón de flujo, sulfidez y temperatura, dan una mayor vida al material empleado. Las deposiciones favorecen al hierro forjado, pero no reducen aparentemente la corrosión sobre el acero.

21.- Sedimentos del Lavador a Deshechos.- Lodo.- Acero es el material más usado, con un solo caso usando hierro forjado. El acero tiene mayor duración: de 1 a 15 años y el hierro forjado de 10 a 12.

Ocurrieron fallas en un solo caso en las roscas y una vez en las válvulas. Baja sulfidez y temperatura, evidentemente favorecen una mayor duración.

22.- Clarificador del Licor Verde al Caustizador.- Licor Verde Clarificado.- Acero es el material que más se emplea, hubo un solo caso de hierro forjado y uno de metal Monel. El promedio de vida del acero es de 6 meses a 15 años, el del hierro forjado de 2 a 3 años y el de metal Monel, todavía en uso, de 1 año.

Ocurren fallas en uniones y en general en cualquier punto. En los pocos casos que ocurrieron deposiciones, el período de duración del material fué menor que el promedio. Baja temperatura, sulfidez y densidad favorecen la duración de los materiales empleados.

23.- Caustizador al Clarificador de Licor Blanco.- Licor Blanco Cru-
do.- Acero es el material más usado, con dos casos usando hierro forjado, uno metal Monel, uno hierro fundido, uno tuberías de acero con revestimiento de cemento, uno acero al níquel al 5% y uno jebe. Las dos últimas son instalaciones nuevas por lo que no suministraron datos sobre período de duración. El promedio de vida para el acero fué de 3 meses a 10 años; el del hierro fundido de 6 meses a 1 año; el del acero al níquel 1 1/2 años.

Este servicio es relativamente corrosivo. Ocurren fallas en uniones, en las roscas, ángulos, soldaduras y en diversos puntos. Deposición de escamas es poco frecuente y parece que acorta el período de vida. Otros factores no tienen efecto definido.

24.- Clarificador de Licor Blanco al Depósito de Licor Blanco.- Licor Blanco Clarificado.- Acero es el material más comunmente usado en este servicio; también fueron reportados: hierro forjado, metal Monel, jebe y acero al níquel 5%. El promedio de vida del acero es de 1/2 a 10 años, el del hierro forjado de 1 a 15 años, el

del metal Monel de más de 7 años (todavía en servicio), el del acero al níquel de 1/2 año y no se obtuvo ningún dato en relación con el de jebe.

Ocurren fallas en las roscas, codos, uniones y en general en diversos puntos. El caso de hierro forjado, que ocurrieron deposiciones de escamas, fué el de mayor duración lo mismo ocurrió en el caso del acero.

Baja temperatura, por debajo de 200 °F , parece que tiene mayor efecto que otros factores en lo referente a una mayor duración del material empleado.

25.- Clarificador del Licor Blanco al Espesador.- Lodo.- Acero es el material más usado, con un solo caso usando hierro forjado y uno acero al níquel al 5% . Promedio de vida para el acero fué de 1 a 10 años, para el hierro forjado de 10 años y para el acero al níquel de 1 1/2 años (en servicio).

Ocurren fallas en uniones, codos, roscas y en general en diversos puntos. En los pocos casos que ocurrieron deposiciones, el período de duración de las tuberías, fué ligeramente mayor que el promedio. La temperatura favorece el tiempo de duración; los efectos de otros factores no son claramente definidos.

26.- Depósito de Licor Blanco al Calentador y Tangué de Medida.- Licor Blanco .- Acero es el material más comunmente usado, con algunos casos usando hierro forjado y metal Monel.

El promedio de vida para el acero fué de 2 a 10 años, para el hierro forjado de 5 a 15 años y para el metal Monel de más de 7 años.'

Ocurren fallas en los codos, uniones y en diferentes puntos. Deposiciones en tuberías de hierro forjado parece que favorecen la vida del material; sin embargo su efecto, en lo que se refiere al acero, no está claramente definido.

Baja temperatura y sulfidez favorecen una

mayor vida del material empleado. Los efectos de alto contenido de sólidos y densidad no parece que tienen influencia decisiva en cuanto a la duración del material.

