

UNIVERSIDAD IBEROAMERICANA

INCORPORADA A LA U. N. A. M.
FACULTAD DE QUIMICA

Condiciones de operación del equipo de
refinación en una máquina de papel
y rediseño del sistema

T E S I S

que para obtener el título de
INGENIERO QUIMICO

presenta

EDUARDO CABAL HERMOSILLO

México, D. F.

1 9 6 1



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.

*Tesis hecha en los Laboratorios Nacionales
de Fomento Industrial*

CONDICIONES DE OPERACION DEL EQUIPO
DE REFINACION EN UNA MAQUINA
DE PAPEL Y REDISEÑO DEL SISTEMA

- Capitulo I — Antecedentes.
- .. II — Método de Trabajo.
- a).—Descripción del equipo.
- b).—Diagrama de Flujo.
- .. III — Parte experimental.
- .. IV — Balance de Materia.
- .. V — Costos de refinación.
- .. VI — Conclusiones
- Bibliografía.

A mis padres

A Don Luis M. Verea

A mis maestros y compañeros

Con mi agradecimiento

Al Ing. Quím. Rafael Rojas

^ la Srita. Quím. Carmen Olmedo

^ la Srita. Quím. Herminia Bellato

Por su valiosa ayuda prestada para la realización de este trabajo

CAPITULO I

CAPITULO I

ANTECEDENTES

Desde los albores de la fabricación de papel en las máquinas continuas se estableció el postulado de que, "El papel se hace en la pila". Con lo que se quiere decir que con una pulpa mal refinada no se pueden producir buenas calidades de papel. En la actualidad, las grandes producciones presentan el problema del factor económico en la refinación de pulpas.

En los modernos sistemas de refinación continua, se da a menudo el caso de que los equipos se operan en condiciones poco eficientes. El estudio de las condiciones actuales de refinación en una planta en operación y las recomendaciones para modificarlas eficientemente es el objeto de este trabajo.

CAPITULO II

CAPITULO II

METODO DE TRABAJO

Para poder determinar las condiciones de operación de los refinadores fue necesario conocer el flujo a través de ellos; como los flujos del sistema están íntimamente ligados, se recurrió al método de los diagramas parciales. (Diagrama 1 y 2). Simultáneamente con el balance de materia (1) (2), se llevaron a cabo los estudios de laboratorio tendientes a determinar la variación de consumo de energía eléctrica en función de la facilidad de drenado "FREENESS" (3) (4) (5) (6). Para determinar el "FREENESS" se empleó el "Canadian Standard Freeness Tester" y se siguió el método TAPPI T-227-M-50. También se consideró el índice de longitud de fibra con las variables anteriores, dicho índice se determinó empleando el método desarrollado por Montigny y Sborowski (7).

a). — Descripción del equipo.

El equipo de refinación consta de:

Dos refinadores Claflin operados cada uno por motores de:

150 H P

194 Amperios

440 Voltios.

485 R P M

Un refinador Emerson operado por un motor de:

200 H P

247 Amperios

440 Voltios

592 R P M

Un refinador Jones operado por un motor de:

75 H P
95 Amperios
440 Voltios
960 R P M

5 Bombas operadas cada una por un motor de:

15 H P
20.5 Amperios
440 Voltios
1455 R P M

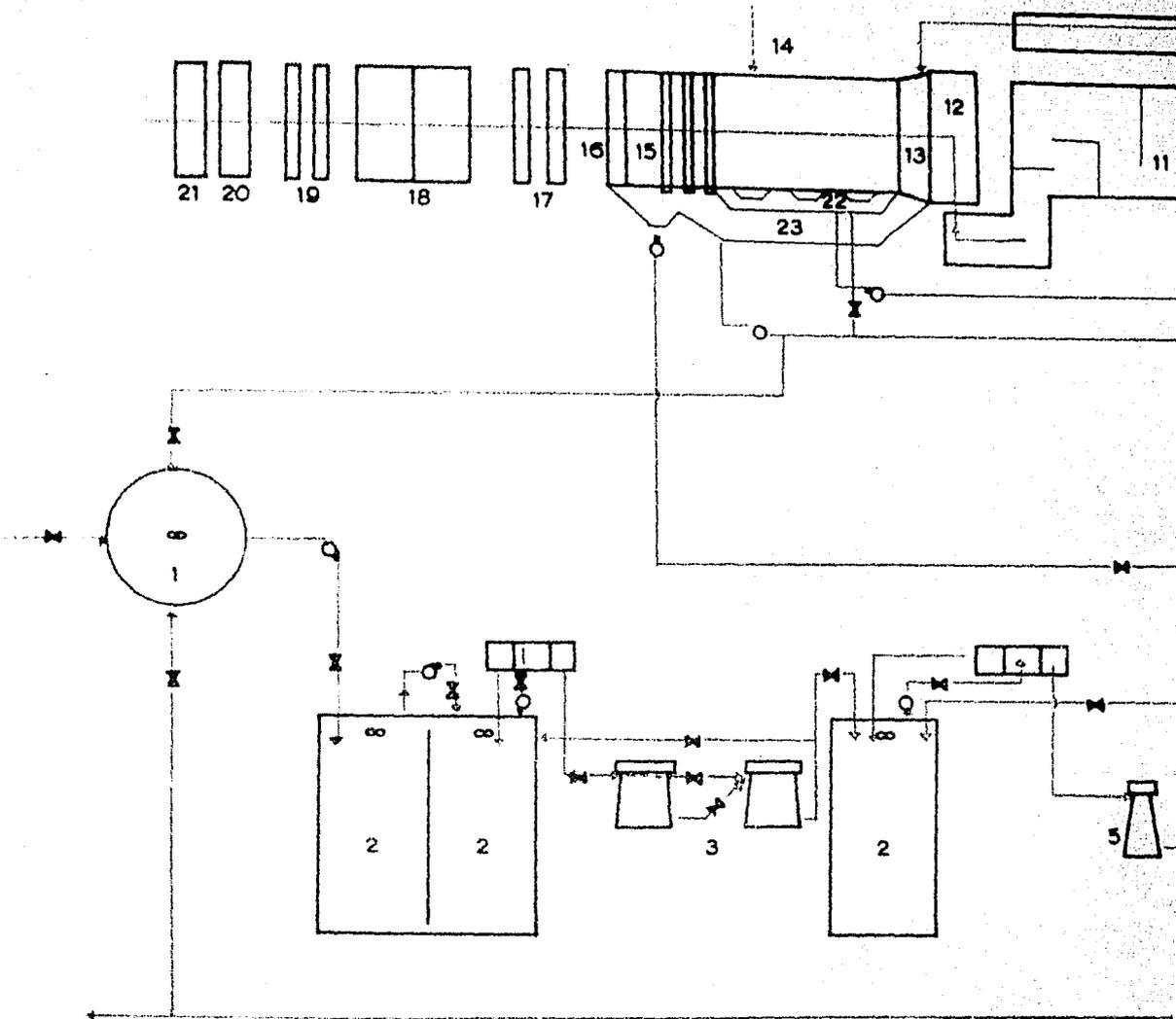
5 Agitadores operados cada uno por un motor de:

10 H P
14 Amperios
440 Voltios
960 R P M

b). — Diagrama de flujo.

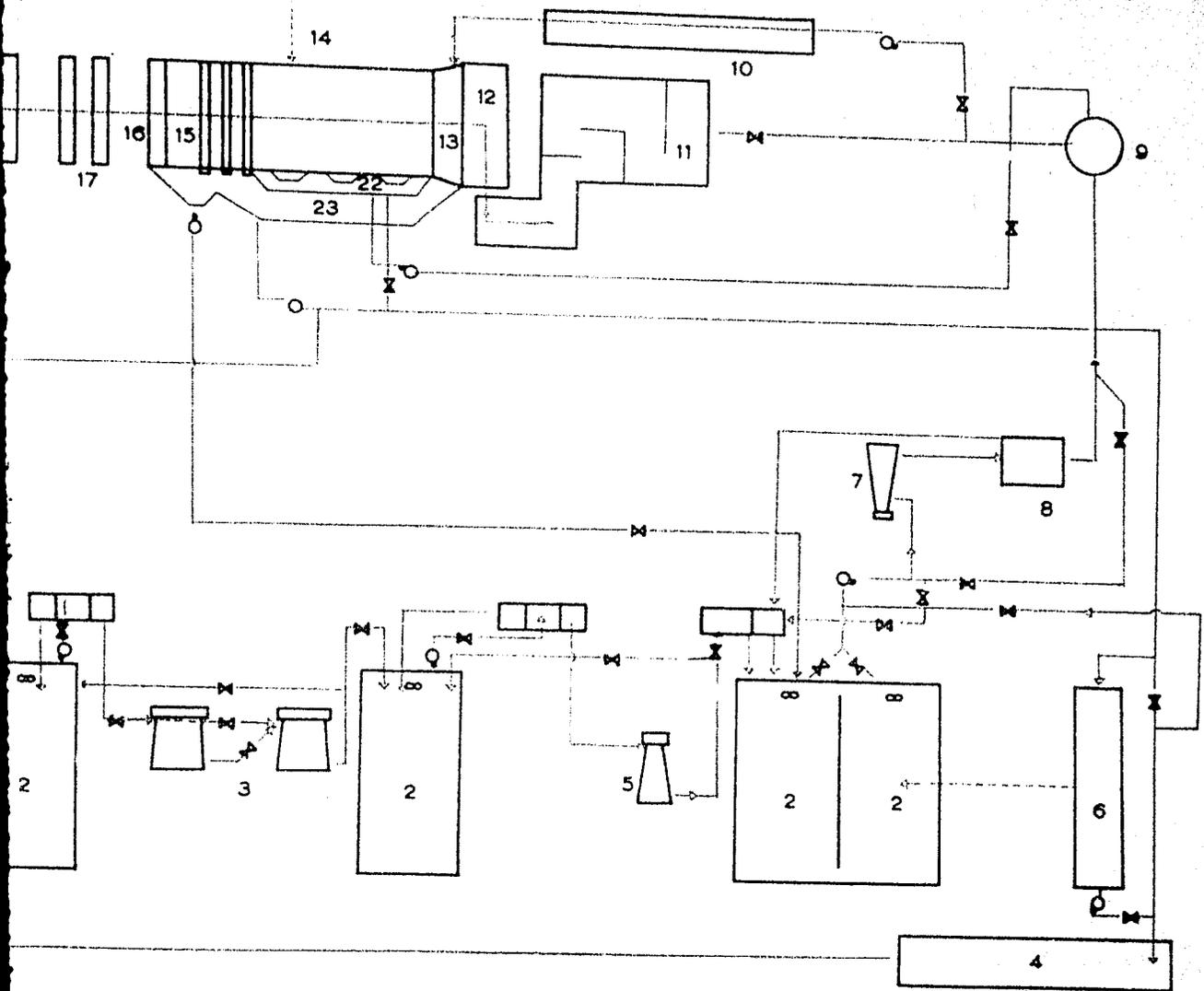
En el diagrama de flujo se puede apreciar la localización del equipo en estudio. Como se ve, la operación de este equipo de refinación está condicionada en gran parte por los flujos de las aguas blancas y de las pastas recuperadas, y éstas a su vez, actúan sobre el balance en función de sus concentraciones.

