

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
ESCUELA NACIONAL DE CIENCIAS QUIMICAS

FABRICACION DE PULPAS KRAFT
A PARTIR DE YUCCAS,
CON OBTENCION DE
LEJIAS RECUPERABLES

T E S I S

que para obtener el título de

INGENIERO QUIMICO

presenta

PABLO ALDRETT CRUZ

MEXICO, D. F.

1 9 5 8



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas

Tesis Digitales

Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©

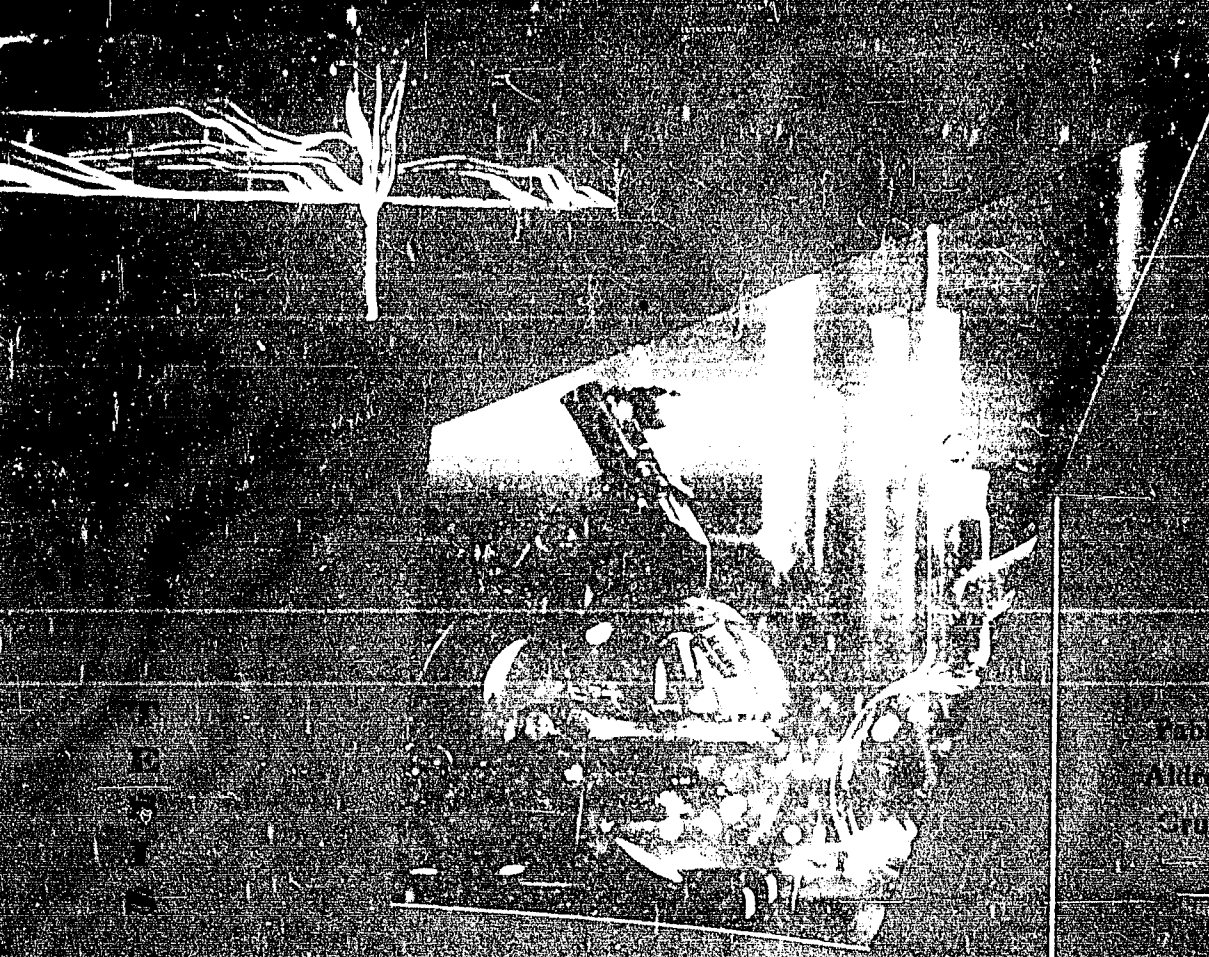
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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.

REPUBLICA NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

SECRETARIA DE CIENCIAS QUIMICAS



Yago
Alfred
Cruz

laboratorios nacionales de fomento industrial

1 0 5 8

**FABRICACION DE PULPAS KRAFT A PARTIR DE YUCCAS, CON
OBTENCION DE LEJIAS RECUPERABLES**

CONTENIDO

Capítulo I.—Antecedentes y objeto de la tesis.

Capítulo II.—Descripción del proceso.

Capítulo III.—Parte experimental.

Capítulo IV.—Balances de materia y energía.

Capítulo V.—Cálculo del equipo.

Capítulo VI.—Estimación de costos y utilidades.

Capítulo VII.—Bibliografía.

C A P I T U L O I

ANTECEDENTES Y OBJETO DE LA TESIS

En México existe el problema de la escasez de pulpas celulósicas para la fabricación del papel. Este problema se ha agudizado, debido a la falta de explotación racional de los bosques que, hasta la fecha, ha sido imposible de realizar en virtud de complejos problemas. Lo anterior ha ocasionado que la tendencia de la industria papelera se oriente hacia la obtención de pastas celulósicas a partir de materias primas no maderosas.

El estudio de la obtención de pulpas a partir de esas materias primas presenta problemas de orden técnico debido a su elevado "bulk" (volumen específico aparente).

En la digestión de la especie de *Yucca carnerosana*, materia prima elegida para este estudio, se requiere una relación de baño de 13 a 1 en el proceso normal, lo cual origina: una concentración de reactivos muy baja en el licor de cocción, un consumo elevado de vapor y las lejías negras obtenidas tienen una concentración en sólidos totales del orden de 3%, que hacen incosteable su recuperación.

Para demostrar esta incosteabilidad, se hace una comparación aproximada entre el costo de la evaporación para concentrar hasta 55% de sólidos, un

CAPITULO II

DESCRIPCION DEL PROCESO

El proceso Kraft modificado por un vaporeo previo de la materia prima e impregnación posterior con licor, consiste fundamentalmente en:

- 1o.—La expulsión del aire de los tejidos de la materia prima por medio de vapor directo, a 120°C, en autoclave.
- 2o.—Un abatimiento de la presión.
- 3o.—Carga del licor blanco, evitando la entrada del aire.

El volumen del licor blanco alimentado debe ser el suficiente para cubrir toda la materia prima; una vez cargado el licor se da un tiempo de impregnación, a 80°C que varía entre 10 y 40 minutos, pues se ha encontrado que durante este periodo se obtiene la máxima impregnación. (1)

Al concluir el período de impregnación se elimina el licor y se efectúa la cocción según la rutina requerida, usando como licor de cocción el retenido por la materia prima. Una vez efectuada la cocción, se descarga el digestor al tanque de descarga pasando en seguida a la sección de lavadores; posteriormente la pulpa se somete a un proceso de depuración, se espesa y se lamina a una consistencia de 30%.

licor de 3% de sólidos y uno de 15%, que es la concentración mínima con que actualmente se considera costeable la recuperación de reactivos.

En la siguiente tabla se reportan los resultados obtenidos:

	I	II
	con 3%	con 15%
Agua evaporada para tener 1 ton. de licor con 55% de sólidos totales	31,180	4870 kg.
Vapor necesario para la evaporación, (1 kg. de vapor evapora 3.2 kg. de agua)	9,750	1520 kg.
Petróleo necesario para producir este vapor	886	139 l.
Costo del petróleo (12.3 c/l.)	109,00	17.11 pesos
Aumento en el costo de evaporación:	91.90 pesos/ton. licor	

Nota.—Se considera un sistema de evaporación de 5 efectos. También se considera que el litro de petróleo produce, al quemarse, el calor necesario para producir 11 kg. de vapor.

Considerando sólo el costo de la evaporación, sin tener en cuenta gastos de mantenimiento y amortización, se aprecia que resulta incosteable la recuperación partiendo de un licor con 3% de sólidos totales.

Con miras a resolver este problema se estudió el proceso Kraft efectuando una vaporización previa de la materia prima e impregnándola posteriormente con el licor, tendiendo a producir: a) una mejor penetración de los reactivos en la materia prima, b) una disminución de la relación de baño, c) una consiguiente disminución en el gasto de vapor y d) un licor negro con una concentración que haga su recuperación económicamente factible. El estudio de la obtención de pulpas con la aplicación de ese pretratamiento, constituye el objeto de este trabajo.

CAPITULO II

DESCRIPCION DEL PROCESO

El proceso Kraft modificado por un vaporeo previo de la materia prima e impregnación posterior con licor, consiste fundamentalmente en:

- 1o.—La expulsión del aire de los tejidos de la materia prima por medio de vapor directo, a 120°C, en autoclave.
- 2o.—Un abatimiento de la presión.
- 3o.—Carga del licor blanco, evitando la entrada del aire.

El volumen del licor blanco alimentado debe ser el suficiente para cubrir toda la materia prima; una vez cargado el licor se da un tiempo de impregnación, a 80°C que varía entre 10 y 40 minutos, pues se ha encontrado que durante este período se obtiene la máxima impregnación. (1)

Al concluir el período de impregnación se elimina el licor y se efectúa la cocción según la rutina requerida, usando como licor de cocción el retenido por la materia prima. Una vez efectuada la cocción, se descarga el digestor al tanque de descarga pasando en seguida a la sección de lavadores; posteriormente la pulpa se somete a un proceso de depuración, se espesa y se lamina a una consistencia de 30%.

El licor de lavado se usará, una parte, para diluir el licor de cocción y otra parte se mandará a recuperación.

BIBLIOGRAFIA

- 1.—Hart J. S.—The Va-Purge Process in Chemical Pulping.—TAPPI Vol. 37 No. 8 Págs 331-335. Agosto 1955.

CAPITULO III

PARTE EXPERIMENTAL

Previo preparación de la materia prima (2), en el laboratorio se hicieron las experiencias en un autoclave vertical de hierro, de 100 litros de capacidad, provisto de sistema de calentamiento directo e indirecto. Al mismo tiempo se efectuaron digestiones en un autoclave horizontal de laboratorio.

