

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO  
FACULTAD DE QUIMICA



OBTENCION DE CELULOSA A PARTIR DE  
PAJA DE SORGO AL MONOSULFITO  
DE AMONIO.

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE  
INGENIERO QUIMICO  
P R E S E N T A

JOSE HUMBERTO AVILES ANGULO

1973

**TESIS CON  
FALLA DE ORIGEN**



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  
AÑO 1973  
FECHA M7 22  
PÁG             
S           



QUÍMICA

Jurado asignado originalmente

Según el tema

Sitio donde se desarrolló  
el tema:

Nombre completo y firma  
del sustentante

Nombre completo y firma  
del asesor del tema:

Nombre completo y firma  
del supervisor técnico:

PRESIDENTE ADALBERTO TIRADO ARROYAVE

VOCAL MARIO GUEVARA VERA

SECRETARIO PABLO ALDRETT CRUZ

1er.SUPLENTE CUBERTO RAMIREZ CASTILLO

2o.SUPLENTE LUCIA ARCINIEGA CARRILLO

LABORATORIOS NACIONALES DE F. INDUSTRIAL

JOSE HUMBERTO AVILES ANGULO

PABLO ALDRETT CRUZ

JORGE ALBERTO CASTAÑARES ALCALA

MI ETERNO AGRADECIMIENTO A MIS QUERIDOS PADRES

SR. FEDERICO AVILES GONZALEZ

SRA. MARIA GALACION ANGULO DE AVILES

Quienes con su Cariño, Consejos y Sacrificios hicieron --  
posible la realizacion de esta Etapa de mi Vida.

A MIS HERMANOS

Ma. de la Luz

Federico

Oscar Ramón

Alicia

Magdalena

Carmelita

Jesús V.

Francisco Javier

A:

MI ABUELO Nicanor Angulo G.

MI TIA Socorro Angulo N.

MI TIO Nicanor Angulo N. y Fam.

SRA. Carmen F. de Reguera

A  
mi  
querida  
esposa  
Elisa  
y

A  
mi  
adorada  
hija  
Deyanira

Motivos de mi Superación

Mi agradecimiento a los Srs. directivos de los  
" Laboratorios Nacionales de Fomento Industrial"

Ing. Rafael Rojas G.  
Ing. Salvador Carrasco N.  
Sr. Julio A. Novaro

Por todas las facilidades que me proporcionaron en dichos Laboratorios para la realización de este estudio.

Al personal del Departamento de Celulosa y  
papel por su valiosa ayuda.



Mi agradecimiento al Sr. Ing. Dominik Tatarka T.

Por su valiosa ayuda en la realización de este trabajo

# I N D I C E

Página

## CAPITULO I

ANTECEDENTES Y OBJETO DEL ESTUDIO 1

## CAPITULO II

DESCRIPCION Y PROCEDENCIA DE LA --  
MATERIA PRIMA 3

## CAPITULO III

ESTUDIO EXPERIMENTAL 4

1) Escala de Vidrio 4

A) Determinaciones efectuadas en las tallas 4

a). - Dimensiones y densidad aparente 4

b). - Porcentajes de material fibroso y parén-  
quima 4

c). - Análisis químico del material fibroso 5

d). - Determinación estadística de dimensio--  
nes de fibra por microscopía 6

B) Determinaciones efectuadas en el parénquima 7

C) Determinaciones efectuadas en las hojas 8

2) Escala Piloto 13

A) Descripción del proceso 13

B) Preparación de la materia prima 13

C) Preparación del licor blanco 14

D) Variables de cocimiento 15

E) Evaluación y análisis de las pulpas obtenidas -  
para seleccionar la óptima 16

## CAPITULO IV

APLICACION DE LA EXPERIENCIA DE LABORATORIO EN LA ESCALA INDUSTRIAL	21
A) Diagrama de Flujo	21
1. - Cocimiento de pulpa	
2. - Preparación de reactivo	
3. - Refinación y lavado de pulpa	
4. - Sistema de depuración	
5. - Laminado de pulpa	
B) Balance de materia	25
C) Balance de Energía	25

## CAPITULO V

LISTA DE EQUIPO MAYOR PARA LA INSTALACION DE UNA PLANTA DE 60 TMAS/dia	33
1) EQUIPO MAYOR	33
2) LISTA DE MOTORES DE EQUIPO MAYOR	37

## CAPITULO VI

COSTOS DE CONSTRUCCION	41
------------------------	----

## CAPITULO VII

COSTOS DE OPERACION	45
---------------------	----

## CAPITULO VIII

CONCLUSIONES	56
BIBLIOGRAFIA	57

## CAPITULO I

### ANTECEDENTES Y OBJETO DEL ESTUDIO

México País en constante desarrollo en todos los aspectos que no se ha quedado atrás en lo que se refiere a producción y consumo de celulosa, la cual es una materia prima fundamental en diversos tipos de industrias como son: fabricación de papel, textiles, plásticos, aglutinantes, corrugados, etc. Este creciente consumo de celusosa para la producción de artículos satisfactoros para las también - crecientes necesidades del mercado, ha obligado a desarrollar e -- investigar diversas técnicas y materias primas para producir celulosa, la cual sea aceptable tanto en su calidad como en su costo.

No obstante que México es un País que cuenta con grandes extensiones de bosques de coníferas (pinos y oyameles), debido a que la explotación de ellos se ha visto limitada a causa de diversos factores, se ha tenido que recurrir a materias primas no maderosas, en este trabajo se estudia la posibilidad de aprovechar la "paja de sorgo" - como tal.

La paja de sorgo se está utilizando actualmente en Francia, como - materia prima para la obtención de celulosa, la cual se aprovecha - para la fabricación de corrugados (como relleno), para papel perió

dico en mezcla con pasta mecánica, papel tipo Kraft, etc. (1)

Actualmente en México específicamente en el Estado de Guanajuato se producen anualmente 3 500 000 toneladas de paja de sorgo (2), - de las cuales, aproximadamente un 75 % se queman cada año. El - tratar de aprovechar ese 75 %, es el objeto de este trabajo, con lo cual se proporcionaría una fuente de trabajo para la región, lo mismo que una fuente de ingresos para el campesino, quien al quemar la no recibe ningún beneficio, sino que al contrario tiene que desembolsar dinero al efectuar la quema.

Todo lo hasta aquí expuesto son los puntos que se tienen de base para justificar el estudio de esta materia prima, con la que se tratará de obtener pulpas celulósicas de alto rendimiento (semiquímica), utilizando monosulfito de amonio como reactivo.

## CAPITULO II

### DESCRIPCION Y PROCEDENCIA DE LA MATERIA PRIMA

Las pajas y cereales pertenecen al género de las gramíneas, el sorgo pertenece a la tribu de las andropogóneas, *Andropogon sorghum*, la cual se cree sea una forma surgida a partir del cultivo del - - - *Andropogon* (= *sorghum*) *halepensis* (3), difundido abundantemente en los países cálidos de Africa. El sorgo actualmente se cultiva en la mayoría de los Estados de la República, los cuales tienen condiciones climatológicas diferentes, como son por ejemplo: Sinaloa, - Baja California, Morelos, Guanajuato, Puebla, etc.

Esta planta como todos los cereales, tiene un ciclo de crecimiento de 6 a 12 meses, esto es una ventaja que se tiene sobre la madera la cual tiene indiscutiblemente un ciclo de crecimiento más largo.

La paja de sorgo se considera actualmente como un desperdicio, ya que la parte que se utiliza para alimentación de ganado es mínima - (en el Estado de Guanajuato aprox. el 25 %) lo cual hace que se con siga a bajo precio.

## CAPITULO III

### ESTUDIO EXPERIMENTAL

#### 1) Escala de Vidrio

##### A) Determinaciones efectuadas en los tallos

##### a). - Dimensiones y densidad aparente

Las dimensiones promedio de los tallos existentes en proporción de 66.0 % en peso, en la muestra estudiada fueron las siguientes:

Longitud	12.20 cm. (desde 6 hasta 23)
Diámetro	8.70 mm. (desde 5 hasta 19)

La densidad se determinó midiendo el volumen ocupado por un peso dado de tallos (secos al aire) cortados a una longitud uniforme de 5 cm. y colocados a granel en un recipiente apropiado.

Resultado: 0.10 Kg/dm<sup>3</sup> (base seca al aire)

##### b). - Porcentajes de material fibroso y parénquima

Se utilizó un método de molienda en molino Koerner de laboratorio y de clasificación granulométrica en tamices de diferentes tamaños, como son: 20, 40, 60 y 80.

De acuerdo con métodos desarrollados convencionalmente para este

tipo de materias primas (paja de cereales, bagazo de caña, etc.) - se le llama fibra a la porción retenida por las mallas 20, 40 y 60, y parénquima a la porción que pasa las mallas 60 y 80, con la salvedad de que en esta última porción se recupera la fibra que pueda haber pasado.

Resultados	(base seca al aire)
Porción fibrosa	72 %
Parénquima	28 %

c). - Análisis químico del material fibroso (realizado de acuerdo a los métodos TAPPI, excepto la determinación de sílice, que se efectuó por ataque con ácido perclórico y nítrico).

Para este análisis se utilizó la fracción granulométrica 40 - 60.

Resultados	base seca a la estufa
Cenizas ( a 575 °C )	8.10 %
Cenizas ( a 925 °C )	6.17 %
Sílice	2.75 %
Solubilidad en agua fría	16.58 %
Solubilidad en agua caliente	18.72 %
Solubilidad en sosa al 1 %	48.72 %



Resultados	base seca a la estufa
Solubilidad en éter	1.83 %
Solubilidad en alcohol	11.80 %
Solubilidad en alcohol benceno	10.15 %
Extractos sucesivos totales	22.68 %
1). - Alcohol bencénico	10.15 %
2). - Alcohólico	3.00 %
3). - Acuoso	9.53 %
Cenizas en muestra extraídas -- sucesivamente	2.03 %
Holocelulosa	63.89 %
Alfa - celulosa	41.68 %
Lignina	16.97 %

d). - Determinación estadística de dimensiones de fibra por -  
microscopía

1). - Longitud

Límites (mm)	Frecuencia (%)	Promedio (mm)
Menor de 0.20	3	0.18
0.20 - 0.30	15	0.26
0.30 - 0.40	20	0.35
0.40 - 0.50	23	0.44
0.50 - 0.60	11	0.55

Límites ( mm )	Frecuencia ( % )	Promedio (mm)
0.60 - 0.70	9	0.67
0.70 - 0.80	7	0.76
0.80 - 0.90	5	0.86
0.90 - 1.00	4	0.97
Mayores de 1.00	3	1.22
Longitud en la mayor frecuencia:		0.44 mm.
Promedio total de longitud:		0.50 mm.

