



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA

OBTENCION DE PULPA CELULOSICA A LA CAL A PARTIR
DE PAJA DE TRIGO PARA LA FABRICACION DE PAPELES
INDUSTRIALES.

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A
ENRIQUE RENTERIA LOPEZ

294



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central




UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

CLAS. Tesis
ADQ. 1955
FECHA 11 28 
PROC.



QUÍMICA

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD. DE QUIMICA

OBTENCION DE PULPA CELULOSICA A LA CAL A PARTIR DE
PAJA DE TRIGO PARA LA FABRICACION DE PAPELES INDUSTRIALES

ENRIQUE RENTERIA LOPEZ

1 9 7 5

PRESIDENTE : ADALBERTO TIRADO ARROYAVE
VOCAL : MARIO GUEVARA VERA
SECRETARIO : JORGE A. CASTAÑARES ALCALA
1er. SUPLENTE: RAMON ARNOUD HUERTA
2o. SUPLENTE: ALBERTO DE LA FUENTE ZUNO

SITIO DONDE SE DESARROLLO EL TEMA:

LABORATORIOS NACIONALES DE FOMENTO INDUSTRIAL.

ENRIQUE RENTERIA LOPEZ

JORGE A. CASTAÑARES ALCALA.

A LA MEMORIA DE MI PADRE:
SR. ADAN RENTERIA LOPEZ
CON ENFINITO CARIÑO.

A MI MADRE:
SRA. GAUDENCIA LOPEZ DE R.
CON GRATITUD Y RESPETO.

A MIS HERMANOS:

JOSE LUIS RENTERIA LOPEZ

Y SU ESPOSA YOLANDA CAMARA DE RENTERIA.

A MIS SOBRINOS:

JOSE LUIS RENTERIA CAMARA

LISBE RENTERIA CAMARA

A MI HERMANO:

HECTOR RENTERIA LOPEZ

A MIS TIOS:
ARMANDO LOPEZ S.
HECTOR RENTERIA L.

A MIS TIAS:
PETRA JAIMEZ DE LOPEZ
JOSEFINA RENTERIA LOPEZ
EVANGELINA LOPEZ S.

MI PROFUNDO AGRADECIMIENTO A LOS SRES.

DR. LEOBARDO BALTAZAR S. Y
SRA. NEYLA LOPEZ DE BALTAZAR

EL SINCERO AGRADECIMIENTO AL
ING. PABLO ANDRETT CRUZ.

AL SR. DIRECTOR GENERAL DE FOMENTO
INDUSTRIAL QUIM. RAFAEL ROJAS GUTIE-
RREZ, POR SU DESINTERESADA AYUDA Y
LAS VALIOSAS INDICACIONES QUE HICIE-
RON POSIBLE LA REALIZACION DE ESTE -
TRABAJO.

A MI PRIMO:

ING. BERTIN LOPEZ JAIMEZ

EL AGRADECIMIENTO AL ING. JORGE
ALBERTO CASTAÑARES ALCALA, POR
SUS OPORTUNAS INDICACIONES.

OBTENCION DE PULPA CELULOSICA A LA CAL A PARTIR DE
PAJA DE TRIGO PARA LA FABRICACION DE PAPELES INDUS-
TRIALES.

I N D I C E

- I.- ANTECEDENTES Y OBJETO DEL ESTUDIO
- II.- ASPECTOS GENERALES SOBRE EL POTENCIAL DE LA MATERIA PRIMA
- III.- PARTE EXPERIMENTAL
 - MATERIALES Y METODOS
 - ANALISIS QUIMICO DE LA MATERIA PRIMA
 - ESTUDIO EN AUTOCLAVE
- IV.- RESULTADOS
- V.- ASPECTOS GENERALES SOBRE COSTOS
- VI.- CONCLUSIONES
- VII.- BIBLIOGRAFIA .

R E S U M E N

EN EL PRESENTE TRABAJO SE INCLUYEN LOS RESULTADOS EXPERIMENTALES DE UN PROCESO A LA CAL EMPLEANDO TEMPERATURAS MAYORES QUE LAS NORMALMENTE UTILIZADAS.

CON BASE EN LOS DATOS EXPERIMENTALES SE PRESENTA UN PERFIL INDUSTRIAL PARA TENER UNA IDEA DE LOS -- COSTOS DE PRODUCCION DE PAPELES LINER Y CORRUGADO.

I. ANTECEDENTES Y OBJETO DEL ESTUDIO

Se ha apreciado históricamente que se presenta periódicamente un fenómeno en la demanda mundial de pulpa para papel por parte de los países que no están totalmente integrados en sus materias primas.

El fenómeno consiste en que los países muy desarrollados, que son los que generalmente tienen integrado su producción de pulpa y papel, no sólo son autosuficientes en pulpas celulósicas sino que producen excedentes de éstas, las cuales exportan, pero cuando dichos países coinciden en su decisión en aumentar su producción de papel, consumen sus excedentes dejando sin materia prima fundamental a los países con industrias no integradas. Dicha situación ha causado problemas mayores en los países en desarrollo que, por así decirlo, "viven al día" en su suministro de materia prima vírgen, de tal manera que no solamente se ven compelidos a constreñirse en el desarrollo de sus programas para nuevas instalaciones, sino que sus fábricas actuales se ven, en muchos casos, obligadas a disminuir su producción por falta de material celulósico.

Es bien sabido que la madera es la materia prima tradicional para la producción masiva de pulpas celulósicas; los proce---

Los actualmente conocidos se desarrollaron alrededor de dicha materia prima, pero los bosques, por lo que respecta a nuestro país, resultan en su mayoría antieconómicos para ser aprovechados con fines celulósicos, razón por la cual "hemos de volver el rostro" y contemplar materiales celulósicos tales como los residuos agrícolas y plantas de crecimiento rápido.

A mayor abundamiento hay un déficit creciente en la producción de los llamados papeles industriales, en los cuales no es necesario emplear pulpas de madera, por lo tanto la pasta de madera se puede utilizar en los papeles en donde es insubstituible, llenando el hueco con la producción de otras materias primas no maderables.

Existe un material celulósico, muy conocido en el mundo y que actualmente no se procesa en grandes instalaciones industriales para la obtención de pulpa celulósica: la Paja de Trigo.

Este residuo agrícola se procesa empleando los métodos ortodoxos (sulfatos, sosa, monosulfito), aunque en algunos casos se ha utilizado como reactivo la cal, ya sea a nivel de un simple enriado para producir papeles corrugados, o llevando ha cabo cocciones a baja presión (4 a 5 kg/cm²) en digestores esféricos.

Hasta el presente, la producción de pulpa celulósica de paja de trigo ha sido costeable, en términos generales, si se recurre a dos tipos de industrialización:

El primero es acudir a procesos muy sofisticados que requieren mucha mecanización y automatización en los cuales la mano de obra tiene un valor prácticamente nulo. El segundo es el establecimiento de procesos relativamente sencillos, hasta -- cierto punto primitivos, pero se precisa de abundante mano de obra.

La primera condición se puede realizar en México, pero no se cuenta con el capital necesario para las fuertes inversiones que se requieren; a mayor abundamiento la alta especialización de la automatización de los equipos y la mecanización, traen implícitos un riesgo calculado muy alto.

La segunda alternativa tampoco es aplicable a nuestro medio puesto que las zonas trigueras se encuentran localizadas en las regiones más ricas de nuestro país en donde la mano de obra resulta muy elevada.

Analizando el problema, los Laboratorios Nacionales de Fomento Industrial llegaron a la conclusión de que era conveniente modificar los procesos conocidos y concretamente el proceso a la cal, tratando de establecer plantas de corta capacidad mínima económica, evitando las altas inversiones en automatización y

procurando utilizar poca mano de obra.

Este estudio aplicado concretamente a la paja de trigo, constituye el objeto del presente trabajo.

II. ASPECTOS GENERALES SOBRE EL POTENCIAL DE LA MATERIA PRIMA

Es obvio que debe precisarse el potencial de una materia prima, antes de estudiar a fondo el proceso.

En el presente caso, tratándose de un residuo agrícola, es particularmente importante determinar sus costos de recolección y el rendimiento por hectárea, además de contar con la seguridad de abastecimiento ininterrumpido.

El departamento de planeación agrícola, de la Secretaría de Agricultura y Ganadería, registra como entidades de mayor producción de paja de trigo, las enumeradas en la Tabla I, como zonas productoras de mayor importancia. El potencial de Paja de Trigo en la República Mexicana es de 3'224,000 toneladas anuales.

Estadísticamente se ha observado que la producción de trigo en el país, genera 1.25 toneladas de paja, por cada tonelada de grano obtenido.

En la Tabla II se presenta un análisis de la producción de varios lugares y que constituye el 72.10% del área total sembrada en el ciclo de invierno 1973-1974.

El destino más frecuente de este subproducto o desecho agrícola es su quema o su incorporación al suelo, ya que de 3'224,000 toneladas, solo 161,200 fueron para consumo directo del ganado.

TABLA I

ENTIDADES DE MAYOR PRODUCCION ENUMERANDOSE POR ZONAS PRODUCTORAS.

SONORA	(Valle del Yaqui, Novojoa, Caborca, Hermosillo, Guaymas y San Luis Río Colorado).
CHIHUAHUA	(Distrito de Riego de Ciudad Delicias).
GUANAJUATO	(Distrito de Riego del Alto Lerma).
BAJA CALIFORNIA NORTE	(Valle de Mexicali, Contándose entre otros Estados Productores.)
COAHUILA	(Saltillo), Nuevo León.
BAJA CALIFORNIA SUR	(Valle de Santo Domingo).
TAMAULIPAS	(Cd. Victoria).
JALISCO	(Ocotlán, atequiza).
MICHOACAN	(Morelia, Zacapu) y otras entidades de menor importancia.

TABLA II

PRODUCCION DE PAJA DE TRIGO EN CINCO ENTIDADES DEL PAIS, EN BASE A LA COSECHA ESTIMADA EN EL INVIERNO.

