

9
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

*Ahorro de Cloro en Blanqueo de Pulpa
Semiquimica a partir de Bagazo de Caña*



TESIS PROFESIONAL

JOSE ALISEDA SOTO

M E X I C O

1 9 7 0



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas

Tesis Digitales

Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©

PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

9
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

*Aborro de Cloro en Blanqueo de Pulpa
Semiquimica a partir de Bagazo de Caña*



TESIS PROFESIONAL

JOSE ALISEDA SOTO

M E X I C O

1 9 7 0

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

*Aborro de Cloro en Blanqueo de Pulpa
Semiquimica a partir del Bagazo de Caña*



TESIS PROFESIONAL

JOSE ALISEDA SOTO

MEXICO

1970

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

*Aborro de Cloro en Blanqueo de Pulpa
Semiquimica a partir del Bagazo de Caña*



TESIS PROFESIONAL

JOSE ALISEDA SOTO

MEXICO

1970

A mi Padre

Dn Angel Alameda Olivares

Ejemplo de Rectitud y Abnegación

Con todo mi cariño y

agradecimiento por sus sacrificios

In Memoriam Q.E.P.D.

A el Madre,
A mis Hermanos,
A mis Maestros,
A mis Compañeros y Amigos,

A el Novio
Con todo el cariño.

Agradezco la colaboración que se brindaron
en la preparación de esta Tesis a las siguientes personas:

Ing. Adalberto Tirado

Ing. Salvador Escobar

Ing. Virgilio González

Ing. Manuel Felipe Guerrero

I N D I C E

INTRODUCCION

CAPITULO I

Generalidades

Pag. I

CAPITULO II

A) Proceso de Fabricación

" 15

B) Descripción del equipo ya instalado

" 24

CAPITULO III

Parte Experimental

" 31

CAPITULO IV

Estudio Económico

" 55

A) Balance de Material

" 56

B) Costo de Producción

" 59

CONCLUSIONES

" 60

BIBLIOGRAFIA

" 62

- - - - -

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

*Aborro de Cloro en Blanqueo de Pulpa
Semiquimica a partir del Bagazo de Caña*



TESIS PROFESIONAL

JOSE ALISEDA SOTO

MEXICO

1970

A mi Padre

Don Angel Aliseda Olivares

Ejemplo de Rectitud y Abnegación

Con todo mi cariño y

agradecimiento por sus sacrificios

In Memoriam Q.E.P.D.

A mi Madre,
A mis Hermanos,
A mis Maestros,
A mis Compañeros y Amigos,

A mi Novia
Con todo mi cariño.

Agradezco la colaboración que se brindaron
en la preparación de esta Tesis a las siguientes perso-
nas:

Ing. Adalberto Tirado

Ing. Salvador Escobar

Ing. Virgilio González

Ing. Manuel Felipe Guerrero

I N D I C E

INTRODUCCION

CAPITULO I

Generalidades

Pag. I

CAPITULO II

A) Proceso de Fabricación

" 15

B) Descripción del equipo ya instalado

" 24

CAPITULO III

Parte Experimental

" 31

CAPITULO IV

Estudio Económico

" 55

A) Balance de Material

" 56

B) Costo de Producción

" 59

CONCLUSIONES

" 60

BIBLIOGRAFIA

" 62

I N D I C E

INTRODUCCION

CAPITULO I

Generalidades

Pag. I

CAPITULO II

A) Proceso de Fabricación

" 15

B) Descripción del equipo ya instalado

" 24

CAPITULO III

Parte Experimental

" 31

CAPITULO IV

Estudio Económico

" 55

A) Balance de Material

" 56

B) Costo de Producción

" 59

CONCLUSIONES

" 60

BIBLIOGRAFIA

" 62

- - - - -

INTRODUCCION

Es de gran interés industrial, el obtener un ahorro considerable de reactivos en una pulpa semiquímica, ya que - para obtener esta calidad se hicieron experiencias considerando los factores necesarios, así como la realización de un - muestreo adecuado y el análisis de éste material, obteniendo un material con las mejores condiciones de trabajo. El estudio experimental en el ahorro de reactivos, se desarrolló debido a un exceso de reactivos que ocasionaba problemas en la maquinaria, ocasionado por diferentes motivos, tales como:

- . Baja calidad en la materia prima, la que ocasiona en un proceso standard, desajustes variables desde reactivos hasta mecánicos.
- . Mala instrumentación de control.
- . Una mala calidad de pulpa (Terminaciones altas).
- . Mal consumo de reactivos.
- . Alto consumo de cloro.

Este trabajo trata de crear las condiciones de trabajo, haciendo las mejoras en dos tipos:

- a) Mejoras Físicas
- b) Mejoras Químicas

Las Mejoras Físicas, logrando una materia prima, de excelente calidad y una excelente separación adecuada en la maquinaria, tales como los que exponemos en este estudio, logrando la separación del bagazo desde el propio ingenio, con

las siguientes ventajas:

- a) El valor calorífico del Pith o Parénquima, es utilizado y aprovechado para las calderas del ingenio.
- b) Evitamos que la fibra sufra cambios o sea destruida durante la fermentación.
- c) Disminuye la cantidad de bagazo a manipular, trayendo consigo un considerable ahorro en la transportación del ingenio a la fábrica.

Con estas ventajas, y además con un tratamiento posterior, que aumenta el porcentaje de separación, contribuyendo a una limpieza de la fibra y considerando la facilidad ajustable del sistema de digestión continuo, obteniendo una pulpa - semiquímica y química con un ahorro de 3 a 5 puntos en porcentaje de reactivo sobre pulpa seca.

Las Mejoras Químicas, contando con las ventajas que ofrece el sistema continuo y aprovechando la limpieza de la fibra desde su separación, lo cual trae consigo una digestión más uniforme y ahorro de cosa, ya que descartamos las propiedades del pith o parénquima de su gran poder absorbente y de su contenido de lignina en la digestión además que dificultaría el blanqueo, debido a las impurezas adheridas a su superficie, en especial Silico, a su forma y tamaño, dificulta las operaciones de filtrado, lavado y formación de hoja, pues - obstruye los filtros y reduce la velocidad de drenado del agua a través de la pulpa misma, o sea comunica propiedades - indeseables a casi todas las clases de papel.

Tratando de obtener un ahorro de cloro en el proceso standard de blanqueo con las mejoras en el equipo Kamy, - pues en este equipo se tenían problemas, tales como ineficiencia del agitador; debido al medio ambiente con exceso de cloro en la parte superior de la torre de cloración, ocasionando por exceso de cloro, hace imposible las operaciones de los equipos aguas en esa zona, en nuestro estudio hacemos cambios de colocación y adicionamos varios equipos para corregir la deficiencia y tener un ahorro de cloro, adicionando un difusor y mezclador y equipo para regular el control de cloro; evitando la falta de mezclado por la ineficiencia del agitador Kamy, haciendo canalizaciones dentro de la torre que aumentaba notablemente el porcentaje de cloro, ocasionando exceso de cloro en la fábrica contra la seguridad industrial de esta.

Capítulo No. I

GENERALIDADES

Podemos decir que el nivel de vida y la cultura de un pueblo se reflejan directamente en el consumo que se hace del papel. En México se consumen al año según estadísticas 20.5 Kilos de papel por habitante, y es lógico y razonable suponer que dado el crecimiento de nuestro país, este índice de consumo irá gradualmente en aumento.

El aumento de la instrucción en nuestro país ha traído también un lógico crecimiento en el volumen de sus necesidades de papel. Esta instrucción significa un mayor consumo de artículos que antes no estaban dentro de los planes normales de adquisición. Por ello es que las necesidades de papel se hacen más imperiosas aun.

Es de gran interés para el industrial que encuentra un producto de mercado asegurado y de altos rendimientos para su capital, el problema que plantea este aumento es a su vez el aumento en la producción de celulosa y de una mayor tala de árboles y aprovechando cada vez al máximo los residuos agrícolas y podemos nombrar entre ellos los siguientes residuos: bagazo de caña, paja de maíz, paja de trigo, paja de lino y paja de arroz; pero sin embargo, no debe esperarse que la simple posibilidad técnica sea una razón suficiente para -

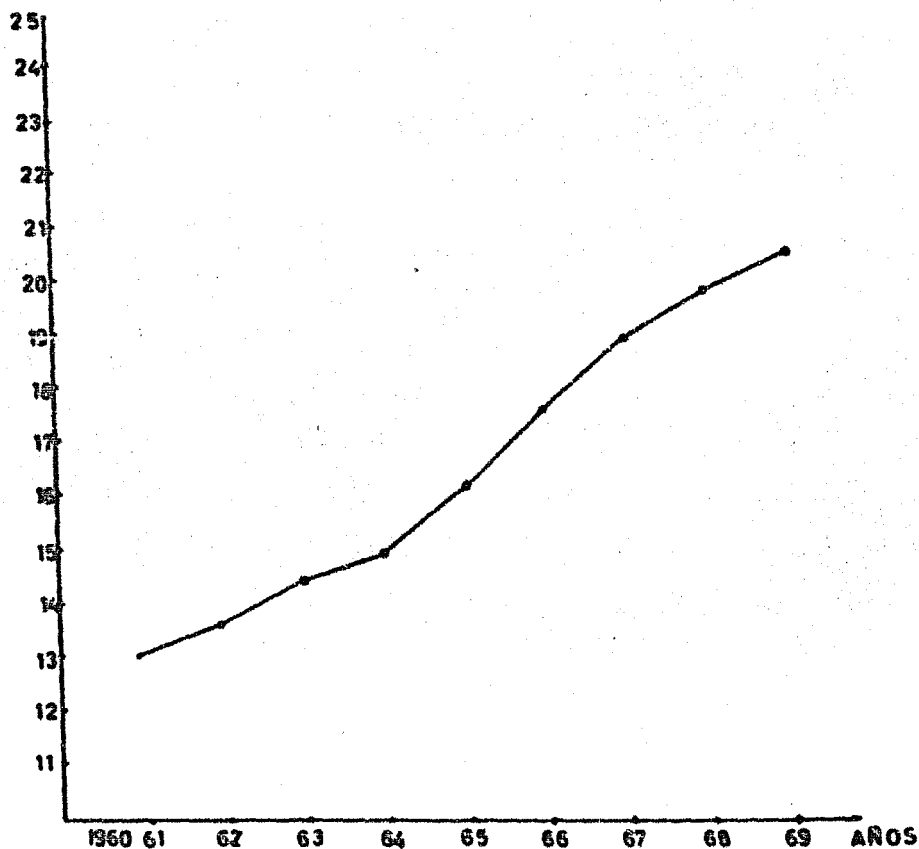
implantar el uso de los productos antes mencionados, sino que es necesario además hacer un estudio económico para su aprovechamiento.

En México existen zonas boscosas muy aisladas y alejadas de los centros de consumo y con un costo de explotación muy elevado.

En la actualidad existe la tendencia a evitar la -desforestación que ha sido ruinosa para nuestro país; luego entonces, nos encontramos ante el hecho de que, la expansión industrial para complementar, las actuales y futuras necesidades de materia prima para el papel, no se pueden buscar en el árbol. En consecuencia, los industriales del ramo tienen interés en resolver el adecuado abastecimiento de materia prima, por otros medios.

En nuestro país existen actualmente cincuenta empresas que se dedican a elaborar pasta de celulosa destinada a la fabricación de papel, pero no se ha llegado a dar satisfacción a todos los requerimientos nacionales en este renglón. México tiene a la fecha un déficit actual de 26,000 Toneladas Métricas de Pulpa Kraft que irá en aumento en los próximos años a razón del 15% anual, y en celulosa sulfito blanca es el 85% - 86% Plancura, tiene un déficit de 20,000 que va a ir en aumento cada año en un 10% a 12%. El déficit en papel periódico es de 145,000 Toneladas Métricas actuales, el consumo aparente de papel en México es de 308,196 Toneladas Métricas.

KG/persona



CONSUMO PER CAPITA DE PAPEL EN MEXICO

De acuerdo con las cifras recientes, el año pasado se importaron 160 millones de pesos en celulosa y 327 millones en papel. Esto por sí solo, indica la urgencia que existe de crear las condiciones dadas para impedir la fuga de nuestras divisas.

Para poder fabricarlos en el país se tendrá que complementar el abastecimiento de las plantas de papel periódico con pulpa de residuos agrícolas. México tiene la necesidad imperiosa de autoabastecerse de todas sus necesidades de celulosa y papel, para ello necesita tener distintas clases de celulosa, que osciladas entre sí, den la calidad y los costos que se obtienen actualmente con celulosa importada con una auténtica pulpa de bagazo que signifique alta calidad y bajo costo, los países que carecen de maderas blandas, pino y ojal, pueden resolver la fabricación de papeles, cartoncillos y papel periódico, mediante la siguiente ecuación:

$$\begin{array}{l} \text{Pulpa de Madera} \pm 50 \% \\ + \\ \text{Celulosa de Bagazo} \pm 50 \% \end{array}$$

Toda clase de papeles blancos,
papeles Kraft, y/o papel periódico.

La importancia de la industria productora de papel puede constatare por el hecho de que en ella trabajan - - - 12,200 personas, pero sobre todo por su ampliación, su modernización y su modificación de muchas técnicas que todavía operaban recientemente.

El gobierno americano ha tratado de satisfacer las necesidades de consumo sin una disminución mayor de su riqueza forestal. La solución se ha encontrado en la obtención de la celulosa de los residuos agrícolas, especialmente la paja. Estos trabajos fueron originados en los laboratorios de Investigación del Departamento de Agricultura de los Estados Unidos en Teoria, Ill., y en ellos se ha visto que es posible - obtener celulosa de la mayor parte de ellos, con resultados prácticos excelentes. Este laboratorio presentó en 1952 ante la convención de superintendentes de manufacturas de celulosa y papel, un estudio el cual decía que encontró que la celulosa producida a partir de los residuos agrícolas de la cosecha de un año en ese período, sería suficiente para satisfacer las necesidades del consumo de celulosa anual.

El uso de los residuos agrícolas para la obtención de celulosa y papel no es idea nueva, se ha intentado y usado desde hace mucho tiempo. La primera vez que se substituyó en México la madera en la obtención de papel, se debió a la dificultad que tenían los indígenas del altiplano para encontrar el amatl, árbol del cual extraían la materia prima y se vieron

obligados a fabricar papel de maguey. Cuando la conquista - encontramos la descripción del proceso que consistía esencialmente en una descomposición por microorganismos de la parte no celulósica de la planta y su cocimiento con agua de ceniza.