2). - Diámetro ( mm )	Frecuencia ( % )
0.004	15
0.006	43
0.008	19
0.010	19
0.012	19
Diámetro en la mayor frecuencia:	0.006 mm
Promedio total de diámetros:	0.007 mm
Relaciones longitud-diámetro	
En la mayor frecuencia	$0.44 / 0.006 = 73.8$
En el promedio total:	$0.50 / 0.007 = 72.6$

B) Determinaciones efectuadas en el parénquima (siguiendo los métodos TAPPI, excepto en la determinación de sílice

que se efectuó de acuerdo con el inciso anterior, y se --  
consideró apropiado efectuar las determinaciones de ce-  
nizas, sílice y solubilidades.

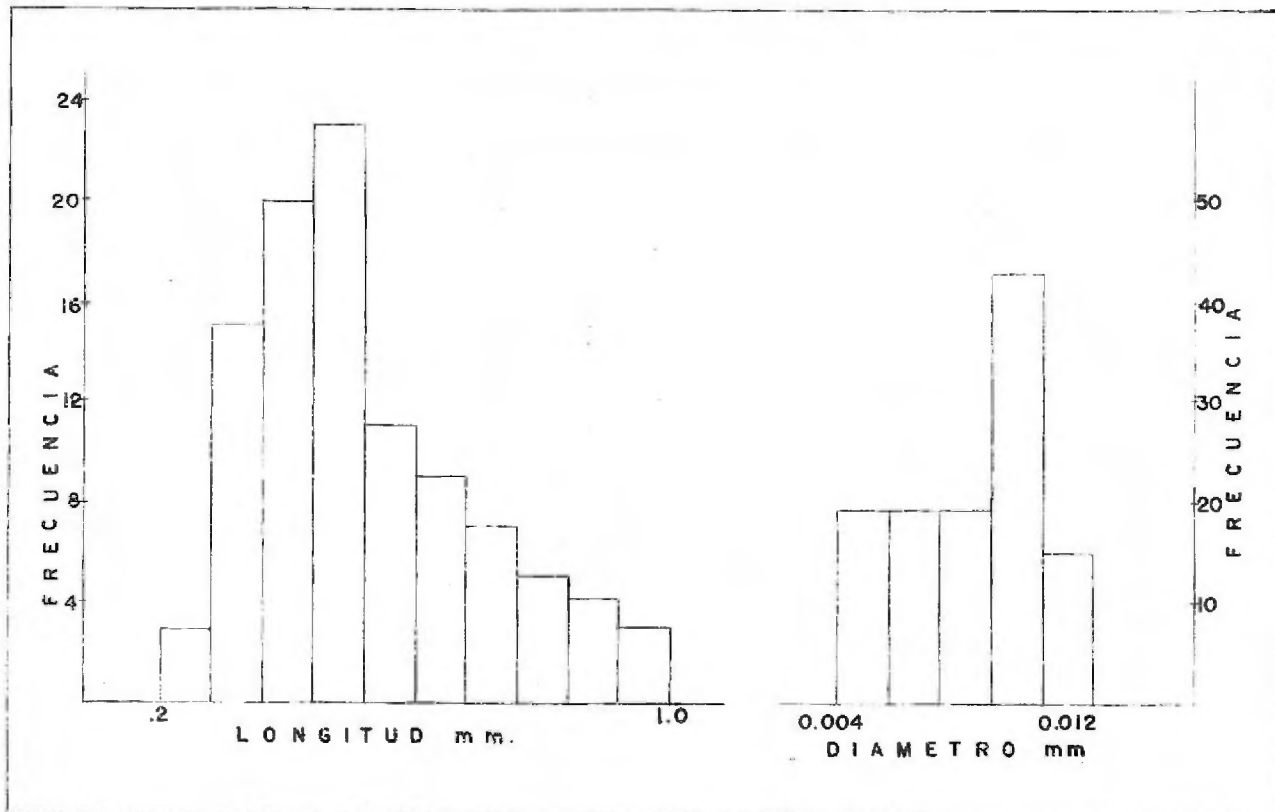
Resultados:	base seca a la estufa
Cenizas a ( 575 °C )	10.80 %
Cenizas a ( 925 °C )	9.13 %
Sílice	5.13 %
Solubilidad en agua fría	20.13 %
Solubilidad en agua caliente	21.80 %
Solubilidad en alcohol	15.37 %
Solubilidad en éter	3.84 %
Solubilidad en sosa al 1 %	43.87 %

#### C) Determinaciones efectuadas en las hojas

En esta parte constitutiva, como ya se indicó, la cual es una tercera parte en peso, de la planta integral, se llevaron a cabo, - las determinaciones de densidad aparente, contenido de material fibroso y de parénquima .

Densidad aparente.

Esta propiedad se determinó midiendo el volumen ocupado por un peso dado de material de hojas (secas al aire) cortando a longitu-



FIGURAS 3:1 Y 3:2

HISTOGRAMAS DE FRECUENCIA

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO  
 TESIS PROFESIONAL  
 1973 J. H. AVILES

des uniformes de aproximadamente 5 cm y colocado en un recipiente apropiado.

Resultado: base seca al aire

Densidad aparente	Kg/dm <sup>3</sup>	0.040
-------------------	--------------------	-------

Para la determinación del contenido de material fibroso y de parénquima se siguió el mismo método que se utilizó en el caso de los tallos.

Resultados:

Material fibroso	80 %
------------------	------

Parénquima	20 %
------------	------

Con todos los datos hasta aquí obtenidos, del material fibroso de los tallos de sorgo, se procede a hacer una comparación del análisis químico de este con los análisis de otras materias primas.

		Maderas suaves <sup>+</sup> (Coníferas)	Maderas duras <sup>+</sup> (Latifoliadas)	Bagazo de caña	Henequen <sup>++</sup>	Paja de cereales <sup>+</sup>	Paja de sorgo
Determinación							
Cenizas	%	0.30	0.30	2.20	2.10	6-8	8.10
Sílice	%	-	-	1.60	0.01	-	2.75
Lignina	%	24-32	20-28	19-21	12	15-20	16.97
Holocelulosa	%	68-72	75-80	65	72	68-70	63.89
Alfacelulosa	%	50	50	40	58	34-38	41.68
Solubilidad en:							
Sosa al 1%	%	15	20	30	23	40-50	48.62
Alcohol -- benceno	%	2-4	1-2	2.50	7.50	3-4	10.15
Agua fría	%	-	-	3.60	13.60	5-15	16.58
Agua caliente	%	4	3	4.10	13.20	7-16	18.72
Dimensiones promedio de la fibra:							
Longitud (mm)		2.7-3.6	1.0-1.6	1.7	2.2	1.1-1.5	0.44
Diámetro (mm)		0.030-0.040	0.038-0.050	0.020	0.020	0.009-0.013	0.006
Relación L/D		90	30	85	110	120	74

+ Grant Julius Cellulose Pulp and Allied products-Intercience publishers Inc New York 1959 (Pág. 341)

++ Archivo Laboratorios Nacionales de Fomento Industrial.

Observaciones sobre los datos comparativos anteriores

- a). - El material fibroso de los tallos de paja de sorgo contiene alto porcentaje de ceniza y de Silice, comparables respectivamente, a las pajas de cereales y al bagazo de caña, pero muy superiores a los de la madera.
- b). - En la lignina, la paja de sorgo contiene un porcentaje bastante menor que la madera, ligeramente inferior que el bagazo de caña y muy parecido a las pajas de cereales.
- c). - Los contenidos de holocelulosa y alfacelulosa de la paja de sorgo son similares a los del bagazo de caña y pajas de cereales y menores que los de la madera.
- d). - La paja de sorgo presenta las más altas solubilidades de todos los materiales comparados: en solventes orgánicos, en sosa al 1% y en agua, aunque por lo que respecta a esta última la solubilidad es muy parecida a la de pajas de cereales.
- e). - La fibra celulósica unitaria de la paja de sorgo es la más corta y angosta de todas las que se consideraron en el cuadro anterior. Sin embargo su relación L/D tiene un valor adecuado para la fabricación de papel (4).

## 2) Escala Piloto

### A) Descripción del proceso;

El proceso consiste en la adición de monosulfito de amonio  $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_3$ , a una determinada cantidad de paja de sorgo, a un porcentaje de determinado con respecto a esta última, y a diferentes condiciones de temperatura. El cocimiento de la paja de sorgo se efectuó en cocedores rotatorios de  $30 \text{ dm}^3$  de capacidad, con calentamiento de vapor indirecto. La relación de reactivo a materia prima, tiempo de impregnación, y tiempo a la temperatura máxima de cocimiento, se variaron hasta encontrar las condiciones óptimas de operación tomando como base el rendimiento y las resistencias (especialmente el Concora Medium Test). Las condiciones y resultados de las experiencias efectuadas se encuentran en la Tabla 3.1.

### B) Preparación de la materia prima.

La paja de sorgo de que se disponía se dejó secar al aire y posteriormente, se procedió a pasarla por un desfibrador de discos (molino Bauer de laboratorio), para dejarla de un tamaño adecuado y poderle eliminar el parénquima, el cual se eliminó al tamizar en una malla 50 utilizando -



solamente para los cocimientos, lo retenido en esta. El resultado de esta operación fué la siguiente:

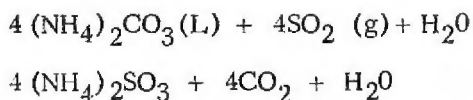
Porción fibrosa	72 %
Parénquima	28 %

A la materia prima así obtenida se le determinó su contenido de humedad para poder controlar perfectamente los porcentajes de reactivo-materia prima, así como también la relación de baño.

### C) Preparación del licor blanco.

Debido a que el monosulfito de amonio no se encuentra a la venta en el mercado, se tuvo la necesidad de prepararlo, lo cual se hizo a partir de carbonato de amonio y bióxido de azufre, poniendo a reaccionar a este último en medio frío, con una solución saturada de carbonato de amonio la cual estaba contenida en un recipiente apropiado.