1973 - 1974

ENTIDAD	PRODUCCION (TONS)
SONORA	1 500 905
GUANAJUATO	357 500
CHIHUAHUA	134 995
MICHOACAN	114 375
JALISCO	56 875
T O T A L	2 164 650

III. PARTE EXPERIMENTAL

MATERIALES Y METODOS

En experiencias anteriores se vió la influencia decisiva de la temperatura en la calidad de las pulpas, simplemente al procesar a la cal, pajas con procesos de enriado y con calentamiento en reactor abierto con cocción a baja presión (1.0 kg/cm^2).

Asimismo, se sabe que existen problemas en el proceso a la cal, derivados de los residuos de Ca(OH)_2 no consumidos, los cuales actúan como abrasivos e incrustantes.

En vista de lo anterior se decidió experimentar con el reactivo cal, pero en las condiciones más drásticas y económicamente posibles, que permitan: el agotamiento del hidróxido de cal libre y la formación de sales solubles de calcio.

Se fijó la temperatura (180°C) y se estudió el cambio del pH en función de concentración de reactivo/MPSE, basándose en la hipótesis de que los ácidos orgánicos se combinan con las sales de calcio formando derivados solubles.

ANÁLISIS QUÍMICO DE LA MATERIA PRIMA

El análisis químico de una materia prima vegetal, con fines celulósicos, es importante, ya que con el conocimiento de

éste, se pueden establecer, en cierta forma, las condiciones del tratamiento y proceso de obtención de pulpa celulósica.

- Preparación de la Muestra.-

La materia se fraccionó en un molino Koerner y posteriormente se tamizó en la malla 40 y 60. La materia retenida en la malla 60 es la utilizada para un análisis químico de acuerdo a los métodos TAPPI (Technical -- Association of the Pulp and Paper Industry).

- Métodos.-

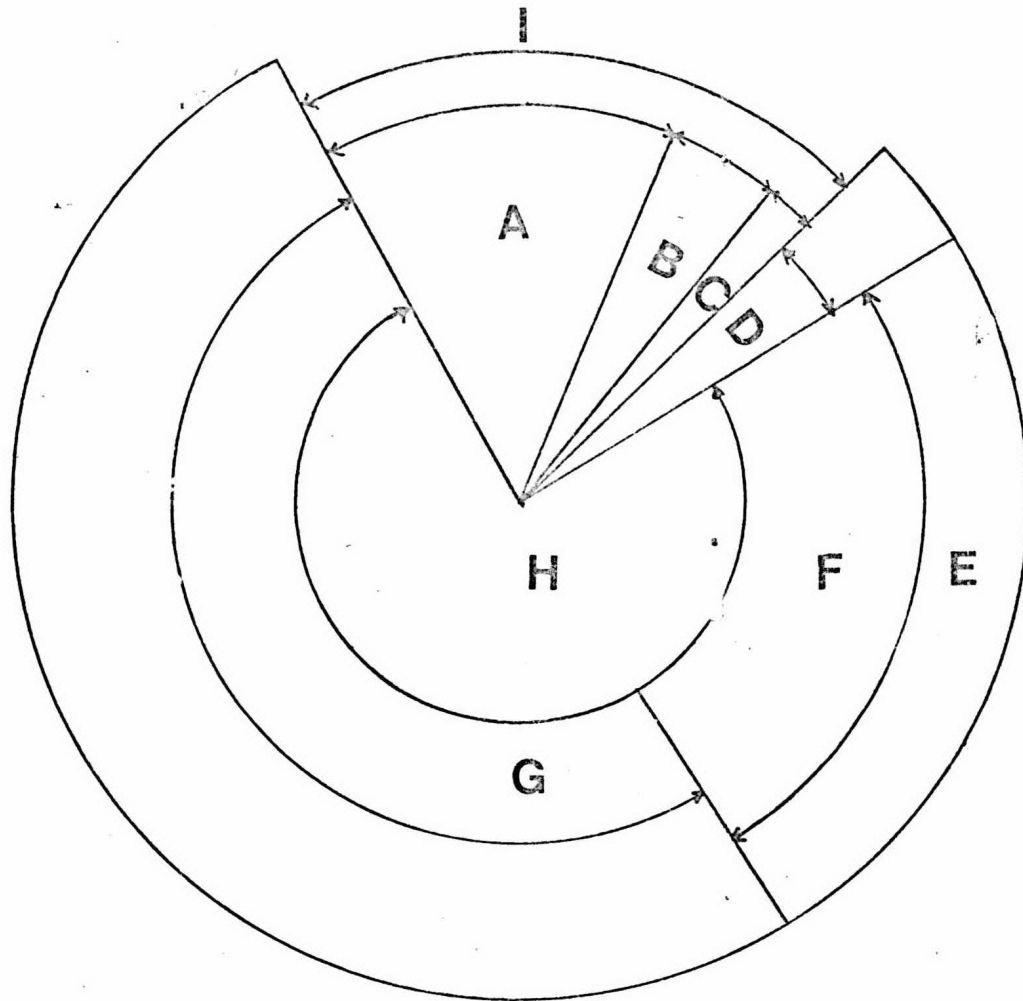
Los métodos empleados para el análisis de la materia prima en cuestión, fueron los establecidos por la TAPPI.

Los resultados se encuentran reportados en el cuadro 1.1 y representados en la gráfica 1.

CUADRO 1.1

HEMICELULOSA 19.79%	CELULOSA 56.48%	HOLOCELULOSA 76.28%
CENIZAS 16.5	MATERIA PRIMA ORIGINAL 100%	LIGNINA 3.99%
EXTRACTO ALCOHOL 1.83 %	EXTRACTO ALCOHOL BENCENO 3.90%	EXTRACTO ACUOSO 14.00%
EXTRACTOS TOTALES 19.73		

GRAFICA .1



- A = Extractos Acuoso 14.00 %
 B = Extractos Alcohol Benceno 3.90%
 C = Extractos Alcohol 1.83 %
 D = Lignina 3.99 %
 E = Cenizas 16.5
 F = Hemicelulosa 19.79 %
 G = Celulosa 56.48 %
 H = Holocelulosa 76.28 %
 Materia Prima Original 100 %
 I = Extractos totales de MPSE 19.73

ESTUDIO EN AUTOCLAVE

Empleando como reactivo hidróxido de calcio (solución y suspensiones), se efectuaron digestiones manejando las siguientes variables:

- Concentración de reactivo sobre materia prima seca a la estufa (0.6, 1.2-3.0% y 6.0%).
- Temperatura de cocimiento, (170 y 180°C).
- Tiempo total de cocción (2.0 y 0.5 h).
- Relación de baño: 5 a 1 (constante para todas las digestiones).

Estas experiencias se llevaron a cabo en digestores rotatorios de 1.3 rpm; de acero inoxidable; capacidad de 30 dm³ y calentamiento con vapor indirecto (enchaquetado).

OBJETIVOS

- 1.- Descargar a un pH neutro.
- 2.- Obtener pulpas de buenas características físico-mecánicas.
- 3.- Abatir el tiempo total de digestión.

Las primeras experiencias de cocimiento, se efectuaron con la mínima concentración de hidróxido de calcio (0.60%) sobre materia prima, las pulpas obtenidas resultaron de buena calidad.

La descarga de los digestores se efectuó cuando los licores presentaron pH ácido, debido al agotamiento rápido del hidróxido de calcio por los ácidos orgánicos presentes de la materia en estudio (paja), de manera que se planteó la necesidad de neutralizar dichos licores negros aumentando la concentración del reactivo pasando por puntos intermedios (1.2 y 6.0%) sobre materia prima seca a la estufa, con la finalidad de no tener que usar equipo (digestores) especial.

El planteamiento del segundo y tercer objetivos está de acuerdo al requerimiento de una calidad de pulpa apropiada para el uso final del papel que se vaya a fabricar con ella, (papel medium y liner), a la vez buscando las condiciones óptimas para obtener costos menores.

Establecidos los objetivos, se anotan en la Tabla III las condiciones utilizadas en las diferentes experiencias realizadas, así como también los resultados obtenidos.

TABLA III

Digestión	Concentración Ca(OH) ₂ /MPSE	Tiempo de Impregnación	Tiempo de Cocimiento	Tiempo total	Temperatura máxima	pH Final en el licor	Sólidos Totales en licor negro	Rendimiento en Digestión
Nº	%	Min	Min	Min	°C	- -	%	%
1	0.6	90	30	120	172	4.5	4.78	66.22
2	0.6	90	30	120	180	4.3	6.03	51.25
3	0.6	30	30	60	180	4.3	5.46	52.00
4	1.2	30	30	60	180	4.7	5.43	59.50
5	1.2	15	15	30	180	5.3	4.50	66.00
6	3.0	15	15	30	180	5.7	4.41	69.01
7	6.0	15	15	30	180	6.5	5.16	66.58
8	6.0	15	15	30	172	6.5	4.5	70.87

IV. RESULTADOS

Para comparar las pulpas obtenidas fue necesario hacerles a cada una su curva de batido a diferentes Freeness, y obtener en cada punto de refinación, las características fisicomecánicas de acuerdo a los métodos estándar TAPPI.

Se evaluaron las 8 pulpas teniendo los resultados en las Tablas IV a XI y graficando posteriormente el "CANADIAN STANDARD FREENESS" contra el tiempo de refinación, factor de explosión, largo de ruptura, factor de rasgado, porosidad Gurley Hill Concora Medium Test, este último es la prueba más importante para los papeles corrugados.

