

7



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

**Diseño y Operación de un Depurador Ciclónico
Piloto para Pulpas Celulósicas**

TESIS PROFESIONAL

ANGEL VIRGILIO AGUIRRE BENITEZ



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.

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA

**Diseño y Operación de un Depurador Ciclónico Piloto
para Pulpas Celulósicas**

ANGEL VIRGILIO AGUIRRE BENITEZ

I N G E N I E R O Q U I M I C O

1 9 8 7

PRESIDENTE. Prof. SANTIAGO DE LA TORRE GALINDO.

VOCAL. " JESUS VALDEZ FELIX.

JURADO ASIGNADO

ORIGINALMENTE SECRETARIO. " FRANCISCO SANCHEZ TREVIÑO.

SEGUN EL

TEMA. 1er. SUPLENTE. " ENRIQUE JIMENEZ RUIZ.

2do. SUPLENTE. " ENRIQUE ALARCON ROBLES.



SITIO DONDE SE DESARROLLO EL TEMA: LABORATORIOS NACIONALES DE FOS
FOSFATO INDUSTRIAL.....

NOMBRE COMPLETO Y FIRMA DEL SUSTENTANTE: ANGEL VIRGILIO AGUIRRE.....
DEBITEZ. Angel Virgilio Aguirre A

NOMBRE COMPLETO Y FIRMA DEL ASESOR DEL TEMA: ING. SANTIAGO DE LA TORRE.....
TORRE.....

NOMBRE COMPLETO Y FIRMA DEL SUPERVISOR

TECNICO: ING. KARL AUGUSTIU.....

Carpetta

A mis padres:

**Jesús Aguirre Molina.
Rafaela Bonítez de Aguirre.**

**Con mi agradecimiento por
su abnegación.**

A mis hermanos:

**Ma. Trinidad,
Servando y Carlos.**

A mis tías:

**Ma. Guadalupe, Ma. del Refugio
y Galdina Benítez.**

A mi primo:

**Dr. Efraín Vázquez B.
agradeciendo sus consejos.**

RECONOCIMIENTO:

Quiero agradecer sinceramente la ayuda dada en el desarrollo de este trabajo, a los Ings. Rafael Rojas, Salvador-Carrasco, Karl Augustin y a todo el personal de los Laboratorios Nacionales — de Fomento Industrial.

También mi agradecimiento para todas-aquellas personas que hicieron factible este trabajo.

INDICE

	Pág.
CAPITULO I	1
ANTECEDENTES Y OBJETO DEL TRABAJO .	
CAPITULO II	2
GENERALIDADES .	
a).- Separación de materiales.	
b).- Separación por centrifugación.	
c).- Datos históricos.	
CAPITULO III	5
DISEÑO DEL SEPARADOR Y BOMBAS .	
a).- Diseño del separador.	
b).- Cálculo de bombas.	
CAPITULO IV	18
PARTE EXPERIMENTAL .	
a).- Funcionamiento del equipo.	
b).- Pruebas efectuadas.	
1.- Comprobación de gastos de alimentación.	
2.- Gasto volumétrico de la bomba de agua— de elutriación.	
3.- Impurezas artificiales usadas.	
4.- Separación global de sólidos.	
5.- Condiciones óptimas de separación.	
6.- Control del flujo del colector.	
7.- Influencia de la presión de alimentación.	
8.- Pruebas con aserrín.	
9.- Diámetro óptimo del tubo de descarga del colector.	
10.- Pruebas con pulpa.	
11.- Prueba con caolín.	
CAPITULO V .	34
CONCLUSIONES Y BIBLIOGRAFIA .	
a).- Conclusiones.	
b).- Bibliografía.	

CAPITULO I.

ANTECEDENTES Y OBJETO DEL TRABAJO.

Uno de los problemas que se presentan en la industria papalera; es la depuración final de las mezclas de pulpa en proceso. Para este efecto; existen en el mercado, entre otros los llamados separadores ciclónicos.

Por otra parte, el auge que tiene la industria de la celulosa y papel en México; aunado al tipo de materias primas nacionales, que se están procesando para la obtención de pulpa; prevee un consumo de equipos de separación ciclónica.

En la literatura consultada, se encontraron datos escasos y acerca de las impurezas separadas, no se encontró nada. Por esta razón se consideró necesario conocer a fondo el funcionamiento de los mencionados equipos, así como el principio de su funcionamiento; con el fin de hacer posteriormente el diseño apropiado.

La experimentación tendiente a obtener la mejor separación de impurezas o a determinar en su caso las variables de operación que afectan a dichos equipos, en un separador de cierta forma geométrica es el objeto del presente trabajo. Esto servirá de punto de partida para futuras pruebas en otros diseños; hasta tener ecuaciones generales de diseño.

CAPITULO II

GENERALIDADES.

a).- Separación de materiales.

Los procedimientos de separación de los componentes de mezclas -- homogéneas o heterogéneas, pueden ser de dos tipos: las separaciones mecánicas y las separaciones mediante el cambio de fases.

Estas separaciones, toman en cuenta las diferentes propiedades físicas específicas de los componentes, los cuales pueden estar en las fases sólido (s)- sólido (s), sólido (s)- líquido (s), sólido (s)-gases, líquido (s) - líquido (s), líquido (s) - gas (es) y gas (es)- gas (es).

En cada tipo de separaciones, existen varios métodos. Como ejemplos de separaciones mecánicas se tienen: tamizado, filtración, centrifugación, -- etc. Ejemplos representativos de las separaciones mediante el cambio de fases -- son: sublimación, destilación, absorción y otros.

La aplicación de estos métodos, requiere criterios que tengan en -- cuenta factores del equipo, del sistema por separar y económicos.

b).- Separación por centrifugación.

La centrifugación, es una operación unitaria basada en el principio dinámico, de que una partícula al moverse en un fluido con una trayectoria circular, tiende a alejarse del centro de curvatura con una fuerza conocida con el nombre de fuerza centrífuga. Esta es igual en magnitud pero de sentido contrario, a la fuerza que tiende a ir hacia el centro de curvatura, llamada fuerza centrípeta.

Trasladando este principio a un sistema sólido líquido, originado por la adición de sólidos en líquidos o viceversa; que es lo que interesa en este caso, - se tendrá un contenido (sistema sólido-líquido) y un continente (recipiente).

En un recipiente que tiene un sistema sólido-líquido en reposo, los sólidos estarán en el fondo, en suspensión o flotando, dependiendo esto de las densidades. Si se impulsa el líquido con un movimiento angular, dado por un agente físico externo, se observa que los sólidos se desplazan radial y angularmente en -- función directa del movimiento; siendo irregular el orden de distribución de los sólidos.

La separación por centrifugación, puede lograrse con el movimiento de partes del recipiente o del sistema sólido fluido.

La aplicación de estos sistemas en movimiento, dió origen a dos métodos: la separación centrífuga propiamente dicha y la separación ciclónica.

Como el objeto del presente trabajo versa sobre la separación ciclónica, cabe hacer hincapié que esta a su vez se subdivide en dos clases: separación por hidrociclones y separación por aerociclones.

c).- Datos históricos.

En 1885 según S.J. Pascual de Buell Engineering Co. Inc., se comenzó el principio de los colectores ciclónicos de polvo. Siguieron las patentes de John M. Fink, la de Morse en 1887 y la de Allington & Curtis de 1888.

El primer hidrociclón se debe a Bretney, patentado en 1891. En 1914, funcionaba uno en la Federal Chemical Co. de Tennessee.

Para pulpas celulósicas, el primer diseño se debió a Berges en 1835; le siguieron el de Horace Freeman en 1937, el de Scott en 1939, el de Driessen., etc.

Ultimamente muchas compañías han diseñado este equipo, entre otras: Dorr Co., Heyl & Patterson Inc., Oliver United Filters Inc., Cotrell Engineering Co., Krebbs Co., y otras.

CAPITULO III.

DISEÑO DEL SEPARADOR Y BOMBAS

a).- Diseño del separador .

Para llevar a cabo la experimentación, y tomando en cuenta las limitaciones de materiales para fabricar un separador ciclónico en México; se decidió construir éste, según la forma común de hidrociclones. Siendo las partes de éste: cabezal, vaso cilíndrico con un extremo en forma cónica y un colector de impurezas.

En el plano "SEPARADOR CICLONICO", pueden apreciarse las partes antes citadas, que están marcadas con los números 13, 10 y 5. La nomenclatura de estos números, se localiza en el plano "CABEZAL Y SOSTEN", que posee diferentes cortes del cabezal y la vista en planta del sostén del separador.