El primer intento de utilización comercial del bago de caña fue en el año 1844 en que se mandó un lote de éste a Francia para la producción de papel. Los resultados de esta prueba no se saben a ciencia cierta, pero a raíz de éste embarque se dieron varias patentes de procesos para su aprovechamiento; en Inglaterra se intentó usarlo como sustituto del trapa en la fabricación de papel, sin embargo el bajo precio del zacate de esparto africano hizo que se usara éste último. En América se intentó usarlo por primera vez en Nueva Orleans en el año de 1884, o incluso llegó a publicarse en un diario con el papel producido, a principios de siglo se quiso utilizarlo en Neome, Alaska, pero el costo de blanqueo hizo que se abandonara el proyecto.

En Cuba, el Ingeniero de la Rosa intentó su utilización para producir celulosa propia para la obtención de derivados químicos en el año 1938, pero su intento fracasó. Los primeros éxitos en su aplicación los encontramos en 1940 en Luisiana en donde la Celotex Co., lo empleó para obtener material acústico y estructural, y en Ford donde en Paramonga, una compañía subsidiaria de la Grace, instaló una planta

de obtención de celulosa, para mezclarla con otros tipos de pulpas con miras a usarlo como papel de envoltura, ésta planta sigue trabajando con éxito.

Para comprender la razón de los fracasos trataremos de dar una idea somera de la estructura del bagazo de caña.- Primeramente encontramos que está formado por dos partes - - principales: el tejido fibrovascular formado por haces de fibra y el tejido formado de células, de paredes delgadas que llenan el espacio no ocupado por las fibras; este material no es posible usarlo en la obtención de celulosa y se le ha dado el nombre de pith o parénquima. En los intentos de fabricación de celulosa antes mencionados, se trató de usar el bagazo entero, o sea que se le dejaba el pith por creerse que aumentaban así los rendimientos pero como éste se caracteriza por su gran capacidad absorbente lo que se logró únicamente fue un mayor consumo de reactivos además de una menor resistencia de la fibra. A esto se han debido en gran parte los fracasos; - pero sin embargo, no es este el único motivo pues en un tiempo se pensó que se debía utilizar el bagazo fresco para la obtención de celulosa, lo que significa que la fábrica tendría que seguir el mismo ritmo del ingenio con costos muy altos de producción debido a la baja productividad de la misma.

Se ha dicho que la fibra de bagazo de caña es muy corta y que debido a esto su uso en la fabricación es limitado; si comparamos las dimensiones que se dan a continuación se ve que la diferencia no es considerable y que además la -

PIBRA PROMEDIO

	<u>Longitud</u>	<u>Diámetro</u>
Fibra de Esparto	1100-1500	9-13
Paja de Arroz	1450	8.5
Bagazo	1700	20
Bambú	2700	14
Coníferas	2700-3600	32-43

DISTINTAS CLASES DE BAGAZO

	Reactivo	Tiempo	Temp.	Rend.	Resistencia		
	%	Hs.	°C	SinF.	Muller	Tension	Rasgado
Entero	10	1	99	65.5	76	131	76
Separado	10	1	99	71.9	83	146	86
Entero	8	1	99	67.7	58	112	110
Separado	8	1	99	70.7	96	173	66
Separado	8	1	99	70.1	93	152	63

- 1) Bagazo de Hawaii
- 2) Bagazo de Florida
- 3) Bagazo de México

hoja está formada por una cantidad muy grande de fibras entrelazadas, si suponemos que todas las fibras están con su eje longitudinal en el mismo plano de la hoja de papel, la formación de este no será ya función de la longitud de la fibra, sino que dependerá más bien del diámetro de la misma, ya que con un diámetro mayor llevará un número menor de fibras la hoja; teniendo entonces una formación menos buena de manera que la formación de la hoja será mejor con aquella fibra que tenga un diámetro menor; éste hecho explica el porqué el esparto teniendo una fibra más corta aun produce un mejor papel. Asimismo nos explicamos el porqué el papel tiene menor resistencia al rasgado, ya que transversalmente la hoja será menos continua por la menor longitud de la fibra. La suposición que se hizo de la orientación de la fibra, se ha comprobado experimentalmente. Las pruebas de papel hechas por Arnowsky y Nelson en el U.S. Bureau of Standards, han demostrado que la formación de papel es mejor usando celulosa de bagazo y asimismo hay varias relaciones de bagazo de caña y otros tipos de celulosa con las cuales se obtienen papeles de buena calidad.

De hecho algunos tipos de papel de alta calidad, se pueden hacer con la pulpa de bagazo constituyendo un alto por ciento de material fibroso de la pasta. En la actualidad, las pulpas de bagazo se utilizan prácticamente en todos los tipos de papel, incluyendo los siguientes: para bolsas, envoltura, impresión, escritura, tissue, sanitario, tissue fa-

cial, teallas corrugado, cartoncillos liner, cartones blanqueados, base para papeles recubiertos; y en cantidades limitadas, aun para papel periódico. Gracias a los adelantos en la tecnología, es casi seguro que México sea también el primer país del mundo que en un futuro próximo, comprendido quizá en los años de 1972 a 1977 esté operando con éxito una fábrica de alta capacidad de papel periódico a base principalmente de pulpa semiquímica a partir de bagazo de caña.

En México se presenta el bagazo de caña como el material ideal, ya que lo encontramos concentrado en los patios de los ingenios azucareros previamente lavado y habiéndose eliminado también la sacarosa que haría difícil su almacenamiento, por ser un medio favorable al crecimiento de microorganismos. En México se ha estudiado en los Laboratorios de Fomento Industrial, la obtención de celulosa de plantas de zonas desérticas como la yuca; también hay estudios americanos sobre el coco y la palma, aunque con estos la dificultad es la recolección o bien la necesidad de establecer las plantas de aprovechamiento cerca de los lugares donde se producen, deduciendo que la materia prima más indicada será el bagazo de caña ya que además se están preparando para presentarlo en nuestro país circunstancias que facilitan su aprovechamiento.

Elegiendo por ejemplo una zona cañera de las más importantes como lo es el estado de Veracruz, encontramos una situación ideal, porque ahí además están las instalaciones de Pemex con gasoductos, combustible de mayor y menor costo.

rífico que podrán utilizar los ingenios azucareros en sustitución del bagazo de caña y con las obras hidráulicas que se hacen en la zona del Papaloayan, a cuenta con un fluido eléctrico y materia prima en grandes cantidades.

En resumen podemos decir que los fracasos en la producción de celulosa a partir de bagazo de caña, tuvieron origen en creer que por ser una materia prima barata tendrían siempre buen éxito todos los intentos comerciales. Esta creencia debe ser desechada ya que se ha visto que al vender el bagazo el ingenio debe obtener cuando menos el precio del combustible con el cual sustituye, es decir 12,000 pies cúbicos de gas o dos barriles de aceite combustible por tonelada; puede decirse de un modo general que el precio por tonelada es alrededor de \$150.00 para el bagazo entero teniendo además que dar una regalía al ingenio por los gastos de conversión de las calderas, calculándose en función de las toneladas de bagazo de caña al año, teniendo que incluir el costo de embalaje y transporte lo cual viene a aumentar el costo a \$170.00 tonelada - puesto en fábrica. Este precio se compara favorablemente con el costo de la madera. Pero no debemos tomar a la celulosa de bagazo como un sustituto barato de la madera, sino como una fibra que permitirá tener algunos tipos de papeles con características comparables o mejores a los que se obtienen de caña sola. La cantidad de celulosa de bagazo que pueden llevar algunos tipos de papel, indican que se puede emplear en algunos de ellos en cantidades generales hasta el 50% con la

mejora de las características de resistencia del papel; además permite que sea necesario menos tiempo de batido antes de alimentarlo a la máquina formadora. Se ha visto que una de las características de la celulosa de bagazo de caña es su baja resistencia al rasgado, lo que no permite que sea usada sola en papeles de envoltura, y obliga a que se use mezclada con otros tipos de celulosa a los cuales en general les aumenta la resistencia a la tensión y al rozamiento disminuyendo ligeramente la resistencia al rasgado, estos estudios fueron hechos por el Northern Research Laboratory.

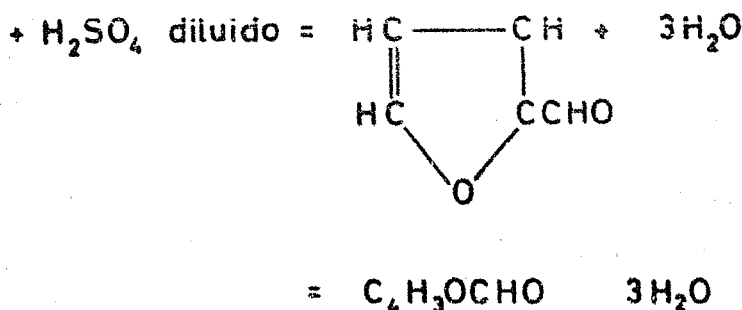
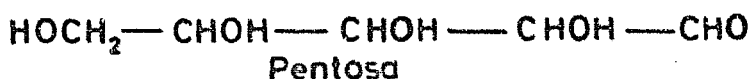
Actualmente se sabe que el pith o médula es indeseable en la fibra durante el proceso de obtención de la celulosa, sin embargo esto no hace que deje de tener valor alguno, pues se han hecho estudios también sobre este producto y se le han encontrado aplicaciones industriales prometedoras, con lo cual se podría montar una industria bien estructurada que tendría una variedad de productos bastante grande, utilizando un mismo equipo para varias operaciones, lo cual daría posibilidades de enfrentarse a las variaciones del mercado.

El aprovechamiento de los subproductos de la agricultura, tienen la doble ventaja de dar un valor económico a materiales que tradicionalmente se han considerado desperdicios estorosos, y de ofrecer oportunidad de empleo para las temporadas que el campo deja libres. La utilización industrial del pith es necesaria para que resulte más económica el proce

so. En Estados Unidos se han hecho numerosos estudios de aplicación del mismo y están basadas unas, en su poder absorbente, usándolo de esta manera como medio de transporte de mieles para forrajes o fertilizantes, estas aplicaciones se han llevado a cabo en escala industrial.

La aplicación que presenta actualmente más perspectivas, es su utilización como medio de suspensión para forrajes, cuando se preparan fórmulas que tienen un ingrediente líquido, cuyo manejo es difícil; debido a esto se usan absorbentes y es esta función la que el pith puede llenar con muy buenos resultados. Se ha encontrado que puede absorber 30 veces su peso de agua, además debido a que tiene la característica de desabsorber poco a poco las mieles y el agua, sirviendo como regulador de la cantidad de miel en el estómago del rumiante; además tiene goma arábica que se desdobra en el estómago en el azúcar correspondiente. En México la Cia. Industrial de Ayotla produjo forrajes de este tipo. Una aplicación práctica la encontraron los ganaderos, los cuales aprovecharon las características del pith, utilizándolo como cama para el ganado para la higiene de las vacas y de los establos. Otra aplicación muy interesante del pith está basada en la hidrólisis de las pentosanas que contiene, mediante ácido clorhídrico o sulfúrico para obtener furfural. Este se usa como solvente en la industria del petróleo para la refinación de aceites, en la industria de nylon se emplea para la formación de una de las partes de la molécula de la misma, y para obtención de alcohol furfurílico y resina furfúrica para preparación

nes anticorrosivas que ha dado magníficos resultados, así co-
mo también en la fabricación de butadieno y las resinas fenó-
licas; como solvente para la nitrocelulosa, como fungicida y
herbicida, y en la fabricación del ácido adípico y adiponitri-
lo.



Los pentosanos son carbohidratos complejos, que se encuentran junto a la celulosa en ciertos tipos de vegetales, de preferencia plantas de ciclo anual, y particularmente en la paja de cereales, en el bagazo, en la cáscara de avena, en el olote del maíz. Los pentosanos tienen este nombre porque por hidrólisis dan lugar a las pentosas, o sea azúcar con cinco átomos de carbono.

El consumo de furfural no es muy elevado en México, pero es de preverse un aumento bastante rápido en su demanda.

En 1966 se importaron 475 Toneladas, por un valor de \$1,970,000.00; o sea a \$4.14 / Kg., puesto en la frontera. En México el principal consumidor sería Petroleos Mexicanos, ya que el producto que se puede usar en su lugar que es el - fenol tiene un costo muy superior. La capacidad de la planta estaría dada por el consumo aparente. Los estudios hechos en Estados Unidos, indican que la planta más económica es de 10-Toneladas diarias de capacidad, si bien en México, esta capacidad se debe tomar con reservas debido a que se obtendría como un subproducto de la planta de celulosa y el costo de almacenamiento de la materia prima se cargaría no sólo a la planta de furfural sino también a la de celulosa; además el costo de los reactivos sería menor, porque se podrían usar licores de la torre de cloración que salen con un pH de 2, en vez de comprar ácido, además el exceso de pith se podría usar en la fabricación de forrajes o como medio de suspensión de fertilizantes.

Existen firmas de importancia mundial sumamente interesadas en asegurarse el abastecimiento de furfural, por cantidades mucho mayores a las indicadas a nuestro caso, y dispuestas a cerrar contratos de compra por plazos largos. Así que, aunque el mercado pueda tener una demanda del 20% de la producción, la colocación del excedente podría asegurarse de antemano. Una planta de 10 Toneladas diarias de capacidad es de tamaño pequeño. Las plantas americanas tienen una capacidad de 35 a 55 Toneladas diarias. Se supone que el as-

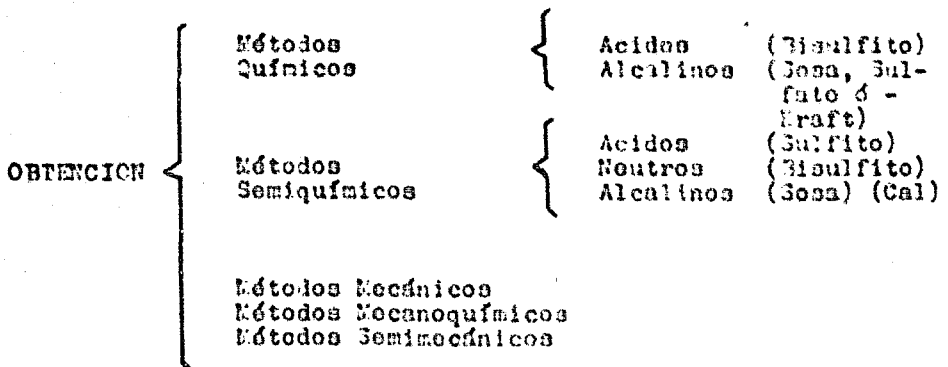
pecto económico no resulta muy atractivo por ser la planta de masiado chica. La respuesta favorable puede encontrarse en la recuperación que sea posible obtener de los desperdicios sólidos, si se encuentra para ello una aplicación apropiada. Esta aplicación puede encontrarse en la fabricación de fertilizantes imregnados, es también cierto que mientras no se utilice todo el subproducto sólido, la planta de furfural tendría una utilidad mucho menor, pero para quien tenga fe en el campo y en la industrialización de México, el éxito y los dividendos no dejarán, a la larga, de compensar el esfuerzo.