Digestión 1

TABLA IV

Tiempo de refinación	min	0	10	20	28
Canadian Standard Freeness	ml	414	275	245	186
Tiempo de drenado	seg	12.5	11.0	10.5	11.1
Encogimiento	%	1.0	1.0	2.0	2.0
Peso base acondicionado	g/m ²	68.02	64.44	69.36	68.16
Peso base seco a la estufa	g/m ²	61.56	58.56	62.82	61.67
Espesor	mm	0.149	0.130	0.127	0.113
Volumen específico aparente	cc/g	2.42	2.23	2.0	1.84
Peso específico aparente	g/cc	0.41	0.40	0.49	0.54
Resistencia a la explosión	kg/cm ²	0.415	0.467	0.759	0.794
Factor de explosión	-	6.74	7.98	12.08	12.8
Resistencia a la tensión	kg/15min	2.10	2.63	3.55	3.77
Largo de ruptura	m	2274	2994	3767	4075
Elongación	%	1.4	1.4	1.5	1.8
Resistencia al rasgado	g	54.86	40.75	32.69	26.65
Factor de rasgado	-	89.11	69.58	52.03	43.21
Resistencia al dobléz (Kohler Molin 600 gr)	dobles- doblesces	8.0	6.0	6.0	9.0
Factor de dobléz	dd/PBSE	0.129	0.109	0.095	0.145
Porosidad, Gurley Hill	seg/100ml	14.0	39.0	65.4	56.1
Índice de longitud de fibra	g	5.78	2.61	1.65	0.57
Blancura, Photovolt	%	18.14			
Cenizas a 925°C	%	4.03			
Concora Medium Test. (120 g/m ²)	lb kg	26.77 12.14	40.0 18.14	58.2 26.39	69.88 31.69

Digestión 2

TABLA V

Tiempo de refinación	min	0	10	21
Canadian Standard Freeness	ml	303	258	181
Tiempo de drenado	seg	7.7	12.1	17.6
Encogimiento	%	3.0	4.0	5.0
Peso base acondicionado	g/m^2	69.02	66.6	67.40
Peso base seco a la estufa	g/m^2	63.50	61.28	62.01
Espesor	mm	0.136	0.106	0.095
Volumen específico aparente	cc/g	2.14	1.72	1.53
Peso específico aparente	g/cc	0.46	0.57	0.65
Resistencia a la explosión	kg/cm^2	0.221	0.787	0.920
Factor de explosión	-	3.48	12.84	14.85
Resistencia a la tensión	kg/15mm	2.12	3.66	3.94
Largo de ruptura	m	2226	3981	4235
Elongación	%	1.2	1.7	1.5
Resistencia al rasgado	g	26.50	21.89	18.85
Factor de rasgado	-	41.76	35.72	30.39
Resistencia al dobléz	dobles-			
(Kohler Molin 600 g)	dobleces	2.0	4.0	6.0
Factor de dobléz	dd/PBSE	0.031	0.071	0.096
Porosidad, Gurley Hill	seg/100ml	19.5	73.0	156.4
Indice de longitud de fibra	g	2.064	0.187	0.051
Blancura, Photovolt	%	16.00		
Cenizas a 925°C	%	6.05		
Concora Medium Test.	lb	23.04	49.83	58.50
(120 g/m^2)	kg	10.45	22.60	26.53

Digestión 3

TABLA VI

Tiempo de refinación	min	0	9	20
Canadian Standard Freeness	ml	361	250	178
Tiempo de drenado	seg	10.8	13.6	18.9
Encogimiento	%	4.0	5.0	6.0
Peso base acondicionado	g/m ²	69.40	66.64	67.03
Peso base seco a la estufa	g/m ²	63.83	61.36	61.88
Espesor	mm	0.133	0.105	0.092
Volumen específico aparente	cc/g	2.08	1.71	1.48
Peso específico aparente	g/cc	0.47	0.58	0.67
Resistencia a la explosión	kg/cm ²	0.199	0.685	0.738
Factor de explosión	-	3.12	11.16	11.92
Resistencia a la tensión	kg/15mm	2.24	3.63	3.86
Largo de ruptura	m	2342	3949	4158
Elongación	%	1.1	1.6	2.0
Resistencia al rasgado	g	27.20	20.19	17.52
Factor de rasgado	-	42.60	32.88	12.15
Resistencia al dobléz	dobles-			
(Kohler Molin 600 g)	dobleces	3.0	5.0	6.0
Factor de dobléz	dd/PBSE	0.046	0.074	0.103
Porosidad, Gurley Hill	seg/100ml	31.5	76.5	228.0
Índice de longitud de fibra	g	1.555	0.160	0.042
Blancura, Photovolt	%	16.0		
Cenizas a 925°C	%	6.48		
Concora Medium Test.	lb	32.14	51.50	52.50
(120 g/m ²)	kg	14.58	23.36	23.81

Digestión 4

TABLA VII

Tiempo de refinación	min	0	16	26
Canadian Standard Freeness	ml	327	240	17
Tiempo de drenado	seg	16.7	16.2	20.8
Encogimiento	%	3.0	3.0	3.0
Peso base acondicionado	g/m ²	72.67	67.30	63.04
Peso base seco a la estufa	g/m ²	66.44	61.59	57.67
Espesor	mm	0.133	0.110	0.093
Volumen específico aparente	cc/g	2.00	1.78	1.61
Peso específico aparente	g/cc	0.49	0.55	0.62
Resistencia a la explosión	kg/cm ²	0.632	1.107	1.413
Factor de explosión	-	9.52	17.97	24.49
Resistencia a la tensión	kg/15mm	2.86	4.56	5.34
Largo de ruptura	m	2869	4856	6172
Elongación	%	1.3	2.1	1.9
Resistencia al rasgado	g	59.42	28.06	23.28
Factor de rasgado	-	89.44	45.56	40.36
Resistencia al dobléz	dobles-			
(Kohler Molin 600 g)	dobleces	4.0	10.0	21.0
Factor de dobléz	dd/PBSE	0.060	0.172	0.355
Porosidad, Gurley Hill	seg/100ml	92.0	98.7	502.8
Indice de longitud de fibra	g	3.797	0.318	0.154
Blancura, Photovolt	%	18.0		
Cenizas a 925°C	%	5.43		
Concora Medium Test.	lb	31.53	54.00	54.93
(120 g/m ²)	kg	14.30	24.49	24.91

Digestión 5

TABLA VIII

Tiempo de refinación	min	7	23	33	42
Canadian Standard Freeness	ml	402	299	235	192
Tiempo de drenado	seg	13.2	13.5	15.0	17.4
Ençogimiento	%	0	2.0	3.0	3.0
Peso base acondicionado	g/m ²	74.16	68.79	71.07	70.87
Peso base seco a la estufa	g/m ²	67.12	62.27	64.45	64.32
Espesor	mm	0.146	0.113	0.108	0.099
Volumen específico aparente	cc/g	2.17	1.81	1.67	1.53
Peso específico aparente	g/cc	0.45	0.55	0.59	0.64
Resistencia a la explosión	kg/cm ²	0.681	0.808	1.181	1.325
Factor de explosión	-	10.159	24.272	18.322	30.60
Resistencia a la tensión	kg/15mm	2.83	3.55	4.48	4.65
Largo de ruptura	m	2810	3800	4633	4816
Elongación	%	1.6	1.5	1.7	1.6
Resistencia al rasgado	g	58.66	32.82	29.22	25.71
Factor de rasgado	-	87.40	52.69	45.33	39.98
Resistencia al dobléz	dobles-				
(Kohler Molin 600 g)	dobleces	5.0	9.0	13.0	12.0
Factor de dobléz	dd/PBSE	0.077	0.138	0.203	0.192
Porosidad, Gurley Hill	seg/100ml	28.9	154.0	254	440
Índice de longitud de fibra	g	4.508	2.298	1.077	0.328
Blancura, Photovolt	%	17.0			
Cenizas a 925°C	%	6.19			
Concora Medium Test.	lb	38.37	49.77	68.69	68.21
(120 g/m ²)	kg	17.40	22.57	31.15	30.94

Digestión 6

TABLA XI

Tiempo de refinación	min	7	20	28	42
Canadian Standard Freeness	ml	376	314	247	193
Tiempo de drenado	seg	12.5	9.5	11.1	14.0
Encogimiento	%	1.0	2.0	2.0	2.0
Peso base acondicionado	g/m ²	65.58	69.05	66.61	66.12
Peso base seco a la estufa	g/m ²	59.48	62.76	60.51	60.04
Espesor	mm	0.135	0.133	0.119	0.101
Volumen específico aparente	cc/g	2.26	2.11	1.97	1.63
Peso específico aparente	g/cc	0.44	0.47	0.50	0.59
Resistencia a la explosión	kg/cm ²	0.421	0.773	0.956	1.138
Factor de explosión	-	7.09	12.32	15.8	18.96
Resistencia a la tensión	kg/15mm	2.46	3.84	4.24	4.63
Largo de ruptura	m	2757	4037	4678	5140
Elongación	%	1.5	1.6	1.5	1.8
Resistencia al rasgado	g	50.85	47.33	33.71	24.76
Factor de rasgado	-	85.49	75.42	55.71	41.23
Resistencia al dobléz (Kohler Molin 600 g)	dobles- dobleces	9.0	14.0	14.0	22.0
Factor de dobléz	dd/PBSE	0.148	0.224	0.244	0.378
Porosidad, Gurley Hill	seg/100ml	23.5	94.8	136.8	178.8
Indice de longitud de fibra	g	4.368	2.943	1.589	0.493
Blancura, Photovolt	%	19.0			
Cenizas a 925°C	%	4.89			
Concora Medium Test. (120 g/m ²)	lb kg	26.93 12.22	50.20 22.77	59.45 26.96	67.50 30.62

