

PROCESO PARA LA MANUFACTURA  
DE PULPA DE CELULOSA A PARTIR DEL  
BAGAZO DE LA CAÑA DE AZUCAR

PROYECTO DE GRADO  
PRESENTADO POR:

  
CESAR MACHER B.

LIMA, ABRIL DE 1950.

## H I S T O R I A

En el más amplio sentido de la palabra, la industria de la celulosa constituye en la actualidad, una de las más antiguas e importantes del mundo.

En efecto, el uso de ciertas hojas (Papyrus) para escribir, se remonta a los confines de la Historia, aunque es verdad no con el nombre de celulosa.

El uso del algodón y el lino que son una forma relativamente pura de celulosa, se remonta a miles de años atrás. El mismo papel es conocido con anterioridad a la época de los árabes, quienes lo elaboraban en un principio con trapos; las sustancias sucedáneas a los trapos, intervienen recién en el siglo XIX.

Keller en 1845, obtiene una sustancia de madera desfibrada, digamos una celulosa sumamente impura. La pasta química de madera o celulosa se obtiene a partir de 1854, de diversas plantas, por ejemplo: Melier en 1854 obtiene una pasta química de la paja; Rouledge trata el esparto y obtiene celulosa en 1860. La madera la tratan: Houhton en 1857; Tilghman en 1863; Eckman en 1874; Mitscherlich y Ritter Kellner en 1880. La madera es tratada con diferentes sustancias químicas con el objeto de obtener una celulosa más pura, de mejores cualidades y una más económica obtención industrial.

Para fines del siglo XIX, se logran adelantos enormes, no solamente en el aspecto químico de la industria de pulpa y papel, sino también en el mecánico. Está demás decir que los productos de só-

lo tres industrias - madera, textiles y pulpa de celulosa para papel - constituyen un total difícilmente igualado por otras.

Además de estas industrias fundamentales en que se encuentra la celulosa más o menos pura, se ha desarrollado un notable grupo de industrias basadas en los efectos de varios productos químicos sobre la celulosa y, muchas de ellas, han alcanzado en el día respetable volumen.

---

#### ESTUDIO ECONOMICO PREVIO

La implantación de la industria de pasta de celulosa nos parece del todo oportuna, ya que el desarrollo industrial del Perú en estos últimos años, es de alto grado.

MATERIA PRIMA.- Como materia prima utilizaremos el bagazo de la caña de azúcar, o sea, el residuo de la molienda de la caña y está constituido en cerca de un 50% por fibra y el resto por agua y un poco de jugo que no puede ser extraído por los trapiches. Dicha fibra está constituida, en su mayor parte, por celulosa. Se da a continuación un análisis efectuado en la fábrica de la Hacienda Paramonga:

Celulosa	:	43 %
Lignina	:	19 %
Pentosanas )		
y      )	:	38 %
Exosanas )		

Como se ve, vamos a industrializar un residuo que a pesar de poderlo usar como combustible, más provecho se puede sacar al elaborar una pasta de celulosa, como veremos más adelante.

Su ubicación en la clasificación de las fibras usadas en la manufactura de pulpa y papel según F. C. Clark, es la siguiente:

- ( Fibras de semilla ( Algodón (Gossypium)
- ( ( Algodón de Ceiba (Bombacaceae)
- (
- ( ( Lino (Linum usitatissimum)
- ( Yute (Corchorus capsularis y
- ( olitorius)
- ( Maíz (Zea mais)
- ( Fibras de tallo ( Caña de Azúcar (Saccharum officinarum)
- (
- ( ( Bambú (Bambusa sp.)
- ( ( Cañamo (Crotalaria juncea)
- ( ( Paja (De varios cereales)
- ( ( Esparto (Lygeum spartum)
- (
- ( ( Cañamo de N. Zelanda (Phormium tenax)
- (
- ( ( Sisal (Agave rigida)
- ( Fibras de hoja ( Aloe (Fourcroya foetida)
- ( ( Hojas de piña (Ananas sativa)
- ( ( Palma (Palme)
- (
- ( Fibras de fruto ( Cocos (Cocos nucifera)
- (
- ( Gimnospermas o ( Alerce (Larix)
- ( Coníferas ( Abeto (Abies)
- ( ( Cedro (Chamaecyparis, etc.)
- ( ( Pino (Pinus)
- ( ( Ciprés (Taxodium)
- (
- ( ( Abedul (Betula)
- ( Angiospermas o ( Haya (Fagus)
- ( de hojas anchas ( Arce (Acer)
- ( ( Castaño (Castanea)
- ( ( Tilo Americano (Tilia)
- (

ABUNDANCIA DE LA MATERIA PRIMA.— En este estudio previo veamos la abundancia de esta materia prima: (Cifras sacadas del Boletín de la So-

ciudad Nacional Agraria).

Año	Caña molida (T.M.)
1943	3'517.911
1946	3'292.010

De una manera general no baja de tres millones de toneladas métricas la producción anual de caña de azúcar. Siendo los valles de Lambayeque y los de La Libertad donde se produce más del 80% de la caña de azúcar, siguiéndole en orden Pativilca.

CANTIDAD DE BAGAZO POSIBLE DE OBTENER.- Si consideramos un 30% de bagazo sobre la caña, tendríamos las siguientes cantidades aproximadas por defecto de bagazo por valles (Año 1946).

Z O N A	BAGAZO T.M.
Chicama y Laredo	491.600
Lambayeque	358.800
Pativilca	66.300
Nepeña	31.900
Tambo	22.900
Piura	8.500
Huaura y Sayán	7.400

Naturalmente este es un bagazo húmedo, tal como sale de los trapiches.

CAPACIDAD DE LA PLANTA

Siendo nuestro producto una pasta de celulosa semi-blanqueada, se puede usar en una serie de artículos de papel y cartón. Además, serviría para enriquecer las pulpas ordinarias con que se trabaja en la actualidad para hacer papel no fino.

Como se ve, nuestra pasta de celulosa la usarían las industrias ya establecidas y daría oportunidad para instalar otras nuevas.

Haciendo un estudio en el "Anuario del Comercio Exterior" correspondiente al año 1947, tenemos:

Total importado en el renglón papeles, cartones, pastas, etc.: con un valor de S/. 31'694.931.00, mientras que la producción nacional ha sido en 1945 de: 9'585.000 kilogramos, con un valor de ..... S/. 15'674.219.00, pasando 12.000 toneladas la producción de 1947.

Ahora bien, veamos las cifras de pastas y pulpas importadas al Perú en 1947, con el objeto de mejorar la calidad del papel que producimos (hacemos excepción de las pastas finas que usa por ejemplo, la Rayón y que tienen un contenido de 97% de alfa-celulosa).

Producto	Kilogramos	Soles Oro
Pulpa de madera u otra materia para fabricar papel y cartón y la viruta de papel	2'083.181	1'909.635
Pasta mecánica de madera	200.000	296.331
Pasta química sin blanquear	2'001.333	2'403.149

Como nuestro proyecto es producir una pasta no químicamente pura, hemos totalizado con este criterio una importación entre cartones y diversos productos hechos a base de cartón y papel, en: 811.847 kilogramos, con un valor de: S/. 1'088.856 (Año 1947), o sea, que nosotros con una producción anual de 7.200 toneladas de pasta de celulosa, contemplamos hasta cierto límite las necesidades del país, ya que la industria del papel y del cartón ha seguido una marcha ascendente desde 1943.

#### CANTIDAD DE BAGAZO A USAR

Como el rendimiento del bagazo no se ha determinado exactamente, hemos hecho consultas a diversos especialistas y hemos estimado en 45% el rendimiento de pulpa (fibra seca).

Como hemos dejado establecido al fijar nuestra capacidad, dicho rendimiento encuadra en la realidad, ya que nuestra pasta tendría además cierta proporción de hemicelulosa y pentosanas, etc. Este rendimiento, está claro, es sobre un bagazo ya preparado, o sea, picado

cernido y seco al aire. Estimamos en un 15% las pérdidas durante estas operaciones.

Cantidad de pulpa a fabricar	:	20 ton/24 horas
Rendimiento de pulpa (fibra seca)	:	45 %
Pérdidas en la preparación mecánica	:	15 %
Cantidad de bagazo a los digestores cada 24 horas	:	$\frac{20}{0.45} = 44.5$ toneladas
Cantidad total de bagazo que se necesita cada 24 horas	:	$\frac{44.5 \times 100}{85} = 53$ toneladas

FORMA DE MI PRODUCTO.- Nuestro producto sería una pulpa semi-blanqueada, en forma de hojas de 24" x 36", con una humedad del 8-10% (air-dry). Se expendería por resmas (500 hojas), con un peso de 460-430 lbs. por resma.

---

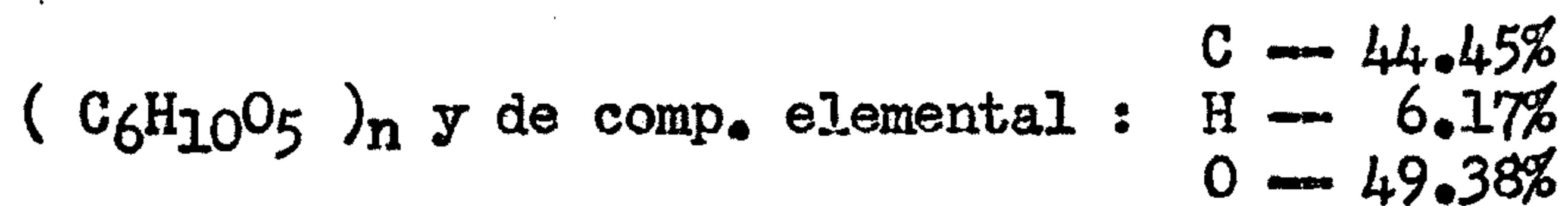
### ESTUDIO DE LA CELULOSA

#### DEFINICION Y CONSTITUCION QUIMICA.

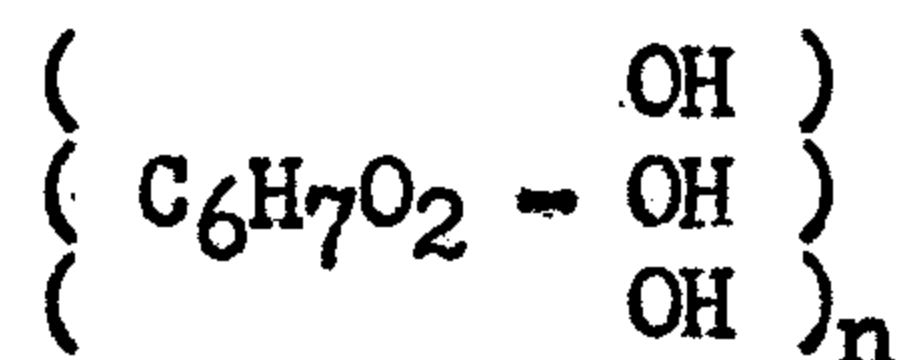
Por celulosa se entiende la materia constitutiva de las paredes que forman el armazón de las plantas. Es la parte no nitrogenada del esqueleto de las plantas, pero nunca está libre, sino combinada con resinas, grasas, aceites, materia colorantes, taninos, etc.

Químicamente la celulosa es un hidrato de carbono, de peso molecular elevado y cuya fórmula global se puede representar por:





o bien, si se reconoce la existencia de tres grupo de alcoholes por:



A pesar de los numerosos estudios realizados para determinar su estructura química, aún no se ha llegado a establecer de manera definitiva, estribando la principal dificultad en no encontrarse la celulosa químicamente pura; y tampoco se ha logrado un aislamiento o purificación absoluta de la especie química y hasta es posible que en las operaciones practicadas para la purificación se modifique la estructura de la celulosa.

De aquí la necesidad de partir de una celulosa tipo, que sirva de base a los estudios de su constitución y procurar explicar sobre ella las propiedades fisico-químicas que nos interesen. Puede admitirse el algodón blanqueado, o mejor aún, el papel de filtro seco.

Diferentes fórmulas de constitución han sido establecidas para expresar la de este complejo; sólo podemos asegurar que se trata de un polisacárido, cuyo alto grado de polimerización quizás no sea siempre el mismo en todas las celulosas naturales, puesto que el proceso bio-químico en la elaboración de los productos que integran los vegetales es de una complejidad extraordinaria; en el caso de los hidratos de carbono, se supone partir del aldehído metílico formado en la función clorofiliana y su condensación, produciendo azúcares cada vez de más elevado peso molecular, (glucosa, sacarosa, etc.), luego los hidratos

de carbono más elementales, (dextrina, almidón, etc.), para terminar en los más complejos (celulosa, lignina, etc.)