La reacción que se efectuó es la siguiente:



Una vez que se ha preparado el reactivo se procede a la titulación del mismo por el método Iodométrico.

D) Variables de cocimiento.

Dado que el proceso que se está utilizando es el monosulfito de amonio, se tiene en cuenta la temperatura a la - - cual se descompone el monosulfito de amonio, lo cual - - ocurre a la temperatura de 100 °C, razón por la cual se distribuye el tiempo de cocimiento de la siguiente manera: Tiempo de impregnación en el que se llega a la temperatura de 90 °C, tiempo que se mantiene la temperatura a 90°C, tiempo para alcanzar la temperatura máxima de 170°C y tiempo a la máxima temperatura. A continuación se anotan los valores de dichos tiempos (de los cuales el que se estudió como variable fué el tiempo a la - - máxima temperatura ( $t_4$ ):

$t_1$  = tiempo de impregnación para alcanzar la temperatura de 90°C.

$t_2$  = tiempo a la temperatura de 90°C

$t_3$  = tiempo para alcanzar la temperatura de 170°C

$t_4$  = tiempo a la máxima temperatura de 170°C

$t_1$  = 0.20 Hrs. 1.00 Hrs.

$t_2$  = 0.46 Hrs.  $t_4$  =

$t_3$  = 0.33 Hrs. 0.50 Hrs.

E) Evaluación y análisis de las pulpas obtenidas para seleccionar la óptima.

Para poder seleccionar las condiciones más apropiadas para un proceso, antes se tiene que conocer el uso que se le va a dar al producto, para poder asignarle propiedades que vayan de acuerdo a este. En este caso se había previsto la obtención de pulpas celulósicas para producción de "Medium", y se trató de obtener pulpas de alto rendimiento, tomando en cuenta las resistencias más importantes para un papel medium y son las siguientes: Concora Medium Test, Resistencia a la explosión, Resistencia al rasgado, Resistencia a la tensión y Resistencia al dobléz. En ese orden las características de las pulpas obtenidas (en cuanto a rendimiento y número de permanganato se refiere) se observan en la siguiente tabla 3.1.

T A B L A 3.1

Experiencia #	Tiemp a la máxima Temperatura	$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_3$	Rendimiento %	# de $\text{KMnO}_4$
1	60 min.	12.50	59.71	37.80
2	60 min.	15.00	57.60	37.00
3	60 min.	16.50	55.88	26.02

Experiencia #	Tiempo a la máxima Temperatura	$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_3$	Rendimiento %	# de $\text{KMnO}_4$
4	30 min.	12.50	65.68	33.37
5	30 min.	15.00	60.52	31.07
6	30 min.	16.50	58.00	29.12

Como se puede apreciar en la tabla anterior, aparte del rendimiento no se encuentra ningún factor que nos señale completamente - - cual de ellas se debe elegir, por lo cual se procedió a evaluar cada una de las pulpas obtenidas realizando una curva de batido para cada una de ellas, las hojas que se formaron para pruebas físicas de acuerdo a lo indicado en el método TAPPI # T 205 os 71, tenían un peso base aproximado de  $60 \text{ g/m}^2$ , a excepción de las hojas que se formaron para efectuar la prueba de Concora Medium Test ("CMT"), las cuales tenían un peso base aproximado de  $125 \text{ g/m}^2$ . Los resultados obtenidos se encuentran en la tabla 3.2, correspondiendo los valores a un freeness de 200 ml. Todas las pruebas efectuadas - - fueron realizadas de acuerdo con lo indicado en los métodos TAPPI, a excepción de la resistencia al dobléz, la cual se efectuó en un - - aparato Kohler Mollin, con un contrapeso de 300 g.

T A B L A 3.2

Experiencia	Tiempo a la máxima Temperatura	$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_3$	Concora Medium Test	Factor de Explosión	Factor de Rasgado	Factor de Doblez	Largo de Ruptura
#		%	lb				m
1	60 min.	12.50	34.30	9.60	25.55	0.256	2 700
2	60 min.	15.00	39.00	13.20	30.00	1.080	3 206
3	60 min.	16.50	41.00	16.52	30.80	0.915	3 080
4	30 min.	12.50	58.08	18.37	39.14	3.490	4 152
5	30 min.	15.00	53.18	24.30	45.96	5.600	4 850
6	30 min.	16.50	51.60	23.40	43.20	6.800	4 800

Para poder seleccionar una de las pulpas obtenidas en las seis -- experiencias, se tuvo que tomar en cuenta, que no únicamente - debemos de tener, ya sea un alto rendimiento ó una resistencia - muy alta al Concora Medium Test, y olvidarnos de las otras re- sistencias, en este caso en particular, se seleccionó la obtenida con un 12.50 % de monosulfito de amonio/fibra seca a la estufa y 30 minutos a la máxima temperatura, o sea la experiencia # 6. - A continuación en la figura 3.3 se grafican los datos de la Tabla - 3.2, de la siguiente manera:

Resistencias a 60 min. vs concentración de reactivo (12.50, 15.00, 16.50).

Resistencias a 30 min. vs concentración de reactivo (12.50, 15.00, 16.50)

Y en la figura 3.4 se grafican las resistencias de las tres pulpas - celulósicas obtenidas en las tres últimas experiencias, de la si--- guiente manera:

Factor de explosión vs concentración de reactivo (12.50, 15.00, - 16.50)

Largo de ruptura vs concentración de reactivo (12.50, 15.00, - - 16.50).

Concora Medium Test vs concentración de reactivo (12.50, 15.00, 16.50)

Factor de doblez vs concentración de reactivo (12.50, 15.00, - - 16.50)

Como se puede observar en las gráficas que representan los valores de la tabla 3.2, las resistencias de las pulpas celulósicas obtenidas con un tiempo total de cocimiento de 2.0 Hrs. son inferiores, a las que se obtuvieron con un tiempo total de cocimiento de 1.5 - Hrs. , por otro lado el rendimiento también fue inferior, por lo -- cual solo quedan las obtenidas en las tres últimas experiencias, de las cuales se eligió la que se obtuvo con 12.50 de monosulfito de - amonio, que presentó un valor más alto, tanto a la prueba de Concora Medium Test, como en el rendimiento, tuvo más bajas las -- otras resistencias, que en este caso no interesan ya que lo que se busca es que tenga un alto CMT.

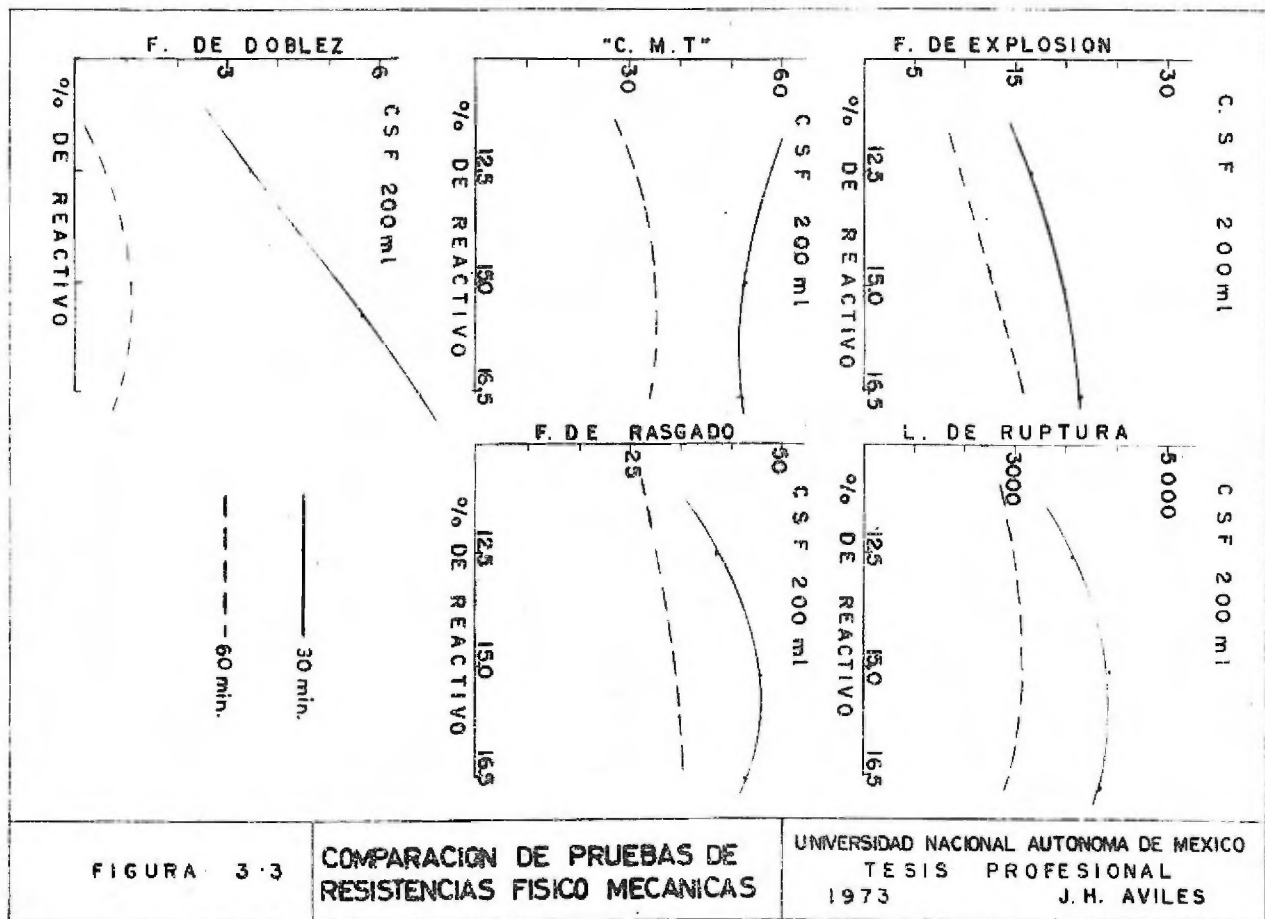


FIGURA 3.3

COMPARACION DE PRUEBAS DE RESISTENCIAS FISICO MECANICAS

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO  
 TESIS PROFESIONAL  
 1973 J.H. AVILES