DIAGRAMA DE FLUJO



- | | | | | | |
|---|----------------------------|----|------------------------|----|-----|
| 1 | HIDRAPULPER | 9 | CICLON | 17 | PRI |
| 2 | TANQUES DE PASTA | 10 | DEPURADOR CENTRIFUGO | 18 | SEC |
| 3 | REFINADORES CLAFLIN | 11 | ARENERO | 19 | CA |
| 4 | TANQUE ALMACENAMIENTO AGUA | 12 | DEPURADOR NIMA | 20 | EN |
| 5 | REFINADORES EMERSON | 13 | CAJA DE ENTRADA | 21 | BO |
| 6 | RECUPERADOR BIRD | 14 | ENTRADA AGUA REGADERAS | 22 | CH |
| 7 | REFINADOR JONES | 15 | CAJAS DE SUCCION | 23 | FO |
| 8 | REGULADOR CONSISTENCIA | 16 | CILINDROS DE SUCCION | | |

DIAGRAMA DE FLUJO



- 9 CICLON
- 10 DEPURADOR CENTRIFUGO
- 11 ARENERO
- 12 DEPURADOR NIMA
- 13 CAJA DE ENTRADA
- 14 ENTRADA AGUA REGADERAS
- 15 CAJAS DE SUCCION
- 16 CILINDROS DE SUCCION

- 17 PRENSAS
- 18 SECADORES
- 19 CALANDRIAS
- 20 ENROLLADOR
- 21 BOBINADORA
- 22 CHAROLAS
- 23 FOSA

- agua limpia
- pasta
- ... agua blanca
- · - · - pasta recuperada

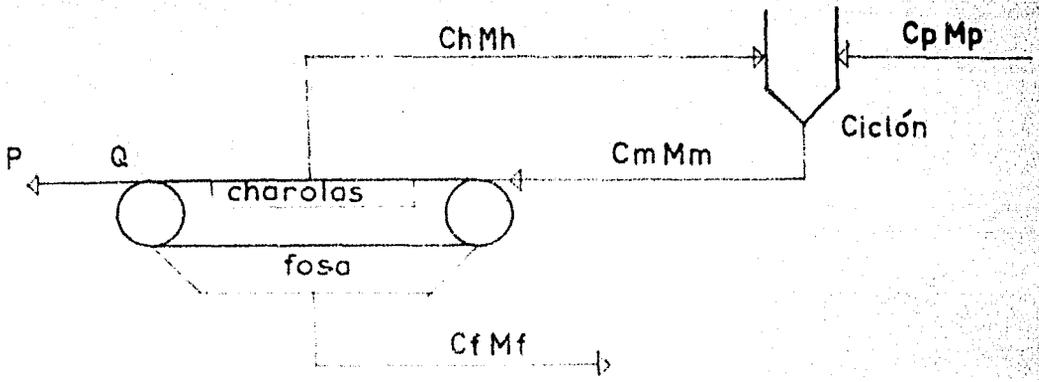


DIAGRAMA 1

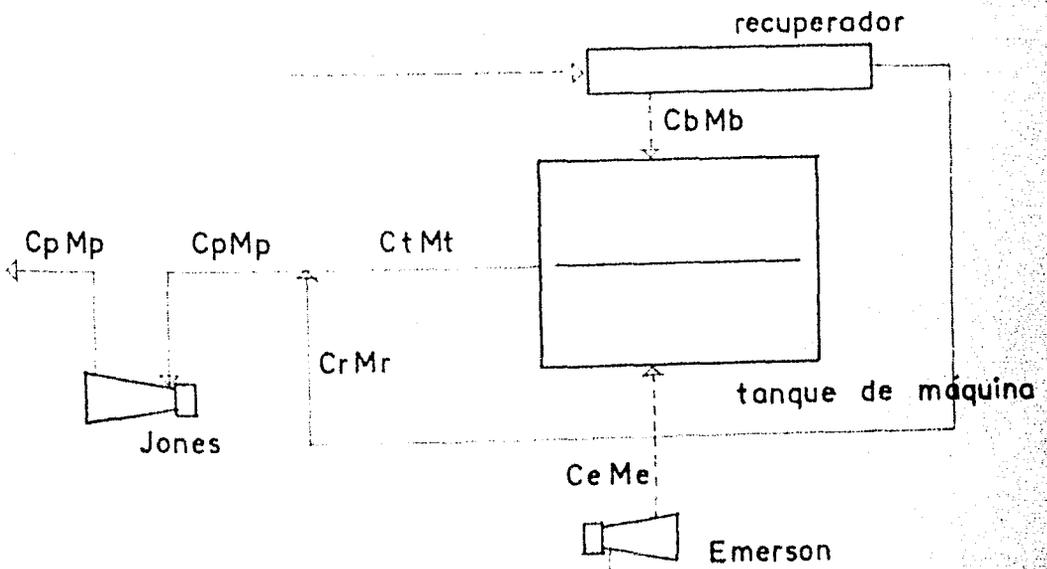


DIAGRAMA 2

BILIOGRAFIA

- 1) *John H. Perry*. P h D Editor Chemical Engineer's Handbook P. 723-726 Mc. Graw Hill Book Co. Inc. New York.
- 2) *Hougen Watson Rayats*. Chemical Process Principles P. 196-205 John Wiley & Sons. Inc. New York.
- 3) *Casey J. P.* Pulp and Paper. Vol. 1 P. 325-361. Intercience Publisher New York. 1952.
- 4) *Stephenson J. N.* Pulp and Paper Manufacture. Vol. 2 P. 233-242-247-263. Mc Graw Hill Book. Inc. New York. 1950.
- 5) *Otto Wurs*. Fabricación de papel. P. 9-44 Editorial Reverté. México. 1956.
- 6) *H. W. Emerton*. Fundamentals of the Beating Process. P. 133-144. The British Paper and Board Industry Research Association. 1957.
- 7) *Montigny y Sborowski*. The Rapid Measurement of an Index of Fiber Length. The Hermann Manufacturing Company. Paper mill and Special Machinery. Lancaster. Ohio.