Todos los métodos de separación en seco, consisten esencialmente de una mayor desintegración del bagazo y un paso posterior para algún tipo de cedazo para colar el pith o parénquima, la cantidad de pith que se produce por tonelada de bagazo, está en función del porcentaje de la separación y varía de 185 Kg. a 350 Kg. por tonelada.

A) Procesos de Fabricación

B) Descripción del Equipo ya Instalado

Los procesos de obtención de celulosa son desde el punto de vista de los reactivos esencialmente los mismos, que para la madera, o sea sulfito y soda; el cocimiento con sulfito ácido, se ha visto que no es propio para el bagazo y en general para los residuos agrícolas. El rendimiento de los cocimientos varía según la cantidad de reactivos y el lugar - de origen del bagazo de caña, esto último se debe a la diferencia de composición del bagazo según del lugar de donde provenga.



Los procesos de cocimiento los podemos dividir en - continuos y en lote. Los procesos en lote son esencialmente los mismos que para la madera; el proceso a la soda es el más usado para la producción comercial de la pulpa a partir - de los residuos agrícolas. Se emplea soda en concentraciones de 8 al 16% sobre bagazo seco en digestores rotatorios o es-

tacionarios con tiempo de contacto que varía de 1 a 5 horas y presiones que van de atmosféricas a 100 psías. El proceso - Marsoni, usado mucho tiempo en Italia, lo emplea la fábrica Marsoni Villarba, que produce pulpa de paja y papel glasinado. Es un proceso a la sosa en frío que requiere de 15 días para completar la reacción.

PROCESOS ACIDOS

El Proceso al Sulfito. Puesto en práctica en gran escala por primera vez, por C.D. Ekman, en 1886, es el único proceso debido de cierta importancia, y se usa ampliamente para la fabricación de pulpa a partir de madera, y en mucho menor grado a partir de otros materiales vegetales fibrosos. Las condiciones de cocción varían; la llamada " hervida rápida ", implica generalmente de 7 a 8 horas, y a 1:5 - 160°C, - mientras una hervida lenta requiere hasta 30 horas a 125 - - 135°C.

PROCESOS ALCALINOS

Estos procesos caen dentro de cuatro grupos principales, a saber;

Cal.- Este reactivo se usa principalmente en donde se requiere una hervida relativamente moderada, para la fabricación de una pulpa de baja calidad, en la cual no se hace intento alguno para eliminar más que una proporción relativamente pequeña de dichos constituyentes.

Hidróxido de sodio.- Se puede considerar como un producto químico muy útil, de aplicación general en procesos

de cocción, y se ha usado para tratamiento de una gran variedad de materiales vegetales variando las condiciones de trabajo considerablemente de acuerdo con el tipo de material procesado. Este proceso es muy popular debido a la comodidad que representa. A diferencia del proceso al sulfito, no requiere una planta especial de preparación del licor, bado que solo necesita disolver el peso requerido de sosa caustica en un volumen conocido de agua, además se puede disponer facilmente del licor usado, esto se logra por medio de un proceso de recuperación, el cual permite que la materia orgánica se queme y se use como combustible, y que el álcali se regenere para poderlo utilizar. Al mismo tiempo, las pulpas a la sosa generalmente difieren de las pulpas al sulfito, en que son del índole "más suave" (es decir, más débil), no obstante que son más voluminosas y más blancas después del blanqueo. Los efectos de la sosa cáustica sobre algunos constituyentes de las plantas, pueden ser diferentes a los del licor al sulfito. Normalmente la celulosa se afecta poco, y las ligninas sufren complicadas reacciones, de naturaleza hidrolítica, que parecen afectar principalmente a los grupos hidroxifenólicos y dar como resultado compuestos que son solubles en álcali. Sin embargo, un punto importante de diferencia se refiere a las grasas y resinas. Estas se saponifican produciendo jabones solubles, de modo que en general las pulpas obtenidas por procesos alcalinos son mucho menos propensas a las dificultades de las resinas. Ciertos constituyentes carbohidratados, por supuesto se hidrolizan franca y fácilmente bajo las condicio-

nes alcalinas de la cocción y se eliminan finalmente como -
productos solubles.

Carbonato de Sodio.- De poco uso comercial, debido a que es menos potente en su acción.. Su principal uso, es - donde requiere un licor cuyo efecto esté comprendido entre la cal y la sosa cáustica.

Sulfato de Sodio o Sulfuro de Sodio (Kraft).- El - proceso al sulfato ha obtenido un lugar prominente durante los últimos 30 años y casi ha reemplazado el proceso a la sosa para la producción de pulpa alcalina de maderas coníferas. La - pulpa resultante mejora notoriamente, tanto en rendimientos - como en resistencia, aunque es de color más pobre. Los métodos recientes del blanque han superado ésta dificultad. El - proceso de cocción de ningún modo está restringido a la madera, y las pulpas resultantes se conocen como pulpas al sulfato o Kraft.

La química general de la cocción al sulfato es similar a la del proceso a la sosa, puesto que ambas se llevan a cabo en medio alcalino. El sulfato, sin embargo, actúa directamente siendo reducido a sulfuro de sodio por ignición con el carbón producido durante la etapa de combustión del proceso de recuperación. El sulfuro de sodio resultante es la verdadera fuente de álcali; sin embargo el sulfuro libera álcali - sólo conforme éste se consume. La presencia de sulfuro de sodio da una acción más suave y aumenta el rendimiento ligeramente, dando una pulpa más fácil de blanquear.

La cantidad de reactivo usado puede variar de 20 a 30% sobre el peso de la materia prima, de acuerdo con la facilidad de blanqueo, que se requiera en la pulpa resultante, como en el proceso a la sosa, los licores al sulfato tienen especialmente un olor desagradable, por lo que generalmente éste proceso no se utiliza en zonas densamente pobladas.

Lososulfito de Sodio.- El producto químico activo en éste caso es el sulfito de sodio (Na_2SO_3). El proceso también se conoce como proceso al sulfito neutro, para distinguirlo del proceso al sulfito ácido. Las condiciones de cocción, indudablemente son muy similares a las utilizadas para las pulpas alcalinas. Con éste método ha probado tener rendimientos relativamente altos a partir de pastos y residuos agrícolas; las desventajas son la menor blanqueabilidad de las pulpas y el hecho de que hasta ahora el licor no ha podido ser recuperado económicamente. El método está bien probado para la producción de pulpas semiquímicas, especialmente de maderas duras.

Proceso al Bisulfito.- De éste proceso se ha recuperado parte de la materia orgánica, obteniéndose vainillina. Desde el final de la Segunda Guerra, un número considerable de fábricas de pulpas al sulfito que usaban base de calcio, han sido convertidas a la operación con base de amoníaco.

Los procesos continuos se han empleado con éxito ya en plantas de celulosa, que parten de algodón, bagazo y maderas; los más modernos y eficientes son de tipo de tubos horizontales en los que la pulpa se va desplazando empujada por un cu-

sano; funciona a presiones elevadas y el tiempo de cocimiento viene dado por la longitud de los tubos y el paso del gusano, el uso de la alta presión y temperatura permiten la producción de pulpas blanqueadas o completamente blanqueables y de gran resistencia, un ejemplo en este tipo sería el macerador Clasa y el digestor continuo "Fandia" (chemi pulper).

Las modificaciones y patentes se refieren más bien a la alimentación de la fibra a los tubos y a la descarga debido a que funcionan a presiones, es necesario formar un sello del mismo material que se está tratando, para evitar el escape de vapor; es en el sistema de alimentación en el que se encuentran las diferencias entre los digestores y entre los distintos equipos.

Originalmente se creía que era necesaria una cocción larga a fin de no dañar las fibras individuales. Se ha ido demostrando sin lugar a duda que la cocción del bagazo puede hacerse a altas temperaturas por cortos espacios de tiempos - sin que se dañen las fibras siempre y cuando el bagazo se manipule correctamente. Este descubrimiento ha permitido desarrollar ciclos de cocción para temperaturas y presiones mucho más altas que las que pueden ser económicamente desarrolladas en los digestores continuos.

El primer sistema usado para cocinar el bagazo fue el de Temples siguiendo la barra de las fábricas de pulpa de madera. Se encontró que este sistema que trabajaba perfectamente en madera, no servía para bagazo a no ser que se modifi-

cara, bien proveyéndolo de agitación interna o bien dándole movimiento a los digestores. El primero en usar tubos fue el proceso Forley en Inglaterra, para el tratamiento de residuos agrícolas, pudiendo emplearse con éste sistema sosa o sulfato en proporción de 1 a 1, respecto al bagazo seco. La inyección de vapor se hace en cada uno de los tubos.

Otro proceso continuo es el Tagonato que se emplea en Europa desde hace tiempo, para producir corrugados y papel de envoltura. Se usa 5% de sosa sobre paja y se usa de una torre en la que se alimenta por la parte superior los reactivos y la paja se descarga en la parte inferior a la cámara de reacción que cuenta con un agitador lento; aquí se agrega vapor hasta elevar la temperatura a 102°C estando formada por un cilindro horizontal al final del cual sale pulpa cocida de buena calidad para envolturas y corrugados. El tiempo de reacción en éste proceso es de 4 horas.

El proceso Celdecor Fossilo, es una variación al proceso a la sosa y es uno de los usados más ampliamente en el mundo para la producción de pulpas de los residuos agrícolas, incluyendo el bagazo de caña, y fue desarrollado originalmente en Italia por el proceso Fossilio y ha sido modificado por la Cellulose Development Corp. de Inglaterra. La diferencia fundamental del proceso Fossilio, es la cantidad relativa de sosa y cloro, usadas para el tratamiento de las pulpas. En los procesos normales, la mayor parte de la lignina se elimina en el cocimiento, empleando para el blanqueo cantidades relativa-

vamente pequeñas de cloro o hipoclorito, en cambio en el proceso Foxilio se emplean cantidades pequeñas de sosa en el cocimiento, seguidas de cantidades grandes de cloro, clástico o hipoclorito para el blanqueo.

El proceso Kamy se ha usado con buen éxito en el cocimiento de madera, tiene un agitador vertical cilíndrico - con diámetro aproximado de 2 metros por 20 de altura. Al cocer madera, se recircula el licor, y la digestión se lleva a cabo a presión al ir bajando los licores por la torre.

El proceso sacroquímico, se desarrolló en los laboratorios Regional del Norte en Teoria, Ill., y es una modificación al proceso a la sosa o al sulfato; se emplea para la producción de pulpa de los residuos agrícolas. La diferencia fundamental estriba en que éste proceso se lleva a cabo a presión atmosférica operando a temperaturas de 100°C. El cocimiento se hace en pulperizadores especiales, tales como el hydra-pulper a una consistencia de 10, empleando vapor directo para llegar a la temperatura de operación. El tiempo de cocimiento va de media a una hora para la producción de pulpa adecuada para corrugados de alta calidad o pulpa capaz de ser blanqueada químicamente.

Respecto a la fibra del bagazo de caña, presenta muchas posibilidades de uso ya sea como pulpa de celulosa, cartón o corrugado, material acústico, aislante y estructural.

El proceso Azeotrópico, basado en la disolución li-

recta de la lignina sin reacción química que en un futuro no muy lejano tendrá un papel preponderante en la Industria de la Celulosa.

3) Descripción del Equipo ya Instalado.

Para con rendir la parte de nuestro trabajo, necesitamos describir el proceso de fabricación y el tratamiento que recibe el bagazo desde el ingenio hasta los digestores de la fábrica, pues como ya hemos mencionado antes, intervienen factores que afectarían el proceso variando la calidad de la pulpa y principalmente los rendimientos, pues tratamos de obtener una pulpa semiquímica con un porcentaje del 15 a 17, bajando de 2 a 4 puntos el porcentaje de reactivo sobre pasta seca en las condiciones óptimas de digestión. Describiremos el proceso al paso del material: la calidad del bagazo es un factor vital en la fabricación de la pulpa, y no podemos destacar lo suficiente esa importancia. La calidad del bagazo varía notablemente de un país a otro, de un ingenio a otro del mismo país y hasta un ingenio determinado, dependiendo en la variedad de caña que el ingenio esté moliendo y lo podemos definir como el residuo fibroso que queda de la caña después de su molienda, teniendo una composición global de fibra leñosa, sacarosa, glucosa, agua y pequeñas cantidades de otros componentes, y ésta calidad de las fibras depende en gran parte en el equipo de molienda del ingenio, si es una o no desfibradora, etc.

El bagazo contiene aproximadamente de 2 a 3 % del peso de azúcar, cerca de un 48 a 52% la peso de humedad, y de

30 a 35 % de parénquima o pith.

El bagazo que se utilizó, fue del ingenio Zcatepec, en donde se instaló una máquina separadora especial, donde se podía obtener bagazo separado o mandar directamente bagazo - integral.

Las ventajas de hacer la primera separación en el ingenio son muchas. Primeramente todo el pith separado es quemado en las calderas del ingenio, siendo así posible recuperar su valor calórico y obtener una térmica mayor o utilizándolo como ya mencionamos anteriormente. En segundo lugar se evita que la fibra sea destruida durante la fermentación, y en tercer lugar la cantidad de bagazo a manipular después del ingenio disminuye notablemente, ya que el peso del bagazo parcialmente limpio que requiere la fábrica de pulpa, es mucho menor que el que se requeriría si no se le hubiese separado.