En ambos equipos se siguió la siguiente rutina:

Temperatura de vaporización con vapor directo	120°C
Tiempo de vaporización	15 min.
Temperatura de impregnación con licor blanco	80°C
Tiempo de impregnación	30 min.
Temperatura a que se efectúa la cocción	171°C

Los datos obtenidos están representados en las gráficas I a VII.

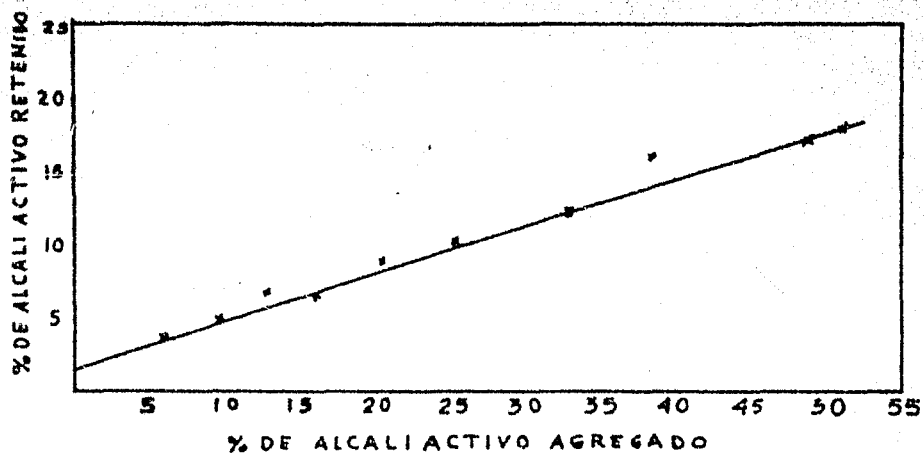
En la gráfica VII se representa el consumo de Na_2O por tonelada de pulpa, en función de las resistencias a un C.S.Freeness de 300 ml.

Por el estudio de las gráficas III, IV, V y VI se ve que la pulpa de mejor calidad es la que se obtiene usando 18.4% de Alkali Activo: Sin embargo, por el estudio de la gráfica VII se ve que la concentración más conveniente para

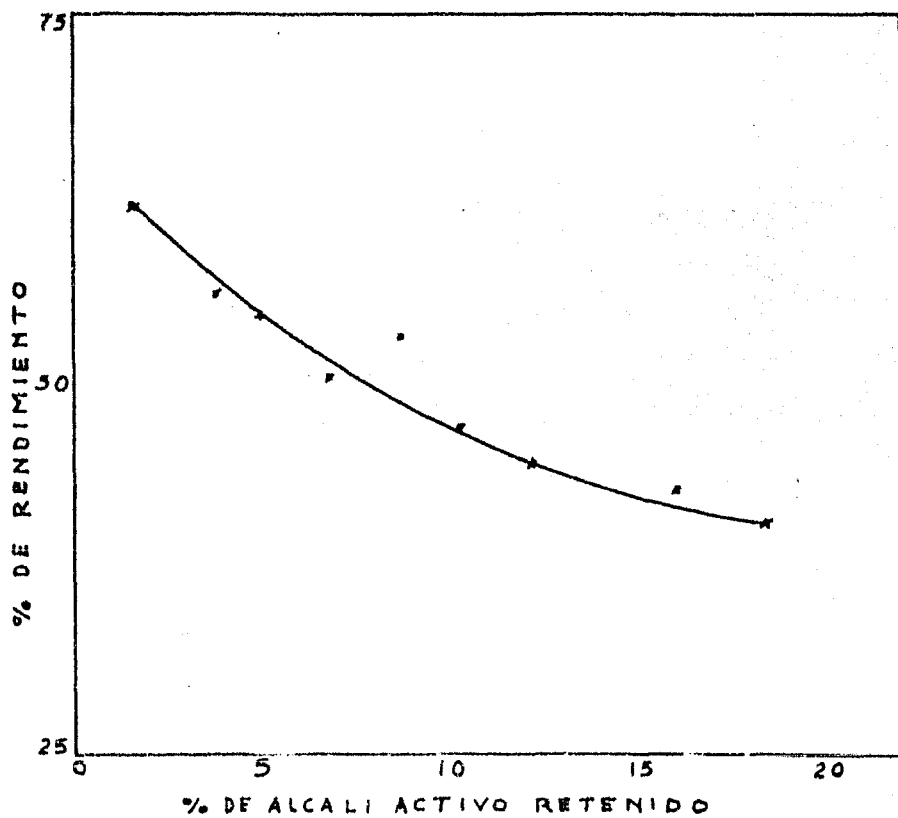
trabajar con este proceso es la que corresponde a 15.6% de Na_2O por tonelada de pulpa, equivalente a 7.75% de Alkali Activo, pues con esta concentración se obtiene una pulpa de buena calidad y el costo de reactivo por tonelada de pulpa es 34% del correspondiente a 18.4% del Alkali Activo, o sea con el que se obtiene la mejor pulpa. Por lo tanto se sacrificó un poco la calidad para bajar el costo en buena proporción y se elige la concentración de 7.75% de Alkali Activo como la más conveniente para trabajarse con este proceso y esta materia prima.

BIBLIOGRAFIA

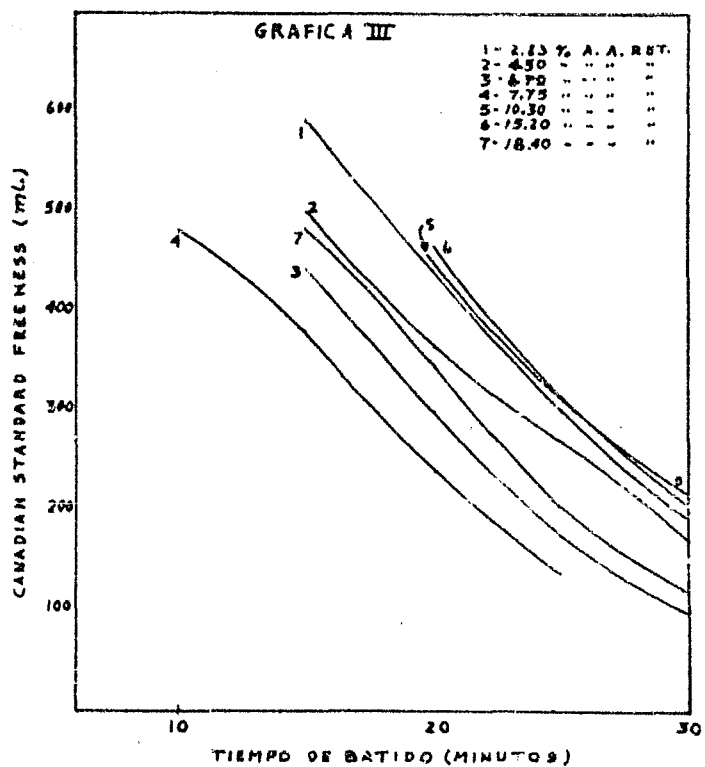
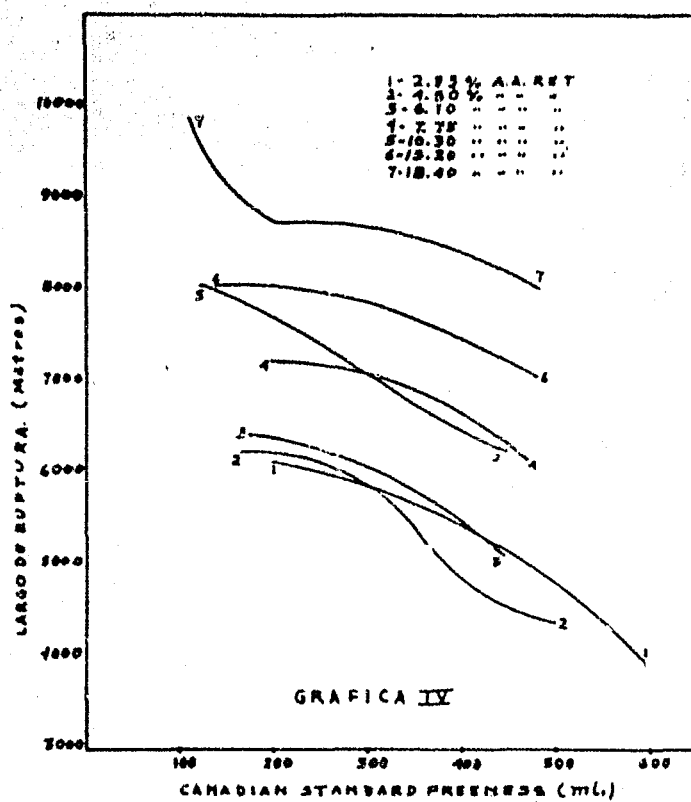
- 2.—Carrasco Narro S.—Proyecto de la Instalación de una Planta Piloto para la obtención de Celulosa a Partir de Materias Primas Mexicanas.—Tesis, México, D. F. (1953).