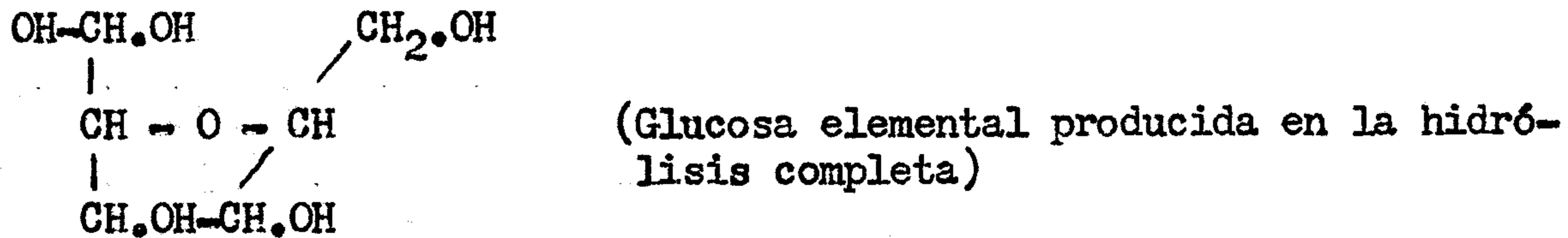
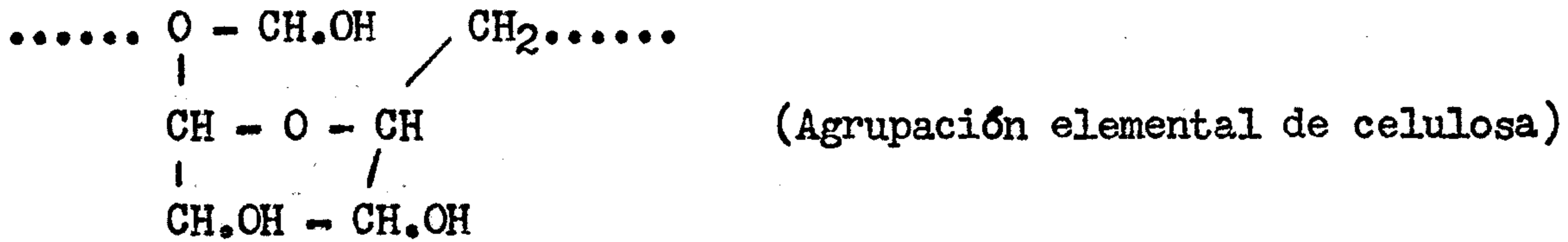
Y así, como de estas sucesivas condensaciones se pasa de los primeros compuestos a los últimos, es posible que mediante ciertos agentes químicos y en determinadas condiciones, se verifique la despolimerización de la celulosa, en cuerpos más sencillos como las denominadas hemicelulosas.

Admitido el tipo hipotético de la "celulosa pura", desprovista de toda otra materia, se han establecido diversas fórmulas de constitución, las que se pueden ver en cualquier tratado sobre la celulosa, industria del papel o fibras textiles. Para simplificar, adoptaremos según el Dr. Manuel Riquelme, la fórmula de GREEN que no es muy compleja:

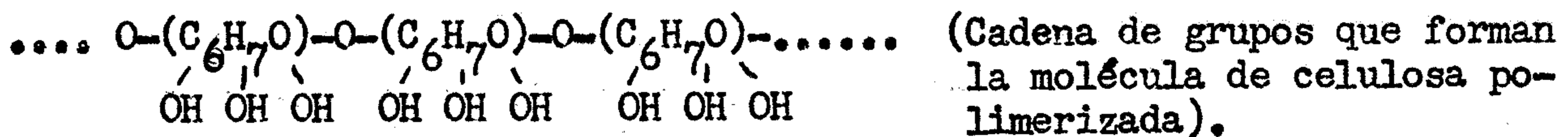
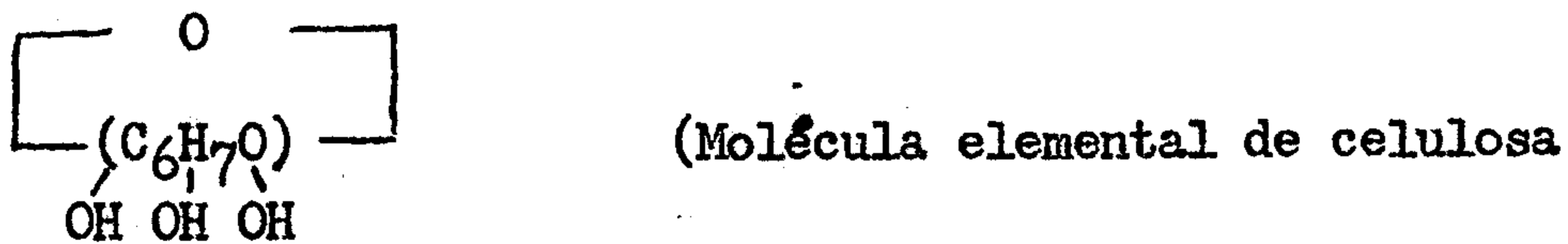


y se presta a explicar la mayor parte de las propiedades químicas de la celulosa, ya que nos interesa especialmente la existencia de los grupos alcohólicos y la unión por intermedio del oxígeno de las que denomina: "agrupaciones de celulosa elemental", cuya polimerización produce las celulosas naturales, con más o menos moléculas de agua, según se desprende del proceso inverso, o sea, del de despolimerización resultante de la hidrólisis de la celulosa mediante diversos agentes químicos.

En la celulosa polimerizada, la molécula elemental y la de glucosa, producto de la hidrólisis, se representarán:



Si se admite con P. Bary esta constitución de la celulosa elemental, queda establecida la de las celulosas naturales o polimerizadas por las cadenas de grupos, unidos entre sí por el oxígeno, así:



Esta hipótesis de polimerización y despolimerización de la celulosa conviene aceptarla para explicar una multitud de propiedades, derivadas de fenómenos físicos y químicos.

#### PROPIEDADES DE LA CELULOSA.-

Es una sustancia blanca al estado de mayor pureza, con la forma general y características de las fibras de la cual fué preparada.

La fibra individual es translúcida cuando se mira al microscopio, pero la masa de ella es opaca.

Según Richter la celulosa pura tiene una densidad de 1.583 y

Fleury le da un calor específico de 0,366 a la celulosa seca y de 0.41 para la que contiene 7% de agua.

El índice de refracción hallado por De Mosenthal es 1.53. Su constante dieléctrica es 7, el calor producido en la combustión es de 4208 calorías dando óxido de carbono y agua. Arde vivamente con llama luminosa y es mala conductora del calor y de la electricidad.

La celulosa absorbe la humedad de la atmósfera con la cual está en contacto y por consiguiente está clasificada como higroscópica. La cantidad de humedad absorvida no sólo depende del ambiente, sino de la procedencia de la celulosa y del tratamiento que ha recibido al purificarla, esta cantidad de humedad varía del 6 % al 20 %.

De aquí que es obvio y esencial que para las transacciones comerciales, la celulosa tenga una cantidad fija y standard de humedad; así por ejemplo, para la industria del papel es práctica universal que la pulpa de madera seca tenga 10 % de humedad.

La absorción del agua por la celulosa produce cambios de las propiedades de ésta, por realizarse un hinchamiento que es punto inicial de su despolimerización, es decir, su desdoblamiento en cadenas glucósicas por ruptura de las cadenas, originando una hidrólisis favorecida por la presencia en el agua de sustancias (ácidos, bases, sales), que aumentan el hinchamiento y, por lo tanto, la hidrólisis que transforma la celulosa, comportándose ésta como una materia coloide "gel", propiedad que no debemos olvidar en las operaciones de blanqueo. La alteración de las fibras por el agua hasta unos 100°C no es extremadamen-

te sensible, pero aumenta al elevar la temperatura. El vapor de agua y la presión elevada también pueden disminuir la resistencia de las fibras celulósicas.

#### SOLUBILIDAD.-

Con ningún líquido se forma una verdadera solución de celulosa, pero en ciertas soluciones salinas se puede producir una dispersión coloidal. Sin embargo unos cambios van más allá de una mera dispersión, puesto que la celulosa recuperada en estos casos es más hidratada que la original, aunque la naturaleza del fenómeno no sea conocida. Un buen disolvente de la celulosa es el óxido cúprico amoniacal (Reactivo de Schweitzer). El exacto mecanismo de la acción disolvente es dudoso; unos creen que es un estricto proceso químico, mientras que otros suponen que se trata de un caso de absorción. La celulosa se disuelve también en una solución caliente al 40% de cloruro de zinc acuoso y en una solución fría al 33% de cloruro de zinc en ácido hidroclicórico, etc.

#### ACCION DE LOS ALCALIS.-

Diluidos en frío y fuera de la acción del aire, alteran poco la celulosa, pero ayudan a la despolimerización, a su hidrólisis e hinchamiento, tanto, que aumentan a medida que crece la concentración de la solución alcalina, hasta cambiar las propiedades de la celulosa por su transformación en alcalicelulosa y luego en hidrocelulosa. (Algunos autores denominan hidrocelulosa a la transformación sufrida por la celulosa bajo la acción de los ácidos e hidracelulosa por la de los álcalis).

La acción de las lejías en presencia del aire, como la de los oxidantes, transforma la celulosa en oxixelulosa.

#### ACCION DE LOS ACIDOS.-

Es muy variada, pues depende del ácido que se emplee, de su concentración y de la temperatura a que se opera. Los muy diluidos producen, en general, sobre la celulosa un mayor hinchamiento, despolimerización e hidrólisis, transformándola en hidroxixelulosa; esto es, una acción mercerizante parecido a la de los álcalis, demostrándose la despolimerización por reducir el licor de Fehling. Cuando la concentración del ácido aumenta, se acentúa este hinchamiento y la ruptura de los grupos elementales de celulosa, siendo ésta debilitada hasta disgregarse por completo, por formarse primeramente ésteres, los cuales se disuelven.

Los ácidos minerales tienen una acción más intensa que los orgánicos, dependiendo esta propiedad del ph de cada uno. Así el  $H_2SO_4$  produce hinchamiento, forma ésteres y deja un residuo carbonoso.

El HCl ejerce una acción análoga. El  $HNO_3$  puede oxidar, produciendo una acción mercerizante, convirtiendo la celulosa en oxixelulosa o bien formar ésteres (nitroxixelulosas), derivados mono, bi, tri ó tetranitrados de gran importancia en la fabricación de explosivos. El ácido acético produce el acetato de celulosa.

#### ACCION DE LAS SALES.-

En disolución ejercen en general sobre la celulosa una acción despolimerizante; esto es, la absorción e hinchazón, con la consiguien-

te hidrólisis, llegando en algunos casos a una mezcla, más o menos homogénea, que constituye un sistema coloidal mal llamado disolución. Por ejemplo, las soluciones de cloruro de zinc, el licor de Schweitzer, etc.

Las sales ácidas pueden, al desdoblarse por hidrólisis en sus soluciones, ejercer sobre la celulosa una acción análoga a la de los ácidos, aún cuando más débilmente.

Las básicas son fácilmente absorbidas y el hidróxido metálico que se origina es apto para combinarse con algunas materias colorantes.

#### ACCION DE OXIDANTES Y REDUCTORES.

Los primeros transforman la celulosa en oxixelulosa. Por ejemplo, el oxígeno en presencia de los álcalis, el ozono, los hipocloritos alcalinos, etc., pero no todas las oxixelulosas tienen igual constitución ni poseen las mismas propiedades; difieren según procedan de los oxidantes propiamente dichos o del ácido nítrico o de los álcalis. Esto quiere decir que, en cada caso, se modifica parte o toda la celulosa, constituyendo mezclas de ésta y de oxixelulosa, que sean solubles o insolubles en el agua o en disoluciones alcalinas.

#### HIDROCELULOSA Y ALCALICELULOSA.

Ya hemos indicado que la acción de los ácidos diluidos o de las sales sobre la celulosa, la vuelven soluble o hinchable, por transformarse en hidrocélulosa y que los álcalis la convierten en un producto sensiblemente igual o análogo, que algunos denominan hidracélulosa. Parece que ésta es un producto de menos despolimerización que aquella. En el tratamiento de la celulosa con una solución de hidróxido de sodio

de por lo menos 16% de concentración, la celulosa se combina con el hidróxido de sodio en la proporción de dos  $C_6H_{10}O_5$  a un NaOH.

OXICELULOSAS.

En general todos los oxidantes actúan sobre la celulosa convirtiéndola en oxixelulosa, como ya se indicó. Lo que ocurre es que el grado de oxidación es distinto en cada caso y se obtienen mezclas diversas de celulosa y óxixelulosa, o lo que es lo mismo, grados diferentes de despolimerización y -de aquí, el cambio de propiedades.

Debido a esto, Nastjukoff las clasificó en:  $\alpha$ ,  $\beta$ ,  $\gamma$

La variedad  $\alpha$  se considera como la celulosa más pura; las  $\beta$  y  $\gamma$  se denominan hemicelulosas, como productos de despolimerización de la celulosa. Es decir, si se trata la celulosa con hidróxido de sodio, la masa principal que ha quedado insoluble es designada como  $\alpha$  celulosa; la porción disuelta se divide en dos partes, una que puede ser reprecipitada por los ácidos y se designa como  $\beta$  celulosa; y lo que permanece disuelto después de la adición del ácido como  $\gamma$  celulosa.

