

Universidad Nacional del Callao  
FACULTAD DE INGENIERIA QUIMICA



"Diseño de una Planta de Recuperación de Sulfato de Aluminio, a partir de los lodos de Descargas de una planta de tratamiento de Agua"

T E S I S

PARA OPTAR EL TITULO DE:  
INGENIERO QUIMICO

PRESENTADO POR

Máximo Fidel Baca Nealia

CALLAO - PERU

1985



# ACTO PARA LA OBTENCION DEL TITULO PROFESIONAL

A LOS VEINTIDOS DIAS DEL MES DE ENERO DE MIL NOVECIENTOS VEINTICUATRO, SIENDO LAS 13.00 HORAS, SE REUNIO LOS MIEMBROS DEL JURADO EXAMINADOR DEL PROGRAMA ACADÉMICO DE INGENIERIA QUIMICA, CONFORMADO POR LOS SIGUIENTES DOCENTES ORDINARIOS DE LA UNIVERSIDAD NACIONAL DEL CALLAO:

Q.F. : JULIO JOYO BRAVO : PRESIDENTE

ING : LINO GUARDAMINO MOSQUERA : SECRETARIO

ING : ESTANISLAO BELLEDAS ARBOLEDA : VOCAL

ING : ALBERTO ARROYO VIALE : ASESOR

CON EL FIN DE DAR INICIO A LA EXPOSICION DE TESIS DEL SEÑOR ROCHILLER HORACIO FIDEL BACO NEGLIA, QUIEN HABIENDO CUMPLIDO CON LOS REQUISITOS PARA OBTENER EL TITULO PROFESIONAL DE INGENIERO QUIMICO SUSTENTARA LA TESIS TITULADA: "DISEÑO DE UNA PLANTA DE RECUPERACION DE SULFATO DE ALUMINIO A PARTIR DE Lodos DE DESCARGA DE UNA PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS"

CON EL QUORUM REGLAMENTARIO DE LEY, SE DIO INICIO A LA EXPOSICION DE COMPARACION CON LO ESTABLECIDO POR EL REGLAMENTO DE GRADOS Y TITULOS VIGENTE, DESPUES DE LAS PREGUNTAS FORMULADAS Y RESPUESTAS LAS DELIBERACIONES PERTINENTES, SE ACORDO POR POR APROBADO CON LA CALIFICACION BUENO AL EXPOSITOR SEÑOR HORACIO FIDEL BACO NEGLIA, CON LO QUE SE DIO POR CERRADA LA SESION A LAS 15Hr:20 min. , DEL DIO, MES Y AÑO EN CURSO.

Q.F. JULIO JOYO BRAVO  
PRESIDENTE

ING LINO GUARDAMINO MOSQUERA  
SECRETARIO

ING ESTANISLAO BELLEDAS ARBOLEDA  
VOCAL

ING ALBERTO ARROYO VIALE  
ASESOR

"A mis padres, porque sin ellos nada  
habría podido lograr"

Agradecimiento : A todo el personal técnico y profesional de las plantas de tratamiento de aguas del SERVICIO DE AGUA POTABLE Y ALCANTARILLADO DE LIMA.

Muy especiales, al ING. :

- VICTOR DIAZ NUÑES, Jefe de la División Técnica.
- JOSE ARISUEÑO, Asesor de la Gerencia General.
- Baltazar Navarro, Gerente de Operaciones.

A mis amigos y colegas, especialmente:  
A la ING. NORMA MONCADA CAMACHO ,por  
su asistencia y apoyo.

I N D I C E

	Págs.
INTRODUCCION.-	009
-Objetivos.	
-Alcances y/o limitaciones.	
-Antecedentes.	
I. RESUMEN.-	015
II. CONSIDERACIONES GENERALES.-	019
2.1 Planta de Tratamiento de Agua Potable.	019
2.1.1 Pre-tratamiento.	019
2.1.2 Tratamiento final.	020
2.2 Los Coagulantes en el Tratamiento de Aguas.	025
2.2.1 Los Coagulantes.	026
2.2.2 Fases de la Coagulación.	027
2.2.3 Clasificación de los Coagulantes.	030
2.2.3.1 Polielectrolitos.	030
2.2.3.2 Coagulantes Metálicos.	032
2.3 Importancia Económica de los Coagulantes.	037
III. ESTUDIO DEL COAGULANTE, (SULFATO DE ALUMINIO).-	042
3.1 Obtención Industrial.	042
3.1.1 Bauxita.	042
3.1.2 Acido Sulfúrico.	045
3.1.3 Proceso de Obtención Industrial.	047

	Págs.
3.2 Especificaciones Técnicas.	050
3.3 Usos en la Industria.	053
3.3.1 El Sulfato de Aluminio, (alúmina), en la Industria de Pulpa y Papel.	054
3.3.2 El Sulfato de Aluminio, (alúmina), en el Tratamiento de Aguas Residuales.	057
3.4 Aplicación en el Tratamiento de Agua.	058
IV. ESTUDIO DE LOS SEDIMENTOS EN UNA PLANTA DE TRATAMIENTO.-	062
4.1 Características de las Aguas a Potabilizar.	062
4.1.1 Calidad del Agua Bruta.	062
4.1.2 Distribución de Frecuencias de Turbiedad.	066
4.1.3 Calidad de Agua que se debe obtener con el Tratamiento.	068
4.2 Sedimentos Resultantes de las Purgas de los Decantadores.	069
4.2.1 Decantadores.	069
4.2.2 Purga de los Decantadores	071
4.2.3 Características de las Aguas en las Purgas de los Decantadores.	071
4.3 Sedimentos Resultantes del Lavado de Filtros.	072
4.3.1 Filtros.	072
4.3.2 Agua de Lavado de Filtros.	074
4.3.2.1 Frecuencia de los Lavados.	075
4.3.2.2 Consumo de Agua de Lavado.	075



	Págs.
4.3.3 Características de las Aguas de Lavado.	076
4.4 Volumen de Lodo y Proyección Futura.	077
4.4.1 Determinación de los Volúmenes de Lodos.	078
4.4.2 Proyección Futura.	082
4.5 Consumo de Sulfato de Aluminio y Proyección Futura.	083
4.6 Recomposición de los Flóculos, Sedimentación y Espesamiento de Lodos.	086
4.6.1 Determinación de Turbiedad (U.J.), Concentración de Sólidos, (% en peso) y Curva de KYNCH, de las Aguas de Purgas de los Decantadores.	087
4.6.2 Determinación de Turbiedad, (U.J.), y Volumen de Sedimento en el Lavado de Filtro.	091
4.7 Caudales de Lodo Probables para el Proceso de Recuperación.	093
V. RECUPERACION DEL SULFATO DE ALUMINIO A PARTIR DE LOS LODOS, SEDIMENTOS, A NIVEL DE LABORATORIO Y REACTOR EXPERIMENTAL.-	096
5.1 Acidificación de Lodos a nivel de Laboratorio, Estudio Cinético de la Acidificación.	096
5.1.1 Determinación de la concentración de Aluminio presente en el Lodo.	096
5.1.2 Acidificación de Lodos y Concentración de Alúmina Recuperada.	097
5.1.3 Diseño del Reactor Experimental de Laboratorio.	104
5.1.4 Acidificación de Lodos en el Reactor Experimental.	106
5.1.5 Acidificación de Lodos en el Reactor a Escala, a una Velocidad de 250 RPM.	111

	Págs.
5.2 Decantación de Lodos Acidificados.	116
5.3 Centrifugación de Lodos Acificados.	116
5.4 La Concentración y Rendimiento de la Solución de Alúmina Recuperada.	118
5.5 Parámetros para el Diseño de La Planta.	119
VI. ENSAYOS CON LA ALUMINA RECUPERADA.-	122
6.1 Evaluación a nivel de Pruebas de Jarras.	122
6.2 Evaluación a nivel de Planta Piloto.	135
6.3 Determinación de la Infraestructura para su Aplicación.	143
...	
VII. DISEÑO DE LA PLANTA DE RECUPERACION.-	147
7.1 Diagrama de Flujo del Proceso.	147
7.1.1 Alternativa N°1 - "Planta de Recuperación de Alúmina, de Flujo Continuo".	148
7.1.2 Alternativa N°2 - "Planta de Recuperación de Alúmina, de Flujo Discontinuo".	151
7.1.3 Alternativa N°3 - "Planta Convencional de Recuperación de Alúmina de Flujo Continuo".	155
7.2 Ubicación de la Planta en el Terreno.	158
7.3 Utilización de las Instalaciones existentes.	162
7.4 Diseño de los Equipos y/o Estructuras Complementarias.	163

	Págs.
7.4.1 Diseño de los Espesadores.	163
7.4.1.1 Teoría de Diseño del Espesador Continuo.	164
i. Determinación del Area de un Espesador.	171
ii. Determinación de la Profundidad del Espe sador.	173
7.4.1.2 Cálculo de Diseño de los Espesadores.	179
i. Balance en el Espesador.	181
ii. Cálculo del Area (S), del Espesador.	184
iii. Cálculo de la Profundidad (H), del Espe sador.	186
7.4.2 Diseño de los Reactores de Acidificación.	192
7.4.2.1 Diseño del Tanque del Reactor.	193
7.4.2.2 Diseño de la Potencia del Motor de Agitación.	199
7.4.2.3 Cálculo del Calor de Reacción.	207
7.4.2.4 Cálculo de la Chaqueta de Enfriamiento.	209
7.4.2.5 Equipos Auxiliares.	216
7.4.3 Diseño de la Unidad de Mezcla Rápida.	224
7.4.3.1 Cálculo del Volumen de la Unidad de Mezcla Rápida.	229
7.4.3.2 Cálculo de Diseño del Agitador.	231
7.4.3.3 Cálculo de la Potencia del Motor.	232

	Págs.
7.4.4 Diseño de Decantadores de Lodo Acidificado.	235
7.4.4.1 Cálculo del Area del Decantador.	237
7.4.4.2 Cálculo de la Profundidad, del Decantador.	244
7.4.5 Diseño de los Decantadores Centrifugos Tipo AVNX.	247
VIII. FORMULACION Y EVALUACION DEL PROYECTO.-	257
8.1 Formulación Económico-Financiero.	257
8.1.1 Alternativa Nº1.- "Planta de Recuperación de Alúmina de Flujo Continuo".	257
8.1.1.1 Descripción de la Inversión.	257
8.1.1.2 Financiamiento.	261
8.1.1.3 Cuadro de Costos.	263
8.1.1.4 Flujo de Caja.	267
8.1.1.5 Determinación de la Rentabilidad, (TIR).	269
8.1.2 Alternativa Nº2.- "Planta de Recuperación de Alúmina de Flujo Discontinuo".	271
8.1.2.1 Descripción de la Inversión.	271
8.1.2.2 Financiamiento.	276
8.1.2.3 Cuadro de Costos.	278
8.1.2.4 Flujo de Caja.	280
8.1.2.5 Determinación de la Rentabilidad, (TIR).	281

	Págs.
8.1.3 Alternativa N°3.- "Planta Convencional de Recu peración de Alúmina, de Flujo Continuo.	283
8.1.3.1 Descripción de la Inversión.	283
8.1.3.2 Financiamiento.	288
8.1.3.3 Cuadro de Costos,	290
8.1.3.4 Flujo de Caja.	292
8.1.3.5 Determinación de la Rentabilidad, (TIR).	294
8.2 Evaluación del Proyecto.	295
IX. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.-	298
9.1 Conclusiones.	298
9.2 Recomendaciones.	301
X. ANEXOS.-	304
10.1 Prueba de Jarras.	304
10.2 Método Complexiométrico de Valoración.	318
XI. BIBLIOGRAFIA.	324

INTRODUCCION

DISEÑO DE UNA PLANTA DE RECUPERACION DE SULFATO DE ALUMINIO A PARTIR DE LOS LODOS DE DESCARGA DE UNA PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUA

INTRODUCCION

Ultimamente se viene adoptando como práctica inaceptable a la evacuación de los desechos de las plantas de tratamiento de agua a los ríos, situación que se torna crítica cuando los caudales son pequeños. El diseño de las plantas de tratamiento incluyen criterios que no sólo seleccionen procesos que den lugar a cantidades mínimas de desague, si no también la posibilidad de recuperar y reciclar reactivos de tratamiento, que tradicionalmente se pierden con los lodos, principalmente sulfato de aluminio.

La recuperación del sulfato de aluminio no es una práctica generalizada, fundamentalmente por los altos costos de inversión y operación, atribuibles a las ineficiencias de los procesos utilizados. Estos procesos se caracterizan por la inadecuada calidad y cantidad recuperada, y dan como consecuencia una separación incompleta de la solución de alúmina recuperada, del residuo sólido, solución que aún contiene partículas de suspensión más pequeña y materia orgánica carbonizada por el ácido sulfúrico utilizado en el proceso, por otro lado el residuo contiene una cantidad significativa de alúmina, que no sólo reduce la eficiencia de la recuperación, si no que también aumenta la cantidad de cal requerida en la neutralización de los lodos para su disposición final.

La alúmina que se emplea en las plantas de tratamiento es suministrada por la firma nacional Ray Cel, que la produce a través de la bauxita que importa en volúmenes muy significativos. En el caso de las plantas de la - Atarjea N<sup>o</sup> 1 y N<sup>o</sup> 2, el consumo anual llega a 8,000 toneladas, variando con la calidad del agua cruda.

Es una realidad de que año a año aumenta el precio de la bauxita por su tendencia a escasear en el mercado, por lo que la recuperación y reciclo del sulfato de aluminio de los lodos de descarga adquiere singular importancia.

El análisis de las ventajas y facilidades existentes, así como las desventajas del contenido de fierro de los lodos y el posible empobrecimiento progresivo de éstos, justifica la recuperación del alumbre a nivel experimental para evaluar los resultados y procedimientos que deberán adoptarse en la planta comercial.

### OBJETIVOS

Aplicación de procesos de recuperación del sulfato de aluminio para su reutilización como coagulante, consiguiendo con ello, minimizar las cantidades de desagues producidos, procesar los residuos sólidos para producir sub-productos útiles, procesar los desechos para mejorar las características y reducir la cantidad de residuo dejado para disposición final, disposición del residuo no reducible en una manera que no afecte al afluente.

Aplicación de tecnología y equipos de procedencia netamente nacional. Definir la extensión de la recuperación, utilizando los lodos de descarga y de mostrar la efectividad como coagulante del sulfato de aluminio recuperado.



## ALCANCES Y/O LIMITACIONES

Con las crecientes preocupaciones de desarrollo de métodos prácticos para la disposición de desagües de una planta de tratamiento de agua, se ha presentado un renovado interés en la recuperación de coagulante desde que se reconoce que tal recuperación produce una reducción substancial en el volumen del lodo para el cual se requiere una disposición final. En este estudio se ha indicado una reducción substancial sobre el 80% y además que el asentamiento del lodo acidificado y filtrabilidad de los sólidos remanentes es superior a los del lodo original.

Se debe notar una importante limitación a este trabajo-tesis. Todos los experimentos fueron realizados en los bancos de laboratorio, excepto el realizado en un reactor experimental cuya capacidad fue de 25 lt. y la planta piloto de tratamiento. Ninguno de los lodos empleados en este estudio provenían de haber tratado aguas con altos contenidos de fierro y manganeso, toda vez que esto se presenta muy descontinuadamente. Así los problemas asociados con la recuperación y circulación de estos materiales, tanto como la posibilidad de liberar el color indeseable no ha sido investigado. No obstante, la recirculación del color parece no ser un problema en este estudio.

Aunque se reconoce que se han empleado algún número de asumpciones para facilitar el estudio, los análisis de tal porción del estudio parecen ser estimulantes para indicar que el campo del servicio de agua potable o las empresas ligadas directamente a ella, harían muy bien en tomar una nueva visión de las posibilidades de emplear la recuperación de la alúmina en todas las plantas convencionales de agua, especialmente aquellas que sirven a poblaciones muy numerosas.

## ANTECEDENTES

De ninguna manera es nuevo el concepto de la utilización de un sis tema para la recuperación de alúmina y su reutilización como coagulante en una planta de tratamiento de agua potable.

Indudablemente que aquí en nuestro país es la primera experiencia que se ha llevado a cabo, dada la importancia de las plantas de LA ATARJEA y del volumen de alúmina que en ellas se utiliza, es necesario su estudio e implementación, a nivel de Latinoamérica no se conoce inquietudes o estudios a cerca de la recuperación del sulfato de aluminio.

Sin embargo, en los Estados Unidos, Roberto y Roddy, han señalado que ya en 1903 W.M. Jewel, patentó un proceso de recuperación de alúmina para lo cual utilizaba ácido sulfúrico y los lodos de una planta de tratamiento de agua.

En 1923, W.R. Mathis, registró una patente para un proceso similar. No obstante, no fué hasta 1950 en que partiendo de Estados Unidos, Gran Bretaña, Polonia y Japón, se despertó un gran interés en el trabajo de investigación sobre este proceso. Desde aquella oportunidad en la ciudad de "TAMPA", se ha operado plantas pilotos y prototipos, así como también en, St. Petessburg, Minneapolis, Lake Tahoe.

Los trabajos realizados por Palín, Doe, Vahidi y Webster, condujeron a una planta similar de recuperación en Daer Escocia.

La planta de tratamiento de Asaka, cerca de Tokio, ha estado recuperando alúmina durante algún tiempo.

Mientras que en Polonia se viene operando una planta en forma muy exitosa.

Aunque se ha dirigido un número considerable de estudios hacia la reutilización de la alúmina, la mayoría de ellos han estado relacionados con la solución de un problema local.

Muchos investigadores han notado dificultades en el control satisfactorio del proceso. Las diferencias que pueden experimentarse en lodos obtenidos en varias fuentes están contenidos en muy pocos estudios. Además no hubo ni un pequeño intento de desarrollar un método de analizar los datos de laboratorio y trasladarlos en términos económicos de tal manera que haga viable la decisión de los productores de llegar a una conclusión lógica tomando en cuenta la posibilidad de utilizar la recuperación del proceso de alúmina para una ubicación particular.

El propósito del presente trabajo-tesis ha sido definir la extensión de la recuperación utilizando el lodo de la planta de tratamiento de LA ATAR - JEA, para demostrar la efectividad del coagulante de alúmina recuperada comparada con la alúmina fresca, para caracterizar y definir las propiedades del lodo remanente después de la acidificación y la separación de la alúmina, para estimar el Costo de Capital de proceso así como estimar el ahorro de coagulante y finalmente desarrollar el método para determinar el punto de quiebre para el empleo de recuperación de alúmina en términos y tamaño de la planta de recuperación.

CAPITULO I :

"RESUMEN"

I. RESUMEN.

El presente trabajo-tesis, titulado: "Diseño de una Planta de Recu  
peración de Sulfato de Aluminio a partir de los Lodos de Descargas de  
una Planta de Tratamiento de Agua", fue desarrollado, tomando como  
base las instalaciones de la planta de tratamiento de La Atarjea, per  
teneciente a SEDAPAL, (Servicio de Agua Potable y Alcantarillado de  
Lima).

Los trabajos se encaminaron en una primera parte a la recopilación  
de información, para lo cual se acudió al CEPIS, (Centro Panameri  
cano de Ingeniería Sanitaria), conociéndose algunos antecedentes a  
nuestra propia investigación.

Por otro lado, se revisó la información estadística, (Oficina de Es  
tadística de la Planta de Tratamiento), analizándose esta y determi  
nándose los volúmenes de lodo generados en los diferentes procesos de  
tratamiento.

Así podemos apreciar en el capítulo IV, se generan aproximadamente  
250,000 m<sup>3</sup> de lodo/año, variando este de acuerdo a la variación  
de frecuencia de turbiedad anual, es preciso señalar que el volumen  
de lodo que se genera a nivel de los decantadores es de 55%, (138,  
000 m<sup>3</sup>/año), el volumen de lodo se ha incrementado en un 50% a  
partir de Enero de 1983, período en el cual comenzó a operar la  
planta N<sup>o</sup> 2 de la Atarjea (capacidad 5.25 m<sup>3</sup>/segundo), siendo la  
capacidad de la planta N<sup>o</sup> 1 de 10.44 m<sup>3</sup>/segundo.

En el capítulo V se ha considerado el estudio de recuperación de alú  
mina a nivel de laboratorio y en el reactor experimental, indudable-  
mente que se ha tenido que evaluar las características de los lodos,

así como la concentración potencial de aluminio para diferentes concentraciones de sólidos totales (S.T. % en peso).

Respecto a la acidificación de lodos, para la recuperación de alúmina, esta se efectuó para diferentes conc. de S.T., estimándose la eficiencia para cada caso, eligiéndose la de mayor eficiencia (80%) y concentración de alúmina (61.5 mgr. de alúmina/ ml de solución), correspondiéndole a una concentración de 6% de S.T.

Determinándose además los otros parámetros óptimos sobre el proceso de recuperación, como son velocidad de agitación de la mezcla (250 r.p.m.), tiempo de mezcla (35 min.), todo esto evaluado en un reactor experimental, previamente diseñado y construido para tales fines.

Se ha considerado la evaluación de la solución de alúmina recuperada (Capítulo VI), evaluación realizada a nivel de pruebas de Jarras y de planta piloto, que consistieron en utilizar ésta como coagulante para diferentes calidades de aguas, de los cuales se deduce su buen comportamiento, en la remoción de turbiedad.

En el capítulo VII, "Diseño de la Planta de Recuperación", se ha considerado tres alternativas de recuperación, es decir tres plantas con la misma capacidad de tratamiento y de recuperación, dichas plantas conformadas c/u por unidades particulares. Cada unidad se ha diseñado precedida del desarrollo teórico, y los cálculos de diseño a partir de los parámetros óptimos seleccionados en los procesos de recuperación (Capítulo V).

La capacidad de tratamiento es de  $5,253 \text{ m}^3$  de lodo/día, con una concentración de 0.78% de S.T., siendo la capacidad de recuperación de 10,500 kg de alúmina /día, contenidas en un volumen de

solución de 600 m<sup>3</sup>, siendo la concentración promedio, de 17 gr. de alúmina /lt de solución.

Es preciso señalar que la capacidad de recuperación se ha de incrementar, tan sólo con la mayor concentración de los lodos crudos provenientes de las dos plantas de tratamiento de agua, es decir manteniendo el mismo volumen total de lodos (5,253 m<sup>3</sup>) pero cuya concentración sea de 1.2% , lo que se lograría con una adecuada programación de tratamiento.

La solución de una de las alternativas se realizará de acuerdo a la evaluación económica de cada una de ellas.

Formulación y Evaluación del Proyecto, Capítulo VIII, de las tres alternativas planteadas se ha seleccionado la alternativa N<sup>o</sup> 1 , cuyo monto de Inversión Total es de \$. 953,862.=, (menor a las restantes), formulándose además su financiamiento con la relación Deuda/ Patrimonio de 80%/20%, lográndose la recuperación de la inversión en un período de 10 años aproximadamente, con un TIR equivalente a 10.22%, aceptándose este como muy aceptable, toda vez que los fines que se persiguen no son de lucro y ser además un proyecto de Servicio Público.

Es bueno indicar que durante el período de financiamiento, 12 años, incluido 2 años de gracia según el BID, se obtienen saldos disponibles que podrán ser utilizados o reinvertidos en nuevos proyectos - pertinentes a SEDAPAL.

CAPITULO II :

"CONSIDERACIONES GENERALES"



## II. CONSIDERACIONES GENERALES

Como se mencionó anteriormente el presente trabajo-tesis se desarrolló en las instalaciones de la Planta de Tratamiento de Agua Potable Gustavo Laurie Solis, denominada comunmente "LA ATARJEA", perteneciente a la empresa SEDAPAL, (Servicio de Agua Potable y Alcantarillado de Lima), anteriormente ESAL, por lo que se hará referencia a las operaciones y procesos ocurrientes en ésta, a fin de dar una idea general del tratamiento de potabilización de agua.

### 2.1 Planta de Tratamiento de Agua Potable.

Con el fin de depurar el agua, del Río Rimac, es preciso recurrir varios tratamientos elementales, cuyas bases pueden ser físicas, químicas y biológicas, y cuyo efecto es el de eliminar en primer lugar las materias en suspensión a continuación las sustancias coloidales, y después las sustancias disueltas (minerales u orgánicas). Por último, deben corregirse ciertas características. Antes de su tratamiento, las aguas crudas, se someten, generalmente, a un pre tratamiento que comprende un cierto número de operaciones, físicas o mecánicas. Tiene por objeto separar del agua la mayor cantidad posible de las materias que, por su naturaleza o tamaño, crearían problemas en los tratamientos posteriores.

#### 2.1.1 Pre-Tratamiento

Las operaciones de pre-tratamiento son las siguientes:

- Desbaste.- Tiene por objeto proteger a las instalaciones de la posible llegada intempestiva de

grandes objetos capaces de provocar obstru  
ciones en las distintas unidades de la Planta,  
para ello se utiliza rejas de fierro ubicadas en  
la Bocatoma y son limpiadas en forma manual.

- Desarenado. - El desarenado tiene por objeto extraer del agua bruta la grasa, arena y partí  
culas minerales o menos fina, con el fin de evitar que se produzcan sedimentos en los ca  
nales y conducciones. El desarenado se refie  
re normalmente a las partículas superiores - a 200 micras. Una granulometría inferior corres  
ponde a los procesos de pre-decantación o de  
cantación.
- Pre-Decantación. - Esta operación se realiza posterior al desarenado y se efectúa en el Estan  
que Regulador con capacidad de 500,000 M<sup>3</sup>, previo a la clarificación con aguas de super  
ficie muy cargadas como en el caso de las -  
aguas del Río Rimac en el período de Avenida. Tiene por objeto eliminar la totalidad de la are  
na fina y la mayor cantidad posible de barro.

## 2.1.2 Tratamiento Final.

Dentro de los procesos de tratamiento final tenemos:

- Tratamiento Preliminar. - El tratamiento preli  
minar se basa en la coagulación del agua y en la separación de los grumos formados, por medio de sedimentación y contactos con fan  
gos agrupados. El producto coagulante es

SULFATO DE ALUMINIO con o sin auxilio de coadyudantes de coagulación, además de la eventual aplicación de cal hidratada.

El Sulfato de Aluminio, es disuelto y dosificado midiendo el gasto y concentración de la solución o el gasto del agua de preparación.

El coadyudante es eventualmente dosificado a través de la medición del gasto de la solución. La cal eventualmente es dosificada en seco y directamente al afluente principal.

Las unidades donde se realiza la formación y separación de grumos (floculos), está formado por el Mezclador, seguido de la unidad de floculación y sedimentador y/o unidad convencional. La planta de La Atarjea cuenta con cuatro floculadores hidráulicos, seguido de diez Presedimentadores con un área total de sedimentación de  $24,000 \text{ M}^2$  (planta antigua) además de sus unidades convencionales llamadas Decantador Pulsator (Patente Degremont) que constituye la planta moderna, cada Decantador Pulsator tiene una capacidad promedio de  $1.8 \text{ M}^3/\text{Seg.}$  con un diámetro de cuarenta metros y profundidad de seis metros, completadas con un sistema de Purgas formadas por ocho electroválvulas por Decantador.

- Filtración.- Tiene por finalidad la eliminación de la turbiedad residual que es inferior a 10 U.J. (Unidades Jackson), y por efecto de la filtración ésta es rebajada a menos de 1U. J. . La planta de La Atarjea, cuenta con treinta y seis filtros, cada uno con un área superficial de  $100 \text{ M}^2$ , formado de dos pozas separadas por el canal central de desagüe para el agua de lavado, con una producción promedio de  $10.44 \text{ M}^3/\text{Seg.}$

El lecho de filtración está constituido por arena silicia con una dureza de 7 en la escala de MOHS, densidad no menor de 2.6, la altura del lecho varía entre 0.8 - 1.0 Mt., altura del agua sobre el lecho de 1.2 Mt., el lecho de arena descansa sobre una losa de concreto de 0.15 Mt. de espesor y en donde se ubican las toberas en un número de 64 por  $\text{M}^2$ .

El lavado del filtro se realiza por conversión de flujo utilizando agua filtrada, utilizándose complementariamente inyección de aire, el consumo de agua de lavado no ha de ser mayor del 3% de la producción, llegando a consumir cerca de  $500 \text{ M}^3$  de agua filtrada por lavado.

- Desinfección.- La desinfección del agua se realiza aplicando disolución acuosa de cloro puro al efluente general de la planta . El cloro

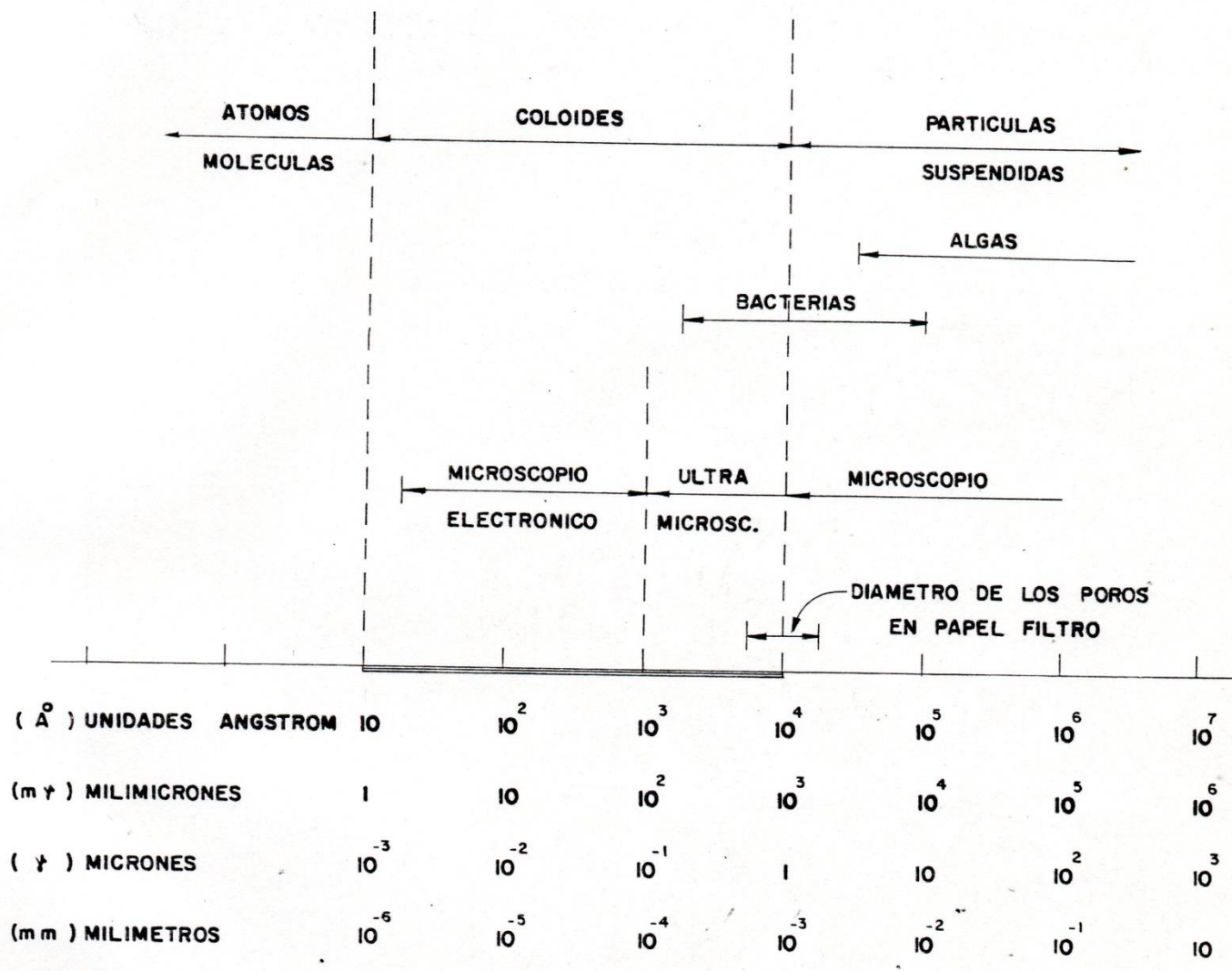


FIG. 2.2 a

es repartido en toda la anchura de la canalización mediante una tubería resistente al ataque de la disolución de cloro, la tubería está perforada por pequeños orificios que descargan entre 4 a 8 litros / min. c/u., con velocidad de 3 a 5 Mt/Seg.

El cloro ha de pasar por un filtro, una válvula reductora de presión y una trampa antes de ingresar a los aparatos dosificadores.

La dosificación será la necesaria para dejar un residuo de cloro total de 0.4 Mgr/Lt., después de 15 minutos. Se consume aproximadamente 3,400 libra de cloro líquido por día en la cloración final y 2,000 libras de cloro por día en la precloración.

- Aplicación Eventual de Fluor.- Esta se realiza mediante la aplicación al efluente de la planta, de una disolución acuosa de silicofluoruro de sodio al 0.2%. La aplicación se efectúa en una sección anterior a la seleccionada para la aplicación de cloro al agua.

La dosificación de Silicofluoruro de sodio, será la necesaria para elevar el contenido de ión fluor en el agua a 0.9 Mgr/Lt. El contenido de ión fluor no deberá nunca sobrepasar 1.5 Mgr/Lt.

## 2.2 Los Coagulantes en el Tratamiento de Aguas

Las aguas superficiales requieren de un tratamiento antes de ser distribuidas al consumo.

Estas pueden contener sustancias de diversas clases, algunas de las cuales son peligrosas para la salud y otras crean problemas estéticos.

Las clases de sustancias que originan turbidez son los sólidos suspendidos y en particular los sólidos pequeños que no pueden ser removidos.

Las partículas pequeñas son coloides y el objeto de la coagulación es convertir los coloides en partículas más grandes que sedimenten rápidamente.

Los materiales en suspensión pueden ser de origen orgánico o inorgánico finamente divididos en partículas, aparentemente inofensivas que pueden afectar indirectamente la calidad del agua.

No hay límites definidos de tamaños para las partículas coloidales, se considera que tienen una dimensión entre 1 y 1000 - milicrones aproximadamente. Los coloides entonces tienen un tamaño intermedio entre las partículas en solución verdadera y las partículas en suspensión.

Los números enumerados en la figura 2.2.a son aproximados ya que el tamaño y la naturaleza del material son los que determinan si la partícula es coloidal.

Existen varios términos para distinguir los tipos de sistemas coloidales para el tratamiento de agua, siendo los más importantes

el Hidrofílico o Hidrofóbicos; los coloides Hidrofílicos muestran gran atracción por el agua, mientras que los Hidrofóbicos muestran menos atracción.

Los coloides Hidrofóbicos son importantes en el tratamiento del agua e incluyen sustancias como arcillas y óxidos metálicos.

Así mismo son termodinámicamente inestables con respecto a la formación de grandes cristales no coloidales y los Hidrofílicos comprenden soluciones verdaderas ya sea de moléculas grandes o de agregados de moléculas pequeñas llamadas micelas, cuyas dimensiones están dentro de los límites coloidales, abarcan varios polímeros sintéticos biológicos como proteínas, ácidos nucleicos, almidones y otras macromoléculas.

#### 2.2.1 Los Coagulantes.

El empleo de sales minerales de cationes polivalentes como coagulantes data de los últimos años del siglo pasado. En esa época se establecieron sus leyes que muestran que la acción coagulante es función de la valencia del ión que posee una carga opuesta a la de las partículas.

Estos coagulantes, debido a la Hidrólisis que experimentan, presentan el inconveniente de modificar las características físico-químicas del líquido separativo (pH, conductividad), que en dosis fuertes producen excesos de fangos. El mejor conocimiento de la tecnología de la coagulación ha conducido algunos cambios en los procesos convencionales, teniendo en



cuenta la velocidad de reacción de los compuestos químicos utilizados, se han podido hacer significativas economías en el uso de coagulantes en que el sólo cambio del punto de aplicación de ellos, representa una reducción en la cantidad aplicada.

La acción coagulante de estas sales es el resultado de una Hidrólisis a la formación de Hidróxidos, siendo el pH un factor importante en el estudio del fenómeno de la coagulación es preferible que quede dentro de la zona correspondiente al mínimo de la solubilidad de los iones metálicos del coagulante utilizado.

Vemos que la coagulación consiste en introducir al agua un producto capaz de formar un precipitado.

### 2.2.2 Fases de la Coagulación

Teniendo en cuenta los coloides que existen en la suspensión y quieren estabilizarse, y los coloides que se forman al agregar los coagulantes.

Podríamos considerar la coagulación desarrollándose en cinco fases consecutivas o simultáneas que implicarían reacciones químicas y físicas..

- i. Primera Fase.- Hidrólisis de los coagulantes y desestabilización de las partículas existentes en la suspensión al agregar un coagulante al agua, este se hidroliza reaccionando con las moléculas de agua y puede producir la desestabilización de las partículas, por simple absorción

específica de los productos de Hidrólisis (generalmente con carga positiva), en la doble capa que rodea a los coloides negativamente cargados (compresión de la doble capa o neutralización de las cargas), o por interacción química con los grupos ionizables de su superficie.

- ii. Segunda Fase.- Pricipitación y formación de compuestos químicos que se polimerizan. Como los productos de la Hidrólisis de los coagulantes sufren reacciones de polimerización, esto es, se enlazan unos con otros para formar grandes moléculas transformándose en largas cadenas tridimensionales con extremos activos.
- iii. Tercera Fase.- Adsorción de las cadenas poliméricas en la superficie de los coloides. Estas cadenas pueden ser fácilmente absorbidas en los sitios vacantes de absorción de los coloides existentes en la suspensión, dejando los extremos extendidos en el agua.
- iv. Cuarta Fase.- Adsorción mutua entre coloides formando así masas esponjosas de partículas de la suspensión ligadas por cadenas poliméricas. Este proceso debe ser ayudado agitando lentamente el agua.
- v. Quinta Fase.- Acción de barrido, al sedimentar estos coloides hacen un efecto de barrido

específica de los productos de Hidrólisis (generalmente con carga positiva), en la doble capa que rodea a los coloides negativamente cargados (compresión de la doble capa o neutralización de las cargas), o por interacción química con los grupos ionizables de su superficie.

- ii. Segunda Fase.- Pricipitación y formación de compuestos químicos que se polimerizan. Como los productos de la Hidrólisis de los coagulantes sufren reacciones de polimerización, esto es, se enlazan unos con otros para formar grandes moléculas transformándose en largas cadenas tridimensionales con extremos activos.
- iii. Tercera Fase.- Adsorción de las cadenas poliméricas en la superficie de los coloides. Estas cadenas pueden ser fácilmente absorbidas en los sitios vacantes de absorción de los coloides existentes en la suspensión, dejando los extremos extendidos en el agua.
- iv. Cuarta Fase.- Adsorción mutua entre coloides formando así masas esponjosas de partículas de la suspensión ligadas por cadenas poliméricas. Este proceso debe ser ayudado agitando lentamente el agua.
- v. Quinta Fase.- Acción de barrido, al sedimentar estos coloides hacen un efecto de barrido

atrapando en su caída nuevas partículas que se incorporan a los micro flóculos en formación . La aparición de hidróxidos metálicos insolubles en agua, que se precipitan, puede también contribuir y producir por sí sola el efecto de barrido.

A continuación se presenta el Modelo Esquemático del Proceso de Coagulación, gráfico 2.2.2.a., este modelo de la coagulación es bastante simplificado, las fases pueden coexistir y en ocasiones invertirse, las fases primeras y tercera pueden ser simultáneas cuando se agregan polielectrolitos. Todas estas reacciones son dependientes de la alcalinidad del agua, el pH y la temp.

### 2.2.3 Clasificación de los Coagulantes.

Se clasifican en 2 grandes grupos: Los Polielectrolitos o ayudantes de Coagulación y los Coagulantes Metálicos.

#### 2.2.3.1 Polielectrolitos.

Se han venido usando polielectrolitos naturales o sintéticos, éstos son una serie de compuestos orgánicos muy variados en sus largas cadenas orgánicas, que pueden ser lineales o con brazos, compuestos de un solo tipo de monómero o de varios tipos, pues en todo los casos forman macromoléculas de tamaño coloidal. Se cla

sifican de acuerdo a su carga, en aniónicos y catiónicos, según que los grupos ionizables sean negativos o positivos, pueden ser no iónicos cuando no poseen grupos ionizables, uno de los más antiguos es la sílice activada [ácido polisilícico  $(H_2SiO_3)_4$ ]. De los polielectrolitos se desprenden las siguientes conclusiones:

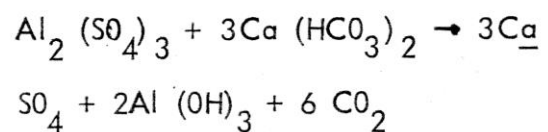
- a- Los polielectrolitos usados en unión de coagulantes metálicos comunes, producen un floc que sedimentan rápidamente.
- b- La dosificación de polielectrolitos en pequeñas cantidades de agua, disminuye el gasto de coagulantes.
- c- Las algas son rápidamente coaguladas con polielectrolitos catiónicos.
- d- Muchas veces los polielectrolitos actúan como ayudantes de coagulación más no como coagulantes.
- e- No son de igualmente efectivos en todas las aguas.
- f- Excesiva dosificación del polieléctrolito - producen dispersión en lugar de ayudar a la coagulación.
- g- Deben añadirse en solución diluída para asegurar su completa mezcla.

### 2.2.3.2 Coagulantes Metálicos.

Los coagulantes metálicos principalmente utilizados son sales de aluminio o de hierro. La sal metálica actúa sobre los coloides del agua por medio del catión, que neutriza las cargas negativas antes de precipitar.

#### i. Sales de Aluminio.

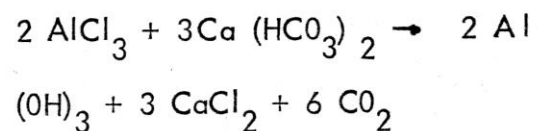
a. Sulfato de aluminio- (forma liquida o sólida) :



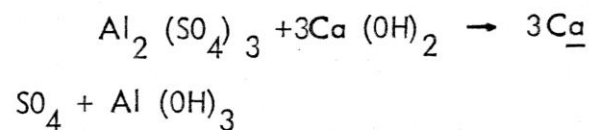
Dosis: en clarificación, 10 a 150 g/m<sup>3</sup>, expresado en producto comercial según la calidad del agua bruta.

b. Cloruro de Aluminio.- (forma liquida) :

De empleo excepcional.



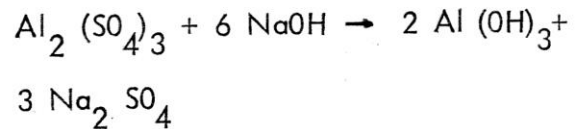
c. Sulfato de Aluminio + Cal :



Dosis: en clarificación, se necesita de cal  $\text{Ca} (\text{OH})_2$ , un tercio de la

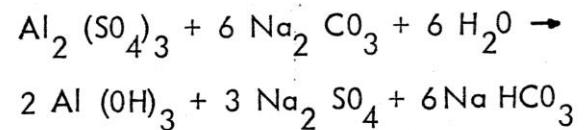
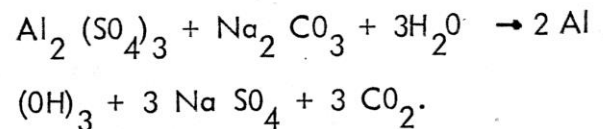
Dosis de Sulfato de Aluminio Comercial  $Al_2(SO_4)_3 \cdot 18H_2O$ .

d. Sulfato de Aluminio + Sosa - Cáustica:



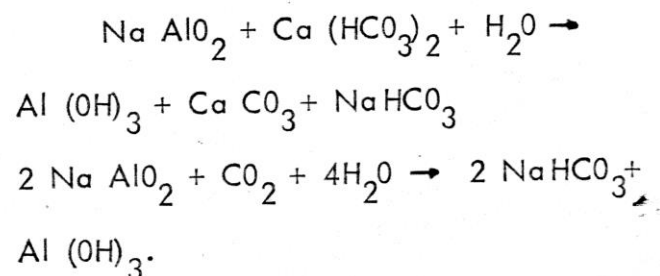
Dosis: en clarificación, se necesita de sosa cáustica NaOH, el 36% de la dosis de sulfato de aluminio comercial.

e. Sulfato de Aluminio + Carbonato Sódico:



Dosis : Se necesita de Sosa Solvay, entre el 50 y 100% de la dosis de sulfato de aluminio comercial.

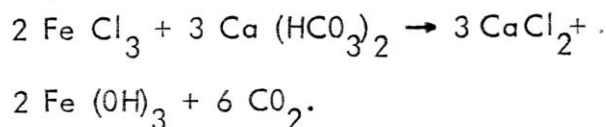
f. Aluminio Sódico:



Dosis: En clarificación, 5 a 50 g/m<sup>3</sup>  
de reactivo comercial del 50% de  
Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>.

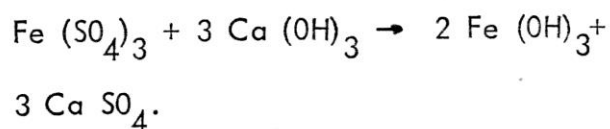
ii. Sales de Hierro:

a. Cloruro Férrico (generalmente en  
forma líquida, a veces cristalizado) :



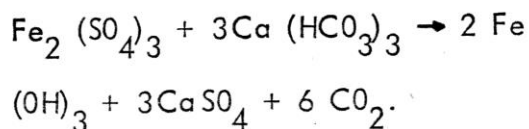
Dosis : En clarificación, 5 a 150 g/m<sup>3</sup>  
de cloruro férrico comercial Fe Cl<sub>3</sub> .  
6 H<sub>2</sub>O

b. Sulfato Férrico + Cal:



Dosis: En clarificación se necesita, de  
cal Ca (OH)<sub>2</sub>, el 40% de la dosis de  
sulfato férrico Fe (SO<sub>4</sub>)<sub>3</sub> . 9H<sub>2</sub>O.

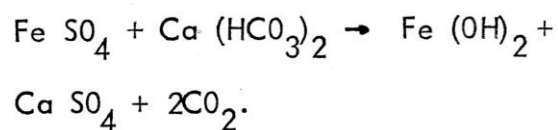
c. Sulfato Férrico:



Dosis: En clarificación se necesita 10 a  
150 g/m<sup>3</sup> de reactivo comercial Fe<sub>2</sub>  
(SO<sub>4</sub>)<sub>3</sub> . 9 H<sub>2</sub>O

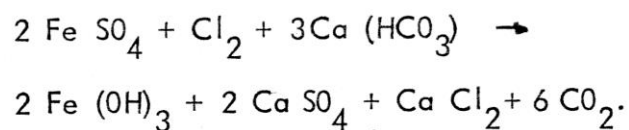


d. Sulfato Ferroso:

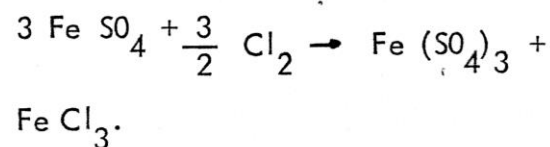


Dosis: En clarificación, se necesita de 10 a 100 g/m<sup>3</sup> de reactivo comercial Fe SO<sub>4</sub> · 7 H<sub>2</sub>O.

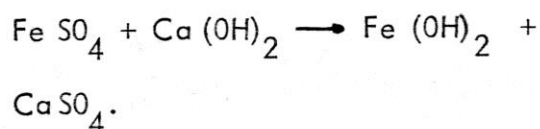
e. Sulfato Ferroso + Cloro:



Dosis: Se necesita de, cloro, el 12% de la dosis de sulfato ferroso Fe SO<sub>4</sub> · 7 H<sub>2</sub>O. El sulfato ferroso y el cloro pueden introducirse separadamente en el agua a tratar, o bien pueden oxidarse una solución de sulfato ferroso con cloro, antes de su utilización . Se obtiene entonces una mezcla de - sulfato y cloruro férrico, según la - reacción:

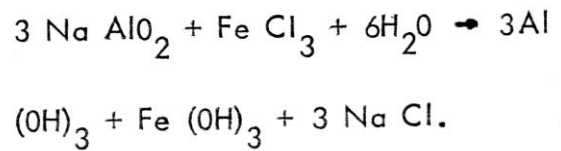


f. Sulfato Ferroso + Cal:



Dosis: En clarificación, se necesita, de cal,  $\text{Ca}(\text{OH})_2$ , el 26% de la dosis de sulfato de fierro,  $\text{FeSO}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$ .

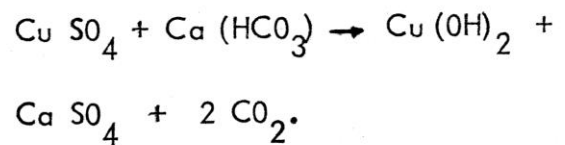
g. Cloruro Férrico + Aluminato Sódico:



Dosis: Se necesita tanto aluminio sódico de 50% de  $\text{Al}_2\text{O}_3$  como cloruro férrico comercial  $\text{FeCl}_3 \cdot 6\text{H}_2\text{O}$ .

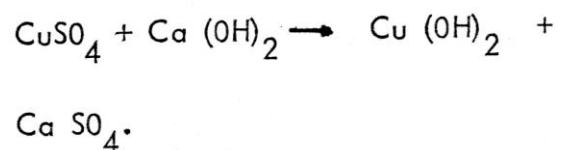
iii. Otros Coagulantes:

a. Sulfato Cúprico:



Dosis : 5 a 20 gr/m<sup>3</sup> (empleo excepcional).

b. Sulfato Cúprico + Cal:



Dosis: Se necesita 30 g de cal  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  por cada 100 g de sulfato cúprico  $\text{CuSO}_4 \cdot 5 \text{H}_2\text{O}$  (empleo excepcional).

### 2.3 IMPORTANCIA ECONOMICA DE LOS COAGULANTES

La aplicación de una dosis creciente de coagulante en agua que contiene partículas productoras de turbiedad (generalmente arcillas), da origen a un proceso, que se puede caracterizar en la forma indicada en la fig. 2.3.a, tomada básicamente de los estudios de Langilier de 1952 y Mackrle de 1962. La figura muestra cuatro zonas, así:

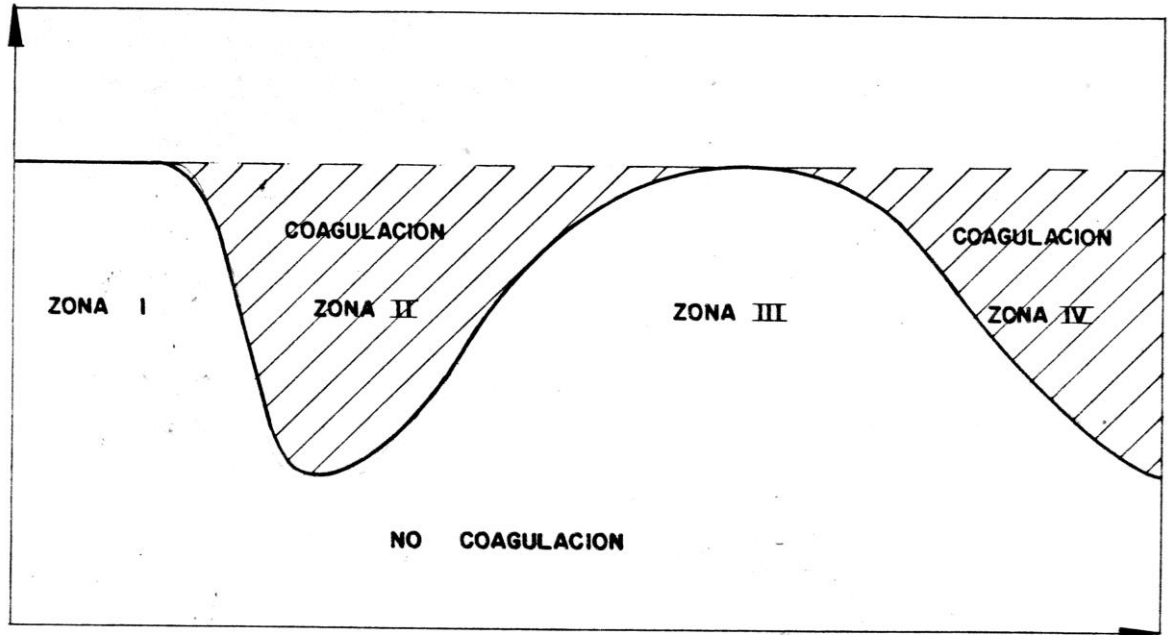
Zona 1ª . La dosis de coagulante no es suficiente para desestabilizar, las partículas y, por lo tanto, no se produce la coagulación.

Zona 2ª.- Al incrementar la dosis de coagulante se produce una rápida aglutinación de los coloides.

Zona 3ª.- Si continúa incrementándose la dosis, llega un momento en que no se produce buena coagulación, pues los coloides reestabilizan.

Zona 4ª.- Al incrementar aún más la dosis hasta producir una supersaturación, se produce de nuevo una rápida precipitación de los coagulantes que hace un efecto de barrido, arrastrando en su descenso las partículas de turbiedad.

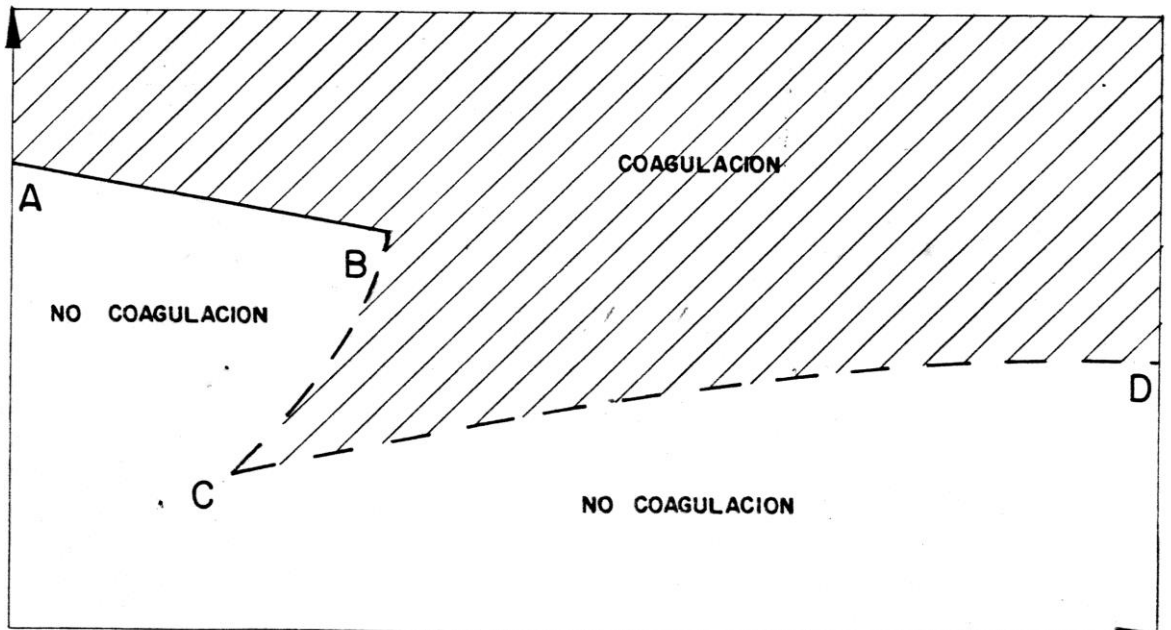
TURBIEDAD RESIDUAL DESPUES DE LA COAGULACION



DOSIS DE COAGULANTE APLICADO

FIG.

DOSIS DE COAGULANTE



CONCENTRACION DE COLOIDES

FIG. 2.3b

Cuando se usa sulfato de aluminio como coagulante, el cual se polimeriza a ciertos valores del pH, la relación entre la concentración de coloides y la dosis de coagulante puede expresarse como lo indica la figura 2.3.b., tomada de Stumm y O' Melia.

Cuando la turbiedad del agua es muy pequeña (línea AB), se necesita una gran cantidad de coagulante para iniciar la precipitación. A medida que aumenta la concentración de partículas esta cantidad disminuye. En cambio, cuando la turbiedad del agua es alta (línea CD), existe una relación estequiométrica entre la dosis de coagulante aplicado y la cantidad de partículas suspendidas. Esto es, a mayor concentración de coloides, mayor cantidad de coagulante se requiere para iniciar la coagulación.

La razón para esta aparente discrepancia en el comportamiento de las aguas con alta y con baja turbiedad, se ha explicado - diciendo que en el primer caso la coagulación es producida principalmente por la precipitación de los hidróxidos metálicos ( $Al(OH)_3$ ,  $Fe(OH)_3$ ) que aparecen al reaccionar los coagulantes con la alcalinidad y que al descender arrastran las partículas - que encuentran a su paso (floc barrido). Se necesita por eso una gran cantidad de coagulante para crear un voluminoso precipitado que pueda producir este efecto.

Siendo el sulfato de aluminio un catión polivalente y mientras que la acción coagulante es función de la valencia del ión que posee una carga opuesta a la de las partículas. La coagulación se efectúa en forma mas eficiente cuando es mayor esta valencia, es esta una de las razones fundamentales por la que

es importante el sulfato de aluminio. Además por su costo relativamente más bajo en comparación a las otras sales de aluminio y de fierro.

También por su manejo y aplicación relativamente sencillo, por formar un floc de gran tamaño y pesado, además dar un agua clara y transparente, mientras que las aguas tratadas con sales de Fe, toman un color medio amarillento.

Por ser el  $(SO_4)_3 AL_2 \cdot 18H_2O$ , una de las sales que llega a tener una concentración mayor de  $Al_2O_3$  (16%) en el tipo B y también mayor cantidad de insolubles 2.3% que hace un floc de buen tamaño.

CAPITULO III :

"ESTUDIO DEL COAGULANTE,

(SULFATO DE ALUMINIO)"

### III. ESTUDIO DEL COAGULANTE (SULFATO DE ALUMINIO)

#### 3.1 Obtención Industrial

Antes de hablar sobre el proceso de obtención, nos intersaremos por conocer las materias primas que intervienen para obtener el sulfato de aluminio.