Con los sistemas existentes en la actualidad, es posible separar aproximadamente las dos terceras partes del pith en el bagazo del mismo ingenio, o aproximadamente del 15 al 17 % del peso total del bagazo.

Para una mayor claridad en la descripción del tratamiento nombrado, al separar del pith o parénquima del bagazo - como ya dijimos, al ser almacenado pierde una gran cantidad de humedad, y adquiere una rigidez en grandes volúmenes sumamente

duros, que necesitan ser desmenuzados lo mejor posible, hasta obtener la fibra casi sola; enseguida es pasado por medio de un conductor de aliro con pequeñas trampas abiertas con tela de alambre de 20 mallas, que ayuda a eliminar una gran cantidad del pith suolto, y que va acompañado al resto del bagazo.

El conductor lleva el bagazo hasta un separador rotativo inclinado, también acondicionado con tela de alambre de 20 mallas y que elimina casi la totalidad del pith suolto que logró pasar a través de las trampas del conductor. Consistiendo en una acción mecánica de rotación de cartillos y que por dicha acción, las partículas del pith son separadas del bagazo. La acción mecánica es esencialmente un proceso de fricción. Así el bagazo le cada parcialmente separado con una humedad contenida de 18 - 50 % es empacada en pacas aproximadamente de 100 kilos.

Estas pacas son puestas a secar al sol en los patios del ingenio durante 10 días. Empezando la fermentación el tercer día, acelerándose el proceso de secado, con una pequeña pérdida de celulosa en la fibra. Las pacas se transportan a la fábrica donde el 50% del bagazo es almacenado en los patios, por lo general aquellas no están en grandes tongas a la intemperie, y el bagazo es utilizado durante la época que no trabaja el ingenio (zafra), el otro 50% es procesado.

Si el bagazo no recibe del almacén, viene casi seco

y en pacas de alta compresión, en forma de terrones duros, que deben ser desmenuzados lo más perfectamente posible por un desintegrador de diseño especial. El material seco, suelto, puede entonces separarse en fibra dura y parduquina.

La descripción del método seguido la vamos a dividir en dos grandes pasos; el tratamiento mecánico o de separación de la fibra y el pith, y el tratamiento ya de elaboración o tratamiento químico.

Las pacas son picadas y desmenuzadas pasando por un conductor de pacas de velocidad variable, que está conectada a la máquina y ajustada a un amperímetro graduado en kilogramos, controlando la alimentación del material a la fábrica; - éste conductor de pacas introduce las pacas a la máquina abridora que produce el mínimo daño a las fibras. Las fibras del bagazo suelto pasan por una segunda etapa de separación, usándose el procedimiento descrito, y es similar a la función que desempeña la máquina Horkel para éste uso; pasando posteriormente el material a una banda magnética para retirar por gravedad fierros o alambros que tra consigo el bagazo, por medidas de seguridad, se intercalan tramos para fierros en diversas etapas del proceso.

La fibra que queda limpia es ramada por un ventilador a un ciclón donde el bagazo cae a un compactador para reducir el volumen e impregnar a las fibras, una vez hecho el material es forzado por un extrusor horizontal (alimentador - continuo para alta presión) hacia el digestor, conteniendo una

boca de entrada para licor de coccimiento y vapor.

El sistema de cocción continuo ofrece:

- a) Suministra inintermitentemente regulado del bagazo al sistema (en función a la señal del conductor de racas)
- b) Pre-impregnación de las fibras del bagazo
- c) Alimentación continua al digestor
- d) Compresión gradual al introducir las fibras a la zona de acción
- e) Movimiento regulado a través de la zona de digestión bajo condiciones uniformes
- f) Descarga continua con acción desfibradora

Esta digestión se lleva a cabo con una presión de 5 a 6 Kilogramos por centímetro cuadrado, obteniéndose excelentes resultados respecto a rendimientos o índices de permanganato, observándose un tiempo corto, siendo aproximadamente de 15 minutos y los índices bajos. La lignina es reducida hasta valores de 3 a 4 en pulpa química a valores de 6% en pulpa semiquímica. La lignina en las fibras de bagazo generalmente sirve como un ligador, dando un gran número de haces; cada haz contiene en su centro una gran cantidad de celulosa y como envoltorio una estructura formada por la polimerización de la lignina. Las uniones de la lignina en la materia prima celulosa se rompen y es este el principal objeto de las distintas técnicas, utilizadas en liberar la celulosa, de las capas envolventes de lignina, generalmente se habla de la lignina como un tipo definido; ello no quiere decir que las ligninas

de procedencias distintas sean idénticas; puesto que la lignina es insoluble en todos los disolventes conocidos. La obtención de celulosa debe consistir en separar la lignina respetando lo más posible la celulosa. Habrá que tomar en cuenta que no existe un procedimiento de separación absoluta de la lignina, y es por ello, que aun después de tratar la fibra, encontraremos restos lignínicos en mayor o menor cantidad.

El porcentaje de xilanos, y gomas arábigas en la pulpa es controlada por el licor en el tiempo de digestión, el exceso de tiempo ocasiona una reabsorción de xilanos, haciendo una pulpa débil. Al final del digestor, el material pasa por el descargador con acción desfibradora, es enviada la pulpa a alta consistencia a un disco refinador donde las fibras de celulosa quedan libres.

Este sistema de refinación produce el mínimo daño a las fibras de celulosa, y la longitud de ellas es controlada por el clasificador Burr McNett, pasando a un lavador Cowan. El material aceptado es mandado a lavado a un filtro Dorr Oliver y el material no aceptado pasa por las cribas Jonsson donde el material recibe un tratamiento para poder aprovechar las fibras en buenas condiciones y el rechazo es devuelto a los digestores para repetir el ciclo. La pulpa que ha sido aceptada es bombeada hacia dos pasos de limpieza, uno el filtro Dorr Oliver donde las fibras son lavadas y los licores son recogidos para otros usos. Este sistema se debe -

controlar:

- a) Número de pajas por hora interpretada
- b) Por ciento de separación
- c) Litros por minuto de sosa caustica
(En digestión se deben tomar muestras).
- d) consistencia
- e) Licor residual expresado en Gr./lt.
- f) Permanganato de la pulpa

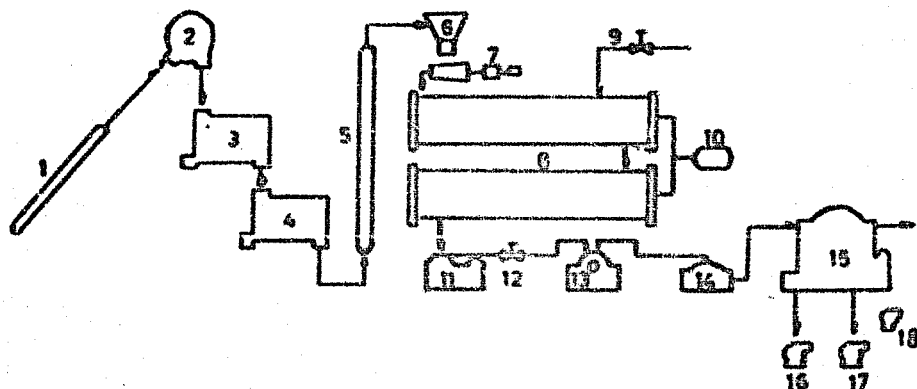
La pulpa lavada, una parte se lamina y se pone a secar para ser distribuida como pulpa cruda, la porción que queda, es blanqueada, por medio de un proceso standard en la planta de blanqueo.

Las ventajas de éste proceso son:

- a) La alta eficiencia de doble paso de desmedulación que contribuye a una limpieza de la fibra fuera del pith a un bajo costo.
- b) La facilidad ajustable del sistema de digestión continua que ya mencionamos anteriormente.
- c) La eficiencia de una alta presión, la fricción recíproca y el sistema de refinación y depuración con el menor grado posible a las fibras.
- d) El alto grado de freedom, permitiendo dos pasos de lavados, bajando los gastos de obtención

El objeto fundamental de las experiencias, consistió en la determinación de los factores necesarios como, la realización de un muestreo adecuado sobre el material recibido y - los análisis de éste mismo material, la obtención de pulpa - variando las diferentes condiciones de concentración de reacc-

REPRESENTACION DEL PROCESO CONTINUO



- 1.- Conductor de Vel. Variable
- 2.- Abridora
- 3.- Separadora
- 4.- Sistema magnético
- 5.- Elevador neumático
- 6.- Compactador
- 7.- Extrusor
- 8.- Digestores continuos
- 9.- Reactivos (licores blancos)
- 10.- Controlador de presión automática
- 11.- Descargador
- 12.- Válvula de descarga
- 13.- Refinador y Depurador
- 14.- Cribas
- 15.- Filtro lavador
- 16.- Bomba licor negro
- 17.- Bomba licor blanco
- 18.- Bomba de recirculación

../..

CUADRO DE CALIDADES DE PULPA

CLAVE	I	II	III	IV	V
NOMBRE	Química	Química	Semiquím	Semiquím	Semiquím
%NaOH	24	20	16	14.5	11
Nº KMnO ₄	10	15	17	22	30
C R I B A	14	---	0.2	---	0.5
	20	---	---	---	3.027
	40	---	---	---	13.24
	100	---	---	---	18.51
	72	69.8	70	65.8	38.13
%FINOS	20	30	30	33.6	37.1

tivos para obtener una pulpa que presentara las mejores condiciones de cocción, refinación, decoloración y lavado, para el blanqueo adecuado para esta pulpa. Podemos decir que los resultados que se obtuvieron en este trabajo respecto a la facilidad de blanqueo, no serán los óptimos debido al grado de lignina, ya que en la prueba usamos un número de permanganato de 15 a 17 ya que es casi imposible en un proceso continuo - tener un número de permanganato constante, debido a las variaciones que sufre el material en el sistema de alimentación, esto no quiere decir que existan variaciones que desajusten el proceso, esto se logra teniendo en consideración lo mencionado anteriormente, pues una alteración en las características del material no es más que debido a una variación o desorden en el sistema de producción, y por lo que respecta al blanqueo de la celulosa, estos desordenes pueden ser muy variados, por ejemplo: un mal consumo de materia prima fibrosa, o de reactivos, mala instrumentación o descuido del proceso, baja calidad en las materias primas, procesos anticuados, etc., hacen que el consumo de los reactivos aumente.

El mecanismo de blanqueo consiste fundamentalmente, en la eliminación de impurezas que causan el colorado de la pulpa; en otras palabras es una etapa de deslignificación de la celulosa mediante la conversión de la lignina en sustancias solubles o incolores, o sea que el blanqueo de pulpa es la continuación del proceso de deslignificación. Esto se logra con agentes oxidantes y agentes reductores tales como, el cloro, hipoclorito de sodio, peróxido de sodio, hidrosulfito de zinc, etc.

La aplicación de cloro directa a la suspensión de fibras empezó en 1930, para efectuar la deslignificación bajo condiciones óptimas, era posible solubilizar una gran parte de las ligninas en forma de cloro ligninas, sin dañar la celulosa; así, un tratamiento ligero con hipoclorito al final, era suficiente. Pocos años después empezó el uso de un paso de extracción alcalina de la pulpa con sosa caustica, después del paso de cloración. Esto aumentaba la deslignificación y el blanqueo necesitaba menos hipoclorito.

En los últimos años se ha empleado con éxito el dióxido de cloro, en lugar del tratamiento de hipoclorito, lográndose producir pulpas de alta calidad y brillantes.

La reacción del cloro con la lignina no está explicada completamente. En la desconexión de la estructura

los han sido como los pesos moleculares, variables. También
Respecto a la difusión de la lignina, los resulta-

distintos.

cuales se han hecho experiencias de velocidad de reacción y -

radicales sulfúricos; y es con estos compuestos sobre los -

3,000 a 10,000, comportándose como iones polivalentes por los

peso molecular, se han encontrado fracciones con pesos de -

las resinas. En estudios hechos para la determinación de su

los el sulfito, presentan polimerizaciones de la lignina con

hacen con ligninas extraídas de licores negros de cocien-

un solvente específico para ella; además las pruebas que se

de la lignina no se ha llegado a conocer, es la ausencia de

Tal vez una de las razones por las que la fórmula

además de componentes.

que datos a continuación, y como se ve, encuentra un mayor -

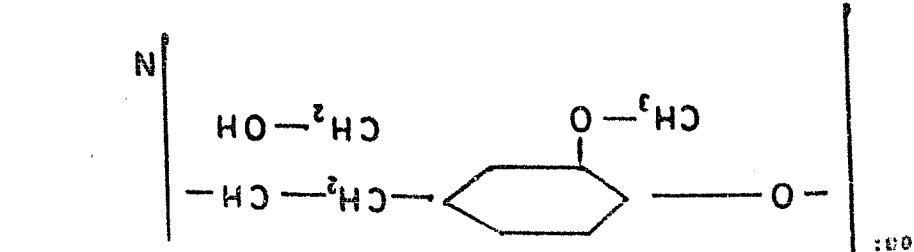
jo sobre los constituyentes estructurales de la lignina, los

constituyente de la lignina. Adler publicó en 1957 un traba-

por Freudenberg; sin embargo, esta no parece ser el único

encontrados para el valor de 12 según la fórmula propuesta -

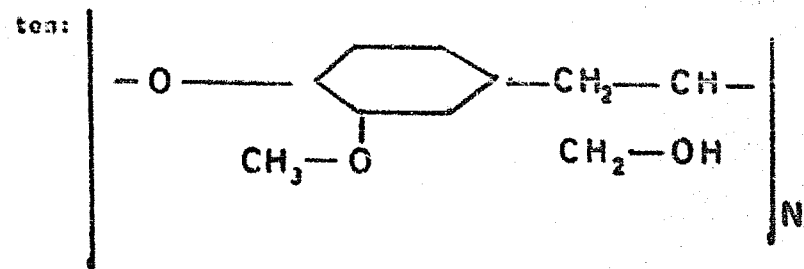
Es pues, un polímero de un derivado del guayacol,



la lignina está formada por cadenas de sus fórmulas siguen-

tural de la misma impide un estudio completo de la reac-

la lignina está formada por cadenas de las fórmulas a



Es pues, un polímero de un derivado del guayacol

encontrados para el valor de 12 según la fórmula pro-

por Freudenberg; sin embargo, esta no parece ser el

constituyente de la lignina. Adler publicó en 1957 un

jo sobre los constituyentes estructurales de la ligni-

que datos a continuación, y como se ve, encuentra un

además de componentes.