El cabezal posee una boquilla que sirve para aumentar la velocidad del fluido impuro. La selección del diámetro de la boquilla se hizo, de acuerdo a una tabla de la compañía Weisse que se reproduce en la gráfica 1. Siendo función de la presión de alimentación al sistema impuro y el gasto deseado.

La presión máxima de alimentación se tomó de la literatura encontrada y de la práctica; la cual fue de $50 \text{ lb/in}^2 = 3.4 \text{ Kg/cm}^2$. El gasto a mane-

jar fue considerado como de 100 l/min = 26.5 G.p.m. debido a la capacidad de los tanques disponibles.

Con estos valores de las variables, se encontró que el diámetro de boquilla más adecuado era el de 9 mm.

Teniéndose el diámetro de la boquilla, para que no hubiera mucha pérdida de presión, se pensó en reducir gradualmente la entrada con una inclinación de 6° .

Como la fuerza centrífuga dentro del caso de hidrociclón, depende de la velocidad tangencial (velocidad de alimentación), con el fin de conocer en un momento dado de la experimentación dicha velocidad, en función de la presión; se calcularon mediante la fórmula de velocidades en boquillas (Mc. Cabe¹⁰); ---

$$V = C_b \sqrt{2g_c H} \quad ; \text{ donde}$$

V = Velocidad.

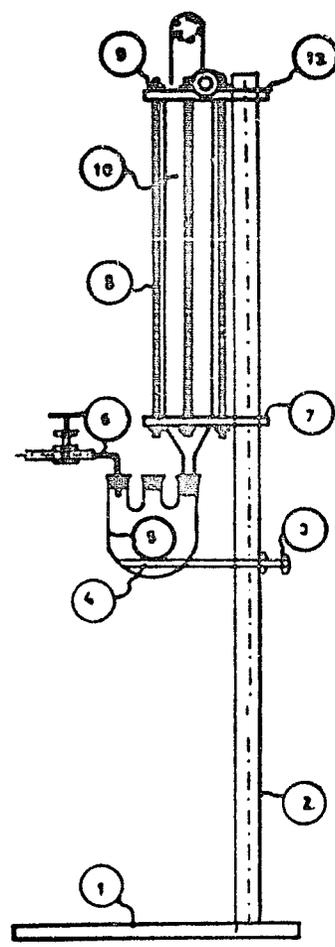
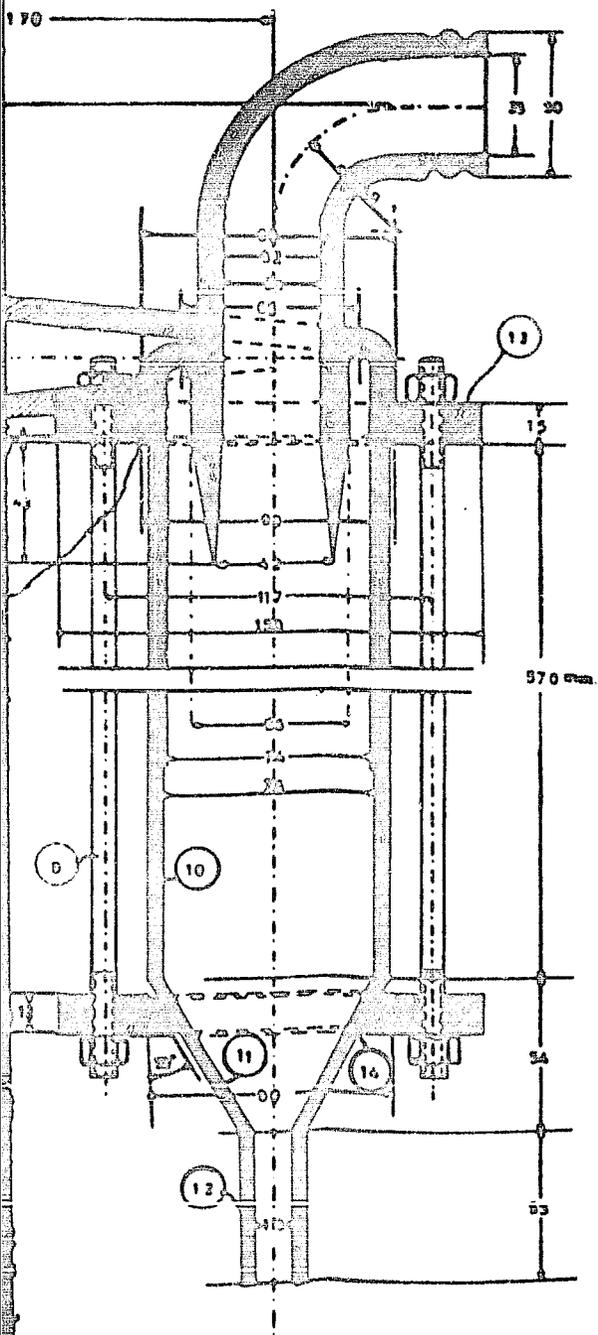
C_b = Coeficiente de boquilla $\cong 1$.

g_c = Factor de conversión.

H = Altura de líquido.

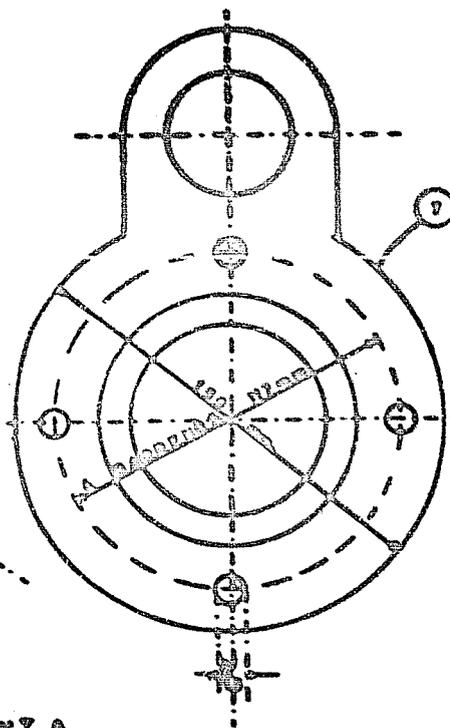
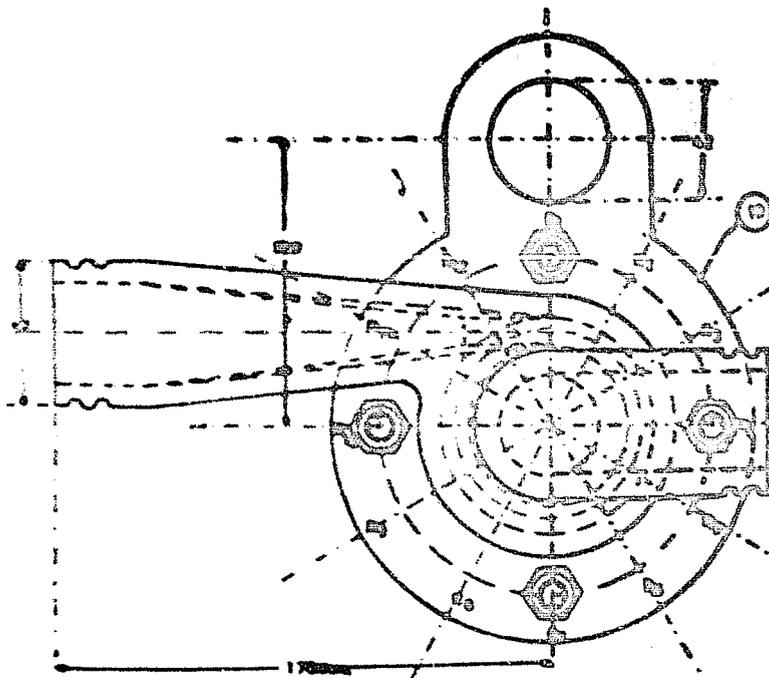
Los valores calculados aparecen en la gráfica # 2.

Tanto en la entrada como a la salida del cabezal se le conectaron tubos de plástico transparente para facilitar su manejo y observación del flujo.