Digestión 7

TABLA X

Tiempo de refinación	min	9	30	53
Canadian Standard Freeness	ml	460	297	212
Tiempo de drenado	seg	10.7	11.0	12.2
Encogimiento	%	2.0	3.0	3.0
Peso base acondicionado	g/m ²	65.13	68.68	67.49
Peso base seco a la estufa	g/m ²	59.04	62.43	61.31
Espesor	mm	0.120	0.116	0.098
Volumen específico aparente	cc/g	2.03	1.79	1.60
Peso específico aparente	g/cc	0.49	0.55	0.62
Resistencia a la explosión	kg/cm ²	0.576	0.344	1.304
Factor de explosión	-	9.763	13.849	21.268
Resistencia a la tensión	kg/15mm	2.81	3.85	5.35
Largo de ruptura	m	3172	4111	5817
Elongación	%	1.2	1.2	1.4
Resistencia al rasgado	g	40.00	33.98	25.30
Factor de rasgado	-	67.74	54.45	41.263
Resistencia al doblez	dobles-			
(Kohler Molin 600 g)	doblesces	11.0	23.0	29.0
Factor de doblez	dd/PBSE	0.190	0.379	0.482
Porosidad, Gurley Hill	seg/100ml	50.0	180.4	558.8
Indice de longitud de fibra	g	5.306	2.259	0.927
Blancura, Photovolt	%	18.0		
Cenizas a 925°C	%	4.31		
Concora Medium Test.	lb	33.5	61.00	64.30
(120 g/m ²)	kg	15.19	27.66	29.16

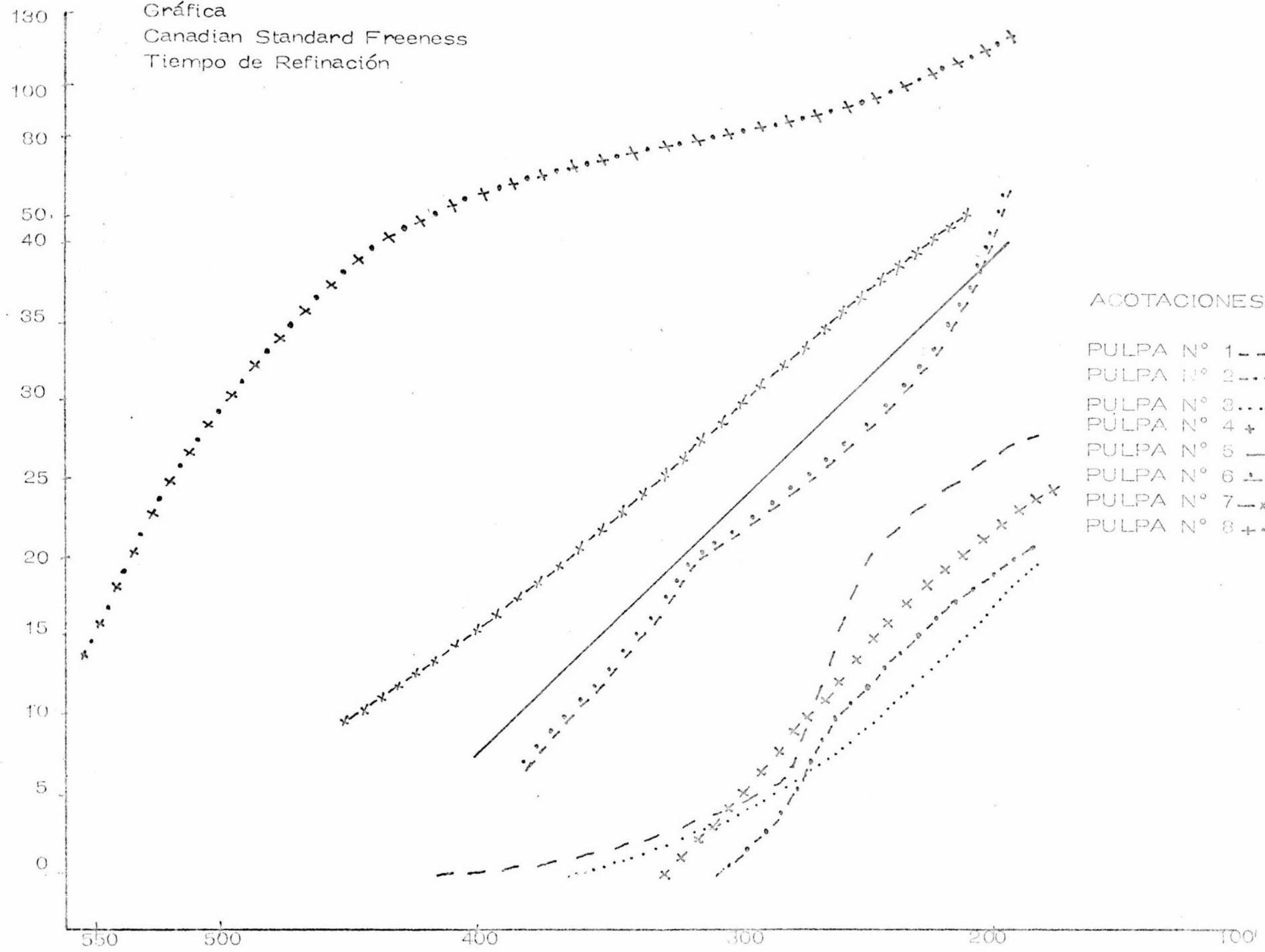
Digestión 8

TABLA XI

Tiempo de refinación	min	14	45	85	125
Canadian Standard Freeness	ml	553	437	287	194
Tiempo de drenado	seg	6.6	6.6	9.1	12.2
Encogimiento	%	1.0	1.0	2.0	3.0
Peso base acondicionado	g/m ²	67.60	66.32	67.48	65.92
Peso base seco a la estufa	g/m ²	63.33	61.79	63.22	61.72
Espesor	mm	0.156	0.135	0.117	0.109
Volumen específico aparente	cc/g	2.46	2.18	1.85	1.76
Peso específico aparente	g/cc	0.41	0.46	0.54	0.56
Resistencia a la explosión	kg/cm ²	0.492	0.643	0.906	1.047
Factor de explosión	-	7.77	10.40	14.34	16.97
Resistencia a la tensión	kg/15mm	2.09	3.01	4.125	4.60
Largo de ruptura	m	2200	3250	4349	4968
Elongación	%	1.2	1.1	2.0	1.1
Resistencia al rasgado	g	44.75	34.74	26.28	20.24
Factor de rasgado	-	70.66	56.22	41.57	32.79
Resistencia al doblez (Kohler Molin 600 g)	dobles- doblesces	1.7	2.4	2.0	1.3
Factor de doblez	dd/PBSE	0.026	0.038	0.03	0.020
Porosidad, Gurley Hill	seg/100ml	12.0	29.0	137.3	182.0
Indice de longitud de fibra	g	5.920	3.183	1.374	0.252
Blancura, Photovolt	%	19.5			
Cenizas a 925°C	%	5.16			
Concora Medium Test. (120 g/m ²)	lb kg	29.84 13.55	40.23 18.26	64.15 29.12	67.14 30.48

Gráfica
 Canadian Standard Freeness
 Tiempo de Refinación

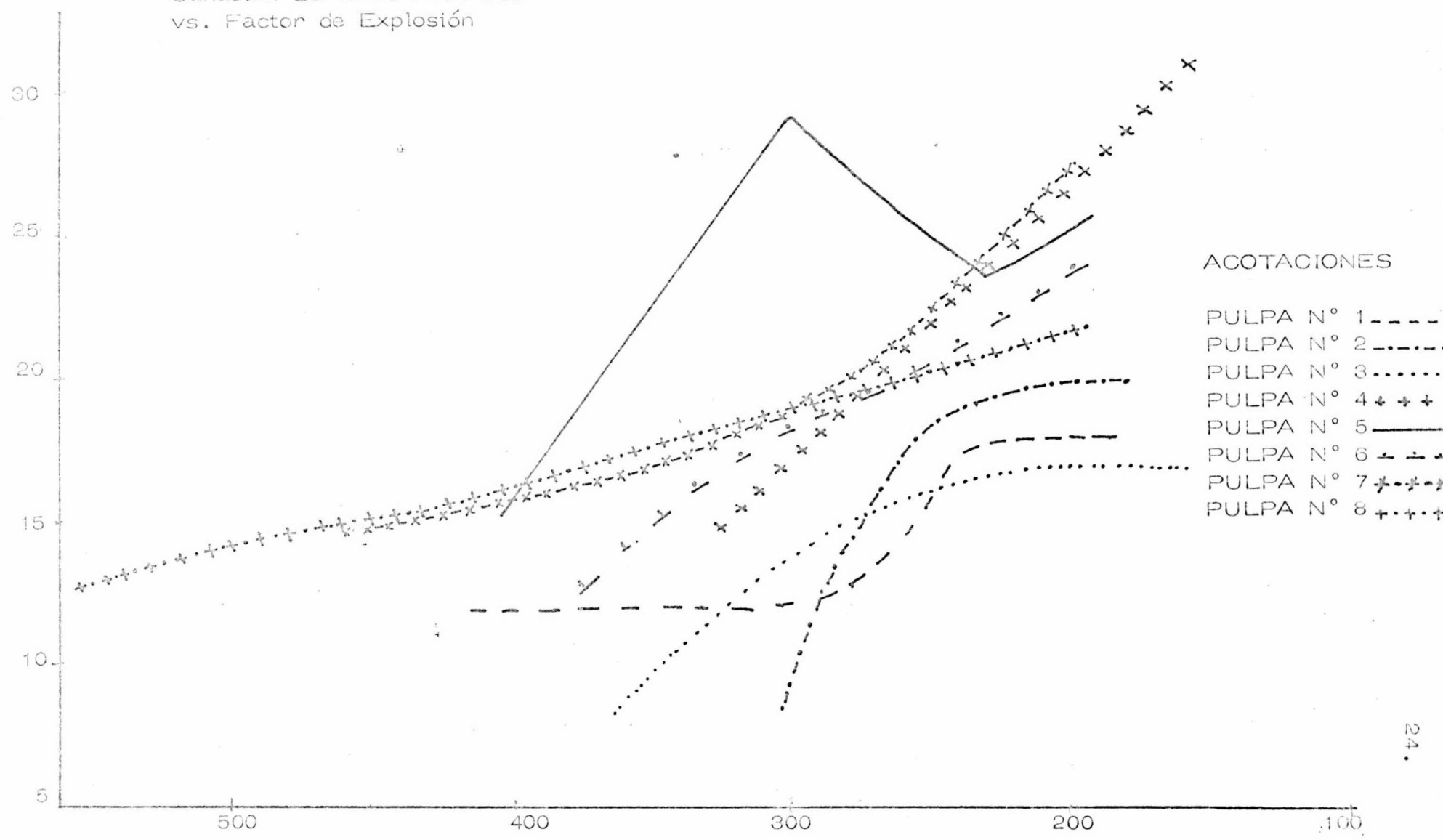
TIEMPO DE REFINACION MIN



ACOTACIONES

- PULPA N° 1 - - - - -
- PULPA N° 2
- PULPA N° 3
- PULPA N° 4 + + +
- PULPA N° 5 - - - - -
- PULPA N° 6 △ △ △
- PULPA N° 7 - x - x -
- PULPA N° 8 + + + + +