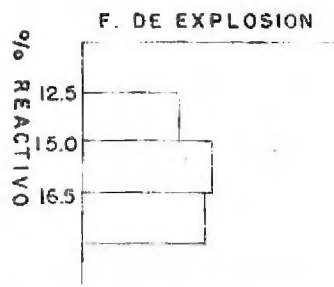
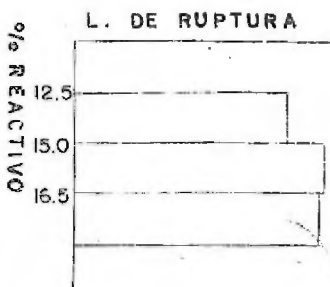
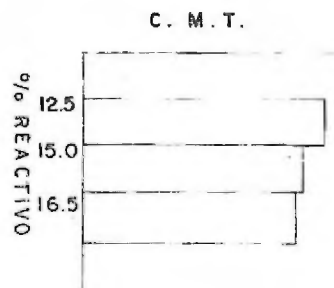
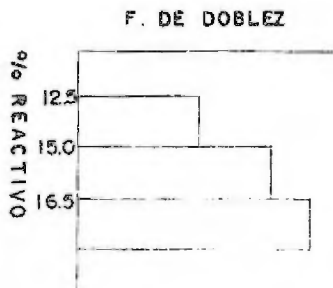


FIGURA 3-4

**PRUEBAS DE RESISTENCIAS FISICO-MECANICAS**

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO  
 TESIS PROFESIONAL  
 1973 J. H. AVILES

## CAPITULO IV

### APLICACION DE LA EXPERIENCIA DE LABORATORIO EN LA ESCALA INDUSTRIAL

#### A) DIAGRAMA DE FLUJO

Los estudios previos de Mercado indican un déficit anual de - - -  
17 531 Ton. métricas de pasta mecánica y 13 263 Ton. métricas-  
de desperdicios de papel blanco y del color natural de la pasta, lo  
que hace un total de 30 794 Ton. métricas anuales de celulosa. --  
En base a esto fué que se establecieron los cálculos para la insta-  
lación de una planta de capacidad industrial de 23 333 TMSA/Año, -  
para satisfacer en parte la demanda de dichas pulpas.

La descripción del proceso se facilita dividiendo la planta en varias  
áreas de operación que se mencionan a continuación.

1. - Cocimiento de pulpa
2. - Preparación de reactivo
3. - Refinación y lavado de pulpa
4. - Sistema de
5. - Laminado de pulpa

Al final de este capítulo se encuentran los diagramas de flujo de --  
cada una de estas áreas. (En el capítulo V se describe el equipo de  
cada área).

1. - En esta área se considera desde la recepción de la materia prima, la cual llega a la planta en pacas de 40 cm. x 110 cm. x 50 cm. con un peso promedio de 30 Kg, por otro lado se debe considerar que se necesita almacenar esta materia prima para 6 meses de operación ya que se considera que es el ciclo mínimo que tarda en crecer este cereal.

El material es alimentado por medio de un transportador de banda a un rompe pacas (molino de martillos) para efectuar la desfibración posteriormente pasa por un tamizador de donde por medio de un alimentador neumático se envía a un ciclón de donde cae a una banda transportadora que lo alimenta al impregnador para después alimentarlo al cocedor continuo "Pandia Chemipulper", de donde sale la pulpa a presión a un tanque de descarga de donde pasa la pulpa al área de refinación y lavado.

2. - Preparación del licor blanco (5)

Esta sección cuenta con una entrega en la planta, por carro tanque de  $\text{NH}_4\text{OH}$  concentrado o amoníaco líquido. Este puede mezclarse con agua y almacenarse como solución diluida y de baja presión de vapor. En los quemadores de azufre y en los enfriadores de gas, se efectúan las operaciones convenciona-

les para producir un gas de quemadores que se pasa al fondo de una torre de absorción, en donde fluye hacia arriba en -- contra-corriente con una corriente descendente de  $\text{NH}_4\text{OH}$  ó de agua.

Alimentando la solución de hidróxido de amonio en la parte - media de la torre de absorción y el agua en la parte superior, se puede obtener una absorción más ó menos completa del -- bióxido de azufre, casi sin pérdida de amoníaco en la corrien - te de nitrógeno y otros gases que salen en la parte superior - de la torre.

El licor resultante de la torre, se colecta en el fondo de la -- misma de donde es pasado a tanques almacenadores.

La mayor solubilidad de las sales de amonio permite usar una concentración algo más baja de bióxido de azufre combinado - con el licor de cocción y el proceso de cocción se termina en menos tiempo con rendimientos más altos.

También se considera la instalación de un cambiador de calor para precalentar los licores de digestión y de este modo efec - tuar una economía en el vapor general de la caldera ó siste-- ma de calderas.

3. - Aquí se considera desde que la pulpa sale del tanque descarga, la cual por medio de una bomba se alimenta a un refinador con tínuo previa dilución, posteriormente pasa a una criba vibratoria, mandándose los rechazos a refinación nuevamente, los -- aceptados se mandan a un sistema de lavadores rotatorios a - contra-corriente de donde descargan a un tanque de dilución -- de donde es mandada al área de depuración.
  
4. - En esta se considera un sistema de hidrociclones en tres eta-- pas, la pulpa que viene del área 3 se alimenta a un 0.5 % de - consistencia, los aceptados de la primera etapa se envían a un espesador de tambor, los rechazos de esta etapa se alimentan junto con los aceptados de la tercera etapa al sistema secunda rio en donde los aceptados se mandan al tanque de rechazos - del refinador, y los rechazos a la tercera etapa de limpieza, - la pulpa enviada al espesador se descarga a un tanque de alma cenamiento de donde se alimenta al área de laminado.
  
5. - La pulpa que se encuentra en el tanque de almacenamiento don de descarga el espesador, se alimenta a una máquina lamina-  
dora de rodillos de donde sale a una prensa de rodillos que la  
alimenta a una máquina dobladora de pulpa donde se forman -  
las tarimas con una húmedad del 55 % de donde se transpor--  
tan al almacén de pulpa.

## B) BALANCE DE MATERIA

Para hacer este balance se consideró que el rendimiento de - - - 65.68 % obtenido en la escala piloto baja a un 62 % en la etapa de cocimiento, menos un 4.86 % que se pierde en las etapas de lavado y limpieza etc., nos queda 57.14 % de rendimiento.

Producción	60 TMS/día = 2.5 TMS/Hr
Rendimiento	57.14 %
Mat. Prima requerida	105.0 TMS/día = 4.375 TMS/Hr 116.50 TMSA/día = 4.854 TMSA/Hr
Relación de Baño 4:1	
Relación de reactivo/Materia Prima 12.5 %	
Reactivo requerido en una conc. de 14 %	13.12 TMS de $(\text{NH}_4)_2 \text{SO}_3$ /día
Volumen de reactivo	93 714 l/día = 3 905 Litros/Hr
Volumen total para cocción	$105 \times 4 = 420\ 000$ litros/día = 17 500 l/Hr
Agua en Materia Prima	$(116.50-105) = 11\ 500$ l/día = 479 l/Hr
Licor negro para cocimiento	40 % del volumen total para cocción - 168 000 l/día
Agua fresca que agregamos para tener completo la relación de baño	41 620 l/día = 1 734 l/día

## C) BALANCE DE ENERGIA

Se desglosa de la siguiente manera:

1. - Calor necesario para subir a la temperatura de 90°C en la - -  
impregnación.

Educación:

$$Q_1 = Q_c + Q_b + Q_n + Q_a \text{ en donde:}$$

$Q_1$  = Calor necesario para subir a una temperatura de 90°C en la impregnación

$Q_c$  = Calor absorbido por la celulosa de 20-90°C

$Q_b$  = Calor absorbido por el licor blanco de 70-90°C

$Q_n$  = Calor absorbido por el licor - - - negro de 70-90°C

$Q_a$  = Calor absorbido por el agua de -- Materia Prima 20-90°C

Datos adicionales:

$C_p$  de la paja de sorgo 0.33 Kcal/Kg °C

$C_p$  del licor blanco 0.90 Kcal/Kg °C

$C_p$  del licor negro 0.90 Kcal/Kg °C

Aislante utilizado Magnesita

Espesor 5 cm.

Densidad 235 Kg/M<sup>3</sup>

$C_p$  de la Magnesita = 0.21 Kcal/Kg °C

$Q_c = 4\,375 \times 0.33 (90-20) = 101\,063 \text{ Kcal/Hr.}$

$$\begin{array}{r} Q_b = 3\,905 \times 0.90 (90-70) = 70\,290 \\ Q_n = 7\,000 \times 0.90 (90-70) = 126\,000 \\ Q_a = 2\,214 \times 1.0 (90-70) = 44\,280 \\ \hline Q_1 \qquad \qquad \qquad 341\,633 \text{ Kcal/Hr.} \end{array}$$

2. - Calor necesario para mantener la impregnación a 90°C.

El calor que se necesita será el que se pierde por radiación y convección en función de los gradientes de temperatura entre cuarto, aislante y espesor del mismo.

$$Q = AK (T_2 - T_1)$$

A = Area del aislante

K = Coeficiente Combinado de transferencia de calor

$(T_2 - T_1)$  = Gradiente de temperatura

$$K = 1.32 \text{ Kcal/}^\circ\text{C h m}^2$$

$T_2 = 90^\circ\text{C}$  Temperatura del aislante

$T_1 = 20^\circ\text{C}$  Temperatura del ambiente

$$\text{Superficie de aislante} = 15.07 \text{ m}^2$$

$$\begin{aligned} K &= Q/\text{Area Temp. tiempo} = 1.32 \text{ Kcal/}^\circ\text{C h m}^2 \\ &= 1.32 \frac{\text{Kcal}}{^\circ\text{C h m}^2} (70 \times 1 \times 15.07) \end{aligned}$$

$$Q_2 = 1\,392 \text{ Kcal/hr}$$



3.- Calor necesario para subir la temperatura de cocimiento de -  
90°C a 170°C.

Educación:

$$Q_3 = Q_c + Q_b + Q_n + Q_a$$

$Q_3$  = Calor necesario para subir la temperatura -  
de cocimiento de 90 a 170°C

$Q_c$  = Calor absorbido por la celusosa de 90 a --  
170°C Kcal/hr.