Tal vez una de las razones por las que la f

de la lignina no se ha llegado a conocer, es la ausen-

un solvente específico para ella; además las pruebas

hacen con ligninas extraídas de licores negros de coc

tos el sulfito, presentan polimerizaciones de la ligni

las resinas. En estudios hechos para la determinación

peso molecular, se han encontrado fracciones con pesos

3,000 a 10,000, comportándose como iones polivalentes

radicales sulfúricos; y es con estos compuestos sobr

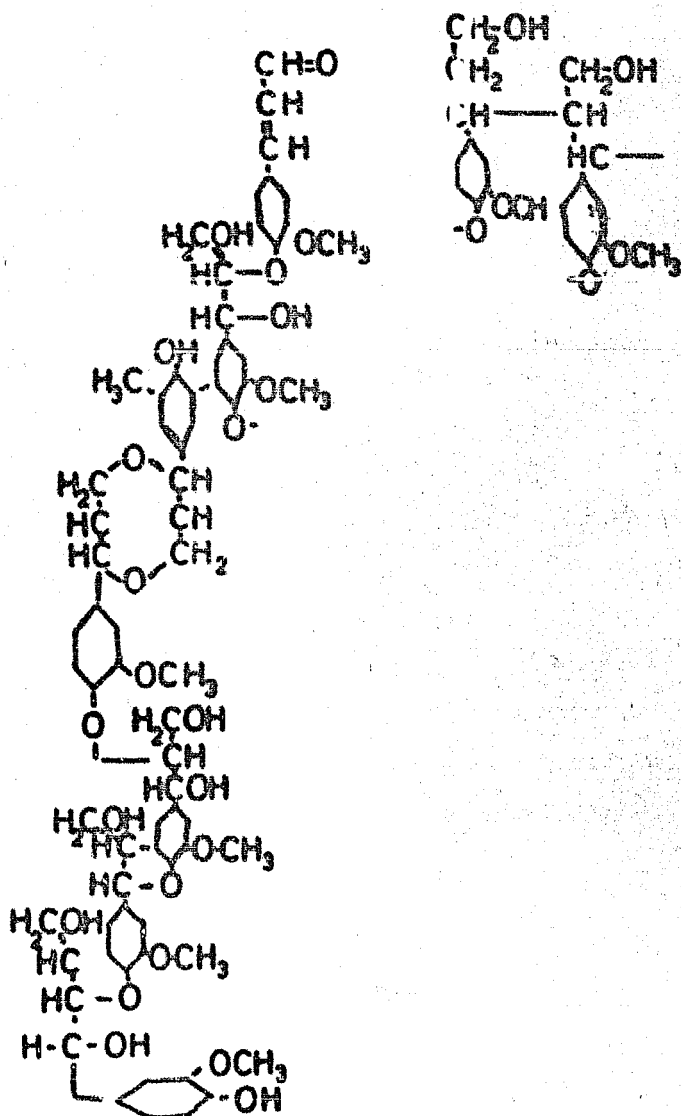
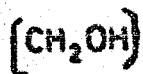
cuales se han hecho experiencias de velocidad de reac

difusión.

Respecto a la difusión de la lignina, los m

los han sido como los pesos moleculares, variables.

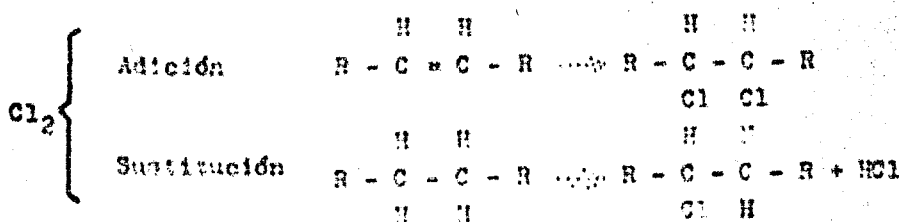
COMPONENTES DE LA LIGNINA SEGUN ADLER



en las ligninas oxidadas mediante Cl_2O , se presentan velocidades de difusión lentas; las experiencias de Adler, resultaron diferentes a los hallados por Bjorkman, si bien las diferencias no eran considerables.

Adler encontró durante sus experiencias, que la lignina se encontraba unida no a la fibra de celulosa, sino a las pentosanas que se encuentran en las materias primas: esto explica el porqué el pith del bagazo tiene la mayor cantidad de lignina, ya que es el que también tiene la mayor cantidad de pentosanas. Los cocientes de los porcentajes de la lignina y pentosanas en la fibra separada y el pith, son de .938 y .918 respectivamente si bien en el bagazo entero el porcentaje es distinto.

La reacción del cloro con la lignina parece verificarse en las cadenas laterales, si recordamos que la cantidad de cloro necesaria para el blanqueo, se determina mediante el número de permanganato, el cual reacciona con las cadenas laterales, podemos pensar que es aquí donde hay la reacción de sustitución del cloro, ya que se ha visto que simultáneamente se verifican los tipos de reacción, una de sustitución y una de adición para solubilizar los compuestos orgánicos.



En la adición, se vea la fórmula de Fremylenberg,

adío se podría llevar a cabo, rompiendo las dobles ligaduras de los nucleos benzenicos; en la fórmula de Adler, en cambio, la adición sería en las dobles ligaduras, la cantidad pequeña de dobles ligaduras en comparación con el total de cadenas laterales de lignina, explica la mayor importancia de la reacción de sustitución.

Durante la reacción del cloro con la lignina se lleva a cabo simultáneamente una oxidación: ésta es más rápida también en un medio ácido y parece presentarse después de que se ha llevado a cabo la reacción del cloro con la lignina.

La extensión de ésta oxidación se regula mediante la concentración de cloro sobre pasta seca. Debido a que la alteración de las variables mencionadas en el capítulo anterior cambia la cantidad de cloro necesario para el blanqueo, es preciso determinar el cloro necesario a intervalos regulares de tiempo; para ello existen varios métodos empíricos que se pueden dividir en:

- 1.- Determinación del número del cloro
- 2.- Número de permanganato

Los primeros son la cantidad de cloro que puedan absorber 100 gramos de pulpa seca y entre ellos se encuentran, el número de cloro de Enso Schmalbe, el cloro necesario de Fahlberg el hipoclorito necesario de Griffin además el Tinagle - Bromido que aplica soluciones de bromo en vez de cloro. Entre los segundos se encuentran el de permanganato rápido, el normal de Fahlberg y el de Mordmann.

Los más empleados por su simplicidad y rapidez son los números de permanganato, que podemos definir como los mililitros de permanganato de potasio .1N, que absorbe un gramo de pulpa seca: la determinación se hace agregando volúmenes iguales de permanganato .1N y sulfúrico 4 normal a volúmenes tales de agua que den una concentración final de permanganato de N 1.300: se da un tiempo de reacción de 5 minutos y se titula el exceso de permanganato agregando yoduro de potasio, - del cual se libera una cantidad equivalente de yodo al permanganato que no ha reaccionado, el cual se titula con tiosulfato de sodio .1 normal. La conversión del número de permanganato a cantidad de cloro, se logra mediante la siguiente fórmula:

$$\text{Cantidad de cloro como Cl}_2 = \frac{\text{No. de KMnO}_4 \times .355}{F}$$

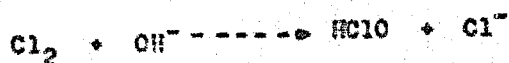
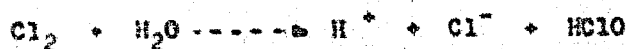
Donde F depende del tipo de pulpa y el número de - permanganato encontrándose en tablas su valor.

La consistencia de la pasta se define como, la cantidad de pulpa seca en 100 ml. de solución; su determinación se hace tomando un volumen definido en suspensión, filtrando con vacío, después la pulpa se lleva a sequedad en la estufa hasta que no haya variaciones de peso. En caso de tomarse - 100 ml. de solución la consistencia es el peso de la muestra seca.

Para determinar el cloro activo, se toma una muestra de 25ml., a la cual se le agrega yoduro de potasio al - 6%, 10ml., se le agrega ácido clorhídrico concentrado, se

titula el exceso de yodo con tiosulfato de sodio .1N.

En determinaciones cualitativas hechas por Mc.Carthy de la cantidad de cloro que reacciona con un kilogramo de lignina, encontró que era necesario 35 equivalentes de cloro o sea 1. 245 gramos de cloro, asimismo, se hicieron determinaciones de las condiciones óptimas de la reacción. Como el cloro se encuentra en solución, tendrá gran importancia para la reacción las propiedades de las soluciones de cloro, ya - que al entrar en solución se hidroliza, y del grado de hidrólisis dependerá el potencial de oxidación de la solución y la cantidad de cloro molecular que reaccionará con la lignina. - Se han propuesto dos mecanismos para la hidrólisis del cloro.



Las determinaciones de la constante de hidrólisis - para el primero, las determinó Jakowkin, encontrando valores de 1.8×10^{-4} a 25°C , aunque determinaciones posteriores hechas por Whitney y Vivan dan 3.5×10^{-4} , para la misma temperatura. Del segundo mecanismo de reacción, las constantes - fueron determinadas por Shilof y Solodushenkov, encontrando - valores a 25°C de 4.25×10^{-14} ; la ecuación para este mecanismo es:

$$\frac{-D\text{Cl}_2}{dt} = K_1 (\text{Cl}_2) (\text{OH}^-) - K_2 (\text{HClO}) (\text{Cl}^-)$$

Donde

$$\frac{K_1}{K_2} = K_{\text{eq}} = 4.25 \times 10^{-14}$$

25°C

Para este mecanismo de reacción, se necesita muy poca o ninguna energía de activación y la reacción se verificará siempre que haya un choque y según el valor numérico de $K_1 = 5 \times 10^{-11}$, que está de acuerdo con lo anterior, parece ser que el mecanismo (2), explica mejor la reacción; y además, el otro mecanismo no explica el aumento de la constante de equilibrio con la disminución de la concentración de oxidrilos.

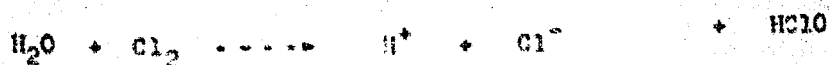
A continuación se dan las variaciones de la constante de equilibrio para el mecanismo (1), con la temperatura y las propiedades termodinámicas para el mecanismo (2).

Propiedades Termodinámicas del Mecanismo (2)



Temperatura	$K_{eq} \times 10^{-10}$	-DP	-DH	D ₃₀ ⁰
0	13.7	13,920	7,040	25.2
15	7.02	14,310	7,820	23.8
25	4.25	14,530		22.5

Con la constante de equilibrio de la reacción:



Como se ve en la primera gráfica, el aumento de la temperatura viene acompañado de un aumento de la constante de equilibrio; y la ecuación de equilibrio está dada por:

$$K_{eq} = \frac{(H)(Cl)}{(Cl_2)} (HClO)$$

Composición calculada de las soluciones acuosas de cloro en diferentes pH. Datos de White, McCarthy y Hibbert.

Composición de la solución

pH	<u>Cl₂</u> (Vol. %)	<u>HOCl</u>	<u>OCl</u>
0.5	88.6	11.2	
1.0	80.9	19.1	
2.0	51.3	48.7	
3.0	15.8	84.2	
4.0	2.5	97.2	
5.0		99.6	0.4
6.0		96.4	3.6
7.0		73.0	27.0
8.0		21.3	78.6
9.0		2.6	97.5
10.0		0.3	99.7
11.0			99.9

Para el mecanismo (1) de reacción, la conversión de cloro en ácido hipocloroso será:

$$K_{eq} = \frac{(H) \cdot X}{(A - X)}$$

Al aumentar K_{eq} , el numerador debe aumentar también con lo cual el ácido hipocloroso formado aumenta. Como la reacción se verifica entre el cloro molecular y la lignina, el aumento de X en la ecuación anterior viene acompañada de una -

Composición calculada de las soluciones acuosas de cloro en diferentes pH. Datos de White, Mc.Carthy y Hibbert.