Gráfica
 Canadian Standard Freeness
 vs. Factor de Explosión



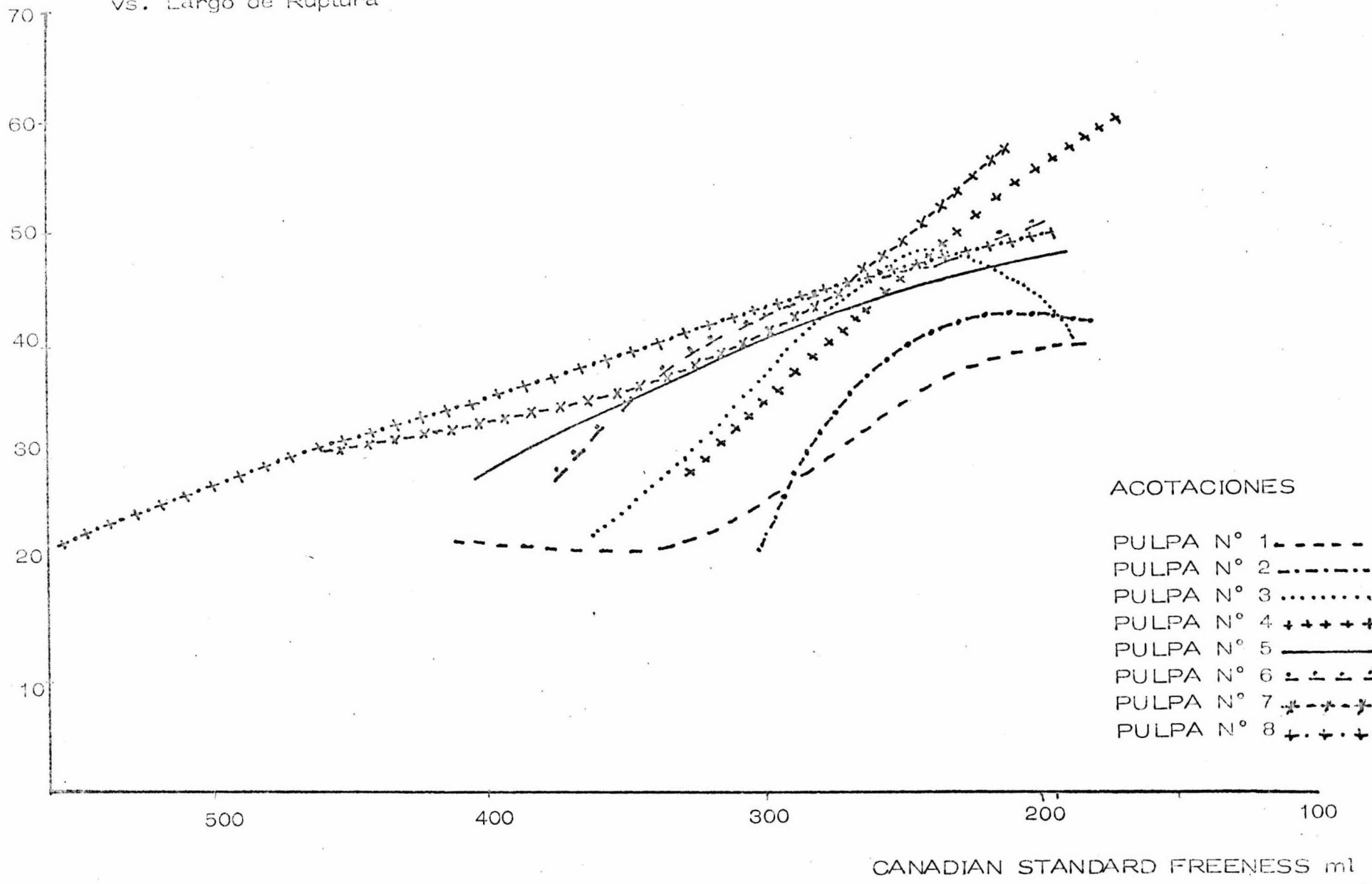
ACOTACIONES

- PULPA N° 1 - - - - -
- PULPA N° 2
- PULPA N° 3
- PULPA N° 4 + + + +
- PULPA N° 5 —————
- PULPA N° 6 - - - - -
- PULPA N° 7 * * * * *
- PULPA N° 8 + + + + +