$Q_b$  = Calor absorbido por el licor blanco de - - -  
90 a 170°C

$Q_n$  = Calor absorbido por el licor negro de - - -  
90 a 170°C

$Q_a^*$  = Calor absorbido por el agua de Materia Prima

\* Sumamos el agua que agregamos para comple  
tar relación de baño

$$Q_c = 4\ 375 \times 0.33 (170-90) = 115\ 500 \text{ Kcal/Hr}$$

$$Q_b = 3\ 905 \times 0.90 (170-90) = 281\ 160 \text{ Kcal/Hr}$$

$$Q_n = 7\ 000 \times 0.90 (170-90) = 504\ 000 \text{ Kcal/Hr}$$

$$Q_a = 2\ 214 \times 1.0 (170-90) = 177\ 120 \text{ Kcal/Hr}$$

$$Q_3 \qquad \qquad \qquad \underline{\qquad \qquad \qquad} 1\ 077\ 780 \text{ Kcal/Hr}$$

4.- Calor necesario para mantener el cocimiento a 170°C

$$Q = AK (T_2 - T_1)$$

A = Area del aislante

K = Coeficiente combinado de Transferencia de -- calor

$$T_2 = 170^\circ\text{C} \quad T_1 = 20^\circ\text{C} \quad (170-20) = 150^\circ\text{C}$$

Tiempo 1 Hora Area del aislante = 25.12 m<sup>2</sup>

$$Q_4 = 1.32 \frac{\text{Kcal}}{\text{hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C}} \quad (1 \times 25.12 \times 150) = 4\,974$$

$$Q_4 = 4\,974 \text{ Kcal/hr}$$

Como tenemos que un cocedor de horquilla las -- pérdidas serán al doble

$$Q_4 = 9\,948 \text{ Kcal/hr}$$

5.- Calor necesario para elevar el licor blanco de 20 a 70°C y el licor negro de 50 a 70°C será:

$$Q_{b5} = 3\,905 \times .90 \times (70-20) = 175\,725 \text{ Kcal/hr}$$

$$Q_{n5} = 7\,000 \times .90 \times (50-20) = 189\,000 \text{ Kcal/hr}$$

$$Q_5 = \frac{189\,000}{364\,725}$$

La cantidad de calor suministrada cada hora al -- proceso será:

$$Q_t = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5$$

$$Q_t = 1\,795\,478 \text{ Kcal/hr}$$

Cantidad de vapor requerido por hora será:

Entalpia del vapor a 117 psia = 488 Kcal/Kg vapor

$$\frac{1\,795\,478 \text{ Kcal}}{488 \text{ Kcal/Kg vapor}} \quad 3\,679 \text{ Kg vapor}/2.5 = 1\,472$$

Consumo teórico de vapor/TMSE = 1 472 Kg.

En la Fig. 4.6 el Balance de materia se desarrolla con la base - de que en la industria se tiene un consumo de 2 Ton. vapor/TMSE de pulpa producida.

Cálculos: (LPM/%/TMBS/día) se efectúan tomando la anterior sim bología que representa, litros por minuto % consistencia y toneladas métricas base seca por día.

Se toma como base de producción 60 TMSE/día de pulpa celulósica con un rendimiento de cocimiento del 62 % y un rendimiento total - del sistema de 57.14 %.

Alimentación al cocedor:

116.5 Ton/día de paja de sorgo secas al aire (90 % de sequedad)

13.12 Ton/día de reactivo sólido  $(\text{NH}_4)_2 \text{SO}_3$

2.92 L. P. M. de agua fresca

130 Ton/día de vapor

Lo cual nos da un volumen total 292/15.5/65

Tanque de descarga:

Entran 292/15.5/65, efectuándose una evaporación instantánea, lo cual permite recuperar 43 Ton/día de vapor, se alimentan 530/-/-

para efectuar una dilución y salir con 792/5.7/65 para la siguiente etapa.

#### Refinación:

En esta etapa se necesita que la pulpa entre con una consistencia de 5 %, considerando que tenemos una recirculación de rechazos de -- 139/1/2 se alimentará al refinador 931/5/67.

#### Depuración:

La Criba Jonsson que se utiliza trabaja con una consistencia de 1 % obteniéndose como rechazo 139/1/2, que se alimenta nuevamente a refinación.

#### Lavado:

Opera a contrareflujo con una consistencia del 0.1 % razón por la -- que se alimentan 547/-/- para dilución y tener la consistencia re-- querida, saliendo de esta etapa con un 12 % de consistencia.

#### Limpieza:

Este sistema opera con una consistencia del 0.5 %, por lo cual es necesario efectuar una dilución sobre la corriente que sale del -- sistema de lavadores, alimentándose para depuración 9028/.5/65 tirándose al drenaje 347/1/5 y saliendo para el sistema espesador

8681/.5/60.

Espesador:

En esta etapa entra la pulpa con una consistencia del .5 % y dejar -  
la con una consistencia del 4 %, el agua eliminada se vuelve a uti -  
lizar para dilución en las etapas necesarias.

Laminado:

La pulpa a laminarse entre a la máquina laminadora con una consisu  
tencia del 4 % ó sea 1042/4/60 y sale con el 45 % de sequedad - - -  
9.3/45/60, de donde es enviada al almacén.

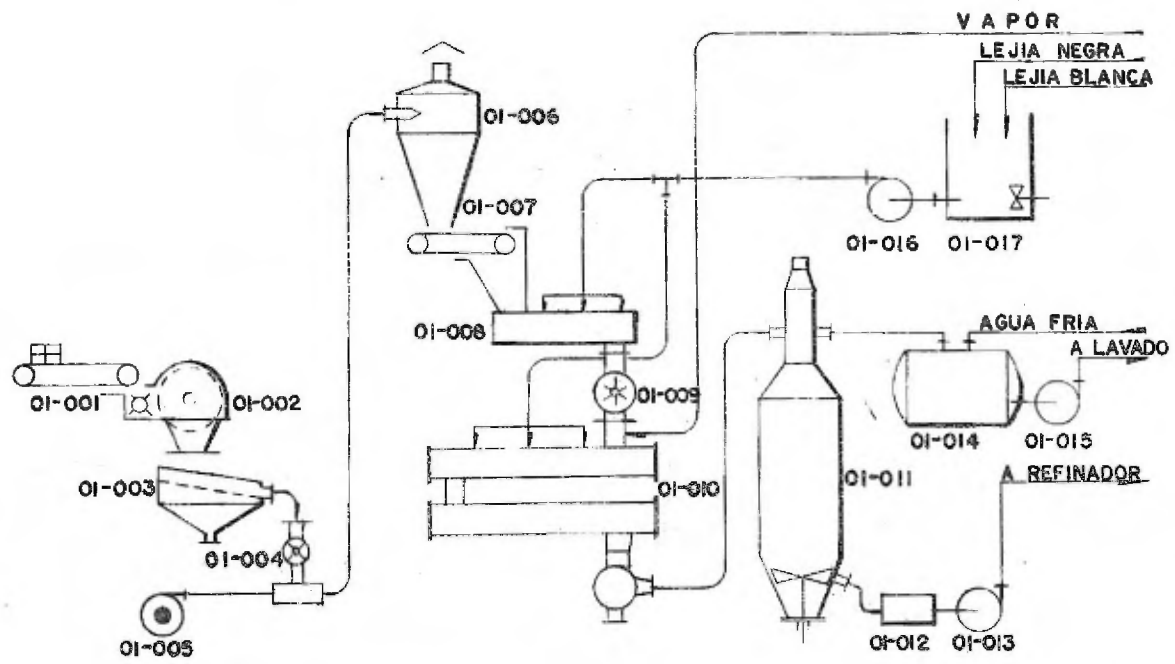
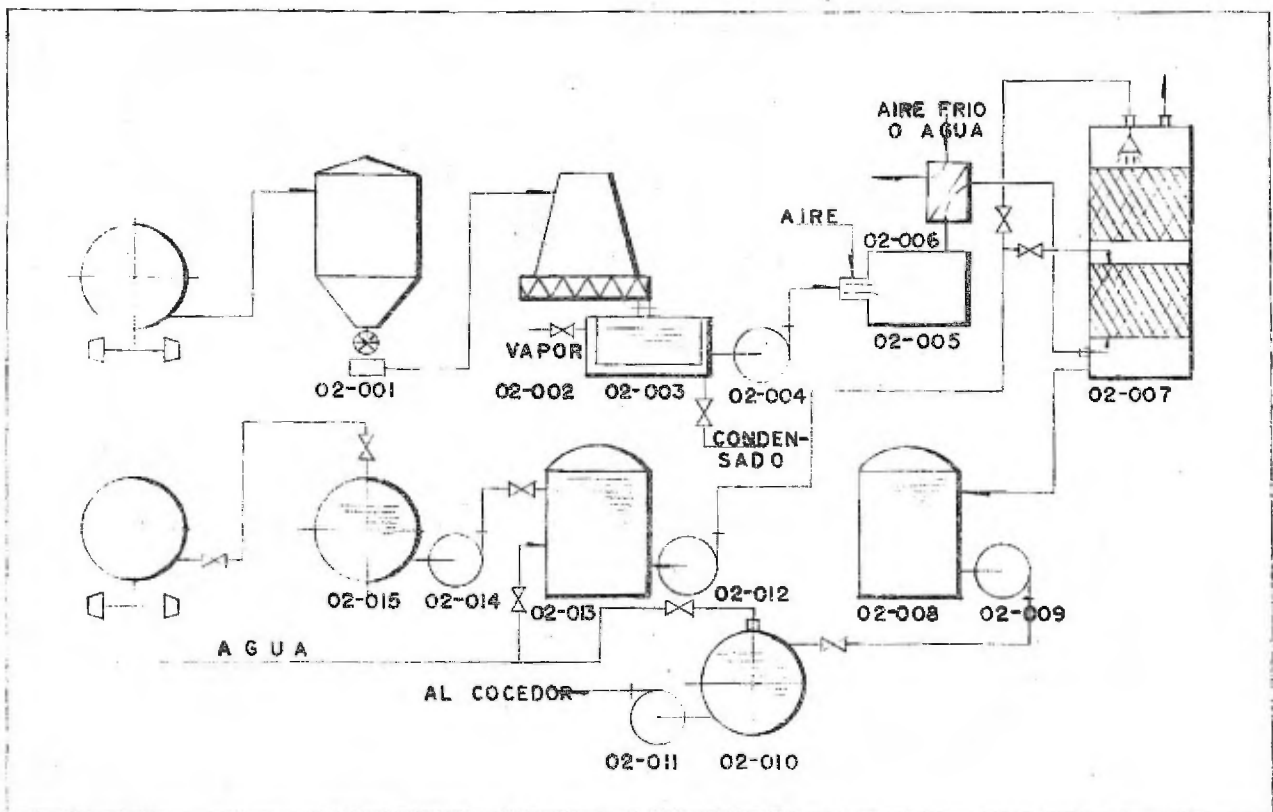


