

Aumento de Capacidad de una Planta
de Caustificación para una Fábrica de
Celulosa Kraft

175

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:

INGENIERO QUIMICO

P R E S E N T A

JORGE EDUARDO GARCIA DIAZ



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

LAS Tesis
ADE 1976
FECHA 1976
PROC H7

178



QUÍMICAS

JURADO ASIGNADO ORIGINALMENTE SEGUN EL TEMA	PRESIDENTE	PROF. MARIO GUEVARA VERA
	VOCAL	" ANTONIO FRIAS MENDOZA
	SECRETARIO	" JORGE A. CASTAÑARES ALCALA
	1er. SUPLENTE	" FERNANDO ITURBE HERMANN
	2o. SUPLENTE	" ROLANDO A. BARRON RUIZ

SITIO DONDE SE DESARROLLO EL TEMA: FABRICA DE PAPEL SN. RAFAEL.

SUSTENTANTE: JORGE EDUARDO GARCIA DIAZ



ASESOR: I. Q. ANTONIO FRIAS MENDOZA

INTRODUCCION.

La celulosa es probablemente la materia prima más -
versátil conocida por el hombre. Su conversión a un gru-
po de productos, que son indispensables para la civiliza-
ción moderna, es la función de cada día de la industria-
de celulosa y papel.

El presente estudio tiene por objeto conocer si la-
planta en cuestión puede absorber un aumento en su capa-
cidad.

CAPITULO I. GENERALIDADES.

PROCESOS ALCALINOS.-

Originalmente la obtención de celulosa a partir de madera como materia prima se hacía por medio del proceso llamado "a la sosa" en el cual, tal como su nombre lo indica, su único reactivo era hidróxido de sodio. Ese proceso sufrió una modificación incorporando como reactivo el sulfuro de sodio (Na_2S). Este proceso modificado se conoce como "al sulfato" ó Kraft. Su nombre proviene del reactivo que se agrega en un paso del ciclo de recuperación, sulfato de sodio (Na_2SO_4), cuya reducción química produce el sulfuro de sodio.

Las ventajas del segundo proceso con respecto al primero son:

- a) Obtención de una celulosa, comúnmente llamada "pulpa", de fibra más larga y apropiada para fabricación de papeles gruesos y resistentes. Precisamente el término "Kraft" en el idioma alemán significa resistencia.
- b) Obtención de una pulpa de mayor rendimiento.
- c) Más económico por ser los reactivos de reposición, por pérdidas naturales en cualquier proceso, más baratos.
- d) Menor contenido de lignina en la pulpa. La lignina es un compuesto orgánico de fórmula aún no de-

finida que actualmente se piensa sea una condensación de polímeros cuya unidad elemental es el n-propil benceno. Es una sustancia amorfa que en la madera el mayor contenido de ella se encuentra uniendo las fibras de celulosa y una mínima parte adherida a las paredes, de tal forma que si no es disuelta correctamente afectará tanto a la resistencia como al rendimiento de la fibra.

BREVE EXPLICACION DEL PROCESO AL SULFATO O KRAFT.-

Es este un proceso cíclico con respecto a los reactivos usados ya que se basa en la recuperación de ellos para emplearlos nuevamente. En la eficiencia de esta recuperación estriba el éxito económico de una fábrica de este tipo.

Las operaciones de un proceso Kraft son:

- a) DIGESTION O COCIMIENTO.- Es el tratamiento químico de la madera en forma de astilla (nombre que se le dá al corte requerido) en un recipiente llamado digester ó hervidor bajo condiciones determinadas de temperatura, presión y tiempo. El reactivo usado es una mezcla de NaOH y NaS a concentraciones adecuadas, llamado licor blanco, el cual normalmente proviene de la planta de caustificación ó por circunstancias especiales, puede ser reactivo nuevo previamente preparado también a concentraciones adecuadas que se introduce por primera vez al sistema.

El licor blanco contiene además en pequeñas cantidades otras sales de sodio y se considera que no tienen efecto alguno en el proceso de cocimiento.

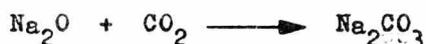
El objeto de la digestión es disolver material

no fibroso de la madera, principalmente lignina y hemicelulosa, como sales de sodio. Además las grasas y resinas se saponifican y disuelven como jabones de sodio. Como resultado de la operación se obtiene una mezcla de pulpa y licor negro. El nombre de este último proviene del color que adquiere por la disolución de la lignina.

- b) LAVADO Y DEPURADO.- Se efectúa para la separación de la mezcla arriba mencionada, obteniéndose pulpa lavada y depurada lista para usarse en la fabricación de papel ó bien para blanquearla, por un lado, y licor negro diluido (12 - 15 % de sólidos) por otro.
- c) EVAPORACION.- Con esta operación se inicia la recuperación de reactivos. Se lleva a cabo generalmente en un múltiple efecto a contracorriente con -- el propósito de aumentar la concentración del licor negro a 55 % de sólidos aproximadamente. Al líquido así obtenido se le denomina licor negro concentrado.
- d) RECUPERACION.- En las denominadas "Calderas de Recuperación" tiene lugar la fase más importante de la recuperación de reactivos. En ellas se usa como combustible el licor negro concentrado al cual previamente se le ha disuelto Na_2SO_4 en una cantidad determinada para obtener posteriormente, en el licor blanco, la concentración requerida de Na_2S .

Al quemarse el LNC, del cual como ya se sabe su composición es principalmente sales de sodio orgánicas, existe una incineración de la materia orgánica

que produce el calor necesario para generar vapor el cual se suministra al proceso de digestión. Por otra parte, la materia inorgánica sale del hogar de la caldera en forma de Na_2CO_3 fundido hacia un tanque de recepción y disolución. Esta disolución se efectúa con agua ó con licor débil de caustificación (posteriormente se detalla de donde proviene este último). La probable reacción que se efectúa en el hogar de la caldera es:



siendo el bióxido de carbono producido por la combustión y por la reacción de reducción del sulfato de sodio:



El sulfuro de sodio abandona el hogar de la caldera también como fundido al tanque de disolución, formándose así el licor verde (denominado así por el color característico que adquiere) o sea una mezcla de Na_2CO_3 y Na_2S .

- e) CAUSTIFICACION.- Es la última etapa de la recuperación de reactivos y objeto del presente estudio.

La reacción de caustificación es la siguiente:



El Na_2S permanece inalterable durante la reacción y el líquido clarificado que contiene NaOH y -

Na_2S . es el licor blanco que se usa en la operación de cocimiento para reanudar así el ciclo del proceso.

Ver diagrama de flujo # 1.

DESCRIPCION DE LA PLANTA DE CAUSTIFICACION.-

El licor verde obtenido en el tanque de disolución de fundido de la caldera de recuperación, se bombea a un tanque llamado clarificador de licor verde donde se separan el líquido y la escoria (sólidos suspendidos que son: partículas de carbón residuo de combustión incompleta, revestimiento refractario del hogar de la caldera, etc.), la cual fué arrastrada por el fundido. La alimentación al clarificador se hace por la parte superior, a través de un tubo sumergido una cierta longitud dentro del líquido con el objeto preciso de producir la clarificación. El licor verde clarificado derrama por la parte superior hacia un tanque de almacenamiento y por la parte inferior se desaloja la escoria por medio de una bomba de diafragma. Esa parte inferior es cónica con objeto de encauzar normalmente el lodo (ó escoria) hacia la bomba por medio de unas rastras giratorias que suben ó bajan automáticamente, de acuerdo con la altura del lodo sedimentado en el tanque.

La bomba de diafragma tiene una operación intermitente: la mitad de un ciclo lo ocupa para llenarse y la otra en vaciarse, requiriéndose para su trabajo una válvula de solenoide y una línea de alimentación de aire comprimido.

El trabajo de la bomba puede variarse aumentando ó disminuyendo el número de ciclos por unidad de tiempo por

medio de un reloj (timer) de velocidad variable y operación eléctrica que actúa directamente en el solenoide.

Los lodos llevan una cierta cantidad de licor verde (reactivo) y para recuperarlo se bombean a un tanque pequeño agitado donde se mezclan con agua, pasando a un -- tanque de características similares al clarificador de licor verde pero de menor capacidad donde se efectúa una nueva clarificación, obteniéndose así como líquido clarificado licor débil de caustificación el cual derrama a -- su tanque de almacenamiento respectivo. Este LDC es licor verde de baja concentración y se usa para disolver el fundido en la caldera de recuperación.

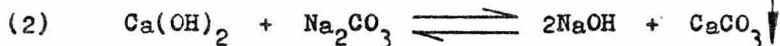
El lodo sedimentado, con poco contenido de álcali, se desecha del sistema directamente al drenaje.

Del tanque de almacenamiento de licor verde clarificado se bombea un determinado flujo al apagador primario.

Este flujo se controla mediante un registrador de flujo magnético el cual envía una señal eléctrica al aparato de control cuando existen variaciones y el aparato a su vez envía una señal neumática a una válvula automática -- para corregirlas.

Al apagador primario, tanque cilíndrico con agitación, se le agrega cal viva (CaO) en una cantidad estequiométrica. Se efectúa entonces la reacción de apagado de cal (1) y empieza la reacción de caustificación (2):





La reacción (1) es exotérmica, pero el calor desprendido no es suficiente para elevar la temperatura a 85 -- 95°C que es la requerida para proporcionar un buen apagado. A temperaturas inferiores de 70°C la cal se apaga muy lentamente y por ello es necesario suministrar vapor para elevar la temperatura y lograr un óptimo apagado de cal.