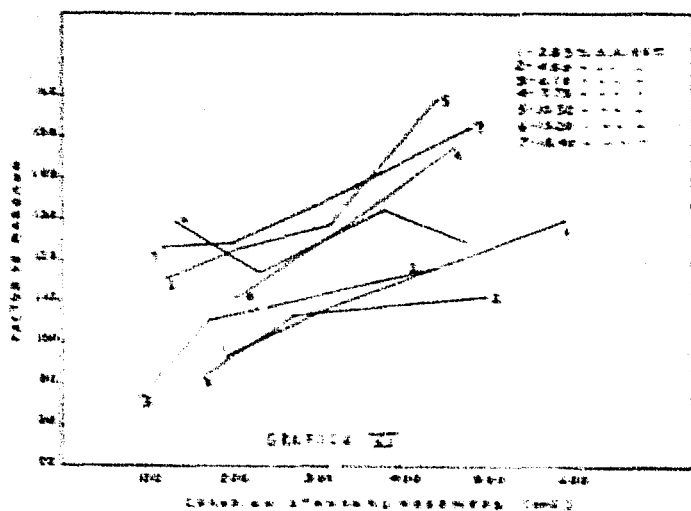
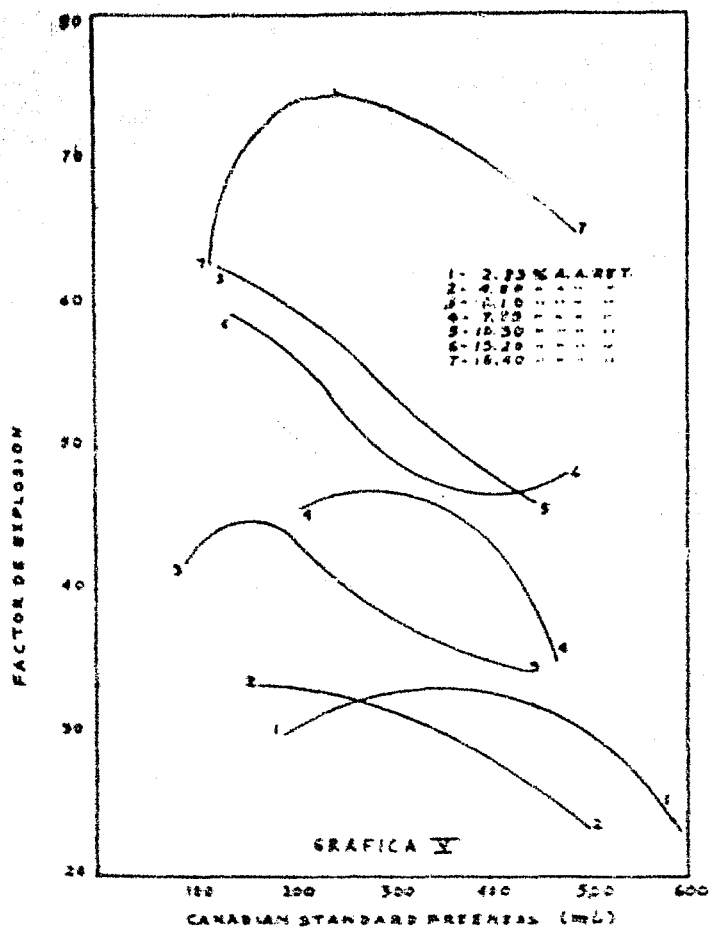


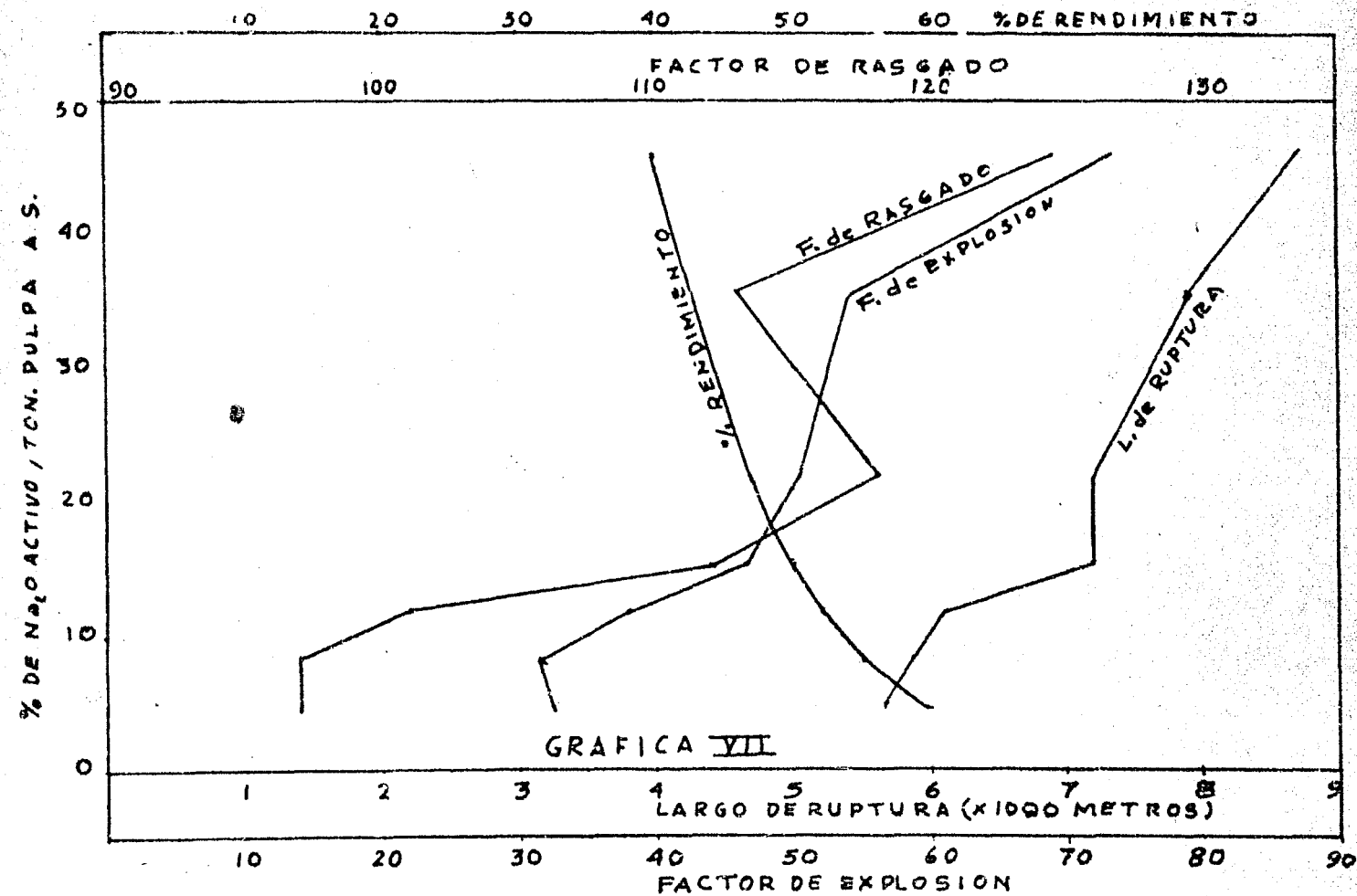
GRAFICA I



GRAFICA II







CAPITULO IV

CAPITULO IV

BALANCES DE MATERIA Y ENERGIA

Se ha llegado a la conclusión de que la fábrica destinada a la producción de pulpas celulósicas a partir de Yuccas, debe tener una capacidad mínima económica de 6600 toneladas anuales. (3) Al proyectarse una planta sobre esa base se tendrían múltiples dificultades para conseguir el equipo apropiado para la recuperación de los reactivos, ya que los fabricantes de este equipo en la actualidad, sólo fabrican equipo de recuperación para plantas de una capacidad mínima de 50 toneladas de pulpa por día. Por consiguiente y ya que no hay ningún obstáculo para ello, el cálculo de los balances de materia y energía y la selección de equipo se harán sobre una base de 50 toneladas de pulpa absolutamente seca, por día.

El tiempo en que se efectúa una digestión usando este proceso es el siguiente:

Tiempo para cargar la materia prima	0.5 horas
Tiempo de vaporización a 120°C	0.75 „
Tiempo para cargar el licor total	0.50 „
Tiempo de impregnación a 80°C	0.50 „
Tiempo para extraer el licor sobrante	0.50 „

Tiempo para calentar a 171°C	0.25 „
Tiempo de cocción a 171°C	0.75 „
Tiempo para descargar el digestor	0.25 „
Tiempo total	4.00 horas

El número de digestiones que se pueden hacer por día es de 6, con una producción de 8.33 ton. por digestión.

Para determinar el volumen del digestor se cuenta con el dato de que el volumen específico aparente (bulk) de la Yucca carnerosana es de 13.5 m³. por tonelada de Yucca con 10% de humedad (+) con un rendimiento de 500 kg. de pulpa por ton. de Yucca, ambas absolutamente secas, el volumen que ocupa la Yucca, con 10% de humedad, necesaria para producir 8.33% ton. de pulpa absolutamente seca, es de 225 m³, un digestor de esta capacidad es muy grande, por tanto se considerarán 3 digestores de 85 m³. cada uno, para una producción de 2.777 ton. de pulpa por digestión.

Cálculo del balance de materia y energía.

Base: 2777 kg. de pulpa absolutamente seca por digestión.

1.—Cálculo del calor necesario para efectuar la vaporización a 120°C.

Datos:

Yucca absolutamente seca	5554 kg.	
Agua en Yucca (10% de humedad)	617 „	
		K cal
Calor específico de la Yucca	0.33	—————
Temperatura inicial	20°C	Kg°C
Temperatura final	120°C	

Calor necesario para calentar a 120°C

La Yucca:

$$q_{1v} = 5554 \times 0.33 \times (120-20) = 184,000 \text{ K cal}$$

Del Agua en Yucca:

$$q_{2v} = 617 \times (120-20) = 61,700 \text{ K cal}$$

Del digestor: (El digestor y el aislante están calculados en el siguiente capítulo)

Peso del digestor	26900 Kg.
Calor específico del acero	0.117 $\frac{\text{K cal}}{\text{Kg}^\circ\text{C}}$
Temperatura inicial	105°C
Temperatura final	120°C

$$q_{3v} = 26900 \times 0.117 \times (120-105) = 47500 \text{ kcal}$$

Aislante:

Peso del aislante	— 1288 kg.
Calor específico	— 0.20 kcal/kg°C
Temperatura inicial	— 105°C
Temperatura final	— 120°C

$$q_{4v} = 1288 \times 0.20 \times (120-105) = 3860 \text{ kcal.}$$

Pérdida por radiación:

Como se verá posteriormente el cálculo del aislante se hace sobre la base de una pérdida de calor de 263.4 kcal/hr m². de digestor, a la temperatura de

171°C para 120°C la pérdida de calor es de: $132.8 \frac{\text{kcal}}{\text{hr m}^2}$

El área del digestor es de: 132 m^2 .

Por tanto la pérdida de calor por radiación en esta fase del proceso es:

$$q_{sr} = 132 \times 132.8 \times 0.5 = 8750 \text{ kcal.}$$

Calor total necesario para la vaporización es:

$$Q_{iv} = q_{iv} + q_{2v} + q_{3v} + q_{4v} + q_{5v} = 305,810 \text{ kcal.}$$

La cantidad de vapor saturado de 10.225 kg/m^2 , necesario para la vaporización es de: 565 kg .