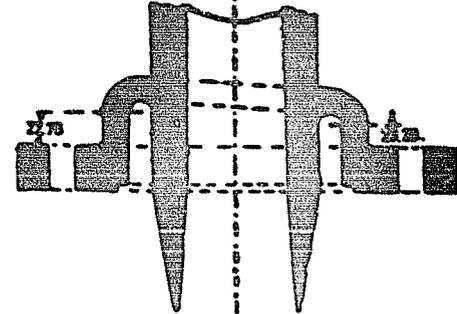
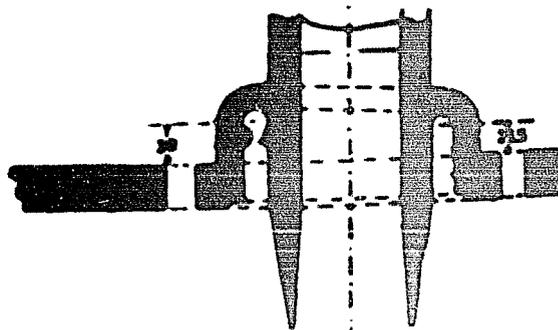


TESIS PROFESIONAL.	
ANGEL V. AGUIRRE B.	
SEPARADOR CICLONICO.	
F.de Q.	U.N.A.M.

CORTE LONG.



PLANTA A.



CORTO

9-27. 08

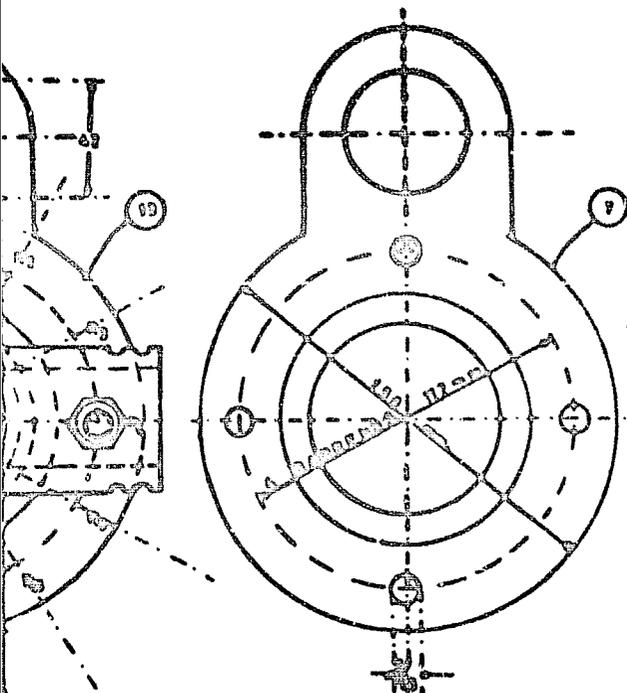


CORTO

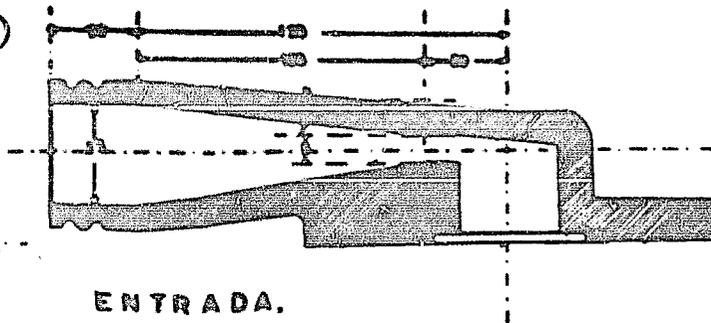
9-27. 08



ELEVACION



PLANTA.



ENTRADA.

NOMENCLATURA DEL PLANO SEP. CICLONICO.	
1.	- BASE.
2.	- COLUMNA DEL SOPORTE.
3.	- YOCIBILLO
4.	- ANILLO.
5.	- COLECTOR DE IMPUREZAS.
6.	- BOCA DE DEVIACION.
7.	- SOSTEN DEL SEPARADOR.
8.	- TIRADERO.
9.	- VUELCOS.
10.	- VASO DEL SEPARADOR.
11.	- ENFUDO DEL SEPARADOR.
12.	- SALIDA DE DESECHOS.
13.	- CABEZAL.
14.	- EMPAQUE DE NULO.
15.	..

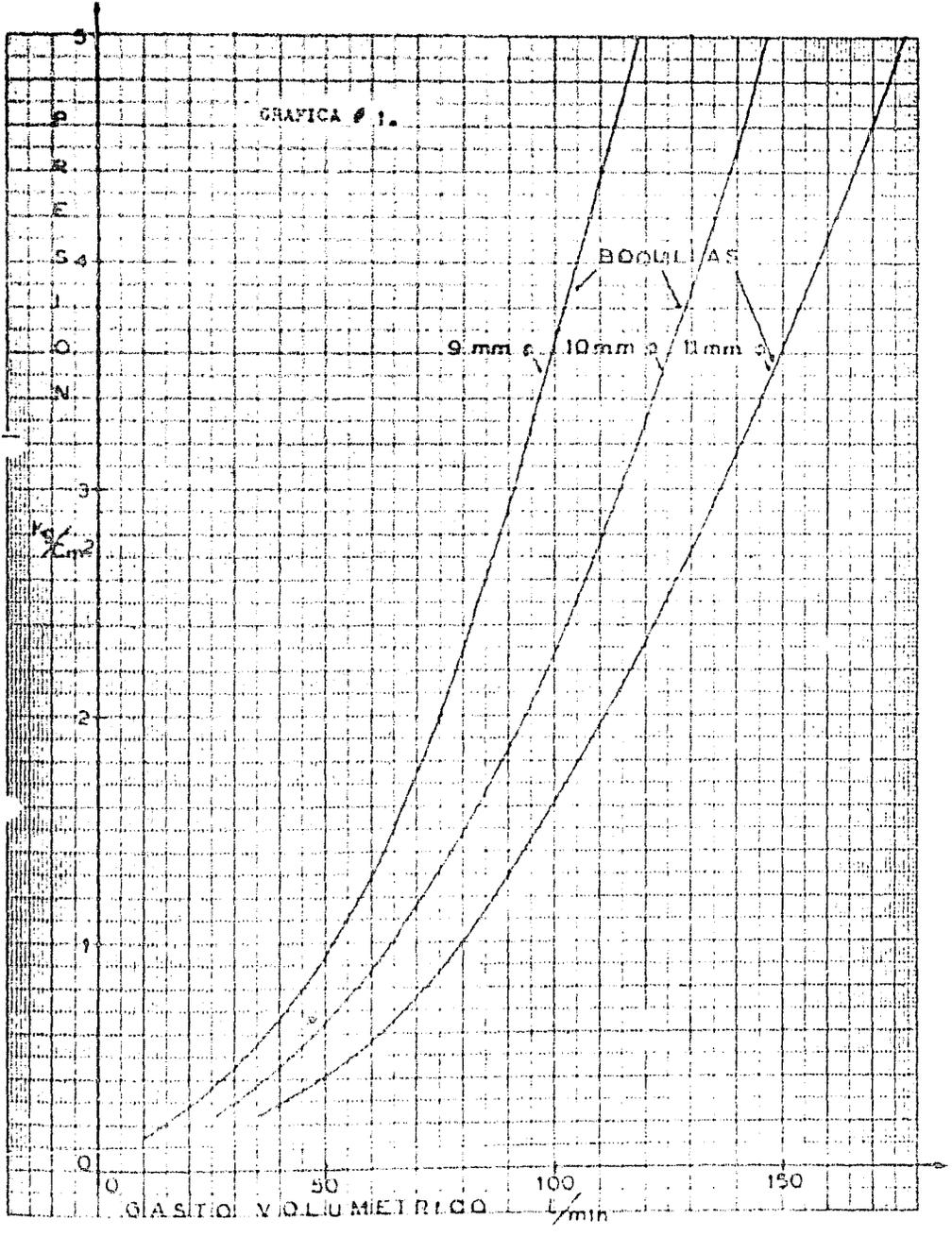
00 (1)

CORTE (1)

ELEVACION.

TESIS PROFESIONAL.
 ANGEL V. AGUIRRE B.
 CABEZAL Y SOSTEN.
 U.N.A.M.

GRAFICA # 1.



El material de construcción para el cabezal fue bronce. El cabezal se montó sobre un vaso cilíndrico de vidrio de 3" ϕ . Y las dimensiones para la construcción de ambos se localizan en los dos planos ya referidos.

El vaso cilíndrico, debe tener cierto volumen interno y será de material vítreo para las observaciones de las pruebas. Se buscó en el mercado el material y se encontró tubo de vidrio Pyrex de 3" ϕ .

Con este diámetro para encontrar la longitud de la parte cilíndrica, se tomó la relación $L/D = 7.5$; dando $L = 570$ mm. La parte cónica, debe tener un orificio de desechos en el vértice. La conicidad se logró soldando un embudo de vidrio a dicho tubo; y de los embudos comerciales, el más conveniente fue el de 60° , el cual tiene una pequeña cola para adaptarle un tapón que lo unirá con el recipiente colector de impurezas.