La reacción (2) es reversible, entonces no se puede convertir todo el carbonato de sodio en sosa independientemente de cuanta cal se agregue. La conversión de esta reacción se denomina "eficiencia de caustificación" y se define:

$$\text{eficiencia} = \frac{\left(\text{NaOH} \right)}{\left(\text{NaOH} \right) + \left(\text{Na}_2\text{CO}_3 \right)} \cdot 100$$

$$\left(\quad \right) = \text{concentración, gr / lt.}$$

Del apagador primario, la suspensión de licor y lodos de carbonato de calcio pasa al apagador secundario -- donde continúa la reacción (2) y se eliminan materiales gruesos directamente al drenaje.

La suspensión pasa después por tres tanques agitados, llamados propiamente caustificadores, con el único objeto de proporcionar el tiempo adecuado y necesario de retención para que la reacción (2) alcance su óptima eficiencia.

La suspensión del tercer caustificador derrama al clarificador de licor blanco (tanque cilíndrico con base

cónica y un mecanismo de rastrillos giratorios), donde el líquido clarificado, licor blanco ($\text{NaOH} + \text{Na}_2\text{S}$), derrama a su tanque de almacenamiento quedando disponible para usarse en la planta de digestores.

Los lodos sedimentados se lavan a contracorriente en dos lavadores, recipientes del mismo diseño al clarificador, con el fin de recuperar el álcali contenido en ellos.

El sistema es el siguiente:

Los lodos sedimentados en el clarificador de licor blanco se bombean a un tanque donde tiene lugar el primer paso de lavado con el líquido clarificado del segundo lavador. La mezcla descarga al primer lavador obteniéndose como líquido clarificado licor débil de caustificación y lodos sedimentados que se bombean a otro tanque donde se lavan con agua caliente ó bien con condensado combinado del sistema de evaporación ó múltiple efecto. La mezcla pasa al segundo lavador y el líquido clarificado de este es el licor que se usa en el primer paso de lavado y el lodo sedimentado se desecha al drenaje.

Del lodo que se envía al drenaje se puede recuperar cal ya sea en un horno rotatorio ó en una torre de calcinación. En ambos casos se usa un combustible apropiado para elevar la temperatura a un rango de $815\text{--}1260^\circ\text{C}$.

La disociación del carbonato empieza a 815°C y la reacción de la combustión es:



Ver diagrama de flujo # 2.

DIAGRAMA No. 1

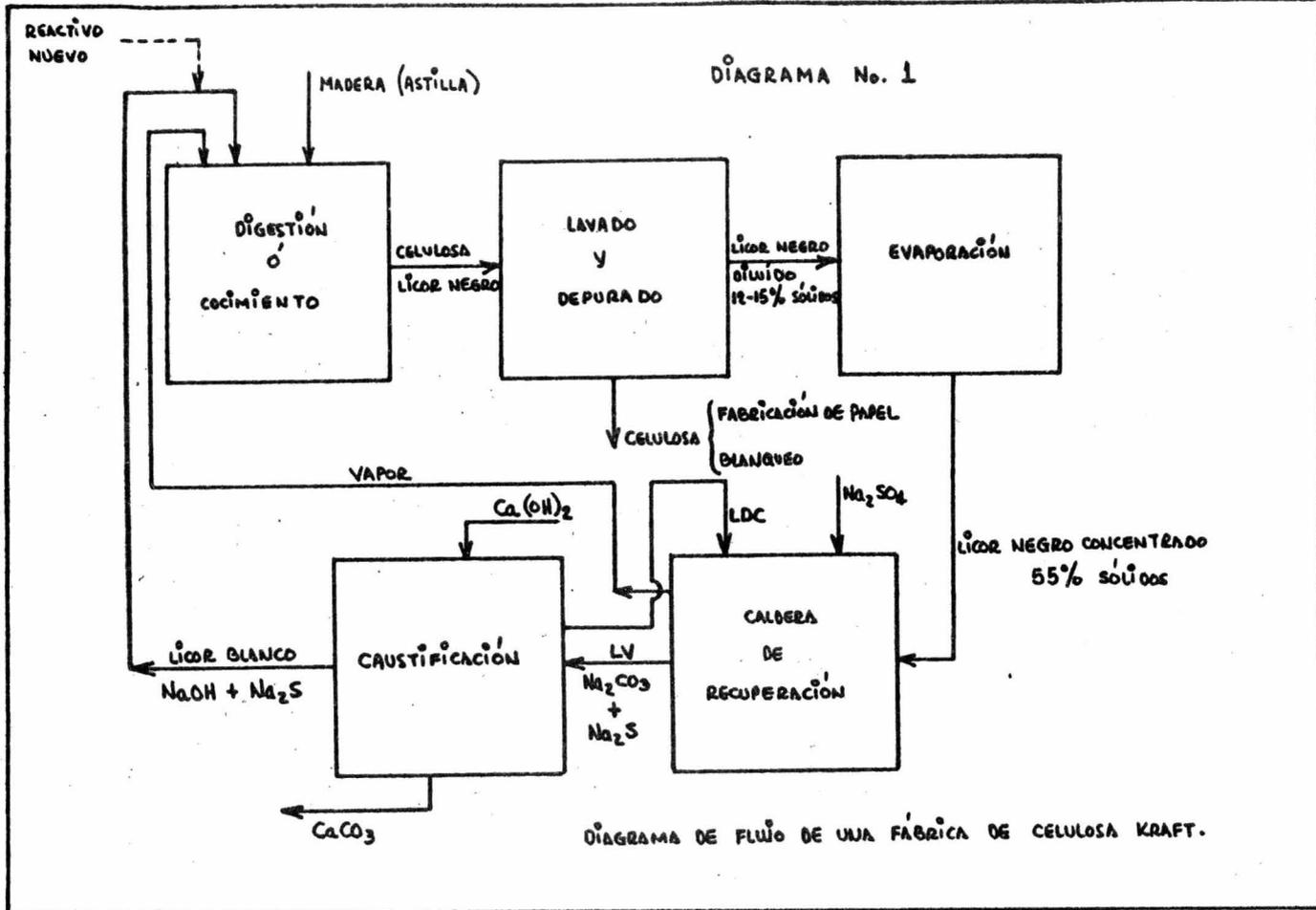
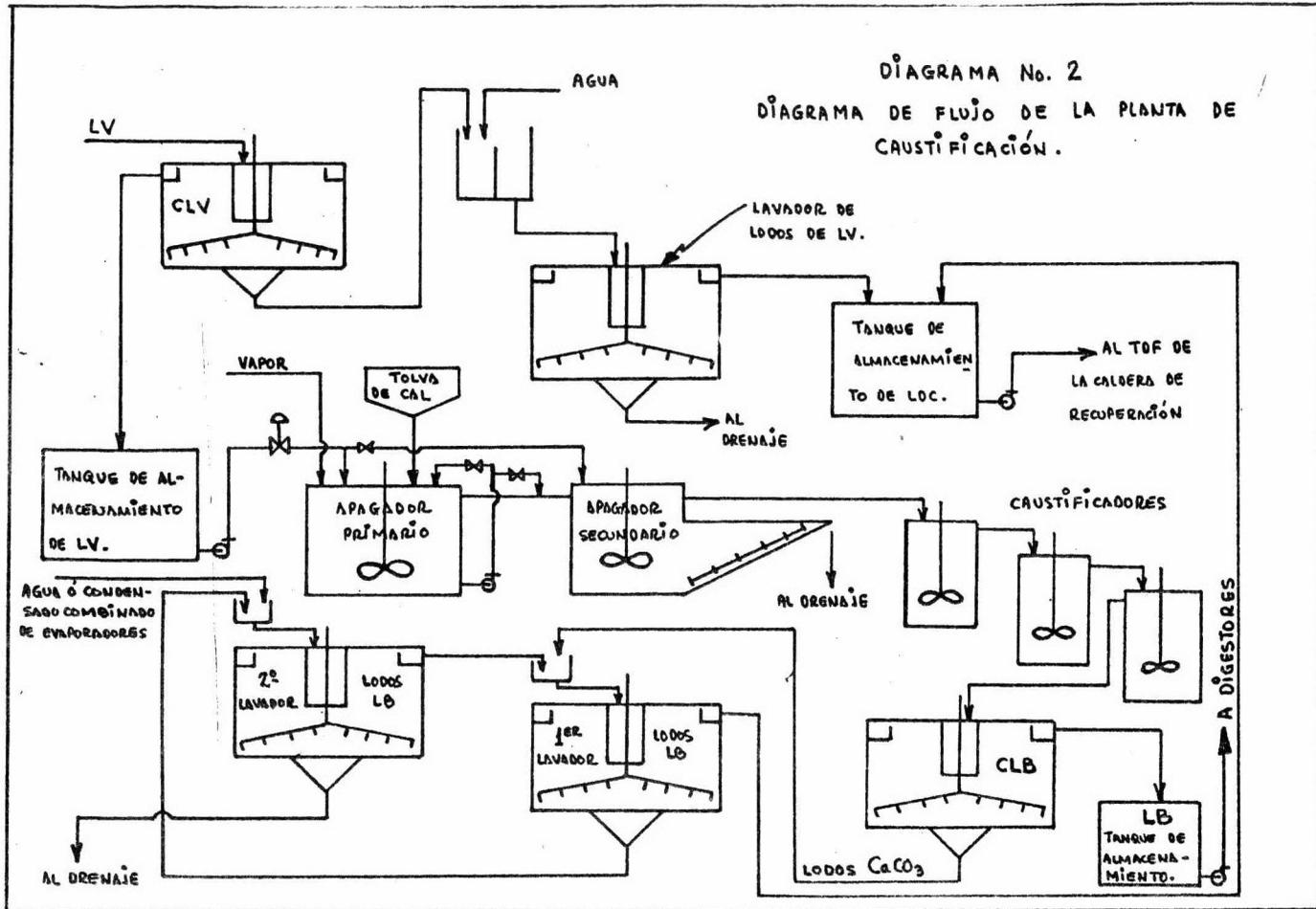


DIAGRAMA DE FLUJO DE UNA FABRICA DE CELULOSA KRAFT.