##### 3.1.1 Bauxita

El nombre etimológico, viene de la palabra: Baux, que es una localidad de Francia, y que P. Bethier en 1821 fue el primero en descubrirla, y bautizada con Bauxita por A. Dufrenoy.

La bauxita es un mineral (óxido de aluminio) , se presenta con una gran variedad de estructuras , texturas y colores.

El color depende del contenido de óxido de hierro y varía del blanco al rojo oscuro o castaño , generalmente la bauxita es pesolítica y concrecionada ( de gran tamaño), pero puede presentarse en forma de granos finos, masiva o vermicular, se le encuentra en la naturaleza como:



### III. ESTUDIO DEL COAGULANTE (SULFATO DE ALUMINIO)

#### 3.1 Obtención Industrial

Antes de hablar sobre el proceso de obtención, nos intersaremos por conocer las materias primas que intervienen para obtener el sulfato de aluminio.

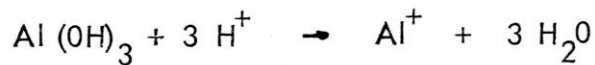
##### 3.1.1 Bauxita

El nombre etimológico, viene de la palabra: Baux, que es una localidad de Francia, y que P. Bethier en 1821 fue el primero en descubrirla, y bautizada con Bauxita por A. Dufrenoy.

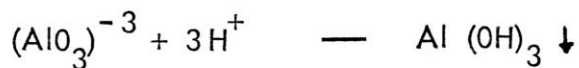
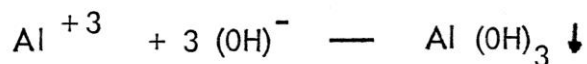
La bauxita es un mineral (óxido de aluminio) , se presenta con una gran variedad de estructuras , texturas y colores.

El color depende del contenido de óxido de hierro y varía del blanco al rojo oscuro o castaño , generalmente la bauxita es pesolítica y concrecionada ( de gran tamaño), pero puede presentarse en forma de granos finos, masiva o vermicular, se le encuentra en la naturaleza como:

La conducta del hidróxido de aluminio es anfótera, se combina con los ácidos formando las sales de aluminio correspondiente y se combina con las bases formando aluminatos.



Cuando a la solución de una sal de aluminio, se agrega una base o cuando a una solución de aluminato se agrega un ácido, se precipita el hidróxido de aluminio, por captación de iones hidróxidos o de iones hidrógeno, respectivamente, que se hallan en equilibrio:



Bauxita comercial.- Sus depósitos consisten principalmente de gipsita,  $\text{Al}(\text{OH})_3$ ; bohemita  $\text{AlO}(\text{OH})$  o mezcla de ambos minerales, las principales impurezas son los minerales arcillosos y óxidos de hierro y las diferentes bauxitas pueden clasificarse en lateritas arcillosas o ferruginosas. Algunas bauxitas de la India y de Hawai proceden de las rocas basálticas, contienen importantes cantidades de titanio. La bauxita arcillosa se beneficia por lavado con objeto de eliminar los minerales arcillosos.

Aquí en el Perú no se produce bauxita, quizás por lo difícil de identificar un yacimiento, actualmente se importa bauxita de Jamaica.

### 3.1.2 Ácido Sulfúrico.

Es un líquido viscoso, incoloro, cuyo punto de fusión es de  $10^{\circ} 31$  centésimos, ( $^{\circ}\text{C}$ ), cuando se calienta, desprende trióxido de azufre y empieza a hervir, a  $-290^{\circ}\text{C}$ . Sin embargo, el punto de ebullición normalmente alcanza los  $317^{\circ}\text{C}$ , a cuya temperatura el ácido es de un 98.54% de concentración. El ácido sulfúrico gaseoso empieza a disociarse en trióxido de azufre y vapor de agua a unos  $300^{\circ}\text{C}$ , siendo la disociación de 50% a  $350^{\circ}$ , y a 100% a los  $444^{\circ}\text{C}$ .

El ácido sulfúrico forma los siguientes hidratos:  $\text{H}_2\text{SO}_4 \cdot \text{H}_2\text{O}$ , (punto de fusión:  $8.47^{\circ}\text{C}$ ),  $\text{H}_2\text{SO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$  (p.f. =  $-39.46^{\circ}\text{C}$ ); y el  $\text{H}_2\text{SO}_4 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$  (p.f. =  $-28.25^{\circ}\text{C}$ ).

La estructura de la molécula del ácido sulfúrico es un tetraedro con un átomo de azufre en el centro y dos grupos hidroxilos y dos átomos de oxígeno en los vértices. La longitud del enlace azufre-oxígeno es de  $1.51 \text{ \AA}$ .

La densidad del ácido q.p. es de 1.84 aproximadamente, el ácido se disocia completamente en el agua, dando un protón hidratado y el ión sulfato ácido (disulfato). El ión bisulfato se disocia en gran extensión en disolución acuosa diluida, dando el anión sulfato normal y otro protón hidratado.

Aquí en el Perú no se produce bauxita, quizás por lo difícil de identificar un yacimiento, actualmente se importa bauxita de Jamaica.

### 3.1.2 Acido Sulfúrico.

Es un líquido viscoso, incoloro, cuyo punto de fusión es de  $10^{\circ} 31$  centésimos, ( $^{\circ}\text{C}$ ), cuando se calienta, desprende trióxido de azufre y empieza a hervir, a  $-290^{\circ}\text{C}$ . Sin embargo, el punto de ebullición normalmente alcanza los  $317^{\circ}\text{C}$ , a cuya temperatura el ácido es de un 98.54% de concentración. El ácido sulfúrico gaseoso empieza a disociarse en trióxido de azufre y vapor de agua a unos  $300^{\circ}\text{C}$ , siendo la disociación de 50% a  $350^{\circ}$ , y a 100% a los  $444^{\circ}\text{C}$ .

El ácido sulfúrico forma los siguientes hidratos:  $\text{H}_2\text{SO}_4 \cdot \text{H}_2\text{O}$ , (punto de fusión:  $8.47^{\circ}\text{C}$ ),  $\text{H}_2\text{SO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$  (p.f. =  $-39.46^{\circ}\text{C}$ ); y el  $\text{H}_2\text{SO}_4 \cdot 4\text{H}_2\text{O}$  (p.f. =  $-28.25^{\circ}\text{C}$ ).

La estructura de la molécula del ácido sulfúrico es un tetraedro con un átomo de azufre en el centro y dos grupos hidroxilos y dos átomos de oxígeno en los vértices. La longitud del enlace azufre-oxígeno es de  $1.51 \text{ \AA}$ .

La densidad del ácido q.p. es de 1.84 aproximadamente, el ácido se disocia completamente en el agua, dando un protón hidratado y el ión sulfato ácido (disulfato). El ión bisulfato se disocia en gran extensión en disolución acuosa diluida, dando el anión sulfato normal y otro protón hidratado.

El ácido sulfúrico es un ácido fuerte, diluido en mil veces su peso en agua, enrojece la tintura de toma sol. Es un ácido dibásico y forma en consecuencia dos clases de sales, unas ácidas y otras neutras.

Expuesto al aire húmedo el ácido sulfúrico absorbe has ta quince veces su peso en agua.

Cuando se mezcla con agua, desprende gran calor, de bido a su calor de disolución. La preparación del ácido sulfúrico diluido debe efectuarse con cuidado, pues al mezclar el ácido concentrado desprende una cantidad considerable de calor que asciende a 17.75 calorías cuando se disuelve una mol de ácido sulfúrico en agua. Por esta razón debe añadirse siempre el áci do concentrado al agua en pequeñas porciones, de no serlo así, este será suficiente para convertir el agua en vapor y esparcir el ácido concentrado y caliente en to das direcciones.

El ácido sulfúrico es un ácido diprótico. En disolu ción diluida experimenta una ionización primaria casi total, la ionización secundaria es menos completa:



Debido al elevado punto de ebullición el ácido sulfúrico se utiliza para desplazar de sus sales los ácidos que hierven a baja temperatura:



La obtención del ácido sulfúrico se lleva a cabo generalmente por el método de contacto. Un método mucho menos importante es hoy en día el procedimiento de las cámaras de plomo, debido a que este resulta un ácido relativamente diluido (60 - 70 %), que es de aplicación limitada, mientras que el método de contacto puede dar ácido de la concentración que se desee.

### 3.1.3 Proceso de obtención Industrial.- (Balance para producir 1 Ton. de Alúmina).

Conocidas las materias primas, Bauxita y Acido Sulfúrico, pasamos a detallar el proceso de obtención industrial del sulfato de aluminio. El mineral de aluminio, bauxita, es cargado al reactor, en una cantidad de 265 kg., previamente se ha agregado 1,400 lt. de agua, manteniéndose la mezcla por medio de un agitador de paletas o de turbina.

El ácido sulfúrico concentrado de 98%, es bombeado mediante una bomba centrífuga, al reactor, que se encuentra cargado con la bauxita y agua, fuertemente agitado, una vez terminada de agregar los 450 kg. de

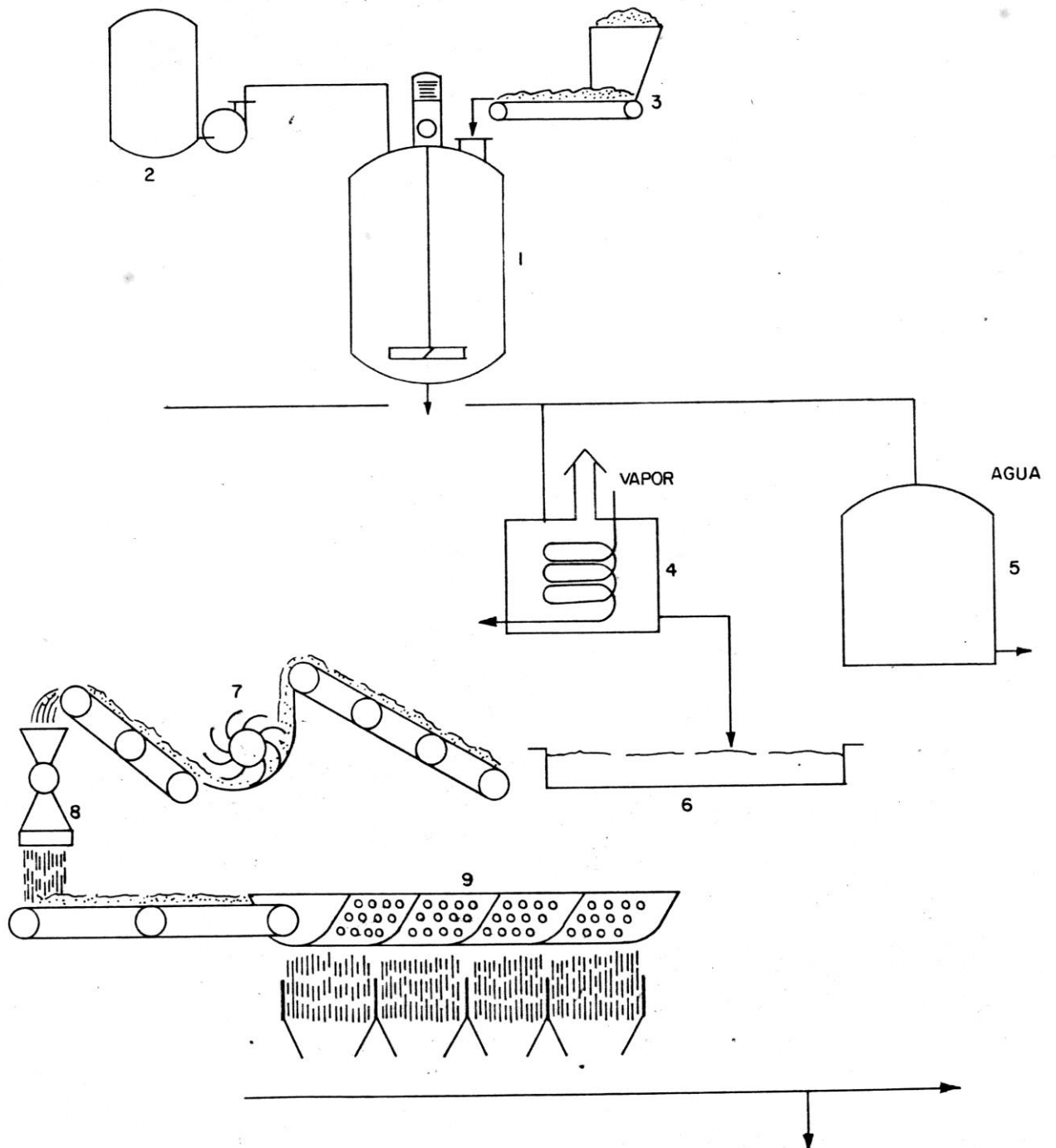
ácido, el reactor es herméticamente cerrado, notándose un incremento de presión hasta de 5 bar, mientras se nota la exotermicidad de la reacción, a una temperatura de 50° a 70°C que son las condiciones óptimas, con el fin de evitar el incremento de temperatura y de disminuir esta, se inyecta agua ( 701 lt.), a una presión de 6 bar o mas si fuese necesario, esta agua además de servir como refrigerante va servir como agua de cristalización del sulfato de aluminio . La reacción dura aproximadamente alrededor de 2 hrs.

Terminada la reacción, el sulfato de aluminio en solución y aún caliente 40° a 50°C es elevado a un tanque de almacenamiento, para lo cual se aprovecha la presión generada en la reacción. Luego el producto es vertido a bandejas de cristalización ( enfriamiento - solidificación), donde se enfría al ambiente, esta operación dura mas o menos seis horas , hay que tener en cuenta que la capacidad de la planta va estar determinada por el número de bandejas de cristalización. Una vez cristalizado el sulfato de aluminio, la bandeja es volteada mediante un sistema de poleas, que es accionada manualmente, y cae a un depósito de donde se traslada a través de fajas transportadoras hacia la quebrantadora y de ahí a la mollienda, posteriormente el producto es tamizado para conseguir la granulometría requerida, así tenemos:

- Sulfato de aluminio en polvo, cuya densidad es de 38-45 lb/pie<sup>3</sup>.

# ETAPAS ESENCIALES EN LA FABRICACION DEL SULFATO DE ALUMINIO

DIAGRAMA N° 3.1.3



- 1- REACTOR DE ACIDIFICACION.
- 2- TANQUE DE ACIDO SULFURICO.
- 3- TOLVA DOSIFICADORA DE MINERAL DE ALUMINIO (BAUXITA)
- 4- CONCENTRADOR,,EVAPORADOR.
- 5- ALMACENAMIENTO DE SOLUCION DE ALUMINA.
- 6- BADEJA DE ENFRIAMIENTO (SOLIDIFICACION).
- 7- QUEBRANTADORA.
- 8- MOLIENDA.
- 9- TAMIZADO.

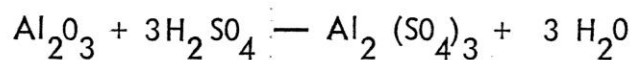


- Sulfato de aluminio granulado, cuya densidad es de 63-71 lb./pie<sup>3</sup>.
- Sulfato de aluminio medio granulado, cuya densidad es de 57-61 lb./pie<sup>3</sup>.
- Sulfato de aluminio en terrón (3/4" - 2 1/2") con densidad 46-54 lb./pie<sup>3</sup>.

Por otro lado se consigue el mismo producto en solución, al cual después de la etapa de reacción (reactor) es extraído de este y agregado a tanques de gran volumen para su distribución. De donde se transporta en cisterna hasta el 15,000 kg. a las plantas de tratamiento, mientras el producto sólido se presenta en bolsas de papel doble, cuyo peso lleno es de 50 kg.

Ver diagrama de flujo. 3.1.3.

Reacción :



### 3.2 Especificaciones Técnicas

Respecto a la clasificación del sulfato de aluminio, existen 4 grados en el comercio.

Grado "A" : Sus características son:

- Color : Blanco
- Aspecto : Granulado.

- Contenido de alúmina como  $\text{Al}_2\text{O}_3$ : no menos de 17%.
- Nó tendrá más del 0.5% de Residuo Insoluble.
- Nó deberá tener más de 0.75% de Fe como  $\text{Fe}_2\text{O}_3$ .
- El contenido total de Oxidos de Calcio, Magnesio, Sodio y Potasio, nó será mayor de 1%.
- Nó contendrá más de : 0.0001% de As.
- El total de otros metales como: Cu, Pb, Zn, etc. nó de be pasar de 0.0001%.

Grado "B" : Sus características son:

- Contenido de alúmina como:  $\text{Al}_2\text{O}_3$ : 17 %
- Residuo Insoluble: 2.3%.
- Fierro como  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  : 0.58%.
- Aspecto granulado
- Color amarillento

Grado "AB" : Sus características son:

- Contenido de alúmina como  $\text{Al}_2\text{O}_3$  : 16.5%
- Residuo Insoluble : 1.2%
- Fierro como  $\text{Fe}_2\text{O}_3$  : 0.4%
- Color amarillo

Grado "C" : Q.P., uso farmacéutico.

La planta de tratamiento de LA ATARJEA, consume el sulfato

de aluminio,  $(SO_4)_3 Al_2 \cdot 14H_2O$ , que fabrica la "Rayón Pe  
ruana y Celanese S.A.", el producto que fabrica es del tipo  
"B" y del tipo "A" (para exportación), el tipo "B", se trata  
de un producto con un contenido de  $Al_2O_3$  menor del 17% -  
que señalan las especificaciones pues tiene solamente alrededo  
dor de 15.5% de alúmina; y en un contenido mayor a lo es  
tipulado, esto es de 2.5% , el sulfato de aluminio granulado  
es entregado en bolsas de papel de pliegos múltiples con un  
contenido neto de 50 kg.

Hoy en día el gran consumo que se registra en la planta de  
tratamiento de agua de LA ATARJEA por este producto y la  
tendencia que tiene a aumentar los costos de producción ha  
hecho de que se haga uso del sulfato de aluminio en solución  
la cual económicamente y técnicamente resultan mas ventajosa  
sa.

Así podemos enumerar las ventajas que se registran:

- No se consumen bolsas de embalaje, se reduce el costo por este concepto.
- Los gastos de manipuleo se reducen a una sola persona.
- No se incluyen los gastos de secado, molienda y saran  
deo.
- Para su dosificación se utiliza bombeo y agua de dilu  
ción.
- No contiene sólido insoluble.

Especificaciones técnicas:

Fórmula : Aproximadamente 48.5% de sulfato de aluminio en agua.

Apariencia : Color de la solución, marfil.

Gravedad específica, 60°F : 1.335

pH de solución al 1% : 3.5 aproximadamente

Densidad, Baumé, 60°F : 36.4.

Concentración de  $Al_2O_3$  (%) : 8.3

$Al_2O_3$  libre (%) : 0.1

Total fierro como  $Fe_2O_3$  (%) : 0.2

Insoluble en agua (%) : 0.01

3.3 Usos en la Industria

El sulfato de aluminio o "Alum", como comunmente se le conoce, ha sido usado desde la antigüedad, inclusive se tiene conocimiento de que fué usado por los Egipcios, en el tinto de paños y tejidos.

Hoy en día, las investigaciones se vienen desarrollando para incrementar sus usos, es así que la industria química viene jugando un rol muy importante en el desarrollo de muchos componentes básicos para uso diario en el hogar y en la industria misma.

La mayor cantidad de alúmina producida actualmente, es usada en la industria de pulpa y papel, agua potable y aguas residuales, incluyendo remoción de fósforo en aguas residuales.

### 3.3.1 El Sulfato de Aluminio , (alúmina), en la Industria de Pulpa y Papel.

La alúmina puede servir para varias funciones en la fabricación de papel.

El más importante uso de ésta, es para precipitar fibras de pulpa, previas a la formación de la hoja; además tiene la función de hacer impermeable, es decir resistente al agua o a líquidos acuosos, por ejemplo cuando escribimos sobre la superficie de una hoja y lo hacemos con un plumón, la escritura puede no ser clara, como también lo es la impermeabilización del papel para bolsas o sacos, cuya resistencia a la absorción es mucho mayor que cualquier otro tipo de papel.

Comunmente se utilizan resinas como agentes para impartir una resistencia a la humedad, propia del papel.

El rol de la alúmina es para fraguar las partículas de la emulsión sobre la fibra de papel, clasificando las partículas por tamaño en dicha emulsión.

Hay muchas teorías respecto al mecanismo de clasificación por tamaños, una explicación simple puede ser como sigue:

- La alúmina disociada en el agua, da iones sulfatos y iones hexahidratos trivalentes de aluminio, el ión hexahidrato, puede disociarse a su vez, seguido de una serie de iones aluminio con carga neta + 3, + 2, + 1. ( En un rango de pH alcalino, varios compuestos de alúmina pueden precipitar, a pH cercano a 10 son solubles y pueden ser de la forma anión aluminato (-1) ) .
- Cuando la resina y alúmina son dispersados en un lodo de pulpa, los iones de aluminio reaccionan con las partículas de resina en la emulsión formando un derisinato muy insoluble y libre de ácido de resina. Al mismo tiempo la carga positiva del ión aluminio imparte una superficie de carga positiva al precipitado imposibilitándolo de ser absorbido por la superficie de la fibra cargada negativamente.

Posteriormente las fibras que forman el alma de papel son deshumedecidas y secadas por calor.

El ión aluminio sujeta los grupos carboxílicos polares (hidrofílicos) en el precipitado dentro de la estructura durante el secado. Entonces la porción hidrocarbón no polar ( hidrofóbico) de los ácidos de la resina se reorientan sobre la superficie externa y de este modo imparten una mayor y permanente repelencia del agua sobre la superficie.

También actúa el aluminio como un auxiliar de re ten ción para fragmentos de fibra y relleno. Con un pH cercano a 4.5, los iones de aluminio trivalente ( $Al^{+3}$ ), están presentes y actúan como un agente electrostático.

A un pH alrededor de 6, es formado un floc cati ón ico gelatinoso, el cual tiene un comportamiento di fe ren te del aluminio de pH más bajo. El floc so s tiene rellenos y finos ( fragmentos de fibras) por en l ace s electrostáticos y de atrape. Con este me ca n is mo no sólo incrementa la retención, sino que la hoja es abierta completamente, resultando in cre men ta da la disección y permitiendo una velocidad de operación mucho más rápida en las máquinas de fa br ica ci ón.

Hay muchos otros beneficios, los cuales son deri va do s por el uso de la alúmina en la industria de pa pel: frecuentemente la alúmina es añadida al stock altamente resinoso, sin blanqueado, para precipitar la resina natural sobre la fibra reduciendo de este mo do la deposición sobre la pulpa y equipos de fabri ca ci ón.

La alúmina es usada como mordiente para fijar los tintes ácidos al papel.

El blanqueado de pulpa, es desmenuzado y los grados de papel requieren un agua de alta calidad. La alúmina es usada frecuentemente como coagulante para remover la turbiedad y color.

### 3.3.2 El Sulfato de Aluminio (alúmina), en el Tratamiento de Aguas Residuales.

Históricamente las poblaciones e industrias tienden a establecerse a orillas de ríos y lagos, ya que el agua provee un económico medio de transporte para materias primas, y lo que es más importante para beberla y uso de aseo, por otro lado se ha venido utilizando los cursos naturales (ríos, lagos, etc.) como medio de transporte de los desechos sanitarios (des aguas) y desperdicios industriales.

Sin embargo, con el incremento del uso de agua, por la expansión popular y crecimiento industrial ha dado como origen sustancial el incremento de las aguas residuales.

El agua para beber y su uso recreativo se ha visto amenazada debido principalmente al uso de estos cursos para la descarga de aguas residuales, lo que es necesario se tomen medidas para reducir la contaminación del agua.

La eliminación del fósforo presente en las aguas residuales de origen Municipal e Industrial, se hace necesario para ayudar a eliminar una fuente de nutri - ción de algas.

Algunas algas imparten un indeseable olor y un sabor desagradable al agua, cuando estas abundan de repente y mueren descomponiéndose. La alúmina ha probado ser efectivos y barato en el tratamiento de agua



para extraer el fósforo contenido en las aguas residuales, provenientes de las ciudades e industrias. Especialmente la alúmina líquida es conveniente y manejable. Los sólidos suspendidos particularmente en las plantas de tratamiento municipales son de naturaleza orgánica y propenden a descomponer el agua que se recepciona (consumiendo el oxígeno y siendo además una amenaza a la vida marina). Los sólidos suspendidos y su descomposición representan también un problema de odorización, la alúmina puede ser usada con efectividad para clarificar las aguas residuales, así como se le utiliza en la purificación de agua potable.

#### 3.4 Aplicación en el Tratamiento de Agua

Otro mayor uso de la alúmina es en la purificación del agua para consumo humano e industrial.

Por casi un siglo la alúmina ha sido usada y ha llegado a ser el mejor coagulante para tratamiento de aguas de ríos y lagos, para agua potable y de proceso.

La alúmina ha alcanzado esta posición por sus diferentes e inigualables propiedades, por ejemplo: es una sal rápidamente soluble, la alúmina al dosificarse en forma seca (granulada) lo hace bien sin recoger humedad.

El producto líquido puede ser alimentado exactamente, con una diversidad de recursos de menor costo.

La alúmina coagula aproximadamente sobre el rango de pH que contienen las aguas crudas.

Ayuda en la eliminación (remoción) de color y de partículas en suspensión (turbiedad), como también en la eliminación de bacterias y virus, físicamente atrapados con tales contaminantes.

Su aplicación requiere un mínimo de la atención del operador. Se utiliza una mínima cantidad de alúmina (ppm), para actuar como coagulante en el agua cruda, reacciona con la alcalinidad natural del agua cruda, para formar un precipitado gelatinoso insoluble, conocido comunmente como "floc", luego de una mezcla rápida, la agitación lenta en la vasija de mezcla, causa micro partículas que se adhieren unas a otras hasta crecer de tamaño e incrementando su densidad lo que ayuda posteriormente en la sedimentación.

En la formación del floc, su carga eléctrica positiva neutraliza las partículas predominantes cargadas negativamente en el agua. Como el floc crece en tamaño por medio de la atracción del material suspendido, esta gama de partículas atrapadas y algunas bacterias e inclusive virus asociados, hacen de este modo ser posible su eliminación por sedimentación y filtración (floc ligero).

Los compuestos orgánicos coloreados son igualmente removidos con efectividad en el proceso de coagulación. El propósito de los filtros es remover los últimos trozos de materia suspendida y partículas de floc que puedan haber permanecido después de la sedimentación.

Finalmente el agua es desinfectada normalmente, y después de todas las etapas del procedimiento de tratamiento, esta es brillante, clara, incolora y lista para el consumo humano e industrial.

CAPITULO IV :

"ESTUDIO DE LOS SEDIMENTOS EN UNA  
PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUA"

#### IV. ESTUDIO DE LOS SEDIMENTOS EN UNA PLANTA DE TRATAMIENTO.

Evaluar los sedimentos originados en la planta de tratamiento implica en primer lugar considerar las características de las aguas del río Rimac, y en segundo lugar la remoción o eliminación de turbiedad.

##### 4.1 Características de las Aguas a Potabilizar

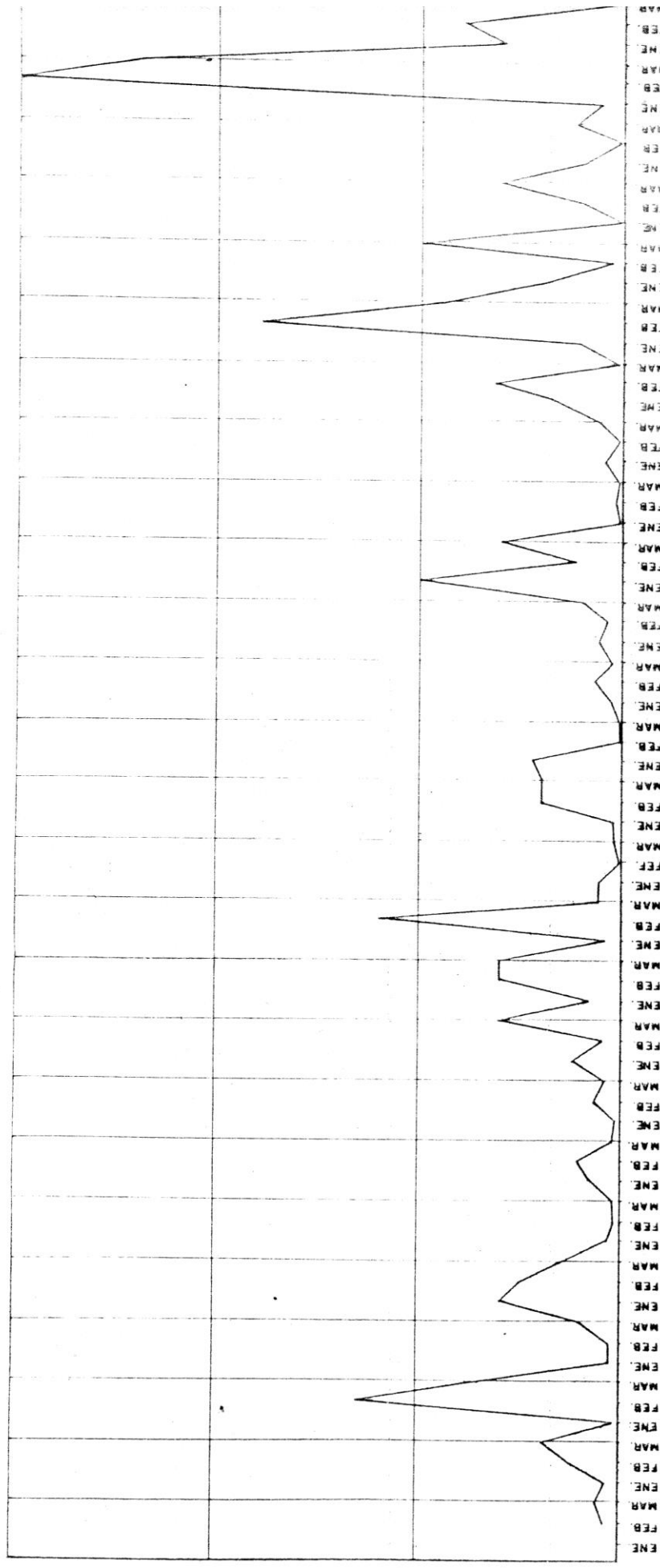
###### 4.1.1 Calidad del Agua Bruta

La calidad del agua del río Rimac acusa variaciones estacionales. En período de lluvias, en los meses de Enero, Febrero y Marzo, el contenido de materia en solución por unidad de volumen disminuye, por que, las aguas que proceden de la crecida esorrentía superficial diluyen a las que provienen de filtraciones. Por el contrario, el contenido de materia en suspensión crece notablemente en este período.

A continuación se dan valores extremos de las características físicas y químicas más importantes, con excepción de la turbiedad, que es materia de discusión en artículo siguiente.

Características	Máximo	Mínimo
- Temperatura	24°C	14°C
- Color (escala platino-Cobalto)	10	2
- pH	8.4	7.9
- Anhidrido de carbono en $\text{CO}_2$	4.0	0.0
- Alcalinidad total en $\text{CaCO}_3$	130.0	86.0
- Dureza carbonatada en $\text{CaCO}_3$	130.0	86.0
- Dureza no carbonatada en $\text{CaCO}_3$	190.0	42.0
- Dureza total en $\text{CaCO}_3$	312.0	132.0;
- Cloruro en $\text{Cl}^-$	32.0	15.0
- Sulfatos en $\text{SO}_4^-$	224.0	74.0
- Silice en $\text{SiO}_2$	24.0	14.0
- Calcio en Ca	104.0	40.0
- Magnesio en Mg	24.0	4.8
- Materia orgánica en O	7.8	1.8
- Oxígeno disuelto	10.5	4.5
- Sólidos disueltos	546.	280.
- Nitratos en $\text{NO}_3$	0.84	0.14
- Nitratos en $\text{NO}_2$	0.70	0.07
- Hierro en Fe	30.0	0.10
- Aluminio en Al	0.5	0.0
- Plomo en Pb	0.1	0.0
- Cromo hexavalente en $\text{Cr}^6$	0.18	0.0
- Bario en Ba	0.20	0.0
- Arsénico en As	0.15	0.0
- Fluor en F	0.6	0.2

150,000  
140,000  
130,000  
120,000  
110,000  
100,000  
90,000  
80,000  
70,000  
60,000  
50,000  
40,000  
30,000  
20,000  
10,000



57 + 58 + 59 + 1,960 + 61 + 62 + 63 + 64 + 65 + 66 + 67 + 68 + 69 + 1,970 + 71 + 72 + 73 + 74 + 75 + 76 + 77 + 78 + 79 + 1,980 + 81 + 82

ENERO	3,000	1,500	2,500	30,000	3,200	8,500	1,500	12,000	8,000	4,000	5,500	2,000	22,000	2,000	6,000	50,000	800	4,500	18,000	11,000	20,000	280	10,000	6,000	30,000
FEBRERO	3,575	12,500	2,400	25,000	1,400	6,800	4,500	4,500	30,000	80,000	380	20,000	280	6,000	3,000	12,000	1,500	900	82,000	90,000	3,500	10,000	800	150,000	40,000
MARZO	632.7	19,000	35,000	15,000	1,500	2,200	4,000	30,000	30,000	6,000	1,300	20,000	360	2,000	9,000	30,000	1,400	6,000	1,200	45,000	80,000	30,000	12,000	120,000	1,000

AÑOS

meses de  
-avencia

CICLO DE TURBIEDADES MAXIMAS DEL RIO RIMAC

CUADRO HISTORICO DE TURBIEDADES, ( 1973--1982 ), EN UNIDADES DE TURBIEDAD, U.J.

Cuadro N° 4.1.2a.

MESES / ANOS	1973	1974	1975	1976	1977	1978	1979	1980	1981	1982
ENERO	Max.	700	4,500	18,000	11,000	20,000	280	10,000	6,000	30,000
	Min.	15	20	20	15	20	12	20	15	21
FEBRERO	Max.	12,000	1,500	900	32,000	90,000	10,000	500	150,000	40,000
	Min.	70	40	10	20	40	22	25	350	60
MARZO	Max.	30,000	1,400	6,000	1,200	45,000	30,000	12,000	120,000	
	Min.	100	30	42	16	15	40	15	180	
ABRIL	Max.	4,000	150	150	400	300	1,800	8,000	8,000	
	Min.	7	9	6	15	11	16	13	15	
MAYO	Max.	70	700	250	180	105	40	100	50	
	Min.	10	10	5	13	10	13	10	9	
JUNIO	Max.	180	70	150	120	35	400	150	1,600	
	Min.	7	12	10	18	10	14	9	11	
JULIO	Max.	400	50	100	50	45	45	65	50	
	Min.	8	11	12	15	10	12	8	12	
AGOSTO	Max.	58	60	30	140	30	80	80	55	
	Min.	8	12	12	17	12	18	8	10	
SETIEMBRE	Max.	35	70	22	310	160	600	60	1,600	
	Min.	7	12	13	15	15	14	12	18	
OCTUBRE	Max.	500	170	120	60	55	50	4,000	1,600	
	Min.	8	14	12	14	15	5	12	9	
NOVIEMBRE	Max.	100	90	300	60	1,200	50	2,000	900	
	Min.	10	17	14	14	17	16	8	16	
DICIEMBRE	Max.	500	180	400	800	2,500	200	2,500	5,000	
	Min.	13	16	13	10	15	18	10	21	



Todos los resultados, salvo los de temperatura, color y pH, están expresados en mgr/lit.

#### 4.1.2 Distribución de Frecuencia de Turbiedad

Con el fin de conocer las variaciones de turbiedad en los meses que está se hace mas notoria es decir Enero, Febrero y Marzo, (período de avenidas), se ha preparado la gráfica N<sup>o</sup> 4.1.2.a., titulado "Ciclo de Turbiedades Máximas del Río Rimac", paralela - mente se ha confeccionado el Cuadro 4.1.2.a., ti tulado , "Cuadro Histórico de Turbiedades (1973-1982), en Unidades de Turbiedad".

Luego de esto se da la distribución de frecuencia de la turbiedad en aguas del río Rimac, en el período 1971, 1972 y 1973, Cuadro N<sup>o</sup> 4.1.2b. Este período puede considerarse una muestra representativa de las condiciones que usualmente se encuentran en las aguas del río Rimac. En una sola oportunidad, se registró una turbiedad que excedió por unas pocas horas, las 125,000 unidades Jackson, (U.J.).

El agua del río Rimac se almacena en un embalse regulador de la captación, de 500,000 M<sup>3</sup> de capa cidad, cuando la turbiedad del río Rimac excede cier to límite, entre 5,000 y 10,000 U.J., se interrumpe la captación de las aguas del río y se abastece la

CUADRO N° 4.1.2b

Porcentaje del tiempo, en que la turbiedad del agua del río Rimac se encuentra por debajo de los valores indicados.

Años	Turbiedad en Unidades Jackson						
	8	40	200	1,000	5,000	25,000	125,000
1971	0.0 %	57.2 %	85.7 %	97.2 %	100.0 %	100.0 %	100.0 %
1972	0.0 %	57.0 %	77.9 %	93.2 %	98.7 %	99.8 %	100.0 %
1973	2.5 %	59.7 %	75.2 %	91.8 %	99.9 %	99.9 %	100.0 %
Prom.	0.8 %	57.9 %	79.6 %	94.0 %	99.3 %	99.9 %	100.0 %

Of. de Estadística, Planta de la Atarjea N° 1.

CUADRO N° 4.1.2 c

Porcentaje del tiempo, en que la turbiedad del agua efluente del embalse regulador, se encuentra por debajo de los valores indicados.

Años	Turbiedad en Unidades Jackson								
	8	18	40	90	200	450	1,000	2,250	5,000
1971	0.0 %	11.4 %	59.9 %	78.3 %	90.4 %	98.3 %	99.9 %	100.0 %	100.0 %
1972	0.0 %	16.5 %	59.9 %	70.7 %	84.9 %	93.8 %	98.3 %	99.6 %	100.0 %
1973	9.2 %	58.4 %	67.1 %	73.8 %	81.1 %	94.2 %	99.0 %	99.0 %	100.0 %
Prom.	3.1 %	28.8 %	62.3 %	74.2 %	87.1 %	95.4 %	99.1 %	99.9 %	100.0 %

Of. de Estadística, Planta de la Atarjea N° 1.

planta con la reserva de agua de baja turbiedad acumulada. La corta duración del fenómeno permite, en la generalidad de los casos, descartar todas las aguas fuertemente enturbiadas por deslizamiento de tierras y el intervalo entre dos deslizamientos posibilita, por lo general rellenar el embalse oportunamente.

En condiciones normales, el agua captada circula a través del embalse produciéndose, particularmente - cuando el agua trae concentración de materia en suspensión, una apreciable reducción de turbiedad.

Como una referencia se da la distribución de frecuencia de la turbiedad de las aguas efluentes del embalse regulador, durante los años 1971, 1972, 1973, Cuadro N° 4.1.2c.

#### 4.1.3 Calidad del Agua que se debe obtener con el Tratamiento.

La planta deberá rendir con las siguientes características o mejoras:

Características físicas y químicas:

- Turbiedad : máximo 1 U.J.
- Color : máximo 10 unidades en la escala - platino-cobalto.
- Olor : Inodoro, salvo el olor debido al cloro residual.
- Sabor : Insípido, salvo el sabor debido al cloro residual.
- pH : 7.3

Hierro y manganeso : máximo 0.3 mgr./lt., expresado como Fe-Mn.

Plomo : máximo 0.1 mgr/lt., expresado como Pb.

Arsénico : máximo 0.1 mgr./lt., expresado como As.

#### 4.2 Sedimentos Resultantes de las purgas de los Decantadores

##### 4.2.1 Decantadores

Los decantadores convencionales pueden ser de sección rectangular, cuadrada o circular, el número de estas unidades depende de diversos factores, tales como el tamaño o capacidad de la planta, número de etapas, forma y condiciones del terreno. Los decantadores deben de estar provistos de facilidades para limpieza, incluyendo una línea de agua a presión, el declive del fondo superior a 4%.

La descarga para limpieza deberá tener una sección de por lo menos - 0.02% del área del decantador.

La planta actual de La Atarjea N<sup>o</sup> 1, cuenta con 6 unidades (Decantador Pulsator-Degremont-de flujo vertical). Son reservorios de 40 metros de diámetro y 4 metros de profundidad, donde el agua ingresa por el fondo de cada unidad y desde ahí, el agua se proyecta para filtrarse a través de un manto de fango en suspensión, previamente formado por sedimentos.

Para que el fango no engruese, se realiza en forma intermitente la extracción del fango, mediante la apertura de válvulas de purgas ( 8 por cada decantador), que a la vez son operadas por electro válvulas, controladas por programador de tiempo en el tablero eléctrico de la sala de máquina de los decantadores.

La homogeneidad del manto y el engrosamiento de los grumos, se obtiene estableciendo una Intermitencia o pulsación, mediante una cámara de 4 x 4 metros, ubicada en el centro del Decantador Circular, donde se hace vacío mediante la extracción de aire dentro de la cámara a una descompresión de 0.6 metros de una columna de agua . Esta descompresión se realiza mediante supresores de lóbulo accionado por el electromotor de 18 kw.

Para realizar las pulsaciones de los seis decantadores se utiliza seis supresores con su correspondiente motor cada una, distribuidos en dos salas de máquina con sus respectivos tableros eléctricos de mando.

El control de la intermitencia de las pulsaciones es realizado mediante válvulas ubicadas sobre la cámara de vacío que a su vez son accionados por pistón de aire provenientes de dos compresoras marca Worthington con una capacidad de compresión de 200 psi regulado mediante presión SWICH o automática a 100 psi, con un diferencial de 5 a 35 psi.

#### 4.2.2 Purgas de los Decantadores

En el seno del lecho de fango o de la zona de recirculación, el fango se encuentra en suspensión y ocupa un volumen aparente que varía según su densidad y la velocidad ascensional del agua. No puede producirse aglomeración.

La verdadera separación tiene lugar en unas zonas tranquilas previstas en el decantador, del cual sólo ocupan una pequeña parte. Los fangos se concentran en estas fosas (llamada también concentradores), de la que se extraen automáticamente, por válvulas, **accionadas** u operadas por electroválvulas de tres vías, situada en el circuito del fluido, motor y conectada al programador:

Cuando se desea conseguir una pérdida mínima de agua y una concentración máxima del fango extraído se ajusta el automático o CHRONOCONTACT.

En algunos casos, puede ser interesante no proceder a la extracción de los fangos de un decantador mientras su concentración no alcanzara un cierto valor.

#### 4.2.3 Características de las Aguas en las Purgas de los Decantadores.

Estas aguas contienen los flóculos sedimentados en las concentradoras, y que a la vez forman los lodos, son eliminados por las purgas de los decantadores, sus características son las siguientes, variando con el grado de concentración de sólidos de éstas.

Característica	Promedio
Temperatura	23°C
Color (escala Platino-Cobalto)	30
Reacción al papel tomasol	Lig. alcalino
pH	7.5
Anhidrido de carbono en $\text{CO}_2$	40
Alcalinidad total en la $\text{CaCO}_3$	160
Dureza carbonatada en $\text{CaCO}_3$	160
Dureza total en $\text{CaCO}_3$	208
Cloruros en $\text{Cl}^-$	28
Sulfatos en $\text{SO}_4^{=}$	1,198
Sólidos disueltos	1,096
Sólidos suspendidos	2,948
Sólidos totales	4,044
Hierro en Fe	
Aluminio en Al.	
Turbiedad en U.J.	3,650

Todos los resultados, salvo los de temperatura, color , pH y turbiedad están expresados en mgr/lit.

#### 4.3 Sedimentos Resultantes del Lavado de Filtros

##### 4.3.1 Filtros

La misión de los filtros es retener, en la superficie o en el seno de la masa filtrante, las partículas que contiene un líquido. Llamando "filtración en superficie" a la primera y "filtración en profundidad" a la segunda. La filtración en superficie se efectúa sobre un elemento soporte, y la filtración en profundidad a través de un lecho filtrante ( medio poroso).

La arena silíceo ha sido el primero de los materiales utilizados en la filtración y continúa siendo el material de base en la mayor parte de los filtros actuales.

La planta de La Atarjea, cuenta con 36 unidades dobles de filtración, con un área de 100 m<sup>2</sup> cada una, las cuales se encuentran en dos baterías rodeadas por canales de distribución, a parte de tener 3 canales, uno central y los otros dos laterales que son compartidos por una de las baterías del filtro vecino, estos canales referidos sirven para desalojar las aguas de lavado y rebose, que suelen presentarse previos al lavado de los filtros debido a la colmatación de los mismos.

Los filtros tienen un lecho de arena de 85 cm. de espesor, algunos sobre grava de 1/4 de pulgada, con espesor de 5 cm.

Diámetro efectivo de la arena 0.80 mm.

Coefficiente de uniformidad 1.38

Losa de fondo con 6,400 toberas o boquillas Degremont de cola larga.

Espesor de agua decantada sobre el lecho filtrante, es de 1.0 a 1.20 mt.

Falso fondo de 48 cms. sobre el área total de 100 m<sup>2</sup>.

Canal central de recolección.

Accesorios de salida conformado por: codo de fundición de 500 mm, con reducción de 400 mm., un codo



patín de 90° con reducción de 400 a 370 mm., un si fón concéntrico de cresta ancha y un orificio de re gulación de bordes redondeados de 0.20 x 0.80.

La carrera promedio de filtración es de 28 horas, y una producción promedio de 0.290 m<sup>3</sup>/seg. y en conjunto para los 36 filtros de 10.44 m<sup>3</sup>/seg. y que es la capa cidad actual de producción de la planta de La Atarjea.

La remoción de turbiedad es de aproximadamente 84%, pudiéndose determinar que la calidad del efluente es tá por debajo de una unidad Jackson, cuando el aflu ente es menor de 5 U.J., sin embargo, para un aflu ente de 5 U.J., el efluente se desmejora registrándose - hasta 2.5 U.J.

#### 4.3.2 Agua de Lavado de Filtros

Los flóculos que resultan de la coagulación total del agua, se eliminan en su mayor parte en el proceso de decantación. El agua que llega a los filtros sólo con tienen trazas de flóculos, cuya cohesión depende de los reactivos utilizados.

Con una buena decantación, los filtros se encuentran en la situación ideal que consiste en recibir un agua de calidad prácticamente constante y poco cargada. La filtración viene a ser, entonces, un tratamiento de aca bado y de seguridad necesario cuando se destine el agua al consumo público.

#### 4.3.2.1 Frecuencia de los Lavados

En la práctica, se toma como base la pérdida de carga y se procede al lavado cuando ésta alcanza un cierto límite, denominado impropiaamente atascamiento máximo.

En realidad, esta pérdida de carga depende a la vez del atascamiento del filtro si se trabaja a caudal constante.

No es necesario, sin embargo, preocuparse del caudal, si este no sobrepasa el caudal máximo y no es muy variable a lo largo del ciclo; se fija una pérdida de carga máxima en función de la calidad deseada, a condición de que ésta se mantenga dentro de los límites prescritos.

#### 4.3.2.2 Consumo de Agua de Lavado

El consumo de agua de lavado es función, esencialmente, de la naturaleza y del peso de las partículas retenidas por  $M^3$  de material filtrante. Mediante la utilización conjunta de aire de lavado y de agua decantada, puede reducirse en un 20 a 30% aproximadamente el consumo de agua con relación al lavado sólo con agua.

El consumo de agua de lavado es tanto ma  
yor cuanto:

- Mayor es el espesor de agua por enci  
ma del material filtrante
- Menor es el caudal de agua de retorno,  
en caso de lavado sólo con agua
- Más separado se encuentra uno de otros,  
los canales de evacuación de fangos.
- Mayor es la cantidad de fangos a evacuar
- Mayor es la cohesión del fango y su den  
sidad.

Este consumo aumenta, igualmente, cuando se  
realiza un lavado de superficie a gran presión.

El volumen de agua de lavado es del orden de  
1.39%, es decir 0.250 m<sup>3</sup>/seg., equivalentemente  
a 500 m<sup>3</sup>/lav. de filtro, se efectúan 11,000  
lavados/año en la planta de La Atarjea (Of.  
de Estadística).

#### 4.3.3 Características de las Aguas de Lavado

Estas aguas contienen los flóculos que se encuentran col  
matando el lecho de filtración ya sea sobre él o en el  
seno de este, habiendo soportado esfuerzos de corte y  
presión, por tal, son flóculos compactos cuya densidad  
es mayor que los provenientes de las purgas de los de  
cantadores.

Sus características son las siguientes:

Características	Promedio
- Temperatura	22°C
- Color (escala)	40
- Reacción al papel tomasol	Lig. alcalino
- pH	7.4
- Anhidrido de carbono en $\text{CO}_2$	160
- Alcalinidad total en $\text{CaCO}_3$	160
- Dureza total en $\text{CaCO}_3$	
- Cloruros en $\text{Cl}^-$	
- Sulfatos en $\text{SO}_4^{=}$	
- Sólidos disueltos	904
- Sólidos suspendidos	2,112
- Sólidos totales	3,016
- Hierro en Fe	37
- Aluminio en Al	
- Turbiedad	680

Todos los resultados, salvo los de temperatura, color, pH y turbiedad están expresados en mgr/lit.

#### 4.4 Volumen de Lodo y Proyección Futura

Es de suma importancia para el diseño de las unidades que forman la planta de recuperación de alúmina, el conocer la cantidad de lodo que se va a tratar, ya que precisamente es este volumen el que va a dimensionar dichas unidades.

En la planta de La Atarjea se generan lodos, los cuales son eliminados desde las diferentes unidades que procesan las aguas, en algunas unidades tales como el Estanque Regulador (Laguna de Sedimentación), cuya capacidad asciende a 500,000 m<sup>3</sup>, se elimina un promedio anual de 20,000 a 200,000 m<sup>3</sup> de lodo, pero la aplicación del sulfato de aluminio para la remoción de turbiedad es eventual, tan solo se dosifica en el período de avenida en pequeña cantidad si la comparamos con la cantidad que se dosifica en planta, por tal razón no se justifica la recuperación del sulfato de aluminio a partir de estos lodos.

Se ha de considerar para efectos de la recuperación a los lodos provenientes de la purga de los decantadores en primer lugar y cuya incidencia es del 83%, y eventualmente a los provenientes en el agua de lavado de filtros, cuya incidencia es del orden del 16%.

#### 4.4.1 Determinación de los Volúmenes de Lodos.

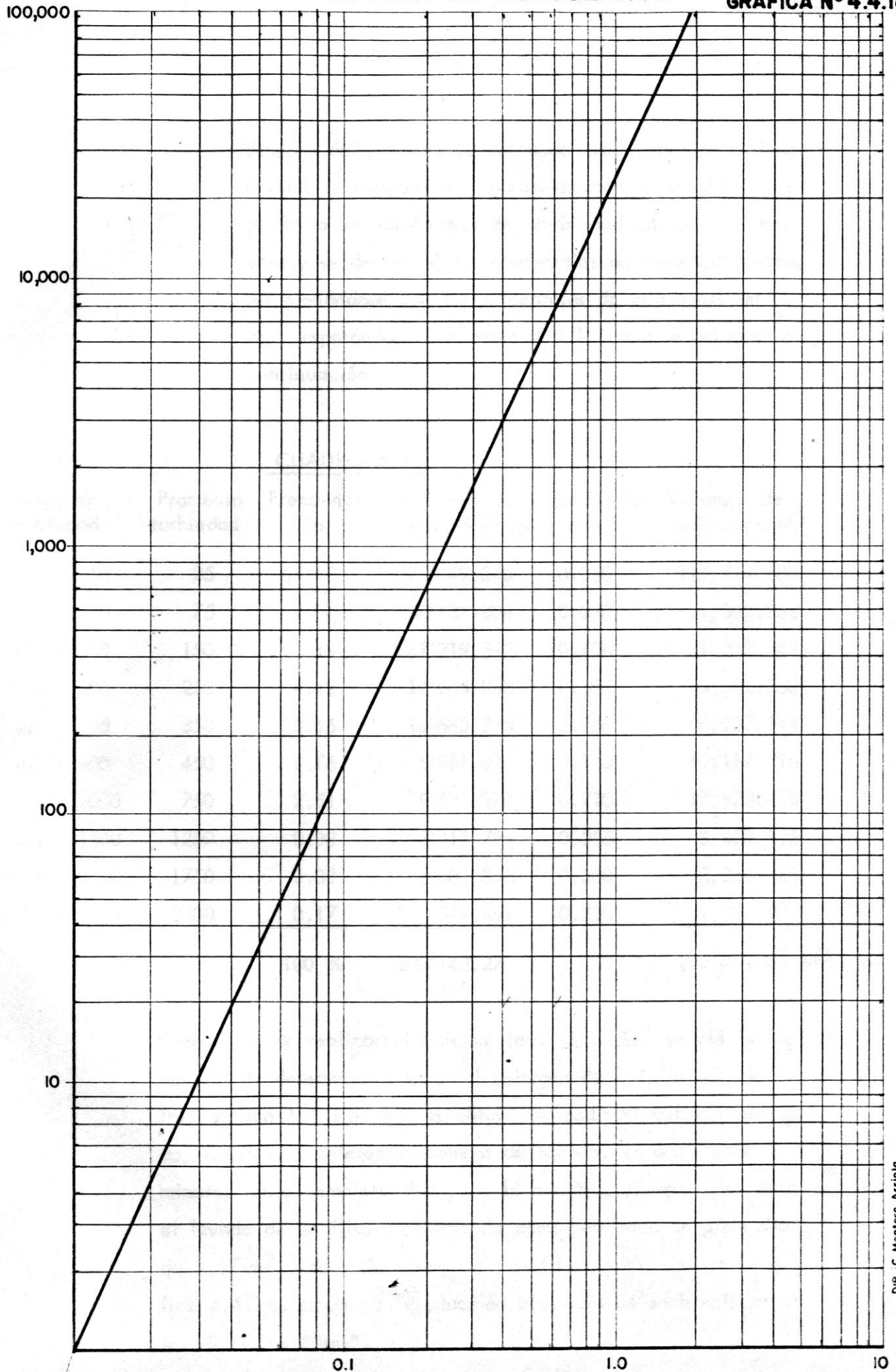
La determinación del volumen de lodo se realizó en base a Pruebas de Jarras. (ver anexo, cap. X), que consiste en determinar la dosis óptima de coagulante - (sulfato de aluminio) y por ende se mide el volumen de lodo (sedimento removido).

Estas pruebas se realizaron en los meses de Diciembre a Febrero, período en el cual se nota las grandes variaciones de turbiedad trabajando con agua de turbiedad que varían de 30 a 3,000 U.J., una vez concluidas estas pruebas y seleccionadas se preparó la gráfica 4.4.1 a, "Determinación del volumen de sedimentos

DEL TRATAMIENTO DEL AGUA CRUDA CON LA DOSIS  
OPTIMA DE COAGULANTE

GRAFICA N° 4.4.1a

LOG. TURBIEDAD DEL AGUA CRUDA



LOG. VOL. DE SEDIMENTO (%)

después del tratamiento del agua cruda, con la dosis óptima de coagulante", paralelamente se estudió la estadística de variaciones de turbiedad en los últimos años y se determinó los porcentajes de estas turbiedades relacionándose con los porcentajes de volúmenes de lodo preparándose el Cuadro 4.4.1 que se muestra a continuación.

CUADRO 4.4.1 a

Rango de turbiedad	Promedio turbiedad	Frecuencia %	Volumen de agua M <sup>3</sup> /año	Sedimento %	Volumen de Sedimento M <sup>3</sup>
0 - 50	25	65.49	221'449,370	0.050	110,724.680
51 - 100	75	9.00	30'432,804	0.070	21,302.962
101 - 200	150	12.19	41'219,542	0.100	41,219.542
201 - 300	250	4.42	14'945,888	0.125	18,682.360
301 - 400	350	3.16	10'685,295	0.150	16,027.942
401 - 500	450	1.76	5'951,303	0.170	10,117.216
501 - 1000	750	2.51	8'487,370	0.210	17,823.478
1001 - 1500	1250	0.98	3'313,794	0.255	8,450.175
1501 - 2000	1750	0.32	1'082,055	0.300	3,246.165
2001 - 3000	2500	0.17	1'574,841	0.330	1,896.98
		100 %	338'142,270		249,491.47 M <sup>3</sup> /año

Con el fin de realizar el balance total de lodos, se vió la necesidad de determinar además el volumen de lodo/lavado de filtro, gráfico 4.4.1 b, que se obtuvo al medir el volumen de lodo, obtenido a diferentes tiempos de lavado, es decir cada 1/2 minuto, hasta completar los 13 ó 14 minutos, tiempo que dura el lavado de un filtro, obteniendo como resultado un promedio de 3.67 m<sup>3</sup> de sedimento / lav.de filtro, referidos en la gráfica 4.4.1 b, titulada: "Producción promedio de sedimento en el lavado de un filtro".