Composición de la solución

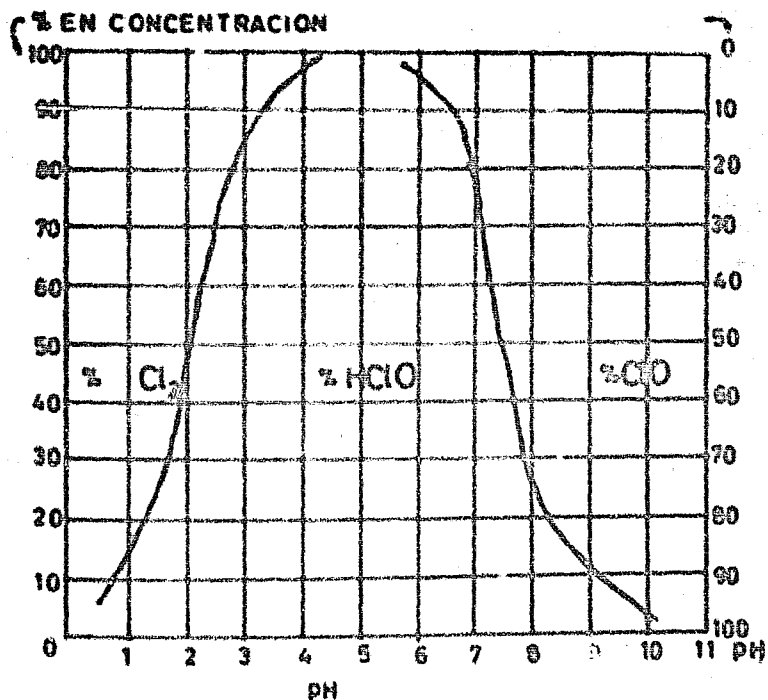
<u>pH</u>	<u>Cl₂</u> (Vol. %)	<u>HOCl</u>	<u>OCl</u>
0.5	88.8	11.2	
1.0	80.9	18.1	
2.0	51.3	48.7	
3.0	15.8	84.2	
4.0	2.5	97.2	
5.0		99.6	0.4
6.0		96.4	3.6
7.0		73.0	27.0
8.0		21.3	78.6
9.0		2.6	97.5
10.0		0.3	99.7
11.0			99.9

Para el mecanismo (1) de reacción, la conversión de cloro en ácido hipocloroso será:

$$K_{eq} = \frac{(B) \cdot X \cdot (X)}{(A - X)}$$

Al aumentar K_{eq} , el numerador debe aumentar también con lo cual el ácido hipocloroso formado aumenta. Como la reacción se verifica entre el cloro molecular y la lignina, el aumento de X en la ecuación anterior viene acompañada de una -

VARIACIONES DE LAS COMPOSICIONES DE LA SOLUCION DE CLORO A LOS DISTINTOS PH



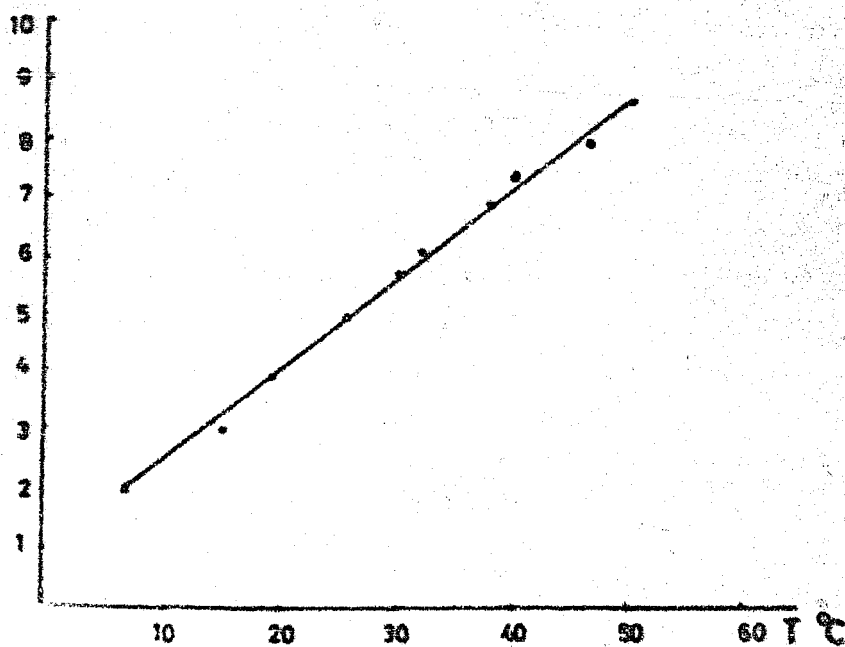
disminución en la formación de cloro lignina, y aumento en la reacción de oxidación tanto de lignina como de celulosa. De esto se desprende que debía operarse la torre a una temperatura tal que la constante de equilibrio fuese mínima. La temperatura ideal sería por lo tanto 0°C ; esta temperatura la debemos eliminar sin embargo debido a que el cloro forma el $\text{Cl}_2 (\text{H}_2\text{O})$ y el $\text{Cl}_2 (\text{H}_2\text{O})_6$, la formación de los cuales depende de la temperatura y la presión parcial de cloro de alimentación. Así encontramos que el cloro a una presión parcial mayor de 250 mm. Hg., cristaliza el octahidrato a 0°C , a 10°C precipita a 500 mm. de Hg. de presión parcial y finalmente a 20°C el octohidrato se precipita a 3,000 mm. de Hg. Debido a que el gas que va a alimentar a la torre es casi puro y el cloro a 20°C tiene una presión de vapor de 5 atmósferas, la temperatura mínima de trabajo será ésta última, debido a la gran cantidad de líquido que pasa, el cloro no llegará a cristalizar si mantenemos una presión en la línea de cloro menor de 3.5 Hg. por cm^2 . Asimismo empleando presiones en la cercanía de éste valor y manteniendo constante la temperatura, la absorción del gas por la solución se verá favorecida; si bien la altura necesaria para la absorción completa del cloro por el agua será mayor, ya que Vivian y Whitney observaron que esta influye de la misma manera que en la absorción del oxígeno por el agua.

Debido a las características, la absorción será lenta, la hidrólisis del cloro será más lenta que la velocidad de difusión del cloro molecular, por lo que la absorción será más

CONSTANTE DE EQUILIBRIO



$K_{eq} \times 10^4$

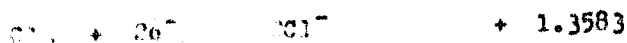


lenta que si se emplearan soluciones más concentradas de pul-
ra.

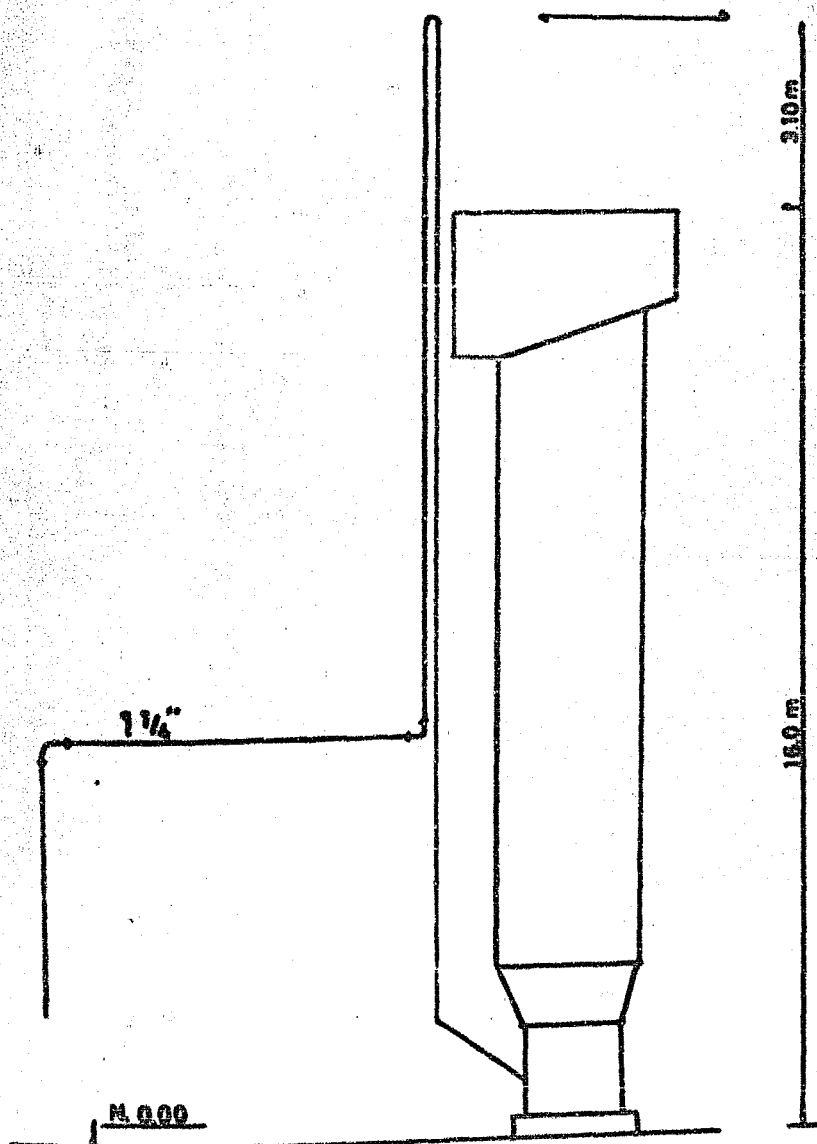
Respecto a la influencia del pH en la reacción, ya
vimos que cuando éste es de 1 - 2, encontramos las máximas
concentraciones de cloro molecular lo que hará que la reacción
se verifique más rápida; ni bien esto hará que la absorción
del cloro a gases de líquidos bajos sea más lenta. Sin embar-
go como a las velocidades de flujo que se presentan en la te-
rre, el efecto favorable a la absorción de la hidrólisis del
cloro molecular será nulo, un pH de alimentación bajo será -
favorable a la reacción. A este respecto, debemos recordar
la influencia de las concentraciones de iones hidrógeno en
los potenciales de oxidación de los distintos compuestos que
se forman en la hidrólisis del cloro molecular, los cuales se
ha visto que son tres: ácido hipocloroso no disociado, cloro
molecular disuelto, e ion hipoclorito.

El primero lo encontramos entre los pH de .5 a 10,
teniendo la concentración máxima a pH de 1 y 5, el segundo se
encuentra de pH .5 a 1, teniendo las máximas concentraciones
a pH de .5, el tercero lo encontramos en pH de 5 a 14 alcan-
zando las máximas concentraciones de pH de 10.

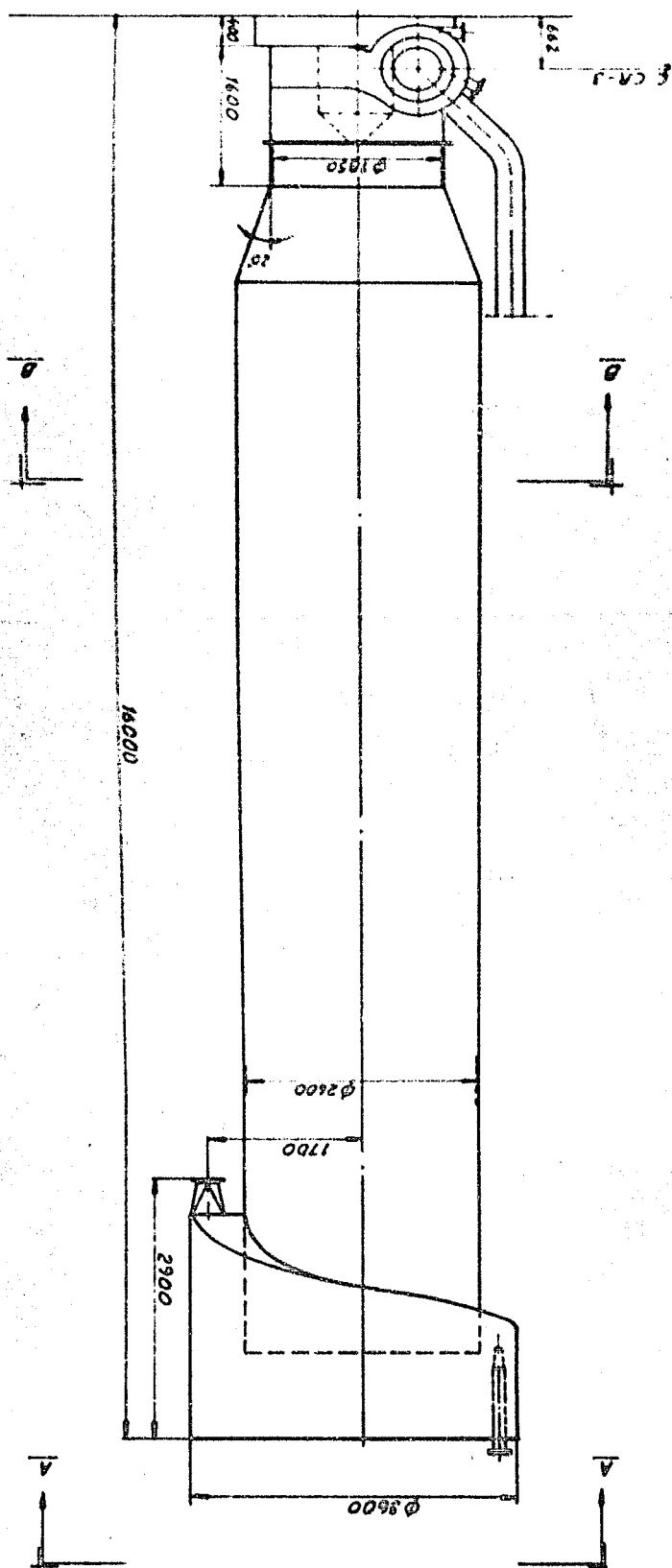
Los potenciales de oxidación de cada uno de ellos
son respectivamente:

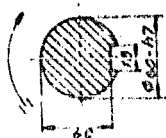
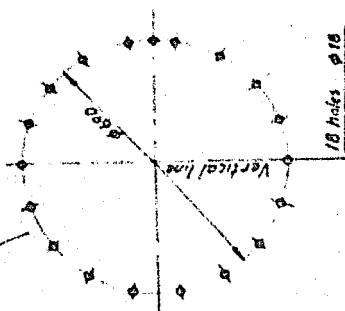


INYECCION DE CLORO

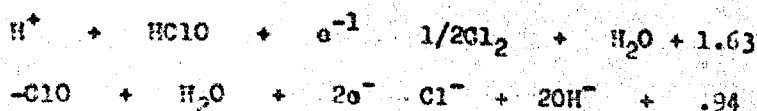


TORRE DE CLORINACION





don't get buried putting in business



El ácido hipocloroso no disociado, presenta el máximo potencial de oxidación, por lo cual producirá degradaciones mayores en la celulosa que cualquiera de los otros compuestos; siguiendo el cloro molecular en efectos degradativos; sin embargo, debido a la velocidad de reacción del cloro con la lignina y a que el tiempo de contacto es más corto, la oxidación producida por el cloro en la celulosa es pequeña. Si bien para la reacción de cloración - de la lignina, no hay datos cinéticos, en la bibliografía, el hecho de que sea más rápida que la reacción de oxidación, permite emplear los valores de la constante de velocidad de oxidación y tomar como tiempo necesario de contacto aquel en que la reacción llega al 80% de conversión, dando además el tiempo necesario para la absorción del cloro por el agua, absorción del cloro por la fibra y reacción entre el cloro y la lignina.