$n \times 10^2$

Gráfica
Canadian Standard Freeness
vs. Largo de Ruptura

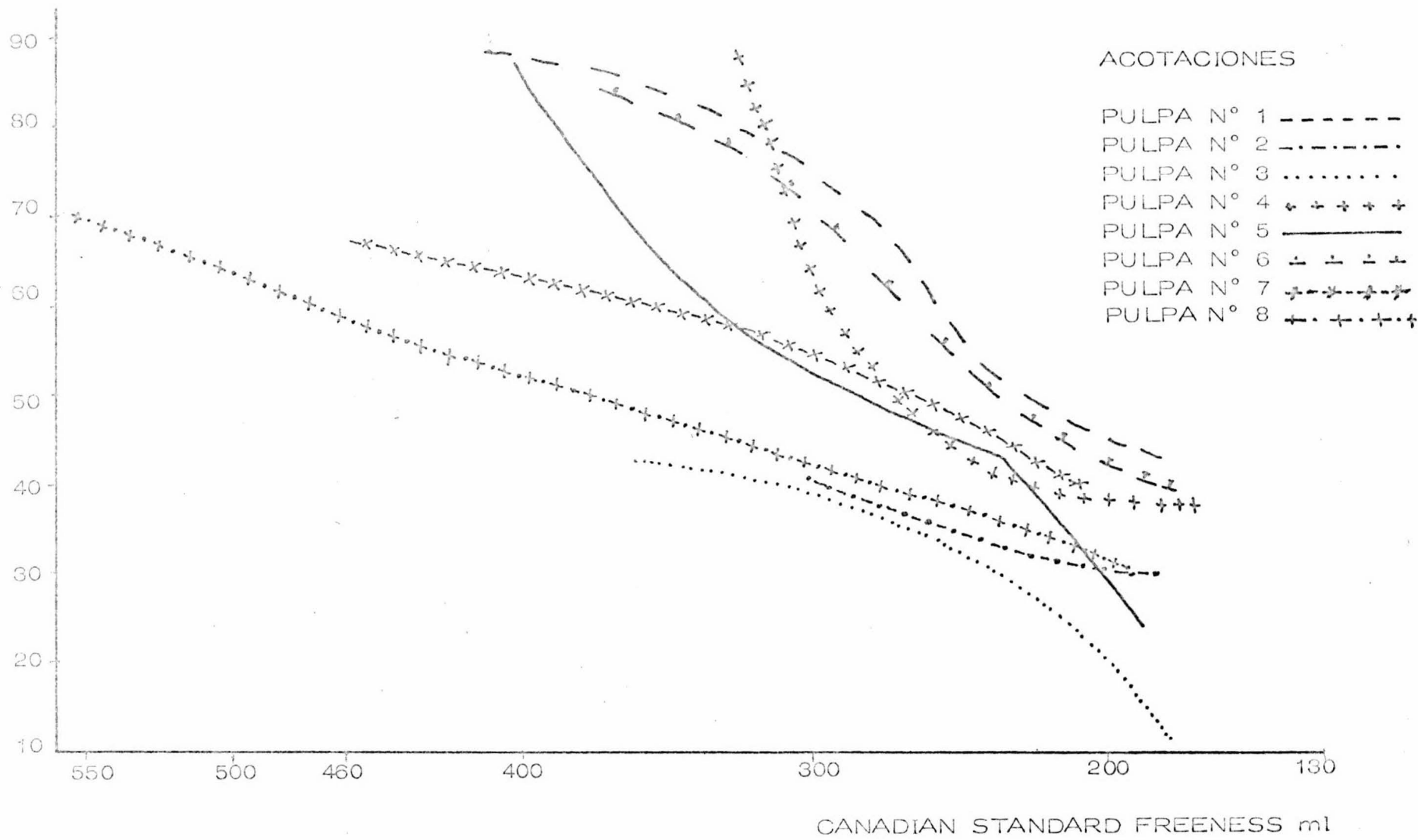
LARGO DE RUPTURA



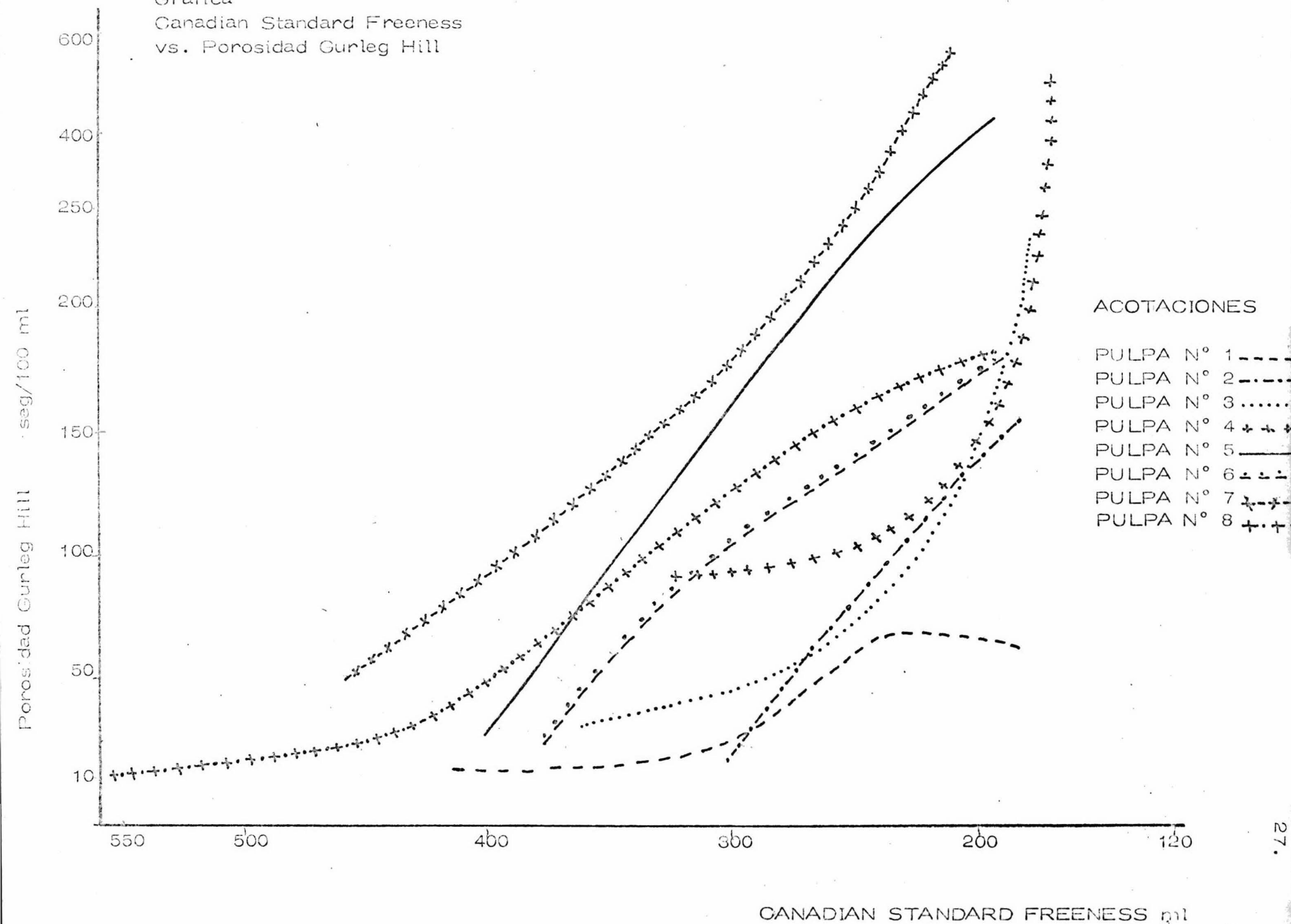
ACOTACIONES

- PULPA N° 1 - - - - -
- PULPA N° 2
- PULPA N° 3
- PULPA N° 4 + + + + +
- PULPA N° 5 _____
- PULPA N° 6 - - - - -
- PULPA N° 7 * - - - *
- PULPA N° 8 + . + . + . +

Gráfica
Canadian Standard Freeness
vs. Factor Rasgado

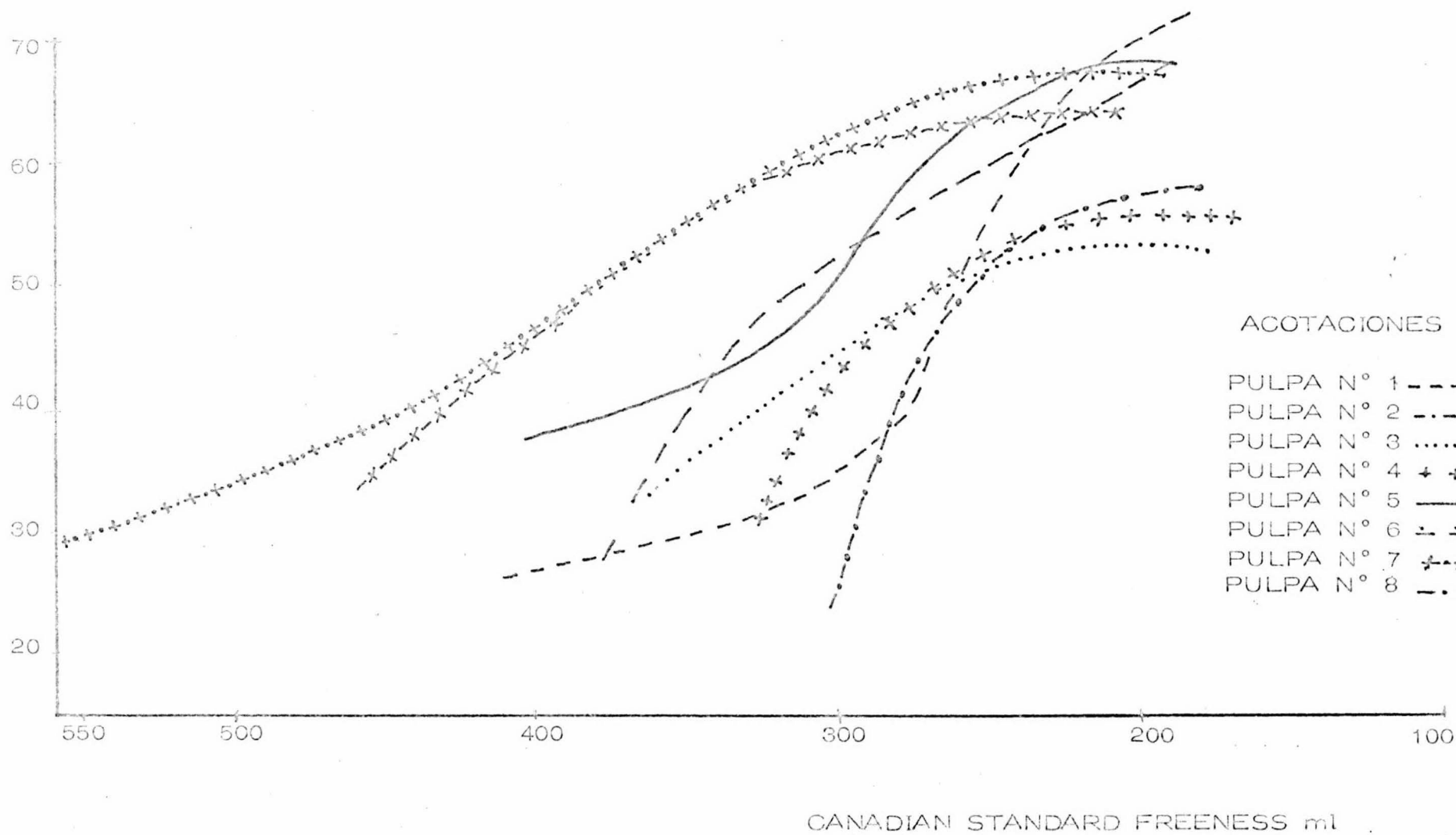


Gráfica
 Canadian Standard Freeness
 vs. Porosidad Gurleg Hill



Gráfica
 Canadian Standard Freeness
 vs. Concora Medium Test.

CONCORA MEDIUM TEST. (CMT) LB.



V.- ASPECTOS GENERALES SOBRE COSTOS

El potencial de paja de trigo existente en la República Mexicana (número de oficio 20407 expedido por la Dirección General de Agricultura, Departamento de Planeación Agrícola), permite establecer el uso inmediato de este material como fuente para la obtención de pulpa celulósica, semiquímica, para la fabricación de papel "medium y liner".

A partir de esta observación, en el presente capítulo se hace una relación general de costos, tales como:

- Costo de materia prima
- Costo de operación
- Costo de mano de obra.

A fin de poder determinar la diferencia entre el costo estimado de producción y el precio de venta actual por tonelada de pulpa.

Para tal efecto es necesario establecer la capacidad de producción de la planta, la cual se estimo en 50 toneladas por día, con un rendimiento promedio de digestión del 65%.

Las condiciones de digestión seleccionadas corresponden a la experiencia D-7, las cuales son:

Reactivo hidróxido de calcio (SMPSE)	6.0	kg
Tiempo de impregnación	15.0	min
Tiempo de cocimiento	15.0	min

Tiempo total	30.0 min
Temperatura máxima	180.0°C
Relación de baño	5:1

La cantidad necesaria de materia prima por tonelada pulpa es:

$$\frac{1.0}{0.65} \text{ ton} = 1.539 \text{ tonelada de paja (S.E.)}$$

A continuación se presenta, de manera esquemática, el proceso de recolección de la paja y posteriormente, el diagrama de flujo del proceso de obtención de pulpa celulósica a partir de la paja de trigo.

ESTACION DE CAMPO

UNA TONELADA DE GRANO

REQUIERE 0.25 HECTAREA DE
SIEMBRA

GENERA 1.25 TONELADA
DE PAJA INTEGRAL

PERDIDAS: 23% EN DESPOLVADO
EMPACADO Y ALMACENAMIENTO
HASTA BOCA DIGESTOR

LA COSECHA DE UNA TONELADA
DE TRIGO PRODUCE 0.962 TO-
NELADA DE PAJA UTIL.

SE REQUIEREN 0.260 HEC-
TAREAS DE SIEMBRA POR
TON DE PAJA

Descripción del Diagrama de proceso y características del equipo empleado.

ALMACENAMIENTO.

El almacenamiento de la paja de trigo se deberá hacer estibando las pacas en forma piramidal con las siguientes dimensiones:

Ancho - 12 m

Altura - 10 m

Largo - 50 m.

Ocupando un volumen de 4000 m^3 y una área de 600 m^2 , como margen de seguridad se deben dejar espacios de 8 metros entre estibas, el área real será por lo tanto 1160 m^2 .

Volumen de una paca = 0.1321 m^3

Volumen de la estiba = 4000 m^3

Núm. de pacas almacenadas = 36 336.00 pacas

Una paca pesa 0.015 ton (seca a la estufa) (base seca)

Peso de una estiba = 545.04 ton (S.E.)