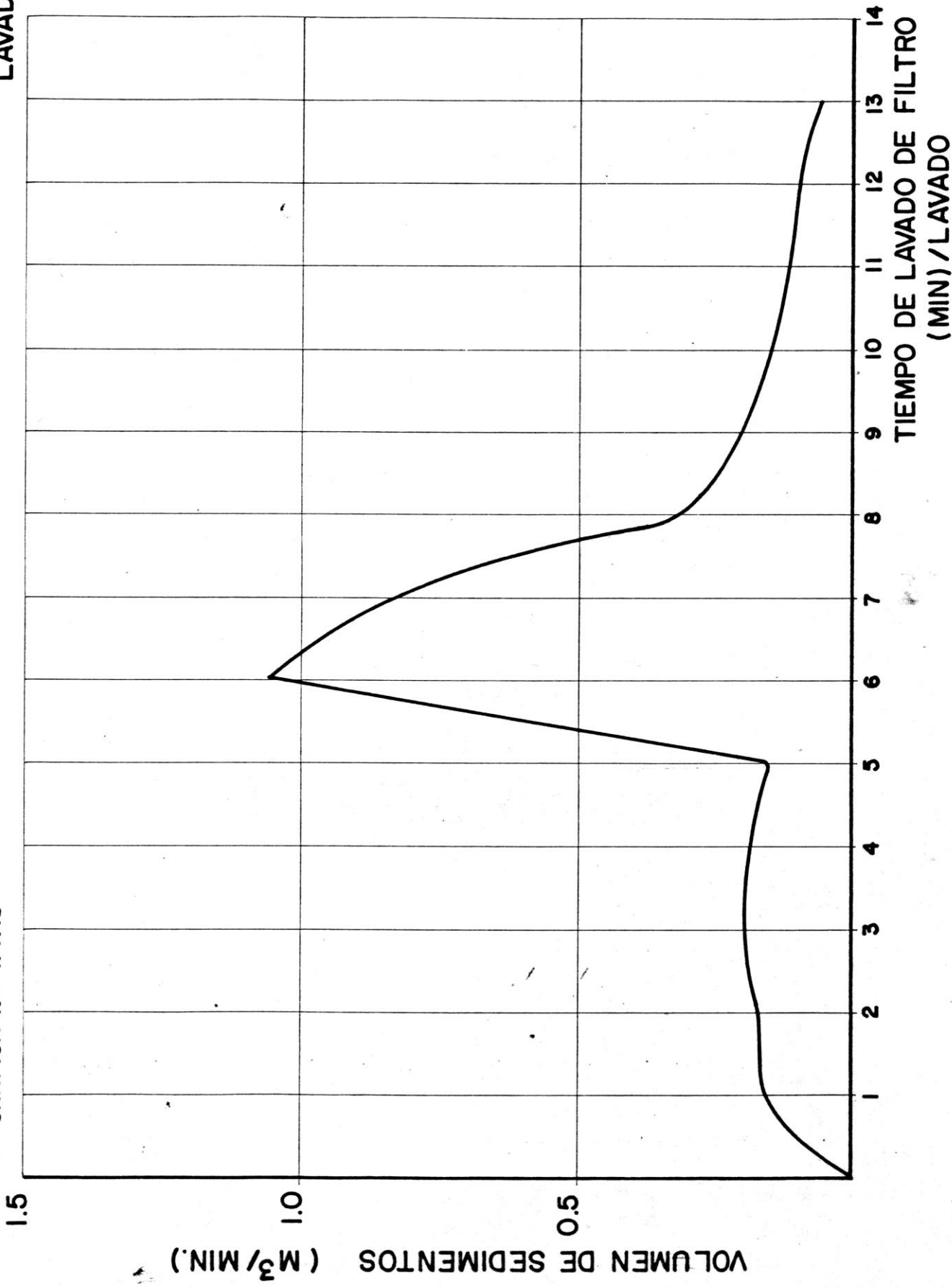




# PRODUCCION PROMEDIO DE SEDIMENTOS EN EL LAVADO DE UN FILTRO

PROD. PROM. 3.67  $\frac{M^3}{LAVADO}$

GRAFICA N° 4.4.1b



A continuación se presenta un breve balance de lodos generados en las diferentes unidades de tratamiento de agua.

Volumen de agua tratada : 338.142,270 M<sup>3</sup>/año

Volumen de sedimento producidos: 249,491.47 M<sup>3</sup>/año

\* Volumen de sedimento en el lavado de filtro:  
41,607.891 M<sup>3</sup>/año

\* Volumen de sedimento en el rebose: 672 M<sup>3</sup>/año

\* Volumen de sedimento en la presedimentación :  
57,561.956 M<sup>3</sup>/año

\* Volumen de sedimento en los decantadores :  
138,312.623 M<sup>3</sup>/ año

Así se ha determinado el volumen de lodo equivalente a 250,000 M<sup>3</sup>/año, y contiene cerca de 5,000 a 6,000 toneladas de sulfato de aluminio, lo que equivale a una concentración de 20 a 24 kgr./M<sup>3</sup> de lodo.

#### 4.4.2 Proyección Futura

Indudablemente que el volumen de lodo producido en nuestra planta está estrechamente ligada a las evoluciones que podrían presentarse en las características de turbiedad de las aguas del río Rimac, para el presente trabajo tesis se ha considerado que esta evolución no ha de ser significativa y no ha de incidir en los volúmenes de lodo. La incidencia notable ha de ser cuando se recepcionen los lodos provenientes de la planta de tratamiento N<sup>o</sup> 2 y cuya capacidad es de 5 M<sup>3</sup>/seg.

y que se encuentra esperando desde Enero de 1983, se preve un incremento cercano al 50% del actual volumen, ya que el afluente ha de ser el mismo. Esta planta ha de ser ampliada posteriormente hasta completár los 10 M<sup>3</sup>/seg., lo que probablemente incidirá en otro 50% del volumen de lodo.

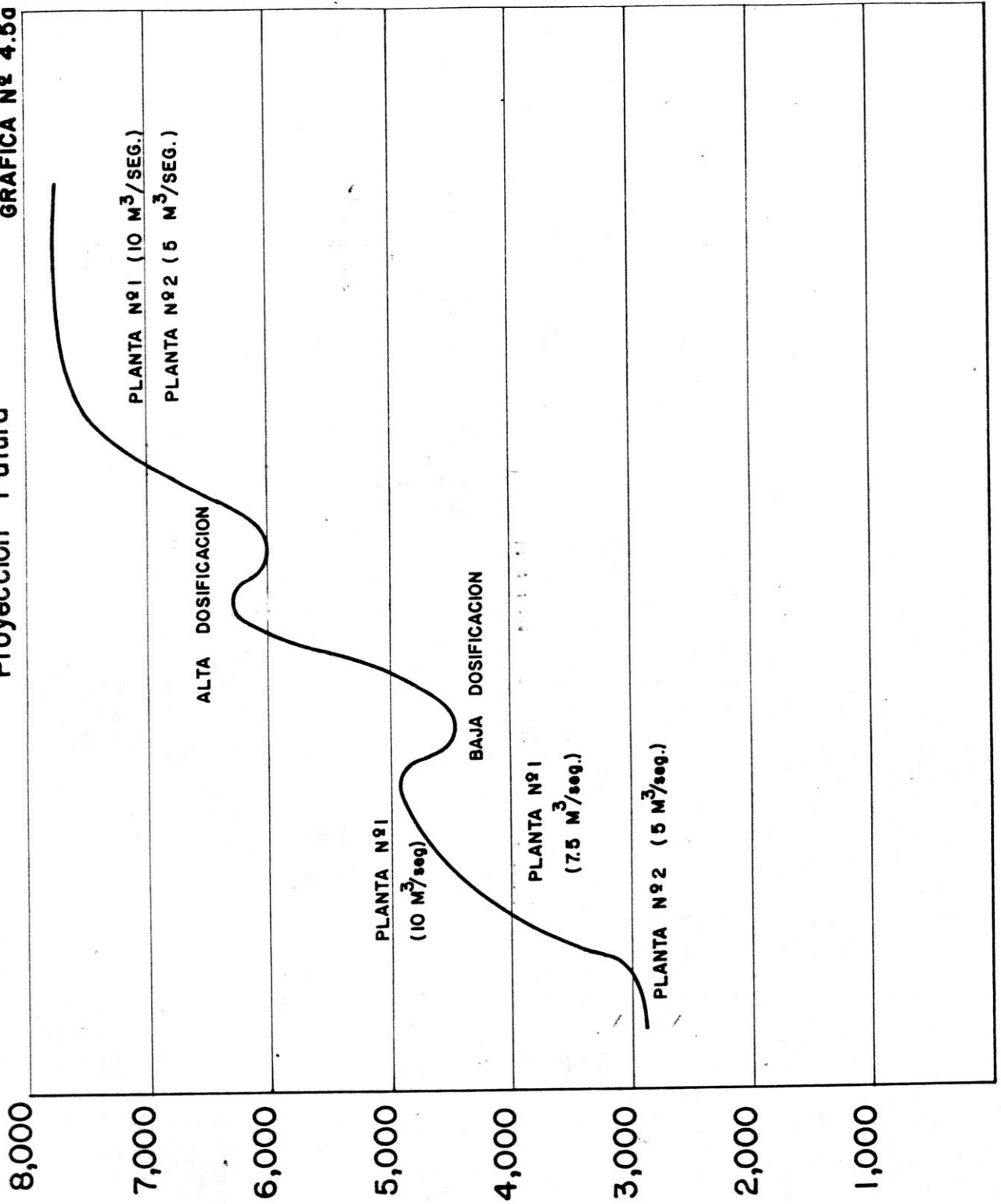
#### 4.5 Consumo de Sulfato de Aluminio y Proyección Futura

La planta de La Atarjea, es producto de una serie de ampliaciones, llegando a operar a partir de 1978 con una capacidad de 10 M<sup>3</sup>/seg. y es precisamente que el consumo de sulfato de aluminio llega a 5,000 ton./año. Se prevee que la nueva planta, actualmente en operación y con 5 M<sup>3</sup>/seg. de capacidad ha de consumir cerca de 2,500 toneladas de sulfato de aluminio/año, si se trata de producto, sólido, en estos momentos las dos plantas cuentan con la infraestructura necesaria para la dosificación del sulfato de aluminio en solución, cuyo equivalente es de 1 tonelada de producto sólido por 2 M<sup>3</sup> de producto en solución al 8% de Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub>.

Otro es la concerniente a la futura ampliación que tendrá la planta N<sup>o</sup> 2 que llegará en su totalidad con una capacidad de 10 M<sup>3</sup>/seg., por lo que en ese entonces el consumo será de 10,000 ton./año ó su equivalente a 20,000 M<sup>3</sup>/año de sulfato de aluminio en solución. Indudablemente que este consumo ha de ser si la evolución de turbiedad de las aguas del río Rimac mantienen un ciclo semejante a los últimos años, tal como se aprecia en la gráfica 4.1.2.a, y los requerimientos de coagulante se mantengan normales, ha de incidir para casos de alta

CUADRO: Consumo de Sulfato de Aluminio y Proyección Futura

GRAFICA N° 4.5a



SULFATO DE ALUMINIO

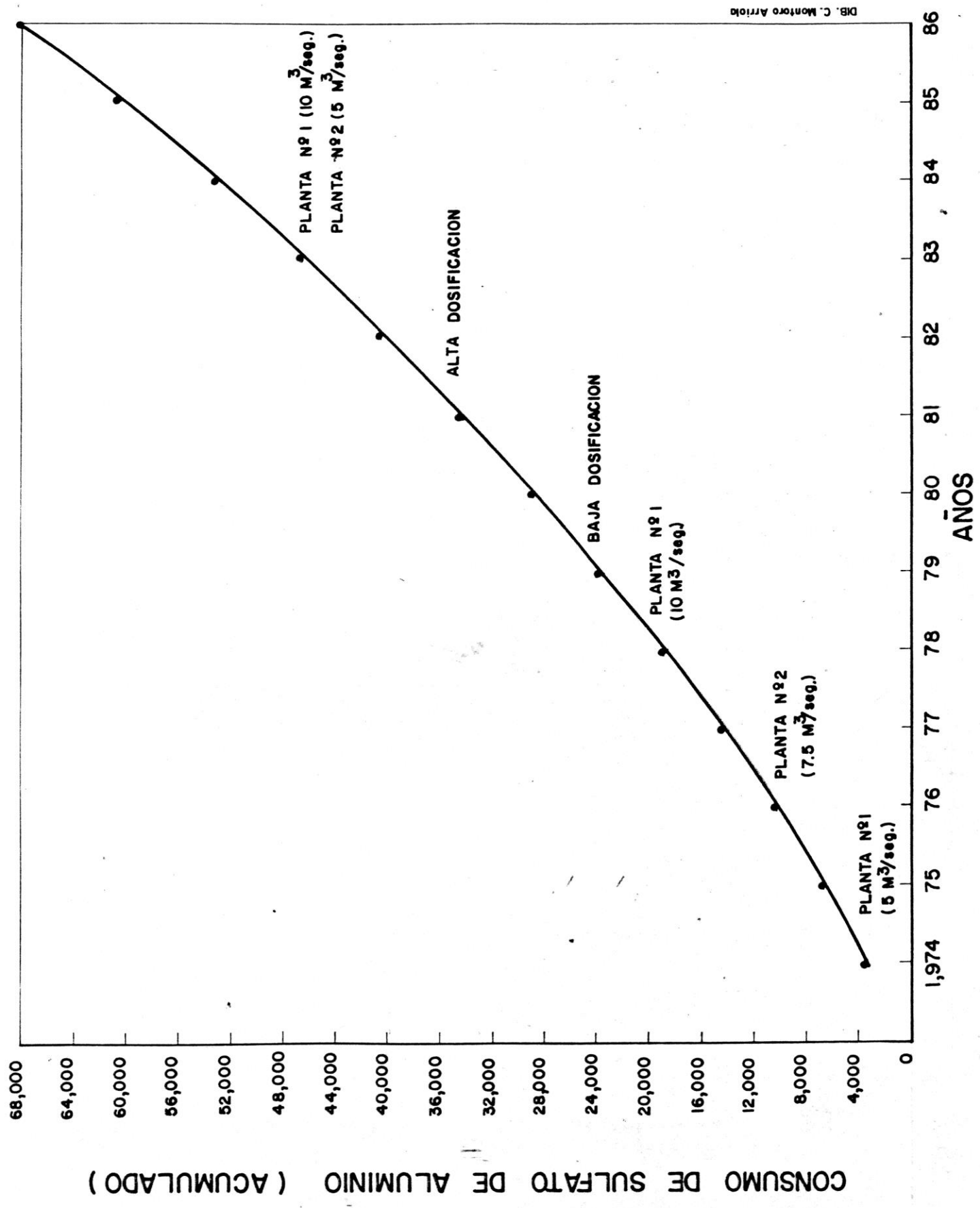
74 75 76 77 78 79 80 81 82 83 84 85 86 87 88 89 90

AÑOS

# CONSUMO ACUMULADO DE SULFATO DE ALUMINIO

A PARTIR DE 1974

GRAFICO Nº 4.5.b



DB. C. Montoro Arriola

turbiedad la dosificación de ayudantes de coagulación como los polielectrolitos que han de disminuir las probables crecidas de consumo de sulfato de aluminio.

Para tener una idea más amplia del consumo de sulfato de aluminio se han preparado dos gráficas N<sup>o</sup>s. 4.5 a y 4.5 b, tituladas respectivamente: "Consumo de sulfato de aluminio y proyección futura" y "Consumo de sulfato de aluminio acumulado a partir del año de 1974".

#### 4.6 Recomposición de los Flóculos, Sedimentación y Espesamiento de Lodos.

Los diversos cambios de turbiedad, o mejor dicho las diversas concentraciones de sólidos, que contienen los lodos provenientes de las purgas de los decantadores y eventualmente las aguas de lavados de filtros, hizo necesario que se determine la concentración promedio de sólidos y también los de turbiedad, los cuales acompañados de los caudales promedio, servirán para el diseño del espesador o espesadores de la planta de recuperación, posteriormente se ha de determinar la concentración en la descarga de lodos previos a su acidificación, esto se verá en el Capítulo V.

Por tal, esta etapa del presente trabajo tesis, se centró en determinar:

- Turbiedad promedio de las aguas en las purgas de los decantadores y lavado de filtros.
- Concentración promedio de las aguas de purgas de los decantadores y lavado de filtros.

- Concentración promedio de las aguas de purgas de los de cantadores y lavado de filtros.
- Determinación de la curva de KYNCH (curva de sedimen tación), de las aguas de purgas de los decantadores.

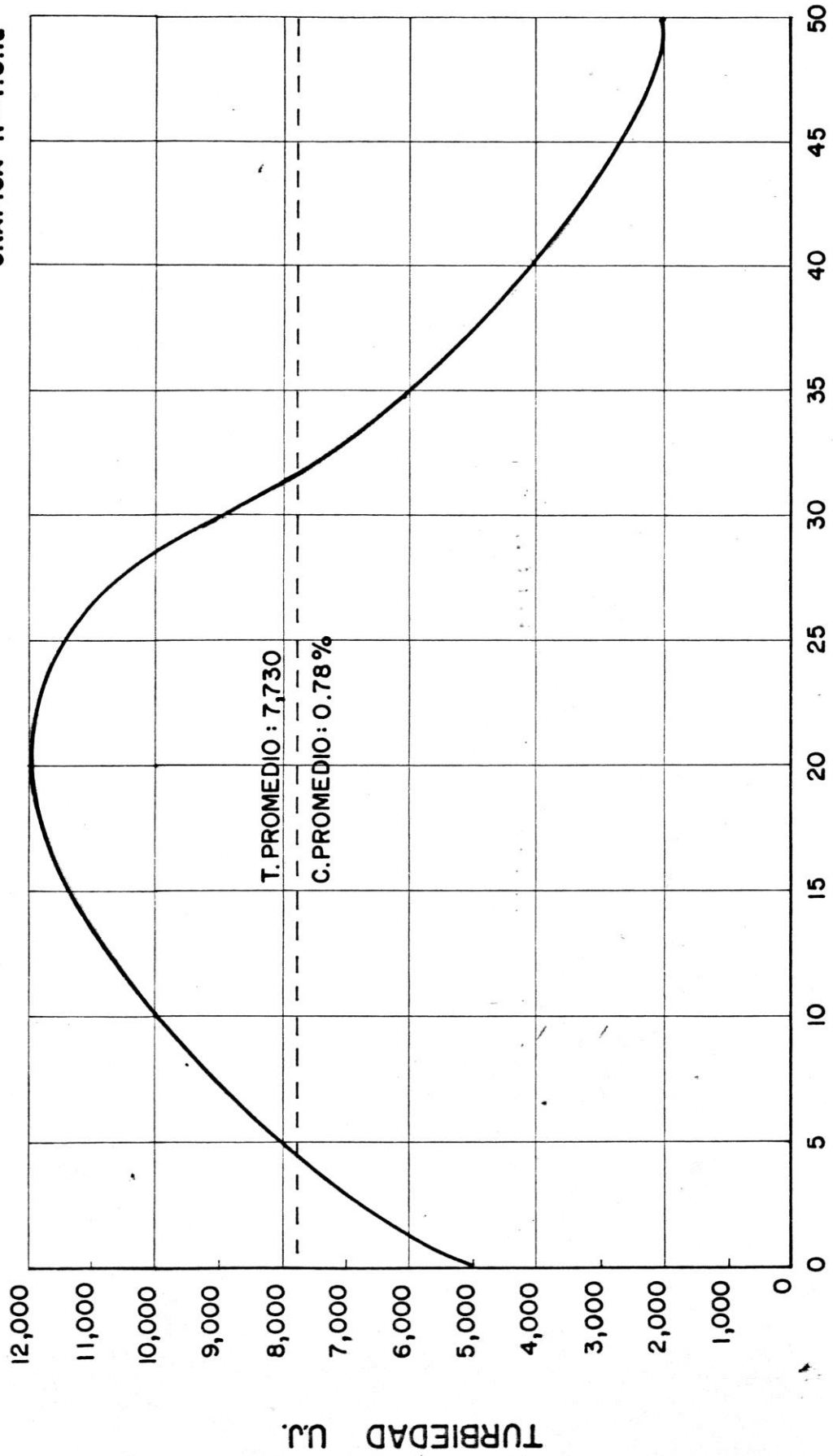
4.6.1 Determinación de turbiedad (U.J.), concentración de sólidos (% en peso) y curva de KYNCH, de las aguas de purgas de los decantadores.

Como se ilustró en sub-capítulos anteriores, la purga en los decantadores se realiza en forma automática controladas por un sistema denominado CHRONOCONTACT, se efectúa con el fin de eliminar el exceso de lodo sedimentado, descargándose según el ciclo, es decir para una purga de 5'/30" un caudal de 0.064 m<sup>3</sup>/seg. de lodo y para el ciclo de 11'/30" un caudal de 0.021 m<sup>3</sup>/seg. de lodo, en período de baja turbiedad la purga se efectúa manualmente con el fin de evitar pérdidas de agua.

Para determinar la turbiedad promedio en las purgas de estas unidades, hubo necesidad de extraer muestras in situ a intervalos de tiempo previamente establecidos, así se optó por extraer muestras cada 5 segundos, empezando desde cero, hasta completar los 50 seg. Se muestrearon las seis unidades, en un número de 48 vál vulas, y en volumen aproximado de 100 ml., para los análisis de turbiedad y concentración de sólidos.

Con los datos obtenidos, se planteó la curva: Deter minación de turbiedad promedio del agua de purgas

GRAFICA N° 4.6.1a

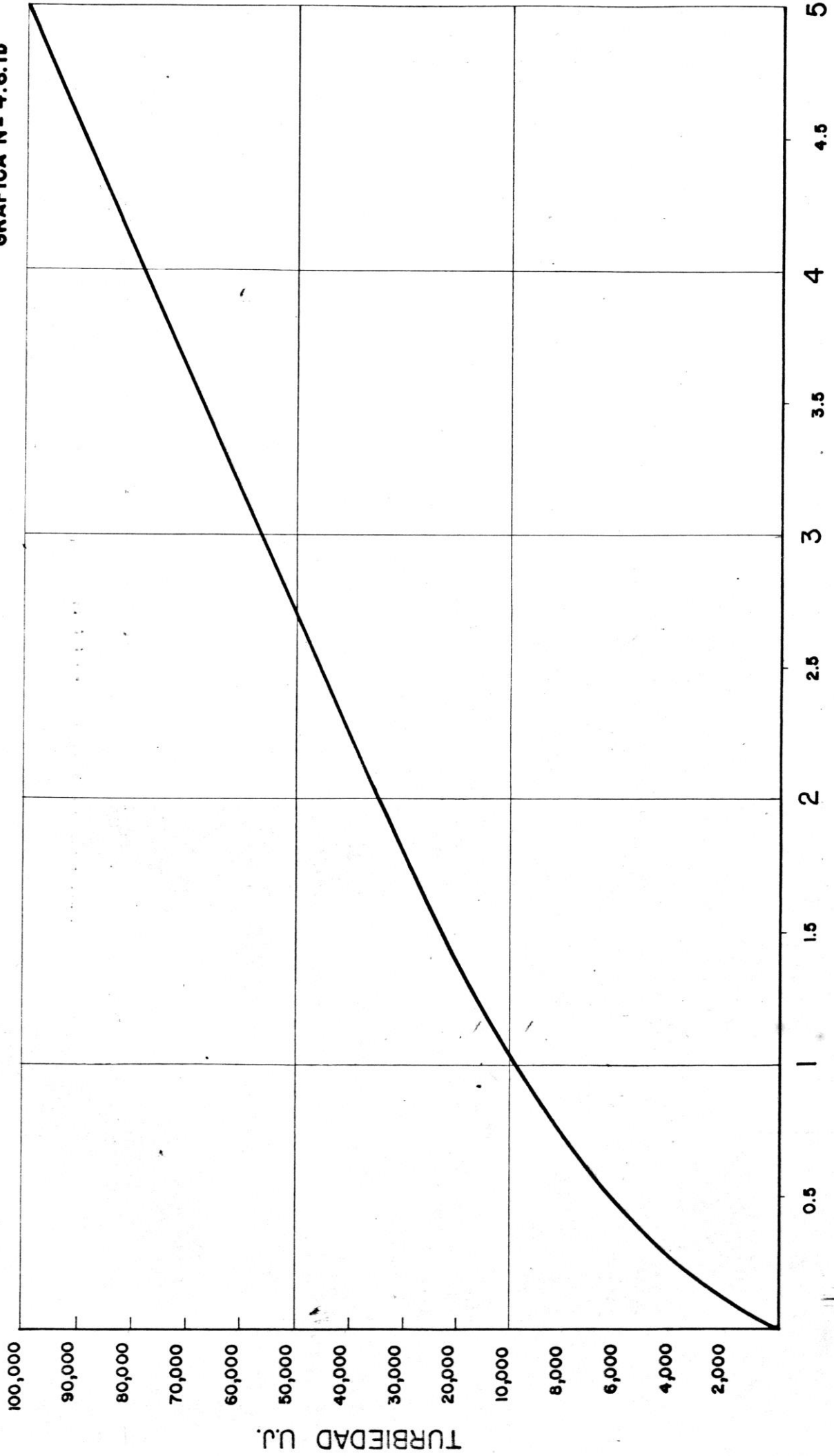


TIEMPO DE PURGA Seg./VALVULA



# CURVA DE CONCENTRACION DE SOLIDOS TOTALES EN FUNCION DE LA TURBIEDAD

GRAFICA N° 4.6.1b

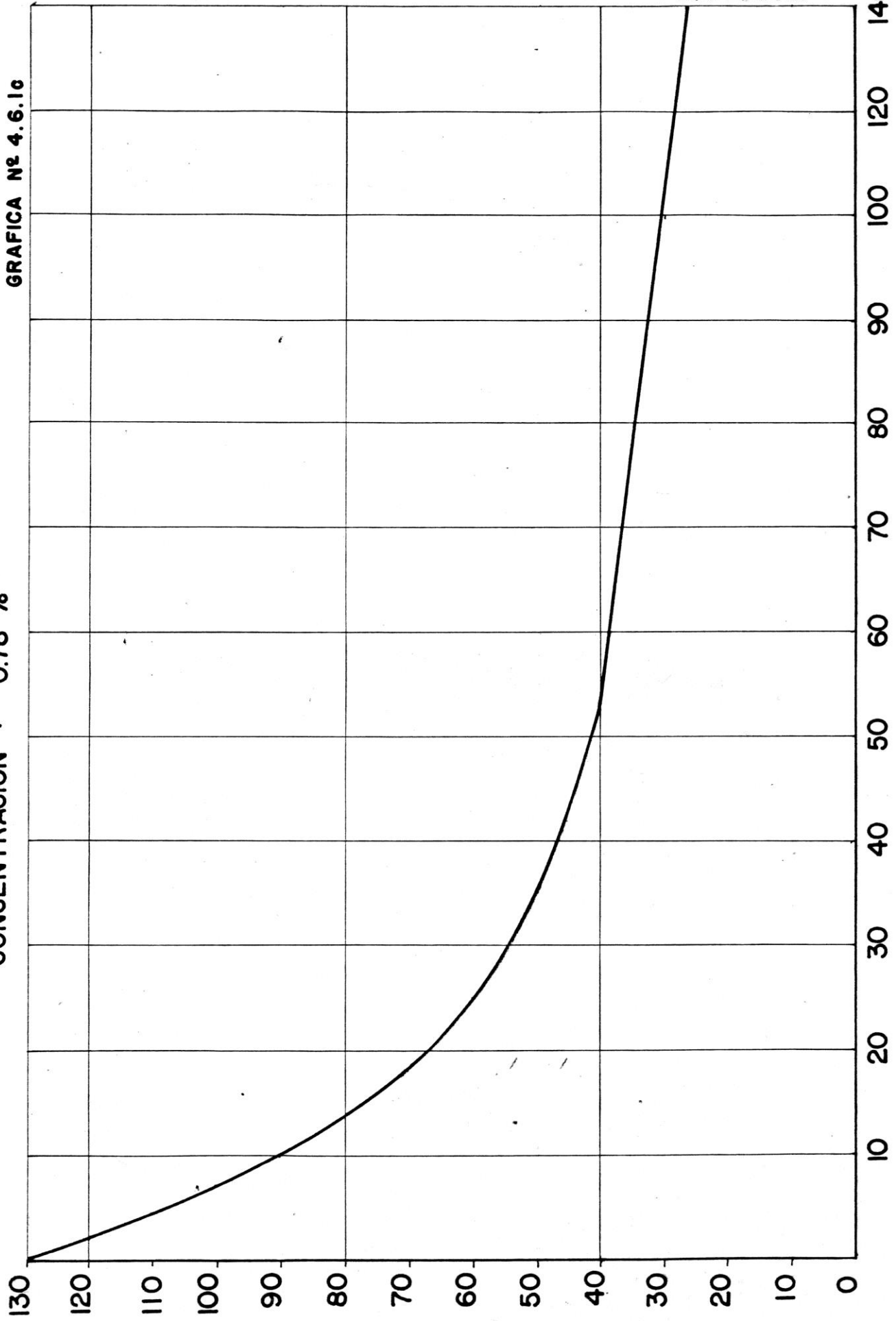


CONCENTRACION % EN PESO

CURVA DE  
KINCH

VELOCIDAD DE SEDIMENTACION  
TURBIEDAD INICIAL 7,700 U.J.  
CONCENTRACION : 0.78 %

GRAFICA Nº 4.6.16



TIEMPO ( Min. )

ALURA DE LA INTERFACE (cm.)

en función del tiempo, gráfico 4.6.1a., por cálculo de área se determinó la turbiedad promedio, siendo está 7,700 U.J.

Por otro lado, se ploteó la "curva de concentración de sólidos en función de la turbiedad", gráfico 4.6.1b., esta curva ayudará posteriormente a determinar la concentración de S.T. para turbiedades hasta de 100,000 U.J.

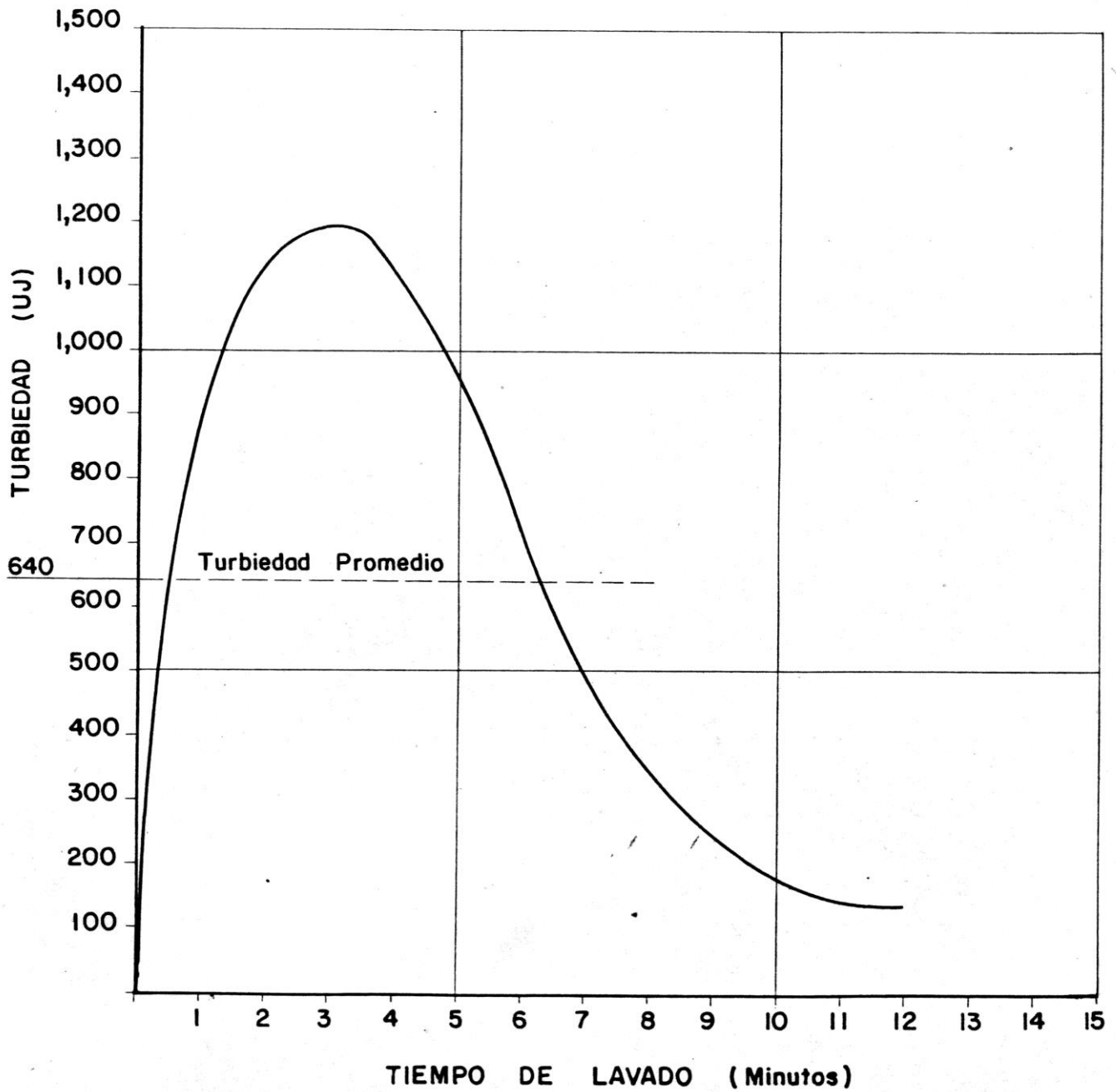
Una vez determinada la turbiedad promedio de los lodos de purgas de KYNCH, estas pruebas se realizaron en probetas transparentes de 1.30 mt., y un diámetro de 0.1 mt., algunas muestras excedían el límite de 7,700 U.J., por lo cual había necesidad de diluir las muestras hasta llegar a la indicada. La prueba de sedimentación, consiste en determinar la altura de la interfase, cada intervalo de tiempo ( 1 min.) prolongándola hasta las 4 Hrs., así se plotearon varias curvas y se promediaron, obteniéndose la gráfica 4.6.1 c., esta curva ayudará mas adelante en el diseño del espesador.

#### 4.6.2 Determinación de Turbiedad,(UJ) y Volumen de Sedi mento en el Lavado de Filtro

Estas aguas para los fines de recuperación del sulfato de aluminio son de menor importancia, debido a que el contenido de S.T. en estas aguas comparadas con las de los decantadores, equivale a un 9%, razones por las que no se justificaría la recuperación de coagu<sup>te</sup> a partir de estas, además de que el caudal promedio

TURBIEDAD PROMEDIO DEL AGUA  
DE LAVADO DE FILTROS

GRAFICA : N° 4.6.2a



de estas aguas llegan a  $0.250 \text{ m}^3/\text{seg.}$ , incluidos los reboses, lo que haría sobredimensionar las unidades de espesamiento.

Cabe hacer destacar más bien que hoy en día se lleva adelante los proyectos de recircular estas aguas con el fin de evitar su pérdida, trabajos correspondientes a la tesis de grado de Ing. Químico de la Srta. Norma Moncada Camacho, logrando de este modo minimizar los caudales de pérdidas lo que redundaría en los procesos de recuperación de coagulante.

La determinación de la turbiedad y concentración promedio de las aguas se realizó a partir de las muestras extraídas en el mismo canal de rebose del agua de lavado que se inicia el lavado hasta su final, a intervalos de  $1/2$  minuto hasta completar los 13 ó 14 minutos se muestrearon un número considerable de filtros, ploteándose los resultados en la gráfica 4.6.2 a, "turbiedad promedio del agua de lavado de filtros" y la gráfica 4.4.1 b, "producción promedio de sedimento en el lavado de filtros".

Obteniéndose como turbiedad promedio  $640 \text{ U.J.}$ , y un volumen de sedimento de  $3.67 \text{ m}^3/\text{lavado}$ .

#### 4.7 Caudales de Lodo Probables para el Proceso de Recuperación

Una vez evaluada las características de las aguas de purgas, lavado de filtros y conocido los volúmenes de sedimentos generados en la planta de tratamiento de aguas, habrá necesidad

de conocer los caudales promedios de estas, con el fin de proyectar la capacidad de las unidades de la planta de recuperación de coagulante.

Indudablemente que la recolección de estos caudales de lodos será desde el desague general de la planta de tratamiento actual. Como se ha hecho referencia en sup capítulo anterior sobre la recuperación de aguas, lo que ha de incidir en los caudales de pérdidas, reduciéndose estos, no es de preocupar los caudales que se generen en la limpieza de los pre-sedimentadores, ya que esto sólo ocurre cuando se efectua dicha operación, lo mismo que los provenientes de la limpieza del Estanque Regulador, ya que se contarán con sistemas de recolección y selección de lodos a efectos de su recuperación.

Los lodos que si han de incidir en los procesos de recuperación son aquellos que provengan de la purga de los decantadores y cuyas evaluaciones han sido extraídas de los trabajos de recuperación de aguas de pérdidas.

Así tenemos los caudales promedios de purgas de los decantadores:

- Período de avenidas : 0.139 m<sup>3</sup>/Seg. 33.33% anual
- Período de secano : 0.0219 m<sup>3</sup>/Seg. 66.66 % anual
- Caudal promedio anual : 0.0608 m<sup>3</sup>/Seg. 100 % anual

CAPITULO V :

"RECUPERACION DEL SULFATO DE ALUMINIO A  
PARTIR DE LOS LODOS, (SEDIMENTOS), A NI  
VEL DE LABORATORIO Y REACTOR EXPERIMEN  
TAL"

V. RECUPERACION DEL SULFATO DE ALUMINIO A PARTIR DE LOS LODOS ( SEDIMENTOS), A NIVEL DE LABORATORIO Y REACTOR EXPERIMENTAL.

El estudio a nivel de laboratorio se centró en la recolección de lodos, espesamiento y acidificación, posteriormente se incluyeron los concernnientes a la decantación de lodos acidificados. Se seleccionaron lolodos provenientes de las purgas de los decantadores, esto debido a su mayor incidencia en cuanto a su concentración de sólidos totales (S.T.), como también a su concentración de aluminio en forma de hidroxido de aluminio.

5.1 Acidificación de Lodos a Nivel de Laboratorio, Estudio Cinético de la Acidificación.

La recuperación del sulfato de aluminio se ha planteado acidificando los lodos con alto contenido de aluminio en forma de hidroxido utilizando para ello ácido sulfúrico de uso industrial, previamente a la acidificación hubo necesidad de determinar la concentración de lodos en cuanto se refiere a la de aluminio - presente con el fin de acidificar en forma estuiométrica y a la vez determinar la eficiencia de esta para su evaluación.

5.1.1 Determinación de la Concentración de Aluminio presente en el Lodo.

Este estudio consiste en determinar los mgr. de aluminio presentes en el lodo, a diferentes concentraciones de sólidos totales, para llevar a cabo este estudio se preupararon muestras de lodo cuyas concentraciones varianban desde 1 % a 10 % de concentración de S.T. ( % en peso), las cuales fueron secadas y luego diluidas



en agua destilada, (con el fin de eliminar los sólidos volátiles), tomándose luego alícuotas de estas soluciones para ser analizadas utilizando el Método Complexiométrico de Valoración, (ver anexo).

Se tomaron muestras desde 1 ml hasta 10 ml por solución previamente preparadas, promediándose los resultados para cada una de las concentraciones preparadas, luego se plotearon los resultados, obteniéndose la curva de "Concentración de aluminio en función de la concentración de sólidos totales", gráfica 5.1.1 a, la cual nos permitirá posteriormente en acidificar estequiométrica los lodos y determinar la eficiencia de acidificación.

#### 5.1.2 Acidificación de Lodos y Concentración de Aluminio Recuperada.

Una vez determinada la concentración de aluminio presente en el lodo, se procedió a realizar acidificaciones a iguales volúmenes de lodo, (1/2 litro), pero de diferentes concentraciones en S.T., así se prepararon - muestras cuyas concentraciones de S.T. variaba de 1% hasta 10%, conocido los mgr. de aluminio presente en cada una de las muestras se agregó la cantidad estequiométrica de ácido sulfúrico, como se muestra en la gráfica 5.1.2 a.

Esta acidificación se realizó en los equipos de pruebas de jarras (ver anexo), ya que no se contaba con un "reactor experimental", las condiciones fueron homogeneización de la muestra a 100 RPM, durante 5 min., luego se agregó el ácido sulfúrico haciendo uso de pepitas

en agua destilada, (con el fin de eliminar los sólidos volátiles), tomándose luego alícuotas de estas soluciones para ser analizadas utilizando el Método Complexiométrico de Valoración, (ver anexo).

Se tomaron muestras desde 1 ml hasta 10 ml por solución previamente preparadas, promediándose los resultados para cada una de las concentraciones preparadas, luego se plotearon los resultados, obteniéndose la curva de "Concentración de aluminio en función de la concentración de sólidos totales", gráfica 5.1.1a, la cual nos permitirá posteriormente en acidificar estiquiométrica los lodos y determinar la eficiencia de acidificación.

#### 5.1.2 Acidificación de Lodos y Concentración de Aluminio Recuperada.

Una vez determinada la concentración de aluminio presente en el lodo, se procedió a realizar acidificaciones a iguales volúmenes de lodo, (1/2 litro), pero de diferentes concentraciones en S.T., así se prepararon - muestras cuyas concentraciones de S.T. variaba de 1% hasta 10%, conocido los mgr. de aluminio presente en cada una de las muestras se agregó la cantidad estiquiométrica de ácido sulfúrico, como se muestra en la gráfica 5.1.2a.

Esta acidificación se realizó en los equipos de pruebas de jarras (ver anexo), ya que no se contaba con un "reactor experimental", las condiciones fueron homogenización de la muestra a 100 RPM, durante 5 min., luego se agregó el ácido sulfúrico haciendo uso de pepitas

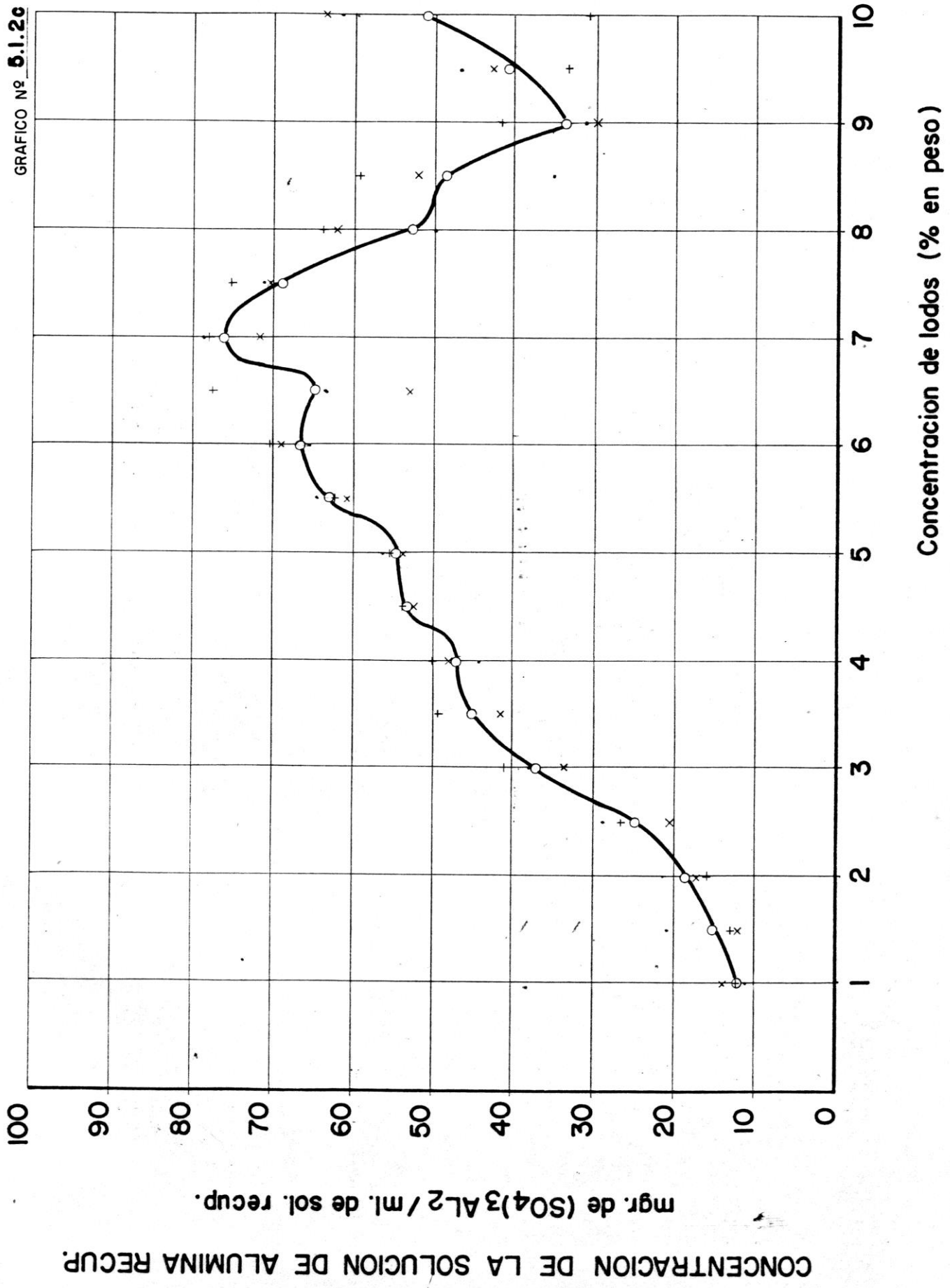
ACIDIFICACION DE LODOS PARA UN VOLUMEN DE 1/2 LITRO

CUADRO Nº 5.1.2.1

MUESTRA	CONCENTRACION SI (%)	MGR. AL. TOTALES	VOL. DE SOL. RECUP. ml	PROMEDIO 1ª PRUEBA DE ACIDIFICACION				PROMEDIO 2ª PRUEBA DE ACIDIFICACION				PROMEDIO 3ª PRUEBA DE ACIDIFICACION				EFICIENCIA PROMEDIO	MGR. (SO <sub>4</sub> ) AL. ml. sol
				mgr. AL. ml.	mgr. AL. TOTAL	mgr. (SO <sub>4</sub> ) AL. ml. sol.	EFICIENCIA %	mgr. AL. ml.	mgr. AL. TOTAL	mgr. (SO <sub>4</sub> ) AL. ml. sol.	EFICIENCIA %	mgr. AL. ml.	mgr. AL. TOTAL	mgr. (SO <sub>4</sub> ) AL. ml. sol.	EFICIENCIA %		
1	1.0	1350	480	1.88	902.4	11.92	66.84	1.76	844.0	11.16	62.52	2.21	1060.8	14.02	78.58	69.31	12.4
2	1.5	1800	460	2.01	924.4	12.74	51.36	3.29	1513.4	20.86	84.41	1.92	883.2	12.18	49.06	61.61	15.2
3	2.0	2200	440	2.56	1126.4	16.24	51.20	3.37	1482.8	21.37	67.40	2.84	1249.6	18.01	56.80	58.46	18.5
4	2.5	2550	435	4.22	1835.7	26.76	71.98	4.56	1983.6	28.92	77.78	3.34	1452.9	21.18	56.97	68.91	25.6
5	3.0	2900	420	6.44	2704.8	40.84	93.27	5.98	2511.6	37.93	86.60	5.27	2213.4	33.42	69.16	83.02	37.3
6	3.5	3200	400	7.82	3128.0	49.60	97.75	6.74	2696.0	42.75	84.29	6.60	2640.0	41.86	82.50	88.18	44.7
7	4.0	3500	395	7.88	3112.6	49.97	88.93	6.93	2737.3	43.95	78.20	7.60	3002.0	48.20	85.77	84.30	47.3
8	4.5	3800	390	8.43	3287.7	53.46	86.52	8.42	3283.8	53.40	86.41	8.31	3240.9	52.70	85.28	86.07	53.1
9	5.0	4075	420	8.63	3624.6	54.73	88.95	8.85	3717.0	56.13	91.21	8.12	3435.6	51.49	84.43	88.13	54.1
10	5.5	4325	395	9.85	3890.7	62.47	89.95	10.15	4009.2	64.37	92.69	9.67	3819.6	61.13	88.31	90.32	62.7
11	6.0	4575	360	11.06	3981.6	70.14	87.03	10.85	3906.0	68.81	85.37	10.93	3934.8	69.32	86.00	86.13	69.4
12	6.5	4825	340	12.15	4131.0	77.05	85.61	10.06	3420.4	63.80	70.89	8.34	2835.6	52.89	58.77	71.75	64.5
13	7.0	5075	310	12.25	3797.5	77.69	74.87	12.41	3847.1	78.70	75.80	11.35	3518.5	71.98	69.33	73.31	76.1
14	7.5	5350	296	11.87	3513.5	75.28	65.67	11.06	3273.8	70.14	61.19	11.19	3312.2	70.97	61.91	62.92	72.1
15	8.0	5600	262	10.29	2696.0	65.26	48.14	7.91	2072.4	50.16	37.00	9.35	2449.7	59.30	43.34	42.82	52.9
16	8.5	5850	220	9.35	2057.0	59.30	35.16	5.56	1223.2	35.26	21.00	8.23	1810.6	52.19	30.95	29.04	48.9
17	9.0	6100	205	6.59	1350.9	41.79	22.25	4.92	1008.6	31.20	16.53	4.72	967.6	29.93	15.86	18.18	34.2
18	9.5	6375	200	5.22	1044.0	33.10	16.37	7.42	1484.0	47.06	23.27	6.56	1310.0	42.90	20.55	20.06	41.0
19	10.0	6625	200	4.85	970.0	30.76	14.64	9.71	1492.0	61.58	22.52	9.77	1954.0	63.99	29.50	22.22	52.1

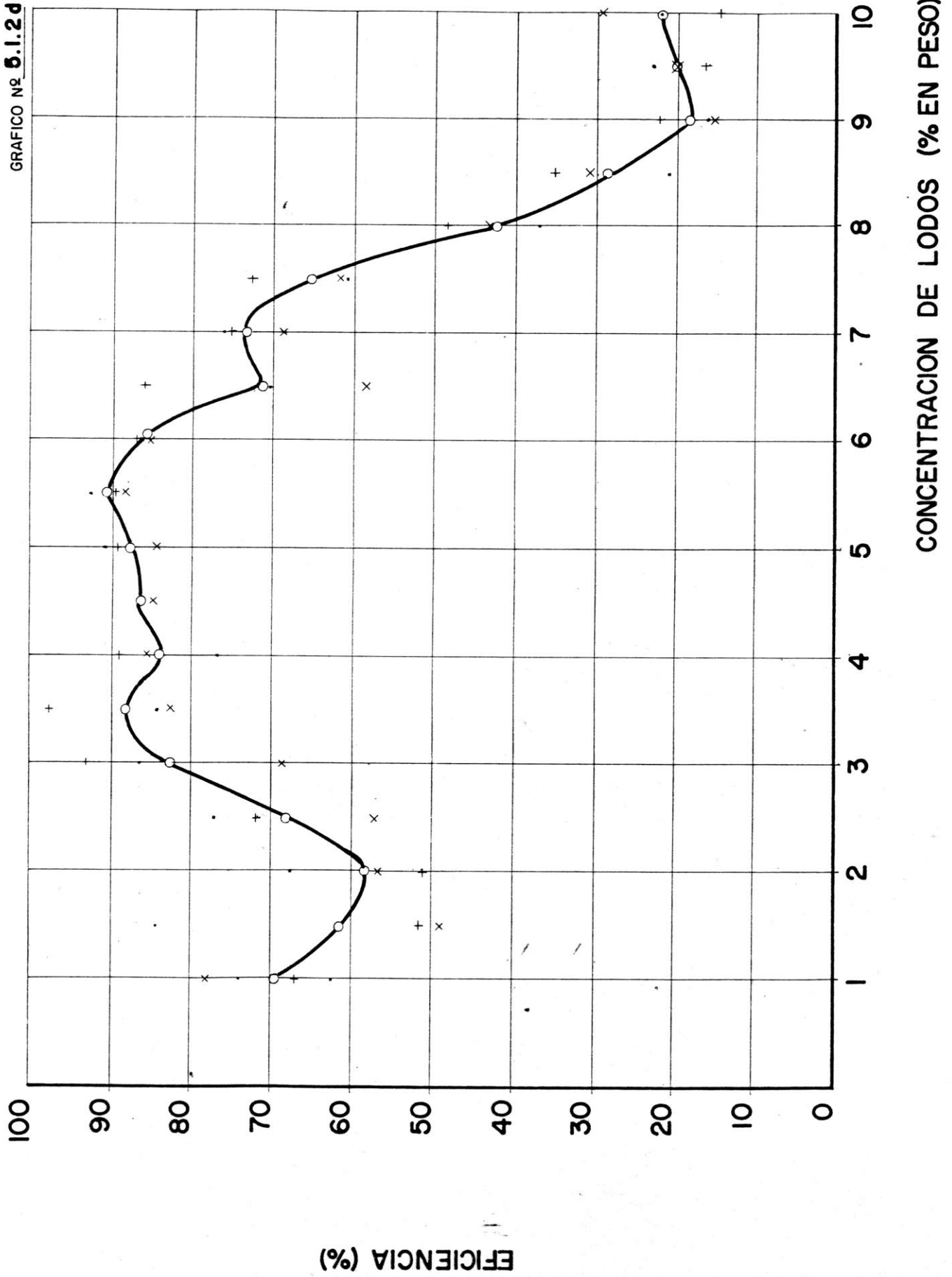
CONCENTRACION DE LA SOLUCION DE ALUMINA RECUPERADA EN FUNCION DE LA CONCENTRACION DE SOLIDOS TOTALES EN EL LODO.

GRAFICO Nº 5.1.26



DETERMINACION DE LA EFICIENCIA DE LA RECUPERACION DE ALUMINA  
EN FUNCION DE LA CONCENTRACION DE SOLIDOS TOTALES.

GRAFICO Nº 5.1.2d



estará presente en cantidades pequeñas con respecto al de aluminio, a no ser que se trate de lodos que provenga de aguas con fuertes cantidades de Fe, entonces se logrará mayor concentración de este coagulante, pero no ha de influir en la eficiencia, ya que ha de controlarse la Estequiometría de la acidificación y el pH de la misma el cual ha de estar en el orden de 1.5 a 3 de pH.

Inicialmente determinada la cantidad de Al presente en el lodo en forma de hidróxido de aluminio, se calculó la cantidad suficiente de ácido sulfúrico para que reaccione con este, seleccionándose aquella en la que se logre mayor eficiencia, además una mayor concentración de solución recuperada, como en el caso siguiente, seleccionada para continuar con el presente trabajo tesis:

Concentración de S.T. : 6 % (% en peso)  
Eficiencia : 86 %  
Concentración de alúmina : 67 mgr de  $(SO_4)_3 Al_2/ml$   
de sol recuperada.

Indudablemente que se aprecian otras con mayores concentraciones de alúmina recuperada, pero sin embargo la eficiencia es mucho menor, como:

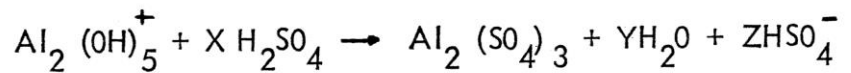
Concentración de S.T. : 7 % (% en peso)  
Eficiencia : 74 %  
Concentración de alúmina : 76 mgr de  $(SO_4)_3 Al_2/ml$   
de sol recuperada.

Además, el hecho de acidificar lodos cuyas concentraciones sean mayor de 6% haría que la planta de recuperación de sulfato de aluminio en la unidad de espe

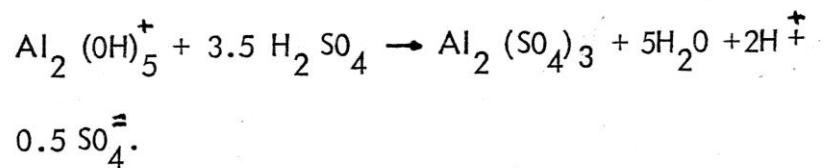
sadores, cuenten con un área mucho mayor con el fin de lograr dicha concentración.

En resumen, se ha elegido la concentración de lodos de 6% de S.T. como la mas conveniente.

A partir de la reacción siguiente:



Completándose para eficiencia del 86% , se tiene:



Esta ecuación ha de verificarse en el reactor experimental, como se muestra mas adelante, determinándose inclusive el tiempo de reacción y el gradiente de agitación requerido para lograr la máxima eficiencia así como también la concentración de la solución recuperada.