DIAGRAMA No. 2
 DIAGRAMA DE FLUJO DE LA PLANTA DE
 CAUSTIFICACIÓN.



CAPITULO II.

CALCULO DE LA CAPACIDAD ACTUAL DE LA
PLANTA DE CAUSTIFICACION.CALCULO DE LOS VOLUMENES DE LOS APAGADORES PRIMARIO
Y SECUNDARIO Y DE LOS 3 CAUSTIFICADORES.

a) APAGADOR PRIMARIO.-

Tanque cilíndrico con diámetro interior de 12 ft.
y altura hasta el derrame de 10 ft. 6.5 in.

$$D = 12 \text{ ft.}$$

$$1 \text{ ft.} = 0.3048 \text{ m.}$$

$$\therefore D = 3.66 \text{ m.}$$

$$h = 10' 6.5''$$

$$1 \text{ in.} = 0.0254 \text{ m.}$$

$$\therefore h = 3.213 \text{ m.}$$

$$V = \frac{\pi D^2}{4} h$$

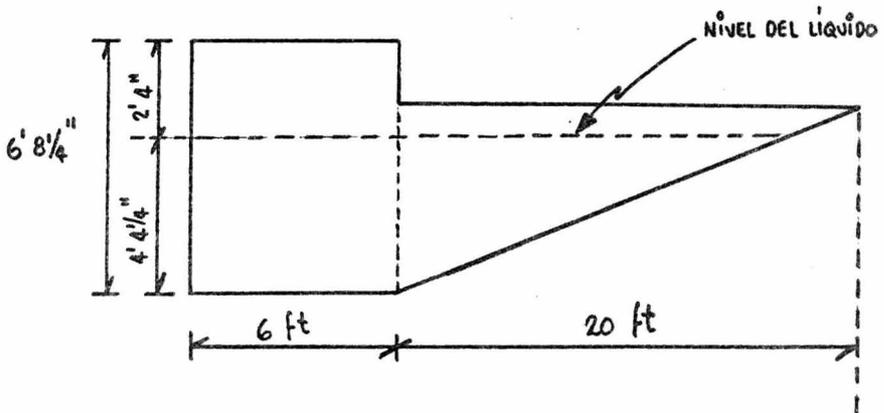
$$V = 0.785 (3.66)^2 \times 3.213$$

$$V = 33.8 \text{ m}^3.$$

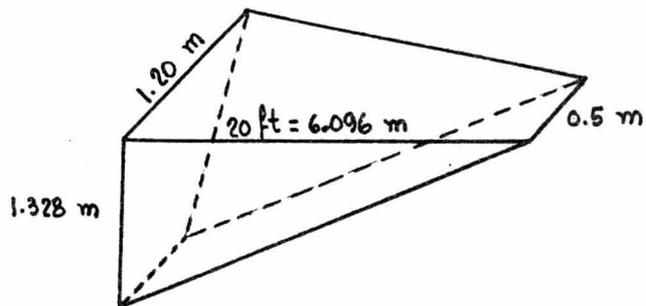
b) APAGADOR SECUNDARIO.-

Este tanque tiene un diseño especial, ya que se conjuntan un tanque cilíndrico y una sección piramidal cuyo diseño permite la instalación de --rastras que eliminan el material pesado (grava e impurezas).

El diseño de este apagador es el siguiente:



SECCIÓN PIRAMIDAL:



b₁) VOLUMEN DE LA PARTE CILINDRICA:

$$D = 6 \text{ ft.} = 1.83 \text{ m.}$$

$$h = 4 \text{ ft. } 4.25 \text{ in.} = 1.328 \text{ m.}$$

$$V = 0.785 (1.83)^2 \times 1.328$$

$$V = 3.48 \text{ m}^3$$

b₂) VOLUMEN DE LA SECCION PIRAMIDAL:

$$\text{Volumen de una pirámide} = V = \frac{Ah}{3}$$

A = área de la base.

h = altura.

$$V = \frac{0.5 + 1.20}{2} \times 1.328 \times 6.096$$

$$V = 2.29 \text{ m}^3$$

$$V_{\text{total}} = 3.48 + 2.29 = 5.77 \text{ m}^3$$

c) CAUSTIFICADORES.-

Son 3 tanques cilíndricos iguales.

$$D = 8 \text{ ft.} = 2.438 \text{ m.}$$

altura hasta el derrame = 6 ft. 10 in.

$$h = 2.082 \text{ m.}$$

$$V = 0.785 (2.438)^2 \times 2.082$$

$$V = 9.65 \text{ m}^3$$

Volumen de los 3 caustificadores:

$$9.65 \times 3 = 28.95 \text{ m}^3$$

d) VOLUMEN TOTAL DE APAGADORES Y CAUSTIFICADORES:

	33.80 m ³	apagador primario
	5.77	apagador secundario
	28.95	3 caustificadores
TOTAL	68.52 m ³	≅ 68.0 m ³

Los apagadores y caustificadores con un volumen total de 68 m³ tienen capacidad para procesar 34 m³/hr dando 2.0 hr de tiempo de retención como promedio.

El tiempo de retención experimental encontrado para alcanzar la óptima eficiencia (80-85 %) y por lo tanto el equilibrio de la reacción de caustificación fué de una hora.

Dado que la reacción de caustificación es reversible no se puede convertir todo el Na₂CO₃ en NaOH independientemente de la cantidad de cal agregada. En las pruebas experimentales se adicionó la cantidad requerida estequiométricamente.

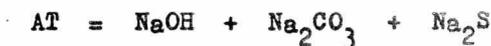
La eficiencia de caustificación se calcula de acuerdo con la relación:

$$\eta = \frac{\text{NaOH}}{\text{NaOH} + \text{Na}_2\text{CO}_3} \times 100$$

Ejemplo:

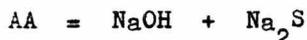
Para ello es necesario definir las determinaciones volumétricas que se efectúan en el laboratorio:

Alcali total: Es la titulación de todas las sales de sodio contenidas en el licor blanco.

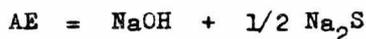


Alcali activo: Es la titulación de la cantidad de hidró

xido de sodio y sulfuro de sodio existentes en el licor blanco.



Alcali efectivo: Es la titulación de la cantidad de hidróxido de sodio más la mitad de la cantidad de sulfuro de sodio contenidos en el licor blanco.



Los resultados de los análisis anteriores, para facilidad de cálculos y uniformidad, se relacionan a Na_2O .

Para obtener directamente los resultados de las titulaciones como Na_2O (gr/lt) se usa HCl 0.322 N, cuya normalidad se calculó de la siguiente forma:

Normalidad que deberá tener una solución de HCl para que un mililitro de esta solución ~~sea~~ titule una concentración de 10 gr/lt de Na_2O .

Na_2O	PM = 62	Peso molecular
	PE = 31	Peso equivalente
	me = 0.031	miliequivalente

$$N = \frac{\text{gr}}{\text{me} \times \text{c.c.}}$$

$$N = \frac{0.01}{0.031 \times 1.0}$$

$$N = 0.322$$

Para la determinación de álcali total, se pipetea un cm^3 de muestra de licor en $50 cm^3$ de agua. La solución se titula con HCl 0.322 N usando anaranjado de me-

tilo como indicador. El vire de color es de amarillo a canela. Los ml. de ácido consumidos en la titulación por 10 ~~ml~~ dá los gr/lt de álcali total.

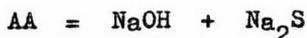
Para las determinaciones de álcali activo y álcali efectivo se toma una muestra de 10 ml. de licor a la cual se le agregan 10 ml. de solución de $BaCl_2$ al 10% con objeto de precipitar los carbonatos de acuerdo con la reacción:



La mezcla se afora a 250 ml. y se filtra. Del filtrado se toma una parte alícuota de 25 ml. y se titula con HCl 0.0322 N, usando como indicadores fenolftaleína y anaranjado de metilo. El vire de color con el primero es de rosa a incoloro y con el segundo a color canela.

Con la fenolftaleína se titula la cantidad de álcali efectivo, o sea: $NaOH + 1/2 Na_2S$.

Con el anaranjado de metilo se titula la mitad del sulfuro de sodio faltante para obtener el álcali activo.



Supóngase que de una muestra de licor blanco se obtienen los siguientes resultados:

c.c. consumidos en la titulación de álcali total:	9.9 ml.
* c.c. consumidos en la titulación de álcali efectivo:	7.2 ml.
* * c.c. consumidos en la titulación de álcali activo:	1.2 ml.

* usando fenolftaleína como indicador.

* * usando anaranjado de metilo como indicador.