---



OBTENCION INDUSTRIAL DE LA CELULOSA.

Los siguientes son los métodos industriales para obtener la celulosa:

- a.) Método mecánico.
- b.) Método alcalino a la soda.
- c.) Método alcalino al sulfato, llamado también Kraft.
- d.) Método ácido al sulfito.

Sobre el método mecánico no vamos a tratar porque nuestro objeto es producir una pasta química de celulosa.

METODO ALCALINO A LA SODA.— La materia prima ya preparada se somete en digestores a una cocción con lejía de soda hasta con 20% de álcali cáustico, en cantidad doble que el volumen de materia prima; la soda cáustica tiene una acción disolvente sobre las sustancias no fibrosas, dejando a la celulosa libre de las materias incrustantes. Se cuece con vapor directo, calentando rápidamente a 170 grados, temperatura correspondiente a la presión de 8 á 10 atmósferas, durante más o menos 3 - 4 horas; se expulsa con aire la mezcla de grasaresina que se ha separado en forma de vapor, después de haber disminuído un poco la presión interior e interrumpido la llegada del vapor, la papilla de celulosa se lava con agua para librarla del licor negro retenido. La masa fibrosa que todavía contiene grumos y porciones sin disgregar, se lleva a las "Holandesas" y después de un adecuado "Freeness" y previo un blanqueo, pasa por un cilindro horizontal cribado a la máquina de hacer las hojas.

El proceso a la soda fué desarrollado por Watt y Burgess, en Inglaterra, en 1853-54.

METODO ALCALINO AL SULFATO, LLAMADO TAMBIEN KRAFT.- Es una variedad del método a la soda, puesto que no se trabaja con lejía de soda sola, sino con una mezcla de soda cáustica y sulfuro de sodio. El rendimiento es mejor y al mismo tiempo se obtiene una celulosa de fibra más larga y suave que por el método a la soda; sin embargo, a este rendimiento se opone el grave inconveniente de que durante todo el proceso y especialmente durante la regeneración de las lejías, se producen olores muy repugnantes, debido a los mercaptanes que se forman al reaccionar el sulfuro de sodio con la lignina.

El método al sulfato fué desarrollado por Dahl en Dantzig, en 1879.

METODO ACIDO AL SULFITO.- Como materia prima para el método de Mitscherlich (1880), o al sulfito, sirven las maderas pobres en resinas y las llamadas lejías sulfiticas que se producen haciendo actuar el anhídrido sulfuroso sobre fragmentos de piedra de cal en torres de reacción y regados con una lluvia de agua, o sobre una lechada de cal. Las lejías sulfiticas que se emplean en cantidad igual al volumen de la madera, o con un exceso de un 20% según Mitscherlich o Ritterkellner respectivamente han de contener 3 ó 5% de anhídrido sulfuroso respectivamente, del cual el 1.2 ó 1.7% ha de estar libre y el resto, combinado con la cal; se opera con vapor a presión, directo (Ritterkellner) o indirecto (Mitscherlich), a la temperatura de 115 - 130° durante 24 - 48 horas, de modo que se origine una presión de 4 - 6 atmósferas o de

2.5 - 4 atmósferas respectivamente. Durante la cocción se insufla aire de vez en cuando y una vez terminado el proceso, se expulsan por completo los vapores formados, muy ricos en anhídrido sulfuroso, para dirigirlos, según los métodos más modernos a leñas frescas, las cuales absorben la totalidad de dicho gas. De este método se recupera el 50% del azufre empleado y el resto queda en forma de leñas sulfíticas.

Además, podemos citar el método al bisulfito de Ca. o Mg.; empleando este último, se puede recuperar el magnesio, lo que no es posible con el de calcio.

---

LOCACION DE LA PLANTA

Como nuestra industria es derivada, pues utiliza el bagazo de la caña de azúcar que es un residuo, la fábrica debe estar formando un núcleo con algún ingenio azucarero. El siguiente estudio confirma plenamente dicha situación, y para la ubicación de ella, tomaré los factores que se exponen a continuación:

- a).- Materia prima.
- b).- Mercado.
- c).- Transporte.
- d).- Energía.
- e).- Mano de obra.
- f).- Interrelación con otras industrias.
  - 1.- Area requerida.
  - 2.- Municipalidad.
  - 3.- Sindicatos.
- g).- Otros requisitos
  - 4.- Condiciones naturales.
  - 5.- Servicios públicos.
  - 6.- Condiciones de población.
  - 7.- Eliminación de residuos.

MATERIA PRIMA.- Las principales zonas productoras de caña de azúcar por razón de volumen, fueron para el año 1946, las siguientes:

la nueva fábrica en Cayaltí. Cuenta también el Valle de Chicama con buenas carreteras secundarias y la Pan-americana que lo atraviesa, además posee puertos de embarque como Salaverry y Puerto Chicama.

TRANSPORTE.- Dada la posición inmejorable de los ingenios con respecto a la carretera Pan-americana y a sus respectivos puertos de embarque, tenemos asegurada la movilización de nuestro producto. Existe para dichos puertos un servicio de cabotaje y tenemos varias empresas de transporte tanto de camiones como de omnibus. Teniendo estas zonas buenas vías de comunicación el factor predominante es el costo de transporte y haciendo un análisis comparativo de los fletes nuestra zona escogida sería el Valle de Chicama.

ENERGIA.- En este factor contemplaremos:

- a).- Suministro de combustible.
- b).- Fuerza eléctrica.
- c).- Suministro de agua.

Estos elementos tan necesarios se encuentran con facilidad en todo ingenio azucarero, y si se trata de instalar nuevas fuentes de energía el costo sería más o menos similar en cualquier zona de nuestro estudio.

MANO DE OBRA.- Los ingenios de azúcar no solo dan ocupación a gran número de personas, sino que requiere una clase de trabajo superior. Así, la industria del azúcar prepara a un gran número de artesanos y obreros especializados que servirían de núcleo para nuestra planta. Un factor importante son los jornales, en las Haciendas éstos son bajos relativamente, porque así lo permite el menor costo de la vida, debido sobre todo a una alimentación más barata. Por razón del mayor

número de obreros y población, ya que los jornales son similares, escogeríamos el Valle Chicama.-

INTERRELACION CON OTRAS INDUSTRIAS.- En principio una planta que produce pulpa o papel a partir del bagazo de la caña de azúcar, necesariamente debe estar junto a un ingenio azucarero, ya que así se puede utilizar todas las ventajas que ofrece una fábrica ya instalada de esta índole, tales como: materia prima, vapor, mano de obra, disposición de residuos, etc., etc.-

OTROS REQUISITOS.- De una manera general, podemos decir que todos estos factores son más o menos similares en nuestras zonas de estudio.

- 1.) Es fácil conseguir terreno en una Hacienda y completamente barato (S/. 1.00) el metro cuadrado, ya que el valor de la tierra en el campo es menor que en la ciudad.
- 2.) Las ordenanzas municipales son similares y no tan rigurosas como en una ciudad.
- 3.) El sindicalismo no es un factor muy poderoso en el Perú.
- 4.) Ya que se trata de la costa norte del Perú, las condiciones de clima, topografía, etc., son similares.
- 5.) Los ingenios de estas zonas tienen similares adelantos públicos, tales como: calles, luz, teléfono, agua, desagüe, etc.
- 6.) Las condiciones de la población son también iguales, ya que poseen todas: mercado, tiendas, Iglesias, Escuelas, Hospital, centros de recreo y condiciones sanitarias similares.
- 7.) La eliminación de los residuos no constituye un problema, a pesar de la soda que tenga el licor negro, pues éste se eliminaría por

las mismas acequias que tienen los ingenios para eliminar la cachaza.

CONCLUSION.- Como resultado de las condiciones anteriores, opinamos que la planta de pulpa se instale junto a un ingenio del Valle Chica-  
ma.

---

### METODO ESCOGIDO

Las razones por las que hemos escogido el método a la soda, son las siguientes:

- 1.- Simplicidad del método de trabajo y del equipo.
- 2.- Proceso muy adecuado para tratar fibras que reúnen características como las del bagazo de la caña de azúcar, que tiene un alto contenido de gomas, resinas y lignina.
- 3.- Falta absoluta de malos olores, como los que se presentan por ejemplo, en las plantas al sulfato debido a los mercaptanes que se forman en ellas.

---

### CONDICIONES DE INSTALACION

Al proyectar nuestra planta, consideramos dos condiciones para su instalación.

- a.) La no recuperación de la soda del licor negro.
- b.) La obtención del bagazo a pesar de que los ingenios lo utilizan como combustible.

Explicamos a continuación nuestro punto de vista:

Condición "a".- Siendo el costo de la soda relativamente alto, se debe pensar en instalar una planta de recuperación, ya que el licor negro contiene prácticamente toda la soda ( $\pm 98\%$ ) que se emplea en el cocimiento. Además se puede trabajar con una eficiencia del 90 - 95% en una planta de recuperación. Otro aspecto favorable a la instalación



sería la energía que podemos obtener, ésta se calcula en más o menos 10.000 libras de vapor por tonelada de pulpa. Por otro lado, sabemos que es económica la recuperación cuando la producción diaria no baja de 40 - 50 toneladas de pulpa. Como nuestra producción es baja, sólo 20 toneladas al día, no se justifica la instalación de la planta de recuperación. Sin embargo, al seleccionar y distribuir el equipo consideramos la posibilidad de su instalación, teniendo en mente futuras expansiones.

Condición "b". - Sabemos que el poder calorífico del bagazo seco es de 8360 B.T.U. por libra, pero como no lo usan completamente seco, (40% de humedad más o menos), el poder calorífico baja a 4000 B.T.U. por libra. Ahora bien, el del petróleo es de 18.000 - 22.000 B.T.U. prácticamente 5 veces mayor que el del bagazo, luego el precio del bagazo será, considerando a S/. 120.00 la tonelada métrica de petróleo: .....

$120 : 5 = 30$  soles, de donde se deduce que es más económico y de mayor rendimiento el uso del petróleo, en lugar de emplear el bagazo como combustible.

---

PROCESO Y EQUIPO A USARSE

Por las razones anteriormente expuestas hemos escogido el proceso a la soda (ver flow-sheet):

PREPARACION MECANICA DEL BAGAZO.- Es de gran importancia el corte, el desfibrado y la separación del bagacillo y demás sustancias inorgánicas con que sale el bagazo de los trapiches, para poder obtener una mejor pulpa.

Experiencias hechas por Cable, Mc Kee y Simmons dan a saber que lo más importante es la uniformidad en el tamaño. En lo que respecta a la madera, las astillas deben tener  $3/8$  á  $7/8$  de pulgada, en el proceso a la soda. También hicieron experiencias con astillas de más de una pulgada y no hallaron diferencia en la pulpa.

Nosotros usaremos un molino N° 20 DD Dixie Double Drive Hammer Mill, con capacidad para pasar hasta 10.000 libras de bagazo por hora o sean unas 100 toneladas en 24 horas y con un tamaño de 1.5 pulgadas. Estos molinos tienen una potencia de 30 HP para el rotor y 15 HP para la salida, usan corriente de 220 V. y 60 ciclos.

Es necesario fijar la capacidad del molino en casi el doble de nuestras necesidades, porque se debe formar un stock que vaya secándose lo más posible y los azúcares residuales se desdoblen por fermentación. Además, el almacenamiento del bagazo puede efectuarse sin que perjudique su condición para la futura industrialización del mismo.

Para hacer la separación del bagacillo usaremos Trommels, debido a la poca densidad del bagazo y serán de palastro y de malla 10 (huecos de  $1/16$  de pulgada).

Sabiendo que la capacidad de un Trommel es igual a 0.5 toneladas por 24 horas por pie cuadrado y por milímetro de apertura, necesitamos:  $\frac{100}{0.5} = 200$  pies cuadrados de superficie. Tendríamos 2 Trommels de 4 pies de diámetro por 8 pies de longitud cada uno. Luego necesitaremos una prensa para hacer fardos con un peso de 50 kg. c/u.

### DIGESTION

En el proceso a la soda, la fibra es tratada más fuertemente, los rendimientos son bajos, pero la pulpa es más fácilmente blanqueada.

La naturaleza de la reacción en el digestor es esencialmente una hidrólisis de la lignina y carbohidratos, resultando sales solubles en agua o en exceso de álcali. Las grasas y las resinas son saponificadas y disueltas o llevadas en suspensión en el licor.

La completa utilización de la soda durante la digestión no puede ser obtenida, así lo ha demostrado Klason en trabajos de investigación. También hay que tener en cuenta otra reacción del álcali, esta es la reprecipitación de las sustancias orgánicas sobre la fibra formándose una película protectora, que hay que evitarla poniendo un exceso de álcali; el licor negro debe contener un exceso de NaOH libre.

ACCION DEL AZUFRE. De una manera general el azufre disuelto en el licor de soda aunque en pequeñas cantidades, mejora la calidad de la fibra hasta cierto límite e incrementa el rendimiento, es decir, amortigua la acción drástica de la soda sobre la fibra.