Considerando que se debe tener un almacén de materia prima para 7 meses de producción de pulpa celulósica, entonces la existencia mínima será de 19051.2 ton de paja (S.E.), y el número de estibas se calcula así:

$$\text{N}^\circ \text{ de estibas} = \frac{19051.2}{545.04} = 35.0$$

El área real ocupada por las estibas $\frac{1160 \text{ m}^2}{\text{estibas}} \times 35 \text{ estibas} = 40 600.00 \text{ m}^2$

El total de área para almacenamiento de pacas es de 4.06 hectáreas de terreno.

MANEJO DE PACAS EN EL AREA DE PATIO.

Las pacas son transportadas por un remolque de la zona de almacenamiento a la zona de manejo y operación del "rompepacas" en donde las pacas son incorporadas al proceso por medio de una banda. En esta zona las pacas se ven liberadas de sus amarres. El motor de la banda es de 10 HP.

ABRIDOR DE PACAS.

Las pacas son alimentadas al rompedor de pacas, su principal función es disgregar las pacas compactadas. La potencia de su motor es de 30 HP.

VENTILADOR.

Las fibras disgregadas son transportadas por un ventilador ó transportador neumático accionado por un motor de 40HP. La transportación es directa a los digestores ó almacenamiento en forma de pila al aire libre.

TANQUE DE REACTIVO.

La preparación del hidróxido de calcio se efectúa en un tanque introduciendo óxido de calcio y agua y homogeneizando con un agitador accionado por motor de 2HP.

DIGESTOR.

Los cálculos para determinar la capacidad del digestor están planteados

a partir de una producción diaria de pulpa de 50 Ton (base seca) correspondiendo a una cantidad de materia prima alimentada al proceso, de 77 toneladas de paja.

El volumen específico de nuestra materia prima (paja), a una humedad de 80% correspondiente a la Relación de Baño 5 a 1 usada en nuestro proceso, obtenida experimentalmente, fue de 13.25 m³/ton.

El ciclo de digestión, carga-descarga, se calculo realizarlo en 80 minutos, considerando que el tiempo efectivo de impregnación y cocimiento es de 30 minutos, restando los otros 50 minutos para las operaciones de carga de materias primas y descarga de productos. De acuerdo a esto se puede calcular el número de digestiones por día:

$$\frac{\text{N}^{\circ} \text{ de Digestiones}}{\text{Día}} = \frac{1440 \text{ minutos}}{80} = 18$$

Para el cálculo de la capacidad del digester por día de producción, se tiene:

$$\begin{aligned} \text{Cap. de op. Digester} &= \frac{\text{Cant. MP alimentada} \times \text{Vol. esp. (MPH)}}{\text{N}^{\circ} \text{ Digestiones}} \\ &= \frac{77.0 \times 13.25}{18} = 56.68 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Capacital de diseño} &= \frac{\text{Cap. de operacion del Digester}}{0.85} \\ &= \frac{56.68 \text{ m}^3}{0.85} = 66.68 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Se recomienda usar dos digestores tipo tumbling, dándonos una capacidad o volumen de cada uno de:

$$\frac{66.68}{2} = 33.34 \text{ m}^3$$

El volumen comercial que existe en el mercado es de 35 m^3 , accionado con un motor de 25 HP cada digestor.

TANQUE DE DESCARGA.

De una capacidad de 150 m^3 ; con un agitador movido por un motor de 20HP.

ALMACENAMIENTO DEL LICOR NEGRO.

El almacenamiento del licor negro se hace con el fin de aprovecharlo como fuente de proteína de origen unicelular; teniendo, también posibilidad de poder usarlo como agua de riego. Estudio en proceso (LANFI).

MOLINO DE DISCOS (DESFIBRADOR).

Del tanque de descarga se alimenta la fibra al molino de disco, para darle un tratamiento mecánico; el resultado, dará propiedades a la fibra para posteriores operaciones en la fabricación. Operando 3 molinos, cada uno impulsado por un motor de 450 HP.

Después del molino hay dos alternativas: la elaboración de papel liner o de medium.

Si la fabricación es de pulpa para papel medium, se sugiere que la pulpa desfibrada sin lavar se mande directamente a la máquina de formación de papel.

En cambio, si se produce papel liner, es necesario enviar la pulpa a los lavadores; en este caso, a 3 lavadores rotatorios, y el lavado se

hace a contra-corrientes para tener menor gasto de agua.

Una vez efectuada la operación del lavado en la pulpa, se envía a la máquina de fabricación del papel.

Consideraciones previas para la elaboración del perfil de costos.

- La planta producirá pulpa en suspensión.
- No requerirá ni laminación ni secado.
- Para calcular la inversión, se tomó como base los datos del "Raw Materials for More Paper" y se aplicó el índice de costos del Chemical Engineering, en el mes de Junio de 1975.
- Los costos se estiman libres de impuestos.
- El rendimiento en pulpa obtenido experimentalmente puede 65%.
- Con base a la experiencia se consideraron pérdidas del 23% de materia prima desde la recolección hasta antes de la digestión.
- La mano de obra se consideró con salario de la provincia incluyendo un 50% de prestaciones.
- Desde luego se considera que no existe proceso de recuperación.
- Se considera un tiempo de pre-operación de 4 meses, por lo que dentro del capital de operación se incluye ese lapso en la nómina.
- El costo del vapor es el que se tendría considerando el contar con una caldera.
- Aunque la compra de m.p. se efectúa en una temporada corta y su almacenaje es de 7 meses, el capital de operación se consideró tomando un lapso de almacenaje de 12 meses.
- Se considera que la fábrica de pulpa deberá trabajar anexa a una fábrica de papel.

BASE: UNA TONELADA PULPA

A.	Costo de Materia Prima		
	(1.54 ton a boca de digestor equivale a 1.89 ton recolectadas con un precio unitario de \$90.00 por ton seca de paja)	170.00	
	- Empacado	20.00	
	- Transportación (un peso por Km/ton de paja)	118.00	
	Peso de materia prima con una humedad de 20% = 2.36 ton (área económica 50 km)		
	Costo de Materia Prima (paja) por ton de pulpa		<u>308.00</u>

B.	Costo de Reactivo		
	Reactivo requerido = 0.093 ton de $\text{Ca}(\text{OH})_2$ (\$300.00/ton de cal + \$150.00 de flete = \$450.00 ton de cal).		
	$\frac{0.093}{\text{ton de pulpa}} \times \frac{\$450.00}{\text{ton}} = 41.85$	41.85	
			<u>41.85</u>

C.	Costo de Energía Eléctrica	
	Banda transportadora	10 HP
	Abridor de pacas	30 HP
	Ventilador	40 HP
	Agitación	2 HP
	Digestor	25 HP
	Tanque de descarga	20 HP
	3 molinos de disco	450 HP
	8 bombas	240 HP
	1 bomba	10 HP
	Energía Total	<u>827 HP</u>

1 HP = 0.746 Kw
 827 HP = 616.94 Kw
 Kw-hr = 616.94 x 24 = 14806.60

Consumo anual de Kw-hr = 4441980.0 $\frac{\text{Kw-hr}}{\text{año}}$

1 Kw-hr = \$ 0.23

Costo = 4441980.0 x 0.23 = \$1021 655.40

Producción de pulpa anual 15 000 ton

$\frac{\text{Costo de Energía Eléctrica}}{\text{Producción de pulpa}} = \frac{1021\ 655.40}{15\ 000} = 68.10$

68.10

68.10

D. Costo del Vapor

Necesariamente para estimar el costo del vapor se necesita Balance en el digestor para obtener una tonelada de pulpa.

Basándose en las condiciones de digestión núm. 7 se presenta los siguientes cálculos:

Balance : Base una tonelada de pulpa

Entrada al Digestor

Materia prima seca a la estufa	1.540 ton
Reactivo hidróxido de calcio	0.093 ton
Relación de baño	<u>7.700 ton</u>
	9.333 ton

Salida al digestor

Pulpa celulósica	1.000 ton
Licor negro sólidos	0.633 ton
Relación de baño	<u>7.700 ton</u>
	9.333 ton

El siguiente paso es calcular los kg de vapor necesarios para llevar a cabo la digestión.

$$Q = WC_p T$$

$$Q = \text{Kg de vapor}$$

W.- Peso (condición de balance de entrada al digestor) = 9.333 kg

Cp.- Capacidad calorífica de la mezcla (licor de paja) = 0.7 kg cal/kg°C

ΔT.- Incremento de temperatura (180 °C - 20 °C) = 160°C

$$\lambda = \text{Calor latente} = 663.2 \text{ kg-cal/kg}$$

Operaciones:

$$= 9.333 \text{ kg} \times 0.7 \text{ cal/kg}^\circ\text{C} = 1\,045\,296.0 \text{ kg-cal}$$

$$\frac{Q}{\lambda} = \text{Kg de vapor requerido} = \frac{1\,045\,296.0 \text{ kg-cal}}{663.2 \text{ kg-cal/kg}} = 1576.14 \text{ kg}$$

$$\text{más 30\% de kg de vapor por pérdidas} = \frac{472.84 \text{ kg}}{2048.98 \text{ kg}}$$

$$\text{total de vapor requerido} = 2048.98 \text{ kg}$$

$$1 \text{ kg de vapor} = \$ 0.033$$

$$2\,048.98 \text{ kg} \times \frac{\$ 0.033}{\text{kg}} = \$67.60 \quad 67.60$$

Costo del Vapor
ton de pulpa

67.60

E. Costo de Agua

En la digestión se utiliza agua para cumplir el requisito de relación de baño, así como para la preparación del licor blanco y el lavado de pulpa que utiliza 3 lavadores de cilindro con succión y a contracorriente. Se introduce únicamente agua fresca en el 3^o lavador y en el licor blanco. El gasto de agua por tonelada de pulpa es de: 7.7 por relación de baño.