Calor que cede la Yucca y el digestor al licor durante la impregnación:

$$q_{11} = 5554 \times 0.33 (100-80) = 36500 \text{ kcal.}$$

Calor que cede el agua de la Yucca:

$$q_{21} = 617 \times (100-80) = 12340 \text{ kcal.}$$

Calor que cede el digestor:

$$q_{31} = 26900 \times .117 \times (120-80) = 126000 \text{ kcal.}$$

Calor que cede el aislante:

$$q_{41} = 1288 \times 0.2 \times (120-80) = 10,304 \text{ kcal.}$$

El calor que se pierde por radiación según la fórmula que se indica en el siguiente capítulo es de 81.36 kcal/m^2 :

$$q_{51} = 132 \times 81.36 \times 0.5 = 5380 \text{ kcal.}$$

Calor total cedido:

$$Q_{11} = q_{11} + q_{21} + q_{31} + q_{41} + q_{51} = 186145 \text{ kcal.}$$

El licor total que inicialmente debe agregarse a la Yucca será el necesario para que la cubra totalmente. Experimentalmente se encontró que después de la vaporización la Yucca queda prácticamente con la misma humedad (10%). Por tanto como la cantidad de Yucca con 10% de humedad que

se carga es de 6171 kg. y su volumen específico aparente es de 13.5 m³. por tonelada, el volumen que ocupa es de 83.000 m³. y se deberán de agregar por tanto 77000 lbs. de licor con una densidad de 1.1 (84700 kg.).

Una vez efectuada la impregnación se extrae el licor residual. Quedando impregnado 3.60 lbs. de licor/kg. de Yucca A. S., por tanto saldrán 57000 litros de licor a 80°C. Este licor se volverá a usar en las siguientes digestiones. agregándose únicamente el licor caustificado y el licor negro de dilución necesarios para completar el volumen y la concentración de Alkali Activo requerida.

El licor total se agrega a una temperatura inferior a la que queda la materia prima después de la vaporización y se obtiene una temperatura de 80°C con el calor que ceden la materia prima y el cuerpo del digestor. A esta temperatura se efectúa la impregnación.

La temperatura a que debe agregarse el licor total es:

$$84700 \times 0.91 (80-T) = 186145 \text{ kcal.}$$

$$80-T = \frac{186145}{84700 \times 0.91}$$

$$T = 80 - \frac{186145}{84700 \times 0.91} = 77.6^{\circ}\text{C}$$

Calor necesario para llevar a cabo la digestión:

Temperatura Inicial — 80°C

Temperatura Final — 171°C

Yucca:

$$q_{1a} = 5554 \times 0.33 (171-80) = 167.000 \text{ kcal.}$$

Agua en Yucca:

$$q_{2d} = 617 \times (171-80) = 55000 \text{ kcal.}$$

Licor de cocción: el volumen retenido es de 3.6 litros/kg. de Yucca A. S.

La densidad del licor es de 1.1:

$$q_{2d} = 19994 \times 1.1 \times 0.91 \times (171-80) = 1818000 \text{ kcal.}$$

Cuerpo del digestor:

$$q_{3d} = 26900 \times 0.117 \times (171-80) = 275,000 \text{ kcal.}$$

Aislante:

$$q_{4d} = 1288 \times 0.2 \times (171-80) = 23,400 \text{ kcal.}$$

Radiación: La pérdida del calor es de: $203.4 \frac{\text{kcal}}{\text{hr m}^2}$

$$q_{5d} = 132 \times 203.4 \times 0.75 = 20200 \text{ kcal.}$$

Total: calor para efectuar la cocción:

$$Q_d = \sum q_d = 2,358,600 \text{ kcal.}$$

Vapor saturado de 19.225 kg/cm², necesario para efectuar el calentamiento durante la digestión es de 4800 kg.

Durante la cocción se "purgan" 400 kg. de vapor por tonelada de pulpa absolutamente seca:

$$v_p = 2777 \times 0.4 = 1110 \text{ kg.}$$

Vapor usado en esta fase del proceso:

$$v_d = 4800 + 1110 = 5910 \text{ kg.}$$

Cálculo de la cantidad de agua que se evapora durante la descarga del digestor:

Peso y calores específicos de:

$$\text{Lignina, etc. en Yucca} = 5554 \times 0.50 = 2777 \text{ kg.}$$

Agua introducida en la Yucca	617 kg.
Licor blanco $19994 \times 1.1 =$	21993 kg.
Total	25387 kg.
Vapor Purgado	1110 kg.
<i>Peso Total del licor negro descargado</i>	24277 kg.
Calor específico del licor negro	0.855 kcal/kg°C
<i>Pulpa absolutamente seca descargada</i>	
Peso	2777 kg.
Calor específico	0.33 kcal/kg°C
<i>Cuerpo del digestor.</i>	
Peso	26900 kg.
Calor específico	0.117 kcal/kg°C
<i>Calor descargado aprovechable.</i>	
Licor negro $= 24277 \times 0.855 \times (171-105) . =$	1375000 kcal.
Pulpa $= 2777 \times 0.33 \times (171-105) =$	60500 kcal
Cuerpo del digestor $26900 \times 0.117 \times (171-124) =$	148000 kcal
Total	1563500 kcal

Peso del Vapor desprendido $= 2950$ kg.

Cálculo de la concentración del licor usado en la digestión:

El licor de cocción está formado por el licor blanco propiamente dicho que viene del proceso de caustificación y del licor negro que viene de los lavadores y que se usa para dilución.

El licor blanco trae las sales usadas como reactivos, más otras sales (Na_2CO_3) que vienen como impurezas; pero que no toman parte en la reacción.

La nomenclatura usada en este trabajo es la adoptada por la T.A.P.P.I.

La cantidad de reactivo seleccionado para la digestión es la siguiente:

Alcali Activo	7.75%
Sulfidez	25 %
Alcali total	9.2 % (Determinado experimentalmente)

La cantidad de sólidos que corresponden a las cifras anteriores es la siguiente:

$$\text{Alcali Activo} = 5554 \times 0.0775 = 430 \text{ kg.}$$

$$\text{NaOH} = 430 \times 0.75 \times \frac{40}{31} = 418 \text{ kg.}$$

$$\text{Na}_2\text{S} = 430 \times 0.25 \times \frac{39}{31} = 135 \text{ kg.}$$

$$\text{Na}_2\text{CO}_3 = (506 - 430) \times \frac{53}{31} = 130 \text{ kg.}$$

$$\text{Total de sólidos} = 683 \text{ kg.}$$

La concentración de licor de caustificación más comúnmente usada industrialmente es de 100 gr. de Na_2O activo por litro, en tales condiciones, la cantidad de licor que viene de la caustificación es de 4300 litros (4730 kg.).

El volumen del licor de cocción es de 19,994 litros; el licor negro usado para dilución es: 15694 litros; la concentración de sólidos solubles en el licor negro, según se determinó por cálculo de tanteos, es de 18%, por tanto:

$$\text{Sólidos solubles en licor negro} = 15694 \times 1.1 \times 0.18 = 17263 \times 0.18 = 3107 \text{ kg.}$$

$$\text{Sólidos totales en licor de cocción} = 683 + 3107 = 3790 \text{ kg.}$$

Cálculo de los lavadores:

En el diagrama de flujo se aprecia que al tanque de descarga llegan: 32964 kg. de licor + pulpa; ahí se evaporan 2950 kg. de agua quedando en el tanque: 30.074 kg. de pulpa y licor. La consistencia de la mezcla en este punto es: 9.27% (kg. de pulpa A. S. en 100 kg. de mezcla); la concentración de sólidos solubles es de: 24.19%.

A la salida del tanque de descarga debe diluirse la mezcla para tener una consistencia de 3.0%, consistencia adecuada con que pasa al sistema de lavado. La cantidad de licor negro necesario para diluir a 3.0% es 62552 kg. con lo que se completan 92566 kg. de licor más pulpa, requeridos para dar esa consistencia.

Sistema de lavadores:

El proceso de lavadores consta de un sistema de tres pasos, efectuándose el lavado a contra corriente.

En la caja de los lavadores la pulpa se diluye a 1% (277.700 kg. de licor más pulpa). La consistencia de la pulpa al dejar los lavadores es 10%.

Para conocer la eficiencia del lavado se recurre al cálculo usando el sistema de "Relación de desplazamiento" (5) que consiste en determinar la cantidad de sólidos solubles que arrastra el licor de las regaderas al pasar a través de la torta de pasta, que se forma en la superficie de los lavadores.

Nomenclatura usada (6).

D = Factor de dilución en kg. de licor que se agregan por kg. de pulpa absolutamente seca = $W_{1s} - W_p$

$$D.R. = \text{Relación de desplazamiento} = \frac{W_a}{W_p}$$

$$R_1 = \frac{S_1}{S_b} = \frac{\% \text{ de sólidos solubles en el licor residual en la hoja al dejar la pulpa el 1er. lavador.}}{\% \text{ de sólidos solubles en el licor de descarga antes de diluir.}}$$

$$R_2 = \frac{S_2}{S_1} = \frac{\% \text{ de sólidos solubles en el licor residual en la hoja al dejar el 2o. lavador.}}{\% \text{ de sólidos solubles en el licor residual en la hoja al dejar el 1er. lavador.}}$$

$$R_3 = \frac{S_3}{S_2} = \frac{\% \text{ de sólidos solubles en el licor residual en la hoja al dejar el 3er. lavador.}}{\% \text{ de sólidos solubles en el licor residual en la hoja al dejar el 2o. lavador.}}$$

$S_1, S_2 =$ % de sólidos solubles en el licor residual en la pulpa al dejar el primero segundo, etc., pasos.

$S_b =$ % de sólidos solubles en el licor del tanque de descarga antes de diluir.

$$R_{gm} = \frac{\text{Licor de regaderas en la hoja al salir del lavador}}{\text{Licor total de regaderas}} \quad ("m" \text{ indica un paso cualquiera})$$

$$= R_s \frac{(S_r - S)}{(S_r - S_s)m} = \frac{W_a}{W_{1a}} = R_s (D.R_m)$$

$W_p =$ peso total del licor residual en la hoja al dejar el lavador a $S\%$ de sólidos = Kg. de licor/kg. de pulpa al dejar el lavador.