COCIMIENTO.— En el licor de cocimiento el porcentaje de cáustico no es tan importante como la razón en peso del álcali a la fibra.

Tomaremos 12 - 14% de soda sobre el peso de la fibra y adicionaremos en el digestor 1 - 2% de flor de azufre en peso de la fibra. Como la clase de digestores que vamos a usar son rotatorios y esféricos, va a haber más contacto de la soda con el bagazo y la proporción de líquido a sólido para esta clase de digestores es de 3 : 1. Nuestro tiempo de cocción lo estimamos en 2 - 4 horas.

Sin tener en cuenta otros gases, tratamos además de quitar todo el aire; a una presión determinada del vapor saturado correspondiente a una temperatura dada; este factor temperatura es importante. Christiansen así lo ha demostrado. En efecto, para iguales cargas obtuvo los siguientes rendimientos y consumos:

320° F	Rendimiento de fibra	: 48 %
	Consumo de álcali	: 54 %
350° F	Rendimiento de fibra	: 44.6 %
	Consumo de álcali	: 72.3 %

o sea, que a la más baja temperatura se obtiene los mayores rendimientos, aunque no es posible trabajar a temperaturas más bajas de 320° F y obtener una fibra libre.

A 320° F con una carga excesiva de álcali, se puede obtener un excelente rendimiento en un tiempo razonable, pero no debe ser razón el usar demasiado álcali para obtener un óptimo rendimiento, menos en nuestro caso, sabiendo que el costo de la soda es alto. Además, un fuerte exceso en el uso del álcali y un tiempo largo de cocimiento pro-

duce un hidrato de celulosa, sustancia gelatinosa que comienza a formarse sobre la fibra. Vamos a operar con presiones de 80-125 libras por pulgada cuadrada como máximo y que corresponden a temperaturas de 324° F - 353° F. Usaremos vapor directo; al llegar la presión a unas 40 - 50 libras/pulg.<sup>2</sup>, se deja escapar el aire porque el oxígeno en presencia del álcali puede oxidar la celulosa.

Para el control del cocimiento necesitamos un diagrama de temperaturas versus horas del tipo "recording". Para la presión usaremos otro.

Como rutina del trabajo, necesitamos efectuar análisis químicos del cocimiento por el método del permanganato, hacer los reajustes necesarios para obtener el mejor grado de cocimiento y ver el monto del blanqueante requerido.

---

CALCULO DEL VAPOR DE DIGESTION.

Vamos a usar digestores esféricos standard, rotatorios de 14 pies de diámetro. Estos tienen una capacidad para tratar 5 toneladas de bagazo por cocimiento, representándonos esto más o menos el 66% del espacio útil.

Ahora bien, nuestro consumo de bagazo cada 24 horas será de 44.5 toneladas y el número de cocimientos será de:

$$\frac{44.5}{5} = 9 \text{ cocimientos cada 24 horas.}$$

Como cada cocimiento, vaciado y llenado dura aproximadamente 4 horas, necesitaremos 2 digestores de dicha capacidad.

Los digestores tendrán las siguientes características:

Diámetro = 14 pies = 4.2 metros

Capacidad = 1,436 pies cúbicos

Espesor de las planchas = 1.1/4 pulgadas

Volumen de las planchas = 65 pies cúbicos

Espesor del aislamiento = 2 pulgadas

Volumen del aislamiento = 112 pies cúbicos

VAPOR DE DIGESTION.- Nuestra temperatura de digestión será la que corresponda a 110 libras/"<sup>2</sup> ó sean 344° F y la temperatura mínima entre cocimientos no será menor de 120° F.

PESO DE LAS PLANCHAS.-

$$65 \times 62.4 \times 7.8 = 31.630 \text{ libras}$$

Dándole un exceso del 5% por remaches, etc., tenemos:

././.

$$31.630 \times 1.05 = 33.250 \text{ libras}$$

B. T. U. ABSORBIDOS POR LAS PLANCHAS.-

$$33.250 \times 0.117 ( 344 - 120 ) = 872.000 \text{ B. T. U.}$$

PESO DEL AISLAMIENTO.- Considerando una densidad específica de 19 libras por pie cúbico, el peso será:

$$112 \times 19 = 2.130 \text{ libras}$$

B. T. U. ABSORBIDOS POR EL AISLAMIENTO.- Considerando un calor específico de 0.2 y una temperatura interna de 344° F y una externa de 100° F, la media será : 222° F. Luego tendremos:

$$2.130 \times 0.2 ( 222 - 120 ) = 43.500 \text{ B.T.U.}$$

MATERIA PRIMA EN EL DIGESTOR POR COCCIMIENTO.- Vamos a calcular el calor que toma el material y el licor de cocción.

Bagazo seco	: 5 toneladas	=	11.000 libras
Agua en el bagazo	: 30%	=	3.300 libras
Relación Agua/Bag.	: 3/1	=	29.700 libras
Soda	: 14%	=	1.540 libras
Azufre	: 1%	=	110 libras

B. T. U. TOMADOS POR:

BAGAZO.- Considerándole un calor específico de 0.34, tenemos:

$$11.000 \times 0.34 ( 344 - 100 ) = 912.560 \text{ B.T.U.}$$

AGUA EN EL BAGAZO.-

$$3.300 \times 1 ( 344 - 100 ) = 805.200 \text{ B.T.U.}$$

AGUA.-

$$29.700 \times 1 ( 344 - 100 ) = 7246.800 \text{ B.T.U.}$$

SODA.- Considerándole un calor específico de 0.91

$$1.540 \times 0.91 ( 344 - 100 ) = 341.942 \text{ B.T.U.}$$

AZUFRE.- Considerándole un calor específico de 0.4

$$110 \times 0.4 ( 344 - 100 ) = \underline{10.736 \text{ B.T.U.}}$$

$$\text{TOTAL UTILIZADO POR EL MATERIAL ..... } \underline{9'317.238 \text{ B.T.U.}}$$

Para un espesor de 2 pulgadas en el aislamiento consideramos una pérdida por radiación del 25 - 30% sobre el total de B.T.U. necesarios por el digestor y su aislamiento, o sea: 275.000 B.T.U.

El total de B.T.U. necesarios por cocimiento será:

Calor absorbido por las planchas	872.000	B.T.U.
Calor absorbido por el aislamiento	43.500	B.T.U.
Calor utilizado por el material	9'317.238	B.T.U.
Calor perdido por radiación	275.000	B.T.U.

$$\text{TOTAL POR COCIMIENTO ..... } \underline{10'507.738 \text{ B.T.U.}}$$

Como el calor latente de evaporación del vapor a 110 libras por pulgada cuadrada es de 872 B.T.U. por libra, necesitaríamos:

$$\frac{10'507.738}{872} = 12.050 \text{ libras de vapor por cocimiento.}$$

Ahora bien, son necesarias 2.225 toneladas de bagazo para producir una tonelada de pulpa, cada cocimiento nos dará 2.25 toneladas de pulpa. Luego necesitaríamos:

$$\frac{12.050}{2.25} = 5.355 \text{ libras de vapor por tonelada de pulpa.}$$

---



PREPARACION DEL LICOR DE COCIMIENTO

Para preparar el licor de cocimiento, vamos a usar soda cáustica de un 98% de pureza, que se compran en cilindros de 344.73 Kilógramos netos.

Cada cocimiento necesita	:	1.540 libras
Total de soda en 9 cocimientos	:	13.860 libras
Cada cilindro tiene	:	758.4 libras
Para 9 cocimientos se necesita	:	19 cilindros por exceso
Total de soda en 19 cilindros	:	14.409.6 libras

Como a nosotros nos interesa el peso de la soda que echemos en los digestores podemos tomar, según Lunge y para una temperatura de 15 grados C., una concentración de 37.2° Be que corresponde a 420 gramos por litro ó 3.502 libras de soda por galón. Según esto, cada cilindros necesita para tener dicha concentración:

$$\frac{758.4}{3.502} = 216.56 \text{ galones de agua}$$

y, 19 cilindros necesitarán : 4.115 galones de agua.

Al tanque de disolución es suficiente darle la mitad de la capacidad total que se necesita por día, o sea:

$$\frac{4.115 \times 0.1337}{2} = 225 \text{ pies cúbicos de capacidad.}$$

Si tiene la forma rectangular, debe tener las siguientes medidas:

9 pies de largo

5 pies de ancho

5 pies de profundidad

CUARTO DE DISOLUCION.- Como el contenido de carbonato en el licor de cocción es una carga muerta, se debe evitar el contacto de la solución con el aire, por esto el tanque de disolución estará en un cuarto y el tanque de medida será un tanque atmosférico. El tanque de disolución se hará de ladrillos y concreto, bajo tierra y debe cuidarse el enlucido. Tendrá en la parte superior una plancha de acero perforada y soportada en rieles. De este tanque se pasará a la solución previamente chequeada al tanque de medida, por medio de una bomba que se instalará para las siguientes finalidades:

- a.) Llevar la solución de 37.2°Be al tanque de medida.
- b.) Hacer recircular dicha solución.
- c.) Mandar la solución a los digestores.

CARACTERISTICAS DEL TANQUE DE MEDIDA.- Cada cocimiento con dicha concentración de soda utilizará 440 galones de solución. Usaremos un tanque cilíndrico de acero en planchas de 1/4", tendrá la capacidad para dos cocimientos. En un tanque de 4 pies de diámetro, un pie de profundidad corresponde a 94 galones; nuestro tanque tendrá: 10 pies de alto por 4 pies de diámetro.

LAVADO DE LA PULPA.- El lavado tiene por objeto dejar libre la pulpa del licor negro. Si se piensa en instalar una planta para la recuperación de la soda cáustica, es necesario tener un sistema continuo de lavado, en éste el licor débil lava la pulpa recién salida de los digestores para enriquecerse y del licor fuerte se recupera la soda.

Nosotros no pensamos recuperar la soda por el momento, pero, para el futuro, es posible que se haga. Por esta razón escogemos un

sistema de difusores a presión para el lavado de la pulpa; éste permite un lavado continuo en menor tiempo y un mejor control de la disolución del licor negro, ya que éste se debe diluir lo menos posible si se recupera la soda.

Los difusores que diseñamos tendrán cada uno el contenido de un cocimiento; un falso fondo formado por una plancha de acero y perforado con huecos de 1/2" de diámetro y espaciados 1". Sobre esta plancha irá otra finamente perforada con huecos de 1/16" y espaciados 7/32". Descansarán a 6" del fondo real y sobre vigas de acero. (Ver plano N° 1). El espacio entre el falso fondo es llenado parcialmente con concreto y sirve de soporte para las vigas.

Para la descarga del difusor se mandará un chorro de agua con una presión de 40 - 50 libras por pulgada cuadrada.

Se lavará con agua caliente muy fácil de obtener a 90 - 120°F porque si se usa agua fría demora el lavado y la pulpa se hace más dura al blanqueo. El agua de lavado se manda con una presión de 18 - 20 libras por pulgada cuadrada y a razón de 30 - 40 metros cúbicos por tonelada de pulpa.

Como el lavado en los difusores se hace a presión, el tiempo necesario lo estimamos en 4 - 6 horas por cada cocimiento, se incluye en este tiempo la carga y descarga. Sabiendo que un difusor puede hacer 4 lavados por día, debemos tener como mínimo 3 difusores para la capacidad de nuestra planta. Pero pondremos la base para un cuarto difusor.

La técnica a seguir en los cocimientos y lavado la mostramos en el cuadro N° 1.

La razón de no comenzar los dos cocimientos a la vez, es por economizar mano de obra, ya que un solo grupo de obreros, por turno, se encargará de todas las operaciones.

C U A D R O N° 1

DIGESTOR "A"			DIGESTOR "B"		
Cocimiento		Lavado	Cocimiento		Lavado
Hora Inicial	Hora Final	Hora Final	Hora Inicial	Hora Final	Hora Final
0	4	10 °	2	6	12 △
4	8	14 □	6	10	16 °
8	12	18 △	10	14	20 □
12	16	22 °	14	18	24 △
16	20	2 □			

Difusor N° 1 ° -      Difusor N° 2 □ -      Difusor N° 3 △

CARACTERISTICAS DE CADA DIFUSOR.-

VOLUMEN.- El volumen será 10% menor que el de cada digestor, o sea:

$$\frac{1.436 \times 90}{100} = 1.292 \text{ pies cúbicos}$$

DIMENSIONES.- La relación usual de altura a diámetro es de 2 : 1

$$V = \pi r^2 h$$

$$d = x$$

$$h = 2x$$

$$x = \sqrt[3]{\frac{1.292}{1.57}} = 9.3 \text{ pies}$$

$$\text{Altura} = 18.6 \text{ pies} = 5.68 \text{ metros}$$

$$\text{Diámetro} = 9.3 \text{ pies} = 2.84 \text{ metros}$$

././.