### 5.1.3 Diseño del Reactor Experimental de Laboratorio

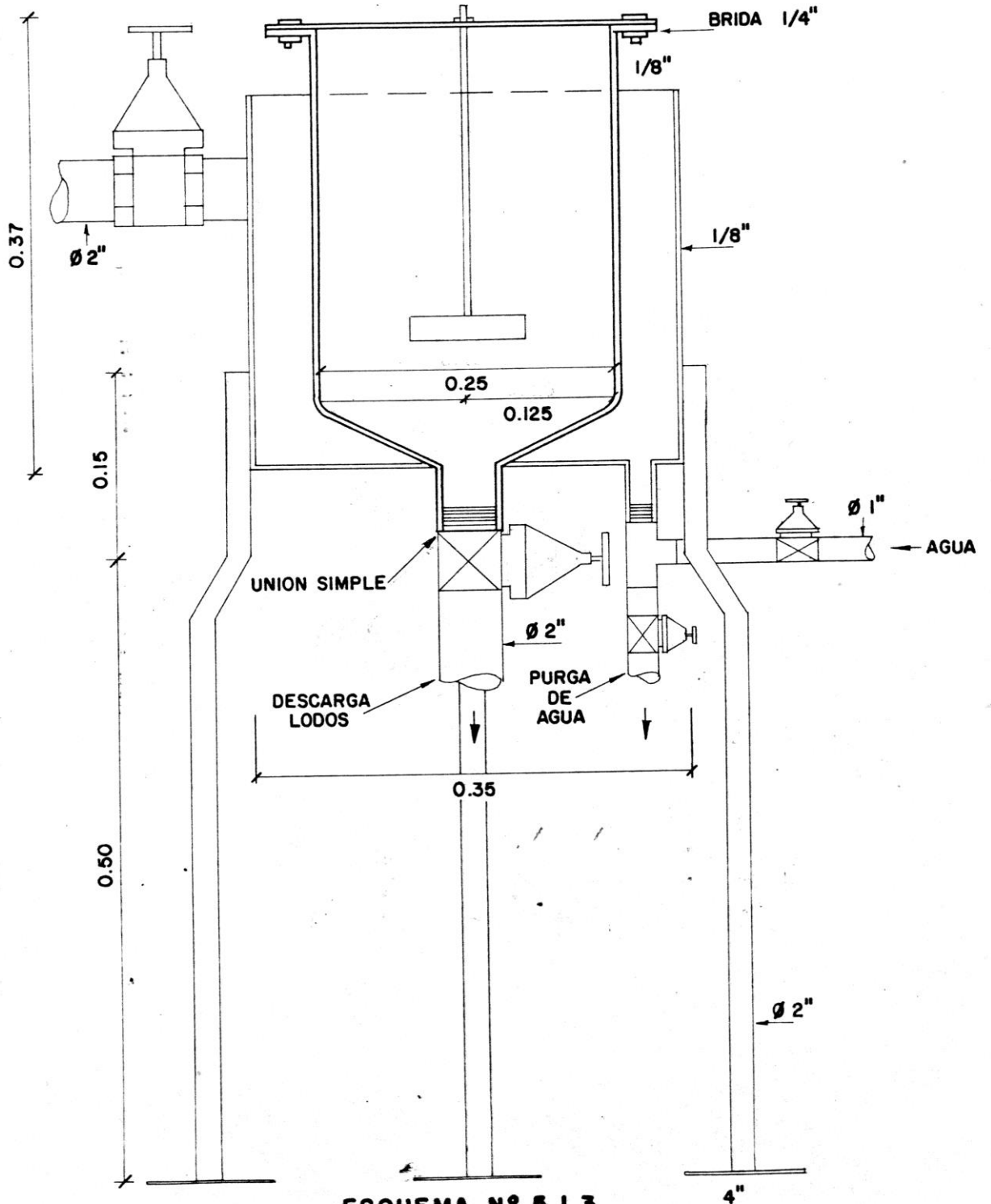
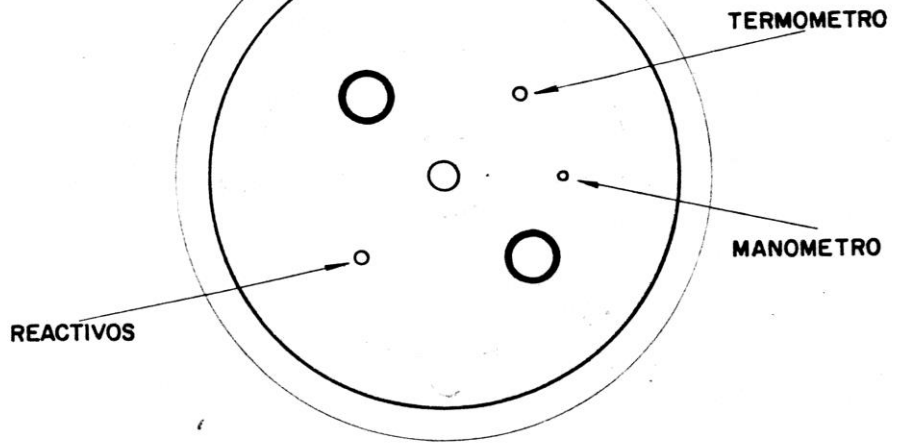
Con el fin de obtener una mayor información acerca de la acidificación de lodos, hubo necesidad de contar con una unidad experimental para tales fines.

Cálculo de diseño:

Material fierro, recubierta de pintura epoxica.

Volumen total : 15 lts.

Volumen de trabajo : 10 lts.



ESQUEMA Nº 5.1.3

**REACTOR EXPERIMENTAL PILOTO**



Relación, altura/diámetro :  $R = 1.2$  , especificación técnica

Diámetro (D) = 0.25 mt.

Altura (H) = 0.30 mt.

Concavidad de fondo =  $20^\circ$  con respecto a la horizontal.

Características del agitador :

Material acero inoxidable, 316

Tipo de agitador, paletas

Especificaciones técnicas recomiendan :

Diámetro del reactor :  $\frac{D}{L} = 3$  ,  $L = 0.083$  mt.  
Diámetro del rodete

Ancho ( del rodete) :  $\frac{W}{L} = 0.25$  ,  $W = 0.02$  mt.  
Diámetro

Espacio libre en el fondo =  $\frac{Y}{D} = 0.35$  ,  $Y = 0.09$  mt.  
diámetro del reactor

Debido a que la reacción es exotérmica , se convino en colocar al reactor una chaqueta de enfriamiento con agua y evaluar la temp.de reacción.

Todas las características de esta unidad experimental se aprecian en el esquema .1.3.

Para lograr la velocidad o grado de agitación se colocó el motor eléctrico de un taladro, cuyo motor era de velocidad variable.

#### 5.1.4 Acidificación de Lodos en el Reactor Experimental

El objetivo de realizar estas pruebas en el reactor experimental, será el de poder evaluar el tiempo de

residencia del lodo en el reactor, paralelamente se determinará el grado de agitación óptimo y la eficiencia para cada grado de agitación.

Para realizar estas pruebas, se prepararon muestras de lodo con un volumen de 10 lts. cada una y una concentración de 6% de S.T., las cuales han de ser acidificadas con la cantidad estequiométrica de ácido sulfúrico industrial (98 % de concentración, densidad 1.98). agitándose las muestras por separado a un gradiente de 200, 250, 400 y 525 RPM., se utilizó para homogenizar las muestras la velocidad de 600 RPM.

Cada muestra de 10 litros con una concentración del 6% de S.T. (% en peso) se acidificó por separado, agregada al reactor se homogenizó a 600 RPM por espacio de 1 minuto, luego se agregó la cantidad de ácido requerido en un tiempo de 20 segundos, tomándose al término de agregado el tiempo cero y se disminuyó la velocidad de mezcla a la que se deseaba investigar, repitiéndose la prueba hasta tres veces para cada velocidad, es decir, 200, 250, 400 y 525 RPM.

La extracción de alícuotas (100 mlt.) para su análisis, se realizó a intervalos de tiempo, es decir, durante los 10 primeros minutos (cada 2 minutos), durante los 20 minutos siguientes, ( cada 5 minutos) y finalmente cada 10 minutos, hasta completar los 60 minutos de reacción. Esta extracción de muestras se realizó con el fin de efectuar los análisis de concentración de aluminio y por ende la eficiencia de la recuperación.

# ACIDIFICACION DE LODOS EN EL REACTOR PILOTO, PARA DIFERENTES VELOCIDADES DE MEZCLA,

## 200, 250, 400, 525 R.P.M.

CUADRO Nº 5.1.

MUESTRA	TIEMPO (MIN)	VELOCIDAD DE MEZCLA 200 R.P.M.				VELOCIDAD DE MEZCLA 250 R.P.M.				VELOCIDAD DE MEZCLA 400 R.P.M.				VELOCIDAD DE MEZCLA 525 R.P.M.			
		mgr.AL. / ml.	mgr.(SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> AL <sub>2</sub> / ml. sol.	EFICIENCIA %	mgr. AL. / ml.	mgr. AL. / ml.	mgr.(SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> AL <sub>2</sub> / ml. sol.	EFICIENCIA %	mgr. AL. / ml.	mgr. AL. / ml.	mgr.(SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> AL <sub>2</sub> / ml. sol.	EFICIENCIA %	mgr. AL. / ml.	mgr. AL. / ml.	mgr.(SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> AL <sub>2</sub> / ml. sol.	EFICIENCIA %	
1	2	4.04	32,327	25.62	35.33	4.20	32,424	26.64	35.40	3.13	23,720	19.85	26.00	5.44	40,260	34.50	44.0
2	4	4.65	32,204	29.49	40.66	4.52	34,894	28.67	38.10	3.41	25,922	21.63	28.33	5.27	39,034	33.42	42.6
3	6	5.34	42,694	33.87	46.66	4.90	37,828	31.08	41.30	3.85	29,290	24.42	32.00	4.29	31,723	27.21	34.6
4	8	5.82	46,537	36.91	50.86	5.52	42,614	35.01	46.60	4.13	31,412	26.19	34.33	3.43	25,345	21.75	27.7
5	10	6.34	50,627	40.20	55.33	5.97	46,088	37.86	50.40	4.37	33,242	27.72	36.33	2.97	21,960	18.84	24.0
6	15	6.94	55,504	44.01	60.66	7.87	60,756	49.91	66.40	4.65	35,374	29.49	38.66	3.01	22,262	19.09	24.3
7	20	7.17	57,334	45.47	62.66	8.65	66,778	54.86	73.40	4.94	37,515	31.33	41.00	3.71	27,450	23.53	30.0
8	25	7.32	58,560	46.42	64.00	9.52	73,494	60.38	80.30	4.91	37,332	31.14	40.80	4.08	30,195	25.88	33.0
9	30	7.39	59,164	46.87	64.66	9.32	71,950	59.11	78.60	4.89	37,204	31.01	40.66	4.41	32,666	27.97	35.7
10	40	7.47	59,777	47.38	65.33	9.11	70,329	57.78	76.90	4.78	36,371	30.82	39.75	4.36	32,299	27.65	35.3
11	50	7.32	58,560	46.42	64.00	8.75	67,550	55.49	73.80	4.57	34,770	27.98	38.00	4.08	30,195	25.88	33.0
12	60	7.06	56,525	44.77	61.25	8.27	63,844	52.45	69.80	4.33	32,940	27.46	36.00	3.59	26,535	22.77	29.0

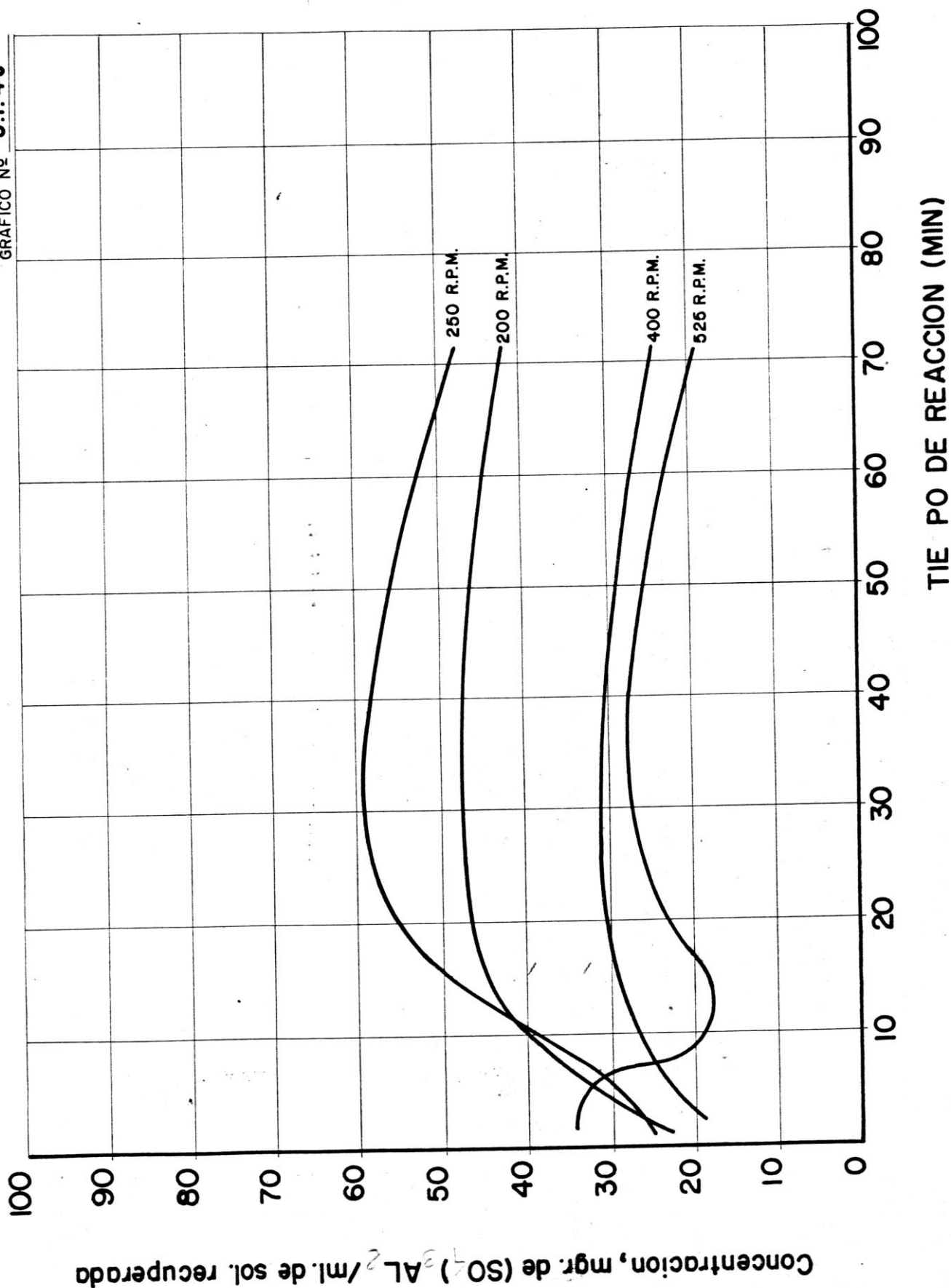
PARA UNA VELOCIDAD DE MEZCLA DE 200 R.P.M. SE OBTUVO 800 ml. DE SOLUCION RECUPERADA / l. DE LODO ACIDIFICADO. ( . )  
 PARA UNA VELOCIDAD DE MEZCLA DE 250 R.P.M. SE OBTUVO 772 ml. DE SOLUCION RECUPERADA / l. DE LODO ACIDIFICADO. ( + )  
 PARA UNA VELOCIDAD DE MEZCLA DE 400 R.P.M. SE OBTUVO 760 ml. DE SOLUCION RECUPERADA / l. DE LODO ACIDIFICADO. ( ▲ )  
 PARA UNA VELOCIDAD DE MEZCLA DE 525 R.P.M. SE OBTUVO 740 ml. DE SOLUCION RECUPERADA / l. DE LODO ACIDIFICADO. ( × )

CONDICIONES INICIALES: CONCENTRACION DE LODOS: 6 % (S.I.)  
 VOLUMEN DE LODO POR PRUEBA: 10 Lts.  
 mgr. DE ALUMINA TOTALES: 91,500

1.6.3422 mgr (SO<sub>4</sub>)<sub>3</sub>AL<sub>2</sub>/mgr.AL.2

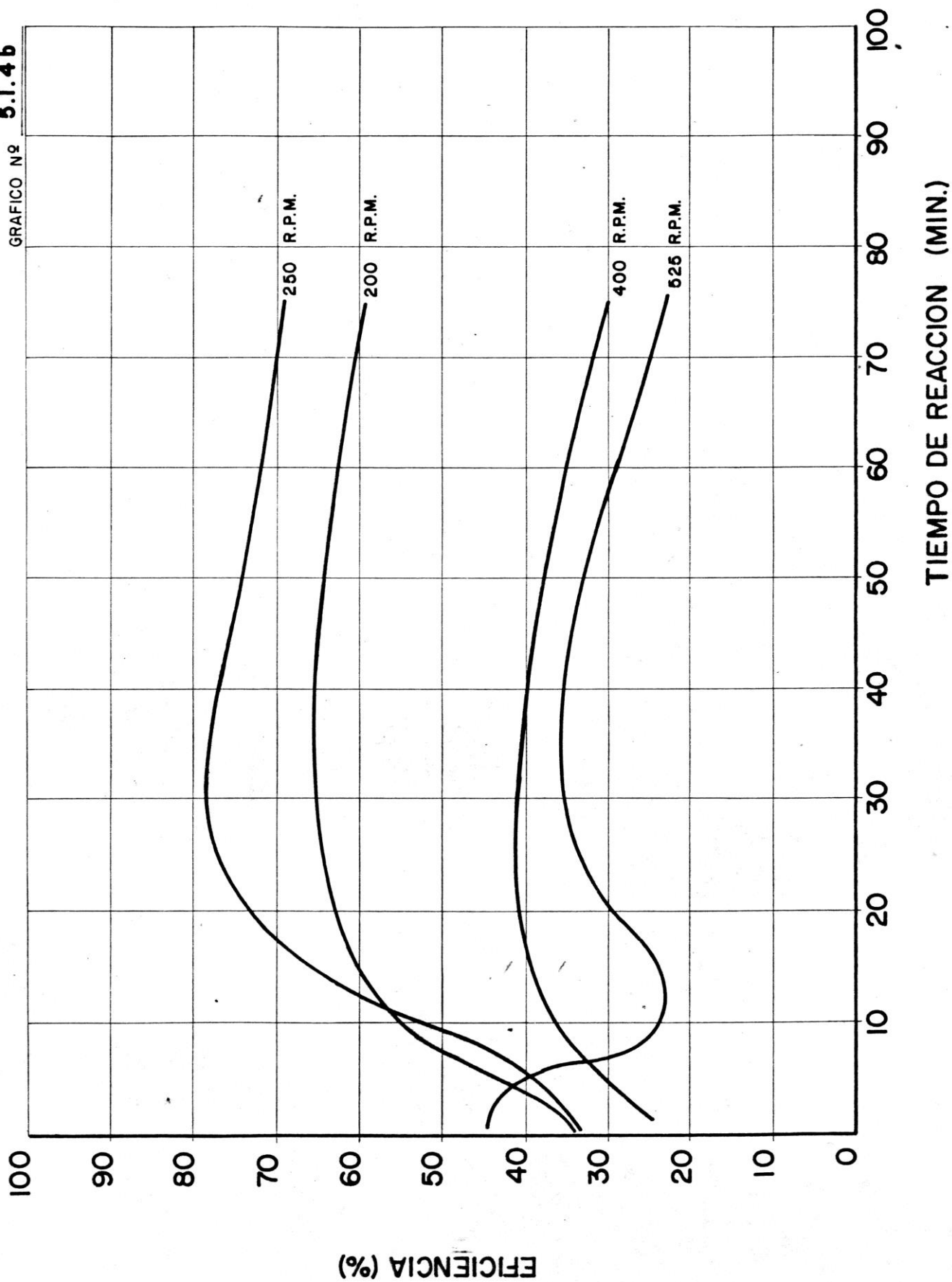
CONCENTRACION DE LA SOLUCION DE ALUMINA EN FUNCION DEL TIEMPO DE REACCION

GRAFICO N° 5.1.4c



**EFICIENCIA DE LA RECUPERACION DE ALUMINA EN FUNCION DEL TIEMPO DE REACCION**

GRAFICO Nº 5.1.4b



A continuación se presenta el cuadro de los resultados promedio, cuadro 5.1.4a titulado: "Acidificación de lodos en el reactor experimental, para diferentes velocidades de mezcla, 200, 250, 400 y 525 RPM."

Se plotearon estos resultados obteniéndose las gráficas N<sup>o</sup> 5.1.4b, 5.1.4c, respectivamente.

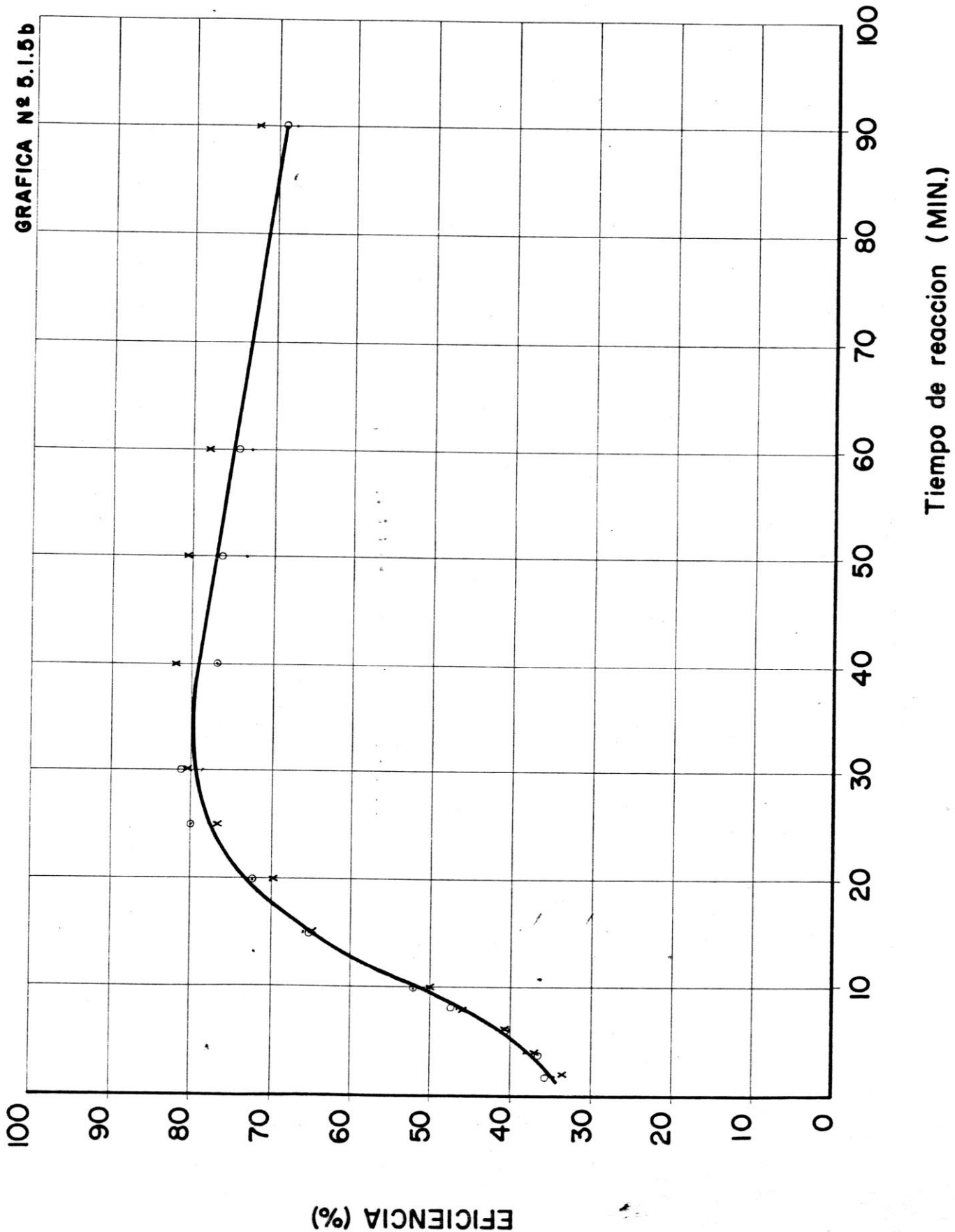
Como se puede apreciar en las gráficas, la mayor eficiencia se logra, cuando la velocidad de agitación es de 250 RPM, alcanzándose una eficiencia de 78% y una solución recuperada cuya concentración alcanza hasta 69.5 mgr. de sulfato de aluminio/ml de solución, para un tiempo de reacción entre 30 a 40 minutos, en el siguiente sub capítulo se continuará el estudio bajo los parámetros seleccionados.

#### 5.1.5 Acidificación de Lodos en el Reactor a Escala, a una Velocidad de 250 RPM.

Luego de haber seleccionado la velocidad de agitación, se trabajó con esta en el reactor experimental a fin de evaluar y determinar los parámetros óptimos como eficiencia, concentración y tiempo de residencia.

Las pruebas se continuaron siguiendo el modelo mencionado en el subcapítulo 5.1.4, realizándose un total de nueve (9) pruebas, agrupándose los resultados y promediándose estos en grupos de tres (3), y con estos se plotearon las gráficas de las curvas, ver cuadro 5.1.5a, y las gráficas 5.1.5b, titulada: "Eficiencia de la recuperación de alumina como función del tiempo de

**EFICIENCIA DE LA RECUPERACION DE ALUMINA COMO FUNCION DEL TIEMPO DE REACCION**



# ACIDIFICACION DE LODOS, PARA UNA CONCENTRACION DE SOLIDOS TOTALES DE 6%

CUADRO N° 5.1.5a

MUESTRA	TIEMPO (MIN)	TEMP (°C)	TR	PROMEDIO 1ª PRUEBA DE ACIDIFICACION				PROMEDIO 2ª PRUEBA DE ACIDIFICACION				PROMEDIO 3ª PRUEBA DE ACIDIFICACION				PROMEDIO FINAL	
				mgr. AL./mi.	mgr. AL. TOTALES	mgr.(SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> AL <sub>2</sub> mi. Solucion	EFICIENCIA %	mgr. AL./mi.	mgr. AL. TOTALES	mgr.(SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> AL <sub>2</sub> mi. Solucion	EFICIENCIA %	mgr. AL./mi.	mgr. AL. TOTALES	mgr.(SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> AL <sub>2</sub> mi. Solucion	EFICIENCIA %	Concentrocion mg(SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub> AL <sub>2</sub> / ml.	EFICIENCIA %
1	0	26.0	7.3	9.15	91,500	-	-	9.15	91,500	-	-	9.15	91,500	-	-	( + )	( - )
2	2	34.0	3.0	4.07	30,932	25,813	33.8	4.20	32,420	26,637	35.4	4.19	32,682	26,5738	35.7	28,341	35.0
3	4	34.0	2.7	4.49	34,124	28,476	37.3	4.52	34,894	28,666	38.1	4.35	33,930	27,5885	37.1	28,244	37.5
4	6	34.0	1.8	4.87	37,012	30,886	40.5	4.80	37,820	31,076	41.3	4.83	37,674	30,6328	41.3	30,865	41.0
5	8	34.5	1.6	5.60	42,560	35,516	46.5	5.52	42,614	35,009	46.6	5.56	43,368	35,2626	47.4	35,262	47.0
6	10	35.0	1.6	6.04	45,904	38,307	50.2	5.97	46,088	37,063	50.4	6.10	47,580	38,6874	52.0	38,286	51.0
7	15	35.0	1.6	7.86	59,736	49,849	65.3	7.87	60,756	49,913	66.4	7.72	60,216	48,9617	65.8	49,575	66.0
8	20	35.0	1.6	8.43	64,068	53,469	70.0	8.65	66,778	56,860	73.0	8.54	66,612	54,1624	72.8	54,162	72.0
9	25	35.0	1.6	9.29	70,604	58,919	77.2	9.52	73,494	60,378	80.3	9.43	73,554	59,8069	80.4	59,701	79.3
10	30	34.0	1.6	9.69	73,264	61,139	80.1	9.32	71,950	59,109	78.6	9.56	74,568	60,6314	81.5	60,293	80.1
11	40	34.0	1.6	9.84	74,784	62,407	81.7	9.11	70,329	57,777	76.9	9.02	70,356	57,2066	76.9	59,130	78.5
12	50	33.0	1.4	9.69	73,644	61,456	80.5	8.75	67,550	55,494	73.8	9.12	71,136	57,2408	77.7	58,264	77.3
13	60	31.0	1.3	9.43	71,668	59,807	78.3	8.27	63,844	52,449	69.8	8.75	68,250	55,4942	74.5	55,917	74.2
14	90	28.0	1.2	8.74	64,429	55,431	72.6	7.97	61,528	50,547	67.2	8.17	63,726	51,8157	69.6	52,598	69.8

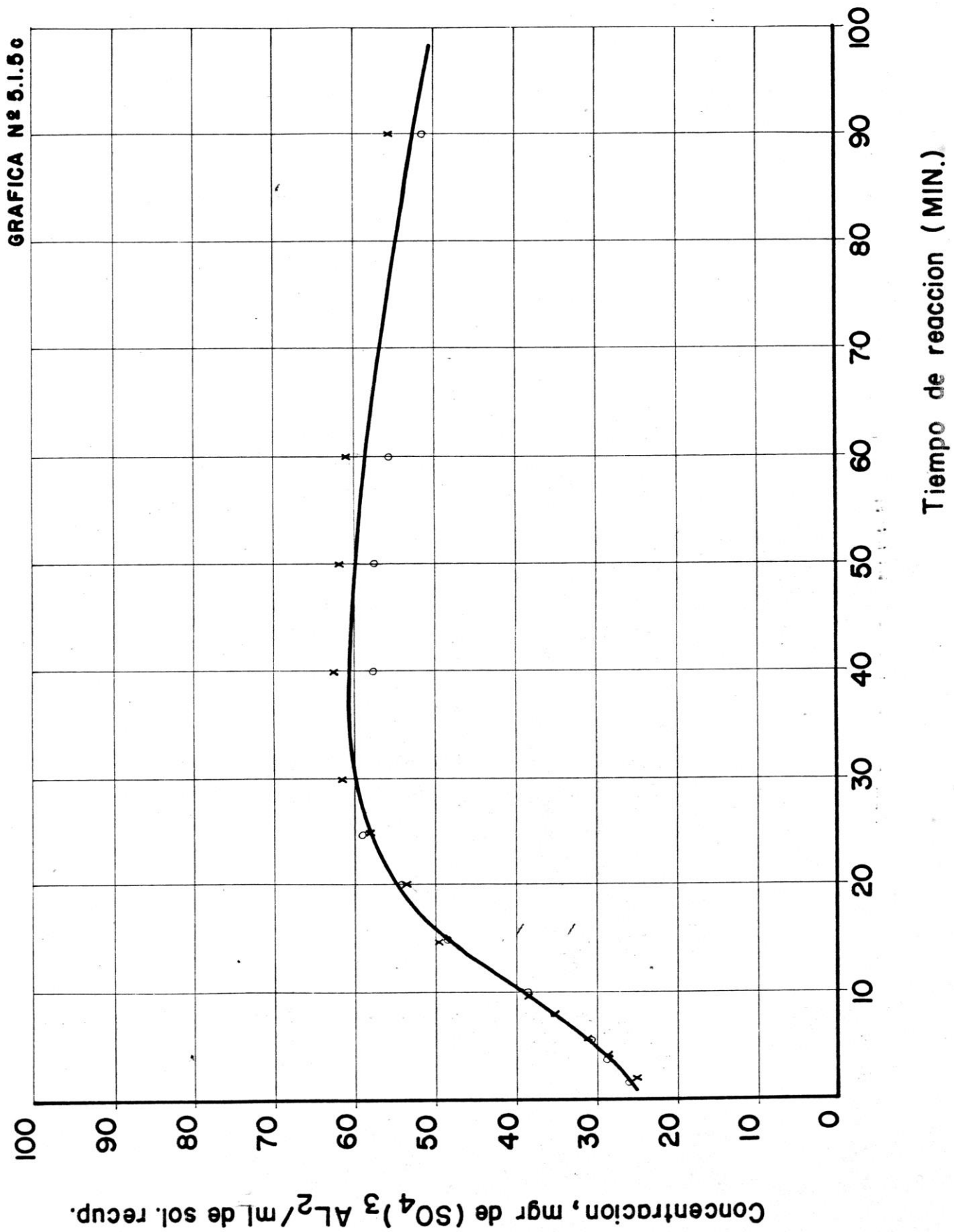
- 1ª PRUEBA : SE OBTUVO UN VOLUMEN DE 760 ml. DE SOLUCION RECUPERADA / LITRO DE LODO ACIDIFICADO (X)
- 2ª PRUEBA : SE OBTUVO UN VOLUMEN DE 772 ml. DE SOLUCION RECUPERADA / LITRO DE LODO ACIDIFICADO (·)
- 3ª PRUEBA : SE OBTUVO UN VOLUMEN DE 780 ml. DE SOLUCION RECUPERADA / LITRO DE LODO ACIDIFICADO (o)

f: 6.3422 mgr.(SO<sub>4</sub>)<sub>3</sub>AL<sub>2</sub>/mgr.AL<sub>2</sub>

DIB. C. Montoro Artoke



CONCENTRACION DE ALUMINA RECUPERADA EN FUNCION DEL TIEMPO DE REACCION



## 5.2 Decantación de Lodos Acidificados

Posterior a la acidificación de lodos en las pruebas respectivas, siguiendo el procedimiento descrito en el sub-capítulo anterior, se procedió a realizar las pruebas de decantación o sedimentación y poder utilizar los resultados de estas pruebas para el diseño de unidades para separar la solución de alúmina recuperada del lodo acidificado espesado.

Estas pruebas de decantación se realizaron en probetas de un litro de capacidad, y cuya altura neta de envase es de 36.5 cm., dichas pruebas consistieron en vertir en las probetas los lodos acidificados generados de las pruebas efectuadas en el reactor experimental piloto y bajo las condiciones óptimas de recuperación, evaluadas en los sub-capítulos anteriores, una vez agregadas a las probetas las muestras, se agitaron suavemente y se dejó sedimentar, tomándose la altura de la interfase desde un tiempo inicial cero (36.5 cm.) y a intervalos de tiempo previamente establecidos, hasta los 280 minutos, se realizaron un total de nueve pruebas de sedimentación, los resultados obtenidos se agruparon y promediaron, obteniéndose la curva experimental respectiva (Curva de Kynch), la que se muestra en la gráfica N° 5.2 "Curva de Sedimentación de Lodo Acidificado".

## 5.3 Centrifugación de Lodos Acidificados

Con el fin de evaluar otra de las alternativas para la separación de la solución de alúmina recuperada se utilizó una centrifuga de laboratorio cuya capacidad de centrifugación es de 100 ml., obteniéndose para dicho volumen de lodo acidificado

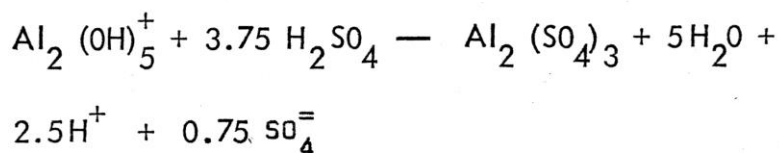
reacción" y 5.1.5c, titulada: "Concentración de alumina recuperada en función del tiempo de reacción".

Analizando las curvas mencionadas se puede predecir que la recuperación de alumina (sulfato de aluminio), será de 80%, para una solución cuya concentración se rá del orden de 61.5 mgr. de sulfato de aluminio/ml. de solución recuperada, para un tiempo de reacción de 35 minutos.

Siendo por tanto la estequiometría de la reacción:



Completándose para una eficiencia del 80%.



Balance de Al:  $2\text{Al} \rightarrow 2\text{Al} = 2(\text{Al})$ .

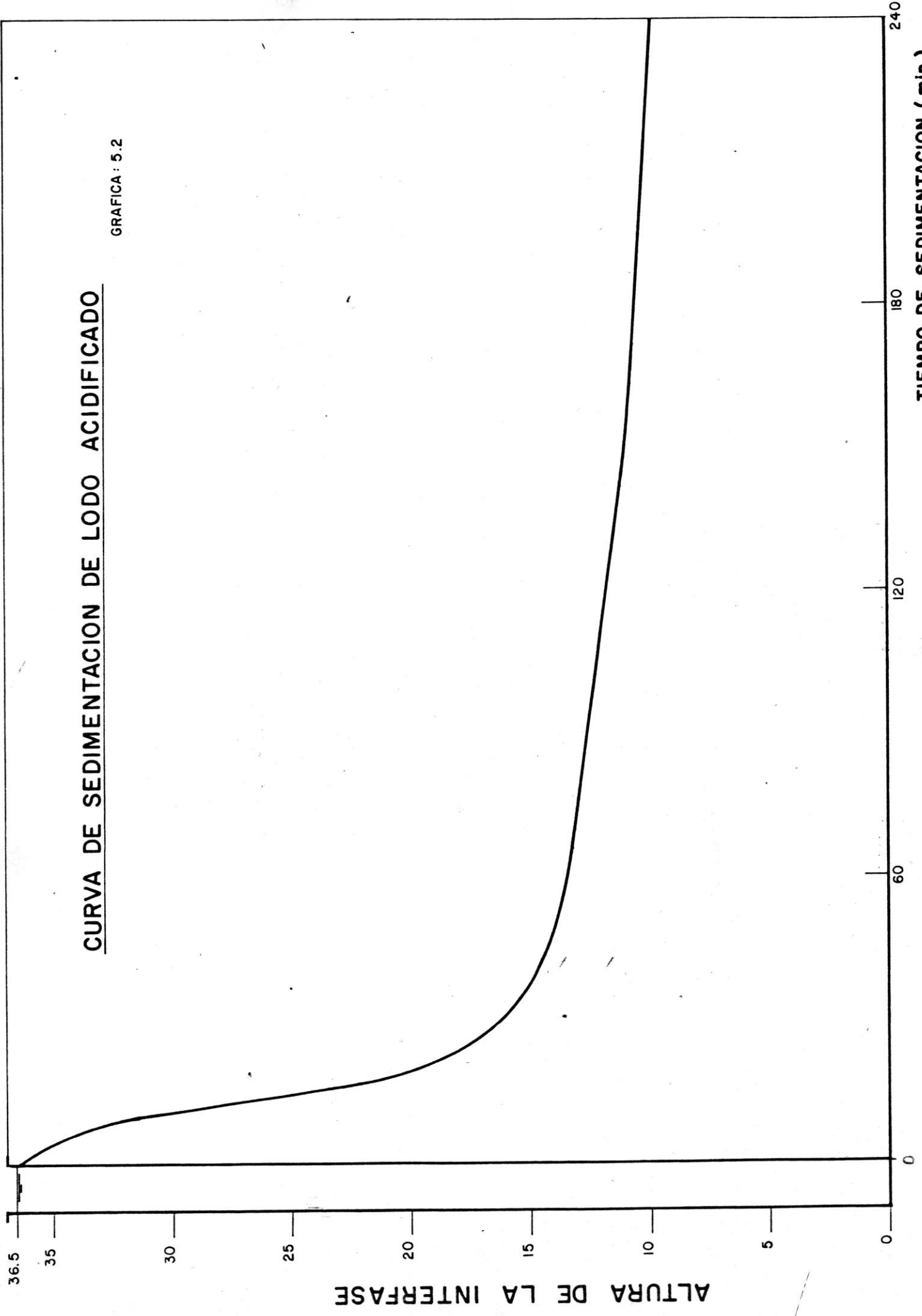
Balance de O:  $5(0) + | 3.75(4 \times 0) | \rightarrow (4 \times 3)(0) + 5(0) + (4 \times 0.75)(0) = 20(0)$

Balance de H:  $5(\text{H}) + (3.75 \times 2)(\text{H}) \rightarrow (5 \times 2)(\text{H}) + 2.5(\text{H}) = 12.5(\text{H})$ .

Balance de S:  $3.75(\text{S}) \rightarrow 3(\text{S}) + 0.75(\text{S}) = 3.75(\text{S})$

CURVA DE SEDIMENTACION DE LODO ACIDIFICADO

GRAFICA : 5.2



entre 85 y 90 ml. de solución de alúmina recuperada para un tiempo de centrifugación de 10 y 15 minutos respectivamente, no se incrementa el volumen de solución recuperada a mayor tiempo de centrifugación, siendo la velocidad de centrifugación de 1500 RPM, y las características del lodo centrifugado:

- Concentración (ST) : 32.6%; (%en peso)
- Densidad : 1.5 gr/c.c.
- pH : 3.

Indudablemente, en cuanto a la concentración (ST) ésta llega a ser el doble que la obtenida en el método de separación por sedimentación (gravedad).

#### 5.4 La Concentración y Rendimiento de la Solución de Alúmina Recuperada.

La concentración de las sales de la solución de alúmina, está directamente ligada a la eficiencia del proceso de recuperación, siendo la característica promedio las siguientes:

- pH : 2.4 - 4.3
- Turbiedad : 20 - 140 U.J.
- Conductividad : 200,000 mhas.
- Alcalinidad : 19 - 35 ppm  $\text{CaCO}_3$
- Dza. Total : 2100 - 3000 ppm  $\text{CaCO}_3$
- Dza. Cálcica : 1900 - 2500 ppm  $\text{CaCO}_3$
- Cloruros : 2500
- Sulfatos : 25,600 - 33,200
- Nitratos : 1,450 - 1,780
- Nitritos : 4.5 - 12
- Materia orgánica : 0.0 - 0.0

- O <sub>2</sub> Disuelto	:	248	-	160
- Silice	:	950	-	1.150
- Hierro	:	100	-	60
- Densidad °Be	:	5	-	19
- Densidad gr/cc	:	1.0357	-	1.1508
- Densidad lbs/gal	:	8.64	-	9.60
- % Al <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	:	1.01	-	4.04
- Concentración Alúmina (gr/lit)	:	61.27	-	273.92

El rendimiento de la recuperación de alúmina al igual que la concentración de ésta es función de la eficiencia de la separación de la solución de alúmina del residuo insoluble.

Como se aprecia en los cuadros presentados en el sub-capítulo 5.1.5, se preve un rendimiento del orden de 80%, variando este de acuerdo a la eficiencia del proceso, como pudiendo ser a la excesiva acidificación de los lodos en el afán de maximizar la recuperación, así también maximizando el gradiente de agitación se consigue una baja eficiencia.

#### 5.5 Parámetros para el Diseño de la Planta

El diseño de la planta de recuperación dependerá de los parámetros óptimos obtenidos en las pruebas realizadas y estas a su vez servirán para evaluar la alternativa más conveniente a seguir en el proceso de recuperación.

De estos tenemos:

- Volumen de lodos aprox. : 250,000 m<sup>3</sup>/año
- Caudales de lodos: período de avenidas : 0.139 m<sup>3</sup>/seg. (33% anual)  
período de secano : 0.022 m<sup>3</sup>/seg. (66% anual)  
promedio anual : 0.0608 m<sup>3</sup>/seg. (100% anual)
- Conc. promedio S.T. : 0.78 % (% en peso)
- Densidad promedio de lodo : 0.999 Kg./lt.
- Conc. promedio de lodo a acidificar, S.T. : 6.0 % (% en peso)
- Densidad del lodo al 6% S.T. : 1.033 Kg/lt.
- Tiempo de acidificación (reacción) : 35 min.
- Gradiente de agitación (mezcla): 250 rpm.
- Densidad del lodo acidificado : 1.039 Kg/lt.
- Viscosidad del lodo acidificado: 2.9 cp.
- Densidad del lodo ácido sedimentado : 1.250 Kg/lt. (espesado)
- Concentración del lodo ácido sedimentado S.T. : 17.083 % (% en peso)
- Densidad del lodo ácido centrifugado : 1.500 Kg/lt.
- Concentración de lodo ácido centrifugado S.T. : 32.6 % (% en peso)

CAPITULO VI :

"ENSAYOS CON LA ALUMINA RECUPERADA"



## VI. ENSAYOS CON LA ALUMINA RECUPERADA

La evaluación de la solución de alúmina recuperada se efectuó a nivel de laboratorio en los equipos de Pruebas de Jarra y posteriormente se evaluó su comportamiento a nivel de Planta Piloto, de cuyos resultados se ha desprendido su buen comportamiento como coagulante y floculante para el tratamiento de agua.

### 6.1 Evaluación a nivel de Prueba de Jarras

El comportamiento del sulfato de aluminio recuperado en las pruebas de jarra, fué aceptable si lo comparamos con los obtenidos con el sulfato de aluminio fresco, tal como se aprecia en los cuadros siguientes, si bien es cierto los ensayos se hicieron con aguas de baja turbiedad, se entiende a partir de estos resultados que se han de obtener mejores resultados cuando se traten aguas de mayor turbiedad, por cierto que las dosificaciones han de ser mayores, tan igual como sucedería con alúmina fresca, por otro lado se hicieron pruebas de jarras utilizando además de alúmina recuperada un ayudante de coagulación, en este caso se escogió el Polyelectrólito Zuclar 220 aniónico con óptimos y mejores resultados.

Se han preparado a continuación las tablas de los resultados de estas pruebas, en primer lugar las correspondientes a las de alúmina recuperada comparada con alúmina fresca tanto para las pruebas de jarras como para los análisis físicos químicos, ( El agua filtrada se obtuvo filtrando el agua decantada para la jarra cuya dosis fué la óptima, filtrándose en papel watman # 42,

sedapal

PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUA

PRUEBA DE JARRAS

JARRA N°	AGUA CRUDA			DOSIFICACION EN MG/LT			OBSERVACIONES VISUALES		AGUA SEDIMENTADA 10'				AGUA SEDIMENTADA 20'			ALCALINIDAD ppm CaCO <sub>3</sub>		
	PH	COLOR Pt-Co	TURBIEDAD NTU	ALCALINIDAD ppm CaCO <sub>3</sub>	COAGULANTE MG/LT	ALCALINIZANTE MG/LT	AYUDANTE DE COAGULACION	TIEMPO DE FORMACION DEL FLOC	INDICE DE WILLCOB	PH	COLOR	TURBIEDAD NTU	ALCALINIDAD ppm CaCO <sub>3</sub>	COAGULANTE RESIDUAL MG/LT	PH		FB ppm	TURBIEDAD NTU
1	8.3	5.0	16	130	15	-	-	35"	4-6	7.6	-	8.0	-	-	-	-	6.7	120
2	8.3	5.0	16	130	14.8	-	-	30"	4-6	7.7	-	7.0	-	-	-	-	5.7	112
3	8.3	5.0	16	130	22.2	-	-	30"	6-8	7.6	-	6.2	-	-	-	-	6.0	108
4	8.3	5.0	16	130	29.6	-	-	30"	6-8	7.3	-	5.6	-	-	-	-	4.7	100
5	8.3	5.0	16	130	37.0	-	-	25"	8	7.2	-	4.5	-	-	-	-	3.5	100
6	8.3	5.0	16	130	44.4	-	-	25"	8-10	7.15	-	3.0	-	-	-	-	2.3	100

DIB. C. Montoro A.

OTRAS OBSERVACIONES: Jarra #1, con alúmina fresca; Jarras

del #2 al #6, con alúmina recuperada; Condiciones de operación:

ración: Mezcla rápida= 100rpm - 1'; Dosif. 100 rpm - 1';

Floculación = 40 rpm - 15'.

INDICE DE WILLCOB

0- Floc coloidal. Ningún signo de aglutinación.

2- Visible. Floc muy pequeño, casi imperceptible para un observador no entrenado.

4- Disperso. Floc bien formado pero uniformemente distribuido (Sedimento muy lentamente o no sedimenta).

6- Claro. Floc de tamaño relativamente grande pero que precipita con lentitud.

8- Bueno. Floc que se deposita fácil pero no completamente.

10- Excelente. Floc que se deposita todo, dejando el agua cristalina.

Químico Responsable

# SEDAPAL

PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUA

LABORATORIO FISICO QUIMICO

FECHA DE EXTRACCION

RESULTADO DEL ANALISIS QUIMICO  
( CONTROL QUINCENAL )

NOMENCLATURA		BOCATOMA	SALIDA 1º SEDIMENT.	SALIDA 2º SEDIMENT.	FILTRADA	GALERIA	UNIDAD
1- TEMPERATURA		20			19		Cº
2- PH		8.3			7.2		
3- TURBIEDAD		16			1.2		Unidad
4- COLOR		5			0.0		Unidad
5- CONDUCTIVIDAD		780.0			812.0		Mmhos/cm
6- ALCALINIDAD TOTAL	CaCO <sub>3</sub>	130.0			112.0		PPM
7- DUREZA TOTAL	CaCO <sub>3</sub>	331.0			333.0		"
8- DUREZA CALCICA	CaCO <sub>3</sub>	220.0			258.0		"
9- DUREZA MAGNESICA	MgCO <sub>3</sub>	111.0			75.0		"
10- CLORUROS	Cl <sup>-</sup>	16.4			16.4		"
11- SULFATOS	SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup>	201.0			220.0		"
12- NITRATOS	NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	8.0			3.8		"
13- NITRITOS	NO <sub>2</sub> <sup>-</sup>	0.12			0.10		"
14- AMONIACO	NH <sub>3</sub>	0.134			0.37		"
15- MATERIA ORGANICA	O <sub>2</sub>	8.5			1.3		"
16- OXIGENO DISUELTO	O <sub>2</sub>	7.5			8.4		"
17- ANHIDRIDO CARBONICO	CO <sub>2</sub>	2.3			2.5		"
18- SILICE	SiO <sub>2</sub>	20.0			18.7		"
19- DETERGENTES	A.B.S.	0.05			0.04		"
20- FOSFATOS TOTALES	PO <sub>4</sub> <sup>-3</sup>	7.8			1.34		"
21- ORTO FOSFATOS	PO <sub>4</sub> <sup>-3</sup>	2.7			0.80		"
22- SOLIDOS TOTALES		612.0			570.0		"
23- SOLIDOS DISUELTOS		532.0			524.0		"
24- SOLIDOS SUSPENDIDOS		80.0			40.0		"
25- FIERRO	Fe	1.2			0.24		"
26- MANGANESO	Mn	0.240			0.060		"
27- PLOMO	Pb	0.028			0.023		"
28- CINC	Zn	0.800			0.380		"
29- COBRE	Cu	0.0			0.0		"
30- CADMIO	Cd	0.070			0.00		"
31- CROMO	Cr	0.0			0.0		"
32- SODIO	Na	24.0			23.0		"
33- POTASIO	K	2.45			2.30		"
34- FLUOR	F	0.60			0.40		"
35- BARIO	Ba	0.02			0.0		"
36- CIANURO	CN <sup>-</sup>	0.006			0.0		"
37- ARSENICO	As <sup>-</sup>	0.14			0.004		"
38- BORO	B	--			--		"
39- NIQUEL	Ni	--			--		"
40- ALUMINIO RESIDUAL	Al	0.03			0.10		"
41- CLORO RESIDUAL	Cl <sub>2</sub>	--			--		"

OBSERVACIONES EL AGUA DECANTADA DE LA PRUEBA DE JARRA, PARA LA DOSIS OPTIMA

( 14.8 ppm. ) DE ALUMINA RECUPERADA, SE FILTRO CON PAPEL WATMAN # 42.

# sedapal

PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUA

## PRUEBA DE JARRAS

JARRA Nº	AGUA CRUDA			DOSIFICACION EN MG/LT			OBSERVACIONES VISUALES		AGUA SEDIMENTADA 10'					AGUA SEDIMENTADA 20'			ALCALI-MIDAD ppm CaCO <sub>3</sub>	
	PH	COLOR pt-Co	TURBIEDAD NTU	ALCALI-MIDAD ppm CaCO <sub>3</sub>	COAGULANTE MG/LT	ALCALI-NIZANTE MG/LT	AYUDANTE DE COAGULACION	TIEMPO DE FORMACION DEL FLOC	INDICE DE WILLCOMB	PH	COLOR	TURBIEDAD NTU	ALCALI-MIDAD ppm CaCO <sub>3</sub>	COAGULANTE RESIDUAL MG/LT	PH	FB ppm		TURBIEDAD NTU
1	7.9	5.0	20	112	15	-	-	1'	6-8	7.45	-	6.0	80	-	-	0.18	4.5	-
2	7.9	5.0	20	112	20	-	-	1'	6-8	7.40	-	4.2	90	-	-	0.17	2.8	-
3	7.9	5.0	20	112	11.4	-	-	1'	2-4	7.40	-	12.0	104	-	-	0.22	10.0	-
4	7.9	5.0	20	112	17.1	-	-	1'	4	7.30	-	10.0	104	-	-	0.20	8.5	-
5	7.9	5.0	20	112	22.8	-	-	1'	6-8	7.30	-	6.0	98	-	-	0.17	4.1	-
6	7.9	5.0	20	112	28.5	-	-	1'	8-10	7.25	-	4.0	96	-	-	0.15	2.6	-

DIB. C. Montero A.

Fe, em el agua cruda : 0.61 ppm  
 OTRAS OBSERVACIONES: Jarras #1 y #2, con alúmina fresca;

Jarras del #3 al #6, con alúmina recuperada; Condiciones de operación : Mezcla rápida = 100 rpm ; Dosf. = 100 ppm, 1'

Floculación = 40 rpm - 15' .

### INDICE DE WILLCOMB

- 0- Floc coloidal. Ningún signo de aglutinación.
- 2- Visible. Floc muy pequeño, casi imperceptible para un observador no entrenado.
- 4- Disperso. Floc bien formado pero uniformemente distribuido (Sedimenta muy lentamente o no sedimenta).
- 6- Claro. Floc de tamaño relativamente grande pero que precipita con lentitud.
- 8- Bueno. Floc que se deposita fácil pero no completamente.
- 10- Excelente. Floc que se deposita todo, dejando el agua cristalina.

Químico Responsable

# SEDAPAL

PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUA

LABORATORIO FISICO QUIMICO

FECHA DE EXTRACCION

RESULTADO DEL ANALISIS QUIMICO  
( CONTROL QUINCENAL ).

NOMENCLATURA		BOCATOMA	SALIDA 1º SEDIMENT.	SALIDA 2º SEDIMENT.	FILTRADA	GALERIA	UNIDAD
1- TEMPERATURA		20			19		Cº
2- PH		7.9			7.3		
3- TURBIEDAD		20			2.2		Unidad
4- COLOR		5.0			0.0		Unidad
5- CONDUCTIVIDAD		748.0			759.0		Mmhos/cm
6- ALCALINIDAD TOTAL	CaCO <sub>3</sub>	108.0			104.0		PPM
7- DUREZA TOTAL	CaCO <sub>3</sub>	309.0			330.0		"
8- DUREZA CALCICA	CaCO <sub>3</sub>	229.0			250.0		"
9- DUREZA MAGNESICA	MgCO <sub>3</sub>	80.0			80.0		"
- CLORUROS	Cl <sup>-</sup>	3.2			6.5		"
11- SULFATOS	SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup>	175.0			173.0		"
12- NITRATOS	NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	3.52			2.52		"
13- NITRITOS	NO <sub>2</sub> <sup>-</sup>	0.13			0.10		"
14- AMONIACO	NH <sub>3</sub>	0.26			0.10		"
15- MATERIA ORGANICA	O <sub>2</sub>	--			--		"
16- OXIGENO DISUELTO	O <sub>2</sub>	8.5			8.5		"
17- ANHIDRIDO CARBONICO	CO <sub>2</sub>	3.2			6.5		"
18- SILICE	SiO <sub>2</sub>	18.50			15.50		"
19- DETERGENTES	A.B.S.	0.04			0.0		"
20- FOSFATOS TOTALES	PO <sub>4</sub> <sup>-3</sup>	1.40			1.30		"
21- ORTO FOSFATOS	PO <sub>4</sub> <sup>-3</sup>	--			--		"
22- SOLIDOS TOTALES		590.0			520.0		"
23- SOLIDOS DISUELTOS		510.0			480.0		"
24- SOLIDOS SUSPENDIDOS		80.0			40.0		"
25- FIERRO	Fe	0.61			0.21		"
26- MANGANESO	Mn	0.25			0.02		"
27- PLOMO	Pb	0.15			0.02		"
28- CINC	Zn	0.295			0.112		"
29- COBRE	Cu	0.12			0.04		"
30- CADMIO	Cd	0.01			0.0		"
31- CROMO	Cr	0.01			0.0		"
32- SODIO	Na	22.5			18.40		"
33- POTASIO	K	3.2			2.10		"
34- FLUOR	F	0.035			0.028		"
35- BARIO	Ba	0.0			0.0		"
36- CIANURO	CN <sup>-</sup>	0.0			0.0		"
37- ARSENICO	As <sup>-</sup>	0.035			0.005		"
38- BORO	B	--			--		"
39- NIQUEL	Ni	--			--		"
40- ALUMINIO RESIDUAL	Al	0.037			0.108		"
41- CLORO RESIDUAL	Cl <sub>2</sub>	--			--		"

OBSERVACIONES EL AGUA DECANTADA DE LA PRUEBA DE JARRA, PARA LA DOSIS OPTIMA

( 14.8 ppm DE ALUMINA RECUPERADA ), SE FILTRO CON PAPEL WATMAN # 42.

# sedapal

PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUA

## PRUEBA DE JARRAS

JARRA N°	AGUA CRUDA				DOSIFICACION EN MG/LT			OBSERVACIONES VISUALES			AGUA SEDIMENTADA 10'				AGUA SEDIMENTADA 20'			
	PH	COLOR pt-Co	TURBIEDAD NTU	ALCALI-NIDAD ppm CaCO <sub>3</sub>	COAGULANTE MG/LT	ALCALI-NIZANTE MG/LT	AYUDANTE DE COAGULACION	TIEMPO DE FORMACION DEL FLOC	INDICE DE WILLCOMB	PH	COLOR pt-Co	TURBIEDAD NTU	ALCALI-NIDAD ppm CaCO <sub>3</sub>	COAGULANTE RESIDUAL MG/LT	PH	Fe ppm	TURBIEDAD NTU	ALCALI-NIDAD ppm CaCO <sub>3</sub>
1	7.9	5.0	26	122	15	-	-	45"	2	7.65	-	12	-	-	0.25	6.2	112	
2	7.9	5.0	26	122	20	-	-	45"	6	7.40	-	6	-	-	0.17	2.9	108	
3	7.9	5.0	26	122	14.8	-	-	45"	4	7.70	-	12	-	-	0.22	7.0	108	
4	7.9	5.0	26	122	22.2	-	-	45"	4-6	7.45	-	10	-	-	0.17	9.1	108	
5	7.9	5.0	26	122	29.6	-	-	45"	6-8	7.30	-	5.6	-	-	0.15	4.4	108	
6	7.9	5.0	26	122	39.0	-	-	45"	8-10	7.30	-	4.0	-	-	0.10	2.2	108	

Fe, en el agua cruda : 0.92 ppm  
 OTRAS OBSERVACIONES: Jarras # 1 y # 2, con alúmina fresca ;

Jarras del #3 al #6, con alúmina recuperada ; Condiciones

de operación : Mezcla rápida = 100 rpm - 1' ; Dosif. = 100

rpm - 1' ; Floculación = 40 rpm - 15'

### INDICE DE WILLCOMB

- 0- Floc coloidal. Ningún signo de aglutinación.
- 2- Visible. Floc muy pequeño, casi imperceptible para un observador no entrenado.
- 4- Disperso. Floc bien formado pero uniformemente distribuido (Sedimenta muy lentamente o no sedimenta).
- 6- Claro. Floc de tamaño relativamente grande pero que precipita con lentitud.
- 8- Bueno. Floc que se deposita fácil pero no completamente.
- 10- Excelente. Floc que se deposita todo, dejando el agua cristalina.

Químico Responsable

# SEDAPAL

PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUA

LABORATORIO FISICO QUIMICO

FECHA DE EXTRACCION

RESULTADO DEL ANALISIS QUIMICO

( CONTROL QUINCENAL ).