CAPITULO III

CAPITULO III

PARTE EXPERIMENTAL

Basados en estudios anteriores (8) se obtuvieron las siguientes tablas, en la experimentación con los refinadores Claflin:

T A B L A I

<i>Freeness</i>	<i>Amperaje</i>	<i>Indice de longitud de fibra</i>
1er. Claflin		
664	100	0.8063
656	120	0.7376
652	135	0.6394
650	150	0.616
648	180	0.606
628	200	0.5736
2o. Claflin		
664	100	0.8063
645	125	0.7413
638	140	0.6952
628	175	0.6093
628	200	0.578

De esta tabla se dedujo el paralelismo en el comportamiento de los dos refinadores Claflin.

Los resultados obtenidos al operar en serie los refinadores Claflin se aprecian en la tabla II, variando las concentraciones entre 3.4 y 4.2 y manteniendo el flujo constante a 855 Kg/min.

T A B L A I I

<i>Freeness</i>	<i>Amperaje</i>	<i>Indice de longitud de fibra</i>
Concentración — 3.4		
575	100	0.6013
522	120	0.4825
474	150	0.4534
415	170	0.4237
367	200	0.3672
Concentración — 3.8		
600	100	0.6649
540	120	0.4943
510	140	0.4617
438	160	0.4438
417	180	0.4166
405	200	0.3669
Concentración — 4.2		
644	100	0.6325
470	120	0.5023
430	150	0.4241
410	170	0.4072
400	200	0.36

Un estudio similar al anterior se efectuó con el refinador Emerson. La tabla III, a continuación, muestra el comportamiento del mencionado refinador, manteniendo el flujo a 745 Kg/min y variando las concentraciones.

TABLA 111

<i>Freeness</i>	<i>Amperaje</i>	<i>Indice de longitud de fibra</i>
Concentración — 3.3		
590	150	0.4935
540	170	0.4875
500	190	0.4291
480	210	0.4085
450	230	0.3515
370	250	0.284
Concentración — 3.5		
560	150	0.4652
480	190	0.4193
460	210	0.419
436	225	0.4188
395	240	0.3412
347	250	0.2677
Concentración — 4.2		
570	150	0.4769
520	180	0.4606
470	195	0.439
460	210	0.3353
360	240	0.279
Concentración — 4		
Previamente refinada en los Cieflin		
370	150	0.3693
333	160	0.3411
323	180	0.34
280	200	0.2666
270	240	0.2643
240	260	0.23

De las tablas anteriores y aplicando el método de los promedios, se obtuvieron las siguientes fórmulas empíricas (9) en las que:

F = Freeness.

A = Amperaje.

I = Índice de longitud de fibra.

Para la Tabla II

Para una concentración de 3.4

$$F = 789 - 2.15 A$$

$$F = 1138 I - 59$$

$$I = 0.7446 - 0.00188 A$$

Para una concentración de 3.8

$$F = 810 - 2.17 A$$

$$F = 995 I - 13.3$$

$$I = 0.8036 - 0.00218 A$$

Para una concentración de: 4.2

$$F = 734 - 1.78 A$$

$$F = 808 I - 95$$

$$I = 0.7917 - 0.0022 A$$

Para la Tabla III

Para una concentración de: 3.3

$$F = 876.6 - 1.95 A$$

$$F = 955 I + 96.6$$

$$I = 0.948 - 0.00204 A$$

Para una concentración de: 3.8

$$F = 837.4 - 1.84 A$$

$$F = 1167.54 I + 7.29$$

$$I = 1.1086 - 0.0036773 A$$

Para una concentración de: 4.2

$$F = 905 - 2.2 A$$

$$F = 726.79 I + 187$$

$$I = 0.9871 - 0.0030336 A.$$

Para una concentración de: 4
(previamente refinada en los Claffin

$$F = 470.8 - 0.889 A$$

$$F = 815 I + 56.6$$

$$I = 0.5738 - 0.001368 A.$$

Así mismo se llevaron a cabo las siguientes experimentaciones para conocer el comportamiento de los refinadores en sus diferentes combinaciones en las que:

X = 1 refinador Claflin

XY = 2 refinadores Claflin en serie.

Z = 1 refinador Emerson.

W = refinador Jones.

T A B L A I V

Concentración 3.7

Amperaje	Equipo	Freeness	Índice de longitud de fibra
		550	0.7186
140	Y	500	0.629
140	XY	465	0.4516
200	Z	370	0.3953
70	W	350	0.3013

T A B L A V

Concentración 3.4

Amperaje	Equipo	Freeness	Índice de longitud de fibra
		525	0.9618
180	Z	460	0.5413
200	Z	425	0.538

T A B L A V I

Concentración 2.95

Amperaje	Equipo	Freeness	Índice de longitud de fibra
		624	0.9735
140	XY	565	0.7455
180	Z	482	0.5822
70	W	300	0.2817

El flujo de materia en las experimentaciones anteriores fue de 1.300 kg/min.

Estos datos se consideran válidos para papeles de escritura, con una composición de:

Pulpa Cechisa Blanqueada	53.3%
Pulpa al Sulfito Blanqueada	20 %
Pulpa de Bagazo Blanqueada	26.6 %

De los resultados obtenidos se puede apreciar que la combinación cuyos datos se consignan en la tabla VI fue la más eficiente porque al mismo flujo produjo el mayor abatimiento de "FRE-ENESS".

BIBLIOGRAFIA

- 8) *Eduardo Cabal Hermosillo*. Tesis. Estudio de diferentes equipos de refinación para fabricación de papel. México. 1960.
- 9) *Joseph Lipka*. Graphical and mechanical computation. P. 120-128. Ph. D. John Wiley & Sons Inc. New York.