GROSOR DE LAS PLANCHAS.— Si hacemos los difusores soldados, podemos usar la siguiente fórmula:

$$p = \frac{(p') (t) (e)}{(r) (f)}$$

$p'$  = Carga de trabajo del material

$t$  = Grueso de las planchas

$p$  = Presión de trabajo

$e$  = Eficiencia de la soldadura

$r$  = Radio en pulgadas

$f$  = Factor de seguridad

Tenemos:

$$p' = 50\ 000 \text{ lbr/"}^2$$

$$t = ?$$

$$p = 80 \text{ lbr/"}^2$$

$$e = 0.9$$

$$r = 9.3 \times 6 \text{ pulgadas}$$

$$f = 5$$

$$t = \frac{80 \times 9.3 \times 6 \times 5}{50\ 000 \times 0.9} = 0.48 \text{ "}$$

Grosor de las planchas de acero :  $1/2$  "

DESCARGA DE LOS DIFUSORES.— Los difusores se descargarán a un "Stock Chest" (Tanque de agitación) que estará situado al pie de ellos. La consistencia que debe dársele a la pulpa para bombearla será de: 3.5 - 5%. El peso de la pulpa (fibra seca) será en cada difusor:

$$2.25 \times 2200 = 4950 \text{ Lbr.}$$

El "stock" (fibra + agua) a una consistencia del 4%, pesará:  $\frac{4950}{0.04} = 123750$  lbr.

Para todos los cálculos prácticos se considera que un pie cúbico de "stock" pesa 62.5 lbs. Luego, nuestro "stock chest" que recibirá la carga de un difusor, debe tener, considerando un 10% más:

$$\frac{123750 \times 1.1}{62.5} = 2178 \text{ p}^3.$$

CARACTERISTICAS.- El "Stock Chest" será construido de ladrillos (cabeza), con refuerzos de concreto y tendrá las siguientes dimensiones interiores (ver plano N° 2):

$$V = 2178 \text{ p}^3$$

$$V = (3.14)(x)^2(1.5x) + (2x)(4x)(1.5x)$$

$$V = 16.7x^3$$

$$x = \sqrt[3]{\frac{2178}{16.7}} = 5' - 2''$$

Tendrá: (medidas útiles) 5'-2" de radio en los extremos; 7'-9" de altura y 20'-8" de longitud entre los centros de los extremos. Debe cuidarse mucho el enlucido interior. Puede ponerse una capa de 3/8" de espesor usando un mortero de una parte de cemento y una de arena fina y luego, un enlucido de cemento puro alisado con cucharín. De esta manera se obtiene una buena impermeabilidad. La pulpa se hará circular por medio de una hélice impulsada por un motor de 15 HP.

Como para mantener la continuidad de la operación es necesario enviar a la "caja de control" una cantidad igual a:

$$\frac{133294}{24} = 5554 \text{ gal/hora, es necesario tener dos "Stock Chest" más, de$$

iguales características que el anterior.

"CAJA DE CONTROL" DE LA CONSISTENCIA.- Es necesario tener una consistencia uniforme antes del "screen" (tamizador) y para obtenerla usaremos una "Caja de Control" (100 cm. x 80 cm x 60 cm.). Vamos a operar con una consistencia del 0.4 - 0.5% partiendo de una del 4% más o menos constante. Las presiones hidrostáticas se pueden controlar fácilmente por las compuertas (Ver plano N° 3).

GASTOS TOTAL EN 24 HORAS.- Sabemos que si en 100 libras de "stock" al 4% hay 4 libras de fibra (air-dry), en  $2.25 \times 9 \times 2.2 = 44550$ , habrá:

$$\frac{44550 \times 100}{4} = 1'113750 \text{ libras de "stock"} = 133294 \text{ galones/24 horas.}$$

Corresponde al agua: 127962 galones/24 horas. Ahora bien, el total de

galones de agua que debe tener el "stock" al 0.4% es:  $\frac{44550 \times 99.6}{0.4} =$

11'092950 libras = 1'327605 gal/24 horas; o sea, que se le tendrá que

agregar:  $1'327605 - 127962 = 1'199643 \text{ gal/24 horas.}$

El volumen total de "stock" que debe pasar por los "riflers"

cada 24 horas es:  $\frac{44550 \times 100}{0.4} = 11'137500 \text{ libras} = \frac{11'137500 \times 7.48}{62.5} =$

1'332936 gal./24 horas.

"RIFLERS".- De la "Caja de Control" pasará la pulpa a los "riflers"; el objeto de ellos es permitir que las partículas de arena, sílice, etc. que llevan consigo las fibras, se asienten. Así, estas colas van al depósito de desechos. Entiéndase por colas todos los sedimentos, incluyendo los nudos que se depositan en los tabiques (baffles) de los "riflers". Los construiremos con un canal de descarga en la mitad, de modo que cuando estén en funcionamiento, se mantengan cerrados.

La consistencia que usaremos será: 0.4 - 0.5% y será la misma para los "flat screen". El volumen total que pasará por ellos será de:

1'332936 gal./24 horas.

CARACTERISTICAS.— El gasto Q por hora será de:

$$Q = 55539 \text{ gal./hora} = 925.65 \text{ gal./mint.} = 124.04 \text{ p}^3/\text{mint.}$$

Suponiendo una velocidad de 40 pies/minuto, por la fórmula del gasto :  $Q = A \times V$  podemos obtener la sección "efectiva" o sea, la que está por encima de los "baffles".

$$Q = 124.04 \text{ p}^3/\text{minut.}$$

$$V = 40 \text{ p/mint.}$$

$$A = \frac{124.04}{40} = 3.10 \text{ p}^2$$

Considerando un ancho de 6 pies el alto "efectivo" será :  $\frac{3.10}{6} = 1/2$  pie

La altura de los "baffles" será de un pie y la distancia entre ellos de un pie. Empleando la fórmula simplificada de Stokes, podemos hacer una apreciación del largo del canal.

$$u = 545 (\rho - 1) D^2$$

Fórmula que supone la mezcla a 20° C y densidad 1 con una viscosidad de 1 centipoise. El material a asentar (arenas, etc.), con una densidad

$\rho = 1.6$  y las partículas con un tamaño  $D = 0.1$  mm. Tenemos que la velocidad u de caída será :  $u = (545)(1.6 - 1)(0.1)^2 = 3.27$  mm/seg.

El tiempo que demora una partícula para caer hasta el fondo del canal es:

$$\frac{457.2}{3.27} (\text{baffle} + \text{alt. efectiva}) = 140 \text{ segundos}$$

Como la velocidad debe ser: 40 pies/mint. = 20.33 cm/seg., la longitud sería de:  $(140)(\text{seg})(20.33)(\text{cm/seg}) = 2856 \text{ cm} \sim 30 \text{ metros.}$

Consideraremos dos canales contruidos de madera con una muy pequeña



pendiente ( $1/4 \approx 3/4\%$ ) y dándonos un margen para una capacidad mayor, los construiremos de 60 pies de largo por 6 pies de ancho, una altura efectiva de 1/2 pie sobre los "baffles"; los "baffles" de un pie de alto y espaciados un pie. Sistema de regulación a la entrada y salida. "FLAT SCREEN" (Tamizador).- Para separar todo el material basto que haya quedado sin cocinar, nudillos, etc., no usaremos un tamizado grueso previo, por ejemplo, el uso de un "Knotter", sino que usaremos tamizadores finos del tipo de los "Flat Screen". Además la pulpa después de los "riflers" está un tanto enriquecida. El objeto de los "Flat Screen" es obtener una pulpa más homogénea y de mejor calidad. El circuito a seguir sería: de los "riflers" la pulpa pasaría a dos baterías de tamizadores, los desechos de éstos pasarían por una tercera batería de tamizadores. De esta manera hay una mejor recuperación de la fibra buena que puede pasar en los dos primeros.

La consistencia es de suma importancia para poder determinar el tipo de máquina que vamos a operar. Si la consistencia es alta, el porcentaje de desechos es grande, habiendo en él algo de buena fibra que no deberíamos botar. Si al contrario el "stock" es "delgado", se usará más potencia que la necesaria para un mismo peso de fibra, reduciéndose así la capacidad del "screen". Como hemos dicho, nuestra consistencia variará de 0.39 - 0.49% y es la más adecuada para usar en los "Flat Screen" que hemos escogido. Se da en el plano N° 4 un corte transversal de un "Flat Screen".

El funcionamiento de estos "Flat Screen" es muy sencillo; es una combinación de gravedad del flujo y succión. En efecto, el vacío

que se forma entre los platos y el diafragma permite el paso de la pulpa que se acepta hacia la caja lateral, de donde es llevada a los espesadores. Además, este tipo de tamizadores dan una producción más uniforme y limpia. La limpieza de la máquina en si, levas, platos, etc., es muy sencilla.

CARACTERISTICAS.- Sabemos que platos con ranuras que varían de 0.011" á 0.008" de pulgada (ranuras de 4" de largo y 4 - 5 de ellas por pulgada a lo ancho), y de 3.5 x 1 pie c/u. pasa un promedio de 0.2 toneladas/ 24 horas. Necesitaremos:  $\frac{20}{0.2} = 100 \sim 108$  platos que se distribuirán en tres baterías de tres "Screen" cada una. Cada "screen" estará compuesto de 12 platos. Dos baterías con platos de: 0.011" á 0.010" recibirán directamente la pulpa de los "riflers", los deshechos de estas baterías pasarán a una tercera con platos de 0.009" á 0.008" (Ver plano de distribución de equipo). Los platos se harán de bronce y cada batería será movida por un motor de 10 HP., además, habrá tres duchas por batería. La velocidad del eje de las levas será de 120 r.p.m. Las excéntricas deben ser engrasadas a menudo; los platos desmontados para su limpieza y, además, se debe poner algún desinfectante a base de hipoclorito para matar los microorganismos del "fango".

Estos "screens" dan un promedio de residuos del 3/4 - 1% en peso (fibra seca). Nuestros residuos son de tan poco volumen que no emplearemos un sistema de recuperación, los deshechos irán al desagüe. Más tarde podemos instalar un tanque con agitación para almacenar estas colas, pudiendo utilizar un refinador de tambor u otro tipo de máquina para la recuperación de ellas.

ESPEADORES.- El objeto de los espesadores es remover una cierta cantidad de agua de la pulpa. A nosotros nos interesa subir la consistencia del 0.4 al 4%, ya que nuestro blanqueo lo haremos a dicha consistencia.

En el plano N° 5 damos un corte transversal del espesador que vamos a usar. El funcionamiento de un espesador es muy sencillo y sólo hay que cuidar que los extremos del tambor se mantengan completamente cerrados por medio de un collar de jebe o felpa. Muy importante es conservar el desnivel entre el recipiente y la entrada. Este desnivel es el que permite que la fibra se deposite en la malla del tambor y por medio del "couch roll" que rota por fricción y teniendo una superficie lisa, la pulpa se adhiere a él y puede ser descargada al costado del recipiente por medio de una cuchilla.

CARACTERISTICAS.- Los espesadores fabricados por la "Oliver United Filters Inc.", llevan a una consistencia del 3 - 6% y tienen una diferencia de nivel de 8" máximo. Si consideramos un 20% más de capacidad debemos pasar 66647 gal./hora. Si suponemos espesadores con malla (bronce) N° 40, con un gasto de: 400 gal./pie<sup>2</sup>/hora, necesitaremos:

$\frac{66647}{400} = 166.6$  pies cuadrados de área filtrante, o sea, un espesador de: 8 pies de longitud, con un diámetro de 6.6 pies. Lo moverá un motor de 5 HP. y el "couch roll" lo hará por fricción. Naturalmente, tenemos que regular la presión del "couch roll", el desnivel, etc., para poder ajustar nuestra consistencia a un 4% promedio.

Al subir la consistencia del 0.4 al 4%, tendremos que quitar 1'199643 gal./24 horas, teóricamente. Suponiendo una pérdida del 1%

lograremos 1'187646 gal./24 horas de "agua blanca". Hemos considerado la que se pierde en los "screens" y con los desechos. Esta "agua blanca" extraída por el espesador que será nuevamente usada en la "caja de control", lleva en suspensión materias orgánicas y microorganismos que malograban el agua. Para evitar esto, es conveniente agregar un desinfectante, por ejemplo: 10 libras de cloramina cada 24 horas.

TANQUE PARA EL "AGUA BLANCA".- El "agua blanca" la tomará una bomba y se enviará a la "caja de control", cerrándose así el circuito. Un tanque de paso será necesario instalar, para que llegue a éste el exceso de agua que sale de la "caja de control". Se conectará el tanque a la tubería de la bomba. El tanque puede tener una capacidad de 3980 galones (15 m<sup>3</sup>) y tendrá: 10.3 pies de diámetro y 7 pies de altura. Se hará con planchas de 1/4".

REGULADOR DE CONSISTENCIA.- El "stock" que sale del espesador con una consistencia de 4% nos representa un volumen de 133294 gal./24 horas. Como el espesador no saca todos los lotes a una misma consistencia y el blanqueo exige una consistencia constante, debemos usar un regulador de consistencia, que puede ser del tipo Trimbe. Todos ellos están basados en las leyes de fricción y deben tener una caja de flujo constante.