El tiempo de paso o residencia de la suspensión en el vaso cilíndrico, se muestra en la gráfica 3.

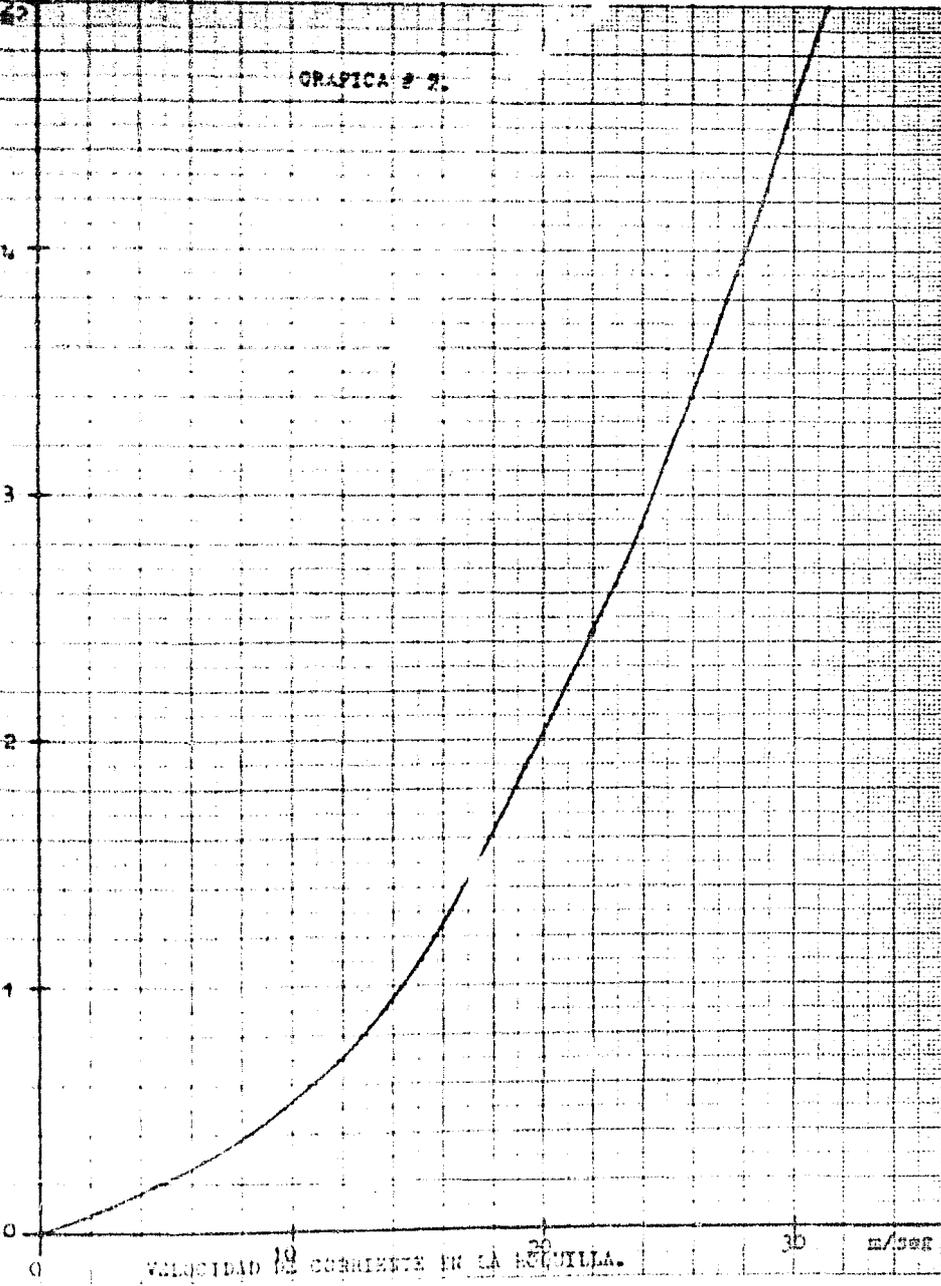
El recipiente colector puede ser de cualquier volumen, pero el adaptado fue el marcado con el número 5 del plano "SEPARADOR CICLONICO".

Geométricamente, el recipiente es un matraz con tres cuellos, de los cuales como se ve en el plano; dos se utilizaron, y el otro quedó para accionarlo de acuerdo con las observaciones que se tuvieran.

10/22

GRAFICA 2-2.

P
E
R
D
I
D
A
S
E
N
E
R
G
I
A
S
E
N
E
L
T
R
A
N
S
M
I
S
I
O
N
E
S

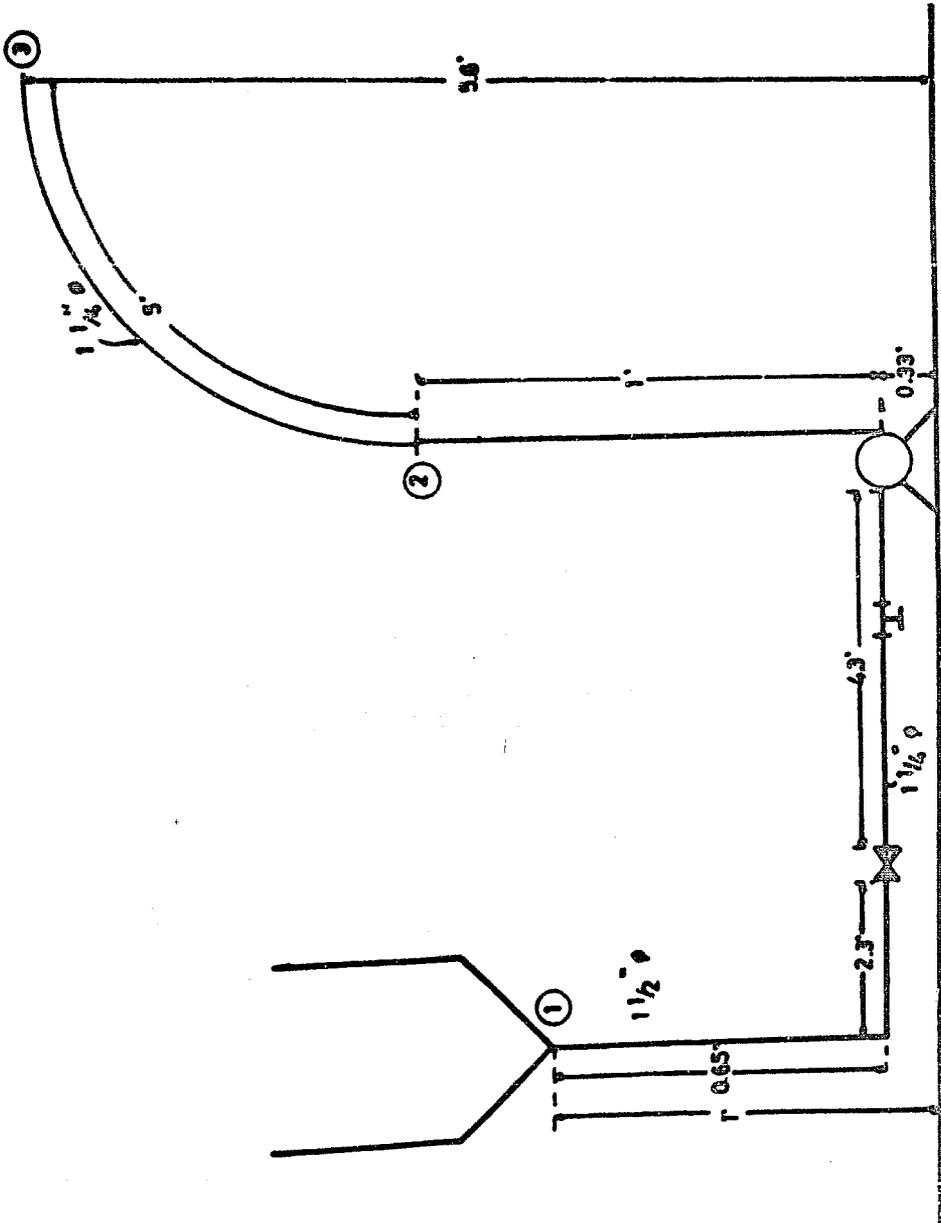


VELOCIDAD DE CORRIENTE EN LA BOCILLA.

m/seg

GRAFICA # 3.