CAPITULO IV

CAPITULO IV

BALANCE DE MATERIA

El balance de materia, se llevó a cabo para tres diferentes tipos de papel con sus condiciones particulares de operación, con el fin de constatar si los flujos de diferentes fabricaciones eran semejantes o proporcionales. Como se dijo en el capítulo II, se recurrió al método de los diagramas parciales.

A continuación se expone la nomenclatura empleada:

- P Producción de papel (seco a la estufa) Kg/min.
- P_1 Producción de papel en rollo (con humedad variable según tipo de papel) Kg/min.
- Q Papel húmedo producido después del cilindro de succión Kg/min.
- A Agua perdida por evaporación y prensado Kg/min.
- B Sequedad en el rollo de papel %.
- H_1 Humedad después del cilindro de succión %.
- H_2 Humedad en el rollo de papel. %
- C_q Concentración de pulpa después del cilindro de succión. %.
- S_c Sequedad en el cilindro de succión. %.
- C_h Concentración de pulpa en las charolas. %.
- M_h Peso de la suspensión de las charolas. Kg/min.

- C_m Concentración de pulpa en la mesa de la máquina. %.
- M_m Peso de la suspensión en la mesa de la máquina. Kg/min.
- C_p Concentración de pulpa que llega del refinador Jones. %.
- M_p Peso de la suspensión que llega del refinador Jones. Kg/min.
- C_f Concentración de pulpa que sale en las fosas. %.
- M_f Peso de la suspensión que sale en las fosas. (Tomado experimentalmente) Kg/min.
- C_v Concentración de pulpa recuperada. %.
- M_v Peso de la suspensión recuperada. Kg/min.
- C_t Concentración en el tanque de la máquina %.
- M_t Peso de la suspensión en el tanque de la máquina. Kg/min.
- C_r Concentración de pulpa no recuperada. %.
- M_r Peso de suspensión no recuperada. Kg/min.
- C_e Concentración de pulpa que llega del refinador Emerson. %.
- M_e Peso de suspensión que llega del refinador Emerson. Kg/min.

CONDICIONES DE OPERACION

Las condiciones de operación en las que se efectuaron los balances de materia, se consiguan en el siguiente cuadro.

	Fabricación A.	Fabricación B.	Fabricación C.
	Composición %		
	22.4 Pulpa blanq. al sulfato.	36.2 Tarj. tabular	29.5 Pulpa. Blanq al sulf.
	22.4 Pulpa blanq. al bagazo.	.182 Cenizas de sosa	19.7 Pulpa Blanq. bagazo
	39.18 Viruta de Primera	54.4 Pasta mecánica	24.5 Pasta mecánica
	6.99 Caolin	1.82 Miscibol	12.3 Caolin
	3.35 Miscibol	4.85 Alumbre	3.92 Miscibol
	4.48 Alumbre	2.43 Tierra de	3.92 Alumbre
	1.2 Refusol	Diatomaceas	6.16 Caolin impalpable.
Velocidad de la máquina m/min.	115	105	76.6
Peso base del papel S.E. kg/m ²	0.055	0.0455	0.107
Ancho del rollo m.	2.43	2.51	2.71
p	15.4	12	15.4
H ₁	82.5	83.6	83.62
H ₂	3.5	4.75	4.5
C _r	0.29	0.1825	0.125
C _h	0.1	0.163	0.145
C _m	0.8	0.695	0.76
C _p	2.7	2.92	2.66
C _t	2.9	3.18	3.0
C _v	9.1	6.0	12.8
C _r	0.03	0.06	0.03

BALANCES PARCIALES DE MATERIA

Cálculo de Q: se aplica la siguiente fórmula (según diagrama 1)

$$Q = \frac{100 P}{Sc}$$

Q 88 Kg/min 73.1 Kg/min 88 Kg/min

Cálculo de M_p (Diagrama 1)

$$Q C_Q + C_f M_f = C_p M_p$$

$$17.5 \times 88 + 29 \times 1620 = 2.7 M_p \quad 16.4 \times 73.2 + 1.18 \times 1540 = 2.92 M_p \quad 16.48 \times 87.9 + 1.25 \times 1378.8 = 2.66 M_p$$

M_p 748 Kg/min 504 Kg/min 672 Kg/min

Pasta seca en el ciclón es = Pasta seca en la fona + Pasta seca en la máquina.

$$23.1 = 4.7 + 15.4 \quad 14.7 = 2.8 + 12 \quad 17.98 = 3.44 + 14.5$$

Cálculo de M_h y M_m (Diagrama 1)

$$C_h M_h + C_p M_p = C_m M_m$$

$$M_{in} = M_h + M_p$$

$$M_h = M_m + 748 \quad M_h = M_m + 504 \quad M_h = M_m + 672$$

$$.1 M_h + 2010 = .8 M_m \quad .163 M_h + 1470 = .695 M_m \quad .145 M_h + 1800 = .76 M_m$$

M_m 2760 Kg/min 2600 Kg/min 2780 Kg/min

M_h 2012 Kg/min 2090 Kg/min 2108 Kg/min

Pasta seca en la máquina = Pasta seca que llega al ciclón + Pasta seca de las charolas.

$$22.1 = 20.1 + 2.012 \quad 18.1 = 14.7 + 3.4 \quad 21.1 = 17.98 + 3.05$$

Cálculo de M_p y M_t (Diagrama 2)

$$C_p M_p = C_t M_t + C_r M_r$$

$$M_p = M_t + M_r$$

$$2010 = 2.9M_t + .03M_r$$

$$1460 = 3.15 M_t + .06 M_r$$

$$1798 = 3M_t + .03M_r$$

$$748 = M_t + M_r$$

$$504 = M_t + M_r$$

$$672 = M_t + M_r$$

$$M_r = 48.8 \text{ Kg/min}$$

$$35.6 \text{ Kg/min}$$

$$73.4 \text{ Kg/min}$$

$$M_t = 699.2 \text{ Kg/min}$$

$$468.4 \text{ Kg/min}$$

$$598.6 \text{ Kg/min}$$

Pasta que pasa por el Jones = Pasta seca del tanque + Pasta seca no recuperada.

$$20.1 - 20.85 = .1464$$

$$14.7 - 14.67 = .021$$

$$17.98 - 17.95 = .022$$

Agua empleada en el hidrapulper.