TANQUES DE AGITACION ANTES DEL BLANQUEO.- Los tanques de agitación antes del blanqueo deben tener tales dimensiones que permitan la continuidad de dicha operación. Nosotros estimamos dos tanques, cada uno con las siguientes medidas (ver plano N° 2):

5'-2" de radio en los extremos;

7'-9" de altura;

20'-8" de distancia entre los centros de los extremos.

---

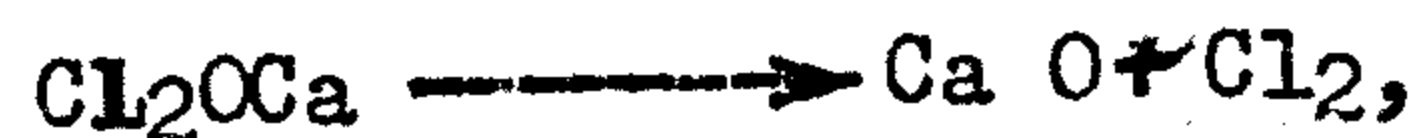
B L A N Q U E O

Sabemos que una pulpa de bagazo está formada por celulosa e impurezas debidas a constituyentes como la lignina y materias colorantes orgánicas que no pudieron ser removidas completamente durante el proceso de preparación. El blanqueo tiene por objeto solubilizar dichas materias colorantes para que por medio de un lavado se puedan eliminar. Cuando el licor blanqueante reacciona con la pulpa, tienen lugar dos reacciones separadas:

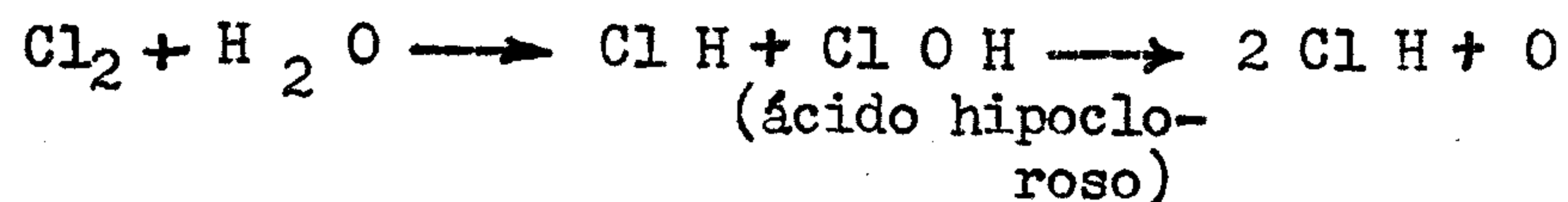
- a.) Algunas materias colorantes son solubilizadas;
- b.) Algunas materias colorantes son oxidadas.

Dicha solubilización no es una reacción completa y si las materias colorantes disueltas permanecen en contacto con el licor blanqueante, alguna oxidación ocurre, aumentando desde luego el consumo de dicho licor, debido a la oxidación ya mencionada. Para reducir el consumo del licor, se ha desarrollado el proceso del blanqueo en varias etapas. Como nuestro producto va a ser una pasta semi-blanqueada, no usaremos el método clásico del blanqueo (clorinación - lavado - causitización - blanqueante - lavado - control ph (acidulación), sino solamente el uso de un licor blanqueante en dos etapas.

REACCION QUIMICA.- Para nuestro blanqueo usaremos hipoclorito de calcio. Estos hipocloritos al desprender cloro en presencia del agua, resultan ser un oxidante indirecto. Se puede interpretar la descomposición de un hipoclorito según las siguientes ecuaciones:



O bien:



Estas ecuaciones demuestran que el cloro libre o el que desprenden los hipocloritos al reaccionar con el agua, deja al oxígeno en libertad que es el verdadero agente de blanqueo. Como podemos observar, el "cloro activo" es el que conviene para este fin y no el que esté bajo la forma de cloruro.

CANTIDAD DE HIPOCLORITO A USAR.— El método usual para preparar un licor blanqueante es colocar una determinada cantidad de hipoclorito en un tanque de fierro provisto de un agitador. Después de agitar completamente se deja asentar el lodo y la solución pasa a otro tanque donde se asienta el lodo fino. El residuo que permanece en el tanque de agitación, se trata con una cantidad de agua fresca y la solución se envía a un tanque de almacenamiento, del cual se toma para tratar un nuevo lote de hipoclorito, lo cual nos permite tener una buena economía.

Según Sutermeister, los factores de mayor importancia que influyen en el blanqueo son: la concentración del "stock" y su temperatura; así, a un incremento de la concentración, la razón de blanqueante varía grandemente. Las principales autoridades llegan a la conclusión de que la mejor temperatura para el blanqueo varía entre límites tan amplios como 68 - 120° F. Nuestras condiciones convenientemente determinadas para el blanqueo, serán:

- a.) Concentración del 4%.
- b.) Temperatura ambiente ( 70° F más o menos).
- c.) Alrededor de 10% de cloro, en peso sobre la fibra seca, usando

un hipoclorito con un 35% de cloro activo.

d.- Tiempo total de blanqueo de 6 á 8 horas.

Naturalmente estas condiciones jugarán entre límites adecuados, según los análisis del número de permanganato que se haga para cada lote de bagazo, en la sección de los digestores. Todos estos análisis de "consumo de blanqueante" son realizados en pulpas químicas y tienen una gran importancia, porque ellos nos permiten fijar las condiciones óptimas para el mejor grado de cocimiento y el exacto monto del blanqueante requerido para cada lote. Todos estos análisis se basan en la acción de un reagente y la lignina, resinas u otras materias oxidantes de la pulpa que le dan ese color oscuro.

A continuación se da una tabla para la conversión aproximada del número de permanganato a su equivalente de blanqueante consumido; entre los límites probables que usaremos, que son los aceptados en fábricas de nuestras condiciones:

<u>N° KMnO<sub>4</sub></u>	<u>% de blanqueante consumido como Cl<sub>2</sub></u>
17	8.70
18	9.31
19	9.94
20	10.56
21	11.21
22	11.90
23	12.60



Los gramos de un hipoclorito de calcio según nuestras condiciones (35% de cloro activo) para blanquear 100 gramos de pulpa seca, será:

$$\frac{10.56 \times 100}{35} = 30.2 \text{ gramos; o sea que para 20 toneladas de pulpa seca necesitaremos: } \frac{20.000 \times 30.2}{0.1} = 6040 \text{ kilogramos.}$$

Como la solubilidad del hipoclorito es grande, usaremos la menor cantidad de agua. Estimamos en 500 grs/litro la concentración del licor blanqueante. Ahora bien, para 6040 kilogramos necesitaremos :

$$\frac{6040}{0.5} = 12.080 \text{ litros, o sea: 3200 galones cada 24 horas.}$$

Los mejores resultados se obtienen cuando se blanquea en dos etapas, usando por ejemplo, los 2/3 del licor blanqueante en la primera y el tercio restante en la segunda, naturalmente, previo lavado intermedio y otro final al entrar la pulpa al tanque de almacenamiento de la máquina de cilindros para hacer las hojas.

EQUIPO PARA EL BLANQUEO.- Tenemos que blanquear 20 toneladas de pulpa, que corresponde a 133 294 galones al 4% cada 24 horas. Emplearemos "Stock Chest", similares a los usados en la descarga de los difusores, pero, con la diferencia que estarán revestidos interiormente con mayólica. Si consideramos "Stock Chest" de 12000 galones de capacidad, necesitaremos efectuar:  $\frac{133294 + 3200}{12 000} = 12$  blanqueos

El tiempo total de blanqueo, incluyendo las dos etapas: lavado, carga y descarga, será de 6 - 8 horas promedio. La primera etapa será de 3 - 4 horas. Cada pila blanqueadora puede efectuar  $24 : 4 = 6$  blanqueos, luego necesitaremos 2 "Stock Chest" con una capacidad de 12 000 galones

en la primera etapa; y otras dos para la segunda etapa.

CARACTERISTICAS DE LAS PILAS BLANQUEADORAS.- La capacidad de los "Stock

Chest" será de 12000 galones que corresponde a:

$$12\ 000 \times 0.134 = 1608 \text{ pies cúbicos}$$

$$V = 1608 \text{ p}^3$$

$$V = (3.14)(x)^2(1.5x) + (2x)(4x)(1.5x)$$

$$V = 16.7 x^3$$

$$x = \sqrt[3]{\frac{1608}{16.7}} = 4.6 \text{ l}$$

Las dimensiones será: 4.6 pies de radio en los extremos, 6.9 pies de alto y 27.6 pies de largo entre los extremos.

LAVADO DE LA PULPA DESPUES DEL BLANQUEO.- Para el lavado de la pulpa

se empleará un tipo de Oliver horizontal rotatorio fabricado por la

"Oliver United Filters Inc." Como decíamos, se pueden hacer 6 lavados

en cada pila blanqueadora y un promedio de 12 horas de trabajo para cada

filtro. Luego, tendremos que pasar en cada uno de ellos:

6 x 12000 = 72 000 galones en 12 horas. Si suponemos filtros trabajando

a 4" de vacío con un gasto de 50 galones/hora/pie<sup>2</sup>, necesitaremos:

$$\frac{72\ 000}{12 \times 50} = 120 \text{ pies cuadrados de área filtrante, o sea filtros de las}$$

siguientes características:

Diámetro tambor	Longitud tambor	Area fil- trante	Potencia	
			Tambor	Agitador
6'6"	6'	123 p <sup>2</sup>	3/4 HP	3/4 HP

& De la : C.E.C. Chemical Engineering Catalog.

Estos filtros nos pueden dar, y es fácil regularlos para "cakes", del 2 - 6%. Nosotros lo haremos lo más ajustado al 4% para evitar posterior mayor dilución en la segunda etapa. De los filtros lavadores la pulpa pasará a un tanque de agitación con una capacidad de 12 000 galones.

CANTIDAD DE AGUA NECESARIA EN EL LAVADO.- La cantidad necesaria de agua en el lavado, la estimamos en  $120 \text{ m}^3$  / tonelada de pulpa ya que sólo obtendremos una pulpa semi-blanqueada. Luego necesitaremos:  $120 \times 20 = 2400 \text{ m}^3$  de agua cada 24 horas. Cada uno de los filtros en el lavado necesitará:  $2400 : 4 = 600 \text{ m}^3$  de agua. Como los filtros trabajan un promedio de 12 horas al día, se necesita enviar al sistema de duchas de los filtros:  $\frac{600 \ 000}{12 \times 60} = 834$  litros / minuto. Toda el agua del lavado irá al desague.

"STOCK CHEST" DE LA MAQUINA.- Como decíamos, la consistencia después del blanqueo la consideramos del 4%; para poder obtener uniformidad al hacer las hojas en la "Máquina de Cilindros", debemos bajar la consistencia a 0.9 - 1.0% por medio de un regulador Trimbe. El volumen total al 0.9% de consistencia que debemos considerar cada 24 horas después del lavado será de:  $\frac{44 \ 000 \times 100 \times 7.48}{0.9 \times 62.5} = 585103$  galones. Cada 24 horas se debe agregar:  $\frac{585103 - 131648}{1} = 453455$  galones de agua al "stock" del 4% para bajarlo a un 0.9%. Ahora bien, como nuestra producción será de 20 toneladas de pulpa, necesitaremos "Stock Chest" que suministren a la máquina un volumen de:  $\frac{20 \times 2200}{24 \times 0.009 \times 62.5} = 3261 \text{ p}^3$  cada hora, y poder tener nuestro "Stock" al 0.9% de consistencia.

CARACTERISTICAS.- Si suponemos dos "stock chest" con 1650 pies cúbicos cada uno, tendrán las siguientes dimensiones interiores:

$$V = 1650 \text{ p}^3$$

$$V = (3.14)(x)^2(1.5 x) + (2 x)(4 x)(1.5 x)$$

$$V = 16.7 x^3$$

$$x = \sqrt[3]{\frac{1650}{16.7}} = 4.7 \text{ pies}$$

Tendrán cada uno:

4.7 pies de radio en los extremos

7.05 pies de altura

18.8 pies entre los centros de los extremos

MAQUINA PARA HACER LAS HOJAS.- La máquina que usaremos será una "Cylinder Machine". Consta principalmente de tres partes: la formadora de hojas, las prensas y los secadores.

Sabemos que a la máquina entrará cada 24 horas:  $\frac{20}{0.009} = 2223$  toneladas de "stock", teniendo una consistencia del 0.9%, o sea, que hemos tenido que agregar al del 4% la cantidad de:  $(2223 - 20) - (500 - 20) = 1723$  toneladas de agua. La hoja hasta terminar la sección de las prensas tendrá una consistencia del 33% (air-dry).

AGUA EVAPORADA.- Por la siguiente fórmula podemos determinar las libras de agua evaporada por libra de pulpa producida:  $W' = \frac{1 - n - p}{p}$

$W'$  = Lbrs. agua evap./lbr. prod. final

$n$  = Porcentaje de agua en el producto final. Suponemos 10% que es lo comercial.