$W_a =$ peso del licor de regaderas residual en la hoja al dejar el lavador a $S_s\%$ de sólidos.

$W_{1a} =$ peso total del licor de regaderas a $S_s\%$ de sólidos.

$W_b =$ Kg. de licor por kg. de pulpa en el tanque de descarga antes de diluir.

Datos de cálculo:

Consistencia en el tanque de descarga	9.27%
Concentración de sólidos solubles en el tanque de descarga	24.19%
Consistencia en la caja del lavador	1.0 %
Consistencia de la hoja al dejar el lavador	10.0 %
Factor de dilución	3.0
Relación de desplazamiento: D.R.	
Primer lavador DR ₁	0.860
Segundo lavador DR ₂	0.620
Tercer lavador DR ₃	0.640

$$R_s = \frac{\left(1 - \frac{R_{e3}}{R_s}\right) [R_s + (1 - R_s) R_e]}{1 + R_{e3}}$$

$$R_b = \frac{W_b}{W_p} ; \frac{W_b}{W_p} = \frac{(1-0.0927) 10.0927}{(1-0.10) 10.10} = \frac{9.78}{9.000} = 1.058$$

$$R_v = \frac{W_p}{W_v} = \frac{(1-0.10) / 0.10}{(1-0.01) / 0.01} = 0.0909$$

$$R_n = \frac{W_p}{W_{in}} = \frac{W_p}{W_p + D} = \frac{(1-0.10) / 0.10}{9 + 3} = 0.75$$

$$R_e = \frac{W_p}{W_o} = \frac{W_p}{W_b + D} = \frac{9}{9.78 + 3} = 0.704$$

$$\frac{R_{en}}{R_n} = D.R._n$$

$$R_{e3} = R_n DR_3 = 0.640 \times 0.75 = 0.480$$

Substituyendo valores tenemos:

$$R_3 = \frac{(1-0.64) [0.0909 + (1-0.0909) 0.75]}{1 + 0.480} = \frac{0.2781}{1.480} = 0.1878$$

$$R_2 = \frac{\frac{R_{e2}}{(1 - \frac{R_{e2}}{R_s})} [R_s + (1-R_s) R_e]}{1 + R_s (1-R_{e2}/R_s) (1-R_s) R_3 - R_{e2} (1-R_s)}$$

$$R_{e2} = R_{s2} DR_2 = 0.75 \times 0.62 = 0.465$$

$$R_2 = 0.435$$

$$R_1 = \frac{(1-R_{e1}/R_s) [R_b R_s + (1-R_b R_s) R_e R_b]}{1 + R_s \frac{1-R_{e1}}{R_s} (1-R_b R_s) R_2 R_3 - R_{e1} (1-R_2 R_3)}$$

$$R_1 = \frac{(1-0.86) [0.978 \times 0.0909 + (1-0.978 \times 0.0909) 0.704 \times 0.978]}{1 + 0.704(1-0.86) (1-0.978 \times 0.0909) 0.435 \times 0.1878 - 0.645 (1-0.435 \times 0.1878)}$$

$$R_1 = \frac{0.1005}{0.4151} = 0.244$$

Cálculo de los sólidos que se lleva la pulpa al salir de cada lavador:

A la salida del lavador:

$$S_1 = R_1 \times S_b = 0.263 \times 24.19 = 6.32\%$$

2o. Lavador:

$$S_2 = R_2 \times S_1 = 0.435 \times 6.362 = 2.767\%$$

3er. Lavador:

$$S_3 = R_3 \times S_2 = 0.1878 \times 2.767 = 0.52\%$$

Cálculo de sólidos que van a recuperación y a dilución del licor caustificado.

$$S_r = \frac{W_b S_b - W_p S_p}{W_b + D} = \frac{9.78 \times 0.2419 - 9 \times 0.0052}{12.78} = 18.1\%$$

Cantidad de vapor producida en la caldera de recuperación:

El vapor que se usará en la planta es producido por la caldera de la planta de recuperación. Para calcular la cantidad de vapor producido se tiene que tomar en cuenta la cantidad de lignina etc., que va en el licor negro, que servirá como combustible y la cantidad de sales inorgánicas, expresados como Na_2CO_3 que lleva el licor.

La cantidad de Yucca absolutamente seca que se procesa en 24 horas es de 100 ton., con un rendimiento de pulpa de 50%.

Cálculo de sales, como Na_2CO_3 , que van a recuperación en 24 horas:

$$\text{Kg de Na}_2\text{O como Na}_2\text{CO}_3 = \frac{430 \times 53}{31} = 735 \text{ kg.}$$

$$\begin{array}{r} \text{Na}_2\text{CO}_3 \text{ que lleva el licor caustificado} \quad 130 \text{ kg.} \\ \hline 865 \text{ kg.} \end{array}$$

Esto es para 5554 Kg. de Yucca A. S., para 100 ton será 15574 Kg.

$$\text{Relación de Na}_2\text{CO}_3 \text{ a sólidos totales en licor negro} = \frac{15574}{15574 + 50000} = 23.75\%$$

Poder calorífico del licor — 7340 B t u/lb. de licor.

La cantidad de sólidos totales que van a la planta de recuperación por cada 2777 kg. de pulpa producidos es la siguiente:

Lignina, etc.	2777 kg.
Sales en licor caust.	683 kg.
Total	<u>3460 kg.</u>

En 50 toneladas de pulpa habrá 62295 kg. de sólidos.

$$\text{Calor total disponible} = 7340 \times \frac{62295}{0.453} = 1,009,375,000 \text{ Btu/día.}$$

Eficiencia de la caldera 75%

$$\text{Calor convertido en vapor} = 750,000,000 \frac{\text{Btu}}{\text{día}}$$

La caldera producirá vapor sobrecalentado de 400 $\frac{\text{lb}}{\text{pulg}^2}$ absolutos y 750°F.

Entalpia del vapor en estas condiciones 1390 BTU/lb.

Entalpia del agua a 20°C 36 „

Calor necesario para producir 1 lb. de vapor 1354 „

$$\text{Vapor producido} = \frac{750,000,000 \times 0.453}{1354 \times 24} = \begin{matrix} 10,455 \text{ kg. vapor/hora} \\ 250,920 \text{ kg. vapor/día} \end{matrix}$$

La cantidad de vapor necesario por digestión = 6475 kg. vap.

Se hacen en total 18 digestiones por día; por tanto se necesitarán 116,500 kg. de vapor de 10.255 kg/cm². por día.

En el sistema de evaporación de quintuple efecto, para concentrar el licor de 18 a 50% de sólidos totales (7) se necesitan evaporar:

$$\text{Licor con 18\%} = \frac{62295}{0.18} = 346,083 \text{ kg. de licor.}$$

$$\text{Licor con 50\%} = \frac{62295}{0.50} = 124,390 \text{ kg. de licor.}$$

$$\text{Licor evaporado} \quad \underline{\quad\quad\quad} \quad 211,693 \text{ kg. de licor.}$$

En un sistema de evaporación de 5 efectos se evaporan aproximadamente 3.2 kg. de licor por kg. de vapor (8).

Por tanto:

$$\text{Vapor necesario para evaporación} = \frac{221693}{3.8} = 58340 \text{ kg/día.}$$

El vapor de evaporación es vapor saturado a 3.5 kg/cm².

Se tiene un sobrante de 76080 kg. de vapor sobre calentado de 400 lb/pulg². 750°F. Para aprovechar este vapor se puede usar una turbina para condensar el vapor y convertir el trabajo de la turbina en energía.

La cantidad de vapor que usará la turbina es 116 lb/min. y la presión absoluta del condensado al dejar la turbina es de 2 pulg. de Hg.

Entalpía del vapor de alimentación 1390 BTU/lb.

Entalpía del condensado a 2" Hg.	962	„
	428	„

Eficiencia de la turbina = 60%

Trabajo real = 428 x 0.6 = 257 BTU/lb.

Calor convertido en trabajo = 257 x 116 = 29,800 lb/min.

Potencia posible en HP = 705.