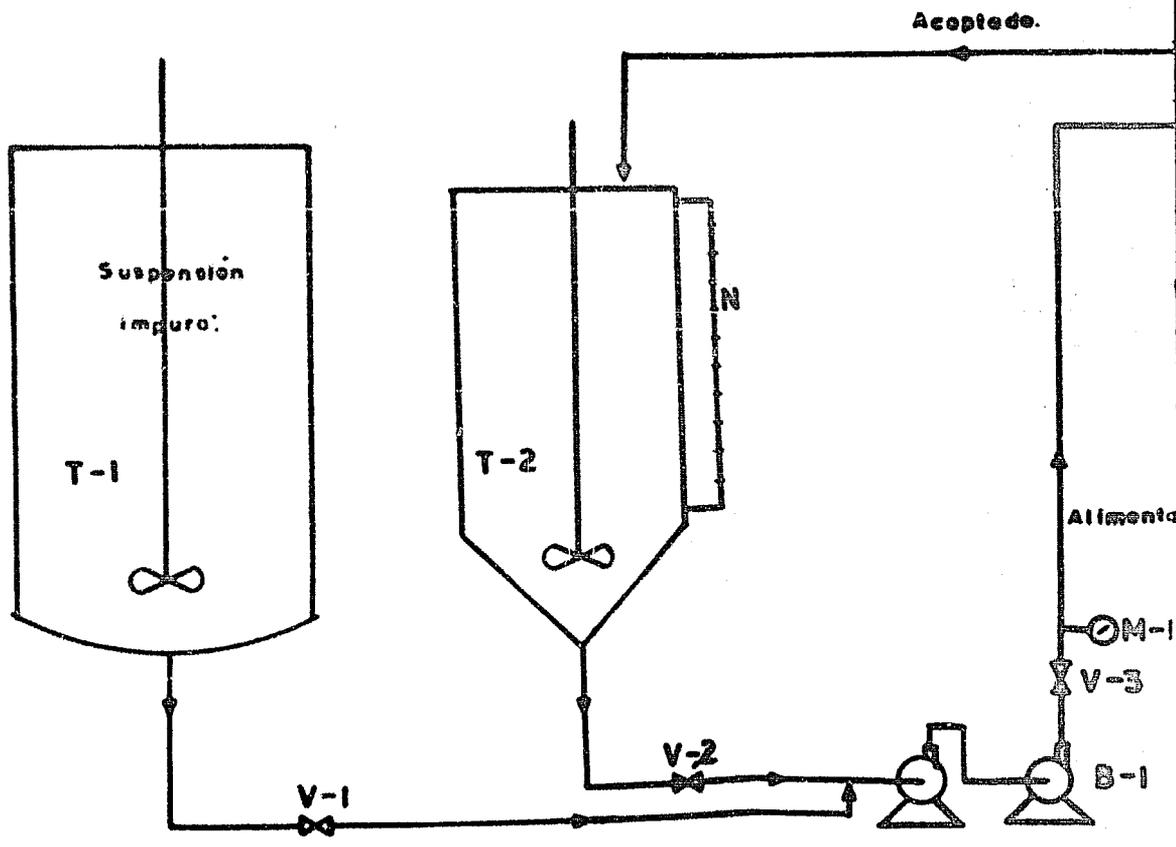




Con el número 6 del plano, se indica la corriente de agua de elu-
trición (agua adicional para el colector de impurezas); la cual se inyecta al reci-
piente colector con una bomba de pequeño gasto, usándose una de $\frac{1}{2}$ H.P. de 2500
l/Mr. \approx 0.695 l/cag.

Para alimentar el líquido impuro al separador ciclónico, se utilizó
un sistema de bombas, cuyas potencias se calcularon mediante un balance de ener-
gía, desde el tanque de almacenamiento 2 hasta la entrada de la corriente al sepa-
rador (S), (mostrado en el plano "DIAGRAMA DE FLUJO").

Las dimensiones de la tubería aparecen en el siguiente esquema.



Aceptado.

Suspensión
impuro.

T-1

T-2

N

V-1

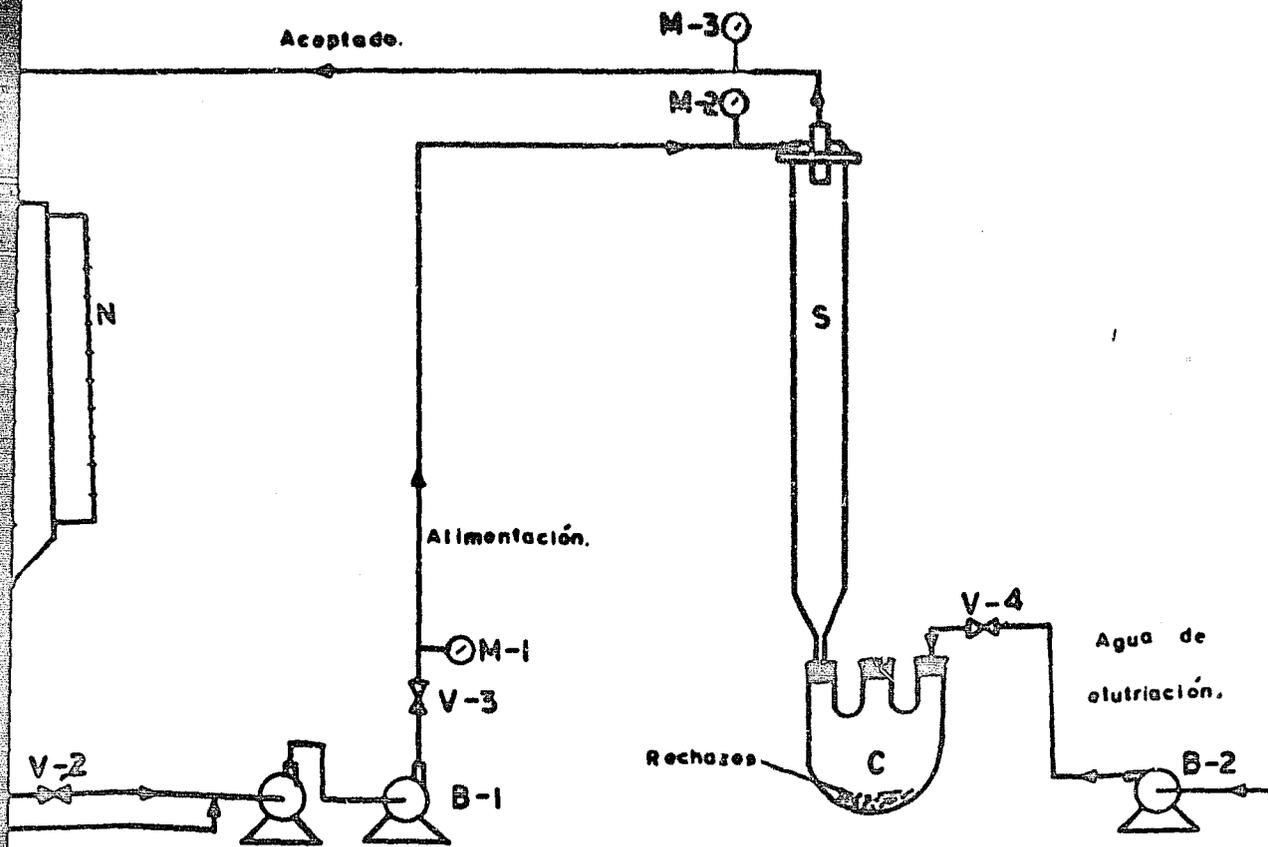
V-2

Alimento

OM-1

V-3

B-1



TESIS PROFESIONAL.	
ANGEL V. AGUIRRE B.	
DIAGRAMA DE FLUJO	
Esc. O.	U.NAM

b).- Cálculo de Bombas.

La tubería del esquema anterior en los puntos 1 y 2 es de fierro, y de 2 a 3 es de plástico. Para efectos de cálculo, se considera toda la tubería de fierro forjado, debido a la pequeña longitud de la de plástico.

Procediendo con el balance de energía desde el punto 1 al 3 de la figura se tiene:

$$z_1 + V_1^2 / 2g_c + p_1 v_1 + W = z_2 + V_2^2 / 2g_c + p_2 v_2 + H_{f_s} \quad (1)$$

$$H_{f_s} = H_{f_s} \ 1 \frac{1}{2}'' \ \phi + H_{f_s} \ 1 \frac{1}{4}'' \ \phi \quad (2)$$

Sustituyendo datos en (1)

$$0.65' = 11.3 \times 144 / 62.3' + W = 5.3' + 17.3^2 \times 10.76' / 64.4 + 50 \times 144 / 62.3' + H_{f_s}$$

De (2).

$$H_{f_s} \ 1 \frac{1}{2}'' \ \phi = 4fNV^2 / 2g_c D \quad (\text{McCabe } 10). \quad (3)$$

Longitudes equivalentes: (Brown³).