Tenemos pues una división natural del fenómeno que permite un tratamiento más simple para la evaluación de las variables que intervienen, ya que no se ha encontrado un método que permita calcular las alturas de unidades de transferencia. Se trata de - una reacción entre un gas y un sólido, pero además el gas se encuentra disuelto, y esto nos da varias posibilidades, así la reacción la podemos clasificar como heterogénea no catalizada como se ve en la gráfica tercera, las constantes de velocidad de reacción son dependientes del pH

de la solución para la reacción de oxidación. El empleo de estas constantes en vez de las de la reacción del cloro con la lignina, las cuales no se han determinado, se puede hacer dando con ellas un margen de seguridad; según vieron Hibbert y McCarthy, la reacción se completa a los dos minutos a pH de dos; al sustituir con átomos de hidrógeno por uno de cloro en la molécula de lignina se descompone una molécula de ácido clorídrico, la terminación de la reacción vendrá dada, por lo tanto en el momento en que el pH de la solución permanezca - constante consumiéndose el resto de cloro en solución en la reacción de oxidación, en este momento ya no se formarán moléculas de ácido hipocloroso que degrada a la celulosa, sino que el cloro regresará a la solución en forma de ion cloruro, por esto no es conveniente que esté mucho tiempo reaccionando.

El valor de la constante de velocidad de reacción - podemos tomarlo a $11\frac{1}{2}$, ya que vamos a alimentar la pulpa en una solución ácida: el peso molecular de la lignina podemos tomarlo como aquel que reacciona con un mol de cloro, Hibbert y Mc. Carthy encontraron que un Eilo de lignina reacciona con 30 equivalentes de cloro, por lo tanto:

$$\begin{array}{rcl} \text{I Er.} & \underline{\hspace{2cm}} & 15 \text{ moles de cloro} \\ \text{X} & \underline{\hspace{2cm}} & 1 \end{array}$$

$$X = \text{peso molecular de lignina} = 67 \text{ gramos}$$

La concentración de cloro en la solución será 2.7 gramos por litro una vez que ha terminado la absorción; la -

pulpa seca; la concentración de ambas en la solución será:

$$\text{Concentración cloro} = \frac{2.7}{71} = 0.038$$

$$\text{Concentración de lignina} = \frac{30 \times .06}{67} = 0.027$$

$$M = \frac{.027}{.038}$$

La conversión es del 80% .

La torre de cloración tiene las siguientes características: capacidad 65 metros cúbicos, altura de 16 metros, diametro que varía de 1.7 mt. a 2.6 mt. Puede clorar más de 50 toneladas de pulpa blanqueada a 3.5% de conciatencia en veinticuatro horas, tiene la alimentación por la parte inferior mediante una tubería de 1 1/4". En la zona de alimentación tiene una contracción que permite una mejor agitación, - siendo el agitador de tipo hélice.

Características

Y Dimensión de la torre.-

Diametro	Area	Altura	VELOCIDAD DE FLUJO	
			50 TON.	30 TON.
1.700 m.	2.25 m ²	13.5 m.	7.4 mm/seg.	4.5 mm/seg.
1.800	2.54	12.0	6.6	4.0
1.900	2.81	10.6	5.9	3.5
2.000	3.16	10.0	5.3	3.2

Fase Cloración

	50 TON.	30 TON.
a) Producción de pulpa/24 horas	35 Kg.	21 Kg.
b) Producción de pulpa por minuto		
Temperatura °C	25	25
		43...

Consistencia 3.5% Flujo de pulpa	1.000	0.600
Potres cúbicos por minuto	- - - - -	- - - - -
Retención - minutos	40	50

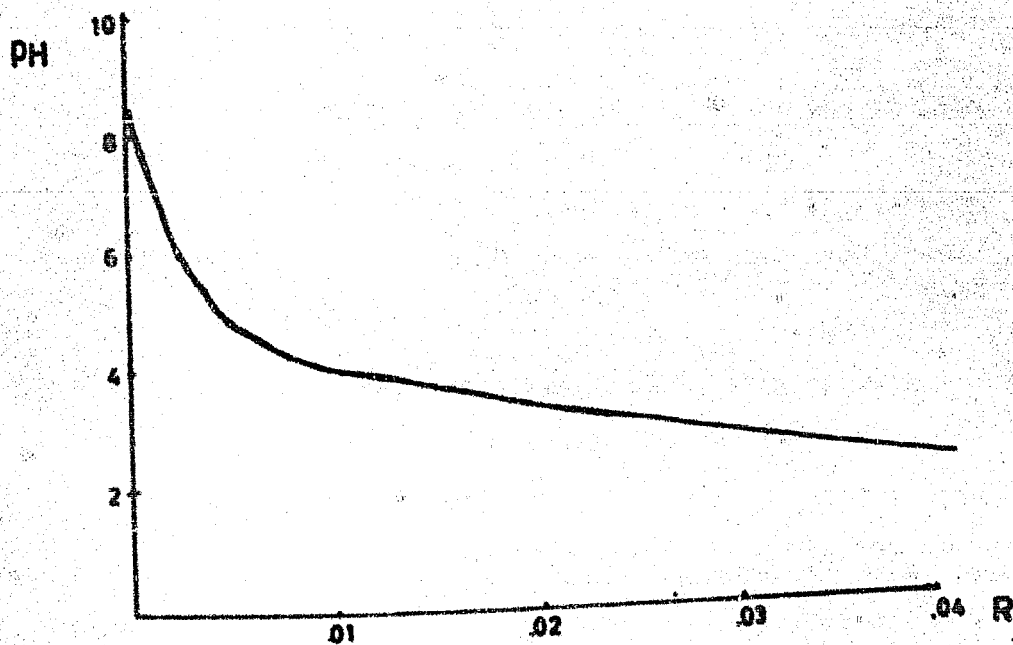
En la torre, durante las pruebas, se estaban procesando 50 toneladas diarias de pulpa, y el pH de alimentación era de 9 como máximo, debido a un excelente lavado, pues en la planta de blanqueo existen los filtros lavadores, y un tanque para regular consistencia, ésta es la razón por la cual la alimentación llega a un pH casi neutro; esto explica porqué se dice que en ninguna industria es tan importante el lavado como en la celulosa.

Como se ve claramente el pH final será menor a medida que la cantidad de lignina de la pulpa sea la indicada - para las condiciones de operación de la torre, la pulpa llevará un número de peróxido de hidrógeno entre 15 y 17 a un pH de alimentación 7 - 8.

La cantidad de cloro que podemos suponer que reaccionará en la cloración, es el 75% del cloro necesario para el blanqueo.

Se necesita un tiempo de contacto de 30 minutos para la reacción del cloro con la lignina a pH bajos de alimentación. La alimentación se hace mediante una bomba centrífuga que se encuentra a 2.00 metros de la entrada de la torre, - - - -

Variacion cte Velocidad de Reaccion con el pH



gradando la válvula de alimentación con la descarga de la tubería, de acuerdo con instrucciones de capacidad de trabajo, bombeada por una tubería de 6", a una altura de 20 m., que cae a través de esta por gravedad, siendo esta la línea de alimentación de la torre, y pasando por un equipo sueco para la adición de cloro, el cual falló debido al medio ambiente que existió, con un exceso de cloro en la parte superior de la torre.

Se encontró en el equipo sueco, corrosión, que había sido provocada por la falta de sellado de la junta con el cloro, por ineficiencia del agitador de la torre de cloración, lo que ocasionó un aumento en el consumo de cloro en 23%, sobre 6% que debía haberse consumido.

La acción de la mezcladora mecánica es, la de dividir el flujo de gas en pocas burbujas que se agitan en la suspensión durante unos segundos.

Aunque una gran parte que la absorbida, lo que sobra se reagrupa en forma de grandes burbujas, las cuales al entrar a la torre producen canalización de flujo de la pasta por la torre, que resulta con cloración y tiempo de retención irregular, que tiene un importante efecto en los tratamientos que siguen.

Esto se eliminó, haciendo pasar el cloro gaseoso -

por un dispersor en donde un chorro de agua a alta presión - convierte el flujo de gas en una corriente de miles de pequeñas burbujas suspendidas en el agua recordando que el cloro - gaseoso no es muy soluble en el agua ni entra en solución rápidamente. Esta suspensión se inyecta al flujo de pulpa, a - delante de la mezcladora mecánica. Las pequeñas burbujas son atrapadas y se adhieren a las fibras de pulpa, así se previene, la reagrupación de las burbujas en tamaños mayores con - libertad de desplazamiento hacia arriba. Estas pequeñas burbujas, también presentan una su superficie proporcionalmente más grande para apresurar la disolución. Así una vez confirmado el paso de la pulpa hacia la torre, se abre la válvula de inyección de cloro hacia el inyector, mezclador y difusor de - cloro en la línea de alimentación a la torre de cloración. - La inyección de cloro, se gradúa mediante el rotámetro que - está instalado para dicho objetivo.

Se instaló un equipo Redox, para buscar una mejor eficiencia en el control del consumo de cloro, midiendo la - cantidad de cloro residual en la descarga de la torre, el cual manda una señal aproximada de 1,000 a 1,040 milivolts, lo cual indica que la pulpa está perfectamente bien clorada. Y un - regulador de consistencia...

Estas instalaciones han ayudado a la producción de pulpa de mejor calidad, en ahorrar el consumo de cloro a la torre de cloración, y frecuentemente haciendo posible o mejorando la instalación Redox, para el control automático del - cloro.

Estas instalaciones, independientemente de que fueron un costo adicional a lo diseñado, presenta el serio inconveniente de que no fueron recomendados desde un principio, para la operación correcta de esta planta de Blanqueo. La presión del agua para el chorro, debe ser de 2 a 3 Kg/cm² mayor que la contrapresión del sistema. Por cada kilo de cloro, se necesitan de 20 a 25 litros de agua para efectuar una buena dispersión, esta agua rebaja la consistencia no más de 0.2 a 0.3%.

Con el lavado obtenido como ya se mencionó, evitamos la neutralización dentro de la torre ahorrando un 30% del tiempo de contacto de la misma que se emplea directamente para la formación de clorolignina, pues de lo contrario si la absorción del cloro por la fibra, era de esperarse que fuera pequeña en los primeros minutos de contacto, el pH elevado al que se verificaría la absorción, que hará que la torre funcione más bien como torre de blanqueo que de cloración.

De las pruebas se desprende que el tiempo de contacto en la torre a pH de alimentación bajo, a consistencia 3.5% y con un contenido aproximado del 6% de lignina, necesitará 10 minutos para llegar a una formación de cloro lignina, debiendo para esto recircular los licores de la torre al regulador de consistencia..., ó directamente al tanque de dilución de consistencia. Tratando de llegar a pH neutros - - - dependiendo de esto, el rendimiento de la torre, asimismo - como del mezclador y difusor, logrando que la torre fun - -

cione únicamente como recipiente de reacción y no como absorción en la primera parte de la misma, lo que permitirá obtener una mayor purificación del producto. Así vemos que se puede hacer una cloración adecuada en la torre de cloración, considerando que del cloro total a consumir para obtener una blancura de 90 - 92 Photovolts, se debe solo consumir un 6.5% del cloro total sobre pulpa, adicionando un 75% en la torre de clorinación (1.5%) y un 25% en la torre de hipoclorito - - (2%).

La cantidad de cloro que pasa del gas a la suspensión de pulpa estará dada por la siguiente ecuación:

$$N_{cl2} \, dV = K_{la} (C_e - C) \, dV$$

N_{cl2} = Moles de cloro que pasan a la suspensión

a = Área por unidad de volumen de la torre

K_{la} = Coeficiente global de transferencia de materia

dV = Elemento diferencia de volumen

C_e, C = Concentración de equilibrio y de la solución

La altura necesaria de la torre, se puede calcular mediante la siguiente ecuación para pH alto de alimentación.

$$h = \frac{L_m}{P \, m \, K_{la}} \int_{C_0}^{C_1} \frac{dC}{C - C_e}$$

L_m = Flujo de líquido en libras mol/hr ft^2

m = Densidad molar del líquido en libras mol/ ft^2

El coeficiente global de transferencia de materia, está dado por la suma de las inversas de los coeficientes en la fase líquido y gas.

$$1/K_{la} = 1/K_{la} + 1/k_{ga}H$$

cione únicamente como recipiente de reacción y no como absorción en la primera parte de la misma, lo que permitirá obtener una mayor purificación del producto. Así vemos que se puede hacer una cloración adecuada en la torre de cloración, considerando que del cloro total a consumir para obtener una blancura de 90 - 92 PhotoVolts, se debe solo consumir un 6.5% del cloro total sobre pulpa, adicionando un 75% en la torre de clorinación (1.5%) y un 25% en la torre de hipoclorito - - (2%).

La cantidad de cloro que pasa del gas a la suspensión de pulpa estará dada por la siguiente ecuación:

$$N_{Cl2} dV = K_{La} (C_e - C) dV$$

N_{Cl2} = Moles de cloro que pasan a la suspensión

a = Área por unidad de volumen de la torre

K_{La} = Coeficiente global de transferencia de materia

dV = Elemento diferencial de volumen

C_e, C = Concentración de equilibrio y de la solución

La altura necesaria de la torre, se puede calcular mediante la siguiente ecuación para pH alto de alimentación.

$$h = \frac{L_m}{P m K_{La}} \int_{C_e}^{C_1} \frac{dC}{C - C_e}$$

L_m = Flujo de líquido en libras mol/hr ft^2

m = Densidad molar del líquido en libras mol/ ft^2

El coeficiente global de transferencia de materia, está dado por la suma de las inversas de los coeficientes en la fase líquido y gas.

$$1/K_{La} = 1/K_{La} + 1/k_{Ga}H$$

En la absorción del cloro por el agua, la resistencia se encuentra en el líquido o sea que:

$$K_{La} \quad k_{La}$$

Esto se ha desprendido de las observaciones de Vivian y Whitney sobre absorción de cloro en columnas empacadas encontrando que la concentración y flujo del gas no variaba - el coeficiente global, el cual se define cuando la resistencia está en el líquido como los moles de cloro que pasan por unidad de tiempo y volumen de la interfase al seno de la solución.

El coeficiente de transferencia de materia del líquido, está dado en función de la viscosidad, flujo de líquido, difusividad del gas en la solución, densidad y constantes que dependen del empaque empleado.

$$k_{La}/D_{Cl2} = (G_1/u)^{1-n} (u/D_{Cl2})^{1-s}$$

D_{Cl2} = difusividad del cloro en agua

G_1 = flujo de agua

u = viscosidad del agua

ρ = densidad

n = Constantes que dependen del empaque

$s = .5$

El coeficiente de transferencia del gas, está definido por la siguiente ecuación:

$$k_{Ga} = B e^{n} G_1^m$$

donde

B , n y m = constantes que se determinan para los dis

tintos esraques.