NOMENCLATURA		BOCATOMA	SALIDA 1º SEDIMENT.	SALIDA 2º SEDIMENT.	FILTRADA	GALERIA	UNIDAD
1- TEMPERATURA		20			20		°C
2- PH		7.9			7.30		
3- TURBIEDAD		26.0			1.25		Unidad
4- COLOR		5.0			0.0		Unidad
5- CONDUCTIVIDAD		760.0			735.0		Mmhos/cm
6- ALCALINIDAD TOTAL	CaCO <sub>3</sub>	130.0			100.0		PPM
7- DUREZA TOTAL	CaCO <sub>3</sub>	243.0			220.0		"
8- DUREZA CALCICA	CaCO <sub>3</sub>	131.0			140.0		"
9- DUREZA MAGNESICA	MgCO <sub>3</sub>	2.8			3.20		"
10- CLORUROS	Cl <sup>-</sup>	41.2			35.0		"
11- SULFATOS	SO <sub>4</sub> <sup>=</sup>	233.0			212.0		"
12- NITRATOS	NO <sub>3</sub> <sup>-</sup>	30.8			24.2		"
13- NITRITOS	NO <sub>2</sub> <sup>-</sup>	0.11			0.09		"
14- AMONIACO	NH <sub>3</sub>	0.33			0.09		"
15- MATERIA ORGANICA	O <sub>2</sub>	5.60			3.10		"
16- OXIGENO DISUELTO	O <sub>2</sub>	8.0			6.20		"
17- ANHIDRIDO CARBONICO	CO <sub>2</sub>	3.2			2.80		"
18- SILICE	SiO <sub>2</sub>	16.5			16.0		"
19- DETERGENTES	A.B.S.	0.05			0.02		"
20- FOSFATOS TOTALES	PO <sub>4</sub> <sup>-3</sup>	--			--		"
21- ORTO FOSFATOS	PO <sub>4</sub> <sup>-3</sup>	0.12			0.01		"
22- SOLIDOS TOTALES		708.0			676.0		"
23- SOLIDOS DISUELTOS		716.0			562.0		"
24- SOLIDOS SUSPENDIDOS		192.0			114.0		"
25- FIERRO	Fe	0.92			0.21		"
26- MANGANESO	Mn	0.56			0.20		"
27- PLOMO	Pb	0.04			0.02		"
28- CINC	Zn	0.58			0.20		"
29- COBRE	Cu	0.04			0.02		"
30- CADMIO	Cd	0.0			0.0		"
31- CROMO	Cr	0.0			0.0		"
32- SODIO	Na	20.5			17.20		"
33- POTASIO	K	2.4			1.90		"
34- FLUOR	F	0.005			0.00		"
35- BARIO	Ba	0.02			0.00		"
36- CIANURO	CN <sup>-</sup>	0.018			0.002		"
37- ARSENICO	As <sup>-</sup>	0.043			0.023		"
38- BORO	B	--			--		"
39- NIQUEL	Ni	--			--		"
40- ALUMINIO RESIDUAL	Al	0.04			0.15		"
41- CLORO RESIDUAL	Cl <sub>2</sub>	--			--		"

OBSERVACIONES EL AGUA DECANTADA DE LA PRUEBA DE JARRA, PARA UNA DOSIS DE

14.8 ppm DE ALUMINA RECUPERADA, SE FILTRO UTILIZANDO PAPEL WATMAN # 42.

sedapal

PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUA

PRUEBA DE JARRAS

JARRA N°	AGUA CRUDA				DOSIFICACION EN MG/LT			OBSERVACIONES VISUALES			AGUA SEDIMENTADA					AGUA FILTRADA			
	PH	COLOR Pt-Co	TURBIEDAD NTU	ALCALI-NIDAD PPM CaCO <sub>3</sub>	COAGULANTE MG/LT	ALCALI-NIZANTE MG/LT	AYUDANTE DE COAGULACION	TIEMPO DE FORMACION DEL FLOC	INDICE DE WILLCOB	PH	COLOR Pt-Co	TURBIEDAD NTU	ALCALI-NIDAD PPM CaCO <sub>3</sub>	COAGULANTE RESIDUAL MG/LT	PH	COLOR Pt-Co	TURBIEDAD NTU	ALCALI-NIDAD PPM	
1	7.8	5.0	47	138	10	-	-	220"	4	7.5	-	3.6	-	-	0	1.5	-		
2	7.8	5.0	47	138	20	-	-	60"	8-10	7.4	-	1.6	-	-	0	0.5	-		
3	7.8	5.0	47	138	30	-	-	67"	6-8	7.3	-	2.7	-	-	0	1.2	-		
4	7.8	5.0	47	138	40	-	-	75"	6	7.3	-	2.8	-	-	0	1.2	-		
5	7.8	5.0	47	138	50	-	-	75"	6	7.2	-	2.9	-	-	0	1.2	-		
6	7.8	5.0	47	138	60	-	-	75"	4-6	7.15	-	3.1	-	-	0	1.7	-		

Dg. C. Montero

OTRAS OBSERVACIONES: Todas la Jarras se dosificarón con

Alúmina recuperada, siendo las condiciones de operación

las standard; Se consideró como óptima la Jarra #2.

INDICE DE WILLCOB

- 0- Floc coloidal. Ningún signo de aglutinación.
- 2- Visible. Floc muy pequeño, casi imperceptible para un observador no entrenado.
- 4 - Disperso. Floc bien formado pero uniformemente distribuido (Sedimenta muy lentamente o no sedimenta).
- 6 - Claro. Floc de tamaño relativamente grande pero que precipita con lentitud.
- 8- Bueno. Floc que se deposita fácil pero no completamente.
- 10- Excelente. Floc que se deposita todo, dejando el agua cristalina.

Químico Responsable



sedapal

PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUA

PRUEBA DE JARRAS

JARRA Nº	AGUA CRUDA				DOSIFICACION EN MG/LT				OBSERVACIONES VISUALES		AGUA SEDIMENTADA						AGUA FILTRADA			
	PH	COLOR Pt-Co	TURBIEDAD NTU	ALCALI-MIDAD ppm CaCO <sub>3</sub>	COAGU-LANTE MG/LT	ALCALI-NIZANTE MG/LT	AYUDANTE DE COAGU-LACION ppm	TIEMPO DE FORMACION DEL FLOC	INDICE DE WILLCOMB	PH	COLOR Pt-Co	TURBIEDAD NTU	ALCALI-MIDAD ppm CaCO <sub>3</sub>	COAGU-LANTE RESIDUAL MG/LT	PH	COLOR Pt-Co	TURBIEDAD NTU	ALCALI-MIDAD ppm CaCO <sub>3</sub>		
1	7.8	5.0	47	138	20	-	0.1	-	8	7.4	0	1.3	-	-	0	0.5	-			
2	7.8	5.0	47	138	20	-	0.2	-	10	7.4	0	1.1	-	-	0	0.3	-			
3	7.8	5.0	47	138	20	-	0.3	-	7	7.4	0	2.4	-	-	0	0.8	-			
4	7.8	5.0	47	138	20	-	0.4	-	7	7.4	0	2.3	-	-	0	0.8	-			
5	7.8	5.0	47	138	20	-	0.5	-	8	7.4	0	1.6	-	-	0	0.5	-			
6	7.8	5.0	47	138	20	-	0.6	-	7	7.4	0	1.9	-	-	0	0.6	-			

DIB. C. Montero A.

OTRAS OBSERVACIONES: Se utilizó como ayudante de coagulación INDICE DE WILLCOMB

Polyelectrolito Zuclar 220 PW ; Se consideró como óptimo

la jarra # 2, es decir, dosis de alúmina 20 ppm y dosis de

Polyelectrolito 0.2 ppm.

- 0 - Floc coloidal. Ningún signo de aglutinación.
- 2 - Visible. Floc muy pequeño, casi imperceptible para un observador no entrenado.
- 4 - Disperso. Floc bien formado pero uniformemente distribuido (Sedimento muy lentamente o no sedimenta).
- 6 - Claro. Floc de tamaño relativamente grande pero que precipita con lentitud.
- 8 - Bueno. Floc que se deposita fácil pero no completamente.
- 10 - Excelente. Floc que se deposita todo, dejando el agua cristalina.

Químico Responsable

# sedapal

PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUA

PRUEBA DE JARRAS

JARRA Nº	AGUA CRUDA			DOSIFICACION EN MG/LT			OBSERVACIONES VISUALES		AGUA SEDIMENTADA					AGUA FILTRADA					
	PH	COLOR Pt-Co	TURBIEDAD NTU	ALCALI-NIDAD ppm CaCO <sub>3</sub>	TURBIEDAD	ALCALI-NIDAD ppm CaCO <sub>3</sub>	COAGULANTE MG/LT	ALCALI-NIZANTE MG/LT	AYUDANTE DE COAGULACION	TIEMPO DE FORMACION DEL FLOC	INDICE DE WILLCOB	PH	COLOR Pt-Co	TURBIEDAD NTU	ALCALI-NIDAD ppm CaCO <sub>3</sub>	COAGULANTE RESIDUAL MG/LT	PH	COLOR Pt-Co	TURBIEDAD NTU
1	7.9	5.0	55	138	10	-	-	-	120"	4	7.4	-	12.0	130	-	7.4	0	2.2	125
2	7.9	5.0	55	138	20	-	-	-	45"	8	7.4	-	6.7	128	-	7.4	0	1.2	110
3	7.9	5.0	55	138	30	-	-	-	60"	6-8	7.3	-	9.7	120	-	7.3	0	1.5	185
4	7.9	5.0	55	138	40	-	-	-	65"	6	7.3	-	9.9	116	-	7.3	0	1.5	105
5	7.9	5.0	55	138	50	-	-	-	65"	4-6	7.2	-	11.0	112	-	7.2	0	1.9	105
6	7.9	5.0	55	138	60	-	-	-	65"	4	7.2	-	12.5	110	-	7.2	0	2.5	105

DIB. C. Montano A.

OTRAS OBSERVACIONES: Todas las jarras fueron dosificadas con

alúmina recuperada, siendo las condiciones de operación

las standard. Se consideró como óptima la jarra # 2.

INDICE DE WILLCOB

- 0- Floc coloidal. Ningún signo de aglutinación.
- 2- Visible. Floc muy pequeño, casi imperceptible para un observador no entrenado.
- 4- Disperso. Floc bien formado pero uniformemente distribuido (Sedimenta muy lentamente o no sedimenta).
- 6- Claro. Floc de tamaño relativamente grande pero que precipita con lentitud.
- 8- Bueno. Floc que se deposita fácil pero no completamente.
- 10- Excelente. Floc que se deposita todo, dejando el agua cristalina.

Químico Responsable

# sedapal

PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUA

## PRUEBA DE JARRAS

JARRA N°	AGUA CRUDA				DOSIFICACION EN MG/LT			OBSERVACIONES VISUALES		AGUA SEDIMENTADA						AGUA FILTRADA			
	PH	COLOR Pt-Co	TURBIEDAD NTU	ALCALI-MIDAD ppm CaCO <sub>3</sub>	COAGULANTE MG/LT	ALCALINIZANTE MG/LT	AYUDANTE DE COAGULACION	TIEMPO DE FORMACION DEL FLOC	INDICE DE WILLCOMB	PH	COLOR Pt-Co	TURBIEDAD NTU	ALCALI-MIDAD ppm CaCO <sub>3</sub>	COAGULANTE RESIDUAL MG/LT	PH	COLOR Pt-Co	TURBIEDAD NTU	ALCALI-MIDAD ppm CaCO <sub>3</sub>	
1	7.9	5.0	55	138	20	-	0.1	-	4-6	7.4	-	5.2	-	-	0	0.9	-		
2	7.9	5.0	55	138	20	-	0.2	-	8-10	7.3	-	3.1	-	-	0	0.5	-		
3	7.9	5.0	55	138	20	-	0.3	-	6-8	7.4	-	3.8	-	-	0	0.8	-		
4	7.9	5.0	55	138	20	-	0.4	-	6	7.4	-	4.2	-	-	0	0.9	-		
5	7.9	5.0	55	138	20	-	0.5	-	4-6	7.4	-	5.3	-	-	0	0.7	-		
6	7.9	5.0	55	138	20	-	0.6	-	4	7.4	-	6.0	-	-	0	0.6	-		

OTRAS OBSERVACIONES: Se utilizo como ayudante de coagulación

Polyelectrolito Zuclar 220 PU ; Se considera como optimo

la jarra # 2, es decir : Dosís de alúmina 20 ppm y dosís

de Polyelectrolito 0.2 ppm.

### INDICE DE WILLCOMB

- 0- Floc coloidal. Ningún signo de aglutinacion.
- 2- Visible. Floc muy pequeño, casi imperceptible para un observador no entrenado.
- 4 - Disperso. Floc bien formado pero uniformemente distribuido (Sedimenta muy lentamente o no sedimenta).
- 6 - Claro. Floc de tamaño relativamente grande pero que precipita con lentitud.
- 8 - Bueno. Floc que se deposita fácil pero no completamente.
- 10- Excelente. Floc que se deposita todo, dejando el agua cristalina.

Químico Responsable

sodapal

PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUA

PRUEBA DE JARRAS

AGUA CRUDA				DOSIFICACION EN MG/LT			OBSERVACIONES VISUALES		AGUA SEDIMENTADA				AGUA FILTRADA				
PH	COLOR Pt-Co	TURBIEDAD NTU	ALCALI- NIDAD PPM CaCO <sub>3</sub>	COAGU- LANTE MG/LT	ALCALI- MIZANTE MG/LT	AYUDANTE DE COAGU- LACION	TIEMPO DE FORMACION DEL FLOC	INDICE DE WILLCOMB	PH	COLOR Pt-Co	TURBIEDAD NTU	ALCALI- NIDAD PPM CaCO <sub>3</sub>	COAGU- LANTE RESIDUAL MS/LT	PH	COLOR Pt-Co	TURBIEDAD NTU	ALCALI- NIDAD PPM CaCO <sub>3</sub>
8.0	7.0	300	130	10	-	-	200"	6-8	7.5	-	9.5	126	-	-	0	2.0	125
8.0	7.0	300	130	20	-	-	150"	8	7.5	-	7.0	120	-	-	0	2.5	118
8.0	7.0	300	130	30	-	-	100"	8-10	7.4	-	6.0	115	-	-	0	2.0	113
8.0	7.0	300	130	40	-	-	90"	6-8	7.3	-	8.6	110	-	-	0	2.1	102
8.0	7.0	300	130	50	-	-	90"	6-8	7.25	-	10.5	106	-	-	0	2.0	102
8.0	7.0	300	130	60	-	-	70"	8	7.20	-	11.0	102	-	-	0	2.1	100

DIB. C. Montoro A.

OTRAS OBSERVACIONES: Todas las jarras fueron dosificadas con alúmina recuperad, siendo las condiciones de operación las standar; Se considero como optima la jarra # 3.

INDICE DE WILLCOMB

- 0- Floc coloidal. Ningún signo de aglutinación.
- 2- Visible. Floc muy pequeño, casi imperceptible para un observador no entrenado.
- 4 - Disperso. Floc bien formado pero uniformemente distribuido (Sedimenta muy lentamente o no sedimenta).
- 6- Claro. Floc de tamaño relativamente grande pero que precipita con lentitud.
- 8- Bueno. Floc que se deposita fácil pero no completamente.
- 10- Excelente. Floc que se deposita todo, dejando el agua cristalina.

Químico Responsable

# sedapal

PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUA

## PRUEBA DE JARRAS

JARRA Nº	AGUA CRUDA				DOSIFICACION EN MG/LT			OBSERVACIONES VISUALES			AGUA SEDIMENTADA				AGUA FILTRADA			ALC. MIO ppm CaCO <sub>3</sub>
	PH	COLOR Pt-Co	TURBIEDAD NTU	ALCALI-NIDAD ppm CaCO <sub>3</sub>	COAGULANTE MG/LT	ALCALI-NIZANTE MG/LT	AYUDANTE DE COAGULACION	TIEMPO DE FORMACION DEL FLOC	INDICE DE WILLCOMB	PH	COLOR Pt-Co	TURBIEDAD NTU	ALCALI-NIDAD ppm CaCO <sub>3</sub>	COAGULANTE RESIDUAL MG/LT	PH	COLOR Pt-Co	TURBIEDAD NTU	
1	8.0	7.0	300	130	30	-	0.1	-	6-8	7.4	-	3.2	118	-	-	0	0.9	118
2	8.0	7.0	300	130	30	-	0.2	-	6-8	7.4	-	3.0	118	-	-	0	0.7	118
3	8.0	7.0	300	130	30	-	0.3	-	8	7.4	-	2.0	118	-	-	0	0.6	117
4	8.0	7.0	300	130	30	-	0.4	-	8-10	7.4	-	1.6	116	-	-	0	0.5	115
5	8.0	7.0	300	130	30	-	0.5	-	8	7.4	-	2.1	116	-	-	0	0.7	116
6	8.0	7.0	300	130	30	-	0.6	-	8	7.4	-	2.4	116	-	-	0	0.8	116

OTRAS OBSERVACIONES: Se utilizo como ayudante de coagulación

Polyelectrolito Zuclar 220 PW ; Se considera como optimo

la jarra # 4 , es decir : Dosis de alúmina 30 ppm y dosis

de Polyelectrolito 0.4 ppm.

### INDICE DE WILLCOMB

- 0- Floc coloidal. Ningún signo de aglutinacion.
- 2- Visible. Floc muy pequeño, casi imperceptible para un observador no entrenado.
- 4 - Disperso. Floc bien formado pero uniformemente distribuido (Sedimenta muy lentamente o no sedimenta).
- 6- Claro. Floc de tamaño relativamente grande pero que precipita con lentitud.
- 8- Bueno. Floc que se deposita fácil pero no completamente.
- 10- Excelente. Floc que se deposita todo, dejando el agua cristalina.

Químico Responsable

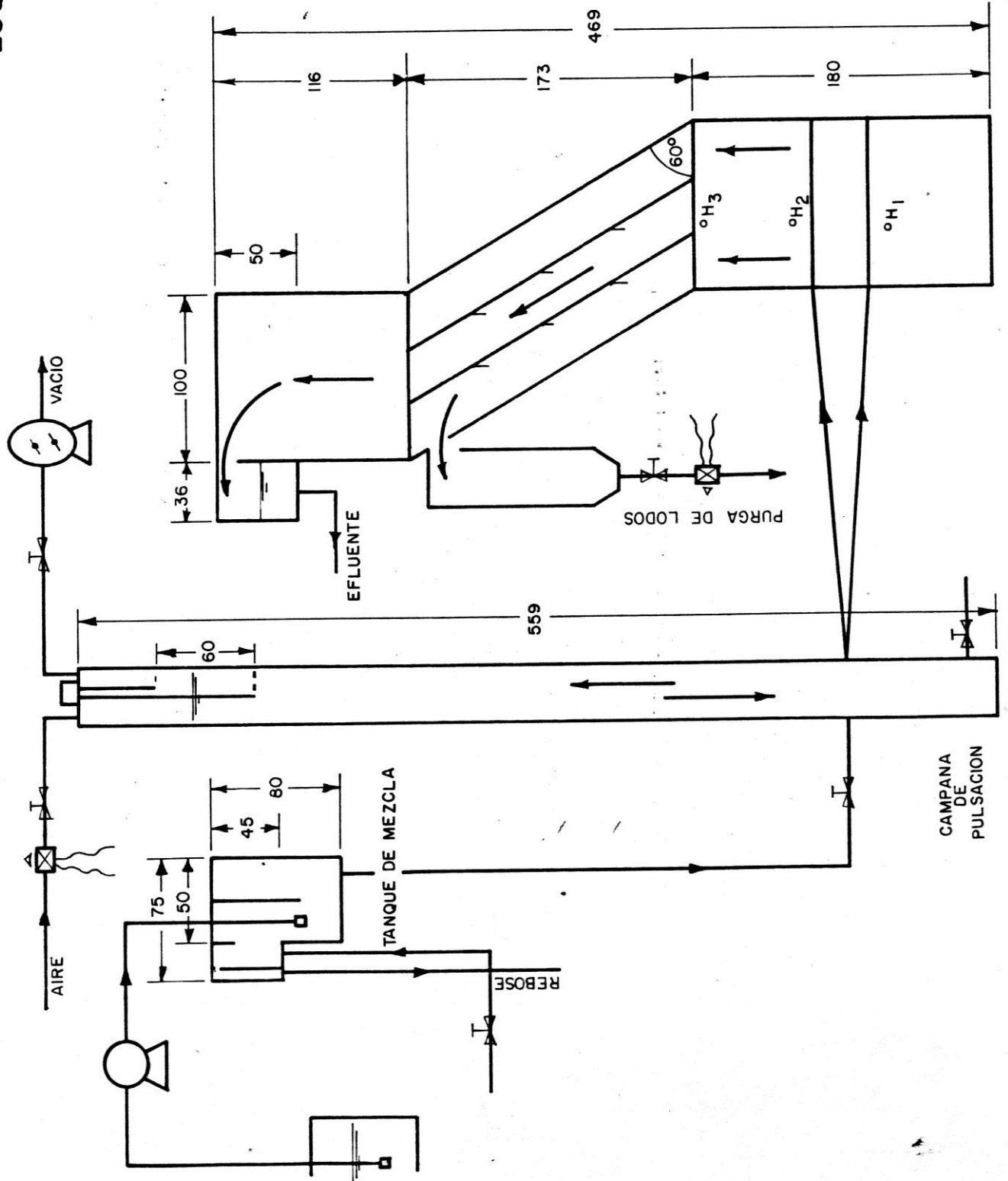
en segundo lugar se apreciarán los resultados de las pruebas de jarras para alúmina recuperada con ayudante de coagulación , con los resultados de los análisis físico-químicos, y pruebas de jarras.

## 6.2 Evaluación a nivel de Planta Piloto

Esta planta piloto con que realizamos las pruebas de evaluación, consiste de un decantador pulsator, semejante al de uso de planta, y cuya característica principal es la de tener un colchón formado de floc, en suspensión, que cumple la función de medio filtrante, el ingreso de agua cruda con alúmina , se hace desde el fondo, ascendiendo hacia la superficie a través del colchón el cual retiene las partículas de turbiedad en forma de floc, el agua de menor turbiedad (decantada) es recolectada por una canaleta semisumergida 5 cm debajo del nivel de agua en el decantador, las pulsaciones se realizan haciendo vacío en una cámara, la cual se encuentra conectada al decantador por el fondo de este lo mismo que la cámara de mezcla, dicha cámara de vacío se llena de agua (hasta una altura de 0.60 mt . sobre el nivel de agua en el Decantador), en un tiempo de 40 segundos y se vacía en 12 segundos, repitiéndose el ciclo independientemente, al vaciarse la cámara, el agua desalojada ingresa por la parte inferior del decantador produciendo, lo que conocemos como pulsación, manteniendo de esta forma la suspensión del colchón, a un nivel superior del colchón y con la finalidad de evitar el engrosamiento de este, se encuentra el concentrador de fangos, donde el agua permanece en reposo y por efecto de sedimentación se deposita el exceso de fango, el cual es extraído por purgas automáticas.

PLANTA PILOTO Capac. 1.6 Lt./Seg.

ESQUEMA N° 6.2.1



Las características de esta unidad se aprecian en el esquema N<sup>o</sup> 6.2.1, siendo las características hidráulicas:

- Caudal de tratamiento : 1.66 lt/seg.
- Area superficial : 1 m<sup>2</sup> equivalente a un decantador de planta
- Sección : 1 m x 1 m
- Pulsaciones : 40 seg. x 12 seg.
- Purgas variables, en los ciclos de 11 min. x 30 seg. ó 5 min. x 30 seg.

Lo referente a la filtración de las aguas decantadas, esta se realizó extrayendo pequeños volúmenes de agua, y filtrándola en laboratorio (utilizándose papel Watman # 42), analizándose agua cruda y agua filtrada, como se aprecia en los cuadros N<sup>o</sup> 6.2, donde se desprende el excelente comportamiento de la alúmina recuperada.

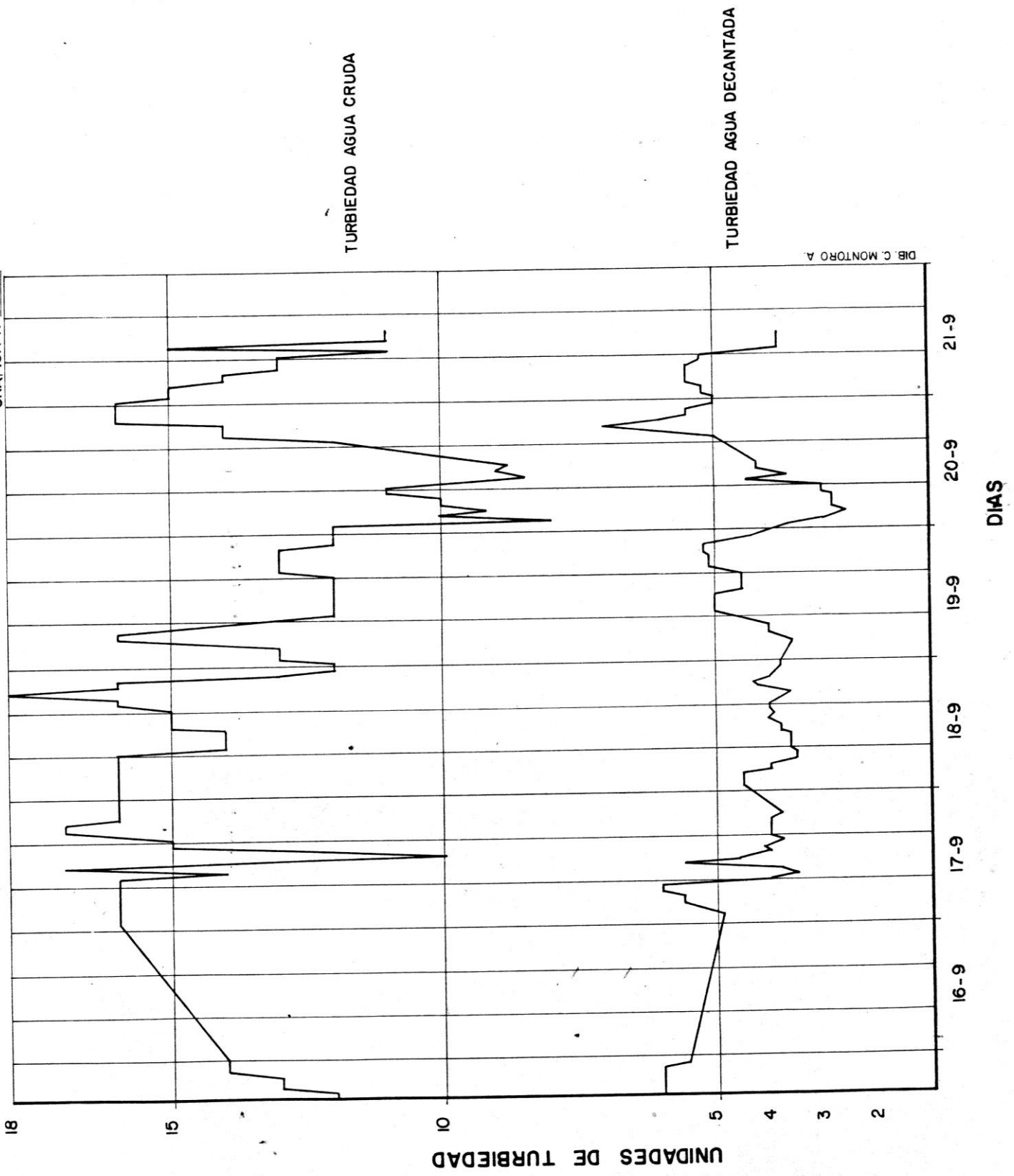
Las pruebas de evaluación se realizaron desde el día 15-9-82 hasta el 21-9-82, durante las 24 horas del día, en dicha evaluación cabe resaltar la valiosa colaboración del personal técnico de guardia de la planta de tratamiento de La Atarjea, quienes extraían muestras de ingreso y salida cada hora durante las 24 horas del día del decantador piloto.

A continuación se aprecia los resultados de esta evaluación en cuanto se refiere a la turbiedad, con los cuales se ha preparado el gráfico : 6.2.2.



**EVALUACION DE ALUMINA RECUPERADA  
EN EL DECANTADOR PILOTO**

GRAFICA Nº 6.2.2



DIB. C. MONTORO A.

Cuadro de Evaluación

Día Miércoles 15-09-82

Caudal : 1.66 lt/seg.

Dosis de alúmina : 25 ppm (alúmina recuperada), óptima reali-  
zada en Prue-  
bas de Jarras.

Pulsaciones : 40" x 12"

Purgas detenidas

Conc. de lodos en el colchón : 4.0 % (% vol., 5 min.)

pH, alcalinidad, se encuentran en los límites deseables.

T u r b i e d a d		
Hora	Afluente	Efluente
17.00	12	6.0
18.00	12	6.0
19.00	13	6.0
20.00	13	6.0
21.00	13	6.0
22.00	13	6.0
23.00	14	5.5
24.00	14	5.5

Día Viernes 17-09-82

Se mantienen las mismas condiciones de operación

Turbiedad			Turbiedad			Turbiedad		
Hora	Afluente	Efluente	Hora	Afluente	Efluente	Hora	Afluente	Efluente
1.00	16	4.9	9.00	16	3.5	17.00	-	-
2.00	16	4.9	10.00	14	3.8	18.00	17	4.0
3.00	16	5.2	11.00	17	5.6	19.00	17	4.0
4.00	16	5.6	12.00	15	4.6	20.00	16	3.8
5.00	16	5.6	13.00	10	4.0	22.00	-	-
6.00	16	6.0	14.00	12	4.1	22.00	-	-
7.00	16	6.0	15.00	12	3.8	23.00	-	-
8.00	16	4.0	16.00	12	4.0	24.00	-	-

Día Sábado 18 -09-82

Caudal : 1.66 lt/seg.

Dosis de alúmina: 25 ppm (alúmina recuperada), dosis óptima

Pulsaciones: 40" x 12"

Purgas : 11" x 3"

Conc. de lodos en el colchón : 8.3% (% vol., 5 min. de sed.)

pH, alcalinidad, se encuentran en los límites deseables.

Turbiedad			Turbiedad			Turbiedad		
Hora	Afluente	Efluente	Hora	Afluente	Efluente	Hora	Afluente	Efluente
1.00	16	4.5	9.00	14	3.6	17.00	16	4.0
2.00	16	4.5	10.00	14	3.6	18.00	16	3.8
3.00	16	4.5	11.00	14	3.6	19.00	18	3.6
4.00	16	4.0	12.00	14	3.8	20.00	16	4.2
5.00	16	4.0	13.00	15	3.8	21.00	16	4.3
6.00	16	4.0	14.00	15	4.0	22.00	13	4.0
7.00	16	3.5	15.00	15	4.0	23.00	12	3.8
8.00	16	3.5	16.00	15	4.0	24.00	12	3.8

Día Domingo 19-09-82

Caudal : 1.66 lt/seg.

Dosis de alúmina : 25 ppm

Pulsaciones : 40" x 12"

Purgas : 11' x 30"

Conc. de lodos en el colchón : 11.6% (% vol. 5 min. de sedimentación).

pH y alcalinidad se encuentran en los límites deseables.

Turbiedad			Turbiedad			Turbiedad		
Hora	Afluente	Efluente	Hora	Afluente	Efluente	Hora	Afluente	Efluente
1.00	13	3.7	9.00	12	5.0	17.00	13	5.1
2.00	-	-	10.00	12	5.0	18.00	13	5.1
3.00	13	3.6	11.00	12	5.0	19.00	13	5.1
4.00	-	-	12.00	12	5.0	20.00	13	5.2
5.00	16	4.0	13.00	12	4.5	21.00	13	5.2
6.00	16	4.0	14.00	12	4.5	22.00	12	4.6
7.00	-	-	15.00	12	4.5	23.00	12	4.2
8.00	-	-	16.00	12	4.5	24.00	12	3.8

Día Lunes 20-09-82

Las mismas condiciones de operación, conc. de lodo en el colchón : 14 %.

Turbiedad			Turbiedad			Turbiedad		
Hora	Afluente	Efluente	Hora	Afluente	Efluente	Hora	Afluente	Efluente
1.00	12.0	3.6	9.00	9.3	4.4	17.00	12	5.0
2.00	8.0	3.0	10.00	8.6	3.7	18.00	14	6.0
3.00	10.0	2.6	11.00	9.0	4.2	19.00	14	7.0
4.00	9.2	2.8	12.00	8.8	4.2	20.00	14	6.0
5.00	10.0	2.8	13.00	-	-	21.00	16	5.5
6.00	10.0	2.8	14.00	-	-	22.00	16	5.5
7.00	11.0	3.0	15.00	-	-	23.00	16	5.0
8.00	11.0	3.0	16.00	-	-	24.00	16	5.0

Día Martes 21 - 09 - 82

Las mismas condiciones de operación, conc. de lodos en el colchón: 14 % (%vol., 5 min. de sedimentación).

Turbiedad			Turbiedad			Turbiedad		
Hora	Afluente	Efluente	Hora	Afluente	Efluente	Hora	Afluente	Efluente
1.00	15	5.2	9.00	11	3.8			
2.00	15	5.2	10.00	15	3.8			
3.00	15	5.5	11.00	11	3.8			
4.00	14	5.5	12.00	11	3.8			
5.00	14	5.5						
6.00	13	5.5						
7.00	13	5.3						
8.00	13	5.2						

### 6.3 Determinación de la Infraestructura para su Aplicación

La planta de La Atarjea N<sup>o</sup> 1 (10 m<sup>3</sup>/seg.) y N<sup>o</sup> 2 (5 m<sup>3</sup>/seg.), cuenta con la infraestructura necesaria para la utilización de sulfato de aluminio en solución para su aplicación como coagulante principal, además la planta N<sup>o</sup> 2 para utilizar ayudantes de coagulación (Polyelectrolitos).

Así tenemos :

#### Planta N<sup>o</sup> 1, Infraestructura

Dos tanques con capacidad de 100 m<sup>3</sup>/ c/u, para alúmina en solución.

Dos electrobombas cuyas características son:

Tipo	:	MONO - MH60
Construcción:		
Elemento principal de bombeo	:	Rotor de acero inoxidable. estator elástico.
Diámetro del dosificador	:	50 mm.

#### Características:

Caudal nominal, a máxima velocidad	:	14,500 lt/hr.
Máxima velocidad	:	1700 rpm.
Máxima presión de descarga	:	45 m.
Potencia mínima absorbida	:	3.6 hp.

Planta N<sup>o</sup> 2, Infraestructura

Dos tanques con capacidad de 140 m<sup>3</sup> c/u para sulfato de alu-  
minio en solución.

Tres bombas dosificadoras:

Tipo : MILROYAL B SIMPLEX

Construcción:

Tipo de dosificador:	Pistón recto
Tipo de caja antiretorno	Billas dobles de antiretorno
material del dosificador	Acero inoxidable
diámetro del dosificador	90 mm.
carrera máxima del pistón	38.1 mm.
frecuencia de marcha	108 c/min. a 60 ciclos.

Uniones :

aspiración	1 1/2" tipo gas
repulsión	1 1/2" tipo gas

Características:

Caudal nominal	1270 l/hr.
Presión de repulsión	1.5 bar.
Dial de caudal	Variable de 0 a 100% del no minal.

Motores eléctricos	Tres unidades
Marca	CEM
Potencia	0.75 KW = 1Hp
Velocidad	1,800 rpm.
Alimentación	Trifásica 380 v-360 ciclos.

Por otro lado se tiene:

Dos tanques para solución de Polyelectrolito con capacidad de 6 m<sup>3</sup> c/u.

Dos bombas dosificadoras

Tipo MILROYAL B SIMPLEX

Construcción:

Tipo de dosificador	pistón recto
Tipo de caja antiretorno	billa simple de antiretorno
material del dosificador	acero inoxidable
diámetro del pistón	63 mm.
carrera máxima del pistón	38.1 mm.
frecuencia de marcha	134 c/min. a 60 ciclos

Uniones:

aspiración	1 1/2" tipo gas
repulsión	1 1/2" tipo gas

Características:

caudal nominal	760 lt/hr.
presión de repulsión	1.5 bar.

Motor eléctrico:

marca	C E M.
potencia	0.75 KW. = 1Hp
velocidad	1,800 rpm.
alimentación	Trifásica 380 V-60 ciclos.



Planta N° 2, Infraestructura

Dos tanques con capacidad de  $140 \text{ m}^3$  c/u para sulfato de alu  
minio en solución.

Tres bombas dosificadoras:

Tipo : MILROYAL B SIMPLEX

Construcción:

Tipo de dosificador: Pistón recto

Tipo de caja antiretorno: Billas dobles de antiretorno

material del dosificador: Acero inoxidable

diámetro del dosificador: 90 mm.

carrera máxima del pistón: 38.1 mm.

frecuencia de marcha: 108 c/min. a 60 ciclos.

Uniones :

aspiración: 1 1/2" tipo gas

repulsión: 1 1/2" tipo gas

Características:

Caudal nominal: 1270 l/hr.

Presión de repulsión: 1.5 bar.

Dial de caudal: Variable de 0 a 100% del no  
minal.

Motores eléctricos: Tres unidades

Marca: CEM

Potencia: 0.75 KW = 1Hp

Velocidad: 1,800 rpm.

Alimentación: Trifásica 380 v-360 ciclos.

Por otro lado se tiene:

Dos tanques para solución de Polyelectrolito con capacidad de 6 m<sup>3</sup> c/u.

Dos bombas dosificadoras

Tipo	MILROYAL B SIMPLEX
Construcción:	
Tipo de dosificador	pistón recto
Tipo de caja antiretorno	billa simple de antiretorno
material del dosificador	acero inoxidable
diámetro del pistón	63 mm.
carrera máxima del pistón	38.1 mm.
frecuencia de marcha	134 c/min. a 60 ciclos
Uniones:	
aspiración	1 1/2" tipo gas
repulsión	1 1/2" tipo gas
Características:	
caudal nominal	760 lt/hr.
presión de repulsión	1.5 bar.
Motor eléctrico:	
marca	C E M.
potencia	0.75 KW. = 1Hp
velocidad	1,800 rpm.
alimentación	Trifásica 380 V-60 ciclos.

CAPITULO VII :

"DISEÑO DE LA PLANTA DE RECUPERACION"

## VII. DISEÑO DE LA PLANTA DE RECUPERACION

Este capítulo es solamente el primer paso para un diseño completo.

El proceso detallado y el diseño de la planta que se tiene que seguir obligadamente a la determinación específica no serán considerados en el presente trabajo tesis, tal diseño deberá incluir especificaciones completas de los detalles mecánicos, de los materiales de construcción, de los componentes eléctricos de control de operaciones y procesos, y de muchos otros factores.

El diseño final de la planta de recuperación requieren de la cooperación estrecha de especialistas de muchos campos técnicos y no técnicos.

Con el fin de desarrollar el diseño de las unidades que conforman la planta de recuperación, se ha hecho uso de la información obtenida del estudio de laboratorio, de los conocimientos teóricos y prácticos obtenidos durante mi formación profesional y de la información técnica, científica, extraída de una voluminosa literatura.

A menudo el desarrollo teórico que se encuentra detras de una aplicación particular es incompleta. Esta falta de comprensión, nos conduce al empleo de ecuaciones empíricas basadas en su mayor parte en datos experimentales tomados en el laboratorio o en planta piloto.

### 7.1 Diagrama de Flujo del Proceso

Una vez evaluadas las pruebas de laboratorio y a nivel del reactor experimental, e inclusive de las pruebas de utilización de la solución de alúmina recuperada como coagulante, se plantearon tres alternativas de recuperación con sus respectivos procesos, que una vez evaluada económicamente nos permitirán la

selección de una de ellas como la de mayor viabilidad y rentabilidad.

A continuación el desarrollo de cada una de las alternativas.

#### 7.1.1 Alternativa N<sup>o</sup> 1 : "Planta de Recuperación de Alúmina, de Flujo Continuo".

Esta planta de flujo continuo, estará conformada por dos baterías idénticas, partiendo cada una de ellas de la cámara de captación de lodos, ubicada en la tubería principal de desagüe.

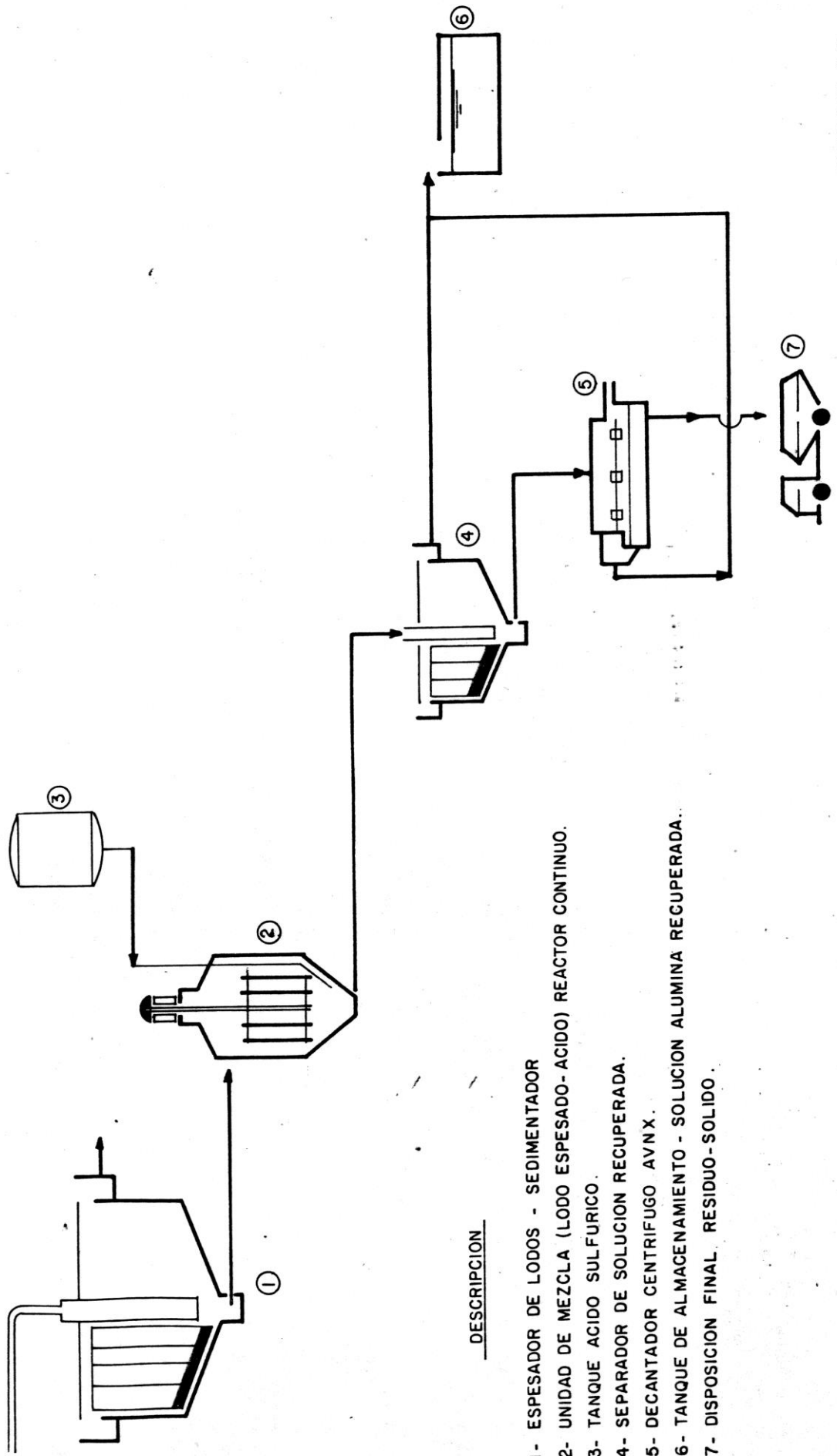
Los lodos serán conducidos al Espesador de Lodos (Sedimentador), cuya finalidad es la de espesar estos, a una conc. del 6%, con una capacidad de tratamiento cada unidad de  $0.0304 \text{ m}^3/\text{seg.}$  ( $2626.56 \text{ m}^3/\text{día}$ ), produciendo  $0.003952 \text{ m}^3/\text{seg.}$  ( $341.45 \text{ m}^3/\text{día}$ ) de lodo espesado, los cuales serán bombeados a la unidad de mezcla rápida (Reactor Continuo), el cual es un tanque cilíndrico, con su equipo de mezcla, en el cual se ha de dosificar el ácido sulfúrico, esta unidad estará diseñada para un tiempo de retención de 35 minutos y a un gradiente de mezcla aproximadamente de 250 RPM., a continuación la mezcla de lodo ácido con un caudal de  $0.0040565 \text{ m}^3/\text{seg.}$  ( $350.5 \text{ m}^3/\text{día}$ ), serán bombeados a el Decantador (Separador de la solución de alúmina recuperada del residuo sólido), esta unidad diseñada para obtener la solución recuperada por rebose a un caudal de  $0.00267 \text{ m}^3/\text{seg.}$  ( $231.2496 \text{ m}^3/\text{día}$ ) cuya concentración como sulfato de aluminio ha de alcanzar a  $20.756 \text{ kg}/\text{m}^3$ , indudablemente que esta

BALANCE DE MATERIALES - ALTERNATIVA N° 1

CUADRO 7.1.1

Características	Alimentación (Lodo crudo) Total	Espesadores (2 unidades) c/ unidad	Unidad de Mezcla Rápida (2 unidades) c/ unidad		Decantador de Lodo Acido. (2 uni.) c/ unidad	Decantador Centrífugo AVNX (1 unid.) AVNX : 418
			Lodo	Acido		
<b>Fluentes</b>						
Caudal (m <sup>3</sup> /seg.)	0.0608	0.0304	0.003952	1.045x10 <sup>-4</sup>	0.0040565	2.76x10 <sup>-3</sup>
Caudal (m <sup>3</sup> /hr)	218.88	109.44	14.2272	0.376	14.6034	9.936
Caudal (m <sup>3</sup> /día)	5253.12	2626.56	341.4528	9.031	350.4816	238.464
Concent. (% peso)	0.78	0.78	6.00	98.000	6.00	13.6112
Concent. (kg/m <sup>3</sup> )	7.80	7.80	60.00	1,890	60.00	136.113
Vol. S.T. (kg/hr)	1707.264	853.632	853.632	696.77	876.204	1352.418
Vol. S.T. (kg/día)	40974.336	20487.168	20487.160	16,722,576	21028.896	32,458.050
<b>Efluentes</b>						
<b>OVER FLOW</b>						
Caudal (m <sup>3</sup> /seg.)		0.026448	0.0040565		0.00267	1.6426x10 <sup>-3</sup>
Caudal (m <sup>3</sup> /hr)		95.2128	14.6034		9.6354	5.91336
Caudal (m <sup>3</sup> /día)		2285.1072	350.4816		231.2496	141.92064
Concent. (% peso)		-	6.000		2.076	0.6974
Concent. (kg/m <sup>3</sup> )		-	60.000		20.756	6.974
Vol. S.T. (kg/hr)		-	876.204		199.992	41.2398
Vol. S.T. (kg/día)		-	21028.896		4799.8166	989.7545
<b>Under Flow</b>						
Caudal (m <sup>3</sup> /seg.)		0.003952			0.00138	1.1172x10 <sup>-3</sup>
Caudal (m <sup>3</sup> /hr)		14.2272			4.968	4.011
Caudal (m <sup>3</sup> /día)		341.4528			119.232	96.52608
Concent. (% peso)		6.00			13.6113	32.60
Concent. (kg/m <sup>3</sup> )		60.00			136.113	326.00
Vol. S.T. (kg/hr)		853.632			676.209	1311.1725
Vol. S.T. (kg/día)		20487.160			16299.025	31468.14

# ALTERNATIVA Nº1 PLANTA DE RECUPERACION DE ALUMINA DE FLUJO CONTINUO



DESCRIPCION

- 1- ESPESADOR DE LODOS - SEDIMENTADOR
- 2- UNIDAD DE MEZCLA (LODO ESPESADO- ACIDO) REACTOR CONTINUO.
- 3- TANQUE ACIDO SULFURICO.
- 4- SEPARADOR DE SOLUCION RECUPERADA.
- 5- DECANTADOR CENTRIFUGO AVN X.
- 6- TANQUE DE ALMACENAMIENTO - SOLUCION ALUMINA RECUPERADA.
- 7- DISPOSICION FINAL. RESIDUO-SOLIDO.

concentración ha de ser mayor cuando se trabaje con mayor eficiencia, los lodos de descarga de esta undad,  $0.00138 \text{ m}^3/\text{seg.}$  (119.232), con una concentración de 13.61%, los cuales serán dirigidos (de cada decantador), a un único decantador centrífugo del tipo AVNX 418, con una capacidad de tratamiento de  $0.00276 \text{ m}^3/\text{seg.}$  (238.464  $\text{m}^3/\text{día}$ ), obteniéndose de esta unidad un caudal de solución de alúmina de  $0.00164 \text{ m}^3/\text{seg.}$  (141.92  $\text{m}^3/\text{día}$ ), con una concentración de  $6.974 \text{ kg}/\text{m}^3$ , de sulfato de aluminio.

Por otro lado el residuo sólido será de  $96.52 \text{ m}^3/\text{día}$ , cuya concentración alcanzará 32.6% (% en peso), los cuales serán neutralizados adicionándoles cal hidratada.

Tanto la solución de los decantadores por gravedad como la del decantador centrífugo serán almacenados en tanques para este concepto, siendo la capacidad de esta planta de  $605 \text{ m}^3$  de solución con una concentración promedio de  $17.5 \text{ kg}/\text{m}^3$ , lo que equivale a  $10,589.39 \text{ kg}/\text{día}$  de sulfato de aluminio.

Ver diagrama 7.1.1 y Cuadro 7.1.1

#### 7.1.2 Alternativa N<sup>o</sup> 2 : "Planta de Recuperación de Alúmina, de flujo discontinuo".

Esta planta estará integrada por dos espesadores de lodo cuya capacidad de tratamiento de cada unidad, será de  $0.0304 \text{ m}^3/\text{seg.}$  (2626.56  $\text{m}^3/\text{día}$ ), con una concentración promedio de 0.78% (% en peso de sólidos), la descarga inferior, es decir el lodo espesado al 6%



en un caudal de  $0.003952 \text{ m}^3/\text{seg.}$  ( $341.453 \text{ m}^3/\text{día}$ ) para cada unidad será bombeada a una unidad de homogenización, que tendrá la misión de mantener la concentración de lodos al 6%, mientras se carga y descarga la batería de Reactores Batch, la que a su vez estará integrada por 15 de estas unidades, siendo la característica de diseño de cada una, capacidad de tratamiento  $2.5 \text{ m}^3/\text{batch}$ , tiempo de retención 35 minutos, gradiente de mezcla 250 RPM, lo que hace que esta batería tenga una capacidad de tratamiento de  $700.96 \text{ m}^3/\text{día}$  de lodo acidificado, que cubre la producción de los dos espesadores. Cada uno de los reactores estará conectado a un tanque auxiliar, por donde se inyectará el ácido sulfúrico.

La línea de descarga de los reactores se conectará a la succión de un decantador centrífugo del tipo AVNX 325, con una capacidad de  $700.96 \text{ m}^3/\text{día}$ , y una producción de solución de alúmina de  $603.30 \text{ m}^3/\text{día}$  cuya concentración será de  $17.55 \text{ kg}/\text{m}^3$ , de sulfato de aluminio, siendo el volumen de lodo ácido de  $96.53 \text{ m}^3/\text{día}$  y una concentración de sólidos insolubles de 32.6% (% peso), dichos lodos serán neutralizados con la adición de cal hidratada.

Siendo por tanto la capacidad de diseño de,  $10589.39 \text{ kg}/\text{día}$  de sulfato de aluminio.

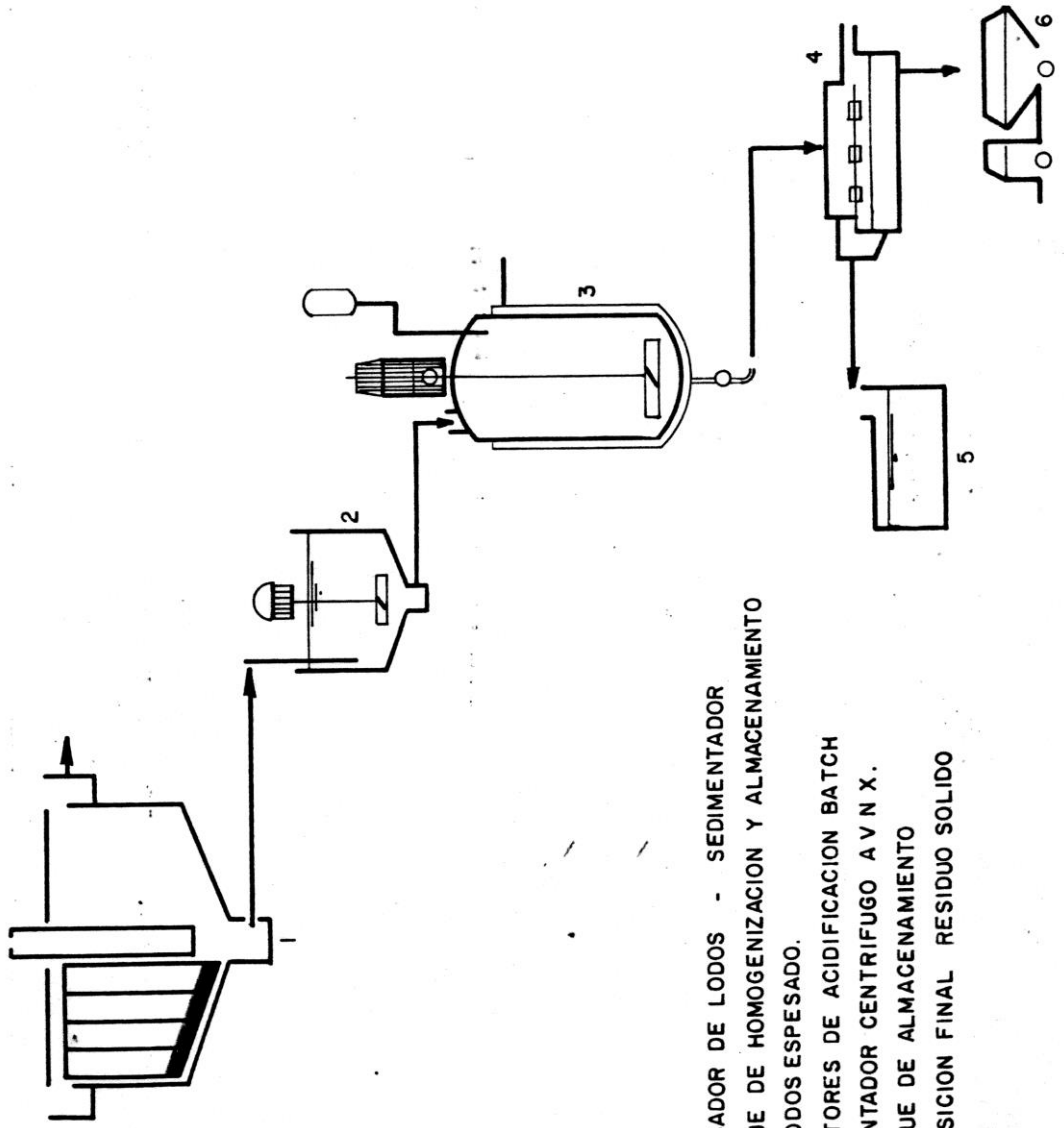
Ver diagrama 7.1.2 y Cuadro 7.1.2.

BALANCE DE MATERIALES - ALTERNATIVA N° 2

CUADRO 7.1.2

Características	Alimentación	Espesadores (2 unidades) c/unidad	Homogenizador 1 unidad	Reactores de Acidificación 15 unidades	Decantador Centrífuga 1 unidad
<b>Afluentes</b>					
Caudal (m <sup>3</sup> /seg.)	0.0608	0.0304	0.007904	Lodo - Acido	AVNX 325
" (m <sup>3</sup> /hr)	218.88	109.44	28.4544	2.09 x 10 <sup>-4</sup>	0.008113
" (m <sup>3</sup> /día)	5253.12	2626.56	682.9056	0.7524	29.2068
Conc. (% peso)	0.78	0.78	6.00	18.0576	700.9632
" (kg/m <sup>3</sup> )	7.80	853.632	60.00	98.00	6.00
Vol. S.T. (kg/hr)	1707.264	20487.168	1707.264	1890	60.00
Vol. S.T. (kg/día)	40974.336	40974.336	40974.336	1393.548	1752.408
				33445.174	42057.792
<b>Efluentes</b>					
<b>OVER FLOW</b>					
Caudal (m <sup>3</sup> /seg.)		0.026448			6.9826 x 10 <sup>-3</sup>
" (m <sup>3</sup> /hr)		95.2128			25.13736
" (m <sup>3</sup> /día)		2285.1072			603.29664
Conc. (% peso)					1.75524
" (kg/m <sup>3</sup> )					17.5525
Vol. S.T. (kg/hr)					441.224
Vol. S.T. (kg/día)					10589.3877
<b>Under Flow</b>					
Caudal (m <sup>3</sup> /seg.)		0.003952		0.008113	1.117 x 10 <sup>-3</sup>
" (m <sup>3</sup> /hr)		14.2272		29.2068	4.022
" (m <sup>3</sup> /día)		341.4528		700.9632	96.5288
Conc. (% peso)		6.00		6.00	32.60
" (kg/m <sup>3</sup> )		60.00		60.00	326.00
Vol. S.T. (kg/hr)		853.632		1752.408	1311.1725
Vol. S.T. (kg/día)		20487.160		42057.792	31468.4043

ALTERNATIVA N°2 PLANTA DE RECUPERACION DE ALUMINA DE FLUJO DISCONTINUO



- 1- ESPESADOR DE LODOS - SEDIMENTADOR
- 2- TANQUE DE HOMOGENIZACION Y ALMACENAMIENTO DE LODOS ESPESADO.
- 3- REACTORES DE ACIDIFICACION BATCH
- 4- DECANTADOR CENTRIFUGO A V N X.
- 5- TANQUE DE ALMACENAMIENTO
- 6- DISPOSICION FINAL RESIDUO SOLIDO

DIAGRAMA 7.1.2

7.1.3 Alternativa N<sup>o</sup> 3 : "Planta Convencional de Recuperación de Alúmina, de flujo contínuo".

Esta planta integrada por equipos automatizados, de uso múltiple y fabricados por la firma ALFA-LAVAL, especializada en espesamiento, dicha planta contará con dos Espesadores de Lodos del tipo WASC-QX320, cada uno con capacidad de tratamiento de  $0.0304 \text{ m}^3/\text{seg}$  . ( $109.44 \text{ m}^3/\text{día}$ ) y una concentración de 0.78%, siendo el caudal de producción de  $0.003952 \text{ m}^3/\text{seg}$ . ( $341.45 \text{ m}^3/\text{día}$ ), cuya concentración alcanza el 6% (% peso) de sólido.