Codo de 90° $L = 4.50'$

Red. de 1 1/2" φ - 1 1/4" φ $L = 1.00'$

Long. de tubería. $\frac{L}{N} = \frac{2.95'}{N} = 8.45'$

Para f.

$$Re = DV / \nu = 1.61 \times 13.1 \times 1 \times 62.3 \times 3.28 / 800 \times 12 \times 1 \times 6.72 \times 10^{-4} = 6660.$$

$$D = 1.61'' \phi$$

$$V = 13.1 \text{ m/seg.}$$

$$= 800 \text{ cp. (Experimental).}$$

$$S.Gr. = 1.00$$

$$/D = 0.0012 \text{ (Brown}^3\text{)}.$$

$$f = 0.0095 \text{ (McCabe}^{10}\text{)}$$

Sustituindo em (3).

$$H_{f_s} 1\frac{1}{2}'' \phi = 4 \times 0.0095 \times 8.45 \times 13.1^2 \times 12 \times 3.28^2 / 64.4 \times 1.61 = 65'$$

Para $H_{f_s} 1\frac{1}{2}'' \phi$ de (2):

$$H_{f_s} 1\frac{1}{2}'' \phi = 4fN^3V^2 / 2g_c D \quad (4)$$

Longitudes equivalentes:

$$2 \text{ Válvulas do globo} \quad 2 \times 37 = 74.00'$$

$$1 T \quad 7.00'$$

$$\text{Long. do tubo.} \quad N = \frac{10.30'}{91.30'}$$

$$Re = DV / \mu = 138 \times 17.8 \times 3.28 \times 62.3 / 800 \times 12 \times 6.72 \times 10^{-4} = 7780$$

$$D = 1.38'' \phi$$

$$V = 17.8 \text{ m/seg.}$$

$$/D = 0.0014$$

$$f = 0.009$$

$$H_{f_s} 1\frac{1}{2}'' \phi = 4 \times 0.009 \times 91.3 \times 17.8^2 \times 12 \times 3.28^2 / 64.4 \times 1.38 = 144'$$

Sustituyendo en (2).

$$H_{fs} = 65' + 144' = 209'$$

Volviendo a (1) se tiene:

$$0.65' + 26.1' + W = 5.3' + 50' + 115' + 209'$$

$$W = 352.55 \text{ ft}^{-\theta} / \text{lb}_m$$

Para encontrar la potencia de la bomba, se parte de la ecuación; -
(Clarke & Davidson⁴).

$$B_{hp} = \text{Gasto vol.} \times \text{alt. dinám.} \times \text{Dens. esp.} / 3957 \times \quad (5)$$

Donde:

$$\text{Gasto vol.} = 26.5 \text{ G.p.m.}$$

$$\text{Alt. dinám.} = 352.55 \text{ ft}^{-\theta} / \text{lb}_m$$

$$= \text{Eficiencia} = 0.65 \text{ (Dato práctico).}$$

$$B_{hp} = 352.55 \times 26.5 \times 1 / 3957 \times 0.65 = 3.61 \text{ Hp.}$$

Con este dato se recurrió a los fabricantes, seleccionándose dos mo
tobombas centrífugas de 2 Hp. cada una, que se instalaron en serie (Raso & Barrow
14). Las características de estas motobombas son: 50 ciclos, 220/440 voltios, --
2900 r.p.m., 5.8/2.9 Amp. y 12 000 l/hr. = 3.3 l/seg.

CAPITULO IV.

PARTE EXPERIMENTAL.

a).- Funcionamiento del equipo.

Observando el plano "DIAGRAMA DE FLUJO", se puede apreciar el funcionamiento del sistema piloto usado; que se describe a continuación.

En el tanque 1, se tiene la suspensión sólido líquido por separar agitando; la cual se alimenta al separador (5), mediante el sistema de bombas B-1 est culado anteriormente.

La presión de alimentación, se regula con la válvula V-3, y su indicación se observa en el manómetro M-2; obteniéndose de esta forma una velocidad tangencial en la boquilla del cabezal según se requiera. Esta velocidad tangencial, se transmite dentro del vaso cilíndrico, provocando un remolino en una — área anular adyacente a las paredes; que al llegar a la parte cónica hace descender las impurezas.

Mientras que el agua de elutriación alimentada por la bomba B-2, y la corriente de suspensión limpia; salen por otro remolino interno de menor díam etro pero del mismo sentido que el de entrada, llevándose este líquido al tanque 2.

Los nombres de las corrientes que entran y salen del separador son: alimentación, rechazos y aceptado.

La alimentación como se dijo, es la corriente manejada por el sistema de bombas B-1. ("DIAGRAMA DE FLUJO").

Los rechazos son las impurezas que van al colector. Y lo aceptado es la corriente del remolino interno que sale por la parte central superior del separador y el cabezal.

b).- Pruebas efectuadas.

1.- Comprobación de los gastos de líquido de la gráfica 1. Para esto, se bombeó agua del tanque 2 al 1, controlando las presiones, midiendo el nivel (N) del tanque 1 y tomando los tiempos.

Los resultados estuvieron acordes con la citada gráfica; teniéndose con esto los gastos del sistema B-1.

2.- Determinación del gasto volumétrico de la bomba de agua de -
aerulación, en función de la presión de descarga de B-1.

En esta prueba, se trabajó el sistema B-1, a diferentes presiones y la bomba B-2 a 0.125 kg/cm^2 y 0.250 kg/cm^2 . Los resultados pueden verse en la tabla siguiente:

TABLA I.

Presión bombas b-1.	Presión bomba B-2.	Gasto vol. B-2
Kg/cm ²	Kg/cm ²	l/seg.
0.5	0.125	0.3502
1.0	"	0.3502
1.5	"	0.3490
2.0	"	0.3490
2.4	"	0.3320
2.8	"	0.3390
3.2	"	0.3490
3.6	"	0.3590
0.5	0.250	0.3670
1.0	"	0.3850
1.5	"	0.3670
2.0	"	0.4220
2.4	"	0.3670
2.8	"	0.4060
3.2	"	0.4200
3.6	"	0.4100

3.- Impurezas artificiales usadas.

Con el fin de dominar la técnica de operación, se decidió emplear "impurezas controladas", a este fin se recurrió al empleo de las siguientes materiales:

Partículas de plástico.

" " vidrio.

" " metal.

Se seleccionaron materiales de diferentes formas y densidades, por

que en las pulpas aparecen también impurezas diversas. En la tabla II se presentan las características de dichos materiales.

4.- Separación global de sólidos sin agua de elutriación.

Esta prueba se hizo agregando sólidos de la tabla II, a un cierto volumen de agua, sin fibras celulósicas; ya que estos son también sólidos con otras características.

El objeto de esta prueba, fue determinar la cantidad de sólidos separados en función de las características de los sólidos.

Observaciones hechas en esta forma indicaron que algunos materiales de la tabla II, se separaban muy escasamente y otros no. Habiendo una acumulación de sólidos girando en la parte cónica del vaso del hidrociclón. Se inyectó agua de elutriación y el efecto fue contraproducente porque parte de los sólidos de la parte cónica; salieron con la corriente de lo aceptado.

Al notar dicha acumulación de la parte cónica; se concentró la atención a lograr que descendieran las partículas.

Esto podría lograrse permitiendo que saliera agua del vaso colector de impurezas, invirtiendo el flujo, o creando una zona tranquila, en la sección cónica.

de la inversión del flujo en la corriente de agua de alutriación; observándose que en esta forma, algunos cuerpos acumulados, inmediatamente descendieron aumentando así la separación. No obstante se observó que muchos cuerpos sólidos de densidades menores y mayores a la del agua, no se separaban y permanecían girando hasta que el remolino interno los arrastraba con el material "aceptado".

Con el fin de tener una zona tranquila, se recurrió al expediente de instalar diferentes mamparas, de diversas formas geométricas en distintos lugares del cuerpo del hidrociclón.

El resultado fue francamente negativo, pues los sólidos en suspensión, siempre tendieron a salir con la corriente de lo aceptado.

5.- Determinación de las condiciones óptimas de separación empleando sólo impurezas (sin fibras de celulosa).