Por lo tanto:

concentración de álcali total : 99 gr/lt

concentración de álcali efectivo: 72 gr/lt

concentración de álcali activo : 84 gr/lt

La concentración en ese licor de Na_2S será:

$$(84 - 72) \times 2 = 24 \text{ gr/lt}$$

y la eficiencia de caustificación:

$$\eta = \frac{84 - 24}{99 - 24} \times 100$$

$$\eta = 80 \%$$

El tiempo de retención experimental de una hora, para alcanzar el equilibrio en la reacción de caustificación, se determinó de la siguiente manera:

A una muestra de un litro de licor verde se le determinó álcali total y álcali activo para conocer la concentración de Na_2CO_3 y por lo tanto calcular la cantidad de cal requerida de acuerdo con la reacción estequiométrica. Se obtuvieron los siguientes resultados:

LICOR VERDE.-

álcali total: 120 gr/lt como Na_2O

álcali activo: 24 gr/lt como Na_2O

\therefore concentración de $\text{Na}_2\text{CO}_3 = 120 - 24 = 96 \text{ gr/lt } (\text{Na}_2\text{O})$

$$\text{PM}_{\text{Na}_2\text{CO}_3} = 106$$

$$\text{PM}_{\text{Na}_2\text{O}} = 62$$

$$96 \times \frac{106}{62} = 164 \text{ gr/lt como Na}_2\text{CO}_3$$

CANTIDAD DE CAL REQUERIDA.-



$$\text{PM}_{\text{CaO}} = 56$$

$$\text{PM}_{\text{CaCO}_3} = 100$$

El cálculo se hizo de dos formas:

$$\begin{array}{l} \text{a)} \\ \frac{106 - 56}{164 - x} \qquad \qquad \qquad x = 87 \text{ gr CaO} \end{array}$$

Considerando 83% la eficiencia de la reacción:

$$\frac{87}{0.83} = 105 \text{ gr CaO}$$

$$\begin{array}{l} \text{b)} \\ \frac{106 - 100}{164 - x} \qquad \qquad \qquad x = 155 \text{ gr CaCO}_3 \\ \\ \frac{56 - 100}{x - 155} \qquad \qquad \qquad x = 87 \text{ gr CaO} \end{array}$$

$$\frac{87}{0.83} = 105 \text{ gr CaO (Para un litro de licor verde)}$$

La muestra de un litro de licor verde en un vaso de precipitados de dos litros se puso en baño maría a una temperatura de 90°C. Se agregaron 105 gr de cal, manteniendo una agitación constante y la temperatura lo más cercana posible a los 90°C. A intervalos de 10 minutos se separó una muestra de 25 ml. titulándole álcali total, activo y efectivo. Los resultados de estas determinaciones son los siguientes:

tiempo min.	AT gr/lt	AA gr/lt	AE gr/lt	Na ₂ S gr/lt	efic. %
10	117	33	21	24	9.7
20	116	58	46	24	37
30	112	72	60.5	23	55
40	113	78	66	24	60
50	109	85	73.5	23	72
60	108	90	79	22	79
70	108	91	80	22	80
80	108	92	81	22	81
90	108	92	81	22	81

Ver gráfica No. 1.

Obsérvese que prácticamente la muestra tomada a los 60 minutos es la que obtuvo el valor más alto en concentración de álcali activo.

(La muestra de licor verde, ahora licor blanco, después de hora y media de agitación se dejó en reposo para sedimentar los lodos de CaCO₃. Después de una hora de reposo la cantidad de lodos sedimentados fué de 300 cm³ lo cual, tomando en cuenta que la muestra original de licor verde fué de un litro, equivale a un 30 % en volumen de la suspensión.)

De acuerdo con lo anterior nótese que al considerar 2.0 hr. de tiempo de retención como promedio, se está dando un amplio margen que absorberá posibles errores incluidos en las determinaciones experimentales.

O sea, que la capacidad de la planta para procesar 34 m³/hr de licor ~~verde~~ alcanzará para producir 168 ton/día de celulosa Kraft de acuerdo con el siguiente cálculo:

$$34 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}} \times 0.7 = 23.8 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}} \quad \text{de licor blanco clarificado.}$$

Si en la sección de digestores se consumen 305 Kg - de Na_2O por cada tonelada de celulosa Kraft producida, y teniendo el licor blanco una concentración promedio de - 90 gr/lt de álcali activo:

$$\frac{305\ 000\ \text{gr}}{90\ \text{gr/lt}} = 3390\ \text{lt de licor blanco por tonelada - de celulosa producida.}$$

$$23.8\ \frac{\text{m}^3}{\text{hr}} \times 24\ \frac{\text{hr}}{\text{día}} \times \frac{\text{ton. celulosa}}{3.39\ \text{m}^3} = 168\ \frac{\text{ton. cel.}}{\text{día.}}$$

Queda solamente por verificar si el clarificador de licor blanco y los lavadores de lodos tienen capacidad - suficiente de sedimentación para la cantidad de lodos - producida en la fabricación de licor blanco para una pro - ducción de celulosa Kraft de 168 ton/día.

BALANCE DE MATERIALES DE LA PLANTA DE CAUSTIFICACION.-

Base de cálculo: 1 ton de celulosa Kraft seca al - aire.

Datos:

Cantidad de álcali activo (Na_2O)

utilizado en digestores: 305 Kg.

eficiencia promedio en caustificación: 83 %

análisis promedio del licor blanco:

90 gr/lt álcali activo

25 % sulfidéz.

ó sea, concentración de Na_2S :

$$\frac{25}{100} \times 90 = 22.5\ \text{gr/lt.}$$

Datos de diseño de la planta:

Pérdida de Na_2O en los lodos finales de LB:

0.7 % del que entra a caustificación.

Pérdida de Na_2O en los lodos finales de LV: 0.5 Kg.

Consistencia de los lodos descargados por el CLB: 30 %

Consistencia de los lodos descargados por los lavadores:
40 %

Consistencia de los lodos descargados por el lavador de
lodos de licor verde: 10 %

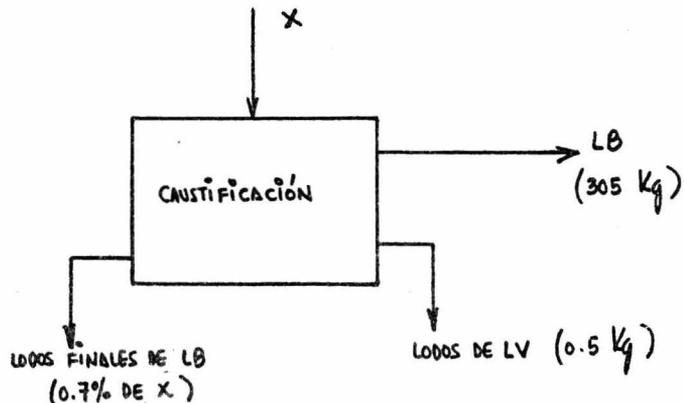
Lodos asentables en el CLV: 8 Kg.

1.) Volumen necesario de LB (licor blanco):

$$\frac{305 \text{ Kg.}}{0.09 \text{ Kg/lt}} = 3400 \text{ litros.}$$

donde 0.09 es la concentración del licor (álcali - activo).

2.) Cantidad neta de álcali activo que entra a caustificación:



$$x = 305 + 0.5 + 0.007 x$$

$$x = \frac{305.5}{0.993} \quad ; \quad x = 308 \text{ Kg.}$$

3.) Cantidad de cal necesaria para este álcali activo:

$$308 (100 - 25) = 232 \text{ Kg NaOH como Na}_2\text{O}$$

donde 25 es el % de sulfidez.

$$PM_{\text{CaO}} = 56$$

$$PM_{\text{Na}_2\text{O}} = 62$$

$$232 \times \frac{56}{62} = 210 \text{ Kg CaO.}$$

Para una eficiencia de la reacción de 83 %:

$$\frac{210}{0.83} = 253 \text{ Kg CaO.}$$

4.) Cantidad de lodo seco formado:

$$\text{CaO convertido en CaCO}_3: 210 \times \frac{100}{56} = 375 \text{ Kg}$$

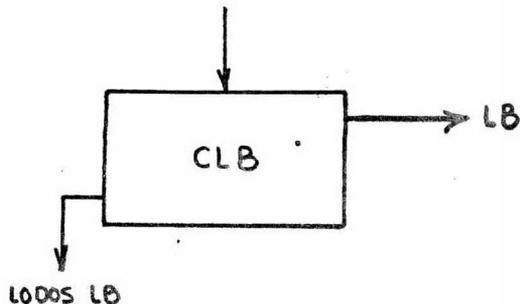
$$PM_{\text{CaCO}_3} = 100$$

$$PM_{\text{Ca(OH)}_2} = 74$$

$$\text{CaO convertido en Ca(OH)}_2: (253 - 210) \times \frac{74}{56} = 57 \text{ Kg}$$

$$\text{Total lodo seco formado: } 375 + 57 = 432 \text{ Kg}$$

5.) Balance en el CLB (clarificador de licor blanco):



Actividad del licor blanco:

$$\frac{\text{NaOH}}{\text{NaOH} + \text{Na}_2\text{CO}_3} = \eta$$

$$\text{NaOH} + \text{Na}_2\text{CO}_3 = \frac{\text{NaOH}}{\eta} = \frac{90(100 - 25)}{83} = 81.2 \text{ gr/lt}$$

donde 25 es el % de sulfidez.

$$\text{AT} = \text{NaOH} + \text{Na}_2\text{CO}_3 + \text{Na}_2\text{S}$$

$$\text{AT} = 81.2 + 22.5 = 104 \text{ gr/lt}$$

$$\text{Actividad} = \frac{\text{AA}}{\text{AT}} \times 100 = \frac{90}{104} \times 100 = 86.5 \%$$

$$\text{Cantidad de Na}_2\text{O total en el LB: } \frac{305}{0.865} = 352 \text{ Kg}$$

$$\text{Con los lodos de LB: } \frac{432}{0.30} - 432 = 1440 - 432 = 1008 \text{ Kg de licor.}$$

donde 0.30 es la consistencia de los lodos descargados - por el LB (dato).