FIGURA 4:1

COCIMIENTO DE PULPA  
AREA 01

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO  
 TESIS PROFESIONAL  
 1973  
 J. H. AVILES



<p>FIGURA 4:2</p>	<p>PREPARACION DE REACTIVOS AREA 02</p>	<p>UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO TESIS PROFESIONAL 1973 J.H. AVILES</p>
-------------------	---	---

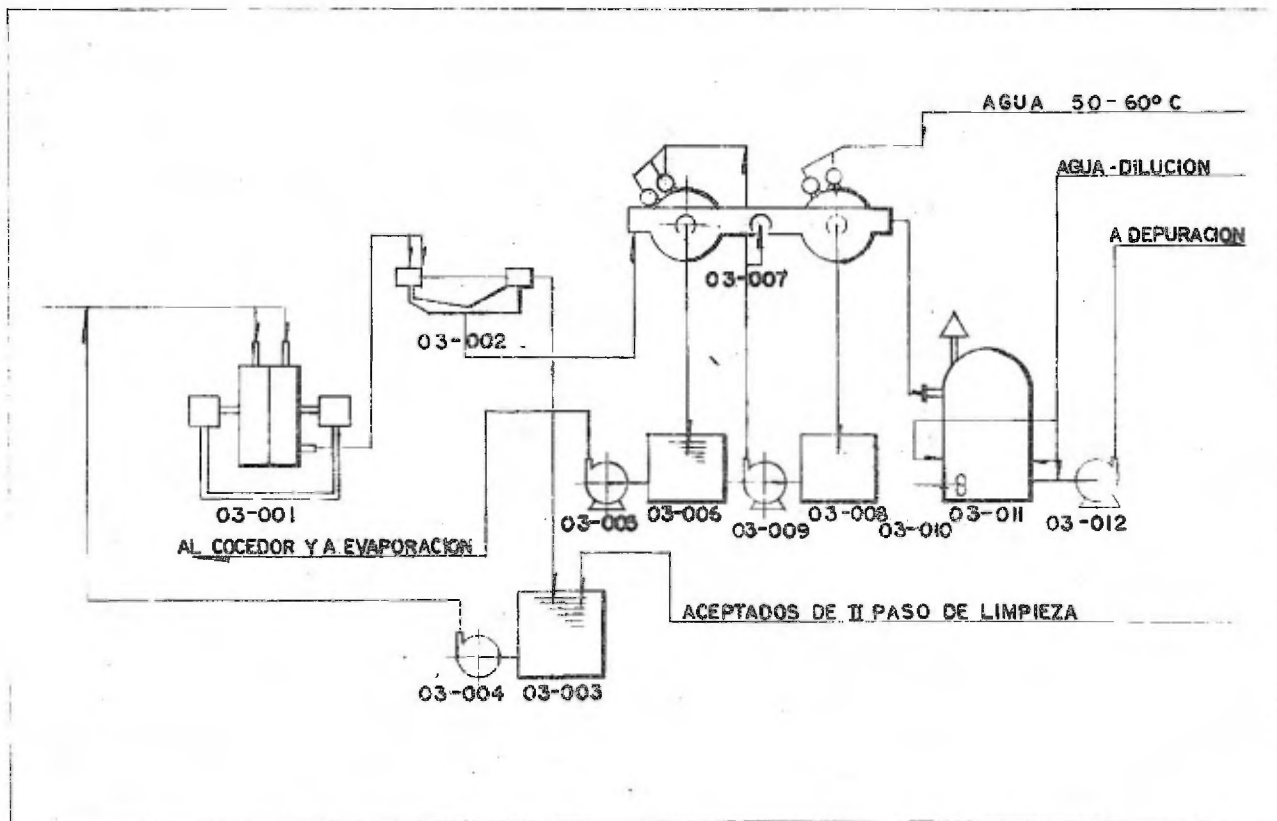


FIGURA 4:3

REFINACION Y LAVADO DE PULPA  
AREA 03

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO  
TESIS PROFESIONAL  
1973  
J. H. AVILES





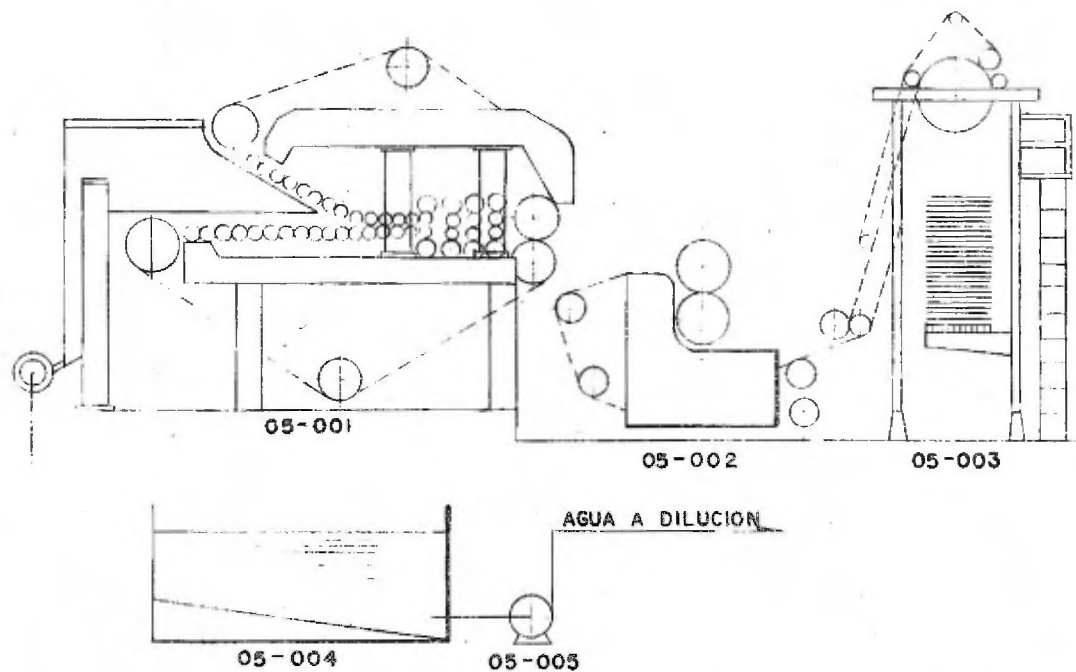


FIGURA 4:5

LAMINADORA DE PULPA  
AREA 05

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO  
TESIS PROFESIONAL  
1973 J.H. AVILES



## CAPITULO V

### LISTA DE EQUIPO MAYOR PARA LA INSTALACION DE UNA PLANTA DE 60 TMAS/DIA

#### 1) EQUIPO MAYOR

El equipo mayor necesario para la operación de la planta se agrupa según las áreas en que se ha dividido el proceso.

#### AREAS

01	Cocimiento de pulpa
02	Preparación de reactivo
03	Refinación y lavado
04	Sistema de depuración
05	Sección de laminado

El costo de este equipo se considera en el Capítulo de Costos de construcción.

AREA 01	COCIMIENTO DE PULPA
<u>No. EQUIPO</u>	<u>DESCRIPCION</u>
01-001	Transportador de banda
01-002	Rompepacas
01-003	Criba Vibratoria

<u>No. EQUIPO</u>	<u>DESCRIPCION</u>
01-004	Alimentador Rotatorio
01-005	Ventilador
01-006	Separador ciclónico
01-007	Transportador de banda
01-008	Impregnador de M. P.
01-009	Alimentador Rotatorio
01-010	Cocedor tipo pendia-chemipulper
01-011	Tanque de descarga del cocedor
01-012	Trampa separadora
01-013	Bomba para alimentar a refinador
01-014	Tanque acumulador de agua
01-015	Bomba para alimentar agua a -- Lavadoras
01-016	Bomba para alimentar licor a - Cocedor
01-017	Tanque de Lejías

AREA 02 PREPARACION DE REACTIVOS

<u>No. EQUIPO</u>	<u>DESCRIPCION</u>
02-001	Silo para azufre
02-002	Tolva para azufre
02-003	Tanque azufre líquido
02-004	Bomba Alimentación a quemador

<u>No. EQUIPO</u>	<u>DESCRIPCION</u>
02-005	Quemador de azufre
02-006	Refrigerante
02-007	Torre absorción
02-008	Tanque de sulfitación
02-009	Bomba de alimentación de reactivo de coc. a T. almto.
02-010	Tanque almacenamiento de - - reactivo de cocimiento
02-011	Bomba para alimentar reactivo de cocimiento a cocedor
02-012	Bomba para alimentar hidróxido de Amonio a T. de absorción
02-013	Tanque de Dilución
02-014	Bomba para alimentar H. Amonio a Tanque de dilución
02-015	Tanque acumulador de Hidróxido de Amonio

AREA 03                      REFINACION Y LAVADO

<u>No. EQUIPO</u>	<u>DESCRIPCION</u>
03-001	Refinador de Discos
03-002	Criba Vibratoria
03-003	Tanque Colector de Rechazos
03-004	Bomba alimentadora de rechazos a Refinación

<u>No. EQUIPO</u>	<u>DESCRIPCION</u>
03-005	Bomba alimentadora de L. N. a Tanque de reactivos
03-006	Tanque Colector de licor de -- Lavado
03-007	Lavadores rotatorios Dorr - <u>Oli</u> <u>ver</u>
03-008	Tanque colector de Licor de la- vado
03-009	Bomba alimentadora de licor de 2° paso de Lavado
03-010	Agitador de pulpa en Tanque de desc. Lavadores
03-011	Tanque de descarga Lavadores
03-012	Bomba alimentadora a sección- de depuración