Con el fin de conocer las variables que afectan al proceso; se hicieron pruebas con diferentes materiales, presiones de alimentación y gastos de salida del agua del recipiente colector de impurezas.

En esta prueba se observó, que influyen: la densidad relativa de los sólidos, tamaño, presión de alimentación y el gasto del agua del colector.

En el colector no se controló el flujo de descarga, sino que sus va-

TABLA II.

MATERIAL ("Ingrediente")	ORIGIN.	COLOR.	FORMA.	LONGITUD	DIAMETRO	DENSIDAD RELATIVA.
(1) FOLETILENO.	PLASTICO	BLANCO.	ESP. ACHATADA.	1.2 mm	2.5 mm	0.93
(2) ESTIRENO.	PLASTICO	TRANSP.	CILINDRICA.	2.0 "	1.5 "	0.97 - 1.1
(3) LUNTREX.	PLASTICO	ROJO.	CILINDRICA.	2.0 "	1.5 "	1.00
(4) POLIESTIRENO.	PLASTICO	TRANSP.	PARALELEPIPEDO.	4.5 "	3.0 "	1.05
(5) METANYL Grande	PLASTICO	BLANCO.	CILINDRICA.	2.5 "	2.0 "	1.006
(6) METANYL Chico	PLASTICO	BLANCO.	CILINDRICA.	2.0 "	1.5 "	1.026
(7) VIRUTAS METAL. (Malla 80)	METALICO	DORADO.	GRANULAR.	—	—	2.12
(8) VIDRIO FELETIZADO VITREO.		VERDE.	TUBULAR.	1.1	1.5	2.26

sión de alimentación.

Los resultados pueden verse en la tabla III.

6.- Control del flujo del colector.

De los resultados de la tabla II, se observó la necesidad de estudiar las variables separadamente. Con este fin, se efectuó la siguiente prueba, variando el flujo del líquido del colector mediante unas pinzas de Mohr.

Con esta prueba se observó la clara influencia del gasto de salida del colector de impurezas, y en general puede decirse que a mayor gasto de salida, es mejor la separación, para cuerpos de densidades entre 0.99-1.10; para densidades mayores, no se sigue esta regla.

Los datos obtenidos, pueden verse en la tabla IV.

7.- Influencia de la presión de alimentación.

En estas pruebas, se empleó un material de la misma densidad y de diferente tamaño, con diferentes gastos de salida de agua del colector. La cantidad de sólidos en cada prueba fue de 25 g. en 100 litros de agua y la densidad relativa igual a 1.086.

Los resultados se muestran en la tabla V; de la cual se concluye que la presión de alimentación, debe ser baja, pues la separación es casi la misma a altas presiones.

TABLA III.

MATERIAL	DENSIDAD RELATIVA.	PESO "IMPUREZAS"	PRESION ALIM.	RECHAZOS	"ACEPTADO"	GASTO
("Impurezas")		en 100 ln. Agua	Kg./cm ² .	g	g	Vos.
(1) Polietileno	0.93	25 g	1	0	25	0.0100
"	"	"	2	0	25	0.0100
"	"	"	3	0	25	0.0100
(2) Etileno.	0.99	25 g	1	23	2	0.0100
"	"	"	2	21.7	3.3	0.0100
"	"	"	3	22.2	2.8	0.0
(3) Lutro.	1.00	25 g	1	17.0	8.0	0.0100
"	"	"	2	19.43	5.57	0.0100
"	"	"	3	18.2	6.8	0.0100
(4) Poliestireno.	1.03	25 g	1	13.5	11.5	0.0100
"	"	"	2	12.4	12.6	0.0100
(5) Metanyl Gdo.	1.08	25 g	1	24.4	0.6	0.0100
"	"	"	2	24.4	0.6	0.0100
"	"	"	3	24.52	0.48	0.0100
(6) Metanyl Chico.	1.08	25 g	1	24.05	0.95	0.0145
"	"	"	2	24.25	0.75	0.0145
"	"	"	3	24.60	0.40	0.0100
(7) Virutas Metálicas.	2.12	25 g	1	24.75	0.25	0.0155
"	"	"	2	24.75	0.25	0.0172
"	"	"	3	24.75	0.25	0.0200
(8) Vidrio Político.	2.26	25 g	1	25	0	0.0115
"	"	"	2	25	0	0.0155
"	"	"	3	25	0	0.0200

Una observación importante en esta prueba, es la formación de un núcleo gaseoso en el remolino interno, que es directamente proporcional a la presión de alimentación. Su forma es la de un cono invertido, cuya base está en el tubo de descarga de la aceptada (ver plano "SEPARADOR CICLONICO") y el ángulo del vértice variaba a lo largo del teste; según la presión de alimentación.

Se determinó la presión interna del recipiente colector en función de la presión de alimentación; cuando se dejaba vacío aquel, antes de iniciar la prueba. Notándose una presión de vacío creciente; (tabla VI).

En otras pruebas donde se dejó lleno el recipiente colector, no se produjo vacío; permitiendo esto un desalojamiento del líquido del colector.

8.- Pruebas con aserrín.

Con objeto de ver que tipo de astillas se separarían mejor se simulon estas con aserrín. En la tabla VII, se encuentran los resultados, deduciéndose que las astillas más grandes se separaban en mayor proporción.

El aserrín tiene una densidad relativa de 1.11.

TABLA IV.

MATERIAL. ("Impurezas")	DENSIDAD REL.	PESO "IMPUREZAS" en 100 l de Agua.	PRESION DE ALIMENTACION Kg. por cm ²	RECHAZOS. g	ACEPTADO. g	GASTO V/mg.
(1) Etileno	0.99	25 g	1	22.45	2.55	0.0776
			2	21.50	3.50	0.0145
			3	22.55	2.45	0.0154
(2) Etileno.	1.00	25	1	18.65	6.35	0.0392
			2	16.50	8.50	0.0175
			3	17.50	7.50	0.0165
(3) Polietileno	1.05	25	1	11.05	13.95	0.5227
			2	12.00	13.00	0.0137
			3	15.60	9.40	0.0152
(4) Metanyl Odo.	1.03	25	1	24.50	0.50	0.0202
			2	24.60	0.40	0.0224
			3	24.70	0.30	0.0229
(5) Metanyl Ch.	1.08	25	1	24.40	0.60	0.0333
			2	24.60	0.40	0.0185
			3	24.65	0.35	0.0192
(6) Vinilos Mat.	2.12	25	1	24.75	0.25	0.0223
			2	24.75	0.25	0.0200
			3	24.75	0.25	0.0165
(7) Vidrio Patezi zodo.	2.26	25	1	25.00	0.00	0.0124
			2	25.00	0.00	0.0160
			3	25.00	0.00	0.0165

TABLA V.

MATERIAL "Impurezas"	PRESION DE ALIMENTACION Kg. por cm ² .	RECHAZOS g.	"ACEPTADO" g.	GASTO lb/ Segundo.
(1) Matonyl Ode.	1	24.62	0.39	0.029
	"	24.67	0.33	0.067
	"	24.50	0.25	0.288
	"	24.65	0.35	0.140
	"	"	"	"
	"	"	"	"
	2	24.40	0.40	0.0232
	"	24.40	0.40	0.0170
	"	24.50	0.50	0.143
	"	24.40	0.60	0.0180
	"	"	"	"
	"	"	"	"
(2) Matonyl Chico.	3	24.65	0.35	0.077
	"	24.70	0.30	0.062
	"	24.50	0.50	0.172
	"	24.65	0.35	0.010
	"	"	"	"
	1	24.65	0.35	0.028
	"	24.65	0.35	0.049
	"	24.45	0.55	0.237
	"	24.65	0.35	0.015
	"	"	"	"
	2	24.70	0.30	0.023
	"	24.65	0.35	0.062
	"	24.67	0.33	0.142
	"	24.60	0.40	0.0004
	"	"	"	"
	3	24.55	0.45	0.0196
"	24.67	0.33	0.0525	
"	24.75	0.25	0.1666	
"	24.70	0.30	0.0098	

TABLA VI.

Presión de alimentación. Kg/cm ²	Presión de vacío. Kg/cm ²
0.5	0.010
1.0	0.018
1.5	0.027
2.0	0.034
2.4	0.043
2.8	0.052
3.2	0.063
3.6	0.068

TABLA VII.

MATERIAL ("Impurezas")	Rechazos. g	Aceptado. g	% Rechazos	% Aceptado.
Aserrín malla 10	67.3	16.3	80.8	19.2
Aserrín malla 80	39.5	17.0	70.0	30.0

9.- Diámetro óptimo del tubo de descarga del colector.