Los lodos espesados provenientes de las dos unidades serán bombeados a la Unidad de Mezcla Rápida (Reactor Contínuo), cuya capacidad de tratamiento será de  $0.0079 \text{ m}^3/\text{seg}$ . ( $682.90 \text{ m}^3/\text{día}$ ), en donde se adicionará la cantidad estequiométrica de ácido sulfúrico, dicha unidad diseñada para un tiempo de retención de 35 minutos y un gradiente de mezcla de 250 RPM.

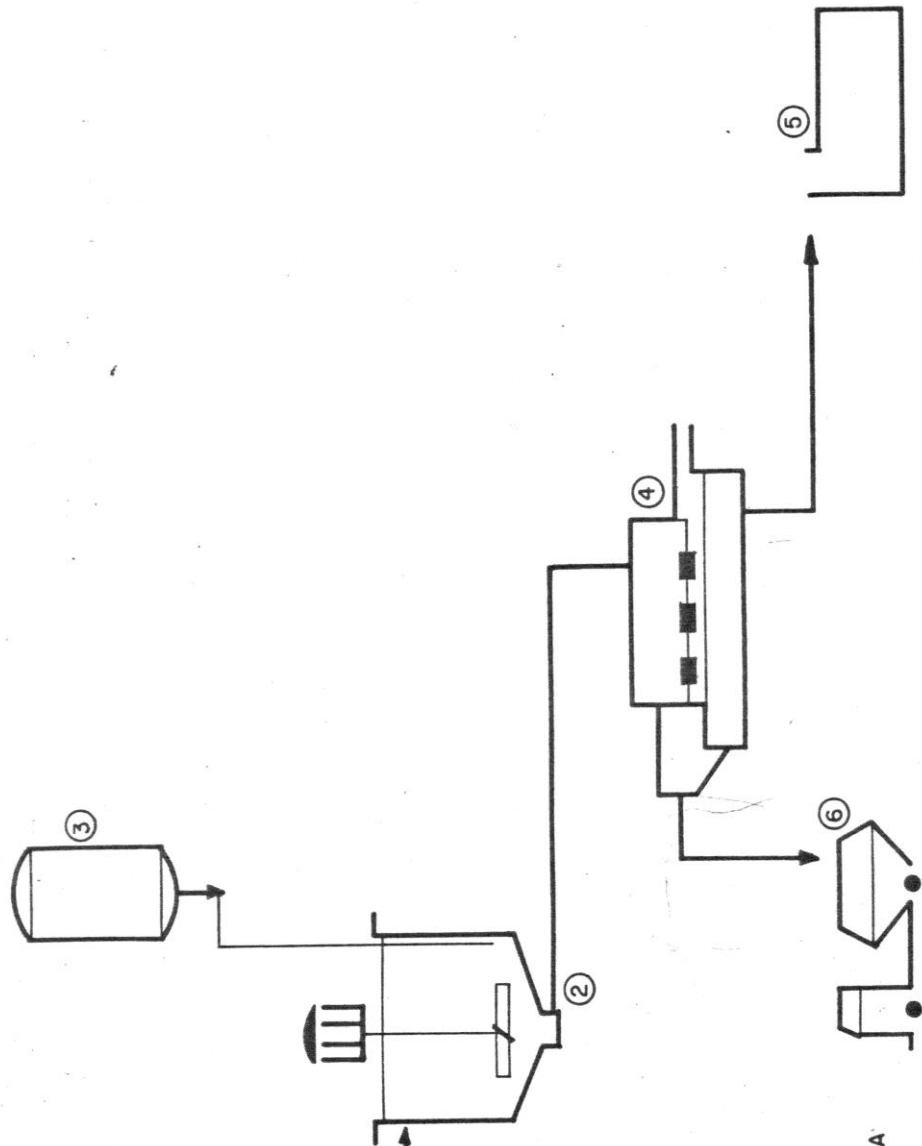
La solución de alúmina será separada de la materia insoluble, en un decantador centrífugo del tipo AVNX 325, y cuya capacidad de tratamiento será de  $0.008113 \text{ m}^3/\text{seg}$ . ( $700.92 \text{ m}^3/\text{día}$ ), cuya concentración de sólidos será de 6 %, la solución de alúmina con un caudal de  $0.00698 \text{ m}^3/\text{seg}$ . ( $603.29 \text{ m}^3/\text{día}$ ) tendrá una concentración promedio de 1.75% (% en peso) de sulfato de aluminio, lo que equivale a  $17.55 \text{ kg}/\text{m}^3$  - ( $10589.4 \text{ m}^3/\text{día}$ ).

BALANCE DE MATERIALES - ALTERNATIVA N° 3

CUADRO 7.1.3

Características	Alimentación	WASC (Waste Act. Slud.Thicke.) (2 unidades) c/uni. Q X 320	Lodo	Acido	Unidad de Mezcla Rápida (React.) 1 unidad	Decantador Centrifugo AVNX 325 ( 1 unidad)
Afluente						
Caudal (m <sup>3</sup> /seg.)	0.06080	0.0304	0.007904	2.090 x 10 <sup>-4</sup>	0.008113	
" (m <sup>3</sup> /hr.)	218.88	109.44	28.4544	0.7524	29.2068	
" (m <sup>3</sup> /dfa)	5253.12	2626.56	682.9056	18.0576	700.9632	
Conc. (% peso)	0.78	0.78	6.00	98.00	6.00	
" (kg/m <sup>3</sup> )	7.80	7.80	60.00	1890	60.00	
Vol.S.T.(kg/hr)	1707.264	853.632	1707.264	1393.548	1752.408	
Vol.S.T.(kg/dfa)	40974.336	20487.168	40974.336	33445.174	42057.792	
Efluentes						
OVER FLOW						
Caudal (m <sup>3</sup> /seg.)		0.026448		8.113 x 10 <sup>-3</sup>		Solución de Alum.Rec. 6.9826 x 10 <sup>-3</sup>
" (m <sup>3</sup> /hr)		95.2128		29.2068		25.13736
" (m <sup>3</sup> /dfa)		2285.10720		700.9632		603.29664
Conc. (% peso)		-		6.00		1.75524
" (kg/m <sup>3</sup> )		-		60.00		17.5525
Vol.S.T.(kg/hr)		-		1752.408		441.229
Vol.S.T.(kg/m <sup>3</sup> )		-		42057.792		10589.3877
Under Flow						
Caudal (m <sup>3</sup> /seg)		0.003952				1.117 x 10 <sup>-3</sup>
" (m <sup>3</sup> /hr)		14.2272				4.022
" (m <sup>3</sup> /dfa)		341.4528				96.5288
Conc. (% peso)		6.00				32.60
" (kg/m <sup>3</sup> )		60.00				326.00
Vol.S.T.(kg/hr)		853.632				1311.1725
Vol.S.T.(kg/dfa)		20487.160				31468.4043

# ALTERNATIVA Nº 3 PLANTA CONVENCIONAL DE RECUPERACION DE ALUMINA DE FLUJO CONTINUO



DESCRIPCION

- 1) WASC QX 320 (WASTE ACTIVATED SLUDGE THICKENING )
- 2) UNIDAD DE MEZCLA RAPIDA (REACTOR)
- 3) TANQUE AUXILIAR DE ACIDO
- 4) DECANTADOR CENTRIFUGO AVNX 325
- 5) TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE LA SOLUCION RECUPERADA
- 6) DISPOSICION FINAL RESIDUO - SOLIDO

Por otro lado los sólidos insolubles estarán contenidos en un volumen de descarga de  $0.00117 \text{ m}^3/\text{seg.}$  ( $96.52 \text{ m}^3/\text{día}$ ) y una concentración de 32.6% de sólidos, dichos lodos serán tratados con cal hidratada para su neutralización y su disposición final.

La capacidad de esta planta al igual que las planteadas en las otras alternativas será de 10,590 kg de sulfato de aluminio/día.

Ver diagrama y cuadro N° 7.1.3.

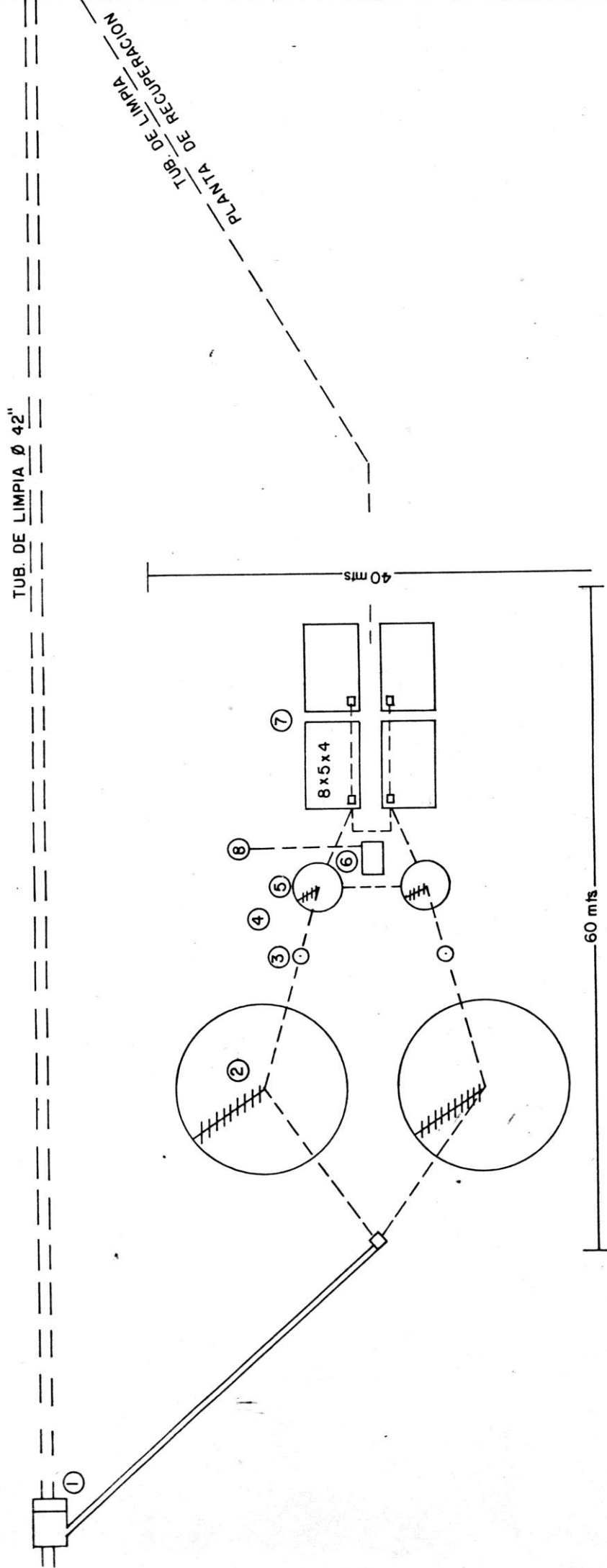
## 7.2 Ubicación de la Planta en el Terreno

La futura planta de recuperación de alúmina, se ubicará a inmediaciones de la tubería de limpia (desague general de la planta, diám : 48"), en terrenos que actualmente pertenecen a SEDAPAL, y fueron expropiados para este concepto.

Dichos terrenos se encuentran en el distrito de El Agustino, contigua a la zona NOR-OESTE, del cerro Santa Rosa, entre las cotas 229 y 221 m.s.n. mar, y a 11 m. por debajo de la batería de filtros de la planta N° 1.

Como se observa en el sub-capítulo anterior, se han planteado tres alternativas, equivalentes cada una de ellas a una planta de recuperación, por lo que hemos de considerar la ubicación de cada una de ellas, ya que la selección final será en base a la evaluación económica, que se muestra en el capítulo VIII.

# ALTERNATIVA N°1 PLANTA DE RECUPERACION DE ALUMINA DE FLUJO CONTINUO

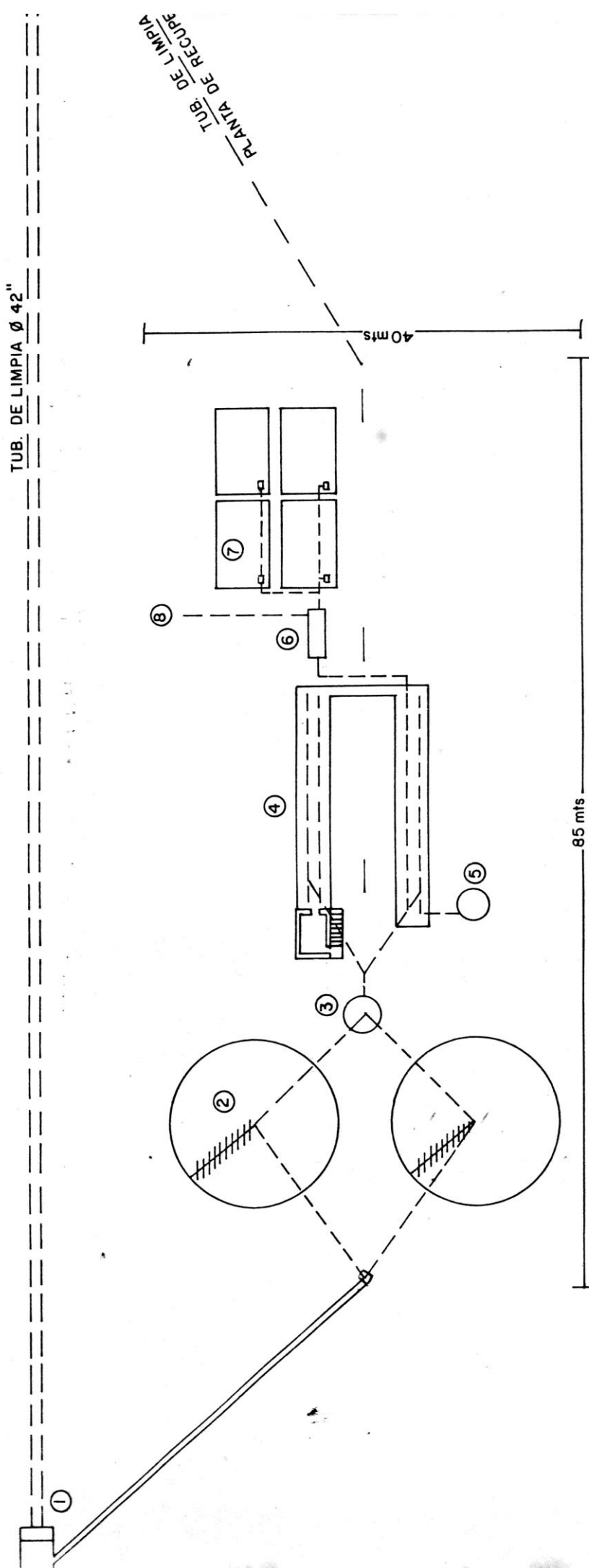


**DESCRIPCION**

- 1- CAMARA DE CAPTACION.
- 2- ESPESADOR DE LODO - SEDIMENTADOR.
- 3- UNIDAD DE MEZCLA, (LODO ESPESADO- ACIDO) REACTOR CONTINUO.
- 4- TANQUE ACIDO SULFURICO.
- 5- DECANTADOR (SEPARACION DE SOLUCION RECUPERADA).
- 6- DECANTADOR CENTRIFUGO AVNX 418.
- 7- TANQUE DE ALMACENAMIENTO (SOLUCION ALUMINA RECUPERADA).
- 8- DISPOSICION FINAL RESIDUO SOLIDO.



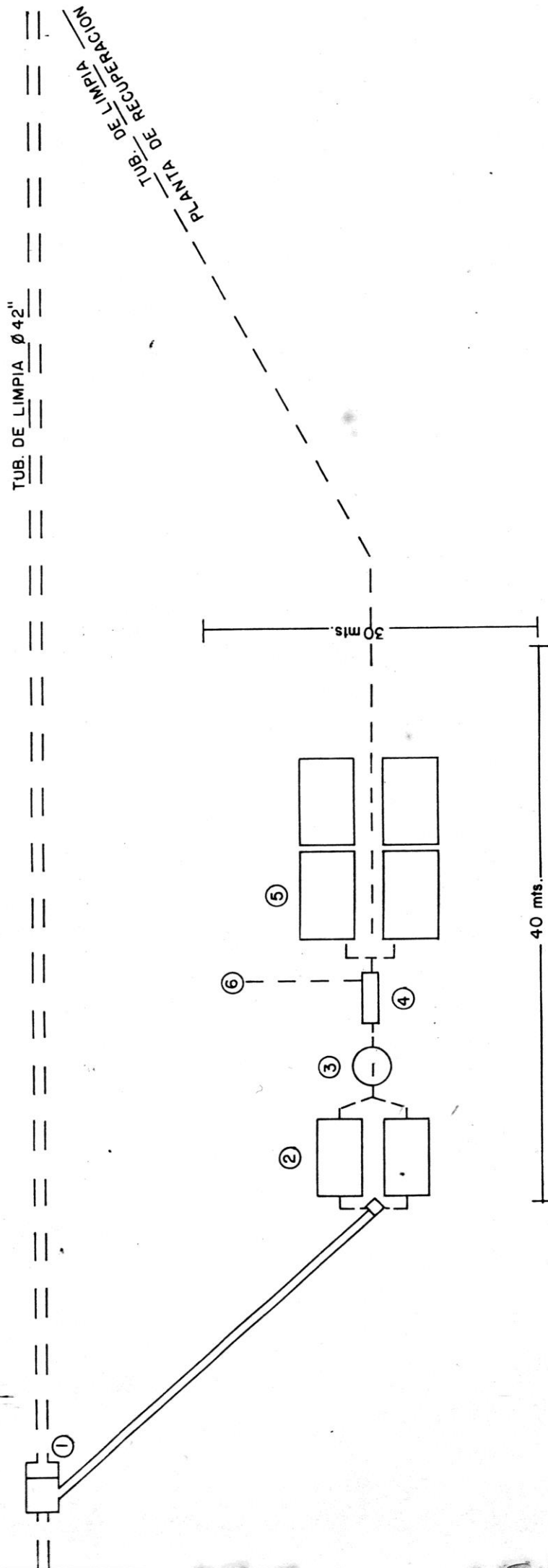
# ALTERNATIVA N°2 PLANTA DE RECUPERACION DE ALUMINA DE FLUJO CONTINUO



DESCRIPCION

- 1- CAMARA DE CAPTACION.
- 2- ESPESADOR DE LODOS.
- 3- HOMOGENIZADOR DE LODOS.
- 4- BATERIA DE REACTORES BATCH.
- 5- TANQUE DE ACIDO SULFURICO.
- 6- DECANTADOR CENTRIFUGO AVNX 325.
- 7- TANQUE DE ALMACENAMIENTO (SOLUCION ALUMINA RECUPERADA).
- 8- DISPOSICION FINAL RESIDUO SOLIDO.

# ALTERNATIVA N°3 PLANTA CONVENCIONAL DE RECUPERACION DE ALUMINA DE FLUJO CONTINUO



DESCRIPCION

- 1- CAMARA DE CAPTACION
- 2- ESPESADOR DE LODO DEL TIPO (WASTE ACTIVATED SLUDGE THICKENING) WASC.
- 3- UNIDAD DE MEZCLA RAPIDA (REACTOR CONTINUO)
- 4- DECANTADOR CENTRIFUGO AVNX 325
- 5- TANQUE DE ALMACENAMIENTO ( SOLUCION DE ALUMINA RECUPERADA).
- 6- DISPOSICION FINAL RESIDUO SOLIDO.

La cámara de captación de lodos, se ubicará contiguo al bu<sub>z</sub>ón del desagüe de limpia, aproximadamente a 220 m. de la puerta principal de la planta (oficinas administrativas y talleres).

Cabe señalar que el terreno seleccionado, es actualmente área de cultivo, por lo que es fácil su preparación para erigir la alternativa seleccionada.

El área que ocupará cada una de las alternativas será:

1°	Alternativa	:	2,400 m <sup>2</sup>
2°	Alternativa	:	3,400 m <sup>2</sup>
3°	Alternativa	:	1,200 m <sup>2</sup>

Ver gráficos 7.2.1 , 7.2.2 y 7.2.3

### 7.3 Utilización de las Instalaciones Existentes

Hemos de señalar que el terreno seleccionado para erigir la planta de recuperación, se encuentra contiguo a una pista asfaltada, y ésta a su vez a una pista afirmada, que va en forma paralela, al canal de limpia, ambas pistas facilitarán el acceso y comunicación con las plantas de La Atarjea.

Hemos de indicar además que el mismo desagüe de limpia ha de ser utilizado como desagüe de la planta de recuperación , aguas abajo de este.

La planta de La Atarjea, actualmente, cuenta con suministro de energía eléctrica, proveniente de Electro-Lima, suministro que

se realiza por intermedio de una sub-estación y con capacidad instalada, superior a los requerimientos actuales.

Además, la planta de La Atarjea, cuenta con talleres de mantenimiento, tanto de la parte eléctrica, como mecánica, que estarían disponibles, con el fin de ofrecer programas de mantenimiento a la planta de recuperación.

Central telefónica, se cuenta con una central con capacidad - hasta de 80 unidades (líneas internas), ocupada actualmente en un 60%, quedando disponibilidad de anexos para la planta de recuperación.

Línea de agua potable disponible, apoyo logístico para el transporte de personal existente.

#### 7.4 Diseño de los Equipos y (o) Estructuras Complementarias

##### 7.4.1 Diseño de los Espesadores

Espesadores.-

Los espesadores continuos, son tanques de mayor diámetro y poca profundidad, con rastrillos que giran lentamente para remover el sedimento. La suspensión se alimenta en el centro del tanque. Alrededor del borde superior del tanque, se encuentra el derrame del líquido claro. Los rastrillos sirven para raspar el sedimento, llevándolo hacia el centro del fondo del tanque y descargándolo. El movimiento de los rastrillos también "agita" solamente la capa de sedimento. Esta

agitación suave ayuda a la eliminación del agua en el sedimento.

#### 7.4.1.1 Teoría de Diseño del Espesador Continuo.

El propósito del espesador continuo, es llevar el lodo con cierta concentración inicial de sólidos, a través de un proceso de sedimentación, hasta una suspensión con una concentración mayor de sólidos. Los cálculos necesarios para el diseño de espesadores continuos, están gobernados por las características de sedimentación de los sólidos en la suspensión.

Para diseñar el Espesador, será necesario especificar la superficie de la sección transversal y la profundidad.

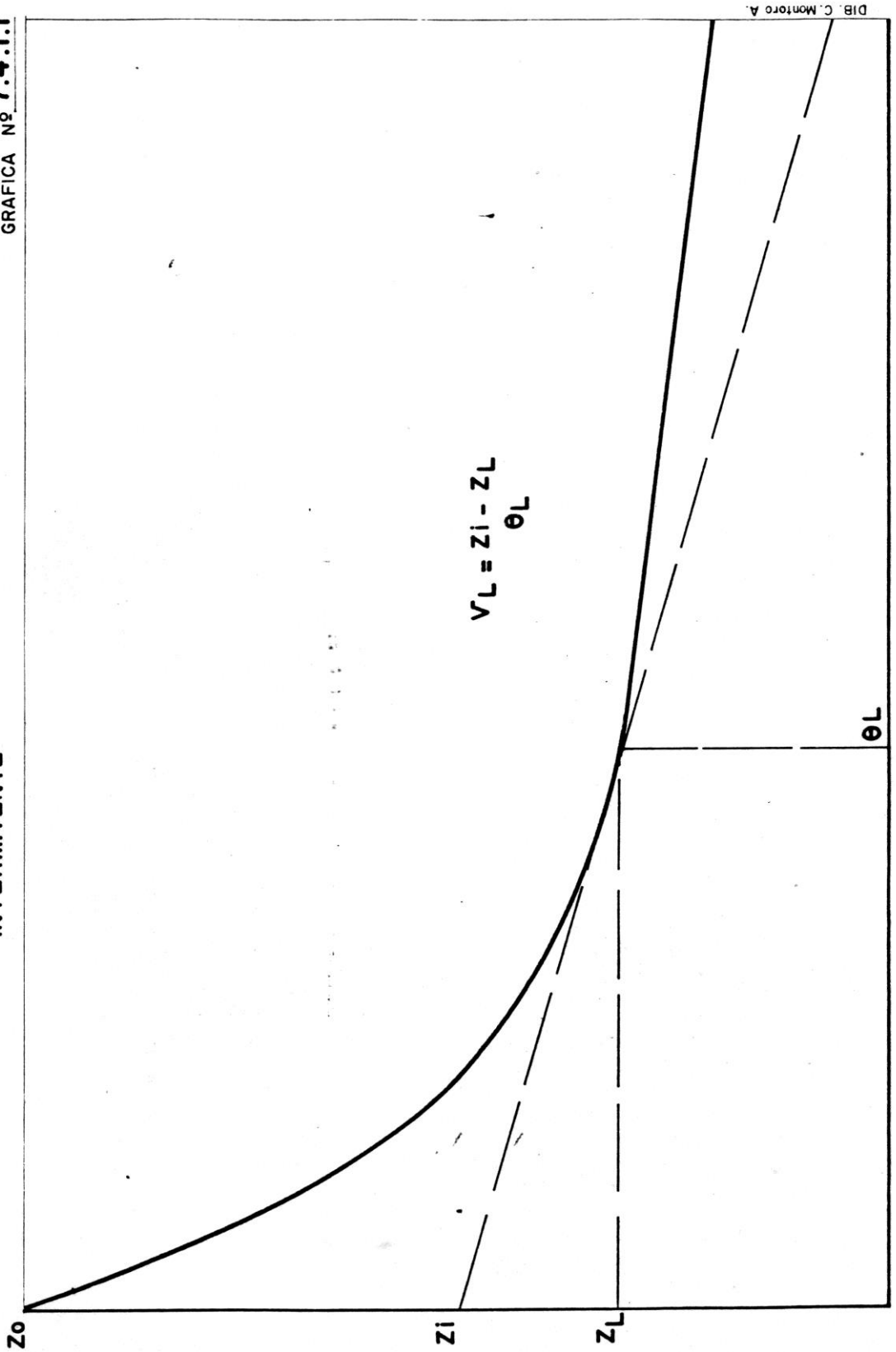
Este diseño es posible a través de la información obtenida de las pruebas de sedimentación (Curva de Kynch) , con los lodos de purgas, gráfica 7.4.1.1.

En las determinaciones experimentales del comportamiento de las suspensiones, con el propósito de determinar el tamaño del espesador o espesadores, las medidas experimentales introducen una complicación, consistente en trasladar los datos de corridas intermitentes a las operaciones continuas.

RESULTADOS OBTENIDOS  
EN UNA SEDIMENTACION  
INTERMITENTE

GRAFICA Nº 7.4.1.1

ALTURA DE LA INTERFASE (Z)



DIB. C. Montoro A.

TIEMPO (θ)

Se encuentra que las velocidades de sedimentación disminuyen cuando aumenta la concentración de sólidos en la suspensión, sin embargo, la disminución es menos rápida que el aumento en el contenido de sólidos a algunas concentraciones. Esto resulta importante en la conversión de las pruebas de sedimentación intermitente, al diseño de un espesador continuo para concentrar una suspensión de aguas de purgas. En un espesador continuo, las condiciones en un punto son estables con respecto al tiempo, mientras que cada prueba de sedimentación intermitente representa las condiciones en cierto punto particular en un espesador, sólo a un tiempo particular durante la prueba.

En el diseño de un espesador para una cantidad específica de suspensión, el área de la sección transversal mínima del espesador, que permitirá el paso de los sólidos, se encuentran en el límite de la concentración intermedia.

Es absolutamente necesario que el área de la sección transversal en el nivel límite, sea lo suficientemente grande para que los sólidos pasen a través de ella en una proporción igual o mayor que la proporción de alimentación.

La determinación del área mínima de un espesador requiere sucesivamente:

- La identificación de la concentración a la cual la proporción de masa de sólidos se dimentados es un mínimo.
- La determinación de la velocidad de se dimentación a esta concentración.
- El cálculo de la cantidad de agua recha zada de la suspensión entre esta concen tración y la del producto, o sea la canti dad que fluye hacia arriba en el nivel li mítrofe.

El primer paso se lleva a cabo por cálculos matemáticos de las proporciones de sedimen tación, y con la interpretación apropiada de las pendientes de una curva de sedimentación intermitente.

El segundo se lleva a cabo por la reinterpretación de los primeros datos, en una curva de velocidad de sedimentación contra concentración.

El tercer factor se basa en cálculos sucesivos de la velocidad hacia arriba del fluido a va rias concentraciones.

Cada una de las etapas se desarrolla en deta lle, llegándose a un valor del área mínima del espesador. Cuando conocemos la sección transversal mínima, la variable de diseño fal



tante es el tiempo de retención en la zona de compresión, gráfica 7.4.1.1, Kynch, de muestra que la propaga. ascendente de dicha zona límite, es constante si se excede la capacidad de alimentación, y que la proporción es una función de la concentración de los sólidos. Escribiendo un balance de material para un área y una concentración constante en esta zona, obtenemos:

$$\bar{v}_I = v \frac{dv_I}{dC} - v_I \dots\dots(7.4.1.1.)$$

donde:

$\bar{v}_I$  = velocidad ascendente de la capa que limita la capacidad.

$v_I$  = velocidad de sedimentación de las partículas en esta capa.

$C$  = concentración de sólidos, masa de sólidos por unidad de volumen de suspensión.

Sin embargo, ya que hemos supuesto que la velocidad es una función solamente de la concentración, esto es,  $v = f(C)$  se sigue que

$$\frac{dv_I}{dC} = f'(C)$$

y la ecuación 7.4.1.1 , se convierte en

$$\bar{v}_1 = c f'(c) - f(c) \dots\dots (7.4.1.2)$$

Puesto que  $c$  es constante para esta capa ,  $f'(c)$  y  $f(c)$  son constantes y  $v_1$  es por consiguiente constante también. La constancia de  $\bar{v}_1$ , en la zona que limita la proporción, puede usarse para determinar la concentración de sólidos en la zona frontiza superior de la capa, por medio de una prueba sencilla de sedimentación intermitente. Llamamos  $c_0$  y  $z_0$  a la concentración y altura iniciales de los sólidos suspendidos, en una prueba de sedimentación intermitente. La altura total de los sólidos en la suspensión es  $c_0 z_0 S$ , donde  $S$  es el área de la sección transversal del cilindro en el cual se lleva a cabo la prueba. Si existe una capa límite deberá formarse en el fondo y moverse hacia arriba de la interfase con el líquido claro. Si la concentración de la capa límite es  $c_1$  y el tiempo para alcanzar la interfase es  $\theta_1$ , la cantidad de sólidos que pasan a través de esta capa es  $c_1 S \theta_1 (\bar{v}_1 + v_1)$ . Esta cantidad deberá ser igual al total de sólidos presentes, puesto que la capa que tiene esta concentración límite inicia su formación en el fondo y se mueve hacia arriba hacia la interfase. Por consiguiente,

$$c_1 s \theta_1 ( v_1 + \bar{v}_1 ) = c_0 z_0 s \dots\dots(7.4.1.3)$$

Si  $z_1$  es la altura de la interfase a un tiempo  $\theta_1$ , siendo constante  $\bar{v}_1$ , de acuerdo con la ecuación 7.4.1.2, entonces

$$\bar{v}_1 = \frac{z_1}{\theta_1} \dots\dots\dots ( 7.4.1.4 )$$

Sustituyendo el valor de  $\bar{v}_1$  de la ecuación 7.4.1.4, en la ecuación 7.4.1.3 y simplificando tenemos:

$$c_1 = \frac{c_0 z_0}{z_1 + v_1 \theta_1} \dots\dots\dots (7.4.1.5)$$

Los datos de la prueba de laboratorio pueden ser graficados trazando la altura de la interfase como función del tiempo, como se muestra en la figura 7.4.1.1 . En esta gráfica, el valor de  $v_1$  es la pendiente de la curva en  $\theta = \theta_1$ , como se muestra en la ecuación 7.4.1.6. La tangente a la curva en  $\theta_1$  intersecta la ordenada en  $z_1$ . La pendiente de esta línea es

$$\frac{z_1 - z_1}{\theta_1} = v_1 \dots\dots\dots (7.4.1.6)$$

o bien  $z_1 = z_1 + \theta_1 v_1 \dots\dots (7.4.1.7)$

Combinando las ecuaciones 7.4.1.7 y 7.4.1.5, obtenemos:

$$C_1 Z_i = C_0 Z_0 \dots\dots\dots (7.4.1.8)$$

De aquí concluimos por tanto, que  $Z_i$  es la altura que ocuparía la suspensión, si todos los sólidos presentes estuvieran a una concentración  $C_1$ . En términos del modelo postulado anteriormente,  $C_1$  es la concentración mínima a la cual se interfieren las capas frontizas.

i) Determinación del área de un espesador.

El área necesaria en un espesador, se fija de acuerdo con la concentración de la capa que requiere el área máxima, para el paso de una cantidad unitaria de sólidos. Para el espesador mostrado en la figura 7.4.1.2.1, el balance de materiales para sólidos es:

$$L_0 C_0 = L_u C_u \dots\dots\dots (7.4.1.9)$$

$$L_u = \frac{L_0 C_0}{C_u} \dots\dots\dots (7.4.1.9a)$$

Cuyos símbolos se identifican en la figura 7.4.1.2.1. Por medio de un balance total de líquidos obtenemos:

$$L_0 (P_0 - C_0) = V P_w + L_u (P_u - C_u) \dots\dots\dots (7.4.1.10).$$

Eliminando  $L_u$  en la ecuación 7.4.1.10, por sustitución de la ecuación 7.4.1.9a, resulta:

$$L_o (P_o - C_o) = V P_w + L_o \frac{C_o}{C_u} (P_u - C_u) \dots$$

.... (7.4.1.11).

Rearreglando la ecuación 7.4.1.11, se convierte en:

$$V = L_o C_o \left| \frac{P_o}{C_o} - \frac{P_u}{C_u} \right| \frac{1}{P_w} \dots (7.4.1.12)$$

Dividiendo ambos lados de la ecuación 7.4.1.12, por el área de la sección transversal del pesador(s), y usando  $P_{av}$  para la suspensión, tenemos:

$$\frac{V}{s} = \frac{L_o C_o}{s} \left| \frac{1}{C_o} - \frac{1}{C_u} \right| \frac{P_{av}}{P_w} \dots (7.4.1.13)$$

El término  $V/S$ , es la velocidad lineal ascendente del líquido clarificado. Con el objeto de impedir que se derramen los sólidos, la velocidad ascendente del licor deberá ser igual o menor a la velocidad de sedimentación de los sólidos, por consiguiente,  $V/S$  puede ser reemplazado por  $V$ . Podemos escribir la ecuación 7.4.1.13, en términos de la capa que limita la capacidad, aun cuando no se haya establecido que un valor particular de  $C_l$  y el correspondiente flujo descendente ( $L_l$ ), representan el límite verdadero; por consiguiente.

$$L_o C_o = L_L C_L \dots\dots(7.4.1.14)$$

$$y \quad \frac{L_L C_L}{S} = \frac{v}{\left| \frac{1}{C_L} - \frac{1}{C_u} \right|} \frac{p_{av}}{p_w} \dots\dots(7.4.1.15)$$

La ecuación 7.4.1.15, se usa con una relación  $v = f(c)$ . Para varios valores correspondientes de  $v$  y  $c$  la ecuación 7.4.1.15, se usa para calcular  $L_L C_L/S$ . El valor más bajo de  $L_L C_L/S$  determina el área mínima necesaria del espesador.

ii) Determinación de la profundidad del espesador

Comengs, E.W. (Ind. Eng. Chem. 32, 663 (1940), en una serie de pruebas en un espesador continuo, determinó el efecto de la proporción del derrame en la capacidad del espesador, obteniendo un derrame prácticamente claro en todas las corridas. La profundidad de la zona de espesamiento, aumentaba conforme disminuía la proporción de derrame. Concluyó que la profundidad de la zona de espesamiento para suspensiones incomprensibles, es menos importante que el tiempo de retención de las partículas dentro del espesador. Esto es, el área del espesador puede ser predicha con dependencia del límite de sedimentación descrito anteriormente, y el volumen de la zona de compresión puede determinarse para obtenerse el tiempo de retención necesario. El tiempo de retención puede ser determinado de datos de laboratorio en una prueba intermitente.

La forma de la curva de compresión figura 7.4.1.1, sugiere que la proporción de sedimentación como una función del tiempo puede estar dada por:

$$\frac{dz}{d\theta} = K (z - z_{\alpha}) \dots\dots (7.4.1.16)$$

donde :

$z$  = altura de la zona de compresión a un tiempo  $\theta$

$z_{\alpha}$  = altura de la zona de compresión a un tiempo infinito

$k$  = una constante para un sistema particular.

Los datos de laboratorio, proporcionan las relaciones altura tiempo. La integración de la ecuación 7.4.1.16 nos da:

$$\ln \frac{z - z_{\alpha}}{z_0 - z_{\alpha}} = -K\theta \dots\dots (7.4.1.17)$$

donde  $z_0$  es la altura de la zona de compresión en la concentración crítica, a la cual el tiempo  $\theta$  se toma como cero. La concentración crítica es la concentración a la cual la suspensión en la zona de espesamiento empieza a comprimirse. La forma gráfica de la ecuación 7.4.1.1.7 se muestra en la figura 7.4.1.2.3.

La graficación de la ecuación 7.4.1.17 tiene que llevarse a cabo por medio de tanteos puesto que  $Z_{\alpha}$  es desconocida. Esto se efectúa seleccionando un valor para  $Z_{\alpha}$  y con este valor supuesto graficando la ecuación 7.4.1.17. Si la línea resultante no es recta se supone otro valor para  $Z_{\alpha}$  y se vuelve a tratar hasta que se obtiene un resultado lineal. La pendiente de la línea final es igual a  $k$ .

La concentración crítica no está claramente definida. La figura 7.4.1.2.3 muestra la curva completa de características de sedimentación, la sedimentación inicial empieza a un tiempo cero cuando las partículas se encuentran en período de caída libre por cierto tiempo. Posteriormente se llega a un tiempo en que la sedimentación se ve interferida y la velocidad de sedimentación disminuye. Cierta tiempo después, se alcanza la concentración crítica. Puesto que aquellos sólidos que llegan al fondo primero, se encuentran quizá bajo compresión mientras que los que se hallan en un nivel superior se encuentran aún en sedimentación libre, resulta evidente que una prueba intermitente de sedimentación no puede darnos un tiempo verdadero en la zona de compresión.



Rober (Roberto, E.J. Trans. Am. Inst. Mining Met. Engrs), sugiere una forma de estimar el tiempo crítico. La curva de compresión (b) en la figura 7.4.1.2.3 se extiende hasta el tiempo cero de acuerdo con la ecuación 7.4.1.17 como se muestra en la figura 7.4.1.2.3 y el tiempo crítico se obtiene promediando aritméticamente  $Z_0$  y  $Z_0'$ . El tiempo crítico es el tiempo en el cual los sólidos se encuentran bajo compresión. En realidad, parte de los sólidos han entrado bajo compresión antes y parte de ellos no se ven comprimidos ni aún después. Por consiguiente, el tiempo de retención de los sólidos en la zona de compresión, es la diferencia entre el tiempo necesario para llegar a la concentración del derrame deseado y el tiempo crítico.

Si consideramos la zona de compresión como una entidad, podríamos considerar que está desplazándose en el espesador con una velocidad promedio  $V/S\theta_r$ , donde  $V$  es el volumen de la zona de compresión,  $\theta_r$  es el tiempo de retención y  $S$  es el área de la sección transversal. Esta velocidad está compuesta por dos componentes: la primera es una velocidad de sedimentación promedio y la otra, la velocidad a la cual el lodo concentrado está siendo removido del espesador.

El volumen requerido para la zona de com presión, es igual a la suma del volumen ocu pado por los sólidos y el volumen ocupado por los líquidos asociados.

$$V = \frac{L_o C_o}{\rho_s} (\theta - \theta_c) + \frac{L_o C_o}{\rho} \int_{\theta_c}^{\theta} \frac{w_L}{w_S} d\theta..$$

..... (7.4.1.18).

donde: V = volumen de la zona de compre sión en pies cúbicos.

$L_o C_o$  = masa de sólidos alimentados por unidad de tiempo de espesador, en lb/h.

$w_L$  = masa de líquido en la zona de compre sión, en lb.

$w_S$  = masa de sólidos en la zona de compre sión, en lb.

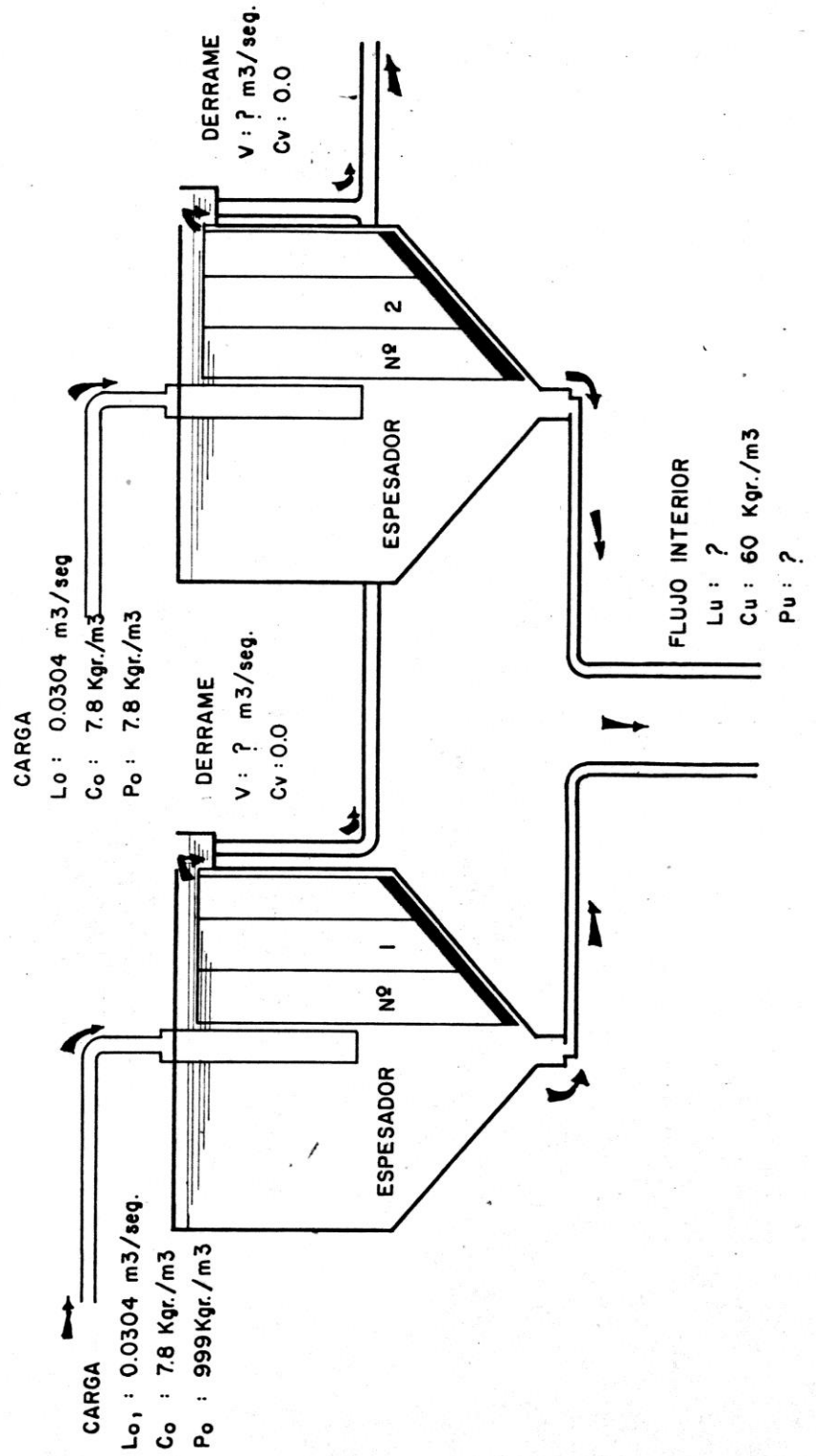
$(\theta - \theta_c)$  = tiempo de retención en la zona de compre sión, en horas.

$\rho_s$  = densidad de la fase sólida, en lb/pie<sup>3</sup>

$\rho$  = densidad de la fase líquida, en lb/pie<sup>3</sup>

La ecuación 7.1.4.18 está de acuerdo con la conclusión de Comings, sobre el hecho que el tiempo de retención dentro de la zona de compre sión, es más importante que la profundidad de la zona. El término  $w_L/w_S$ , es un térmi no referente a la concentración del líquido.

GRAFICA Nº 7.4.1.2.1



Puede ser calculado como función del tiempo, y el término integral de la ecuación 7.4.1.18 puede calcularse gráficamente.

Después de haber calculado el volumen de la zona de compresión, la profundidad puede calcularse dividiendo el volumen por el área del espesador calculada por la ecuación 7.4.1.15. La profundidad total del espesador puede estimarse, sumando a la profundidad total del espesador

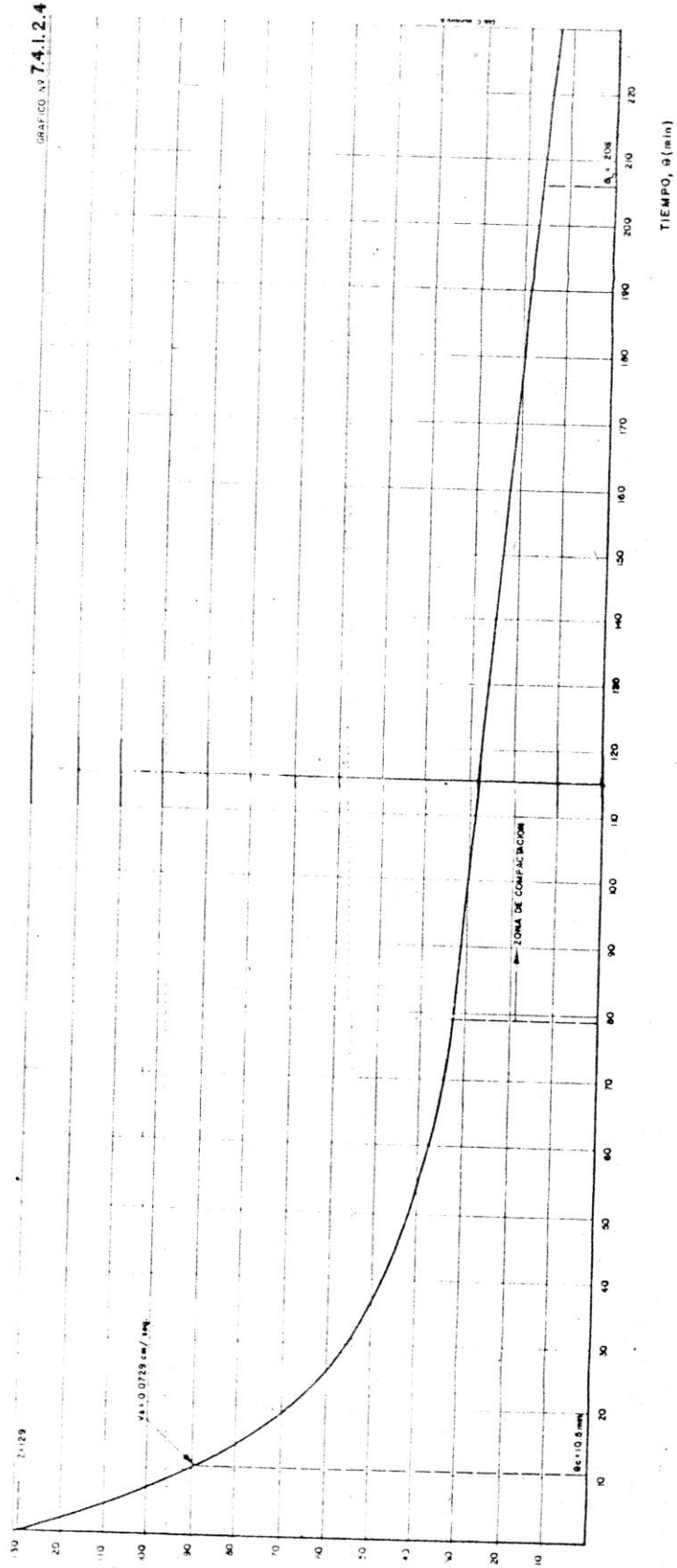
de la zona de compresión las siguientes profundidades:

- Por inclinación del tanque 1 a 2 pies
- Por capacidad del tanque 1 a 2 pies
- Por sumersión de la alimentación 1 a 3 pies

#### 7.4.1.2 Cálculo de Diseño de los Espesadores

Con la finalidad de darle a la planta de recuperación mayor operatividad se ha considerado dotar a ésta de dos espesadores que han de trabajar para un caudal medio, es decir el medio caudal de purgas de los decantadores para cada uno de ellos. Con el fin de lograr el diseño de estas unidades se utilizará toda la teoría anteriormente mencionada, en base a los parámetros seleccionados como caudales promedios, concentración, velocidad de sedimentación, etc.

CURVA DE SEDIMENTACION PARA UNA CONCENTRACION INICIAL DE 0.78%  
 TIEMPO DE SEDIMENTACION PARA UNA CONCENTRACION FINAL DE 5%



Parámetros seleccionados para el diseño.-

Caudal promedio total anual, ( $L_o$ ): 0.0608  
 $m^3/seg.$

Concentración promedio, ( $C_o$ ) : 0.78 ( % en  
peso).

Densidad promedio, ( $\rho_o$ ) : 0.999

Concentración requerida, ( $C_u$ ) : 6.00 % ( %  
en peso).

Curva de KYNCH para una concentración de  
0.78 %.

- i) Balance en el espesador: Por criterios técnicos se a considerado contar con dos de estas unidades , lo cual haría que los trabajos de operación y mantenimiento se realicen en forma eficiente:

Según el esquema 7.4.1.2.1

El balance de materia para sólidos en el espesador será:

$$L_o C_o = L_u C_u$$

$$L_u = \frac{L_o C_o}{C_u}$$

Reemplazando valores el flujo de lodo concentrado  $L_u$ ,

CUADRO 7.4.1.2

TIEMPO (min.)	ALTURA (mt.) Z	C <sub>L</sub> CONC. % PESO	V VELOCIDAD (cm/min.)	1/C <sub>L</sub> (lt./gr.)	$\frac{1}{C_L} - \frac{1}{C_U}$	$\frac{(1 - \frac{1}{C_U}) \rho_{gw}}{C_L C_U \rho_w}$	$\frac{L C_L}{S}$	Z - Z <sub>α</sub> Z <sub>α</sub> = 0.10 m.	$\frac{Z - Z_{\alpha}}{Z_0 - Z_{\alpha}}$ Z <sub>0</sub> - Z <sub>α</sub> = 1.19 m.	(W <sub>s</sub> /W <sub>l</sub> ) gr. solido lt. agua	(W <sub>l</sub> /W <sub>s</sub> ) lt. agua gr. solido
0	1.29	0.780	4.143	0.1282	0.1115	0.1119	37.02	1.19	1.00	7.80	0.128
1	1.245	0.808	4.143	0.1238	0.1071	0.1075	38.54	1.145	0.9622	8.08	0.124
2	1.207	0.834	4.143	0.1199	0.1032	0.1036	39.99	1.107	0.9303	8.34	0.120
3	1.175	0.856	4.143	0.1168	0.1001	0.1005	41.22	1.075	0.9034	8.56	0.117
4	1.132	0.889	4.143	0.1149	0.0982	0.0986	42.01	1.032	0.8672	8.89	0.112
5	1.090	0.929	4.143	0.1083	0.0916	0.0916	45.22	0.99	0.8319	9.23	0.108
6	1.055	0.956	4.143	0.1048	0.0881	0.0884	46.86	0.955	0.8025	9.54	0.105
7	1.020	0.986	4.143	0.1014	0.0847	0.0850	48.74	0.920	0.7731	9.860	0.101
8	0.980	1.027	3.769	0.0974	0.0807	0.0810	46.53	0.880	0.7395	10.27	0.097
9	0.943	1.070	3.769	0.0935	0.0768	0.0771	48.88	0.843	0.7084	10.70	0.090
10	0.910	1.106	3.769	0.0935	0.0768	0.0771	48.88	0.810	0.6806	11.06	0.091
11	0.880	1.143	3.769	0.0875	0.0708	0.0710	53.08	0.780	0.6554	11.43	0.087
12	0.845	1.195	3.769	0.0839	0.0672	0.0675	55.83	0.745	0.6260	11.95	0.084
13	0.815	1.235	3.769	0.0809	0.0642	0.0644	58.52	0.715	0.6008	12.35	0.081
14	0.785	1.282	2.266	0.0780	0.0613	0.0615	36.84	0.685	0.5756	12.82	0.078
15	0.760	1.324	2.266	0.0755	0.0588	0.0590	38.40	0.660	0.5546	13.24	0.076
16	0.733	1.373	2.043	0.0728	0.0561	0.0563	36.28	0.633	0.5319	13.73	0.073
17	0.715	1.407	1.8117	0.0711	0.0544	0.0546	33.18	0.615	0.5168	14.07	0.071
18	0.700	1.437	1.660	0.0696	0.0529	0.0531	27.06	0.600	0.5042	14.37	0.069
19	0.685	1.469	1.500	0.0681	0.0514	0.0516	29.06	0.585	0.4916	14.69	0.068
20	0.670	1.502	1.350	0.0666	0.0499	0.0501	26.94	0.570	0.4790	15.02	0.067
21	0.660	1.525	1.286	0.0656	0.0489	0.0490	26.24	0.560	0.4709	15.25	0.066
22	0.648	1.553	1.191	0.0644	0.0477	0.0478	24.91	0.548	0.4605	15.53	0.064
23	0.635	1.585	1.152	0.0631	0.0464	0.0465	24.77	0.535	0.4496	15.85	0.063
24	0.624	1.613	1.108	0.0620	0.453	0.0454	24.40	0.524	0.4403	16.13	0.062
25	0.613	1.641	1.068	0.0610	0.0443	0.0444	24.05	0.513	0.4311	16.41	0.061
26	0.603	1.669	1.058	0.0600	0.0433	0.0434	24.10	0.503	0.4227	16.69	0.060
27	0.591	1.703	1.033	0.059	0.0423	0.0425	24.30	0.491	0.4126	17.03	0.059
28	0.581	1.732	1.011	0.0577	0.0410	0.0412	24.53	0.481	0.4042	17.32	0.058
29	0.572	1.759	0.991	0.0568	0.0400	0.0403	24.59	0.472	0.3966	17.59	0.057
30	0.563	1.787	0.983	0.056	0.0394	0.0394	24.94	0.463	0.3891	17.87	0.056
31	0.553	1.820	0.955	0.055	0.0383	0.0384	24.86	0.453	0.3807	18.20	0.055
32	0.542	1.856	0.947	0.0539	0.0372	0.0373	25.38	0.442	0.3714	18.56	0.054
33	0.535	1.880	0.9091	0.0532	0.0362	0.0363	25.04	0.435	0.3655	18.80	0.053
34	0.525	1.917	0.882	0.0522	0.0355	0.0356	24.77	0.425	0.3571	19.17	0.052
35	0.516	1.950	0.840	0.0510	0.0346	0.0347	24.20	0.416	0.3496	19.50	0.051
36	0.508	1.981	0.811	0.0505	0.0338	0.0339	23.92	0.408	0.3429	19.81	0.050
37	0.500	2.012	0.784	0.0497	0.0330	0.0331	23.68	0.400	0.3361	20.12	0.049
38	0.492	2.045	0.777	0.0490	0.0323	0.0324	23.98	0.392	0.3294	20.45	0.048
39	0.484	2.079	0.728	0.0480	0.0313	0.0314	23.18	0.384	0.3227	20.79	0.048
40	0.476	2.114	0.688	0.0473	0.0306	0.0307	22.41	0.376	0.3160	21.14	0.047
41	0.470	2.141	0.666	0.0470	0.0303	0.0304	21.90	0.370	0.3109	21.44	0.046
42	0.463	2.173	0.617	0.0460	0.0294	0.0294	20.98	0.360	0.3050	21.73	0.046
43	0.455	2.211	0.542	0.0450	0.0283	0.0284	19.08	0.355	0.2983	22.11	0.045
44	0.449	2.241	0.540	0.0450	0.0283	0.0284	19.01	0.349	0.2933	22.41	0.045
45	0.443	2.271	0.518	0.0440	0.0273	0.0274	18.90	0.343	0.2882	22.71	0.044
46	0.437	2.303	0.493	0.0434	0.0267	0.0268	18.39	0.337	0.2832	23.03	0.043

Continuación ....