AREA 04 SISTEMA DE DEFURACION

<u>No. EQUIPO</u>	<u>DESCRIPCION</u>
04-001	Tanque descarga 1a. Etapa de -- Hidrociclones
04-002	Hidrociclones 1a. Etapa
04-003	Bomba alimentadora a 2a. Etapa de Hidrociclones
04-004	Tanque descarga 2a. Etapa de - Hidrociclones
04-005	Hidrociclones 2a. Etapa

<u>No. EQUIPO</u>	<u>DESCRIPCION</u>
04-006	Bomba alimentadora 3a. Etapa - de Hidrociclones
04-007	Tercera Etapa de Hidrociclones
04-008	Espesador
04-009	Tanque de sello Espesador
04-010	Tanque almacenamiento de pulpa
04-011	Bomba alimentadora a laminadora

AREA 05 LAMINADORA DE PULPA

<u>No. EQUIPO</u>	<u>DESCRIPCION</u>
05-001	Máquina formadora de hoja
05-002	Prensa
05-003	Dobladora de pulpa
05-004	Tanque colector de agua
05-005	Bomba alimentadora de agua a dilución

2) LISTA DE MOTORES DE EQUIPO MAYOR

A R E A 01 COCIMIENTO DE PULPA

<u>No. EQUIPO</u>	<u>DESCRIPCION</u>	<u>HP</u>
01-001 M	Motor de Transportador de banda	10
01-002 M	Motor de Rompepacas	150



<u>No. EQUIPO</u>	<u>DESCRIPCION</u>	<u>HP</u>
01-003 M	Motor de Criba Vibratoria	5
01-004 M	Motor de Alimentador Rotatorio	20
01-005 M	Motor de Ventilador	60
01-007 M	Motor Transportador de banda	10
01-008 M	Motor de Impregnador	40
01-009 M	Motor de Alimentador Rotatorio	60
01-010 M	Motor de Cocedor Pandia (2)	50
01-013 M	Motor de Banda Alimentadora a Ref.	20
01-015 M	Motor de Bomba alum. de H <sub>2</sub> O a Lavadores	100
01-016 M	Motor de Bomba alum. de Licor a Cocedor	50
		575

A R E A 02

PREPARACION DE REACTIVOS

<u>No. EQUIPO</u>	<u>DESCRIPCION</u>	<u>HP</u>
02-001 M	Motor Alimentador a Tolva	15
02-002 M	Motor Alimentador de gusano - de Tolva	10
02-004 M	Motor de Bomba Alim. a quemador	25
02-009 M	Motor de Bomba alim. a T. almacenamiento	15
02-011 M	Motor de Bomba alim. a Cocedor	15

<u>No. EQUIPO</u>	<u>DESCRIPCION</u>	<u>HP</u>
02-012 M	Motor de Bomba alim. a torre de Absorción	20
02-014 M	Motor de Bomba alim. a tanque de Dilución	15
		<hr/> 115

A R E A 03

REFINACION Y LAVADO .

<u>No. EQUIPO</u>	<u>DESCRIPCION</u>	<u>HP</u>
03-001 M	Motor del Refinador	300
03-002 M	Motor Criba Vibratoria	5
03-004 M	Motor de Bomba alim. de Rechazos a Ref.	10
03-005 M	Motor de Bomba alim. de Licor Negro a Tanque de React.	20
03-007 M	Motor de Lavadores	20 x 2
03-009 M	Motor de Bomba alim. de Licor 2a. Etapa a la Etapa de lavado	50
03-010 M	Motor de agitador de Tanque -- dec. Lavadores	20
03-012 M	Motor Bomba alim. a sección - de Depuración	150
		<hr/> 595

A R E A 04

SISTEMA DE DEPURACION

<u>No. EQUIPO</u>	<u>DESCRIPCION</u>	<u>HP</u>
04-003 M	Motor Bomba alim. a 2a. Etapa de Hidrociclones	40

<u>No EQUIPO</u>	<u>DESCRIPCION</u>	<u>HP</u>
04-006 M	Motor Bomba alim. a 3a. Etapa de Hidrociclones	10
04-008 M	Motor de Espesador	15
04-011 M	Motor de Bomba alim. a Laminadora	15
		<hr/>
		80

A R E A 05

SECCION DE LAMINADO

<u>No. EQUIPO</u>	<u>DESCRIPCION</u>	<u>HP</u>
05-001 M	Motor de Máquina Laminadora	45
05-002 M	Motor de Prensa	12
05-005 M	Motor de Bomba alimentadora de agua a dilución	15
		<hr/>
		42

## CAPITULO VI

### COSTOS DE CONSTRUCCION

Los costos totales para satisfacer los requerimientos de una planta para producir 66.66 TMSA/día (60 TMSA/día) de pulpa celulósica, con los arreglos necesarios en la planta de preparación de -- pulpa, planta de fuerza, sistema de suministro de agua, sistema de aire, mantenimiento y laboratorio se estima en:

\$ 60 000 000.00

Esta estimación se hace en la base de que por cada tonelada de -- pulpa producida en una planta de este tipo se invierten un millón - de pesos (1 000 000.00), según datos proporcionados por personas con experiencia en este tipo de plantas.

Esta inversión se aplica en los porcentajes indicados en la tabla - siguiente y esos porcentajes se dividen para equipo, materiales y mano de obra, según sea la partida, esto se efectuó siguiendo un criterio similar al que aplica BUFETE INDUSTRIAL DISEÑOS Y - PROYECTOS, S. A. Para este tipo de plantas.

PARTIDA	EQUIPO	MATERIALES	MANO DE OBRA	TOTAL
Equipo y -- Maquinaria	96.7 %		3.3 %	38.93 %

PARTIDA	EQUIPO	MATERIALES	MANO DE OBRA	TOTAL
Tuberías, Válvulas y Accs.		94.0 %	6.0 %	8.20 %
Eléctrico	97.4 %		2.6 %	6.80 %
Instrumentación	90.2 %		9.8 %	0.83 %
Obra Civil		74.50 %	25.5 %	11.53 %
Transportación	79.50 %	20.50 %		1.98 %
<u>COSTOS INDIRECTOS</u>				
Servicios de Ingeniería				2.40 %
Servicios de Promoción				1.97 %
Servicios de Construcción				5.39 %
<u>OTROS COSTOS</u>				
Escalaciones e Imprevistos				3.60 %
Honorarios Contratistas				3.18 %
Impuestos de Importación				4.46 %
Impuestos Mercantiles				5.83 %
Pruebas y Arranque				2.80 %
Refacciones para 2 años de Operación				2.10 %
T O T A L:				100.00 %

Los valores correspondientes a la tabla anterior se anotan a continuación:

SUMARIO DE COSTOS DE CONSTRUCCION  
(COSTOS DIRECTOS \$ M. N.)

PARTIDA	EQUIPO	MATERIALES	MANO DE OBRA	TOTAL
Equipo y - - Maquinaria	22 639 500		760 500	23 400 000
Tubería, Valv. y Accs.		4 607 880	294 120	4 902 000
Eléctrico	3 970 877		121 123	4 092 000
Instrumentación	450 192		47 808	498 000
Obra Civil		5 168 645	1 749 355	6 918 000
Sub-Total	27 060 569	9 776 525	2 972 906	39 810 000
Transportación	943 985	244 015		1 188 000
Total Costos -- Directos	28 004 554	10 020 540	2 972 906	40 998 000

COSTOS INDIRECTOS (\$ M. N.)

Servicios de Ingeniería	1 440 000
Servicios de Procuración	1 188 000
Servicios de Construcción	3 234 000
Total de Costos Indirectos	5 862 000

OTROS COSTOS (\$ M. N. )

Escalaciones e Imprevistos	2 166 000
Honorarios Contratistas	1 848 000
Impuestos de Importación	2 676 000
Seguro Durante la Construcción	Incluído en servicios de Construcción
Impuestos Mercantiles	3 504 000
Sub-Total	10 194 000
T O T A L	53 100 000

PRUEBAS, ARRANQUE Y PARTES PARA REFACCION

Pruebas y Arranque	1 677 000
Refacciones para dos años de operación	1 269 000
Sub-Total	2 946 000
GRAN T O T A L	60 000 000

## CAPITULO VII

### COSTOS DE OPERACION

Los Costos de Operación que se consideran para producir 23 333 TMSA/año de pulpa semiquímica de paja de sorgo son los siguientes:

Materiales directos  
Suministros de operación  
Administración, supervisión y mano de obra  
Gastos administrativos  
Depreciación

#### Materiales Directos

a) Paja de Sorgo

Los requerimientos anuales son de 40 775 TMSA/año

El costo en planta de 1 TMSA se estima en 155.00

b) Monosulfito de Amonio

Los requerimientos anuales son de 4 593.75 TMSA/año

El costo en planta de 1 TMSA se estima en 855.00

#### Suministros de Operación

a) Combustible

Se utilizará gas natural como combustible primario ó Bunker



"C" como combustible secundario

Los requerimientos anuales de gas natural son de :

3 599 000 m<sup>3</sup>

El costo de gas natural es de \$ 0.18/m<sup>3</sup>

b) Potencia Eléctrica

Los requerimientos anuales de potencia eléctrica son de:

8 315 510 KWH/día

El costo de 1 000 KWH es de \$ 180.00

El cual será pagado a la Compañía de Luz

c) A g u a

El suministro de agua en m<sup>3</sup> para la planta será de:

2 486 470

La cual se estima que tiene un costo/m<sup>3</sup> de \$ 0.02

d) Materiales de Mantenimiento y Partes para Reparación

Este dato de costo es estimado en base a experiencias de algunas plantas de este tipo

Costo estimado es de 15.00 \$/TMSA

e) Suministros de Acabado

Incluye todos los materiales requeridos para empacado, trans

porte y manejo interno de producto terminado Costo Estimado

5.00 \$/TMSA

f) V a r i o s

Se estiman 63 330.00 \$/año para gastos imprevistos

T A B L A 7.1  
SUMARIO DE MANO DE OBRA  
SUPERVISION Y ADMINISTRACION  
C O S T O ( \$ )

MANO DE OBRA DESCRIPCION	SALARIO/ MES	GENTES/ DIA	COSTO/ MES	COSTO/ AÑO
<u>A) Recepción y Manejo de Materia Prima</u>				
Tractorista	3 000	3	9 000	108 000
Descarga y manejo de pacas	1 000	9	9 000	108 000
SUB-TOTAL				216 000
<u>B) Cocedores, lavado limpieza</u>				
Operador 1a.	2 500	6	15 000	180 000
Ayudante	1 500	6	9 000	108 000
SUB-TOTAL				288 000
<u>C) Preparación de lejías</u>				
Operador 1a.	2 000	3	6 000	72 000
Operador 2a.	1 500	6	9 000	108 000
SUB-TOTAL				180 000