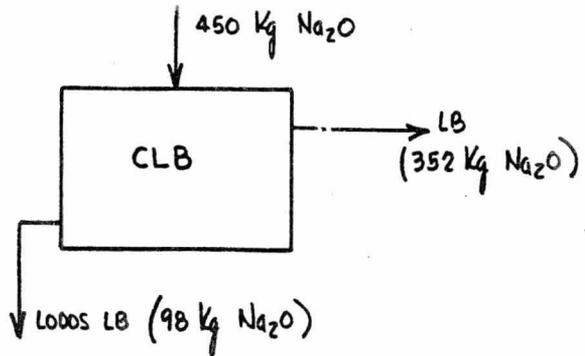
$$\rho = \text{densidad} \quad \rho_{\text{LB}} \left| \begin{array}{l} 75^\circ\text{C} \\ 104 \text{ gr/lt} \\ \text{(de gráfica No. 2)} \end{array} \right. = 1.063 \text{ Kg/lt}$$

$$\frac{1008}{1.063} = 948 \text{ lt de licor}$$

$$948 \times 0.104 \text{ Kg/lt} = 98 \text{ Kg de Na}_2\text{O}$$

donde 0.104 Kg/lt es la concentración del licor blanco - (álcali total).

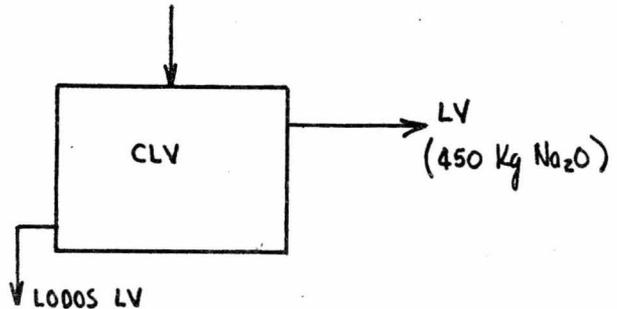
$$\therefore \text{entra al CLB} = 352 + 98 = 450 \text{ Kg Na}_2\text{O total.}$$



$$\frac{450}{0.104} = 4327 \text{ litros de licor blanco.}$$

6.) En los apagadores y caustificadores el volumen de licor y la cantidad de Na_2O no varían, suponiendo que en tra la misma cantidad de agua con el vapor de calentamiento que la que necesita la cal para hidratarse.

7.) Balance en el CLV (clarificador de licor verde):



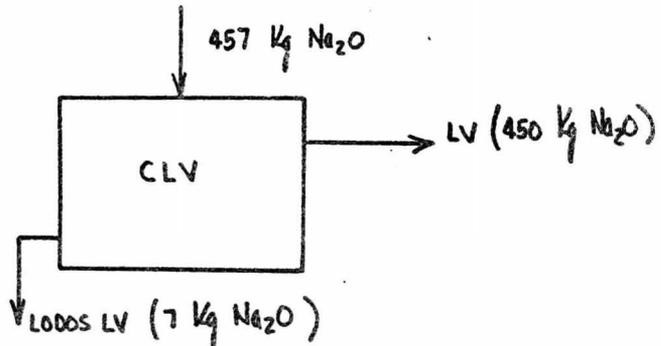
Salen: con el LV clarificado: 450 Kg Na_2O
 con los lodos: $\frac{8}{0.1} - 8 = 72$ Kg de licor.

donde 8 son los Kg de lodos asentables en el CLV - (dato) y 0.1 es la consistencia de los lodos descargados por el CLV (también dato).

$$\frac{72}{1.1} = 66 \text{ litros}$$

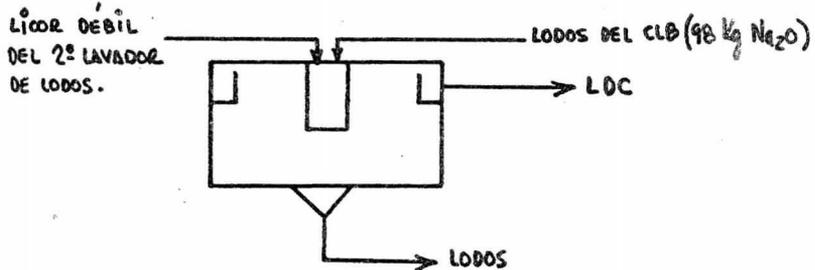
$$66 \times 0.104 = 7 \text{ Kg Na}_2\text{O}$$

∴ deberán entrar: $450 + 7 = 457 \text{ Kg Na}_2\text{O}$ total.



De los 7 Kg de Na_2O que se van con los lodos de LV, se recuperan 6.5 Kg en el LDC (licor débil de caustificación) como producto del lavado de esos lodos.

8.) Balance en el primer lavador de lodos:



La cantidad de LDC formada debe ser igual a la de licor verde que entra al sistema, ó sean: 4394 litros.

De esa cantidad, 300 litros provienen del lavado de lodos de licor verde. Estos 300 litros contienen 6.5 Kg Na_2O y por lo tanto una concentración de:

$$\frac{6.5 \text{ Kg}}{300 \text{ lt}} \times 1000 = 22 \text{ gr/lt}$$

Concentración de LDC formado en el primer lavador:

Cantidad de Na_2O en el primer lavador:

entran: 98 Kg Na_2O con los lodos de licor blanco.
 "x" Kg Na_2O con el licor débil del segundo lavador.

salen: "y" Kg Na_2O con el licor débil de caustificación la misma cantidad "x" Kg Na_2O con los lodos + (308×0.007) Kg Na_2O - que es la pérdida de Na_2O en los lodos finales de LB.

$$308 \times 0.007 = 2.156 \doteq 2.0$$

$$98 + x = y + (x + 2)$$

$$y = 96 \text{ Kg } \text{Na}_2\text{O}$$

$$\frac{96000}{(4394 - 300)} \doteq 23 \text{ gr/lt concentración de LDC.}$$

Cantidad de Na_2O en los lodos:

$$\frac{432}{0.40} - 432 = 1080 - 432 = 648 \text{ Kg de licor}$$

donde 0.40 es la consistencia de los lodos descargados por el primer lavador de lodos (dato).

$$\rho_{\text{LB}} \left| \begin{array}{l} 20^\circ\text{C} \\ 23 \text{ gr/lt} \end{array} \right. = 1.026 \text{ Kg/lt}$$

$$\frac{648}{1.026} = 632 \text{ litros}$$

$$632 \text{ lt} \times 0.023 \text{ Kg/lt} \doteq 15 \text{ Kg } \text{Na}_2\text{O}$$

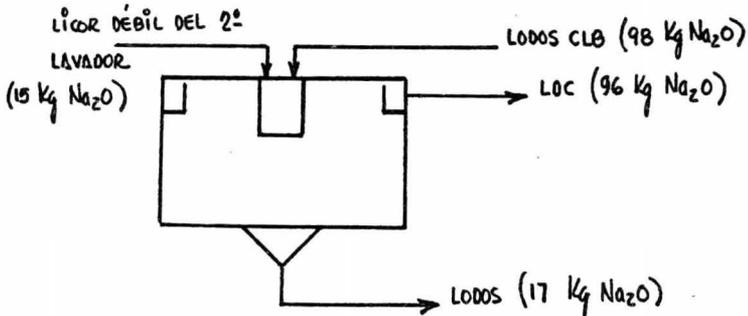
∴ deben entrar $98 + 15 = 113 \text{ Kg } \text{Na}_2\text{O}$ total

entran: 98 Kg Na_2O con los lodos del CLB

(25)

y 15 Kg Na_2O con el licor débil del segundo lavador.

salen: 96 Kg Na_2O con el LDC
y 17 Kg Na_2O con los lodos que van al segundo lavador.



El volumen del licor débil del segundo lavador es:

4094 litros licor débil de caustificación

(+) 632 litros que salen con los lodos del primer lavador.

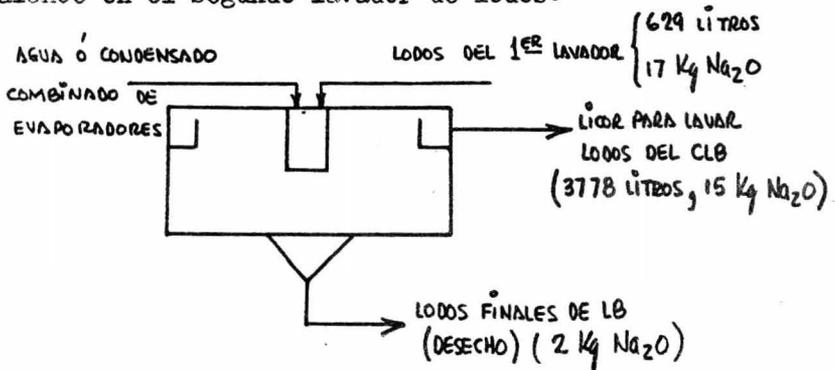
(-) 948 litros que traen los lodos del CLB.

ó sea: $4094 + 632 - 948 = 3778$ litros.

cuya concentración es:

$$\frac{15 \text{ Kg}}{3778 \text{ lt}} \times 100 = 4 \text{ gr/lt}$$

9.) Balance en el segundo lavador de lodos:



salen con los lodos de desecho:

$$\frac{432}{0.40} - 432 = 648 \text{ Kg de licor}$$

$$\rho \left| \begin{array}{l} 20^{\circ}\text{C} \\ 4.0 \text{ gr/lt} \end{array} \right. = 1.0 \text{ Kg/lt}$$

$$\frac{648}{1.0} = 648 \text{ litros.}$$

con una concentración de:

$$\frac{2 \text{ Kg}}{648 \text{ lt}} \times 1000 = 3 \text{ gr/lt}$$

La cantidad de agua caliente ó condensado combinado de evaporadores que entra al segundo lavador de lodos será:

3778 litros de licor que salen al primer lavador
 (+) 648 litros que salen con los lodos de desecho -
 (-) 632 litros que entran con los lodos del primer lavador

ó sea: $3778 + 648 - 632 = 3794$ litros.