$p$  = Porcentaje de fibra (bone-dry), en el total de pulpa y agua que entra a los secadores.

Para cada lote hay que determinarlo. Suponemos condiciones más adversas: 30%.  $W' = 1 - \frac{0.1 - 0.3}{0.3} = \frac{0.6}{0.3} = 2$  lbs., o sea, que tenemos que evaporar 2 libras de agua por libra de pulpa producida, que da un total de 40 toneladas de agua a evaporar por día; por consiguiente, debe entrar a la sección secado de la máquina: 60 tons: de pulpa + agua. Hasta la sección prensas se ha extraído:  $2223 - 60 = 2163$  tons. de "agua blanca" de las que se enviarán 1723 al regulador Trimbej para bajar el "stock" a 0.9% de consistencia.

SUPERFICIE DE SECADO.— Para calcular el número de secadores requeridos podemos emplear la siguiente fórmula empírica:  $L = \frac{S w d}{2.7(t - 212)}$

L = longitud del arco (en pies) del secador que está en contacto con la hoja.

S = alimentación, en pies/mint.

w = peso, correspondiente a 500 hojas de 24 x 36 pulg.

d = grueso de las paredes del secador, en pulgadas.

t = temperatura correspondiente a la presión del vapor que se emplea, en grados Fahrenheit.

Nuestros datos son:

$$L = ?$$

$$S = 100 \text{ p/mint.}$$

$$w = 430 \text{ lbs.}$$

$$d = 3/4''$$

$$t = 249.7^\circ \text{ F.}$$

15# / 1.2

$$L = \frac{100 \times 430 \times 0.75}{2.7(249.7 - 212)} = 317 \text{ pies.}$$

La máxima longitud de contacto será la mitad de la circunferencia de los secadores. Si suponemos secadores de 48 pulgadas de diámetro, la longitud de contacto será:  $\frac{48 \times 3.14}{12} = 12.5$  pies, la mitad será: 6.25 pies. Ahora bien, si suponemos que la longitud del arco de contacto es de 6 pies, el número de secadores será:  $317:6 = 53$ .

Se necesita 3 libras de vapor por libra de pulpa producida.  
Cada tonelada necesitará: 6600 libras.

---

CALCULO DE COSTOS DE LA PLANTA

CAPITAL NECESARIO:

A - Terreno: 80 x 80 m. á S/. 2.-/m<sup>2</sup> y cercos ..... S/ 20.800.00

B - Edificios:

1.- Oficina de administración (192 m<sup>2</sup>), construcción de ladrillo, techo aligerado, acabado, pintura, etc. á S/. 350.-/m<sup>2</sup> ..... S/ 67.200.00

2.- Talleres y laboratorio (138 m<sup>2</sup>), paredes de ladrillo, techos de "Texolita", pisos de cemento á S/. 200.-/m<sup>2</sup> ..... " 27.600.00

3.- Baños, reservados y cuartos para cambiarse la ropa (32 m<sup>2</sup>), paredes de ladrillo, techos de "Texolita", pisos de cemento, á S/. 280.-/m<sup>2</sup> ..... " 8.960.00

4.- Depósito para materia prima y fardos de bagazo (160 m<sup>2</sup>). Techado de "Texolita", con armadura de madera á S/. 100.-/m<sup>2</sup> ..... " 16.000.00

5.) Depósito de un piso para el producto final (96 m<sup>2</sup>), construcción de ladrillo, piso de cemento, techo aligerado, acabado, etc. á S/. 300.-/m<sup>2</sup> ..... " 28.800.00

6.- Area para el tanque de solución (24 m<sup>2</sup>) paredes de ladrillo, techo de "Eternit" á S/. 300.-/m<sup>2</sup> ..... " 7.200.00

7.- Edificio de dos pisos para la planta (3.664 m<sup>2</sup>), estructuras á S/. 300.-/m<sup>2</sup> y acabados á S/. 200.-/m<sup>2</sup> ..... " 1.832.000.00 " 1.987.760.00

C - Equipo:

1.- Un molino N° 20DD Dixie Double Drive Hammer Mill. Capacidad 10.000 lbs. bagazo por hora. Motor: 30 HP., motor salida: 15 HP.-Corriente: 220 V y 60 ciclos. Incluye faja de transporte ..... S/ 70.000.00  
10% por instalación ..... " 7.000.00

2.- Dos "Trommels" de 4 pies de diámetro y 8 pies de longitud cada uno. Serán de palastro, malla 10 (1/16 de pulgada). Motor de 5 HP. c/u., accesorios y faja transporte .....	S/.	220.000.00
5% por instalación .....	"	11.000.00
3.- Una prensa para hacer fardos de un peso aprox. de 50 Kg. c/u. ....	"	40.000.00
4.- Una balanza .....	"	7.000.00
5.- Dos digestores esféricos, standard, rotatorios, 14 pies de diámetro, capacidad: 1.436 pies <sup>3</sup> ; espesor planchas: 1.1/4 pulgadas. Motor de 10 HP.; piñones de reducción 10 - 20 r.p.m. Boca de carga: 18" y descarga: 4". Indicador de temperatura y presión. Accesorios .....	"	750.000.00
5% instalación (bases, aisl., etc.) .....	"	37.500.00
6.- Tanque de disolución, 9 pies de largo por 5 de ancho y 5 de profundidad, enlucido de cemento; accesorios y plancha de acero perforada.....	"	6.000.00
7.- Tanque de medida, capacidad: 900 gal., 10 pies de alto, 4 de diámetro. Planchas de 1/4", conexiones, etc. ....	"	10.700.00
10% por instalación .....	"	1.070.00
8.- Tres difusores: c/u. 1.292 pies cúbicos 18.6 pies de alto y 9.3 de diámetro; planchas de 1/2", falso fondo plancha acero perforada, huecos 1/2" diámetro, espaciados 1" y otra fina con huecos de 1/16" espaciados 7/32", conexiones y accesorios...	"	210.000.00
15% instalación .....	"	31.500.00
9.- Cinco tanques de agitación (Stock Chest): c/u. 2.178 pies cúbicos de capacidad, 5' 2" de radio, 7' 9" de altura, 20' 8" de longitud entre centros. Refuerzos de concreto, ladrillos de cabeza. Motor de 15 HP. para la hélice. Accesorios y conexiones. ....	"	70.000.00
20% construcción e instalación .....	"	14.000.00



10.- Caja de control, se hará de madera, dimensiones (1 x 0.80 x 0.60 m.), accesorios y conexiones..... S/.	2.000.00
10% instalación .....	" 200.00
11.- Riflers (canales), dos de madera; c/u de 60 pies de largo por 6 pies de ancho y 2 pies de altura; 50 tabiques no fijos, espaciados un pie y de un pie de altura. Sistema de regulación a la entrada y salida..	" 14.000.00
10% instalación.....	" 1.400.00
12.- Flat screen (tamizador), 3 baterías de 3 "screen" c/u., cada "Screen" de 12 platos. Dos con platos de: 0.011" - 0.010" y otra de: 0.009" - 0.008". Platos de bronce (3.5 x 1 pie c/u.). Cada batería movida por un motor de 10 HP. ....	" 225.000.00
5% instalación .....	" 11.250.00
13.- Un espesador con malla de bronce N° 40; capacidad, 400 gal/pie <sup>2</sup> /hora. Longitud: 8 pies; diámetro: 6.6 pies. Motor: 5 HP.- El "couch roll" lo hará por fricción. ....	" 180.000.00
5% instalación .....	" 9.000.00
14.- Dos tanques para "agua blanca", capacidad: 3.980 gal. (15 m <sup>3</sup> ), diámetro: 10.3 pies; altura: 7 pies, planchas de 1/4". Conexiones y accesorios. ....	" 30.000.00
20% por instalación. ....	" 6.000.00
15.- Dos reguladores de consistencia. Tipo: Trimbey. ....	" 8.000.00
10% instalación .....	" 800.00
16.- Dos tanques de 60 pies cúbicos de capacidad; diámetro: 3.4 pies, altura: 6.8 pies. Planchas de: 3/16". Accesorios y conexiones. ....	" 7.000.00
10% instalación .....	" 700.00
17.- Un tanque de: 43 pies cúbicos; diámetro: 3.5 pies, altura: 4.5 pies; planchas de: 1/4". Motor de 1/2 HP., para mover paleta. Accesorios y conexiones. ....	" 4.000.00
10% instalación .....	" 400.00

18.- Cuatro pilas blanqueadoras, c/u. 1.608 p <sup>3</sup> ; 4.6 pies de radio en los extre- mos; 6.9 pies de alto y 27.6 pies de lar- go entre extremos. Ladrillos de cabeza, refuerzos de concreto; interior con mayó- lica. Motor de 15 HP.- Accesorios y co- nexiones. .... S/	48,000.00
20% instalación .....	" 9,600.00
19.- Cuatro filtros lavadores, capacidad: 50 gal/hora/p <sup>2</sup> . Diámetro tambor: 6.5 pies, longitud tambor: 6 pies. Potencia tambor: 3/4 HP., agitador: 3/4 HP. .... "	200,000.00
5% instalación .....	" 10,000.00
20.- Un tanque de agitación de 1.608 p <sup>3</sup> ; 4.6 pies de radio en los extremos, 6.9 pies de alto y 27.6 pies de largo entre ex- tremos. Ladrillos de cabeza, refuerzos de concreto. Motor de 15 HP.- Conexiones y accesorios. .... "	10,000.00
10% construcción e instalación .....	" 1,000.00
21.- Dos tanques de agitación de 1.650 p <sup>3</sup> , 4.7 pies de radio, 7.05 pies de alto y 18.8 pies entre los centros de los extre- mos. Motor de 15 HP.- Accesorios y conexio- nes. .... "	22,000.00
10% instalación .....	" 2,200.00
22.- Una máquina para hacer las hojas ("Cy- linder Machine"), consta de tres partes; formadora de hojas, prensa y secadores. Funcionará las 24 horas del día, para una capacidad de 20 toneladas. La longitud del arco de secado de los tambores será en to- tal de 317 pies. .... "	317,500.00
Además anexo a esta máquina una cortadora de hoja y una prensa. .... "	163,200.00
5% instalación .....	" 195,660.00
23.- Un ascensor para carga .....	" 50,000.00
20% instalación .....	" 10,000.00
24.- Dos tanques para agua, capacidad: 30 m <sup>3</sup> c/u. .... "	50,000.00
5% instalación accesorios .....	" 2,500.00
25.- Equipo para transporte interno .....	" 20,000.00

26.- BOMBA I.- Para agua.

Capacidad : 150 gal/mint.  
Tamaño : 3 x 2.1/2 S-J  
R.p.m. : 1740  
Carga : 30'  
Motor : 2 HP.

Bomba .....	US\$. 421.00 .....	S/.	6.315.00
Motor .....	US\$. 72.00 .....	"	1.080.00
10% por instalación .....		"	739.50
		S/.	8.134.50

BOMBA II.- Para solución de soda 38° Bc.

Capacidad : 125 gal/mint.  
Tamaño : 2.1/2 x 2 S-J  
R.p.m. : 1740  
Carga : 35'  
Motor : 2 HP.

Bomba .....	US\$. 370.00 .....	S/.	5.550.00
Motor .....	US\$. 72.00 .....	"	1.080.00
10% por instalación .....		"	663.00
		S/.	7.293.00

BOMBA III.- Para agua.

Capacidad : 175 gal/mint.  
Tamaño : 3 x 2.1/2 S-J  
R.p.m. : 1740  
Carga : 30'  
Motor : 2 HP.

Bomba .....	US\$. 421.00 .....	S/.	6.315.00
Motor .....	US\$. 72.00 .....	"	1.080.00
10% por instalación .....		"	739.50
		S/.	8.134.50

BOMBA IV.- Para pulpa al 4%.

Capacidad : 360 gal/mint.  
Tamaño : 5 x 4 (centrifuga)  
R.p.m. : 1100  
Carga : 40'  
Motor : 5 HP.

Bomba .....	US\$. 598.00 .....	S/.	8.970.00
Motor .....	US\$. 95.00 .....	"	1.425.00
10% por instalación .....		"	1.039.00
		S/.	11.434.50

BOMBA V.- Para pulpa al 4%.

Capacidad : 134 gal/mint.  
Tamaño : 4 x 3 (centrifuga)  
R.p.m. : 1100  
Carga : 40'  
Motor : 3 HP.

Bomba .....	US\$. 561.00 .....	S/.	8.415.00
Motor .....	US\$. 80.00 .....	"	1.200.00
10% por instalación .....		"	961.50
		S/.	10.576.50

BOMBA VI.- Para agua.

Capacidad : 920 gal/mint.  
Tamaño : 6 x 6 S-F  
R.p.m. : 1750  
Carga : 35'  
Motor : 10 HP.