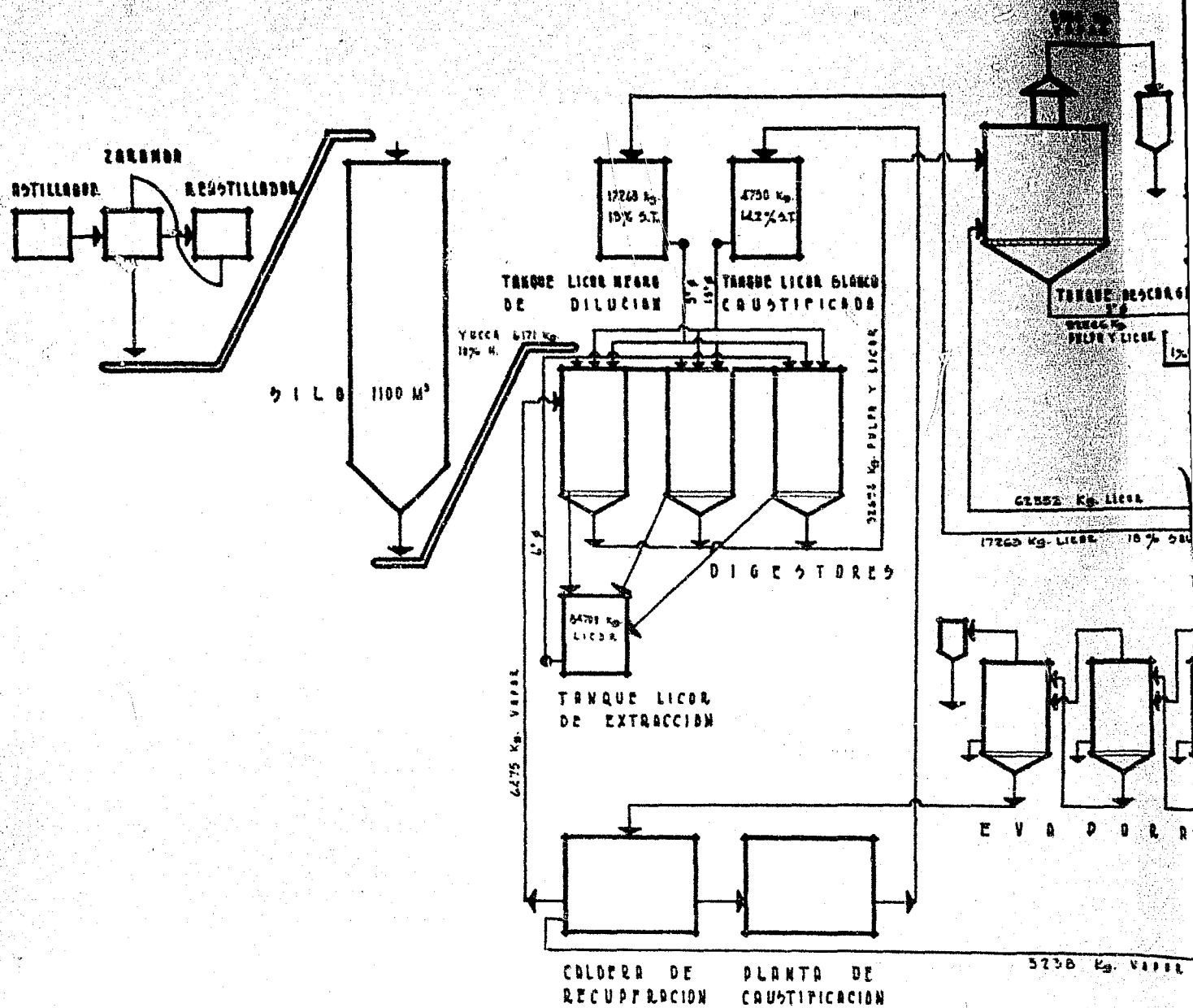
Se podría poner otra turbina en la línea de vapor de alta presión que va a evaporadores, pues ahí se necesita vapor de 50 lb/pulg². (9), así que se podrá aprovechar la caída de presión para transformarla en energía aprovechable en la planta. Si no se pone la turbina se puede poner una válvula de reducción para tener el vapor necesario en los evaporadores.

Esto mismo se puede aplicar para la línea de vapor que va a digestores.

En el diagrama de flujo está representado el balance del proceso.

BIBLIOGRAFIA

- 3.—Laboratorios Nacionales de Fomento Industrial.—Archivo.
- 4.—Laboratorios Nacionales de Fomento Industrial.—Archivo.
- 5.—Perkins J. K. and Co-workers.—Brown Stock washing Efficiency Displacement Ratio Method of Determination.—TAPPI Vol. 37 No. 3 Págs. 83-89, Marzo 1954.
- 6.—Ibid.
- 7.—Stephenson J. N.—Preparation and Treatment of Wood Pulp.—Vol. I
Mc Graw - Hill Book Company Inc, New York (1950), Pág.
- 8.—Urbina A.—Apuntes de 2o. Curso de Ing. Química.—1956.
- 9.—Stephenson J. N.—Preparation and Treatment of Wood Pulp.—Vol. I.
Mc Graw - Hill Book Company Inc, New York (1950), Pág.

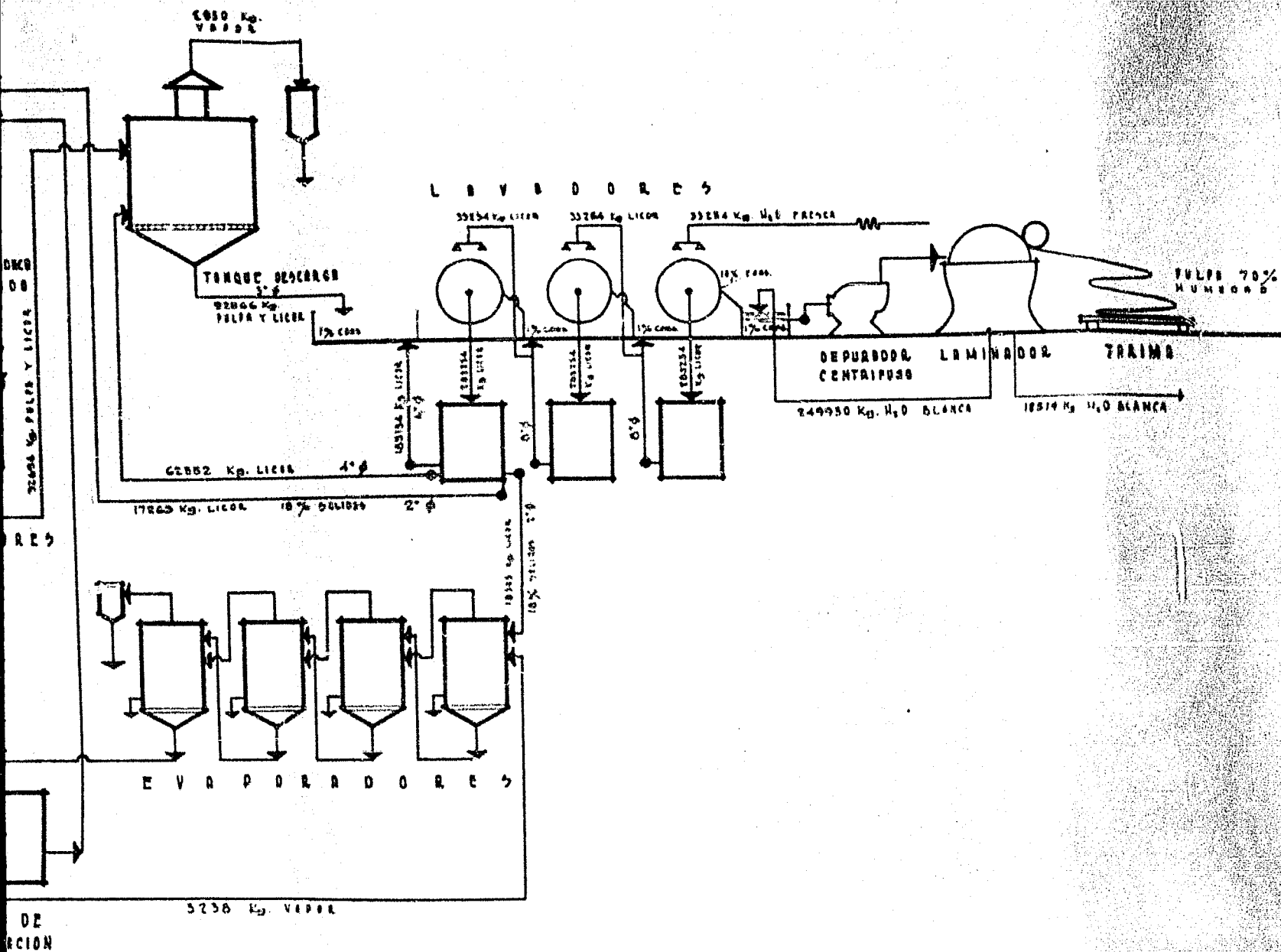


D I A G R A M A D E

B A S E

2.7 7 7 T O N .

P U L P A



O E F L U J O

PULPA ABSOLUTAMENTE SECA.

TESIS PROFESIONAL

PABLO ALDRETT CRUZ

CAPITULO V

CALCULO Y SELECCION DE EQUIPO

Siguiendo el diagrama de flujo se ve que el equipo necesario para el funcionamiento de la planta es el siguiente:

- 1.—Un astillador para reducir la materia prima a astillas de un tamaño más o menos uniforme. El astillador adecuado para la capacidad de la planta es un astillador Norman con disco de 66" y 16 cuchillas con un motor de 150 HP.
- 2.—Una Zaranda para seleccionar las astillas de un tamaño uniforme, con una platina de 4 x 2 m. con perforaciones de 1 x 2", para retener tiras y trozos grandes. La flecha de la Zaranda está accionada por un motor de 8 HP.
- 3.—Un ré-astillador para reducir el tamaño de las tiras y los trozos grandes que son rechazados en la platina de la Zaranda, con un motor de 50 HP.
- 4.—1 Silo de 1110 m³. de capacidad, construido de lámina de fierro de 1/2" de espesor. El silo está formado de una sección cilíndrica y una sección cónica para descargar la materia prima.
- 5.—Dos transportadores de bandas para alimentar las astillas al silo y a los digestores, con motor de 7.5 HP c/u.

Cada transportador será de aproximadamente 30 m. de longitud y un ancho de 60 cm., con una pendiente máxima de 30°.

6.—3 Digestores estacionarios con calentamiento directo de 85 m³. cada uno, construídos de acero Firebox "C" tipo A al silicio y al carbón. Cada digestor tiene un casquete esférico en la parte superior, una sección cilíndrica en la parte media y una sección cónica con un ángulo de 60° con la horizontal en la parte inferior.

Siguiendo las indicaciones del código ASME Unfired Pressure Vessel Code (10), se calcula el espesor de la pared de cada una de las secciones del digestor, para soportar una presión de trabajo de 10.6 kg/cm²., se tiene:

Espesor del casquete esférico	1 3/4"
Espesor de la sección cilíndrica	1 1/4"
Espesor de la sección cónica	1 3/8"
Diámetro del digestor	3.6 m.
Altura total	11.3 m.
Peso total	26.900 ton.

El digestor tiene en la parte inferior una válvula de descarga de "émbolo de paso largo" de 10" de diámetro.

El cuerpo de la válvula es de acero inoxidable.

Aislante.—Para hacer el cálculo del espesor del aislante para el digestor, se aplica el criterio de permitir una pérdida de calor por radiación a la máxima temperatura (171°C) de 203.4 kcal/hr m². Con este dato se calcula el espesor aplicando la ecuación siguiente, (11)

$$\frac{Q}{O} = \frac{KA (T_s - T_a)}{L + (K/ln)}$$

en donde:

$$\frac{Q}{O} = \text{es la pérdida de radiación en la unidad de tiempo y en la unidad de superficie } \left(\frac{\text{Kcal}}{\text{hr m}^2} \right)$$

K es el coeficiente de conductividad del aislante.

$$\left(\frac{\text{kcal}}{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}} \right) \frac{1}{\text{m}}$$

A es el área del aislante (1 m^2)

T_1 es la temperatura de pared del lado caliente (171°C).