50 m³ Lavado (bibliografía)

$$\text{Costo del agua} = \$ 1.20/\text{m}^3$$

$$57.7 \text{ m}^3 \times \$1.20/\text{m}^3 = \$69.20 \quad 69.20$$

Costo Total del Agua

69.20

F. Se incluye el Mantenimiento de la Fábrica con un porcentaje de 0.5% sobre la inversión total.

$$\text{Inversión total} = 68\,000\,000.00$$

$$68\,000\,000.00 \times 0.005 = 340\,000.00$$

$$\text{Producción de pulpa anual} = 15\,000.00$$

$$\frac{\text{Mantenimiento de la fábrica}}{\text{producción de pulpa}} = \frac{340\,000.00}{15\,000.00} = 22.65$$

22.65

G. Costos de Mano de Obra

Mano de obra directa	Personal	Turnos	Salario mensual persona/turno	Meses	Percepción anual
Manejo de patio					
Jefe de área	1	x 3	5 000.00	x 12	180 000.00
Tractorista	2	x 3	4 500.00	x 12	324 000.00
Destibadores	3	x 3	2 500.00	x 12	270 000.00
Preparación de materia prima	3	x 3	2 500.00	x 12	270 000.00
Preparación del licor	1	x 3	2 000.00	x 12	72 000.00
Digestión	2	x 3	3 000.00	x 12	216 000.00
Refinación	1	x 3	2 800.00	x 12	100 800.00
Lavado	1	x 3	2 800.00	x 12	100 800.00
Pulpa en suspensión	1	x 3	2 600.00	x 12	93 600.00
Electricistas	2	x 2	8 000.00	x 12	384 000.00
Mecánicos	4	x 2	8 000.00	x 12	768 000.00
Ayudantes	4	x 2	4 000.00	x 12	384 000.00

Costo de Mano de obra directa s/prestaciones	3'632 000.00
50 % de prestaciones.	1'581 600 .00
Costo de mano de obra directa c/prestaciones	<u>4'744 800 .00</u>

Producción anual de pulpa 15 000 ton

$$\frac{\text{Costo de mano de obra directa c/prestaciones}}{\text{producción de pulpa}} = \frac{4\,744\,800.00}{15\,000} = 317.00$$

Costo de Mano de Obra 317.00

H. Costo de Supervisión

	Personal	Turno	Salario mensual persona/turno	Meses	Percepción anual
Superintendencia	1	x 1	20 000.00	x 12	240 000.00
Jefe de Turno	1	x 3	8 500.00	x 12	306 000.00
Laboratorio central	5	x 1	5 500.00	x 12	330 000.00
Costo de supervisión s/prestaciones					<u>876 000 .00</u>
50% de prestaciones					438 000.00
Costo de supervisión c/prestaciones					<u>1'314 000.00</u>

Producción anual de pulpa 15 000.00 ton

$$\frac{\text{Costo de supervisión c/prestaciones}}{\text{producción de pulpa}} = \frac{1'314\ 000.00}{15\ 000.00} = 87.00$$

Costo de Supervisión

87.00

I. Costo de Administración

	Persona	Turno	Salario mensual persona/turno	Meses	Percepción anual
Jefe de Personal	1	x 1	x 10 000.00	x 12	120 000.00
Contador	1	x 1	x 8 000.00	x 12	96 000.00
Ayudantes	4	x 1	x 3 500.00	x 12	168 000.00
Costo de Administración s/prestaciones					384 000.00
50% de prestaciones					192 000.00
Costo de Administración c/prestaciones					576 000.00
Producción anual de pulpa 15 000.00 tons.					

$$\frac{\text{Costo de Administración c/prestaciones}}{\text{producción de pulpa}} = \frac{576\ 000.00}{15\ 000.00} = 38.00$$

Costo de Administración

38.00

J. Depreciación

Para este renglón se hicieron las siguientes consideraciones:

- Se tomó como base el índice de 4.30 para "costos de equipo" que presenta el "Chemical Engineering" (7)
- Como referencia para aplicar el índice anterior se tomaron los costos más bajos que marca el "Raw Materials for More Paper" para 1952 (2) en virtud de que el índice de Chemical Engineering, toma como de base, los datos de 1926.

- Se tomó la base de 10 años para depreciar el valor del equipo.
- Inversión referida a 1952: 15'625,000.00 de pesos

La inversión referida a 1975, aplicando el índice = 15'625,000.00 x 4.3 = 68 millones (producción de pulpa 15 000 ton/año).

$$\frac{\text{Depreciación anual}}{\text{ton de pulpa}} = \frac{\text{Inversión}}{\text{producción}} = \frac{6'800,000.00}{15\ 000} = \frac{\$450.00}{\text{ton}} \quad 450.00$$

K. Intereses Financieros

El capital de inversión es de 68 millones sujeto a un interés de un 12% anual.

Interés = 68'000,000.00 x 0.12 = 8.16 millones

Producción anual de pulpa 15 000.00 ton.

$$\underline{\text{Costo por ton de pulpa}} = \underline{\$8'160,000.00} = \$550.00$$

Costo por ton de pulpa para el primer año de operación. 550.00

L. Capital de operación

- Se aplica el costo de la paja para 12 meses de almacenamiento aplicando una tasa de 12% anual.

$$15\ 000 \text{ ton de pulpa} \times 1.89 \frac{\text{ton de paja}}{\text{ton de pulpa}} \times 1 \text{ año} = 28\ 350 \text{ ton paja año}$$

$$\text{Capital invertido por concepto de almacenaje} = 28\ 350 \text{ ton paja} \times \frac{\$205}{\text{ton paja}} =$$

\$5'811,750.00

Interés del capital para almacenaje = \$5'811,750 x .12 = \$697 410/año

$$\frac{\text{Intereses}}{\text{toneladas de pulpa/año}} = \frac{697\ 410}{15\ 000} = \frac{\$46.00}{\text{ton}} \quad 46.00$$

-	Costo de pre-operación (nómina de 4 meses)	
	Costo de mano de obra	90.00
	Costo de supervisión	35.00
	Costo de administración	12.80

Costo de pre-operación = \$137.80
 tonelada de pulpa ton

Costo total por concepto de capital de operación

183.80

RESUMEN DE COSTOS

1.-	<u>Costo de Materias Primas</u>		
	Costo de materia prima (paja de trigo)	308.00	
	Costo del reactivo (Ca(OH) ₂)	41.85	
	<u>Costo total de materias primas</u>		349.00
	tonelada de pulpa		
2.-	<u>Costo de Operación</u>		
i	Costo de energía eléctrica	68.10	
	Costo de vapor	67.60	
	Costo de agua	69.20	
	Mantenimiento (0.5% Inv. total)	22.65	
	<u>Costo de Operación</u>		227.55
	tonelada de pulpa		
3.-	<u>Costo de manode obra</u>		
	Mano de obra directa	317.00	
	Supervisión	87.00	
	Administración	38.00	
	<u>Costo de mano de obra</u>		442.00
	tonelada de pulpa		
4.-	<u>Depreciación del equipo</u>		
	<u>Depreciación del equipo</u>		450.00
	tonelada de pulpa		
5.-	<u>Intereses Financieros</u>		550.00
6.-	<u>Capital de Operación</u>		
	<u>Costo de producción de pulpa en suspensión</u>		
	<u>para el primer año de operación.</u>		2,201.00

VI.- CONCLUSIONES

- 1.- De acuerdo con la cantidad de paja de trigo que anualmente se genera en nuestro país, se concluye que dicha materia prima representa un potencial interesante para su industrialización inmediata.
- 2.- Con base en el perfil industrial, se puede aceptar que la planta de producción de pulpa celulósica resulta económica a una capacidad mínima de 50 toneladas/día.
- 3.- Se establece experimentalmente que la cantidad de pulpa celulósica obtenida tiene buenas características para ser utilizada en la fabricación de papeles industriales como son el medium y el liner.
- 4.- De los resultados obtenidos al comparar las pulpas obtenidas se aprecia que es muy conveniente poder producir pastas semiquímicas: uno de más alto rendimiento para la producción de medium y otro de menor rendimiento para pulpas de tipo liner.
- 5.- El bajo costo del reactivo y la facilidad de obtenerlo, comparado con la sosa, hacen atractiva su aplicación.
- 6.- El alto rendimiento logrado con el proceso a la cal favorece su utilización.

- 7.- Los licores residuales, son a todas luces menos contaminantes que los proceso con sosa, o monosulfito de sodio.
- 8.- Los estados productores de trigo, y por consiguiente de paja son en orden de importancia Sonora, Chihuahua, Guanajuato, Michoacán y Jalisco, se considera que los lugares mas indicados para instalar una planta serían: el Estado de Guanajuato (para la zona del Bajío). El Estado de Sonora (para la zona norte).
- 9.- Analizando el costo de producción de pulpa en suspensión de paja de trigo, al proceso a la cal, con características de fabricación para papeles industriales,compité satisfactoriamente en el mercado.

VII.- BIBLIOGRAFIA

- 1.- T.A.P.P.I. Technical Association of the Pulp and Paper Industry.
 - Fibrous Materials Testing
 - Pulp Testing
 - Paper and Paper Board Testing.
- 2.- F.A.O. Raw Materials for More Paper, Roma 1952.
- 3.- Julius Grant. Manual sobre la Fabricación de Pulpa y Papel. Ed. Compañía Editora Continental, S.A. 1966. ✓
- 4.- C. Earl Libby. Ciencia y Tecnología sobre Pulpa y Papel Tomo I. Ed. Compañía Editora Continental, S.A. 1974.
- 5.- Stephenson, J. N. Preparation Treatment of Wood Pulp. Ed. McGraw Hill B. C. Inc. 1950.
- 6.- L.A.NFI. Laboratorios Nacionales de Fomento Industrial- Archivo del Departamento de Celulosa y Papel.
- 7.- Chemical Engineering. Indices de Costos. Junio de 1975.
- 8.- José Luis Elvira González. Obtención de Pulpa Celulósica Blanqueada a Partir de Paja de Cereales por el Proceso al Sulfito de Sodio. Tesis Profesional 1964.