Sale del tanque de máquina (Diagrama 2). Para calcular el agua del hidrapulper fue necesario, calcular la cantidad de agua que sale del tanque de la máquina, que se supone debe ser la misma.

$$699.2 \text{ Kg/min a } 2.9\%$$

$$468.4 \text{ Kg/min a } 3.18 \%$$

$$598.6 \text{ Kg/min a } 3.1\%$$

$$20.08 \text{ Kg/min de pasta seca}$$

$$14.67 \text{ Kg/min de pasta seca}$$

$$17.95 \text{ Kg/min de pasta seca}$$

$$679.12 \text{ Kg/min de agua}$$

$$443.41 \text{ Kg/min de agua}$$

$$580.64 \text{ Kg/min de agua}$$

Suspensión de pulpa al hidrapulper proveniente de la fosa.

$$\frac{681.08 \times 29}{100} = 1.98 \text{ Kg/min pasta seca}$$

$$\frac{444.23 \times 18.25}{100} = .81 \text{ Kg/min pasta seca}$$

$$\frac{582.6 \times 25}{100} = 1.4 \text{ Kg/min pasta seca}$$

$$679.1 \text{ Kg/min de agua}$$

$$443.4 \text{ Kg/min de agua}$$

$$580.6 \text{ Kg/min de agua}$$

Suspensión de pasta que pasa por el recuperador, suponiendo que trabaja a su máxima eficiencia.

(Diagrama General) (Agua proveniente de la fosa — agua empleada en el hidrapulper)

$$1620 - 681.08 = 939 \text{ Kg/min} \quad 1540.444 = 1096 \text{ Kg/min} \quad 1378.86 - 582.6 = 796.8 \text{ Kg/min}$$

Pasta recuperada

$$\begin{array}{l} \text{De } .29 \text{ a } .03 \text{ recupera } .26\% \\ \frac{936 \times .26}{100} = 2.45 \text{ Kg/min} \\ \text{pasta seca recup.} \end{array} \quad \begin{array}{l} \text{De } .18 \text{ a } .06 \text{ recupera } .122\% \\ \frac{1096 \times .122}{100} = 1.24 \text{ Kg/min} \\ \text{pasta seca recup.} \end{array} \quad \begin{array}{l} \text{De } .25 \text{ a } .03 \text{ recupera } .22\% \\ \frac{796.8 \times .22}{100} = 1.74 \text{ Kg/min} \\ \text{pasta seca recuperada} \end{array}$$

Cálculo de M_v y M_e (Diagrama 2)

$$M_t = M_v + M_e$$

$$M_v = \frac{2.45 \times 100}{9.1}$$

$$M_v = \frac{1.24 \times 100}{6}$$

$$M_v = \frac{1.74 \times 100}{12.8}$$

$$M_v = 25.7 \text{ Kg/min}$$

$$= 20.6 \text{ Kg/min}$$

$$= 13.6 \text{ Kg/min}$$

$$M_e = 699.2 - 25.7$$

$$M_e = 468.4 - 20.6$$

$$M_e = 598.6 - 13.6$$

$$M_e = 673.5 \text{ Kg/min}$$

$$= 447.8 \text{ Kg/min}$$

$$= 585.6 \text{ Kg/min}$$

Cálculo de C_e (Diagrama 2)

$$C_t M_t = C_v M_v + C_e M_e$$

$$2.9 \times 699.2 = 25.7 \times 99 + 673.5 C_e \quad 3.1 \times 468.4 = 20.6 \times 6 + 447.8 C_e \quad 3 \times 598.6 = 12.8 \times 13.6 + 585.6 C_e$$

$$C_e = 2.6\%$$

$$3\%$$

$$2.78\%$$

Agua que emplea el Hidrapulper (como fines de comprobación se recalculó el agua que empleó el hidrapulper por otro camino, con las nuevas concentraciones).

Sale del tanque de máquinas (Diagrama 2)

$$673.2 \text{ Kg/min a } 2.6\%$$

$$447.8 \text{ Kg/min a } 3\%$$

$$575.6 \text{ Kg/min a } 2.78\%$$

$$\frac{673.5 \times 2.6}{100} = 17.6 \text{ Kg/min de pasta seca}$$

$$\frac{447.8 \times 3}{100} = 12.4 \text{ Kg/min de pasta seca}$$

$$\frac{585.6 \times 2.78}{100} = 16.5 \text{ Kg/min de pasta seca}$$

$$655.9 \text{ Kg/min de agua}$$

$$435.4 \text{ Kg/min de agua}$$

$$569 \text{ Kg/min de agua}$$

Suspensión de pulpa al hidrapulper proveniente de la fosa

$\frac{657.5 \times 20}{100} = 1.9 \text{ Kg/min}$ P. Seca	$\frac{436.2 \times 1825}{100} = 7.9 \text{ Kg/min}$ P. Seca	$\frac{570.5 \times 25}{100} = 1.5 \text{ Kg/min}$ P. Seca
655.9 Kg/min de agua	435.4 Kg/min de agua	569 Kg/min de agua

Suspensión de pulpa al recuperador (por diferencia) (Diagrama 2)