T_a es la temperatura del aire ambiente (21°C).

L es el espesor del aislante (m).

H_t es el coeficiente de conductividad combinado para la convección y radiación de la sup. de aislamiento.

Usando como aislante magnesio tenemos:

$$K = 0.06398 \frac{\text{kcal}}{\text{hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C/m.}}$$

$$H_t = 4.39 \text{ Kcal/hr m}^2 \text{ } ^\circ\text{C/m.}$$

$$\text{Densidad} = 0.304 \text{ kg/m}^3.$$

Con estos datos se calcula el espesor.

$$L = \frac{0.06398 \times 1 \times (171-21)}{203.4 \left(1 + \frac{0.06398}{4.39} \right)} = 0.0450 \text{ m.}$$

$$\text{Volumen del aislante} = 4.249 \text{ m}^3.$$

$$\text{Peso total del aislante} = 1288 \text{ kg.}$$

7.—Tanque de descarga. La capacidad del tanque de descarga deberá ser de 250 m³., formado de una sección cilíndrica y una sección cónica en la parte inferior, con un ángulo de 45° con la horizontal. El espesor de las paredes del tanque se calcularon siguiendo el código ASME. Las características del tanque son las siguientes:

Diámetro	6 m.
Altura de la sección cilíndrica	8.4 m.
Altura de la sección cónica	2.12 m.
Altura total	10.52 m.
Presión de trabajo	1 kg/cm ² .
Espesor de la lámina:	
Sección cilíndrica	1/2".
Sección cónica	5/8.
Peso total del tanque	72.0 toneladas.

El espesor del aislante del tanque de descarga se calcula siguiendo el criterio usado para calcular el aislante del digestor. La temperatura de pared del lado caliente es 120°C. Con estos datos el cálculo nos da 3.0 cm. para el espesor del aislante, con un peso total de 2900 kg. El tanque de descarga lleva en su parte inferior un agitador accionado por un motor de 20 HP.

8.—Un depurador centrifugo con ranuras de 1 mm. La flecha del depurador está accionada por un motor de 30 HP.

9.—Lavadores.—El equipo de lavadores consta de 3 tambores rotatorios. El lavado se hace por succión que es producida por columnas barométricas y el licor extraído es vaciado en tanques apropiados.

Los fabricantes de este equipo señalan que la capacidad del lavado por este sistema es de 2.7 ton. de pulpa por metro cuadrado de lavador en 24 horas de trabajo.

Las características de los tambores lavadores son las siguientes:

$$\text{Área de lavado} = \frac{50}{2.7} = 18.5 \text{ m}^2.$$

Diámetro 2.0 m.

Largo 3.0 m.

Altura de la columna barométrica 12.0 m.

Diámetro de la columna 8".

Cada lavador está accionado por un motor de 5 HP.

10.—Tanques para el licor de lavado.

La columna barométrica de cada lavador descarga a un tanque de donde se tomará el licor para distribuirlo a los diferentes puntos del sistema que lo requieran. El área de los tanques se calcula de acuerdo con el área de lavado; se recomienda que el área de los tanques sea de 2 m². por cada metro cuadrado de área de cada lavador. Se tienen 18.5 m². de superficie de lavado por tambor; por tanto el área de cada tanque deberá ser de 37 m²., con un diámetro de 2 metros y altura de 5.9 metros. El espesor de las paredes de cada tanque será de 3/8".

11.—Tanque de almacenamiento del licor extraído después de la impregnación. Este tanque debe de tener una capacidad de 135 metros cúbicos con un diámetro de 5 m. y altura de 7 m. con un espesor de pared de 3/8".

12.—Tanque para licor negro de dilución con capacidad de 50 m³., diámetro 4 m. y 4 m. de altura, espesor de la pared 3/8".

13.—Tanque para licor caustificado con capacidad de 20 m³.; diámetro 2.5 m. y 3.5 m. de altura, espesor de la pared 3/8".

14.—Dos máquinas formadoras de hojas con capacidad de 25 ton. por día. Con motor de 50 HP c/u. La hoja sale de la máquina con 70% de humedad.

15.—Bombas.

a.—Bomba para cargar el licor caustificado al digestor.

Gasto $4300 = 143$ lts./min.

Diámetro nominal de la tubería 1.5 pulg.

Altura total equivalente considerando 50% de longitud equivalente por
pérdida de presión por fricción y conexiones 20 m.

Potencia aproximada del motor de la bomba 3.0 HP.

b.—Bomba para cargar el licor negro de dilución al digestor:

$\frac{15694}{30} = 525$ lts/min.

Diámetro nominal de la tubería 3 pulg.

Altura total equivalente 20 m.

Potencia aproximada del motor de la bomba 7.5 HP.

c.—Bomba para cargar el licor de extracción al digestor (este licor es el
que se extrae después de la impregnación).

$\frac{42000}{30} = 1400$ lts/min.

Diámetro nominal de la tubería 6 pulg.

Altura total equivalente 20 m.

Potencia aproximada del motor de la bomba 15 HP.

d.—Bomba para cargar el licor negro de dilución al tanque de descarga
(para diluir a 3% de consistencia).

Gasto.—Se necesitan bombear 62642 kg. de licor del tanque del primer
lavador al tanque de descarga por cada 2.777 ton. de pulpa producida,
lo que equivale a bombear 1.130.000 kg. para 50 ton. en 24 horas por
tanto:

Gasto 710 lts/min.

Diámetro nominal de la tubería 4 pulg.

Altura total equivalente 15 m.

Potencia aproximada del motor de la bomba 7.0 HP.

e.—Bomba para llevar la mezcla de licor y pulpa con 3% de consistencia del tanque de descarga a los lavadores.

Gasto 970 lts/min.

Diámetro nominal de la tubería 5 pulg.

Altura total equivalente 15 m.

Potencia aproximada del motor de la bomba 15 HP.

f.—2 Bombas de las mismas características para la circulación del licor negro en los lavadores 2 y 3.

Gasto 3200 lts/min.

Diámetro nominal de la tubería 8 pulg.

Altura total equivalente 18 m.

Potencia aproximada del motor de la bomba 30 HP.

g.—Bomba para llevar el licor negro del tanque del primer lavador a la caja de este lavador para diluir la mezcla a 1% de consistencia.

Gasto 2100 lts/min.

Diámetro nominal de la tubería 7 pulg.

Altura total equivalente 18 m.

Potencia aproximada del motor de la bomba 25 HP.

h.—Bomba para llevar el licor negro de dilución para la digestión, del tanque del primer lavador al tanque de almacenamiento.

Gasto 198 lts/min.

Diámetro nominal de la tubería 2 pulg.

Altura total equivalente 20 m.

Potencia aproximada del motor de la bomba 5 HP.

i.—Bomba para mandar el licor negro del tanque del primer lavador a los evaporadores.

Gasto 250 lts/min.

Diámetro nominal de la tubería 2.5 pulg.

Altura total equivalente 40 m.

Potencia aproximada del motor de la bomba 6 HP.

j.—Bomba para agua fresca.

Gasto 3500 lts/min.

Diámetro nominal de la tubería 8 pulg.

Potencia aproximada del motor de la bomba 50 HP.

k.—Bomba para recircular agua blanca.

Gasto 1600 lts/min.

Diámetro nominal de la tubería 6 pulg.

Potencia aproximada del motor de la bomba 30 HP.

16.—Planta de Recuperación.

En este trabajo únicamente se mencionarán en forma global las partes principales de la planta de recuperación ya que no se cuentan con datos suficientes para el cálculo del equipo.

La planta de recuperación constará de:

a.—Sistema de evaporación de 5 efectos con evaporadores de superficie.

b.—Caldera de recuperación.

c.—Planta de caustificación.

BIBLIOGRAFIA

10.—TAPPI Monograph Series No. 12 . Inspection of Digestors.

11.—Stoever H.—Applied Heat Transmission.—1a. Ed. Mc Graw - Hill Book Company. 1941.

CAPITULO VI

ESTIMACION DE COSTOS Y UTILIDADES

Es sabido que la especie de las Yuccas se desarrolla en las zonas desérticas de la República Mexicana, por lo tanto debe de pensarse que al instalar una planta para la producción de pulpas celulósicas a partir de esa materia prima deberá quedar localizada en algún punto de esta zona. Por estudios que se han llevado a cabo (12) se ha encontrado que uno de los lugares convenientes para la localización de esa planta es la Ciudad de Matehuala en el Estado de San Luis Potosí.

Para la estimación de costos se considerarán para el funcionamiento de la planta en Matehuala, S. L. P.

Se analizan en este Capítulo los siguientes renglones:

I.—Inversión en:

- a).—Construcción.
- b).—Equipo.
- c).—Gastos de instalación.

II.—Cargos fijos por tonelada producida:

- a).—Amortización del inmueble.
- b).—Depreciación del equipo.
- c).—Mantenimiento.
- d).—Seguros.

III.—Costos de Materia Prima.

a).—Yucca Carnerosana.

b).—Reactivos.

IV.—Costos de Operación.

a).—Consumo de energía eléctrica.

b).—Consumo de vapor.

c).—Mano de obra directa

d).—Mano de obra indirecta.

V.—Capital de Operación.

I.—Inversión:

a).—Inversión en construcción:

El espacio requerido para la instalación del equipo, considerando expansiones, es de 20000 m². y el destinado a bodegas de Materia Prima de 1000 m².

Asignado al terreno un costo de \$20.00 m²., a la construcción del edificio de la planta de \$450.00 m² y al edificio de bodegas un costo de \$300.00 m².

la inversión total aproximada en terrenos y construcciones es:

Terrenos bodegas	\$ 20,000.00
Terreno planta	400,000.00
Edificio Bodega	300,000.00
Edificio Planta	9,000,000.00
Total	\$ 9,720,000.00

b).—Inversión en Maquinaria:

Los datos de costo se obtuvieron de los fabricantes de maquinaria o de sus representantes en México.