Gg Flujo de gas

Vivian determinó dos coeficientes globales para la absorción del cloro, el primero está dado por la concentración total de cloro y el segundo por la concentración de cloro molecular. La diferencia se debe a que la absorción del cloro se ve modificada por la hidrólisis que sufre el gas al entrar en solución, la cual se verifica según las reacciones que se vieron antes. Esta hidrólisis trae como consecuencia que no sean directamente proporcionales la presión con la concentración del cloro.

$$K_{eg} = (C_1) (H) (HClO) / (Cl_2)$$

$$CHClO = C - CCl_2 \quad CH \quad CCl$$

$$K_{eg} = (C - CCl_2)^3 / (CCl_2)$$

$$(C - CCl_2)^3 = K_{eg} (CCl_2)$$

$$C = (K_{eg}(CCl_2))^{1/3} + CCl_2$$

Para el cloro molecular se emplea la ley de Henry, que dice:

$$P = H CCl_2; \quad CCl_2 = P/H$$

Donde P es la presión parcial del cloro y H constante de la ley de Henry

$$C = \frac{(K_{eg} P)}{H}^{1/3} + \frac{P}{H}$$

Los coeficientes de Vivian y Whitney, los tomaron con respecto a C y CCl_2 , siendo mayores los segundos, para

determinar la altura de la torre, se emplearon los coeficientes con respecto a la concentración total, que para el flujo escogido de 3000 libras por hora pie cuadrado tiene un valor de 20.

El valor de la integral

$$\int_{c_1}^{c^2} \frac{dc}{C_0 - C}$$

Se encontró de 7.33; sustituyendo la ecuación para obtener la altura de la torre.

$$h = \frac{162 \times 7.33}{3.49 \times 20} = 17.3 \text{ ft}$$

$$L_m = 162 \text{ lb mol/hr ft}^2$$

$$m = 3.44 \text{ lb mol ft}^3$$

$$K_{La} = \frac{20 \text{ lb mol}}{\text{hr ft}^3} \frac{(\text{lb mol})}{\text{ft}^3}$$

A la altura necesaria para la absorción, habrá que agregarle la que se requiere para que se verifique la reacción, el tiempo necesario lo podemos calcular empleando la ecuación cinética de reactores heterogéneos continuos, la ecuación que relaciona el tiempo de contacto con la concentración de reactivos, es una transformación de la ecuación de velocidad de reacción de segundo orden, en ella interviene la relación molar de reactivos en la solución.

$$\frac{I}{I-M} \quad I_m \quad M \quad \frac{(I - X_a)}{I - M} = C_{ao} \quad kt$$

donde

51...

M = Relación molar

Xa = Conversión de cloro en unidades de concentración

CaD = Concentración inicial de cloro

K = Constante de velocidad, de segundo orden

La torre por estar en contacto con un gas corrosivo como es el cloro, debe ser recubierta en caso de usarse lámina de fierro para su construcción, o bien de alguna aleación especial.

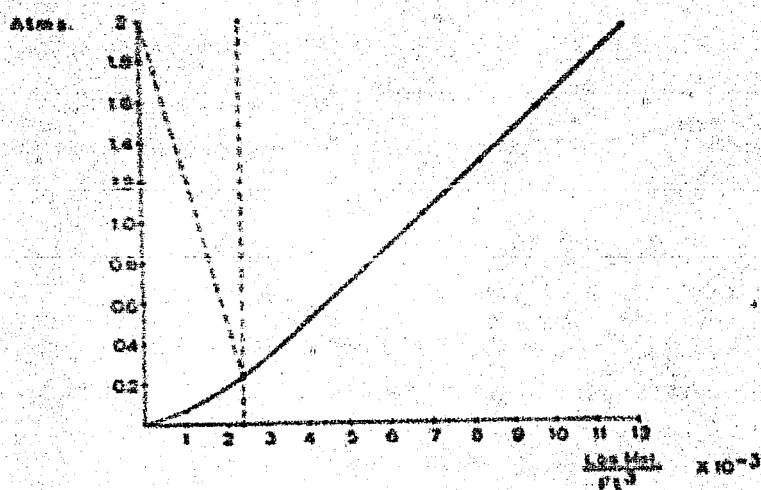
La bomba de hélice deberá estar protegida de hule o plástico que resistan el gas húmedo.

El Código ASME para recipientes a presión, dan como espesor mínimo de las láminas para recipiente, que trabaje a menos de 200 psig., y no contengan gases o líquidos letales, 3/8" de espesor para recipientes con un diámetro mayor de - - 5ft.

El cálculo de la potencia necesaria en la bomba de alimentación, se hace empleando los valores dados por los fabricantes de equipos para plantas de celulosa, usando una bomba centrífuga de circulación axial instalada en una caja en la parte inferior de la torre de cloración, donde un 40% lo recircula en el fondo y el 60% lo envía hacia arriba provocando una succión, lográndose homogenizar la mezcla. La bomba necesita mover 320 galones por minuto y una potencia de 25 Hp al freno.

El regulador de consistencia antes de la torre, tiene por objeto que la alimentación llegue a la torre con un contenido de pulpa uniforme de 35 gramos por litro.

Curva de equilibrio y línea de operación



Capítulo No. 4

ESTUDIO ECONOMICO

La estimación de costos es por tonelada de pulpa - de bagazo blanqueada a 80° - 82° Blancura - seca al aire - - (10% de humedad), en pocas prensadas y flajadas. Los reactivos, tanto la sosa caustica como el cloro, tienen una pequeña variación en su precio, pero si estos son entregados por una planta electrolitica adyacente o por alguna de las firmas especializadas, mediante un control, que permitiera tener la sosa caustica a \$1,450.00 la tonelada y el cloro a \$1,400.00 la tonelada. En nuestro país se puede considerar que se ha autoabastecido habiendo importaciones provisionales, y en caso de que la empresa estableciera su propia planta electrolitica, los costos serían inferiores.

Así con la fabricación descrita se logró una estequiometría de proceso, logrando un proceso continuo de muy corto tiempo de tratamiento y en caso de recuperar sosa que sin lugar a duda daría el costo más bajo de todo lo hasta - ahora conocido en bagazo.

CONSUMOS

Rendimiento de Bagazo
a Pulpa P. D.

54 - 56%

Consumo de Sosa Caustica

16% sobre tonelada de Pulpa -
producida.

Consumo de Vapor

250 Lb./Ton a 30.155 ¢ = 39.75

Corriente Eléctrica

215 KW a 30.24 ¢KW = 65.20

55...

Sosa Caustica en Extracción	2%/Día. a \$28.86
Cloro (Cloración + Hipoclorito)	6.5%/Día. = \$91.00
Mantenimiento	por Ton. = \$30.53

Así se tendría un presupuesto de fabricación:

- 1.- Producción: Pulpa comercial blanca 50 Ton.
- 2.- Calidad de la Pulpa: 80 - 82 Brightness
libria deurada sin astillas y empaca-
das en sacos 53-85 Kilos base seca con
la mínima humedad posible mayor de 60%
de humedad
- 3.- Sacos a consumir: 100 Ton.
- 4.- Separación mínima: 22 - 23%
- 5.- Sosa caustica en el digestor:
Consumir máximo 8.0 Ton.
de soda 100% al día, o sea alimentando 8.6 Ton.
el digestor a razón de:
con una concentración de: 130 Lt/min
44 gr/lit
- 6.- Agua de Impregnación: 20-25 Lt/min
- 7.- Cloro
Consumir máximo total al día: 3.250 Ton.
De los cuales se consumirán en clora-
ción a razón de: (Máximo) 2.250 Ton.
Alimentando la Torre de Cloración
a razón de: 1.6 Kg/min
En Hipoclorito se calcula un consumo
máximo al día de: (en cloro activo) de: 1.0 Ton.
Alimentando con una concentración de
cloro 30 gr/lit
o sea: 35 Lt/min
- 8.- Combustible
Consumo máximo 12,500 Lt
al día o sea 250 Lt/Ton.
Producida gastando 8.7 Lt/min
- 9.- Sosa en Extracción Alcalina 2%
Consumo máximo 1.0 Ton.
de Soda 100% al día alimentando a una
concentración de: 60 gr/lit
utilizando 11.5 Lt/min
- 10.- Cal
Consumo máximo al día 1.8 Ton.
o sea fabricar 36,000 Lt
consumo por lote 17 sacos 425 Kg
para 12,000 Lt.

11.- **Plan de Obra**
Máximo personal utilizado
Incluyendo Laboratorio (24 horas) **96 personas**

El equipo de cloración está formado por:

- A) Costa de Alimentación**
- B) Regulador de Consistencia**
- C) Tubería**
- D) Torre**
- E) Dispersor**
- F) Equipo Redox**
- G) Filtro**

Como el costo de este equipo se estaba depreciando y se estaba usando antes de este estudio, se utilizaron los datos fijados por la administración.

COSTO DE OPERACION

El costo de operación vendría dado por la suma de:

- A) Costo de Materias Primas**
- B) Salario de Obreros**
- C) Mantenimiento**
- D) Depreciación**
- E) Servicios**
- F) Supervisión**
- G) Control de Calidad**

En el proceso de cloración, tenemos como materias primas : 1) Cloro 2) Agua 3) Corriente Eléctrica.

De cloro se agrega a la pulpa de 1.0 - 1.5%, ahorrando 2% sobre peso seco de la misma, por lo tanto para la planta de 50 toneladas de celulosa blanqueada se emplearán 2,250 Kg. de cloro, ahorrando de 750 Kg. a 1,000 Kg. por día; a un precio de \$1.40 el Kg., el costo de cloro por día será:

\$ 3,150.00 diarios / 50 Ton. Pulpa

El agua, en el proceso se recircula el 50% de la misma; debido a las bajas consistencias en que se trabaja, el gasto de agua va a ser considerable: Ya que incluye el lavado de la pulpa.

$$\frac{54,000}{2 \times 30} = 900 \text{ metros cúbicos diarios}$$

El agua tiene un precio de \$0.40 el metro cúbico; - por lo tanto el costo de agua por día será: \$360.00

Corriente eléctrica, el gasto de corriente eléctrica es de aproximadamente .04 Kilowatts por Kg., por lo tanto la corriente necesaria será:

2,200 Kilowatts hora por día

El precio del Kilowatt hora, es de \$0.24, por lo tanto el precio de la corriente por Ton. será: \$58.80/Ton.

Se necesitarán dos hombres por turno para manejar la torre, con un sueldo aproximado de \$1,000.00 mensuales, - sin prestaciones.

\$6,000.00 por mes

\$ 200.00 diarios

Mantenimiento. Los gastos de mantenimiento se pueden tomar como un porcentaje del costo del equipo, por lo -

tanto, el costo diario promedio de mantenimiento es: 30.53/Ton.

El costo diario de operación será por lo tanto para celulosa blanca: \$1,026.91.

Con lo que el costo de cloración por Kg. será:

$$\frac{3,150}{50,000} = \$0.063$$

Ahorro de cloro en 2%, significando:

\$1,050.00 diarios

Ahorro de Sosa en 4% en digestión, significando:

\$2,914.42

En los gastos se tomaron los datos de costos de dicha empresa durante el primer semestre de 1967. En este estudio, además de tener un ahorro en transportación de material del ingenio a la fábrica, que se estimaría en el % de separación en el ingenio y de las distancias a transportar, en el proceso contando además de una pulpa semiquímica, obteniendo un 4% más bajo de lo normal.

Naturalmente que para lograr lo anterior, es necesario situarse en el mismo nivel de productividad y eficiencia en el que se encuentran actualmente las grandes plantas productoras que hoy alimentan el mercado y para ello es necesario que se establezcan y se respeten algunos requisitos fundamentales adoptados, como los señalados en este estudio.

CONCLUSIONES

Para éste estudio se contó con supervisores que se encargaron de compromisos de acuerdo con su nivel de responsabilidad conjuntamente con el Jefe de turno, informando las fallas o anomalías; instruyendo además a los empleados sobre la necesidad que existía de eliminar desperdicios, mejorar la operación, y del factor más importante, el controlar la inyección de reactivos en el momento indicado como cerrar ésta inyección al haber algún problema de alguna máquina, evitando un exceso de reactivo, solicitándoles su cooperación para que se comprometan alcanzar las metas en la orden de trabajo, logrando el estudio de dicho trabajo, tomando por conclusión, - que la continua y estrecha comunicación con los empleados.

En éste estudio se crea la habilidad de organizar y efectuar en el programa continuo, obteniendo la reducción por medio de la operación descrita más cuidadosas y por las mejoras técnicas, haciendo estas dos posibilidades conjuntas, el objetivo fundamental de nuestro trabajo.

Por lo antes descrito en éste proceso y con las condiciones especificadas que son factibles de realizarse, con las ventajas obtenidas, y aprovechando las experiencias sobre éste proceso, sacamos en conclusión:

que el principal objetivo de la empresa, que fue el desarrollo de técnicas para utilización industrial de pro-

8

ductos o subproductos agrícolas y silvícolas, especialmente para las industrias de celulosa y papel, se cumple ampliamente el desarrollo, estudio y mejoramiento de estas técnicas, fueron siempre con la idea de procurar mejoras o nuevos procesos industriales, para que fueran aprovechados por la propia empresa.

Cualquier campo de investigación dentro de estos - objetivos, que se atacó, fue siempre con la idea de un futuro aprovechamiento y explotación del mismo en forma mercantil, buscando que produzca utilidades para cubrir los costos de investigación que originó y origine una economía para la empresa.

- - - - -

BIBLIOGRAFIA

SHERWOOD.- T. K. R. J.

Pigford Absortion & Extraction 1952

ARIS R. NEWTON R.-

Chemical Engineering Cost Estimation
1a. Edición 1955

ARONOUSKI SI.-

The Manufacture of Straw Pulp - The
Paper Industry and Paper World

GRANT J.-

Cellulose Pulp
1a. Edición 1958

PERRY JOHN N.-

Chemical Engineer's Handbook
3a. Edición 1950

STEPHENSON J.N.-

Pulp and Paper Manufacture
3a. Edición 1959

Publicaciones de la Revista ATCP

Tesis de anteproyecto para producir celulosa a partir
de bagazo de caña de: GENARO CARREÑO ESPINO - 1953

GUADARRAMA IMPRESORES, S. A.

Avenida Cuauhtémoc 1218

Col. Vertiz Narvato

México 13, D. F.

Tel. 575-28-41