$1220 - 657.5 = 562.5 \text{ Kg/min}$	$1940 - 436.2 = 1503 \text{ Kg/min}$	$1378.8 - 570.5 = 808.3 \text{ Kg/min}$
$\frac{562.5 \times 26}{100} = 2.5 \text{ Kg/min}$ P. Seca	$\frac{1503 \times 122}{100} = 1.84 \text{ Kg/min}$ P. Seca	$\frac{808.3 \times 22}{100} = 1.78 \text{ Kg/min}$ P. Seca

Cálculo de M_v y M_e (Diagrama 2)

$$M_v = M_v + M_e$$

$M_v = \frac{2.5 \times 100}{2.1} = 27.5 \text{ Kg/min}$	$M_v = \frac{1.84 \times 100}{2} = 22.4 \text{ Kg/min}$	$M_v = \frac{1.78 \times 100}{12.8} = 13 \text{ Kg/min}$
$692.2 - 27.5 = M_e$	$468.4 - 22.4 = M_e$	$598.6 - 13 = M_e$
$M_e = 664.7 \text{ Kg/min}$	446 Kg/min	585.6 Kg/min

$$C_v M_v = C_v M_v - C_e M_e$$

$\frac{3010 - 246}{671.7} = C_e$	$\frac{1470 - 134}{446} = C_e$	$\frac{1800 - 176}{574.6} = C_e$
$C_e = 2.71\%$	2.99%	2.76%

Carga (base seca)

$\frac{671.7 \times 2.61}{100} = 17.6 \text{ Kg/min}$	$\frac{446 \times 2.99}{100} = 13.4 \text{ Kg/min}$	$\frac{584.8 \times 2.76}{100} = 16.2 \text{ Kg/min}$
---	---	---

Carga real

$17.6 - 1.9 = 15.7 \text{ Kg/min}$	$13.4 - 1.84 = 12.06 \text{ Kg/min}$	$16.2 - 1.78 = 14.42 \text{ Kg/min}$
------------------------------------	--------------------------------------	--------------------------------------

Suspensión de pulpa que llega al tanque de depósito (Diagrama Gral.)

962.2—48.8=913.4 Kg/min a .03% 1103.8—35.6=1068.2 Kg/min a .06% 808.3—73.4=734.9 Kg/min a .03%

Cálculo de la pérdida de agua (evaporada y prensada)

$$P = B P_1$$

$$\frac{15.4}{.965} = P_1$$

$$P_1 = 16 \text{ Kg/min}$$

$$\frac{12}{.952} = P_1$$

$$12.6 \text{ Kg/min}$$

$$\frac{15.4}{.955} = P_1$$

$$16.1 \text{ Kg/min}$$

$$Q - A = P_1$$

$$88 - 16 = A$$

$$A = 72 \text{ Kg/min}$$

$$73.1 - 12.6 = A$$

$$60.5 \text{ Kg/min}$$

$$85 - 16.1 = A$$

$$68.9 \text{ Kg/min}$$

CAPITULO V

CAPITULO V

COSTOS DE REFINACION

En este capítulo se van a comparar los costos actuales de refinación, con los costos de refinación de un sistema propuesto; la diferencia entre ambos radica fundamentalmente en los consumos de energía habidos por concepto de refinación inadecuada, agitación y bombeo hasta los tanques de máquina. Esta comparación se llevó a cabo tomando como base los amperajes máximos experimentados.

Para calcular los costos de refinación por concepto de energía, se utilizó la siguiente fórmula (10).

$$C = \frac{0.16 V \cos \phi \sqrt{3}}{1000} t$$

a) Relación de costo por consumo de energía para los dos refinadores Claffin según la tabla II, sin considerar agitación y bombeo.

Base 1,000 kg. de pulpa S.E.

Concentración	Abatimiento de Freeness. Puntos.	Costo por tonelada de pulpa X.E.	Costo de 100 puntos. C S F por tonelada
%	C S F (1)	\$	\$
3.4	202	22.2	11
3.8	295	22.2	11.4
4.2	244	18	7.4

b) Relación de costo para el refinador Emerson según la tabla III, sin considerar agitación y bombeo.

Base 1000 kg. pulpa S.E.

Concentración	Abatimiento de Freeness. Puntos.	Costo por tonelada de pulpa S.E.	Costo de 100 pun- tos. C S F por tonelada
%		\$	\$
3.3	220	16	7.3
3.8	213	14	6.6
4.2	210	12.4	5.9
Para la pulpa previamente refinada en los Claflin se tiene:			
4	130	14.1	10.82

c) Costo actual de refinación.

La refinación actualmente se lleva a cabo mediante una recirculación, empleando los tanques de los Claflin y del Emerson respectivamente, u operando en serie estos equipos, pero siempre almacenando en tanques intermedios (Ver diagrama de flujo).

Base 1000 Kg. de pulpa S.E.

Tiempo de refinación, agitación y bombeo hasta los tanques de máquina: 1 h.

Costo de bombeo: 3 bombas	=	4.45
Costo de agitación: 3 agitadores	=	3.04
Costo de refinación: 2 Claflin a 130 Amperios	=	18.90
1 Emerson a 220 Amperios	=	15.90
		<hr/>
		\$ 42.29

d) Costo base para el sistema propuesto.

Los resultados de las experiencias (tabla VI) demuestran que el sistema actual de refinación, tiene los siguientes inconvenientes:

1) Que durante un porcentaje del tiempo de refinación, los refinadores se emplean como bombas.

γ) Es incontrolable el tiempo de permanencia de pulpa en proceso con el consiguiente consumo de energía por concepto de agitación.