Digestores:

Costo por digestor	\$ 650,000.00	
3 digestores		\$ 1,950,000.00
Válvula de descarga	15,000.00	
3 válvulas de descarga		45,000.00
Sub-total		\$ 1,995,000.00

Astillador 215,000.00

Zaranda y accesorios 71,000.00

Re-astillador 100,000.00

2 transportadores de bandas 25,000.00

Silo para materia prima 800,000.00

Tanque de descarga (Fab. Nacional) y agitador 400,000.00

Depurador centrifugo 140,000.00

Sistema de 3 lavadores en serie con tanques y accesorios 1,200,000.00

2 laminadoras Rogers 250,000.00

Sistema de evaporadores 1,850,000.00

Caldera de recuperación 3,900,000.00

Planta de caustificación 1,250,000.00

Tanque para licor extraído después del periodo
de impregnación 50,000.00

Tanque para licor negro de dilución 30,000.00

Tanque para licor de caustificación 25,000.00

Bombas.

En el precio de las bombas se considera también el precio
del motor y del arrancador.

Bomba para cargar el licor caustificado al digestor 7,500.00

Bomba para cargar el licor negro de dilución al digestor	10,000.00
Bomba para cargar el licor de extracción al digestor	15,000.00
Bomba para cargar el licor negro de dilución al tanque de descarga	8,000.00
Bomba para llevar la mezcla de licor y pulpa con 3% de consistencia del tanque de descarga a los lavadores	30,000.00
2 Bombas para la circulación del licor negro en los lavadores 2 y 3 \$40,000.00 c/u.	80,000.00
Bomba para llevar el licor negro del tanque del primer lavador a la caja de éste para diluir al 1%	25,000.00
Bomba para recircular agua blanca	60,000.00
Bomba para cargar el tanque de licor negro de dilución para la digestión	8,000.00
Bomba para alimentar con licor negro a los evaporadores	18,000.00
Bomba para agua fresca	100,000.00
Conexiones válvulas y tuberías	4,000,000.00
Imprevistos	2,000,000.00
Total	18,662,500.00

c.—Gastos de instalación.

Los gastos de instalación se consideran de un monto aproximado del 30% del costo total del equipo, lo cual da un total de \$ 5,598,750.00.

II.—Cargos fijos por tonelada de pulpa producida.

a.—Amortización del inmueble:

Se efectuará en 10 años, por lo tanto el cargo anual por este concepto será de \$ 972,000.00.

Considerando 300 días de trabajo y una producción diaria de 50 toneladas de pulpa, el cargo por tonelada correspondiente a este renglón será de \$ 64.66.

b.---Depreciación del equipo:

La inversión del equipo se deprecia en 10 años, así como también los gastos de instalación. El cargo anual por depreciación del equipo será entonces \$ 2,426,125.00.

El cargo por depreciación por tonelada de pulpa producida será de: \$161.74.

c.---Seguros.

En este renglón se considera una cantidad de 0.8% anual sobre el total del capital invertido, lo que resulta un cargo anual de \$ 271,850.00.

Cargo por concepto de seguros por tonelada de pulpa producida: \$ 18.12.

d.---Mantenimiento.

El 3% anual sobre el costo del equipo se cargará como costo de mantenimiento, lo que resulta en un cargo por tonelada de pulpa de: \$ 48.52.

Total de cargos fijos por tonelada de pulpa producida:

Amortización del inmueble	64.66
Depreciación del equipo	161.74
Seguros	18.13
Mantenimiento	48.52
Sub-total	\$ 293.14

III.—Costos de materia prima.

Para determinar el costo de la Yucca carnerosana se tomará el mismo costo de la madera sobre la base de Yucca absolutamente seca. En estas condiciones el costo de la tonelada de Yucca es de \$ 250.00.

La cantidad de reactivo usada es de 154.8 kg. de Na_2O activo por tonelada de pulpa.

El costo del reactivo se calculará en función del sulfato de sodio y óxido de calcio que se usan en la recuperación y en la caustificación, respectivamente.

Considerando una eficiencia de recuperación de 85% la cantidad de sulfato de sodio que se deberá agregar es:

$$\text{Na}_2\text{SO}_4 = 0.15 \times 154.8 \times \frac{71}{61} = 53 \text{ Kg.}$$

Costo del sulfato de sodio usado por tonelada de pulpa \$ 37.00.

El óxido de calcio que se use deberá ser el necesario para convertir el carbonato de sodio que viene de la recuperación a hidróxido de sodio; considerando una eficiencia en la caustificación de 80% se tiene:

$$\text{CaO} = \frac{115}{0.8} \times \frac{56}{31} = 262 \text{ Kg.}$$

Costo del óxido de calcio usado por tonelada de pulpa \$ 39.50.

Costo de Materia Prima usada por tonelada de pulpa producida:

Yucca (rendimiento 50%)	\$ 500.00
Sulfato de sodio	37.00
Oxido de calcio	39.50
Sub-total	\$ 576.50

IV.—Costos de Operación.

a).—Consumo de energía eléctrica.

Será la suma de los motores, multiplicada por 24 horas de trabajo y dividida entre 50 toneladas diarias producidas. Se considerará que el consumo de energía eléctrica de la planta de recuperación es el 50% de la energía usada en la planta de celulosa.

Total de HP conectados (planta de celulosa)	571
hp-hr/50 toneladas	13700
kw-hr/ton.	205
Consumo de la planta de recuperación, kw-hr	102.50
Costo por kw hr	0.35
Costo del consumo de energía eléctrica por tonelada	\$ 107.62

b).—Consumo de vapor.

Como se vió en el capítulo III el vapor que se usa en la planta es el producido en la caldera de recuperación, por lo tanto el costo del vapor será únicamente el que ocasiona la mano de obra y la depreciación del equipo, los cuales quedan englobados en la estimación de esos costos.

c).—Mano de obra directa.

Constituida por el costo del salario de:

	Total
6 obreros en el trozado y selección de Yucca (salario \$450.00/mes)	\$ 2,700.00
2 obreros por turno en los digestores (salario \$900.00/mes)	5,400.00
1 obrero por turno en depurador y bombas (\$450.00/mes)	1,350.00
1 obrero por turno en los lavadores (\$600.00/mes)	1,800.00
8 obreros por turno en planta de recuperación (\$600.00/mes)	14,400.00
6 obreros por turno en las dos formadoras de hojas (\$600.00/mes)	10,800.00
Total por mes	\$ 36,450.00

Total de mano de obra directa

por tonelada de pulpa producida \$ 29.16

d).—Mano de obra indirecta.

Comprende el costo del trabajo de supervisión técnica y administración.

1 Ing. Químico Gerente de la Planta (mes)	\$ 15,000.00
1 Ing. Químico Jefe de turno \$7,500.00 mes	22,500.00
Contabilidad y servicios de oficina mes	15,000.00
Total de mano de obra indirecta por tonelada de pulpa producida	\$ 42.00

RESUMEN

Resumen del costo total de producción por tonelada de pulpa cruda, a partir de la Yucca Carnerosana siguiendo el proceso Kraft modificado por vaporización previa e impregnación de la materia prima:

Cargos Fijos:

Amortización del inmueble	\$ 64.66
Depreciación del equipo	161.74
Seguros	18.12
Mantenimiento	48.52
Sub-total	\$ 293.04

Costos de Materia Prima:

Yucca carnerosana y reactivos	\$ 576.00
Consumo de energía eléctrica	107.62
Mano de obra directa	29.16
Mano de obra indirecta	42.00
Costo total de producción por tonelada de pulpa	\$ 1,047.82

V.—Capital de Operación.

Para el capital de operación se considera un 50% del capital total invertido. Considerando este capital como un crédito a la empresa se tendrán que tomar en cuenta los intereses que producirá este capital.

El interés a que se presta el capital es de 10% anual, estos intereses se aumentarán al costo del producto, por lo tanto:

Capital de operación	\$ 16.990,000.00
Intereses al 10% anual	1.699,000.00
Cargo por concepto de intereses por tonelada de pulpa producida	113.26
Costo total por tonelada de pulpa producida	\$ 1,161.08

Estimación de Utilidades

El precio que tiene actualmente en el mercado una pulpa con las características de la obtenida en este estudio es de \$ 1,700.00 ton.

Costo de la pulpa a partir de Yucca \$ 1,161.08 ton.

Utilidad bruta por tonelada de pulpa producida \$ 538.82.

BIBLIOGRAFIA

12.—Laboratorios Nacionales de Fomento Industrial.—Archivo.

CAPITULO VII

BIBLIOGRAFIA

- I.—Carrasco N. S.—Proyecto de la Instalación de una Planta Piloto para Obtención de Celulosa a Partir de Materias Primas Mexicanas.—México, 1953.
- II.—Casey J. P.—Pulp and Paper.—Vol. I, Interscience Publishers, Inc. N. Y., 1952.
- III.—Hart J. S.—The Va-Purge Process in Chemical Pulping. TAPPI Vol. 37 No. 8, Agosto de 1955.
- IV.—L. N. F. I.—Archivo.
- V.—Perkins J. K. and Co-Workers.—Brown Stock Washing Efficiency. Desplacement Ratio Method of Determination.—TAPPI. Vol. 37 No. 3, Marzo, 1954.
- VI.—Perry J. H.—Chemical Engineers' Handbook. 3a. Edición Mc. Graw - Hill Book Company Inc. 1950.
- VII.—Stephenson J. N.—Preparation and Treatment of Wood Pulp. Vol. I. Mc. Graw - Hill Company Inc. New York, 1950.
- VIII.—Stoever H.—Applied Heat Transmission.—1a. Ed. Mc. Graw - Hill Book Company. 1941.
- IX.—TAPPI.—Monograph Series No. 12 - Inspection of Digesters.
- X.—Technical Association of the Pulp and Paper Industry.—Standard Methods, Data Sheets. New York, 1954.
- XI.—Urbina A.—Apuntes del 2o. Curso de Ing. Química. E. N. C. Q. 1956.

TESIS	
1958	
Nº 9º	
ALDRETT CRUZ, PABLO	
FABRICACION DE PULPAS	
KRAFT A PARTIR DE YUC/	
TITULO	
CAS, CON OBTENCION...	
FECHA DE VENCIMIENTO	NOMBRE DEL LECTOR
21	Pablo Rodriguez R.
17 MAR 1958	Pablo
TESIS	
1958	
N-7	