CUADRO 7.4.1.2

TIEMPO (min.)	ALTURA (mt.) z	C <sub>L</sub> CONC. % PESO	V VELOCIDAD (cm/min.)	1/C <sub>L</sub> (lt./gr.)	$\frac{1}{C_L} - \frac{1}{C_U}$	$\frac{(1 - \frac{1}{C_U}) \rho_{aw}}{C_L C_U \rho_w}$	$\frac{L_L C_L}{S}$	Z - Z <sub>α</sub> Z <sub>α</sub> = 0.10 m.	$\frac{Z - Z_{\alpha}}{Z_0 - Z_{\alpha}}$ Z <sub>0</sub> - Z <sub>α</sub> = 1.19 m.	(W <sub>s</sub> /W <sub>l</sub> ) gr. solido lt. agua	(W <sub>l</sub> /W <sub>s</sub> ) lt. agua gr. solido
47	0.430	2.340	0.472	0.0427	0.0260	0.0261	18.08	0.330	0.2773	23.40	0.043
48	0.425	2.368	0.438	0.0422	0.0255	0.0256	17.10	0.325	0.2731	23.68	0.042
49	0.421	2.390	0.398	0.0418	0.0251	0.0252	15.79	0.321	0.2697	23.90	0.042
50	0.418	2.407	0.394	0.0415	0.0248	0.0248	15.88	0.318	0.2672	24.07	0.042
51	0.414	2.430	0.382	0.0413	0.0246	0.0246	15.52	0.314	0.2639	24.30	0.041
52	0.409	2.460	0.375	0.0407	0.0240	0.0240	15.62	0.309	0.2597	24.60	0.041
53	0.406	2.478	0.359	0.0404	0.0237	0.0237	15.14	0.306	0.2571	24.78	0.040
54	0.401	2.509	0.343	0.0399	0.0232	0.0232	14.78	0.301	0.2529	25.09	0.040
55	0.397	2.539	0.338	0.0394	0.0227	0.0227	14.88	0.297	0.2496	25.39	0.039
56	0.396	2.560	0.321	0.0391	0.0224	0.0224	14.33	0.293	0.2462	25.60	0.039
57	0.390	2.580	0.316	0.0388	0.0221	0.0221	14.29	0.290	0.2437	25.80	0.039
58	0.387	2.600	0.307	0.0385	0.0218	0.0218	14.08	0.287	0.2412	26.00	0.038
59	0.385	2.613	0.297	0.0385	0.0216	0.0216	13.75	0.285	0.2395	26.13	0.038
60	0.381	2.641	0.287	0.0379	0.0218	0.0218	13.59	0.281	0.2361	26.41	0.038
65	0.367	2.742	0.246	0.0365	0.0198	0.0198	12.42	0.267	0.2244	27.42	0.036
70	0.355	2.834	0.202	0.0353	0.0186	0.0186	10.86	0.255	0.2142	28.34	0.035
75	0.344	2.925	0.154	0.0342	0.0175	0.0175	8.80	0.244	0.2050	29.25	0.034
80	0.335	3.003	0.154	0.0333	0.0166	0.0166	9.27	0.235	0.1975	30.03	0.033
85	0.325	3.096	0.156	0.0323	0.0156	0.0156	9.87	0.225	0.1891	30.96	0.032
90	0.318	3.164	0.154	0.0316	0.0149	0.0149	10.33	0.218	0.1832	31.64	0.032
100	0.303	3.320	0.154	0.0301	0.0134	0.0134	11.49	0.203	0.1706	33.20	0.030
110	0.288	3.494	0.154	0.0286	0.0119	0.0119	12.94	0.188	0.1580	34.94	0.029
120	0.279	3.606	0.154	0.0277	0.0110	0.0110	14.00	0.179	0.1500	36.06	0.028
142.5	0.252	4.000	0.154	0.0250	0.0083	0.0083	18.55	0.152	0.1277	40.00	0.025
152	0.224	4.500	0.154	0.0222	0.0055	0.0055	28.00	0.124	0.1042	45.00	0.022
180	0.201	5.000	0.154	0.0200	0.0033	0.0033	46.66	0.101	0.0849	50.00	0.020
195	0.183	5.500	0.154	0.0182	0.0015	0.0015	102.66	0.083	0.0697	55.00	0.018
206 *	0.168	6.000	0.154	0.0167	0.0000	-	-	0.068	0.0571	60.00	0.017
214.5	0.155	6.500	0.154	0.0154	-	-	-	0.055	0.0462	65.00	0.015

$$\left. \begin{aligned} \rho_{aw} &= 0.999 \\ \rho_w &= 0.995 \end{aligned} \right\} \rho_{aw} = 1.004$$

$$\frac{1}{C_u} = \frac{1}{60} = 0.0167$$

VALOR DE Z<sub>α</sub> : 0.10 mt. ( VALOR TANTEADO)

LUEGO: Z<sub>0</sub> - Z<sub>α</sub> = ( 1.29 - 0.10 ) mt. = 1.19 mt.



$$L_u = \frac{(0.0304 \text{ m}^3/\text{seg}) \times (7.8 \text{ kgr}/\text{m}^3)}{(60 \text{ kgr} / \text{m}^3)}$$

$$L_u = 0.003952 \text{ m}^3 / \text{seg.}$$

$$L_u = 3.952 \text{ lt}/ \text{seg.}$$

A partir de la ecuación 7.4.1.12, obtenemos el caudal de derrame (V)

$$V = L_o C_o \left| \frac{P_o}{C_o} - \frac{P_u}{C_u} \right| \frac{1}{P_w}$$

$$V = 0.0304 \frac{\text{m}^3}{\text{seg.}} \times 7.8 \frac{\text{kgr}}{\text{m}^3} \left| \frac{999}{7.8} - \frac{1,031}{60} \right| \frac{1}{995}$$

$$V = 0.23712 \times 110.894 \times 0.001$$

$$V = 0.02629 \text{ m}^3/\text{seg.}$$

$$V = 26.29 \text{ lt}/\text{seg.}$$

ii) Cálculo del área (S), del espesador:

El área del espesador se calcula a partir de la ecuación 7.4.1.15, graficando

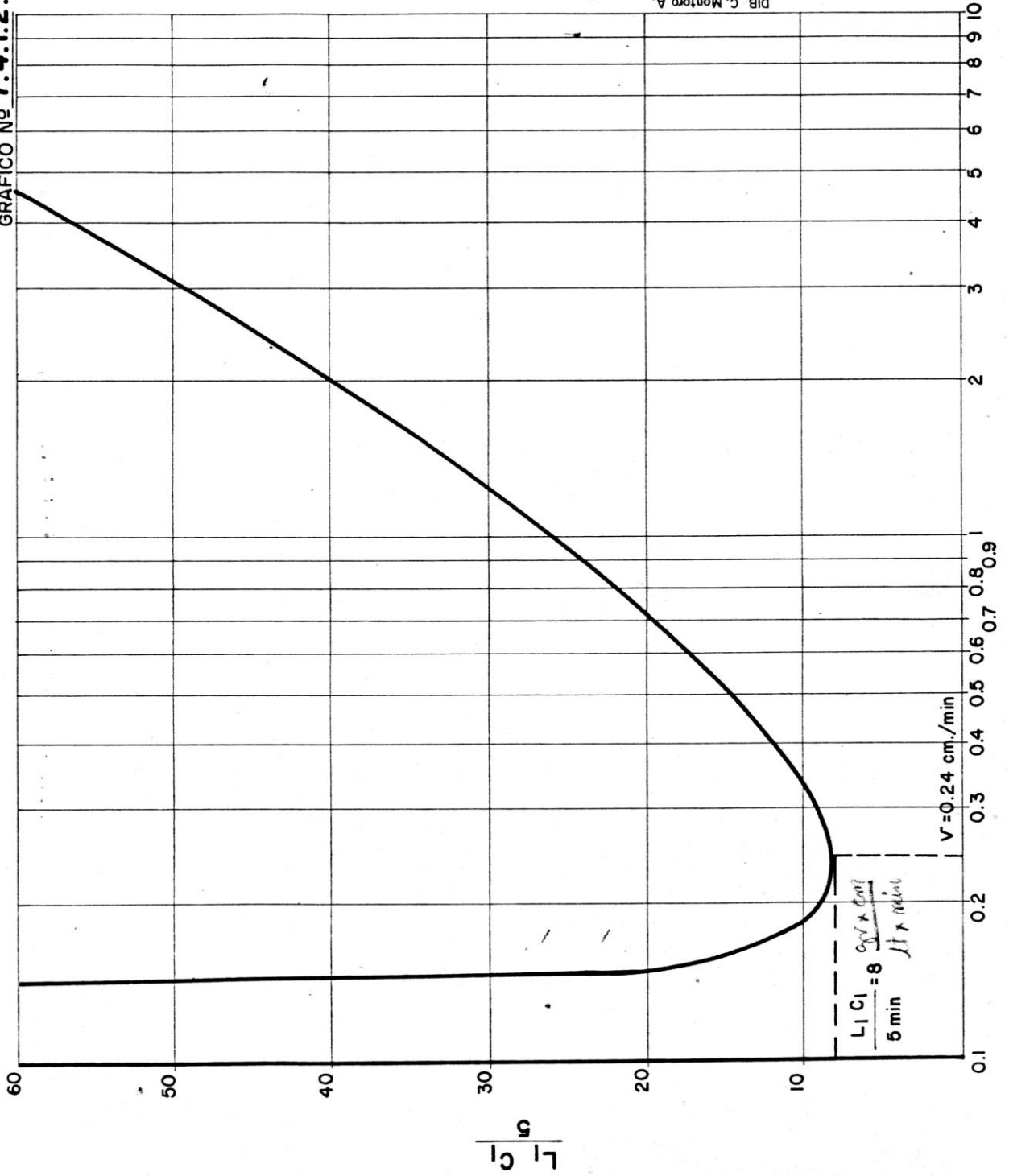
$$\frac{L_L C_L}{S} = f \left( \frac{V}{\left| \frac{1}{C_L} - \frac{1}{C_u} \right| \frac{P_{aw}}{P_w}} \right), \text{ ver cuadro:}$$

7.4.1.2, y gráfica 7.4.1.2.2

Se obtiene  $\frac{L_L C_L}{S_{\text{min.}}} = 8 \frac{\text{gr} \times \text{cm}}{\text{lt} \times \text{min}}$ , entonces

$$S_{\text{min}} = \frac{L_L C_L}{8.0} \frac{\text{lt} \times \text{min}}{\text{gr} \times \text{cm.}}$$

GRAFICO Nº 7.4.1.2.2



DIB. C. Montoro A.

De la tabla 7.4.1.2, para  $V = 0.24$  cm/min.  
se tiene  $CL = 2.7531$  %

$$CL = 27.531 \text{ gr/lit.}$$

$$\text{Como: } L_L C_L = L_0 C_0 = 0.0304 \frac{\text{m}^3}{\text{seg.}} \times 7.8 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

$$L_L C_L = 0.23712 \text{ kg/seg.}$$

Luego : reemplazando  $S_{min}$ , se tiene:

$$S_{min} = \frac{0.2371}{8.0}$$

$$S_{min} = \frac{0.2371 \times 100 \times 60}{8} \text{ m}^2$$

$$S_{min} = 177.825 \text{ m}^2$$

$$S_{min} = 178. \text{ m}^2$$

Como el espesor es de sección circular, el diámetro (D) , será:

$$S_{min} : \frac{\pi D^2}{4} \quad D = \sqrt{\frac{4 S_{min}}{\pi}}$$

$$D = 15 \text{ m.}$$

iii) Cálculo de la profundidad (H), del espesor:

Primeramente se calcula el volumen de la zona de compresión, según la ecuación 7.4.1.18.

$$V = \frac{L_0 C_0}{\rho_s} (\theta - \theta_c) + \frac{L_0 C_0}{\rho_w} \int_{\theta_c}^{\theta} \frac{w_L}{w_S} d\theta$$

El tiempo crítico se calcula a partir de la figura 7.4.1.2.3, determinando el tiempo a un valor de  $(Z_0 + Z_δ) / 2$ . Encontramos que este tiempo es de 10'30". La concentración final requerida es de 60 kgr/m<sup>3</sup>. Por la tabla 7.4.1.2, encontramos que se requieren 206 min. equivalente a 3 horas , 25 min. 60 seg., gráfica 7.4.1.2.4. Por tanto, el tiempo de retención en la zona de compresión es  $(\theta - \theta_c) = (206 - 10.5)$  min. o sea, 195.5 min.

El segundo miembro de la ecuación 7.4.1.18 , es decir la integral, lo calculamos gráficamente, ver tabla 7.4.1.2 y gráfica 7.4.1.2.5.

$$\text{obteniéndose } \int_{\theta_c}^{\theta} \frac{wL}{ws} d\theta = 6.8563 \frac{\text{lt agua}}{\text{gr sólido}} \times$$

minuto.

Reemplazando valores en la ecuación 7.4.1.18.

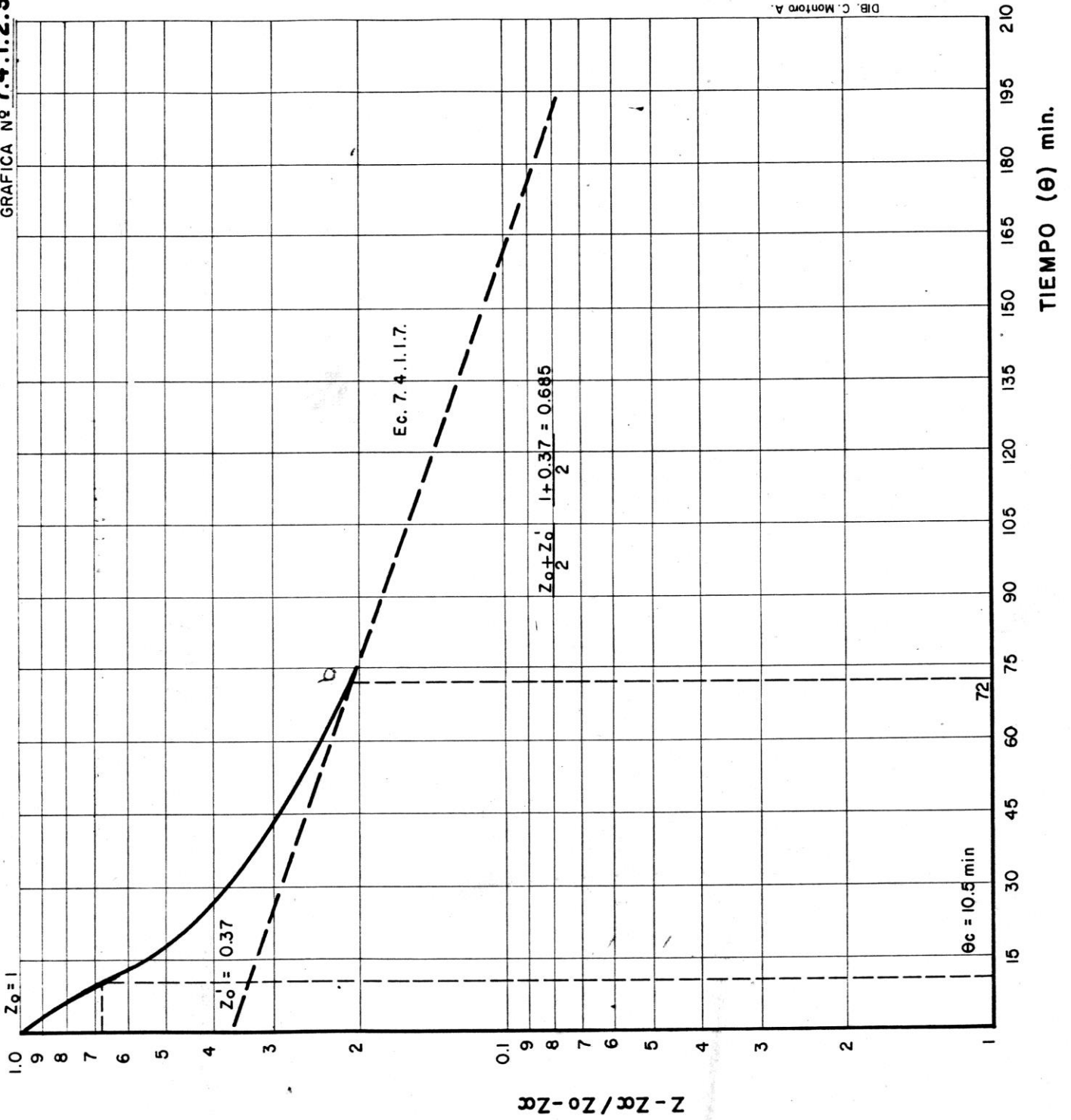
$$V = \frac{0.0304 \times 7.8}{1,028} \times 11.730 + \frac{0.0304 \times 7.8}{995} \times 411.378.$$

$$V = (2.706 + 0.98) \text{ m}^3$$

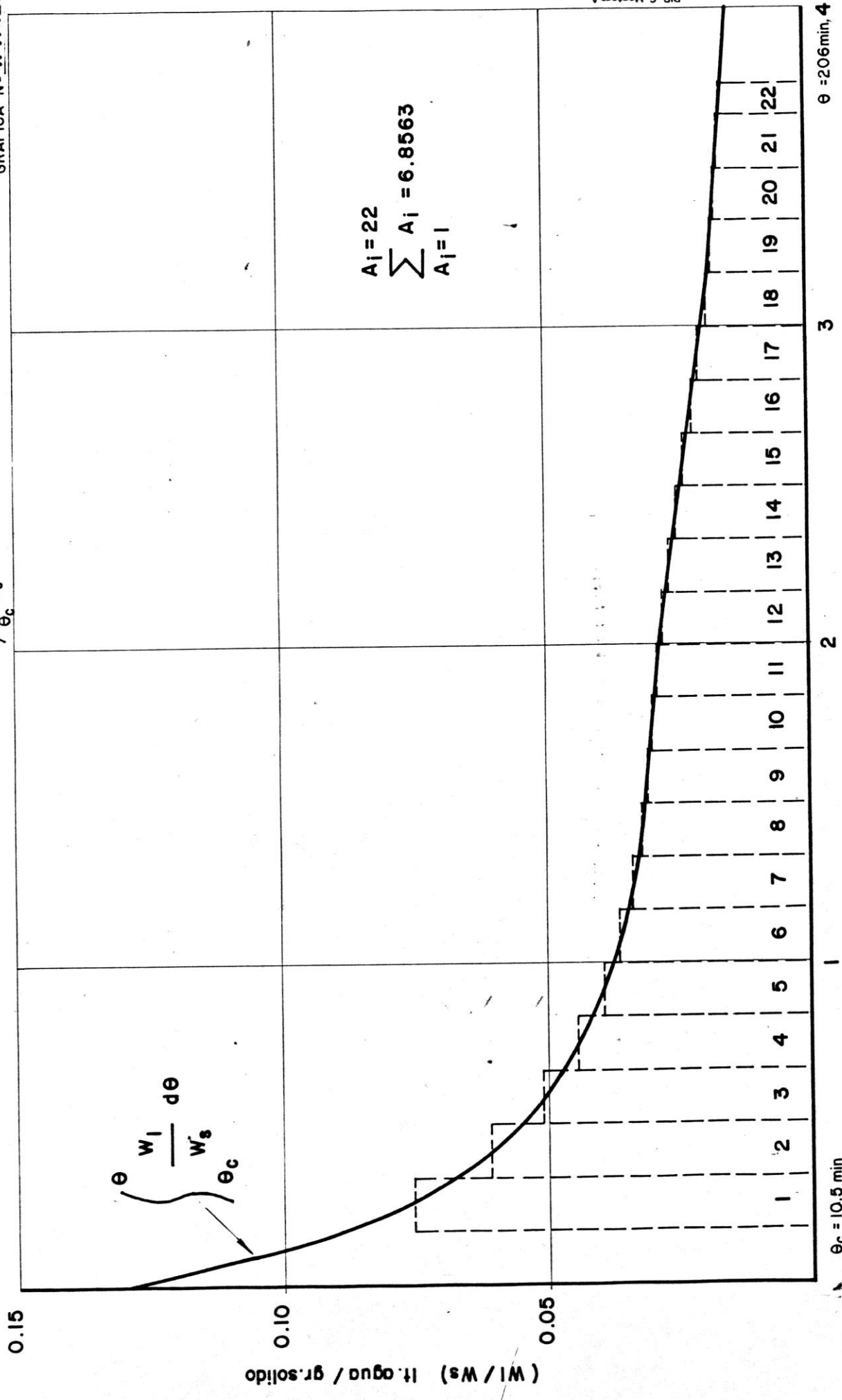
$$V = 2.7244 \text{ m}^3$$

La altura en la zona de compresión será :

$$H_c = \frac{V}{S_{\text{min}}}$$



CALCULO DE LA INTEGRAL  $\int_{\theta_c}^{\theta} \frac{w_l}{w_s} d\theta$ , GRAFICAMENTE



TIEMPO, (Hr.)

Por cuestiones de seguridad,  $S_{min}$  se ha de considerar un 60% del teórico, es decir :

$$\begin{aligned} S &= 0.60 S_{min} \\ &= 0.60 \times 178 \text{ m}^2 \\ S &= 106.80 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Entonces la altura en la zona de compresión ( $H_c$ ) :

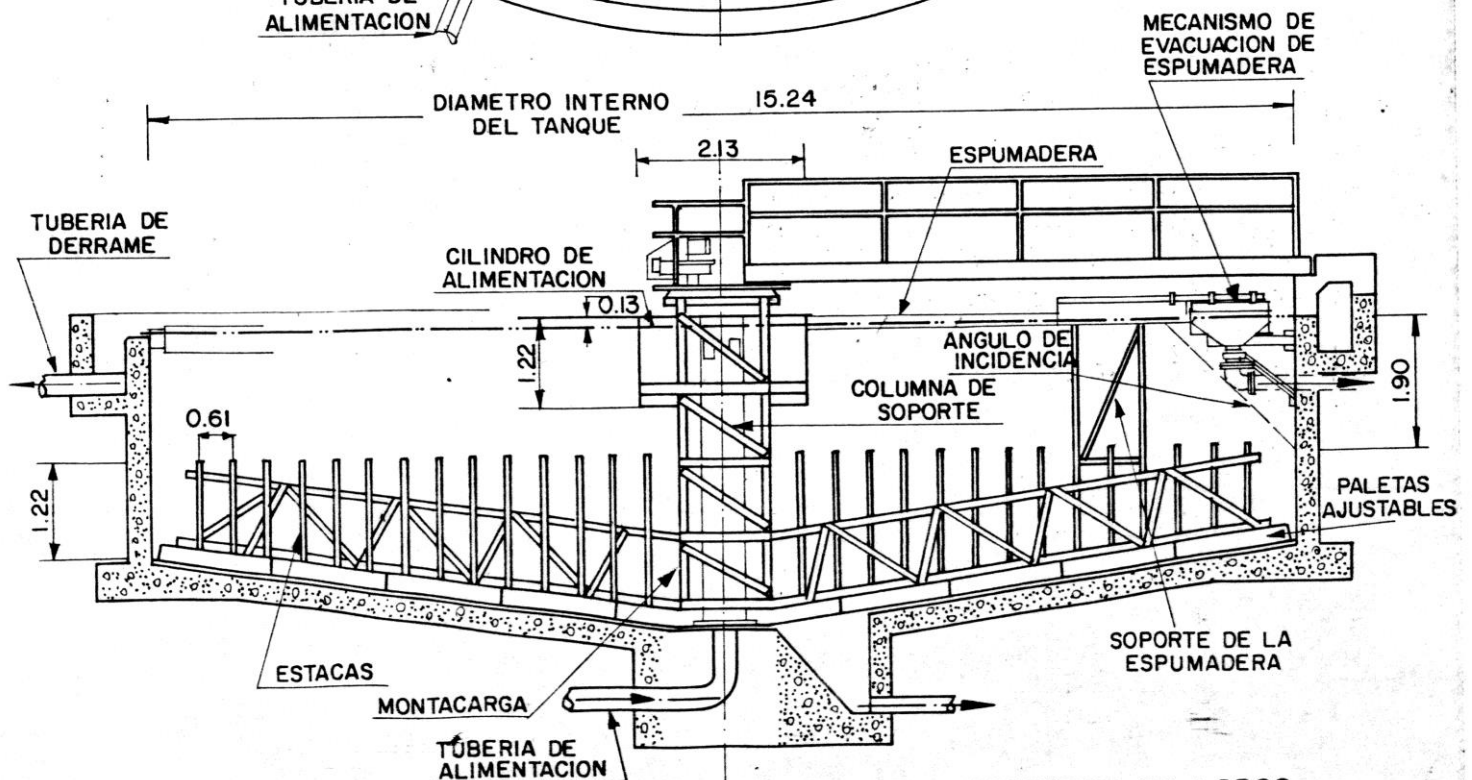
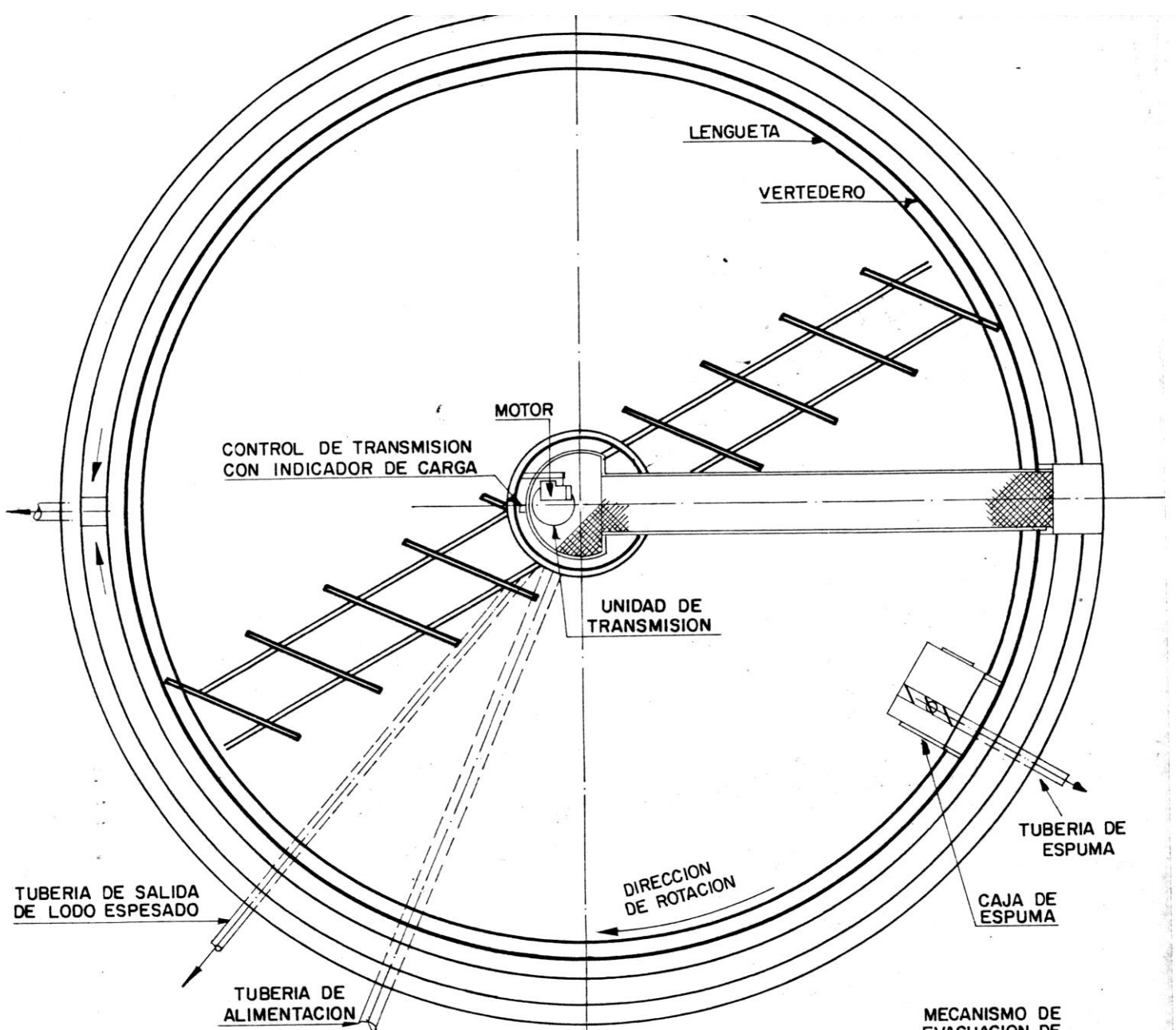
$$\begin{aligned} H_c &= \frac{2.7244 \text{ m}^3}{106.80 \text{ m}^2} \\ H_c &= 0.025 \text{ m.} \end{aligned}$$

Luego, la altura total, ( $H$ ) del espesador será:

- Altura de la zona de compresión = 0.0250 m
  - Por inclinación de fondo 2 pies = 0.6097 m
  - Por capacidad del tanque 2 pies = 0.6097 m
  - Por sumersión de la alimentación 3 pies = 0.9146 m
  - Por seguridad del estanque 1 pie = 0.3848 m
- 2.5438 m

Altura Total,  $H = 2.5438 \text{ m.}$

Existe en el mercado internacional diseños de espesadores, por conveniencia se ha escogido las unidades convencionales que se ajusten a las dimensiones previamente determinadas, y que son distribuidas en nuestro país por la firma Ver miglio & Nieri S.C.R. Ltda., denominada como SLUDGE THICKENER TYPE "CST", ver gráfico 7.4.1.2.6.



**ESPESADOR DE LÓDOS  
TIPO "C.S.T."**

ESC. 1:100  
GRAFICO Nº 7.4.1.2.6



#### 7.4.2 Diseño de los Reactores de Acidificación

El diseño de los aparatos empleados en las etapas de tratamiento físico se estudia en las operaciones básicas de la Ingeniería Química, económicamente, la etapa de tratamiento químico puede ser de poca importancia, como por ejemplo, si se realiza en un simple tanque de mezcla, sin embargo, es más frecuente que esta etapa sea la más significativa del proceso, es decir, la que económicamente decide la posibilidad del mismo.

Para el diseño del reactor hemos de disponer de información, conocimiento y experiencia en diferentes campos, transporte de materia y energía, así mismo en el campo económico.

En el diseño del reactor hemos de responder a dos preguntas:

1. ¿ Qué cambios hemos de esperar que ocurran? .
2. ¿ Con qué rapidez tendrá lugar ? .

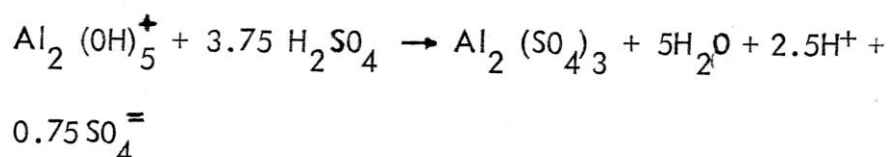
La primera pregunta concierne a la termodinámica y la segunda a los diferentes procesos de velocidad, ( cinética química, transmisión de calor, etc.).

La termodinámica suministra dos fuentes importantes de información necesarias para el diseño, tales como: El calor desprendido o absorbido durante la reacción y la extensión máxima posible de la misma.

El Ingeniero Químico ha de conocer la cinética de la reacción para hacer un diseño satisfactorio del reactor, en la que ésta ha de efectuarse a escala industrial. Si

la reacción es suficientemente rápida, como la que ocurre en la recuperación del sulfato de aluminio, para que el sistema esté prácticamente en equilibrio, el diseño es muy sencillo, ya que no será necesaria la información cinética, y resulta suficiente la información termodinámica.

Así podemos apreciar en el Capítulo V, Sub-Capítulo 5.1.5 para la reacción de recuperación se requiere un tiempo de reacción de 35 minutos, siendo esta:



Con el fin de completar el diseño de los reactores de acidificación hemos de diseñar:

1. Tanque del reactor, (número de unidades)
2. Potencia del motor del agitador
3. Ecuación de calor de reacción
4. Chaqueta de enfriamiento
5. Equipos auxiliares.

#### 7.4.2.1 Diseño del Tanque del Reactor

La capacidad de estas unidades está supeditada al volumen de lodo que hemos de tratar en la planta de recuperación, como se ha visto anteriormente en el capítulo VII, sub-capítulo 7.4.1, se ha previsto la existencia de

dos espesadores, con una capacidad unitaria de 3.95 lt/seg. con una concentración promedio de 6.0% (% en peso), así tendremos un volumen neto de lodo espesado:

- Caudal de lodo espesado total (6%) :  
7.904 lt/seg.
- Volumen de lodo por día :  $V_L = 683 \text{ m}^3$ .

Como se menciona anteriormente, el tiempo de reacción necesario será de 35 minutos, asu mimos un tiempo de carga y descarga del orden de 30 minutos, por lo que se requiere un tiempo de 65 minutos/Batch.

Ahora bién, de las 24 horas diarias se trabajaría un tiempo neto de 19.5 horas, siendo la 1.5 hora restante el tiempo en que el personal cumpla con los cambios de guardia. En el tiempo de 19.5 horas, lograríamos un número a 19.2 Batch.

$$\# \text{ Batch} = \frac{19.5 \text{ hrs} \times 60 \text{ min/hrs.}}{65 \text{ min/Batch.}} = 19.2 \text{ Batch.}$$

El número de reactores estaría supeditado a la capacidad de estas unidades, así tendríamos que de contarse con una sola unidad esta sería de :

$$\text{Capac.} = \frac{683 \text{ m}^3}{19.2 \text{ Batch}} = 36 \text{ m}^3/\text{Batch}$$

Lo que consideramos como un volumen de difícil control, para lo cual asumiremos unidades de menor volumen para de esta forma tener una planta más operativa, siendo el volumen requerido de  $2.5 \text{ m}^3$ , y el número de estas unidades de :

$$\# \text{ reactores} = \frac{683 \text{ m}^3}{\frac{2.5 \text{ m}^3}{\text{Batch}} \times 19.2 \text{ Batch}} =$$

14.2 reactores.

Número de unidades requeridas 15 reactores de  $2.5 \text{ m}^3$  de capacidad, siendo la capacidad de acidificación de cada unidad por día de  $45.5 \text{ m}^3$  de lodo, equivalente a  $1.89 \text{ m}^3$  de lodo acidificado/hora.

Establecido el volumen de la unidad, procedemos al dimensionamiento de ésta:

Para un volumen (V) de  $2.5 \text{ m}^3$ , se tiene la relación  $R = H/D = 1.5$ , siendo H y D, altura y diámetro de cilindro respectivamente.

Conocemos  $V = \frac{\pi}{4} D^2 \times H$ , y  $H = 1.5 D$

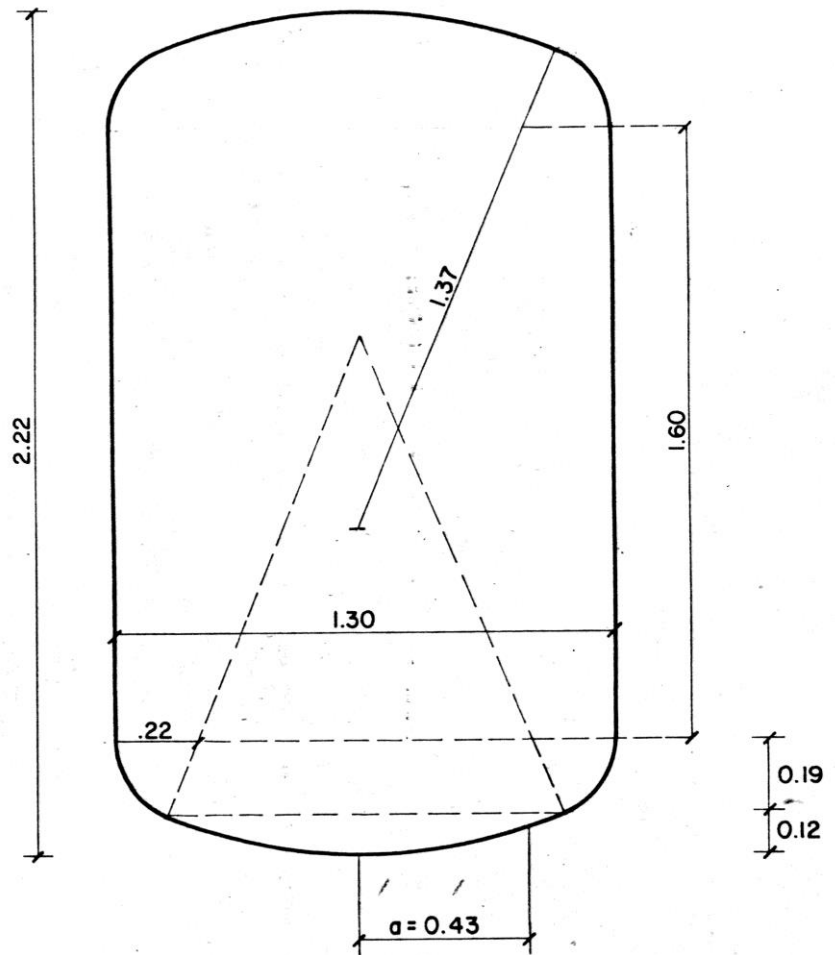
$$V = 0.7854 D^2 \times 1.5 D$$

$$V = 1.1781 D^3, \text{ donde } V = 2.5 \text{ m}^3$$

**TANQUE - REACTOR**

GRAFICA Nº **7.4.2.1**

ESC. 1: 20



Despejando D y reemplazando el valor de V, tenemos:

$$D = \sqrt[3]{2.122}$$

$$D \cong 1.30 \text{ mt.}$$

Entonces  $H = 1.5 \times 1.30 \text{ mt.}$

$$H = 1.95 \text{ mt.}$$

Con estas dimensiones construiremos la gráfica 7.4.2.1, resolviendo los detalles de construcción.

Replanteando el volumen del cilindro para la zona recta y los sectores esféricos.

- Volumen del cilindro : para  $H = 1.60 \text{ mt.}$   
y  $D = 1.30 \text{ mt.}$

$$V = 0.7854 (1.30)^2 \text{ m}^2 \times 1.60 \text{ m}$$

$$V = 2.123 \text{ m}^3$$

- Volumen del sector esférico :

$$V = \frac{2}{3} \pi r^2 h$$

donde :  $r = 1.37 \text{ m}$  y  $h = 0.12 \text{ m}$

$$V = \frac{2}{3} \times 3.1416 \times (1.37)^2 \text{ m}^2 \times 0.12 \text{ m.}$$

$$V = 0.4717 \text{ m}^3$$

- Volumen del cono regular

$$V = \frac{1}{3} \pi a^2 L,$$

Donde :  $a = 0.43 \text{ m}$  y  $L = 1.06 \text{ m}$

$$V = \frac{1}{3} \times 3.1416 \times (0.43)^2 \text{ m}^2 \times 1.06 \text{ m}$$

$$V = 0.205 \text{ m}^3$$

- Volumen del segmento esférico:

$$V = \left(\frac{2}{3} \pi r^2 h\right) - \left(\frac{1}{3} \pi a^2 L\right)$$

$$V = 0.4717 \text{ m}^3 - 0.205 \text{ m}^3$$

$$V = 0.2667 \text{ m}^3$$

- Volumen del toro :

$$V = \frac{2}{6} \pi a b^2$$

donde :  $a = 0.43 \text{ m}$  y  $b = 0.22 \text{ m}$

$$V = 3 \times 3.1416 \times 0.43 \text{ m} \times (0.22)^2 \text{ m}^2$$

$$V = 0.196 \text{ m}^3$$

- Volumen util del tanque del reactor será:

$$V = 2.123 \text{ m}^3 + 0.2667 \text{ m}^3 + 0.196 \text{ m}^3$$

$$V = 2.586 \text{ m}^3$$

- Volumen total del tanque:

$$V = 2.123 \text{ m}^3 + 2 (0.2667 \text{ m}^3 + 0.196 \text{ m}^3)$$

$$V = 3.0 \text{ m}^3$$

#### 7.4.2.2 Diseño de la Potencia del Motor de Agitación

Los requerimientos de potencia del agitador se rá la necesaria para producir en el lodo un gra diente equivalente a 250 RPM, el que fue ob tenido a partir de la unidad experimental, el modelo del agitador de paletas será equivalente al número de Reynold que deseamos producir en la agitación, con el fin de evaluar ésta y di señar la potencia se ha utilizado la Bibliografía de Manual del Ingeniero Químico de Jhon Pe rry, edición en Inglés, Cap. 19, Pág. 19.8 , VII edición.

La presencia o ausencia de turbulencia ocasionada por un impulsor (agitador), en un tanque agitado puede ser correlacionado con el núme ro de Reynold, definido por la ecuación :

$$N_{Re} = \frac{D_a^2 N P}{\mu} \dots\dots\dots 7.4.2.2.a.$$

Donde : N: velocidad rotacional, Rev/seg.

Da: diámetro del impulsor, (agitador), pie

P : densidad del fluído, lb/pie<sup>3</sup>

μ : viscosidad, lb/pie-seg.

El flujo en el tanque es turbulento cuando el  $N_{Re} > 10,000$ , para un  $N_{Re}$  entre el rango de 10,000 y 10 se dice que el rango es de -



transición lo que quiere decir que el flujo es turbulento en el agitador y laminar en algunas partes del recipiente, y cuando el  $N_{Re} < 10,000$  el flujo es laminar solamente.

Es así que las paletas de rotación y turbinas, al cambiar de dirección, incrementan la velocidad del fluido.

La velocidad de descarga del impulsor es la velocidad perpendicular del fluido sobre el área de descarga del impulsor. El paso del fluido a través de esta área es proporcional a la velocidad periférica y al cuadrado de la velocidad en cada punto de descarga bajo condiciones de flujo turbulento.

Las siguientes ecuaciones relacionan la velocidad y potencia para impulsores (tipo turbina con paso de  $45^\circ$ ), geoméricamente similares bajo condiciones de flujo turbulento.

$$Q = N_q N Da^3 \quad \dots\dots\dots 7.4.2.2.b$$

$$H = \frac{N_p N^2 Da^2}{N_q g c} \quad \dots\dots\dots 7.4.2.2. c$$

$$P = N_p \rho N^3 \frac{Da^5}{g c}, \quad P = \rho QH \dots 7.4.2.2.d$$

CORRELACION DE POTENCIA DEL IMPULSOR (AGITADOR)



$$NRe = \frac{D^2 NP}{\mu}$$

donde:

$Q$  = caudal de descarga del impulsor,  $\text{pie}^3/\text{seg}$ .

$N_q$  = coeficiente de descarga

$H$  = velocidad de cabeza,  $\text{pie-lbf}/\text{seg}$ .

$g_c$  = constante dimensional ,  $32.2 \text{ pie-lb}/\text{lbf-seg}^2$

$N_p$  = Número de potencia

La velocidad de descarga  $Q$ , ha sido medido para varios tipos de impulsores, y el coeficiente  $N_q$ , ha sido calculado entre 0.4 y 0.5 para un impulsor con igual diámetro, hasta un  $N_{Re} = 10^5$ , para turbinas con paso de  $45^\circ$ ,  $N_q$  está en el rango de 0.7 a 2.9, dependiendo del número de paletas, y de la relación altura de la paleta a diámetro del impulsor y relación diámetro del impulsor a diámetro del tanque. El  $N_p$  está relacionado con el  $N_{Re}$  en la gráfica 19.13 del Handbook de Perry, y que muestra aquí como la gráfica N<sup>o</sup> 7.4.2.2.a.

Las ecuaciones o relaciones para el diseño del agitador de turbina con 4 paletas y paso  $45^\circ$ , son las siguientes:

$$\frac{\text{Diámetro del recipiente}}{\text{Diámetro del impulsor}} = \frac{D}{L} = 3 \dots 7.4.2.2.e$$

$$\frac{\text{Ancho}}{\text{Diámetro}} \text{ (del impulsor) } = \frac{W}{L} = \frac{1}{4} \dots 7.4.2.2.f$$

$$\frac{\text{Profundidad del impulsor}}{\text{Diámetro del recipiente}} = \frac{H}{D} = 1.0 \dots\dots$$

7.4.2.2.g

$$\frac{\text{Juego o espacio libre en el fondo}}{\text{Diámetro del recipiente}} = \frac{Y}{D} =$$

$$\frac{1}{5} \text{ a } \frac{1}{2} \dots\dots\dots 7.4.2.2.h.$$

Arbol montado verticalmente en el eje del recipiente,

\* Cálculo de diseño del agitador o impulsor del tipo turbina con cuatro paletas y paso de 45°

Según la relación 7.4.2.2.c,  $\frac{D}{L} = 3$

donde  $D = 1.30 \text{ m}$ , luego  $L = \frac{1.3}{3} = 0.43 \text{ m}$

$$\approx 0.45 \text{ m.}$$

Como las paletas estarán montadas en un cubo de 7 cm de arista, el diámetro total será de 0.52 m.

El ancho de las paletas, utilizando la relación 7.4.2.2.f,  $\frac{W}{L} = 0.25$ .

donde :  $L = 0.45 \text{ m}$ , luego  $W = 0.43 \text{ m} \times 0.25$   
 $W = 0.10 \text{ m}.$

La turbina será colocada a una profundidad tal, que la altura de lodo sobre esta sea igual al

diámetro del tanque, es decir  $D=H=1.30$  m. El espacio libre en el fondo será de  $Y = \frac{D}{5}$ , donde  $D = 1.30$  m.

luego  $Y = 0.26$  m.

Con las medidas encontradas se ha construido la gráfica 7.4.2.2.b,y

\* Cálculo de la potencia del motor.

Parámetros seleccionados

- Velocidad rotacional (N) = 250 RPM = 4.17 RPS.

- Diámetro del impulsor ( $D_a$ ) = 0.52 m x

$$\frac{3.28 \text{ pie}}{\text{m}} = 1.7056 \text{ pie}$$

- Densidad del lodo \* ( $\rho$ ) =  $1.039 \frac{\text{kgr}}{\text{m}^3}$  x

$$0.06245 \frac{\text{lb-m}^3}{\text{pie}^3\text{-kgr}}$$

$$\rho = 64.89 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}$$

- Viscosidad del lodo\* ( $\mu$ ) = 2.9 cp. x

$$6.72 \times 10^{-4} \frac{\text{lb/pie-seg}}{\text{cp.}}$$

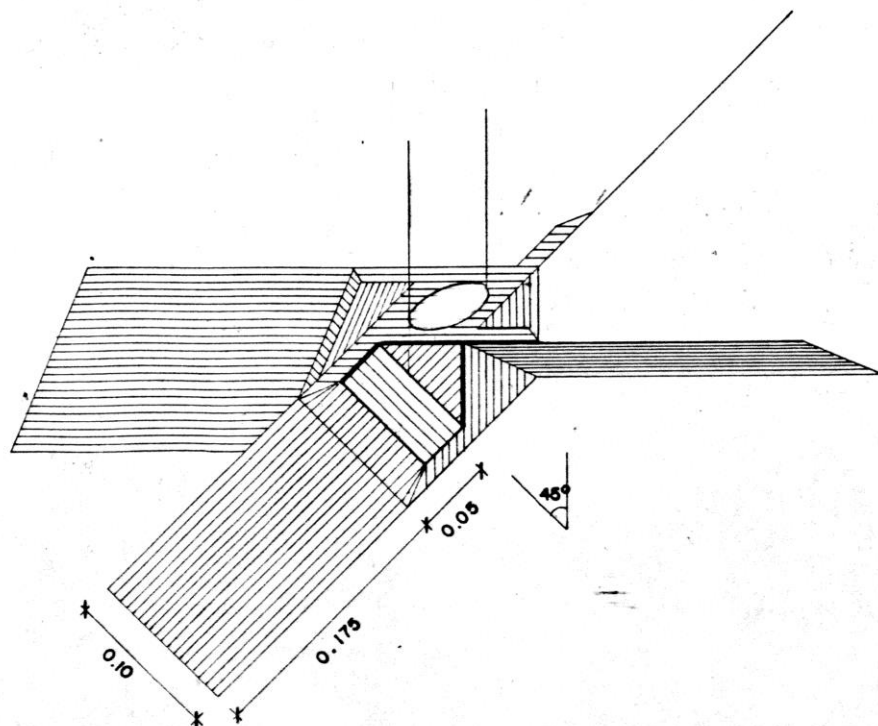
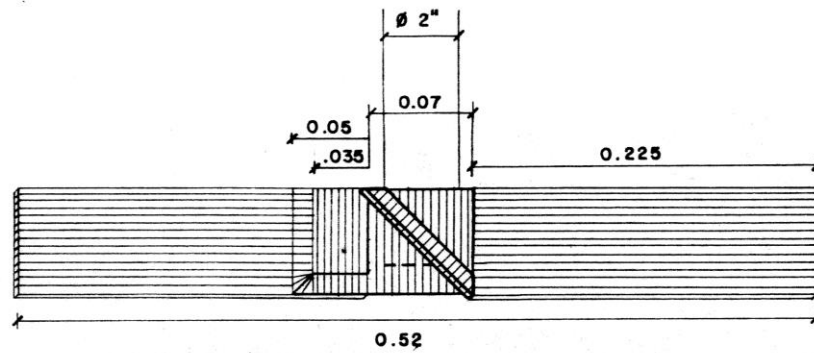
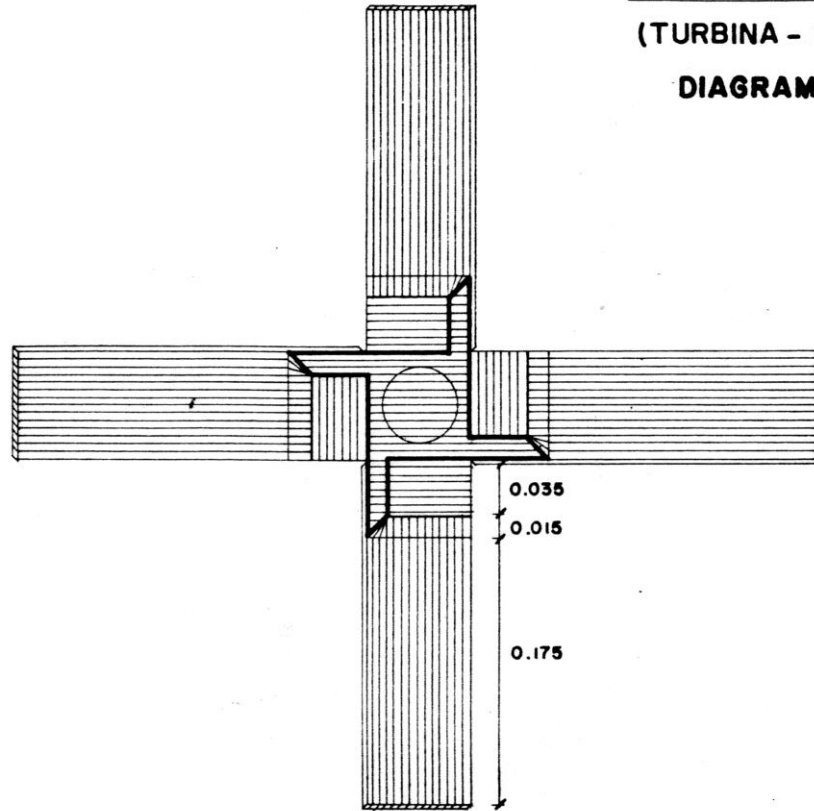
cp.

$$\mu = 1.949 \times 10^{-3} \frac{\text{lb}}{\text{pie seg.}}$$

---

Nota \* , la densidad y viscosidad se refieren a las del lado acidificado.

AGITADOR DE PALETAS  
(TURBINA - PASO - 45°)  
DIAGRAMA Nº 7.4.2.2.b



Cálculo del  $N_{Re}$ , a partir de la ecuación

7.4.2.2.a.

$$N_{Re} = \frac{Da^2 N_p \rho}{\mu}, \text{ reemplazando valores,}$$

se tiene:

$$N_{Re} = \frac{(1.7056)^2 \times 4.17 \times 64.89}{1.949 \times 10^{-3}}$$

$$N_{Re} = 403,883.7$$

$$N_{Re} = 4 \times 10^5$$

De la gráfica 7.4.2.2.a calculamos el  $N_p$ , para

$$N_{Re} = 4 \times 10^5$$

se tiene  $N_p = 1.4$

Con la ecuación 7.4.2.2.d, calculamos la potencia neta :

$$P = N_p \rho N^3 \frac{Da^5}{gc}, \text{ reemplazando valores se tiene:}$$

$$P = 1.4 \times 64.89 \times (4.17)^3 \times \frac{(1.7056)^5}{32.2} \frac{\text{lbf-pie} \times}{\text{seg.}}$$

$$\frac{1\text{Hp}}{550 \frac{\text{lbf-pie}}{\text{seg.}}}$$

$$P = 5.368 \text{ Hp}$$

Asumiendo una eficiencia del orden de 60 %, la potencia real será de:

$$P = \frac{5.368 \text{ Hp}}{0.6} \qquad P = 8.94 \text{ Hp}$$

Si consideramos un motor de 1700 RPM, necesitaremos de un reductor equivalente a  $\frac{1700 \text{ RPM}}{250 \text{ RPM}} =$

6.8.

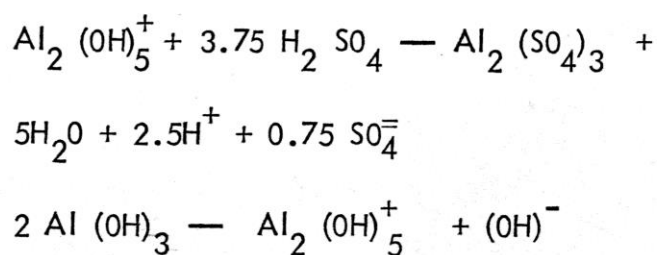
#### 7.4.2.3 Cálculo del Calor de Reacción

El calor desprendido durante la reacción de recuperación de alumina depende de la naturaleza del sistema reaccionante, de la cantidad de sustancia que reacciona y de la temperatura y presión del sistema, el calor de reacción puede ser estimado a partir de la Primera Ley de la Termodinámica, según la relación.

$$Q_R = \Delta H_{\text{Reacción}} = \sum H_P - \sum H_R$$

en la que los subíndices P y R, se refieren a los reactivos y productos y H son las entalpías de formación.

Así tenemos, para la reacción de recuperación:





Siendo los calores de formación entalpias a 25°C,  
según tablas.

$$\text{H}_2\text{SO}_4 (\text{l}) \quad : \quad H_f = -193,690 \text{ cal/molgr.}$$

$$\text{Al}(\text{OH})_3 \quad : \quad H_f = -304,800 \text{ cal/molgr.}$$

$$\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \quad : \quad H_f = -893,900 \text{ cal/molgr.}$$

$$\text{H}_2\text{O} \quad : \quad H_f = -68,317 \text{ cal/molgr.}$$

$$\Sigma H_p = \left| -893,900 \frac{\text{cal}}{\text{molgr.}} + 5(-68,317 \frac{\text{cal}}{\text{molgr.}}) \right|$$

$$\Sigma H_p = -893,900 \frac{\text{cal}}{\text{molgr.}} - 341,585 \frac{\text{cal}}{\text{molgr.}}$$

$$\Sigma H_p = -1'235,485 \text{ cal/molgr.}$$

$$\Sigma H_R = \left| 2(-304,800 \text{ cal/molgr.}) + 3.75 \right. \\ \left. (-193,690 \text{ cal/molgr.}) \right|$$

$$\Sigma H_R = -609,600 \text{ cal/molgr} - 726,337.5 \text{ cal/molgr.}$$

$$\Sigma H_R = -1'335,937.5 \text{ cal/molgr.}$$

$$\text{Por lo que } \Delta H_{\text{Reacción}} = \Sigma H_p - \Sigma H_R \\ = \left| -1'235,485 \frac{\text{cal}}{\text{molgr.}} - \right. \\ \left. (-1'335,937.5 \frac{\text{cal}}{\text{molgr.}}) \right|$$

$$\Delta H_{\text{Reacción}} = -100,452.5 \text{ cal/molgr.}$$

El valor negativo (-100,452,5 cal/molgr), nos confirma la exotermicidad de la reacción.

#### 7.4.2.4 Cálculo de la Chaqueta de Enfriamiento

La exotermicidad de la reacción hace necesario, se cuenta con un sistema de enfriamiento, con el fin de obtener la temperatura óptima de reacción (Recuperación Máxima de Sulfato de Aluminio), para este caso se ha considerado una chaqueta de enfriamiento. Para completar el diseño y los cálculos de transmisión del calor, se ha de utilizar los mecanismos de transmisión de calor por convección, es decir la transmisión de calor de un fluido a otro, a través de una pared sólida.

La siguiente ecuación es usada para evaluar la cantidad de calor transferido por convección :

$$\frac{dQ}{d\theta} = hA \Delta T \dots\dots\dots 7.4.2.3.a$$

La constante de proporcionalidad  $h$ , es designada como el coeficiente de transmisión de calor y es función del tipo de agitación y de la naturaleza del fluido. (Btu/h·(ft)<sup>2</sup> (°F)

donde :  $\frac{dQ}{d\theta}$  = Cantidad de calor transferido en un tiempo  $\theta$ , Btu

$A$  : Area de transmisión de calor (ft<sup>2</sup>)

$\Delta T$  : Diferencia de temp. (°F)

El coeficiente de transmisión de calor puede ser calculado a partir de la ecuación empírica, desarrollada por CHILTON, DREW y JEBENS .

$$\frac{hd}{k} \left( \frac{\mu_s}{\mu} \right)^{0.14} = 0.36 \left( \frac{P^2 N \rho}{\mu} \right)^{2/3} \left( \frac{c \mu_s}{k} \right)^{1/3}$$

..... 7.4.2.3.b

donde : h , coeficiente de transmisión de calor;  
(BTU / (hr) (ft)<sup>2</sup> (°F)

d, diámetro del reactor ; ft

k , conductividad térmica del material del reactor, BTU/ (hr) (ft<sup>2</sup>) (°F/ft)

$\mu_s$ , viscosidad del lodo a la temperatura de la pared del reactor (interna) , lb/(ft) (hr).

$\mu$  , viscosidad del lodo a la temperatura de la mezcla.

P = Longitud de la paleta del agitador, (ft)

N= Número de revoluciones por hrs.