27.- Filtro al Vacío.- Licor Blanco Débil.- Acero es el material más usado en este servicio, con algunos casos de hierro forjado y uno de metal Monel.

El promedio de vida para el acero es de 3 a 14 años, para el hierro forjado de 12 a 20 años y para el metal Monel de más de 4 años (todavía en servicio).

Fallas ocurren en el acero en las uniones y las fallas usuales para corrosión uniforme. Las deposiciones parece que favorecen el período de duración de las tuberías de hierro forjado. Baja temperatura y densidad traen como consecuencia una mayor duración, sin embargo, los efectos de la sulfidez no pueden ser definidos.

28.- Espesador de Barro Blanco a Depósito de Barro.- Lodo.- El acero es el material más empleado, con algunos casos de hierro forjado. El promedio de vida para el acero es de 3 a 15 años y para el hierro forjado de 4 a 20 años.

Ocurren fallas en uniones y en general en diversos puntos. Deposiciones fueron reportadas en dos casos, siendo acero el material usado, en los cuales el período de duración fué menor que el promedio. Mayor duración del acero fué reportada donde la razón de flujo fué mayor que el promedio; baja densidad y temperatura más alta que el promedio.

Mayor duración para el hierro forjado coincidió con la temperatura intermedia.

Otros factores no fueron suministrados.

29.- Depósito de Barro al Filtro ó al Deshecho.- Barro.- El acero es el material más comunmente usado, con algunos casos de hierro forjado y uno de metal Monel. El promedio de duración para el acero fué

de 1 y 1/2 a 15 años, para el hierro forjado de 2 a 20 años y para el metal Monel de 4 años (todavía en servicio).

Ocurren fallas en uniones, codos y en general en cualquier punto.

Las deposiciones que ocurren en las tuberías de acero coinciden con una menor duración del material. Baja temperatura y densidad favorecen la duración del material.

30.- Clasificador a Quatizador.- Lechada de Cal.- El acero es el material más usado para este servicio, con un solo caso usando jebe.

El promedio de vida del acero es de 1 a 10 años y el del jebe de 1 año.

Ocurren fallas en los codos, y en general en diversos puntos, probablemente debido a la corrosión uniforme.

Deposición fué reportada en un caso, donde se usó tuberías de acero, y fué esta la instalación de mayor vida. Baja sulfidez parece que favorece la duración del material. Los efectos de otros factores no son claramente definidos.

31.- Tángue de Medida al Digestor.- Licor Blanco.- El acero es el material más usado en este servicio, con algunos casos usando hierro forjado.

El promedio de duración del acero es de 1 a 10 años, y el del hierro forjado de 1 y 1/2 a 3 años.

Fallas ocurrieron en un solo caso en las uniones y en los demás casos es de presumir que las fallas se debieron a la corrosión uniforme.

Deposición fué reportada en un caso. La baja temperatura parece que favorece la duración del material usado. Baja razón de flujo tiende del mismo modo a favorecer el material, esto es en lo que se refiere al acero. Referente a otros materiales este factor no ha sido reportado.

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

The Manufacture of Pulp and Paper	"Joint Executive Committee"
The Chemistry of Pulp and Paper Making	E. Sutermeister
Modern Pulp and Paper Making	G.S. Witham
Chemical Engineer's Handbook	John H. Perry
Elements of Chemical Engineering	Badger and Mc Cabe
Evaporation	Webre and Robinson
Chemical Engineering Plant Design	Frank C. Vilbrandt
Pulp and Paper Manual of Canada	Año 1940
Pipe and Tube Materials Survey in Sulphate Pulp Process (Paper Trade Journal)	S.B. Jones
Equipment and Construction Materials for Sulphate Pulp (Chemical Engineering)	De Nov. 1948
Treatment of Surface Water Supplies for Pulp and Paper Mills (Paper Trade Journal)	R.R. Adams
Modern Reausticizing Plant Practice (Paper Trade Journal)	Roberts F. Clemens
Tappi Standards	Año 1947
Forest Products Laboratory Methods	