Para esta prueba se trabajó el sistema B-1 a una presión de 1.5 Kg/cm² con aserrín en suspensión. Los resultados se muestran en la tabla VIII.

Escogiéndose como diámetro óptimo el de 4 mm; por tener un gasto - de descarga intermedio entre los encontrados y lograse una alta separación del aserrín más pequeño (impurezas), respecto a otras pruebas con diámetros de tubo dife-

TABLE VIII.

MATERIAL. ("Washstone")	MALLA	RECHAZOS. %	"ACEPTADO" %	% RECHAZOS.	% ACEPTADOS.	COSTO. 1/ing.	DIAMETRO mm.
SANDSTONE.	80	20.7	9.1	76	24	0.00713	3
	10	30	6	86.4	13.5	0.00213	"
	80	27.4	9.4	7.5	25.5	0.0109	3.5
	10	35.5	6	84	14	0.0174	"
	80	30	7.7	7	20.5	0.0213	4.0
	10	40.7	8		17	0.0213	"
	80	37.1	9.4	79.7	20.3	0.0454	5.5
	10	52.6	9.3	85	15	0.0475	"

10.- Pruebas con pulpas.

Habiendo hecho toda la experimentación previa, y teniendo las condiciones óptimas, se procedió a realizar pruebas con pulpas celulósicas, utilizando como "impurezas", material plástico de densidad relativa 1.14 malla 80. La tabla IX muestra los resultados.

La primera prueba se hizo sin fibras celulósicas para cuantificar la cantidad de sólidos retenidos en la fibra.

La segunda prueba se hizo con fibras en suspensión de 0.5% de consistencia * con 50 g. de impurezas en 100 litros de agua; concluyéndose que las fibras retienen un porcentaje de sólidos, impidiendo su separación.

La pérdida de fibra en los rechazos, puede evitarse al instalar un hidrociclón adicional que separe las impurezas de las baterías de hidrociclones en una planta.

11.- Prueba con caolín.

Una prueba adicional, se hizo para conocer la cantidad de caolín separado al trabajar a bajas presiones; no con el fin de separarlo, sino como una estimación de la pérdida de él en un primer paso de separación.

La prueba se hizo utilizando únicamente agua y caolín.

TABLA X.

Presión de alimentación. Kg/cm ²	% de rechazos.	% aceptado.
1.0	55	45
1.4	62	38
1.8	69	31

Aquí se ve otra vez la necesidad de trabajar a bajas presiones; ya - que la pérdida de caolín se reduce cuando existen fibras celulósicas en suspensión debido a la adsorción.

* Consistencia es el porcentaje en peso de fibra celulósica seca en cualquier combinación de fibra y agua. Es también llamada densidad o concentración.

TABLE IX.

MATERIAL ("Impurezas")	DENSIDAD RELATIVA.	IMPUREZAS EN 100 l. AGUA	IMPUREZAS RECHAZOS. (Máximo)	IMPUREZAS ACEPTADO.	IMPUREZAS % RECHAZOS	IMPUREZAS %ACEPTADO	PULPA EN RECHAZOS
(1) Mático (Diatórea)	1.14	50 g	42.4 g	2.6 g	94.8	5.2	-----
(2) PULPA	Fibra Largo 1.20	50 g	37.9 g	12.1 g	75.8	24.2	1 %
	Fibra corto. 1.20	50 g	39 g	11 g	76	22	1.5 %

CAPITULO V.

CONCLUSIONES Y BIBLIOGRAFIA.

a).- Conclusiones.

- 1.- Eliminación de la bomba de agua de elutriación (B - 2).
- 2.- Sellar la cola de la parte cónica del separador, con un líquido para evitar que entre aire a formar un núcleo gaseoso; que provocaría espumas en la suspensión de fibras, dificultando su manejo en los pasos siguientes del proceso.
- 3.- En el caso de tenerse un núcleo gaseoso (en el remolino interno), este se elimina con arranques y paros frecuentes.
- 4.- Permitir una descarga de líquido del colector de impurezas; controlándola a bajos gastos.
- 5.- Trabajar a bajas presiones, entre 1 - 1.4 kg/cm², y no a altas presiones como se hace en la industria.

Razones para ello:

- a).- Casi igual separación de impurezas a bajas presiones que a altas. (Ver tabla VI).

b).- Economía de bombas y costo de energía.

c).- No formación de núcleo gaseoso.

6.- Conveniencia de un separador de impurezas de longitudes 0.4—
cm. y mayores, previo al separador ciclónico.

7.- Separa 100% las impurezas con densidades relativas mayores de
2; de cualquier tamaño. Impurezas con densidades mayores de 1.08 con relación
de superficie a volumen, pequeñas; se separan entre un 92-99%.

8.- La pérdida de fibra es ligeramente mayor en fibras cortas -----
(1.5%); mientras que en las fibras largas es de (1%).

9.- Conviene que la parte más angosta del cono de la parte inferior
del separador, tenga inmediatamente una expansión y no una sección cilíndrica, —
antes de descargar al colector; para tener una expansión súbita con líquido en repo-
so.

10.- Es necesaria la instalación de otros pasos de separación, debido
al arrastre de sólidos con la pulpa.

11.- Instalando una batería de hidrociclones en serie-paralelo; es —
necesario un hidrociclón adicional para toda la batería, con objeto de recuperar —
las fibras que se pierden con la corriente que se saca del colector.

BIBLIOGRAFIA

REFERENCIAS GENERALES.

- 1.- Bulletin of the Industries of Paper and Cellulose (B.I.P.C.). 1954-1966.
- 2.- Chemical Abstracts. 1955-1965.

REFERENCIAS ESPECIFICAS.

- 1.- Banerji S.K. & Roy H.L. "Hydrodynamic Treatment of the Design and Operational Characteristics of Cyclone Separators for Solid-Liquid and Solid-Gas Systems". (Coll. Eng. and Technol., Jadavpur, Calcuta). Trans. Indian Inst. Chem. Engrs. 6, 17-50 (1953-1954).
- 2.- Bradley D. "A Theoretical Study of the Hydraulic Cyclone" Ind. Chemist. 0 34, 403, 473-480 (Sep. 1958).
- 3.- Brown G.G. "Unit Operations", John Wiley and Sons, New York, 1960. P. 119-120, 141.
- 4.- Clarke L. & Davidson R.L. "Manual for Process Engineering Calculations". McGraw-Hill Book Company, Inc. New York. 1962. P. 342.
- 5.- Domish J. "Considerations in Choosing a Centrifugal Cleaners" Tappi 43. 0 3; 181-3-A, (1960).
- 6.- Erickson S.E. "Development of the Hydrocyclone". Mining Eng. 0 9, 969-972. (1957).
- 7.- Faust A.S. "Principles of Unit Operations", John Wiley And Sons, New York, 1962. P. 456-465.
- 8.- Gelder A.L. "Model Tests with Cyclones". Joint Symposium on Scaling-up (Inst. Chem. Eng.) 38-43, (1957).

- 9.- Lapple C.E. & Shepherd C.B. "Calculation of Particle Trajectories".
Ind. Eng. Chem. # 32, 605-617, (1940).
- 10.- McCabe W. L. "Unit Operations of Chemical Engineering"
McGraw-Hill Book Company, Inc. New York. 1956. P.67-68, 99-102, 112
- 11.- Naylor T.A. "The Hydrocyclone in Pulp and Paper Cleaning". Paper-Maker
and British Paper Trade Journal, 55-57 (July, 1958).
- 12.- Nutall G.H. "The Use of Cyclones for Cleaning Pulp and Paper Stock".
Paper-Maker and British Paper Trade Journal, 135 # 3, 230-236, (March 1958);
135 # 4, 326-330 (April 1958).
- 13.- Perry J. "Chemical Engineers' Handbook". McGraw-Hill Book Company,
Inc. New York. 1950. P. 1023-1028.
- 14.- Rose H.F. & Barrow M.H. "Project Engineering of Process Plants". John
Wiley & Sons, Inc. New York. 1963. P. 289.
- 15.- Rietema K. "Performance and Design of Hydrocyclones" Chem. Eng. Sci.
15, 298-302, 303-309, 320-325, 1961.
- 16.- Stuart G. "The Bauer Centricleaner" Brit. Paper and Board Makers'
Assoc. Proc. Sect. 39, # 3, 489-493 (Dec. 1958).
- 17.- Trawinsky H. "Näherungsansätze zur Berechnung wichtiger Betriebsdaten für
Hydrozyklone und Zentrifugen". Chem. Ing. Tech. # 30, 85-95 (1958).