Bomba .....	US\$. 535.00 .....	S/.	8.025.00
Motor .....	US\$. 158.00 .....	"	2.370.00
10% por instalación .....		"	1.039.00
		S/.	11.434.50

BOMBA VII.- Para pulpa al 4%.

Capacidad : 480 gal/mint.  
Tamaño : 5 x 4 (centrifuga)  
R.p.m. : 1150  
Carga : 40'  
Motor : 5 HP.

Bomba .....	US\$. 598.00 .....	S/.	8.970.00
Motor .....	US\$. 95.00 .....	"	1.425.00
10% por instalación .....		"	1.039.50
		S/.	11.434.50

BOMBA VIII.- Para solución de hipoclorito.

Capacidad : 20 gal/mint.  
Tamaño : 1 x 3/4 (Electrifugal)  
R.p.m. : 3450  
Carga : 40'  
Motor : 1/2 HP.

Bomba .....	(		
Motor .....	( US\$. 150.00 .....	S/.	2.250.00
10% por instalación .....		"	225.00
		S/.	2.475.00

BOMBA IX.- Para agua.

Capacidad : 1.000 gal/mint.  
Tamaño : 6 x 6 S-F  
R.p.m. : 1750  
Carga : 40'  
Motor : 10 HP.

Bomba .....	US\$. 535.00 .....	S/.	8.025.00
Motor .....	US\$. 158.00 .....	"	2.370.00
10% por instalación .....		"	1.039.50
		S/.	<u>11.434.50</u>

BOMBA X.- Para pulpa al 4%.

Capacidad : 240 gal/mint.  
Tamaño: : 5 x 4 (centrifuga)  
R.p.m. : 1150  
Carga : 40'  
Motor : 5 HP.

Bomba .....	US\$. 598.00 .....	S/.	8.970.00
Motor .....	US\$. 95.00 .....	"	1.425.00
10% por instalación .....		"	1.039.50
		S/.	<u>11.434.50</u>

BOMBA XI.- Para agua.

Capacidad : 400 gal/mint.  
Tamaño : 4 x 4 S - H  
R.p.m. : 1740  
Carga : 35'  
Motor : 5 HP.

Bomba .....	US\$. 535.00 .....	S/.	8.025.00
Motor .....	US\$. 95.00 .....	"	1.425.00
10% por instalación .....		"	945.00
		S/.	<u>10.395.00</u>

BOMBA XII.- Para pulpa al 0.9%

Capacidad : 560 gal/mint.  
Tamaño : 5 x 4 (centrifuga)  
R.p.m. : 1150  
Carga : 40'  
Motor : 10 HP.

Bomba .....	US\$. 598.00 .....	S/.	8.970.00
Motor .....	US\$. 158.00 .....	"	2.370.00
10% por instalación .....		"	1.134.00
		S/.	<u>12.474.00</u>

4 Bombas para pilas blanqueadoras.

Capacidad : 134 gal/mint.  
Tamaño : 4 x 33  
R.p.m. : 1100  
Carga : 40'  
Motor : 3 HP.

Instaladas .....	S/.	42.000.00
27.- Tuberías en general, las estimamos en .....	"	100.000.00
28.- Un laboratorio de control .....	"	50.000.00
29.- Taller de carpintería, mecánica y electricidad .....	"	30.000.00
30.- Moblaje y enseres de oficina .....	"	25.000.00
31.- Varios .....	"	50.000.00
		<hr/>
		S/ 61943.335.00

CAPITAL NECESARIO:

Terreno .....	S/.	20.800.00
Edificios .....	"	1987.760.00
Equipo .....	"	61943.335.00
		<hr/>
	S/.	81951.895.00
		<hr/> <hr/>

---

---

C O S T O D E O P E R A C I O N .

A - PERSONAL NECESARIO (BASE: UN DIA).

Personal de Oficina:

1 Gerente General .....	S/ 3.000,00 mens.	S/	100,00
1 Contador General ...	" 1.500,00 "	"	50,00
1 Secretario .....	" 800,00 "	"	26,66
1 Cajero .....	" 700,00 "	"	23,33
1 Pagador-Planillero..	" 700,00 "	"	23,33
1 Almacenero .....	" 800,00 "	"	26,66
1 Aydte. Almacén .....	" 250,00 "	"	8,33
1 Portero .....	" 300,00 "	"	10,00
1 Barredor-Sirviente..	" 180,00 "	"	6,00
		S/	274,31

Personal de la Planta:

1 Ing° Superintendente	S/ 2.500,00 mens.	S/	83,33
3 Capataces p. la sección Mecánica (Jornal: S/ 10,00) .....		"	30,00
9 Obreros para la sección anterior, 3 por guardia (Jornal: S/ 6,50) .....		"	58,50
3 Capataces para las secciones: Digestión, Difusores y Solución de soda (Jornal: S/ 12,00) .....		"	36,00
18 Obreros p. las secciones anteriores, 6 p. guardia (Jornal: S/ 7,00) .....		"	126,00
6 Obreros p. las secciones Riflers, Tamizadores y Espesador, 2 por guardia (Jornal: S/ 5,00) .....		"	30,00
3 Capataces sección Blanqueo (Jornal: S/ 12,00) .....		"	36,00
9 Obreros p. la sección anterior, 3 por guardia (Jornal: S/ 7,00) .....		"	63,00
3 Capataces p. las secciones: Máquina, corte y embalado (Jornal: S/ 12,00) .....		"	36,00
12 Obreros p. las secciones anteriores, 4 por guardia (Jornal: S/ 7,00) .....		"	84,00
2 Obreros p. el depósito (Jornal: S/ 5,00)		"	10,00
		S/	582,83

Personal de Laboratorio:

1 Químico .....	S/ 1.000,00 mens.	S/	33,33
2 Aydtes. de Laboratorio, cada uno .....	" 400,00 "	"	26,66
		<u>S/</u>	<u>59,99</u>

Personal de Talleres:

1 Capataz mecánico-electricista (Jornal: S/ 18,00) .....	S/	18,00
2 Aydtes. mecánicos-electricistas (Jornal: S/ 10,00) .....	"	20,00
1 Maestro carpintero (Jornal: S/ 12,00) .....	"	12,00
1 Aydte. carpintero (Jornal: S/ 7,00) .....	"	7,00
	<u>S/</u>	<u>57,00</u>

P E R S O N A L:

Personal de Oficina .....	S/	274,31
Personal de la Planta .....	"	582,83
Personal de Laboratorio .....	"	59,99
Personal de Talleres .....	"	57,00
	<u>S/</u>	<u>974,13</u>
	<u>TOTAL</u> .....	<u>974,13</u>



B - MATERIA PRIMA (BASE: UN DIA).

1.- Bagazo: 53 tons. á	
S/. 30.00 p. ton. ....	S/. 1.590.00
2.- Soda cáustica: 6.23	
tons. á \$/ 77.00 p. ton. "	7.195.65
3.- Azufre: 445 Kg. á	
S/. 1.00 p. Kg. ....	" 445.00
4.- Hipoclorito de cal-	
cio: 6.04 Tons. á \$/ 30.-	
p. ton. ....	" 2.718.00
5.- Cloramina: 4.5 Kg. á	
S/. 5.00 p. Kg. ....	" 22.50
6.- Agua (sólo pérdidas	
y varios) 250 m <sup>3</sup> á S/D.10	
p. m <sup>3</sup> ....	" 25.00
7.- 3% por lubricación..	" 360.00

S/. 12.356.15

C - ENERGIA:

1.- Vapor se comprará á	
S/. 0.02 el Kg., se nece-	
sita:	
a) Digestión.....	107.100 Lbs.
b) Secada .....	132.000 "
c) Otros usos y	
pérdidas .....	50.000 " S/ 2.608.50
2.- Fuerza eléctrica	
Corriente eléctrica, se	
comprará á S/. 0.12 el	
K.W.H.-	
a) Molino:	
45 x 24 x 0.7457 =	805.4 K.W.H.
b.) Trommels, prensa	
y faja:	
25 x 24 x 0.7457 =	447.4 "
c.) Digestores:	
20 x 24 x 0.7457 =	357.9 "
d.) Cinco tanques	
agitación:	
75 x 24 x 0.7457 =	1.342.3 "
e.) Flat Screen:	
30 x 24 x 0.7457 =	536.9 "
f.) Espesador:	
5 x 24 x 0.7457 =	89.5 "
g.) Tanque p. Ca OCl <sub>2</sub> :	
0.75 x 24 x 0.7457 =	13.4 "
h.) Pilas blanqueo:	
60 x 24 x 0.7457 =	1.073.8 "

- i.) Filtros lavadores:  
6 x 12 x 0.7457 = 53.7 K.W.H.
  - j.) Tanques agitación:  
45 x 24 x 0.7457 = 805.4 "
  - k.) Máquina, cortadora y prensa:  
60 x 24 x 0.7457 = 1073.8 "
  - l.) Bombas:  
79.5 x 24 x 0.7457 = 1422.8 "
  - ll.) Alumbrado: = 50.0 "
  - m.) Ascensor y varios: = 300.0 "
- 8372.3 K.W.H.

$$8372.3 \times 0.12 = \frac{\text{S/. } 1,004.68}{\text{S/. } 3,613.18}$$

COSTO DE OPERACION:

Personal .....	S/.	974.13
Materia prima .....	"	12,356.15
Energía .....	"	<u>3,613.18</u>
	S/.	16,943.46

CAPITAL DE TRABAJO, considerando 90 días de producción: 16,943.46 x 90 ..... S/ 1,524,911.40

CAPITAL TOTAL:

S/.	8,951,895.00
"	<u>1,524,911.40</u>
S/.	<u>10,476,806.40</u>

COSTO DE PRODUCCION:

Base: 1 año de funcionamiento.

1°) Costo de Operación: S/ 16,943.46 x 300 ..... S/ 5,083,038.00

2°) Amortización del capital:  
El capital lo amortizaremos en 15 años, empleando la siguiente fórmula:

$$a = \frac{Ar (1+r)^n}{(1+r)^n - 1}$$

donde:

a = anualidad.

A = capital a amortizar.

r = interés anual de Un Sol.

n = años.

Tenemos:

$$a = \frac{10^4 476.806.40 \times 0.06 (1 + 0.06)^{15}}{(1 + 0.06)^{15} - 1}$$

$$a = 10^4 476.806.40 \times 0.103 \dots\dots\dots S/. 1^079.111.06$$

$$3^\circ) \text{ Interés del capital fijado en 6\% anual:} \\ 10^4 476.806.40 \times 0.06 \dots\dots\dots \text{ " } 628.608.38$$

$$4^\circ) \text{ Impuestos y seguros un 3\%:} \\ 10^4 476.806.40 \times 0.03 \dots\dots\dots \text{ " } 314.304.19$$

$$5^\circ) \text{ Reparaciones y mantenimiento en un 3\% del costo del} \\ \text{equipo:} \\ 6^1 943.335 \times 0.03 \dots\dots\dots \text{ " } 208.300.05$$

$$\underline{\text{COSTO ANUAL}} \dots\dots\dots \underline{\text{ S/. } 7^1 313.361.68}$$

Producción anual : 20 x 300 = 6,000 Tons.

$$\text{Costo de una tonelada : } \frac{7^1 313.361.68}{6.000} = \text{ S/. } 1.218.90/\text{ Ton.}$$

Considerando un precio de venta de S/. 1.800.00/Ton. de pulpa semi-blanqueada, obtendremos: 1.800.00 - 1.218.90 = S/. 581.10 de utilidad por tonelada.

La utilidad anual, según nuestras condiciones, será:

$$581.10 \times 6.000 \dots\dots\dots \text{ S/. } 3^1 486.600.00$$

Dicha utilidad nos representa el 33.3% del capital total invertido.



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

Chemistry of pulp and paper making, by E. Sutermeister.

---

The Chemistry of Cellulose and Wood, by A. W. Schorger, PH. D.

---

Química aplicada a la industria textil - Dr. M. Riquelme Sánchez.

---

Industria de la Celulosa, por Gustavus J. Esselen.

---

Química Industrial, por Otto Lange.

---

Modern Pulp and Paper Making, by G. S. Witham, Sr.

---

The Manufacture of Pulp and Paper, by The Committee of Pulp and Paper Industry of the United States and Canada.

---

Power Plant Engineers Guide, by Frank D. Graham.

---

Chem and Met's - Chemical Engineering Flow-Sheet.

---

Industrial Management, by Knowles & Thomson.

---

Chemical Engineers Handbook, by John H. Perry.

---

Elements of Chemical Engineering, by Badger and Mc Cabe.

---

II

Chemical Engineering Plant Design, by Vilbrandt.

---

Paper and Pulp Mill Catalogue Engineering Handbook - Editor: Harry E. Weston.

---

Handbook of Chemistry and Physics - Hodgman.

---

Anuario del Comercio Exterior.

---

Estadística Industrial.

---

Chemical Machinery, by Riegel.

---

Theory and Practice of Filtration, by Dickey - Bryden.

---

Paper Trade Journal.

---

Manual Industrial - Olsen.

---

Enciclopedia - Ullman.

---

The World's Paper Trade Review - London.

---

---