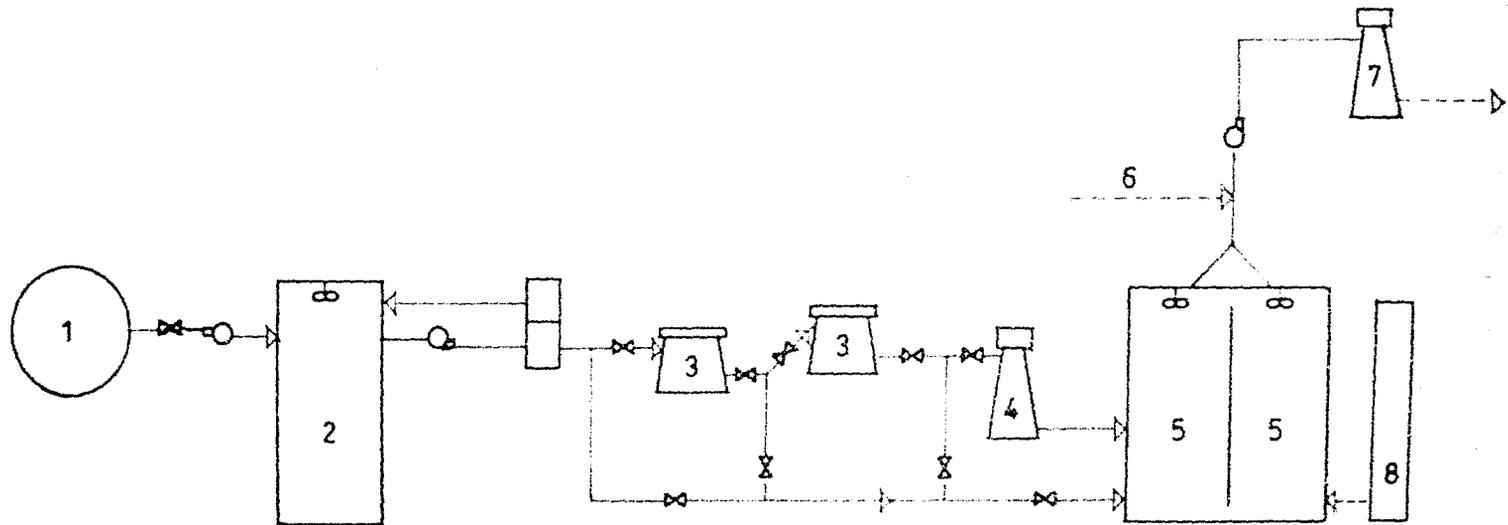
En vista de lo anterior se proponen modificaciones al sistema de refinación, que se aprecian en el diagrama 3. Se calcula a continuación el costo de refinación incluyendo agitación y bombeo para el diagrama propuesto. Cabe hacer la consideración que el flujo de la tabla VI (1300 Kg/mín) en la que está basada esta estimación, es aproximadamente el doble del consumo de la máquina según la fabricación A. (679 Kg/mín).

Tiempo de agitación, bombeo y refinación hasta los tanques de máquina, 0.573 h.

Costo de bombeo: 3 bombas	=	\$ 2.55
Costo de agitación: 3 agitadores	=	1.75
Costo de refinación: 2 Claflin 140 Amperios	=	11.70
1 Emerson 180 Amperios	=	7.40
		<hr/>
		\$ 23.40

Diferencia por tonelada entre un sistema y otro: \$ 18.89.

DIAGRAMA 3



1 hidrapulper

4 refinador Emerson

7 refinador Jones

2 tanque del hidrapulper

5 tanques de maquina

8 recuperador

3 refinadores Claflin

6 entrada de agua de dilucion

BIBLIOGRAFIA

- 10) *Harvey H. White Ph. D. Modern College Physics. P. 525-526 D. Van Nostrand Inc. New York.*

CAPITULO VI

CAPITULO VI

CONCLUSIONES

- 1.—Los refinadores Claflin guardan paralelismo, entre sí.
- 2.—Es más eficiente desde el punto de vista del abatimiento del "Freeness" el refinador Emerson, que los refinadores Claflin.
- 3.—El abatimiento del "Freeness" por el refinador Emerson es más efectivo en una pasta sin refinación previa, que para una pasta previamente refinada. Para el sistema propuesto esto es muy significativo en virtud de que la capacidad de refinación se ha demostrado ser el doble de la producción de la máquina. Estas condiciones permiten trabajar el refinador Emerson como único refinador principal, conservando los refinadores Claflin como equipo de reserva, o viceversa.
- 4.—Como los flujos en los balances de material para diferentes fabricaciones guardan paralelismo, las fórmulas empíricas obtenidas constituyen una guía en la refinación.
El sistema propuesto tiene las siguientes ventajas.
 - a).—Más fácil control.
 - b).—Sistema continuo.
 - c).—Ahorro de bombeo, agitación y refinación: del orden de \$ 19.00 por tonelada.
 - d).—Facilidad de limpieza en los cambios de fabricación.
 - e).—Calidad más uniforme.

BIBLIOGRAFIA

- Cabal Hermosillo Eduardo.* Tesis. Estudio de diferentes equipos de refinación para fabricación de papel. México. 1960.
- Casey J. P.* Pulp and Paper.
Vol. 1 Interscience Publisher. New York. 1952.
- H. W. Emerton.* Fundamentals of the beating Process.
The British Paper and Board Industry Research Association. 1957.
- Hougen Watson Repts.* Chemical Process Principles. John Wiley & Sons. Inc.
New York.
- Lipka Joseph.* Graphical and Mechanical Computation. John Wiley & Sons. Inc.
New York.
- Montigny y Sborowski.* The Rapid Measurement of an Index of Fiber-Length.
The Hermann Manufacturing Company. Paper Mill and Special Machinery.
Lancaster, Ohio.
- Perry John W.* Chemical Engineer's Handbook.
Mc Graw Hill Book Co. Inc. New York.
- Stephenson J. N.* Pulp and Paper Manufacture.
Vol. 2 Mc. Graw Hill Book Co. Inc. New York. 1960.
- White Harvey H.* Modern College Physics.
D Van Nostran Inc. New York.
- Wurs Otto.* Fabricación de papel.
Editorial Reverté. México. 1956.