10.) Balance de agua:

La cantidad de agua que debe entrar al sistema para formar LDC debe ser igual a la cantidad que sale con el LB más lo que sale con los lodos finales de LB y LV.

salen: con LB: 3400 litros
 con los lodos finales de LB: 648 litros
 con los lodos finales de LV: 66 litros

TOTAL: 3400 + 648 + 66 = 4114 litros

entran: condensado combinado: 3794 litros
lavado de lodos de LV: 300 litros

TOTAL: 3794 + 300 = 4094 litros

Se tiene una diferencia de 20 producto de aproximaciones a unidades enteras. Se puede decir entonces que el balance es correcto.

Hecho el balance de materiales, se procederá al cálculo de la capacidad de sedimentación del clarificador de licor blanco. En vista de que los dos lavadores de lodos tienen construcción idéntica al clarificador, si este tiene la capacidad suficiente, también la tienen los lavadores.

El área de sedimentación requerida para asentar una tonelada/día de sólidos se calculó por el método de Coe y Clevenger. Este método, el más comúnmente empleado, utiliza la siguiente fórmula:

$$A = \frac{(F - D)}{u \rho_L}$$

donde: A = área del clarificador en $\frac{m^2}{\text{ton. sólidos/día}}$

u = velocidad de asentamiento en $\frac{m}{\text{día}}$

ρ_L = densidad del líquido en $\frac{\text{ton}}{m^3}$

F = relación de líquido a sólidos en la alimentación (en peso).

D = relación de líquido a sólidos en la descarga

La velocidad de asentamiento se determinó practicamente. En un vaso de precipitados de un litro se muestrearon 900 ml de suspensión (licor blanco y lodos de CaCO_3) que sale del tercer caustificador y entra al CLB.

Se determinó el tiempo que tomaba la superficie de separación entre líquido claro y suspensión para llegar a diferentes volúmenes del vaso, transformándose después a la altura correspondiente. En el peor de los casos, se encontró que los lodos se asentaban de 900 a 460 ml en 7 minutos. La altura correspondiente a esos 440 ml fué de 5.1 cm.

Por lo tanto:

$$u = \frac{5.1 \text{ cm}}{7 \text{ min}} \times \frac{1 \text{ m}}{100 \text{ cm}} \times \frac{1440 \text{ min}}{\text{dia}}$$

$$u = 10.49 \frac{\text{m}}{\text{dia}}$$

La densidad del líquido se obtuvo de la gráfica No. 2.

$$\rho_L \left| \begin{array}{l} 75^\circ\text{C} \\ 104 \text{ gr/lt} \end{array} \right. = 1.063 \frac{\text{ton}}{\text{m}^3}$$

F = relación de líquido a sólidos en la alimentación.

En la alimentación al CLB se tienen:

432 Kg de lodos y

$$4327 \text{ lt LB} \times 1.063 \frac{\text{Kg}}{\text{lt}} = 4600 \text{ Kg licor}$$

$$\therefore F = \frac{4600}{432} = 10.65$$

D = relación de líquido a sólidos en la descarga.

y En la descarga del CLB:

432 Kg lodos y
1008 Kg licor

$$\therefore D = \frac{1008}{432} = 2.33$$

entonces,

$$A = \frac{(10.65 - 2.33)}{10.49 \times 1.063}$$

$$A = \frac{8.32}{11.15}$$

$$A = 0.746 \frac{\text{m}^2}{\text{ton. sólidos/día}}$$

Area del clarificador:

$$D = 35 \text{ ft} = 10.67 \text{ m}$$

$$A = \frac{\pi D^2}{4}$$

$$= 0.785 (10.67)^2$$

$$A = 89.4 \text{ m}^2$$

Por lo tanto, el CLB tiene capacidad para asentar:

$$\frac{89.4}{0.746} \doteq 120 \frac{\text{ton. sólidos}}{\text{día}}$$

Se vá a considerar 80% la eficiencia de operación - del CLB, incluyendo en este factor posibles errores come

tidos en determinaciones y de apreciación.

$$120 \times 0.8 = 96.0 \frac{\text{ton. sólidos}}{\text{dia}}$$

si por cada tonelada de celulosa Kraft se producen 432 - Kg de lodos, entonces:

$$\frac{96 \frac{\text{ton. lodos}}{\text{dia}}}{0.432 \frac{\text{ton. lodos}}{\text{ton. celulosa}}} = 222 \frac{\text{ton. celulosa}}{\text{dia}}$$

por lo tanto, es correcto considerar que la planta de -- caustificación tiene actualmente la capacidad suficiente para suministrar licor blanco para una producción de 168 toneladas de celulosa Kraft por dia.

CAPITULO III.

AUMENTO DE CAPACIDAD. ASPECTO ECONOMICO.

Dando hora y media de tiempo de retención en apagadores y caustificadores, para que se efectúe la reacción de caustificación, es posible aumentar la producción de celulosa Kraft a:

$$\frac{68 \text{ m}^3}{1.5 \text{ hr}} = 45.3 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}}$$

$$45.3 \times 0.7 = 31.73 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}} \text{ de LB clarificado.}$$

$$\frac{31.73 \frac{\text{m}^3}{\text{hr}} \times 24 \frac{\text{hr}}{\text{dia}}}{3.39 \frac{\text{m}^3}{\text{ton. celulosa}}} = 224 \frac{\text{ton. celulosa}}{\text{dia}}$$

que es casi igual a la capacidad de sedimentación que tiene el clarificador de licor blanco y los lavadores de lodos.

Para obtener una producción de 224 toneladas de celulosa Kraft por día sería necesario realizar las siguientes modificaciones en la planta de caustificación.

- 1) Cambiar equipo de bombeo de LV al apagador primario.

Se requiere equipo para bombear:

$$4327 \frac{\text{lt LV}}{\text{ton. cel.}} \times 224 \frac{\text{ton. cel.}}{\text{dia}} \times \frac{1 \text{ dia}}{86400 \text{ seg}} = 11.218 \frac{\text{lt}}{\text{seg}}$$

La capacidad del motor para esa bomba sería:

$$HP = \frac{Q \times H \times \rho_L}{76 \times \eta_b}$$

donde:

Q = gasto de la bomba en $\frac{lt}{seg}$

H = cabeza total en metros

ρ_L = densidad del líquido, $\frac{Kg}{lt}$

η_b = eficiencia de la bomba = 50%

La tubería para bombear licor verde del tanque de almacenamiento al apagador primario consta de:

diámetro = 4 in = 0.1016 m

$(Z_2 - Z_1) = 10$ m

60 metros de tubería

5 codos de 90° standard

1 válvula de compuerta totalmente abierta

1 válvula automática 3/4 abierta

Las pérdidas de presión por fricción son:

a) Para tubería de ese diámetro y para el flujo requere

$$\text{rido} = \frac{3.61 \text{ m}}{100 \text{ m}}$$

$$\text{tubería} = \frac{3.61 \times 60}{100} = 2.16 \text{ m}$$

b) 5 codos 90° std.

$$\text{codo } 90^\circ \text{ std } \frac{L}{D} = 30 = \text{longitud equivalente en diámetros de tubería.}$$

$$L = 30 \times 0.1016 \times 5 = 15.24 \text{ m}$$

c) 1 válvula de compuerta totalmente abierta.

$$\frac{L}{D} = 13$$

$$L = 13 \times 0.1016 = 1.33 \text{ m}$$

- d) 1 válvula automática 3/4 abierta.

$$\frac{L}{D} = 35$$

$$L = 35 \times 0.1016 = 3.556 \text{ m}$$

La cabeza total será:

$$H = 10 + 2.16 + 15.24 + 1.33 + 3.556$$

$$H = 32.28 \text{ m}$$

$$HP = \frac{11.218 \times 32.28 \times 1.063}{76 \times 0.50}$$

$$HP = 10.13$$

Se requerirían motores de 15 HP.

- 2) Cambiar equipo para bombear LB al tanque medidor de digestores. En este tanque se controla el volumen de LB cargado a cada hervidor. Si se considera que dicho tanque ocupa en vaciarse el mismo tiempo que tarda en llenarse, el equipo necesario duplica su capacidad.

Se requiere equipo para bombear:

$$\frac{3400 \times 224}{86400} \times 2 = 17.63 \frac{\text{lt}}{\text{seg}}$$

3400 son los litros necesarios de LB por tonelada de celulosa.

La capacidad del motor para esa bomba es:

La tubería para bombear licor blanco del tanque -

de almacenamiento al tanque medidor de digestores tiene:

$$\text{diámetro} = 4 \text{ in} = 0.1016 \text{ m}$$

$$(Z_2 - Z_1) = 45 \text{ metros}$$

146 metros de tubería

1 válvula de compuerta totalmente abierta

1 válvula check tipo convencional

5 codos de 90° standard

2 codos de 45° standard

Las pérdidas de presión por fricción son:

a) Para tubería de ese diámetro y para el flujo re-
querido = $8.2 \frac{\text{m}}{100 \text{ m}}$

$$\text{tubería} = \frac{8.2 \times 146}{100} = 11.97 \text{ m}$$

b) 1 válvula de compuerta totalmente abierta = 1.33 m

c) 1 válvula check tipo convencional.

$$\frac{L}{D} = 135$$

$$L = 135 \times 0.1016 = 13.72 \text{ m}$$

d) 5 codos 90° std = 15.24 m

e) 2 codos 45° std

$$\frac{L}{D} = 16$$

$$L = 16 \times 0.1016 \times 2 = 3.25 \text{ m}$$

La cabeza total es:

$$H = 45 + 11.97 + 1.33 + 13.72 + 15.24 + 3.25$$

$$H = 90.51 \text{ m}$$

$$\text{HP} = \frac{17.63 \times 90.51 \times 1.063}{76 \times 0.50} = 44.6$$

Se instalarían motores de 50 HP.