MANO DE OBRA DESCRIPCION	SALARIO/ MES	GENTES/ DIA	COSTO/ MES	COSTO/ AÑO
D) <u>Laminado</u>				
Operador 1a.	2 500	3	7 500	90 000
Operador 2a.	1 500	6	9 000	108 000
SUB-TOTAL				198 000
E) <u>Embalaje Almacén</u>				
Operador 1a.	2 000	3	6 000	72 000
Ayudante	1 500	6	9 000	108 000
SUB-TOTAL				180 000
F) <u>Jefes de Turno</u>				
Area Cocedores	4 000	3	12 000	144 000
Area Laminado	4 000	3	12 000	144 000
Relevo	4 000	3	12 000	144 000
SUB-TOTAL				432 000
G) <u>Mantenimiento</u>				
Jefe de Sección Mec.	6 000	3	18 000	216 000
Jefe de Sección Eléctrica	6 000	3	18 000	216 000
Mecánico 1a.	4 000	3	12 000	144 000
Mecánico planta	3 500	6	21 000	252 000
Electricista 1a.	4 000	3	12 000	144 000
Electricista planta	3 500	3	10 500	126 000
Tornero	4 000	2	8 000	96 000

MANO DE OBRA DESCRIPCION	SALARIO/ MES	GENTES DIA	COSTO/ MES	COSTO/ AÑO
<u>G) Mantenimiento</u>				
Soldador	3 500	2	7 000	84 000
Peón	900	2	1 800	21 600
SUB-TOTAL				1 299 600
<u>H) Casa de Fuerza</u>				
Jefe de casa de -- fuerza	5 000	3	15 000	180 000
Ayudantes	3 000	3	9 000	108 000
Fogonero	2 000	3	6 000	72 000
SUB-TOTAL				360 000
<u>I) Laboratorio</u>				
Analista-pulpa	2 500	3	7 500	90 000
Analista-Lejías	2 500	3	7 500	90 000
Analista-Aguas	2 500	3	7 500	90 000
SUB-TOTAL				270 000
<u>J) Almacén</u>				
Ayudante-Jefe de Almacén	3 000	1	3 000	36 000
Ayudante	2 000	3	6 000	72 000
Peón	900	4	3 600	43 200
SUB-TOTAL				151 200
GRAN TOTAL				3 574 800

SUPERVISION

DESCRIPCION		COSTO/AÑO
Superintendente de Planta	1	144 000
Superintendente de Producción	1	144 000
Ingeniero de la Planta	1	120 000
Jefe de Laboratorio	1	74 000
Jefe de Mantenimiento	1	96 000
Jefe de Almacén	1	72 000
Secretaria Superintendente -- Planta	1	42 000
Secretaria Mano de Obra	1	30 000
Secretaria Superintendente de Producción	1	30 000
SUB-TOTAL		752 000

ADMINISTRACION

DESCRIPCION		
Gerente Planta	1	180 000
Contador	1	72 000
Jefe de Personal	1	60 000
Jefe de Compras y Ventas	1	72 000
Secretaria de Gerente	1	48 000
Secretaria de Compras	1	30 000
SUB-TOTAL		462 000
GRAN TOTAL		1 214 000

TABLA 7. 2  
SUMARIO DE COSTOS DE MANO DE OBRA  
SUPERVISION Y ADMINISTRACION

MANO DE OBRA DESCRIPCION	GENTES/DIA	COSTO/MES	COSTO/AÑO
Recepción y Manejo de Materia Prima	12	18 000	216 000
Preparación de Pulpa	12	24 000	288 000
Preparación de Lejías	9	15 000	180 000
Laminado	9	16 500	198 000
Embalaje almacén	9	15 000	180 000
Jefes de Turno	9	36 000	432 000
Mantenimiento	27	108 300	1 299 600
Casa de fuerza	9	30 000	360 000
Laboratorio	9	22 500	270 000
Almacén	8	12 600	151 200
SUB-TOTAL	113	297 900	3 574 800

MANO DE OBRA

COSTO ANUAL  
T O T A L

DEPARTAMENTO

Trabajo en días obligatorios de  
descanso (11 días con pago tri-  
ple todos los departamentos)

323 199

Vacaciones (12 días + 25 % to-  
dos los departamentos)

146 910

<u>MANO DE OBRA</u>	<u>COSTO ANUAL</u>
DEPARTAMENTO	T O T A L
Aguinaldo y Reparto de utilidades (55 días todos los departamentos)	538 670
SUB-TOTAL	1 008 779
Seguro Social (14 %)	500 472
Otros (Infonavit, Educación - etc. (7%))	250 236
SUB-TOTAL	750 708
 <u>ADMINISTRACION Y SUPERVISION</u>	
Costos directos estimados	1 214 000
Vacaciones (15 días + 25 %)	62 363
Aguinaldos y reporte de utilidades (55 días)	182 930
SUB-TOTAL	1 459 293
Seguro Social (14 %)	169 960
Otros (Infonavit, Educación, etc. ) (7 %)	84 984
SUB-TOTAL	254 944
GRAN TOTAL	7 048 524

### Gastos Administrativos

Se estiman en \$ 200 000.00/año

Se incluye gastos administrativos para cubrir gastos generales --  
tales como comunicaciones, timbres, suministros de oficina y --  
servicios profesionales

#### S e g u r o s

El seguro de la planta es estimado de acuerdo al valor del proyecto  
y Capital de Trabajo.

Costo de seguro \$ 700 000.00/año.

#### F l e t e s

Se estima un costo de transporte de la pulpa producida de la plan-  
ta a los centros de consumo en 150 \$/TMSA

#### D e p r e c i a c i ó n

Se estima en un 10 % de la inversión total lo que representa - - -  
\$ 6 000 000.00 anuales ó sea 257 \$/TMSA.



TABLA 7.3  
SUMARIO  
COSTOS DE OPERACION  
23 333 TMSA/AÑO

DESCRIPCION	UNIDAD	COSTO UNITARIO \$	REQUERI- MIENTO- ANUAL	COSTO ANUAL (\$ 1 000)	COSTO/ TAMSA
<u>Materiales Directos</u>					
Paja de Sorgo	TMSA	155	40 775.00	6 320.13	259.73
Monosulfito de - - Amonio	TMS	855	4 593.75	3 927.66	168.33
Total Materiales -- Directos				10 247.79	428.06
<u>Suministros de Operación</u>					
Combustible	1 000 m <sup>3</sup>	150	3 599.00	539.85	23.14
Potencia Eléctrica	1 000 KWH	180	8 315.51	1 496.79	64.15
A g u a	1 000 m <sup>3</sup>	20	2 486.47	49.73	2.13
Tramamiento de Agua				139.99	6.00
Materiales de Mante- nimiento y partes de reparación				349.90	15.00
Suministro de Acabado				116.66	5.00
V a r i o s				163.33	7.00
TOTAL SUMINISTRO DE OPERACION				2 856.19	120.42
FLETE DE PRODUCTO - TERMINADO				1 166.65	150.00

DESCRIPCION	UNIDAD	COSTO UNITARIO \$	REQUERI- MIENTO - ANUAL	COSTO ANUAL (\$ 1 000)	COSTO/ TAMSA
<u>Administración Super- visión y Mano de Obra</u>					
Supervisión Adminis- tración				1 714.24	74.00
Mano de obra (Produc- ción Mantenimiento etc.)				5 334.29	229.00
TOTAL ADMON. SUP. Y M. DE O.				7 048.53	303.00
<u>Gastos Administrativos</u>					
Varios				200.00	18.60
Seguros				700.00	30.00
TOTAL GASTOS ADMINISTRATIVOS				900.00	38.60
Depreciación				6 000.00	257.00
TOTAL COSTOS DE OPERACION				27 052.51	1 297.08

LOS COSTOS NETOS DE PRODUCCION SON: 1 297.08/TMSA

## CAPITULO VIII

### C O N C L U S I O N E S

1. - La pulpa obtenida es adecuada para su utilización en la fabricación de cartoncillo para corrugar, se podría mejorar su -- calidad con un endulzado de pulpa Kraft (10-15 % en la compo sición final)
2. - Los costos de operación por tonelada de pulpa son inferiores al precio de venta de la pulpa obtenida a base de paja, el cual se considera de 1 500.00 \$/TMSA, lo que nos proporciona -- una rentabilidad del 11.57 %.
3. - Los licores obtenidos pueden ser utilizados como fertilizantes. Los estudios (6) hechos para la utilización de licores de mono sulfito de amonio en la obrección de pulpa celulósica de bago zo de caña presentan resultados satisfactorios. Este aspecto podría mejorar el balance económico de la planta.
4. - Se considera que el lugar adecuado para la instalación de la -- planta sería en la región del Bajío, ya que se tendría un gran - potencial de materia prima, tanto de paja de sorgo, como de - otros cereales.

BIBLIOGRAFIA

1. - "Le Sorgho pour la fabrication de pate a papier et derivés"  
Escorrou R. Papeterie 87 No. 11 : 1479-82 Nov. 1965.
2. - Secretaría de Agricultura y Ganadería
3. - Tratado de Botánica  
G. Gola/Negri  
C. Cappelletti  
Segunda Edición - Pag. 1031
4. - J. H. GRAFF  
Pulp and Paper Microscopy  
KLEMM Pag. 5
- 5 y 6. - RENDON REYNOSO PROSPERO  
"Diseño de un nuevo proceso  
para fabricar pulpa y abono  
químico a partir de bagazo  
de caña"  
Tesis Profesional 1969
7. - Archivo. - Lab. Nacionales de Fomento Industrial
8. - Grant Julius Cellulosa Pulp and Allied Products-Intercience - -  
Publishers Inc. New York 1959 Pag. 1341
9. - Archivo. - Buffete Industrial Diseños y Proyectos, S. A.
10. - Métodos y Estándares TAPPI
11. - Procesos de Transf. de Calor  
Donald Q. Kern (1969)  
Cía Editorial Continental, S. A. México

12. - C. Earl Libby

Ciencia y Tecnología sobre Pulpa y Papel.

13. - F A O

Raw Materials for More Paper.