- 3) Es necesario comprobar si la capacidad que tienen las bombas de diafragma, para manejo de lodos, es suficiente para una producción de 224 ton. celulosa/día.

De acuerdo con el catálogo de las bombas, las de tamaño # 4 (que son las instaladas) tienen una capacidad máxima de 490 m³/ día.

Del clarificador de licor blanco salen 432 Kg de lodo seco formado por cada tonelada de celulosa producida. La consistencia de los lodos descargados por el CLB es de 30%.

$$\frac{432}{0.30} = 1440 \text{ Kg de licor y sólidos}$$

$$1440 - 432 = 1008 \text{ Kg de licor}$$

La densidad de una suspensión es:

$$\rho = \frac{P_s + P_L}{V_s + V_L}$$

P_s = peso del sólido

P_L = peso del líquido

V_s = volumen del sólido

V_L = volumen del líquido

$$\rho = \frac{P}{V}$$

$$V = \frac{P}{\rho}$$

eliminando los volúmenes:

$$\rho = \frac{P_s + P_L}{\frac{P_s}{\rho_s} + \frac{P_L}{\rho_L}}$$

$$= \frac{1440}{\frac{432}{2.55} + \frac{1008}{1.063}}$$

donde 2.55 es la densidad del sólido que forman los lodos, principalmente CaCO_3 , determinada por medio del picnómetro.

$$\rho_{\text{suspensión}} = \frac{1440}{169.4 + 948.2} = 1.288 \frac{\text{Kg}}{\text{lt}}$$

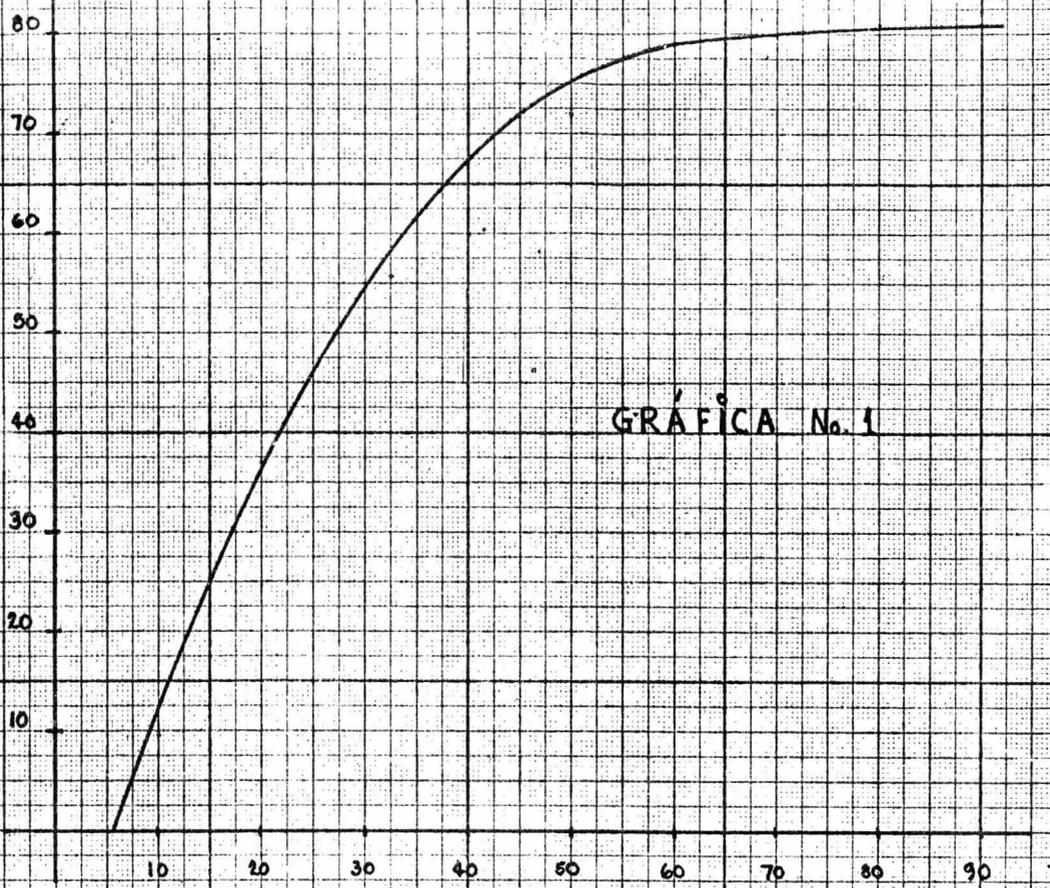
$$\frac{1440}{1.288} = 1118 \frac{\text{lt suspensión}}{\text{ton. celulosa}}$$

$$1.118 \frac{\text{m}^3 \text{ suspensión}}{\text{ton. celulosa}} \times 224 \frac{\text{ton. celulosa}}{\text{dia}} = 250 \frac{\text{m}^3 \text{ suspensión}}{\text{dia}}$$

Por lo tanto, las bombas de diafragma instaladas tienen la capacidad suficiente para manejar lodos sedimentados producidos para una producción de celulosa Kraft de 224 ton/día.

- 4) El resto del equipo de la planta de caustificación está disponible para aceptar el aumento de capacidad.

eficiencia
%



GRÁFICA No. 1

tiempo
minutos

gr/ml.

GRÁFICA No. 2

DENSIDAD LB

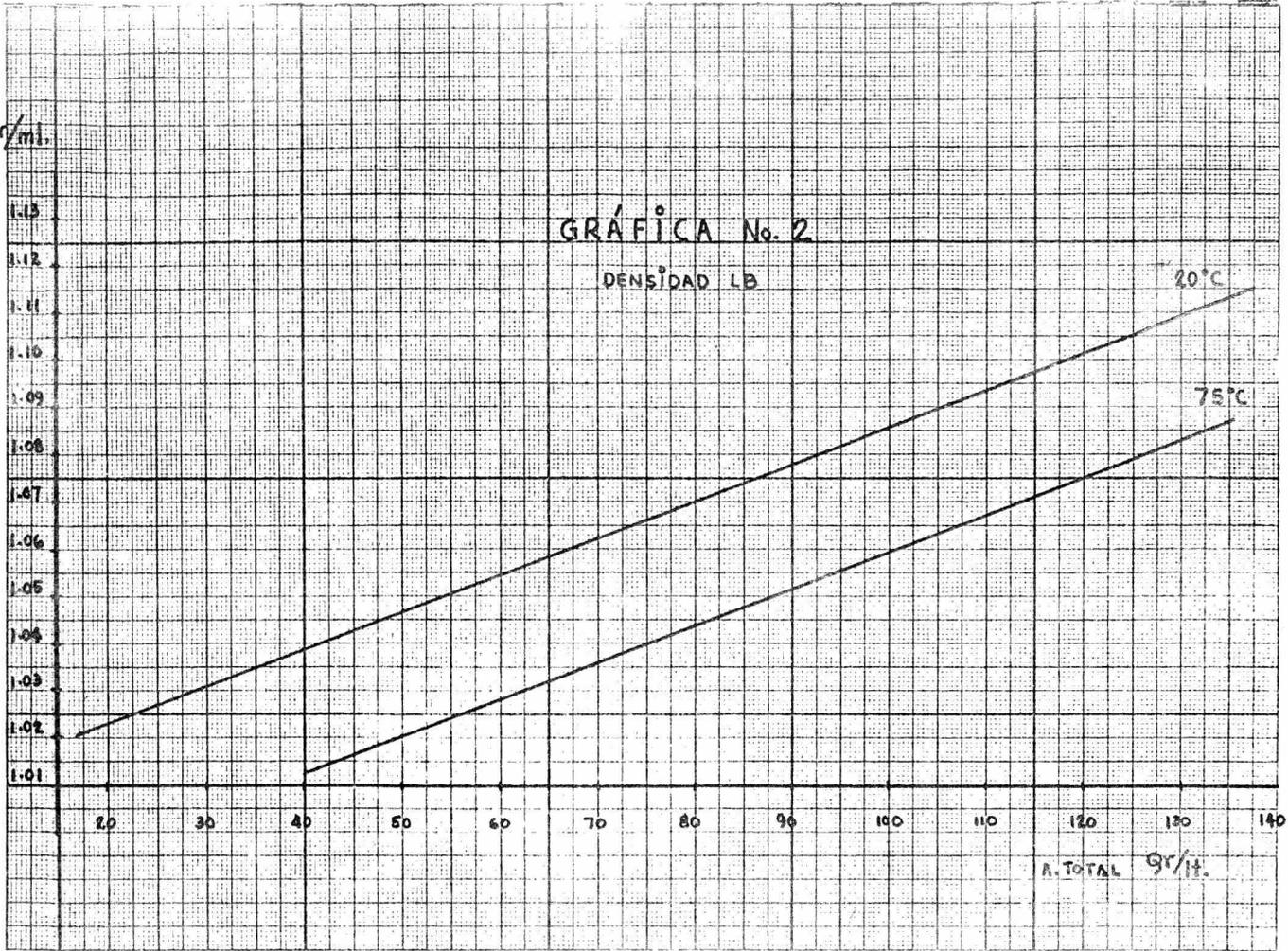
1.13
1.12
1.11
1.10
1.09
1.08
1.07
1.06
1.05
1.04
1.03
1.02
1.01

20 30 40 50 60 70 80 90 100 110 120 130 140

20°C

75°C

A. TOTAL gr/lit.

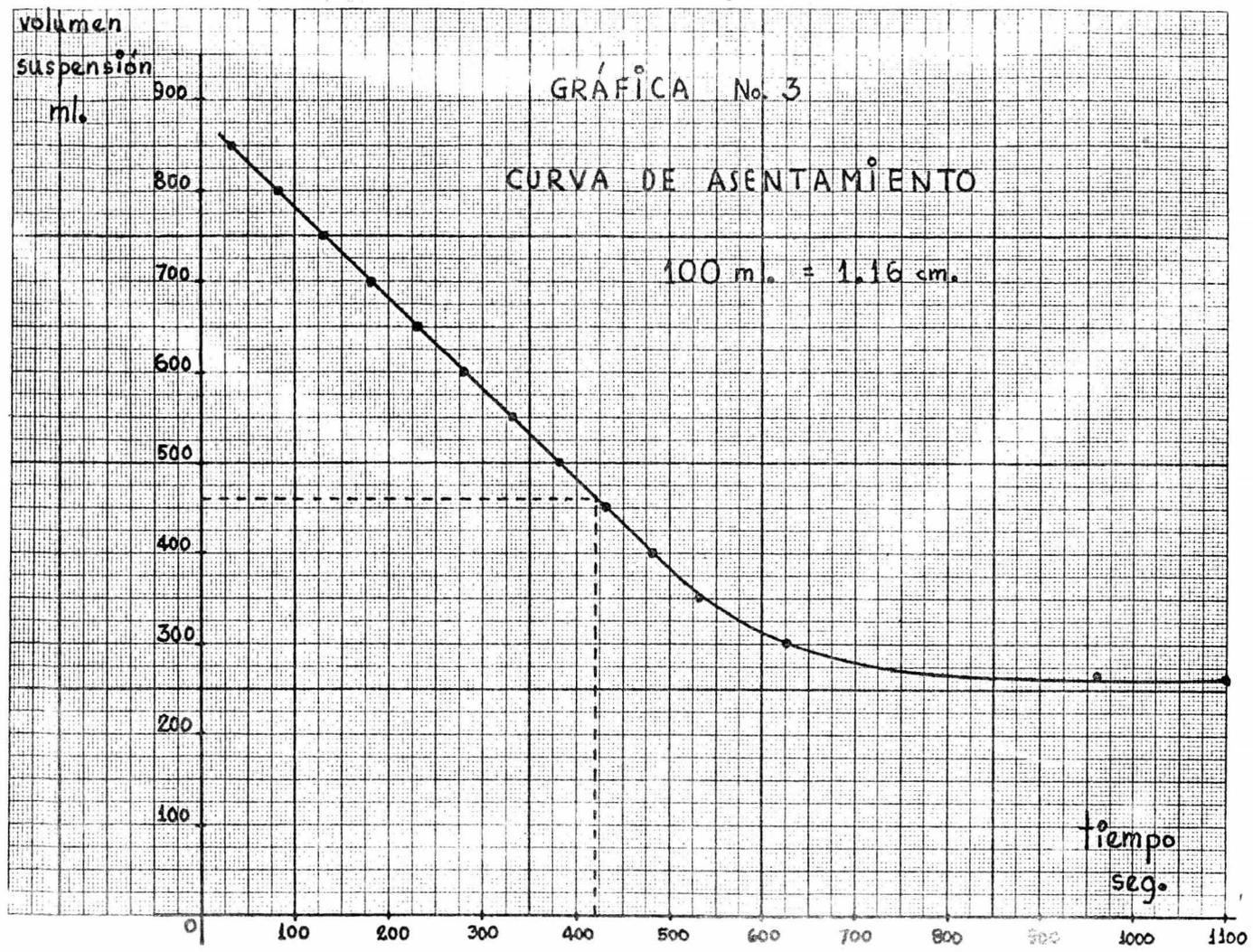


volumen
suspension
ml.

GRÁFICA No. 3

CURVA DE ASENTAMIENTO

100 m. = 1.16 cm.



tiempo
seg.

C O S T O S .

Se instalaría equipo duplicado, ya que las necesidades de toda la planta así lo requieren .

2 bombas construídas de acero inoxidable, para un gasto de 11.218 lt/seg de licor verde: \$ 49350.00 c/u	\$	98700.00
2 bombas construídas de acero inoxidable, para un gasto de 17.63 lt/seg de licor blanco: \$ 63650.00 c/u	\$	127300.00
2 motores de 15 HP: \$ 12000.00 c/u..	\$	24000.00
2 motores de 50 HP: \$ 35000.00 c/u..	\$	70000.00
2 equipos eléctricos de arranque para motores de 15 HP: \$ 3000.00 c/u	\$	6000.00
2 equipos eléctricos de arranque para motores de 50 HP: \$ 3500.00 c/u	\$	7000.00
Costo total del equipo mecánico y eléctrico.....	\$	333000.00
Imprevistos (el 10%).....	\$	33300.00
Costos de instalación y montaje.....	\$	<u>36630.00</u>
 COSTO TOTAL.....	\$	<u><u>402930.00</u></u>

Para los costos de instalación y montaje se consideró el 10% de la suma del costo total del equipo mecánico y eléctrico y de los imprevistos.

Suponiendo que en una fábrica de celulosa Kraft se hiciera una inversión en la planta de caustificación de \$ 402930.00 y se obtuviera un aumento en la producción de celulosa de (224 - 168) = 56 toneladas, el costo de cada una de esas toneladas producida se vería afectado

por los siguientes conceptos y cantidades:

- 1) Amortización de equipo. Se llevará a efecto -
en 10 años.

Inversión: \$ 402930.00

Depreciación: \$ 40293.00 / año

$$56 \frac{\text{ton. cel.}}{\text{dia}} \times 337 \frac{\text{dias}}{\text{año}} = 18872 \frac{\text{ton. cel.}}{\text{año}}$$

337 son los días hábiles trabajados en el año.

$$\frac{40293 \frac{\$}{\text{año}}}{18873 \frac{\text{ton. cel.}}{\text{año}}} = \frac{\$ 2.14}{\text{ton. celulosa}}$$

- 2) Aumento en el consumo de energía eléctrica.

- a) Con las bombas de licor verde se tuvo un incremento en la potencia de sus motores de 5 HP.

$$1 \text{ HP} = 0.746 \text{ KW}$$

$$5 \text{ HP} = 3.73 \text{ KW}$$

$$3.73 \text{ KW} \times 0.15 \frac{\$}{\text{KW-hr}} \times 24 \frac{\text{hr}}{\text{dia}} = \$ 13.43 / \text{dia.}$$

$$\frac{13.43 \frac{\$}{\text{dia}}}{56 \frac{\text{ton. cel.}}{\text{dia}}} = \$ 0.24 / \text{ton. celulosa.}$$

- b) Con las bombas de licor blanco.

$$\text{Incremento } 15 \text{ HP} = 11.19 \text{ KW}$$

$$11.19 \text{ KW} \times 0.15 \frac{\$}{\text{KW-hr}} \times 24 \frac{\text{hr}}{\text{dia}} = \$ 40.28 / \text{dia.}$$

$$\frac{40.28 \frac{\$}{\text{dia}}}{56 \frac{\text{ton. cel.}}{\text{dia}}} = \$ 0.72 / \text{ton. celulosa.}$$

Debe suponerse que para obtener un aumento de capacidad de 56 toneladas de celulosa Kraft por día, es necesario invertir en modificaciones y/o instalaciones de equipo nuevo en cada una de las secciones que forman parte del proceso al sulfato ó Kraft.

Por lo que a la planta de caustificación concierne, cada tonelada de celulosa obtenida del aumento de capacidad se afectaría económicamente en \$ 3.10, ó sea:

\$ 2.14	depreciación de equipo
\$ 0.24	e. eléctrica
<u>\$ 0.72</u>	e. eléctrica
\$ 3.10	TOTAL.

CAPITULO IV

CONCLUSIONES.

Durante el tiempo de pruebas de este trabajo se procesó madera de pino en la fábrica de Celulosa Kraft.

Para aumentar la capacidad de la planta de Caustificación se consideró un tiempo de retención en apagadores y caustificadores de hora y media. Si se observa la gráfica # 1 se nota que es posible abatir el tiempo de retención hasta una hora pero la capacidad para manejo de lodos del clarificador de licor blanco no lo permite.

Para el cálculo de la velocidad de asentamiento, ósea u de la fórmula de Coe y Clevenger, se consideró el tiempo de asentamiento hasta poco antes de la fase de compresión, ya que desde el inicio hasta el final de ella es baja la ganancia en volumen de la suspensión y considerablemente alto el tiempo.

Se obtiene un buen aumento de producción de Celulosa Kraft con una, relativamente, baja inversión.

BIBLIOGRAFIA.

- 1) CASEY JAMES.
Pulp and Paper.
Volumen I: Pulping and Bleaching.
Interscience Publishers, Inc.
New York, 1960.
- 2) NEWELL STEPHENSON J.
Pulp and Paper Manufacture.
Volumen I: Preparation and Treatment of Wood Pulp.
Mc Graw Hill Book Company, Inc.
New York, 1950.
- 3) PERRY JOHN H.
Chemical Engineers' Handbook.
Mc Graw Hill Book Company, Inc.
Cuarta edición.
- 4) CRANE COMPANY.
Flow of Fluids.
Technical Paper No. 410
Chicago, 1957.
- 5) GRANT JULIUS.
A Laboratory Handbook of Pulp and Paper Manufacture
Edward Arnold (Publishers) LTD.
London, 1961.



QUIM. Q.