$\rho$  = Densidad de la mezcla a la temperatura de esta, lb/ ft<sup>3</sup>).

c= Calor específico del fluido en el reactor a temperatura de la mezcla, BTU./ (lb) (°F).

Cantidad de sulfato de aluminio recuperado por Batch.

Volumen neto de lodo al 6% de conc. que se ha de acidificar en un Batch será :  $2.3 \text{ m}^3$  , luego cantidad neta de sólidos es de  $0.138 \text{ m}^3$ .

Solución recuperable  $\pm$   $2.16 \text{ m}^3$

Conc. de la solución recuperable :  $61.5 \text{ mgr/ml}$ .

$$\text{Total : } \frac{61.5 \text{ gr de } (\text{SO}_4)_3 \text{ Al}_2}{\text{lt de solución}} \times 2.3 \text{ m}^3 \text{ de soluc.} \times$$

$$\frac{1000 \text{ lt}}{1 \text{ m}^3} = 141,450 \text{ gr.}$$

$$= 141.45 \text{ kgr. de } (\text{SO}_4)_3 \text{ Al}_2$$

Número de moles :  $141,450 \text{ gr. de } (\text{SO}_4)_3 \text{ Al}_2 \times$

$$\frac{1 \text{ molgr}}{342.12 \text{ gr.}}$$

$$= 413.451 \text{ molgr de } (\text{SO}_4)_3 \text{ Al}_2$$

Calor de Reacción Total será:

$$\Delta H_{\text{Reacción}} = -100,452.5 \frac{\text{cal}}{\text{molgr}} \times 413.451 \text{ molgr.}$$

$$Q_R = - 41'532,186.58 \text{ cal.}$$

Este calor de reacción será transferido en el lapso de 35 minutos tiempo de residencia, equivale a 0.58 hr.

Luego calor transferido será de :  $-71'198,034.13$  cal/hr., lo que equivale a :  $-71'198,034.13 \frac{\text{cal}}{\text{hr}}$  x

$$\frac{1 \text{ BTU}}{252 \text{ cal.}}$$

$$Q_R^\circ = -282,531.88 \text{ BTU/hr.}$$

Cálculo del coeficiente de transmisión de calor (h)

$$\text{tenemos : } \frac{h d}{k} \left( \frac{\mu_s}{\mu} \right)^{0.14} = 0.36$$

$$\left( \frac{P^2 N P}{\mu} \right)^{2/3} \left( \frac{c \mu}{k} \right)^{1/3} \dots 7.4.2.3.b.$$

Luego:  $h = ?$

$$d = 4.264 \text{ ft}$$

$$k = 113 \text{ Btu}/(\text{ft})^2 (\text{hr}) (\text{°F}/\text{in}) = 9.46 \text{ Btu}/(\text{ft}^2) (\text{hr}) (\text{°F}/\text{ft}).$$

$$\mu_s = 8.352 \text{ lb}/\text{ft-hr.}$$

$$\mu = 7.0164 \text{ lb}/\text{ft-hr.}$$

$$P = 1.7056 \text{ ft.}$$

$$N = 15,000 \text{ RPH}$$

$$\rho = 64.84 \text{ lb}/\text{ft}^2$$

$$c = 235 \text{ cal}/\text{mol}^\circ\text{k} = 0.12 \text{ Btu}/\text{lb } ^\circ\text{F}$$

Reemplazando los datos en la ecuación 7.4.2.

3.b., se tiene:

$$h = 0.36 \left[ \frac{(1.7056)^2 \times 15000 \times 64.84}{7.0164} \right]^{0.666} \left( \frac{0.12 \times 7.0164}{9.46} \right)^{0.333} \left( \frac{9.46}{4.264} \right) \left( \frac{8.352}{7.0164} \right)^{-0.14}$$

$$h = 0.36 \times 5411.43 \times 0.4468 \times 2.2185 \times 0.9759$$

$$h = 1884.48 \text{ Btu}/(\text{hr}) (\text{ft}^2) ^\circ\text{F}$$

Cálculo del área de transferencia: haciendo uso de la ecuación 7.4.2.3.a

$$\frac{dQ}{d\theta} = h A \Delta T$$

$$A = \frac{dQ}{d\theta} \frac{1}{h \Delta T}, \quad A : \text{Area de transferencia.}$$

$$\text{donde : } \frac{dQ}{d\theta} \approx - 282,531.88 \text{ Btu}/\text{hr.}$$

$$h = 1884.48 \text{ Btu}/(\text{hr}) (\text{ft}^2) ^\circ\text{F}$$

$$\Delta T = 87.8 ^\circ\text{F} - 68.0 ^\circ\text{F} = 19.8 ^\circ\text{F}$$

Reemplazando valores:

$$A = \frac{- 282,531.88}{1884.48 \times 19.8}$$

$$A = 7.57 \text{ ft}^2$$

$$A = 0.7 \text{ m}^2$$

Volumen de la chaqueta de enfriamiento.

Previamente se calculó el área de transferencia de calor, siendo esta de  $1 \text{ m}^2$ , pero por seguridad asumimos un margen adicional del 100%, entonces el área total será de  $2 \text{ m}^2$ .

Luego procedemos al cálculo de la cantidad de agua necesaria para remover el calor de reacción.

$$\text{Conocemos : } \dot{Q}_r = \dot{m}_{\text{H}_2\text{O}} C_p \Delta T$$

Donde:

$$\dot{Q}_r = - 282,531.88 \text{ BTU/ hr.}$$

$\dot{m}_{\text{H}_2\text{O}}$  = flujo másico de agua de refrigeración

$$C_p = 1 \text{ BTU/lb m } ^\circ\text{F}$$

$$\Delta T = \text{para: } ( 18^\circ\text{C} \cong 64.4 \text{ } ^\circ\text{F} \text{ y } 30^\circ\text{C} \cong 86^\circ\text{F} )$$

$$\Delta T = 86^\circ\text{F} - 64.4 \text{ } ^\circ\text{F} = 21.6^\circ\text{F}$$

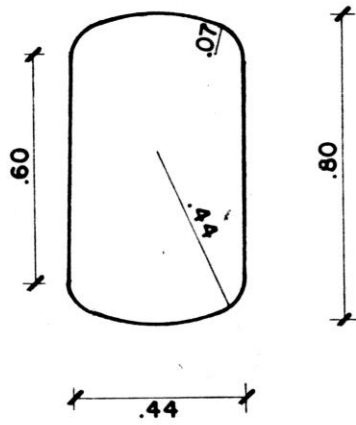
$$\text{Luego } \dot{m}_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{\dot{Q}_r}{C_p \Delta T}$$

$$\text{Reemplazando valores : } \dot{m}_{\text{H}_2\text{O}} = \frac{282,531.88 \text{ BTU/hr}}{\frac{1 \text{ BTU}}{\text{lbm}^\circ\text{F}} \times 21.6^\circ\text{F}}$$

$$\dot{m}_{\text{H}_2\text{O}} = 13080 \text{ lb/hr} = 5,940 \text{ lt/hr.}$$

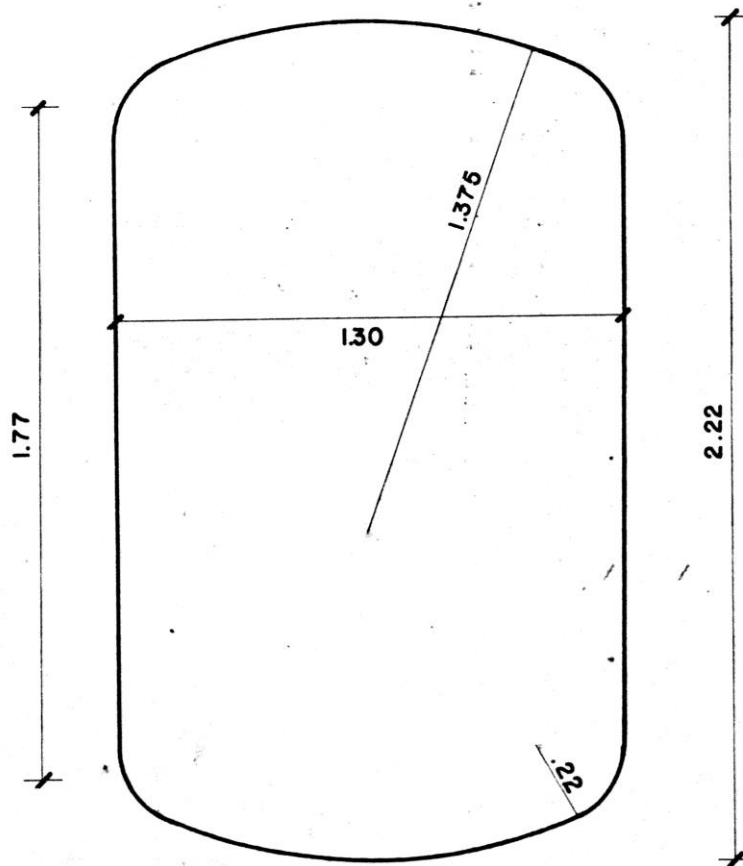
$$\dot{m}_{\text{H}_2\text{O}} = 3.63 \text{ lb/seg.} = 1.65 \text{ lt/seg.}$$

TANQUE DE ACIDO



DISEÑO - DIMENSIONES  
DIAGRAMA Nº 7.4.2.3

TANQUE REACTOR





Volumen de la chaqueta :

$$V = \frac{\hat{H}}{4} ( D_1^2 - D_2^2 ) H.$$

donde : V : volumen de chaqueta

D<sub>1</sub>: diámetro externo  $\cong$  1.50 mt.

D<sub>2</sub>: diámetro del reactor  $\cong$  1.30 mt.

H : altura total de la chaqueta : = 1.98 mt.

Luego : V : 0.7854 (0.56) 1.98 m<sup>3</sup>

V : 0.87 m<sup>3</sup> aproximadamente.

#### 7.4.2.5 Equipos Auxiliares

- Tanque de ácido sulfúrico conectado al reactor.

Cada reactor de planta contará con un tanque auxiliar , el cual estará conectado al reactor y servirá para agregar el ácido sulfúrico necesario para efectuar la acidificación de lodos; este tanque ha de ser de acero inoxidable 316 y estará conectado además a una línea de vacío, a fin de realizar vacío en este y poder llenar esta unidad con los kilos necesarios de ácido sulfúrico desde los bidones correspondientes. Sus dimensiones son las siguientes:

Diámetro int. : 0.44 mt.

Altural total : 0.88 mt.

Volumen aprox.: 130 lt.

Ver gráfica : 7.4.2.5

- Bombas de vacío

La línea de vacío, estará formada por tubería de acero inoxidable de 2 pulgadas de diámetro interno y conectada a cada uno de los tanques auxiliares por tubería de una pulgada.

Dos bombas de vacío :

Tipo : LPH - 55 312 BN 041 010  
Caudal : 210 m<sup>3</sup>/h, a la presión residual de 0.22 kg/cm<sup>2</sup> ó 3.128 lb/in<sup>2</sup>  
Potencia absorbida : 5.2 kw.

Dos motores serie NOVACEM COMPAX Tipo MJPP 160 M6, con las características siguientes:

Fijación : con patas  
Eje : horizontal  
Potencia suministrada : 7.5 kw  
Velocidad al vacío : 1,200 rpm  
Tipo de arranque : directo  
Tensión : 380 V. triángulo ó bornes a la salida

- Bomba de agua.

La línea de agua de servicio (enfriamiento), estará formada por tubería de fierro galvanizado de diámetro interno de 3 pulgadas y

conectada a la chaqueta de enfriamiento.

Tres bombas de agua; centrífugas.

Tipo : NOWQ 40/16 BN 041 022  
Potencia absorvida : 5.1 kw  
Caudal : 30 m<sup>3</sup>/ hr.  
Altura manométrica : 35 mt.  
Material : fierro fundido

Tres motores eléctricos serie NOVA CEM, tipo MEUA mrs. 2, con las características siguientes:

Fijación : con patas  
Eje : horizontal  
Potencia suministrada : 7.5 kw.  
Velocidad de vacío : 3600 rpm.  
Tipo de arranque : directo  
Tensión : 380 V. Triángulo 6 bornes a la salida.

- Bomba de agua a presión, conectada a la línea de agua.

Una bomba de agua a presión, centrífuga.

Tipo : AKHE 3602 BN 081 010  
Potencia absorvida : 2.5 kw  
Caudal : 8 m<sup>3</sup>/ hr  
Altura manométrica : 45 mt.

Un motor eléctrico serie NOVACEM COMPAX tipo MEUA 112 ms 4, con las siguientes características:

Fijación : con patas  
Eje, : horizontal  
Potencia suministrada : 4 kw  
Velocidad de vacío : 1800 rpm  
Tipo de arranque : directo  
Tensión : 380 V-triángulo 6 bornes a la salida.

- Cisterna para agua de refrigeración : Una, cuya capacidad será de 500 m<sup>3</sup>, material concreto, enterrada, profundidad 5 m, área superficial: 100 m<sup>2</sup>.

#### Características generales del Reactor

Diámetro int. : 1,300 mm.  
Altura total : 2,200 mm.

Compuestos por los siguientes elementos:

Cuerpo principal cilíndrico : Fabricado en material de acero inoxidable, 1/8" espesor. Calidad AISI 316, con terminales del tipo Bombé.

Chaqueta de enfriamiento : Fabricado en plancha galvanizada, 1/8" espesor.

Mecanismo de agitación : Compuesto por motorreductor marca Delcrosa de 9.00 HP/250 RPM, 220/440 volts., 60 HZ.

tipo U-25100 L A4, conectado a un eje propulsor de diámetro 2 pulgadas y turbina de 4 paletas, inclinación de paso 45°, espesor 1/4", con un diámetro de 520 mm. Todo en material de acero inoxidable A ISI 316.

Accesorios

: Incluye tubo de entrada de 2" entradas y salida de 2" para la chaqueta de enfriamiento.

Man Hale del tipo brida empernado con visor de inspección, válvula de globo de 2", visor intermedio de inspección a la salida, válvula de globo de 2" posterior al visor, codo de 2" de diámetro y terminal en nipple de 2" de diámetro, todo en material de acero inoxidable A ISI 316.

Un tanque auxiliar para ácido sulfúrico:

Diámetro interno : 440 mm.

Altura total : 800 mm.

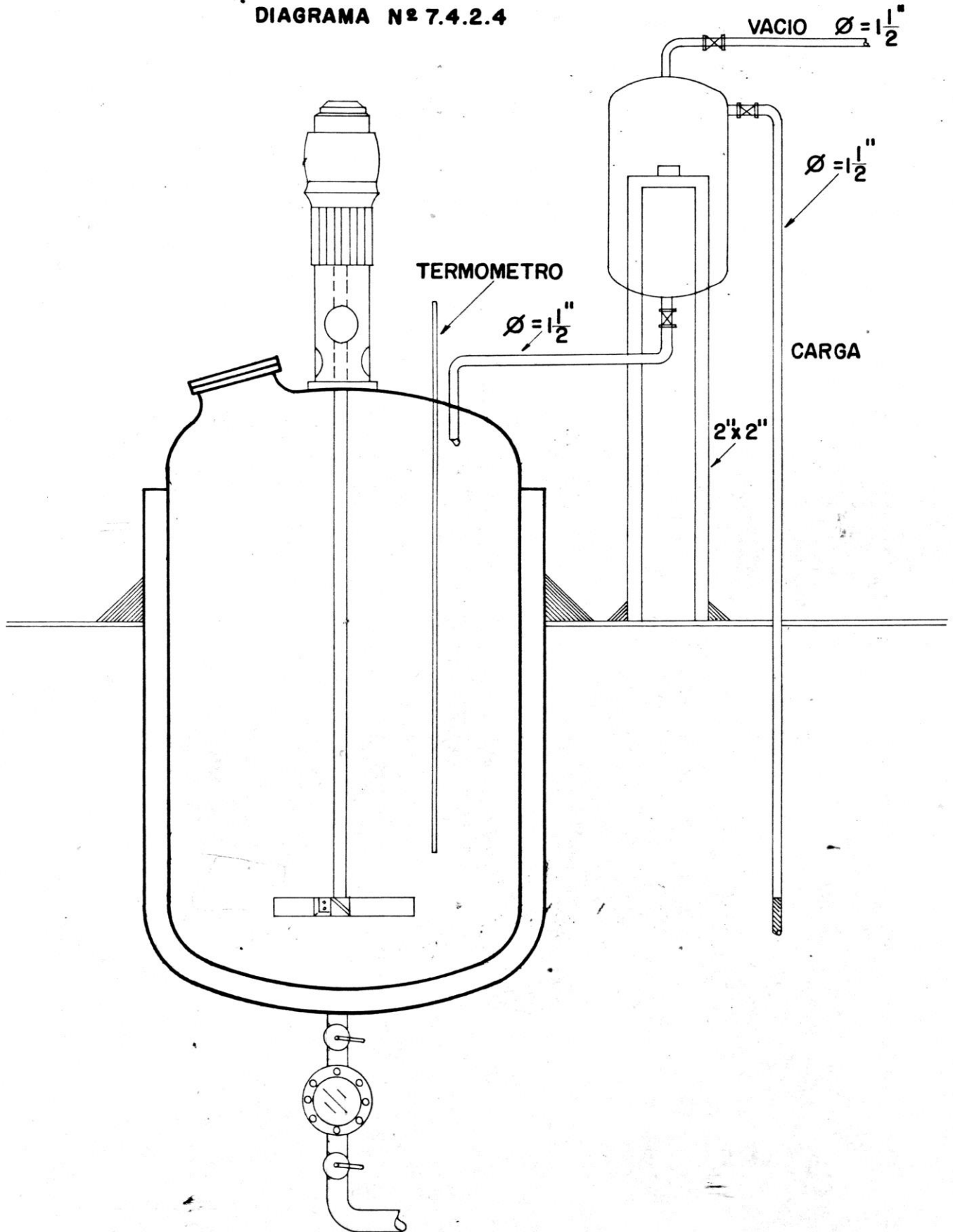
Compuesto por los siguientes elementos:

Cuerpo cilíndrico : Fabricado en material de acero inoxidable 1/16" espesor, calidad A ISI 316, con terminales del tipo Bombé.

REACTOR PARA ACIDIFICACION DE LODO  
PLANTA DE RECUPERACION DE COAGULANTE

ESC. 1:20

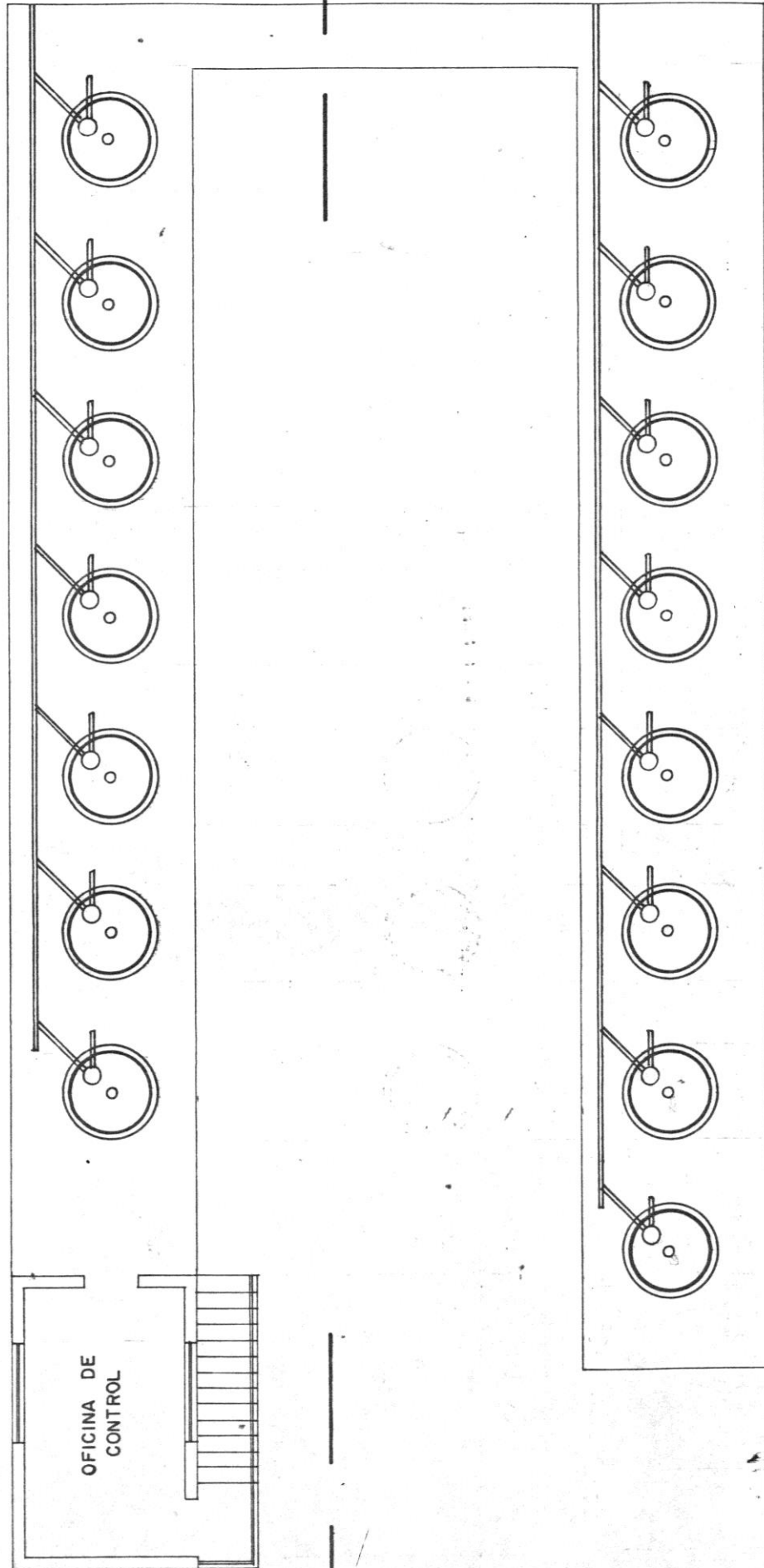
DIAGRAMA N° 7.4.2.4



**PLANTA DE RECUPERACION DE ALUMINA**

**DIAGRAMA N° 7.4.2.5**

**REACTORES DE ACIDIFICACION DE LODOS**



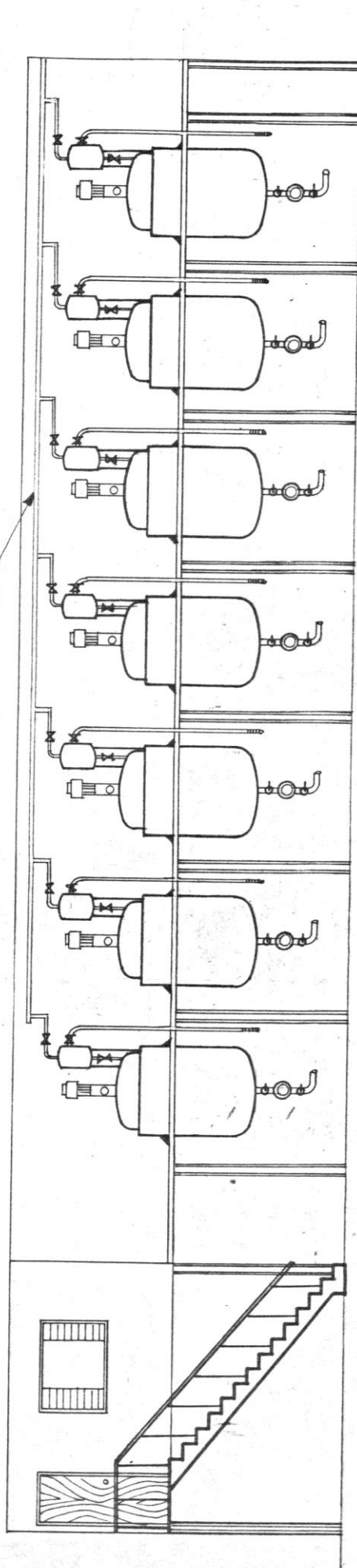
**PLANTA**  
ESC. 1:100

**PLANTA DE RECUPERACION DE ALUMINA**

**DIAGRAMA N° 7.4.2.6**

**REACTORES DE ACIDIFICACION DE LODOS**

LINEA DE VACIO



**CORTE A-A**  
ESC. 1:100



Accesorios : Tubo de entrada de 2 1/2" de diámetro, con brida, conexión a la línea de vacío, en la parte superior de 1" de diámetro con válvula de globo de 1" y terminal de niple de 1", conexión a la carga en tubo de 1" de diámetro, válvula de globo de 1" y terminal de niple.

Conexión al reactor mediante tubería de 1" de diámetro, válvula de globo de 1" de diámetro y sistema de acople al reactor. Todo en material de acero inoxidable A ISI 316.

Ver Gráficas Nros. 7.4.2.4., 7.4.2.5 y 7.4.2.6

### 7.4.3 Diseño de la Unidad de Mezcla Rápida

La agitación de fluidos en recipientes, es una operación basada en los principios de la mecánica de fluidos.

El análisis de la agitación puede atacarse en términos de la ecuación de energía.

Para la masa unitaria de fluido.

$$\Delta \left( \frac{V^2}{2g_c} \right) + \Delta Z \frac{g}{g_c} + \Delta PV - \int_{V_1}^{V_2} \Delta dV -$$

$$\Sigma F = - w \dots\dots\dots 7.4.3.1.$$

En sentido usual la ecuación de energía relaciona cambios entre puntos en un sistema de flujo. En el sentido general, el agitador no constituye un sistema de flujo, por consiguiente, todos los términos dependientes de la posición se hacen cero y la ecuación se convierte en:

$$F = Wf' \dots\dots\dots 7.4.3.2.$$

y por consiguiente sólo necesitamos conocer la fricción o el trabajo.

Para completar el diseño de la unidad de mezcla rápida, nos referimos al análisis de un tanque provisto de deflectores. El movimiento del fluido sobre la pala del agitador y el consiguiente movimiento del fluido al pasar los deflectores estacionarios deberá estar asociado tanto con la fricción de la superficie como con la resistencia de la forma, dependiendo de la velocidad y el diseño. Por consiguiente, para un sistema geoméricamente similar de agitación, tanque y deflectores, la relación entre el coeficiente de resistencia al movimiento y el número de Reynolds, puede escribirse:

$$C_D = \phi N_{Re} \dots\dots\dots 7.4.3.3$$

donde :  $C_D$  = Coeficiente de resistencia

$N_{Re}$  = Número de Reynolds.

Estos términos pueden ser ampliados en grupos de variables para consideraciones posteriores.

$$\frac{2 F_{gc}}{S v^2 \rho} = \phi \frac{L' v \rho}{\mu} \dots\dots 7.4.3.4.$$

donde :  $F$  = Fuerza aplicada a la superficie sólida por el movimiento del fluido.

$S$  = Area proyectada del sólido, normal al movimiento del fluido.

$L'$  = Dimensión característica.

$v$  = Velocidad característica del fluido.

$\rho$  = Densidad del fluido

$\mu$  = Viscosidad absoluta del fluido.

Las variables en la ecuación 7.4.3.4 con excepción de las propiedades del fluido, no se encuentran en una forma que sea fácilmente medible para la agitación;

por consiguiente, antes de que pueda ser aplicada la ecuación 7.4.3.4, se requieren ciertas modificaciones. En un sistema geométrico similar, todas las dimensiones de longitud tienen una relación constante; así pues, - cualquier dimensión mensurable puede ser usada para reemplazar  $L'$ . El diámetro del agitador  $D'$  deberá usarse en cualquier caso en que se requiere una longitud característica. El término  $F/S$ , la fuerza aplicada al fluido por unidad de superficie, puede ser usado más convenientemente si el término se convierte en potencia introducida. Recordemos que la potencia es el producto de la fuerza por la velocidad de aplicación; en esta forma:

$$\frac{v F}{S} = \frac{P}{S} \quad \dots\dots\dots 7.4.3.5.$$

donde:  $P$  = potencia, pies lbf/seg. El término de superficie puede ser escrito en términos de la longitud característica; esto es, el área es proporcional al  $D'^2$ .

$$\frac{F}{S} \propto \frac{P}{v D'^2} \quad \dots\dots\dots 7.4.3.6$$

La velocidad ( $v$ ) es una velocidad lineal. En este sistema, la velocidad tangencial del agitador es proporcional a la velocidad lineal, por lo que

$$v \propto \pi ND' \propto ND' \quad \dots\dots\dots 7.4.3.7$$

donde  $N$  = velocidad, rpm. Las ecuaciones 7.4.3.6 y 7.4.3.7 pueden sustituirse en la ecuación 7.4.3.4.

$$\frac{P_{gc}}{N^3 D^5 \rho} = \phi \frac{D^2 N \rho}{\mu} \dots\dots\dots 7.4.3.8$$

o bien  $N_p = \phi N_{Re} \dots\dots\dots 7.4.3.9$

donde  $N_p = P_{gc} / N^3 D^5 \rho$ , coeficiente de resistencia para el sistema de agitación referido como un "número de potencia".

$N_{Re} = D^2 N \rho / \mu$  el número de Reynolds expresado en variables convenientes para la agitación.

Esta ecuación se escribe expresamente para sistemas de tanque y agitador geoméricamente similares, en donde los tanques se encuentran provistos de deflectores.

En la figura 7.4.2.2.a se encuentran dos gráficas típicas de  $N_p$  como función del  $N_{Re}$  que corresponden a un agitador tipo turbina de cuatro paletas y paso 45°.

De la ecuación 7.4.3.8 se tiene:

$$P = N_p \frac{N^3 D^5 \rho}{g_c} \dots\dots\dots 7.4.1.10$$

Relaciones de diseño:

$$\frac{D_t}{D'} = \frac{\text{diámetro del tanque}}{\text{diámetro del impulsor}} = 3 \dots\dots 7.4.3.11$$

$$\frac{Z_1}{D'} = \frac{\text{altura del líquido}}{\text{diámetro del tanque}} = 2.7 \text{ a } 3.9 \dots 7.4.3.12$$

$$\frac{Z_i}{D_t} = \frac{\text{elevación del impulsor}}{\text{diámetro del tanque}} = 0.35 \text{ a } 1.3 \dots$$

$\dots\dots\dots 7.4.3.13.$

$$\frac{w}{Dt} = \frac{\text{ancho del deflactor}}{\text{diámetro del tanque}} = 0.04 \dots\dots 7.4.3.14$$

$$\frac{D'}{b} = \frac{\text{diámetro del impulsor}}{\text{ancho de la paleta}} = 5 \dots\dots\dots 7.4.3.15$$

#### 7.4.3.1 Cálculo del Volumen de la Unidad de Mezcla Rápida

Como se conoció anteriormente en el subcapítulo 7,4.1 , el caudal del espesador será de 3.952 lt/seg., por cada uno , y cuya concentración es del orden de 6%, lodo que se encuentra listo para su acidificación, por otro lado conocimos que el tiempo de reacción en el proceso de recuperación del sulfato de aluminio, en las pruebas efectuadas en el reactor experimental fue de 35 minutos.

Con el fin de contrarrestar los cortos circuitos que originan este tipo de unidades , además por los efectos de ingreso y salida del flujo de lodos, hemos de asumir un margen de seguridad del orden del 30% , que garanticen la eficiencia del proceso , esto en cuanto al volumen de esta unidad.

Indudablemente que esta unidad ha de funcionar como un reactor de flujo continuo , se prevee el uso de dos de estas unidades , las cuales han de estar a continuación de cada uno de los espesadores.

Así tenemos:

Volumen de la unidad de mezcla :  $V = 1.3 (T \times L_u) \dots 7.4.3$

donde :  $T =$  tiempo de reacción (min.)

$L_u =$  caudal de lodo espesado (lt/seg.)

Reemplazando valores en la ecuación 7.4.3, se tiene:

$$V = 1.3 (35 \text{ min} \times 3.952 \text{ lt/seg.} \times \frac{\text{m}^3}{1000 \text{ lt}} \times \frac{60 \text{ seg.}}{\text{min.}})$$

$$V = 10.78 \text{ m}^3$$

La unidad de mezcla rápida será de forma cilíndrica, por lo tanto la Relación  $H/D = 1.5$ .

Es decir  $H = 1.5 D$

Conocemos  $V = \frac{\pi}{4} D^2 \times H$  y  $H = 1.5 D$

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 \times 1.5 D$$

$$V = 1.1781 D^3, \text{ donde } V = 10.78 \text{ m}^3$$

Despejando  $D$ , y reemplazando el valor de  $V$ , tenemos:

$$D = \sqrt[3]{\frac{10.78}{1.1781}}$$

$$D = 2.09 \text{ mt.}$$

Entonces  $H = 1.5 \times 2.09 \text{ mt.}$

$$H = 3.14 \text{ mt.}$$

Por seguridad la altura total de la unidad será  $H = 3.40 \text{ mt.}$

$$\frac{w}{Dt} = \frac{\text{ancho del deflactor}}{\text{diámetro del tanque}} = 0.04 \dots\dots 7.4.3.14$$

$$\frac{D'}{b} = \frac{\text{diámetro del impulsor}}{\text{ancho de la paleta}} = 5 \dots\dots\dots 7.4.3.15$$

#### 7.4.3.1 Cálculo del Volumen de la Unidad de Mezcla Rápida

Como se conoció anteriormente en el subcapítulo 7,4.1 , el caudal del espesador será de 3.952 lt/seg., por cada uno , y cuya concentración es del orden de 6%, lodo que se encuentra listo para su acidificación, por otro lado conocimos que el tiempo de reacción en el proceso de recuperación del sulfato de aluminio, en las pruebas efectuadas en el reactor experimental fue de 35 minutos.

Con el fin de contrarrestar los cortos circuitos que originan este tipo de unidades , además por los efectos de ingreso y salida del flujo de lodos, hemos de asumir un margen de seguridad del orden del 30% , que garanticen la eficiencia del proceso , esto en cuanto al volumen de esta unidad.

Indudablemente que esta unidad ha de funcionar como un reactor de flujo continuo , se prevee el uso de dos de estas unidades , las cuales han de estar a continuación de cada uno de los espesadores.



Así tenemos:

Volumen de la unidad de mezcla :  $V = 1.3 (T \times L_u) \dots 7.4.3$

donde :  $T =$  tiempo de reacción (min.)

$L_u =$  caudal de lodo espesado (lt/seg.)

Reemplazando valores en la ecuación 7.4.3, se tiene:

$$V = 1.3 (35 \text{ min} \times 3.952 \text{ lt/seg.} \times \frac{\text{m}^3}{1000 \text{ lt}} \times \frac{60 \text{ seg.}}{\text{min.}})$$

$$V = 10.78 \text{ m}^3$$

La unidad de mezcla rápida será de forma cilíndrica, por lo tanto la Relación  $H/D = 1.5$ .

Es decir  $H = 1.5 D$

Conocemos  $V = \frac{\pi}{4} D^2 \times H$  y  $H = 1.5 D$

$$V = \frac{\pi}{4} D^2 \times 1.5 D$$

$$V = 1.1781 D^3, \text{ donde } V = 10.78 \text{ m}^3$$

Despejando  $D$ , y reemplazando el valor de  $V$ , tenemos:

$$D = \sqrt[3]{\frac{10.78}{1.1781}}$$

$$D = 2.09 \text{ mt.}$$

Entonces  $H = 1.5 \times 2.09 \text{ mt.}$

$$H = 3.14 \text{ mt.}$$

Por seguridad la altura total de la unidad será  $H = 3.40 \text{ mt.}$

### 7.4.3.2 Cálculo de Diseño del Agitador

Impulsor del tipo turbina, con cuatro paletas y paso de 45°

Según las relaciones de diseño:

$$\frac{D^t}{D'} = 3 \quad \text{donde } D', \text{ diámetro del impulsor; } D^t, \text{ diámetro del tanque.}$$

$$\text{Entonces } D' = \frac{D}{3}$$

$$D' = \frac{2.09 \text{ mt}}{3} = 0.696 \text{ mt.} \approx 0.70 \text{ mt.}$$

El ancho de la paleta será, según la relación 7.4.3.15, se tiene:

$$\frac{D'}{b} = 5, \quad \text{donde } b; \text{ ancho de la paleta}$$

$$\text{Entonces } b = D'/5$$

$$b = \frac{0.70 \text{ mt}}{5} = 0.14 \text{ mt.}$$

La altura del líquido ( $Z_l$ ), en el tanque será; 1.5 veces el diámetro, es decir:

$$Z_l = 1.5D^t \quad \Rightarrow \quad Z_l = 1.5 \times 2.02 \text{ mt.}$$

$$Z_l = 3.14 \text{ mt.}$$

Elevación del impulsor ( $Z_i$ ), será, según la relación 7.4.3.13.

$$Z_i = 0.35 \times 2.09 \text{ mt.}$$

$$Z_i = 0.73 \text{ mt.}$$

Nota: El diámetro total de la turbina será de 0,80 mt., ya que las paletas estarán montadas sobre un cubo de 10 cm. de arista.

Número de deflectores en el tanque, será de cuatro.

El ancho de los deflectores, será, según la relación 7.4.3.14,

$$W = 0.04 D^t$$

$$W = 0.04 \times 2.09 \text{ mt.}$$

$$W = 0.08 \text{ mt.}$$

Los detalles de construcción, así como la alimentación y descarga, se podrán apreciar en la gráfica N<sup>o</sup> 7.4.3.1

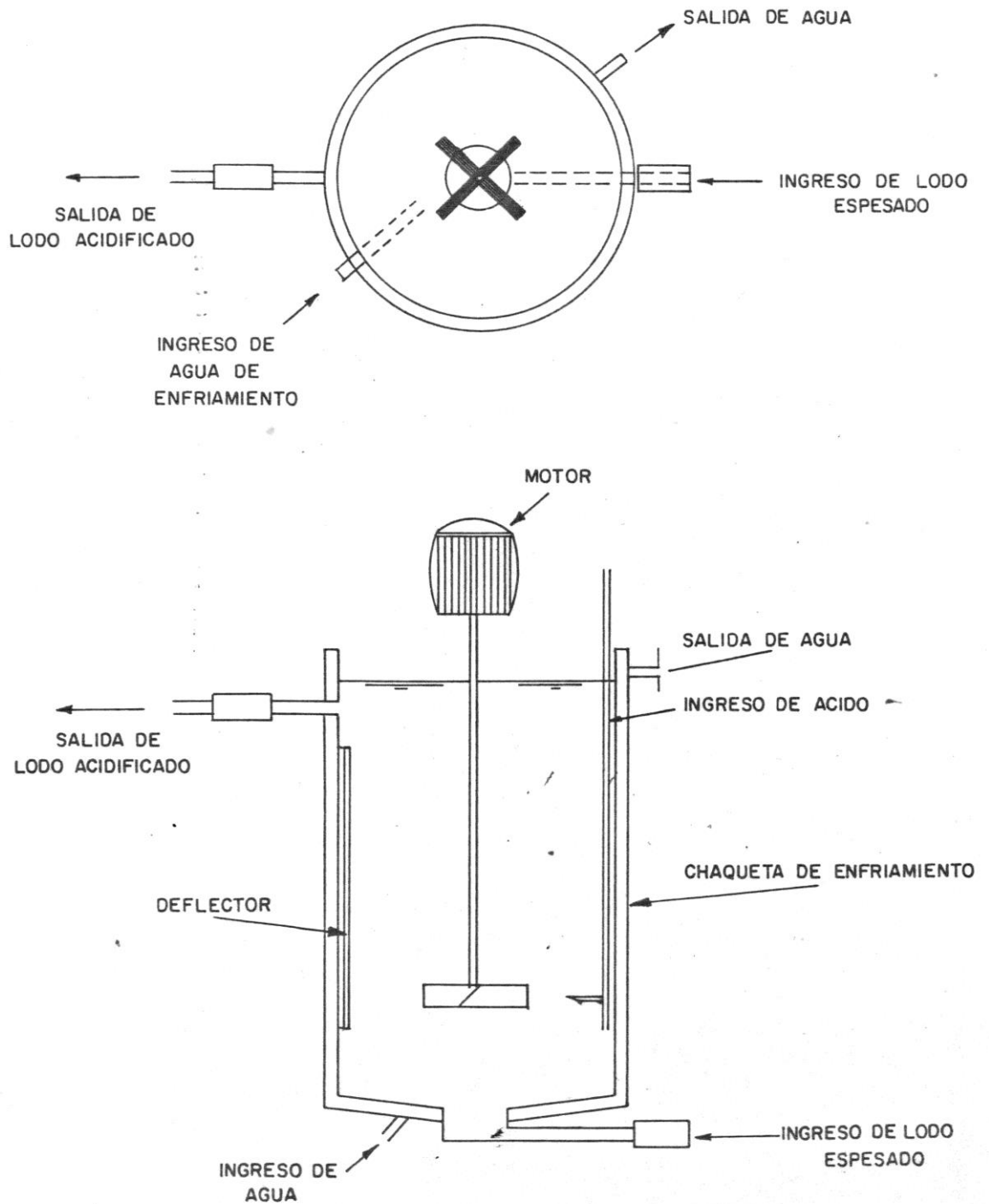
#### Cálculo de la Potencia del Motor

Parámetros seleccionados:

- Velocidad rotacional (N) = 250 RPM = 4.17 RPS
- Diámetro del impulsor (D') = 0.80 mt. = 2.624 pie
- Densidad del lodo (\*) (P) = 1.039 Rgr/m<sup>3</sup> x  
0.06245 lb-m<sup>3</sup>/pie<sup>3</sup> -kg.  
 $P = 64.84 \text{ lb/pie}^3$
- Viscosidad del lodo (\*) (μ) = 2.9 cp x 6.72 x 10<sup>-4</sup>  
lb/pie - seg/cp.  
 $\mu = 1.949 \times 10^{-3} \text{ lb/pie-seg.}$

# UNIDAD DE MEZCLA RAPIDA

GRAFICA 7.4.3.1



Nota : (\*) La densidad y viscosidad se refieren a las de lodo acidificado.

Cálculo del Número de Reynolds.

Según la ecuación : 7.4.3.9.

$$N_{Re} = \frac{(D')^2 N P}{\mu}$$

$$N_{Re} = \frac{(2.634)^2 \times 4.17 \times 64.89}{1.949 \times 10^{-3}}$$

$$N_{Re} = 9.56 \times 10^5$$

De la gráfica 7.4.2.2.a se tiene :  $N_p \approx 5.2$

Con la ecuación 7.4.3.10 se tiene:

$$P = N_p \frac{N^3 D'^5 \rho}{g_c}, \text{ reemplazando valores, se tiene:}$$

$$P = 5.2 \times \frac{(4.17)^3 (2.624)^5 \times 62.89}{32.2} \frac{\text{Lbf-pie}}{\text{seg.}} \times \frac{1 \text{ Hp}}{550 \frac{\text{lbf-pie}}{\text{seg.}}}$$

$$P = 166.5 \text{ Hp}$$

Que es la potencia requerida por el sistema para generar la mezcla y acidificación del lodo.

Como esta mezcla será a 250 RPM, y generalmente la velocidad de rotación de un motor trifásico será de 1700 RPM, se hará uso de un motor reductor cuya reducción será de 250 RPM, es decir 6.8 veces menor a la del motor, y una potencia de 166.5 Hp, por lo que la potencia del motor será:  $P_m = 166.5 \text{ Hp} / 6.8 = 24.5 \text{ Hp}$ .

#### 7.4.4 Diseño de los Decantadores de Lodo Acidificado

Como su nombre lo indica, estas unidades servirán para decantar los lodos acidificados y recuperar la solución sobrenadante (soluc. de alúmina recuperada), con el fin de diseñar estas unidades, se hará uso de la teoría de espesadores, que se muestra en el capítulo 7.4.1.

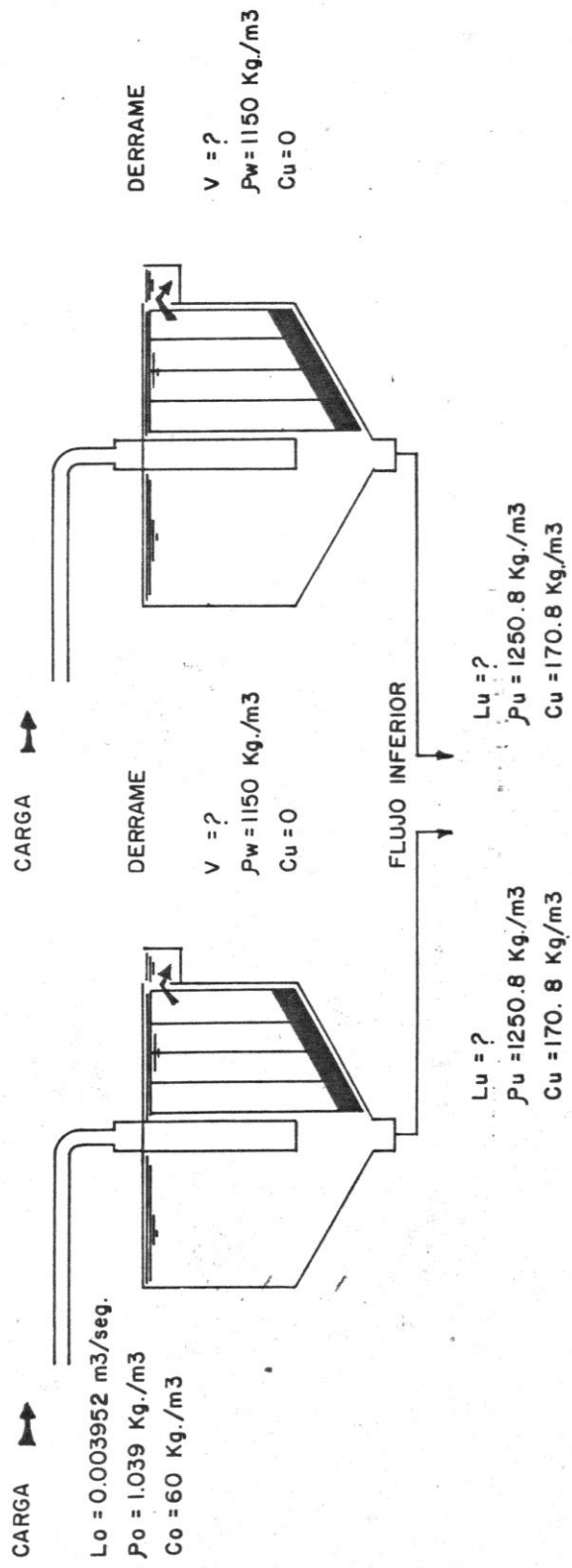
Parámetros de diseño:

- Caudal promedio de lodo acidificado :  $0.0079 \text{ m}^3/\text{seg.}$
- Caudal de lodo acidificado para c/unidad,  $l_o = 0.003952 \text{ m}^3/\text{seg.}$
- Conc. promedio,  $C_o = 60 \text{ Kg}/\text{m}^3$
- Densidad promedio  $\rho = 1,039 \text{ Kg}/\text{m}^3$
- Conc. de la soluc. recuperado (sobrenadante)  $C_r = 61. \text{ Kg}/\text{m}^3$
- Densidad de la solución recuperada (sobrenadante) ,  $\rho_w = 1150.8 \text{ Kg}/\text{m}^3$
- Densidad del Lodo Decantado,  $\rho_u = 1250.8 \text{ Kg}/\text{m}^3$
- Concentración del lodo decantado,  $C_u = 170.8 \text{ Kg}/\text{m}^3$

Cálculo de diseño: Según el esquema N<sup>o</sup> 7.4.4.1, con el fin de simplificar el cálculo, asumimos que la concentración en el derrame es cero, luego el balance de sólidos será :

$$L_o C_o = L_u C_u$$

$$L_u = \frac{L_o C_o}{C_u}$$



Reemplazando valores, el flujo de lodo ácido, será:

$$L_u = \frac{0.003952 \text{ m}^3/\text{seg.} \times 60 \text{ Kgr/m}^3}{170.8 \text{ Kgr/m}^3}$$

$$L_u = 1.38 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{seg.}$$

$$L_u = 1.38 \text{ lt/seg.}$$

A partir de la ecuación 7.4.1.12, obtenemos el caudal de derrame, o de solución de alúmina recuperada (V) :

$$V = L_o C_o \left| \frac{P_o}{C_o} - \frac{P_u}{C_u} \right| \frac{1}{P_w}$$

Reemplazando valores, se tiene:

$$V = 0.003952 \text{ m}^3/\text{seg.} \times 60 \text{ Kgr/} \left| \frac{1,039}{60} - \frac{1,250.8}{170.8} \right| \frac{1}{1150} \frac{\text{m}^3}{\text{Seg.}}$$

$$V = 2.06 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{seg.}$$

$$V = 2.06 \text{ lt/seg.}$$

#### 7.4.4.1 Cálculo del Area del Decantador de Lodo Acidificado.

El área de esta unidad se ha de calcular, a partir de la ecuación 7.4.1.15.

$$\text{Graficando: } \frac{L_L C_L}{S} = f \left( \frac{v}{\left| \frac{1}{C_L} - \frac{1}{C_u} \right| \frac{P_{aw}}{P_w}} \right)$$

Ver cuadro 7.4.4. , de la gráfica se obtiene:



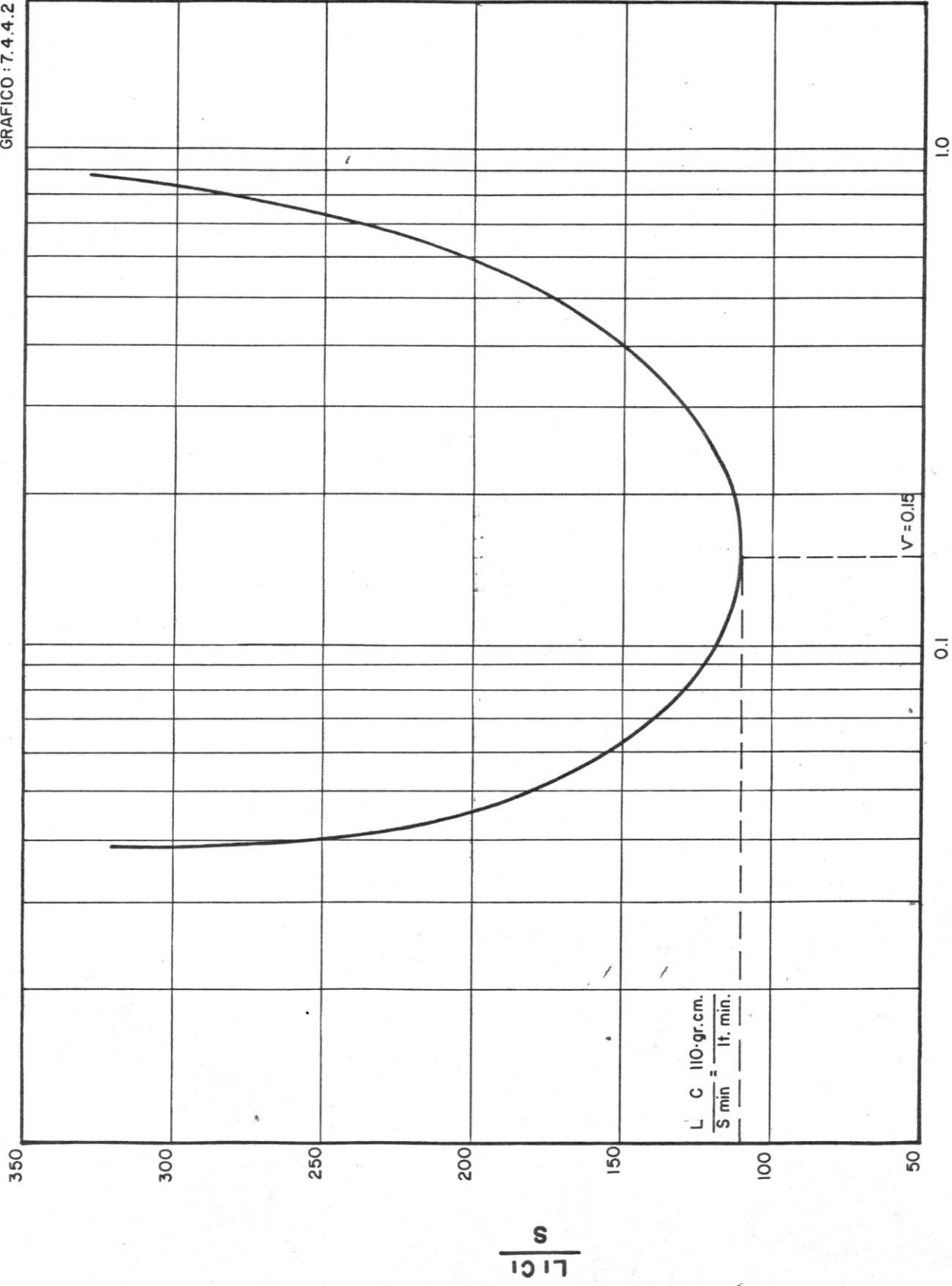


Continuación...

CUADRO 7.4.4.

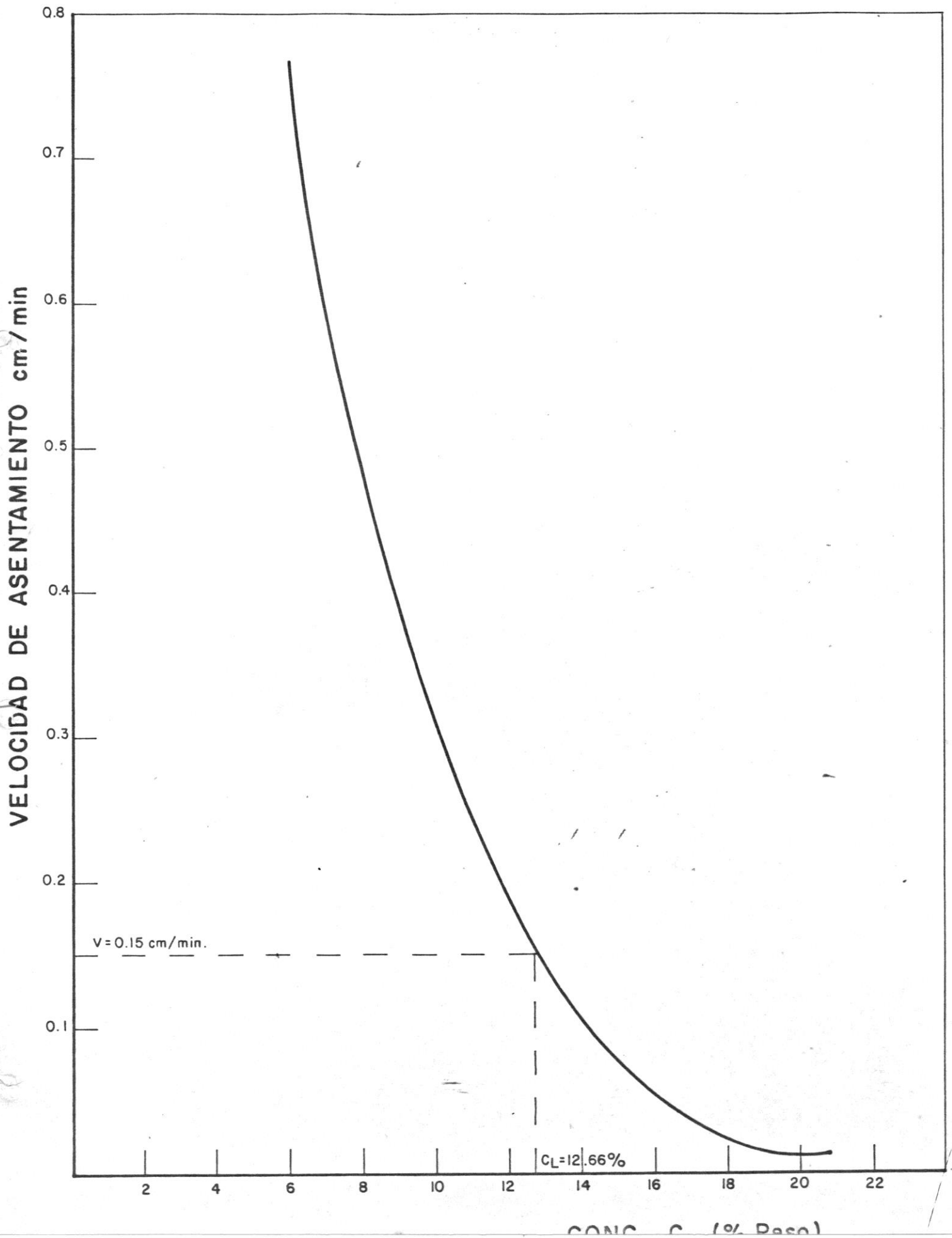
TIEMPO (min.)	ALTURA (mt.) Z	C <sub>L</sub> CONC. % PESO	V VELOCIDAD (cm/min.)	1/C <sub>L</sub> (lt./gr.)	$\frac{1}{C_L} - \frac{1}{C_U}$	$\left(\frac{1}{C_L C_U}\right) \frac{\rho_{aw}}{\rho_w}$	$\frac{L C_L}{S}$	Z - Z <sub>α</sub>	$\frac{Z - Z_{\alpha}}{Z_0 - Z_{\alpha}}$	(W <sub>s</sub> /W <sub>l</sub> ) gr. solido lt. agua	(W <sub>l</sub> /W <sub>s</sub> ) lt. agua gr. solido
140	0.112	19.550	0.0160	0.0051	-	-	-	0.072	0.220	195.50	0.00510
150	0.1105	19.81	0.0130	0.0050	-	-	-	0.0705	0.216	198.10	0.00500
160	0.1095	20.00	0.0140	0.0050	-	-	-	0.0695	0.214	200.00	0.00500
170	0.1080	20.27	0.0140	0.0048	-	-	-	0.0680	0.210	202.70	0.00490
* 180	0.1070	20.47	0.0138	0.00488	-	-	-	0.0670	0.206	204.70	0.00488
200	0.104	21.06	0.0140	0.00470	-	-	-	0.0640	0.197	210.60	0.00475
210	0.103	21.26	0.0140	0.00470	-	-	-	0.0630	0.190	212.60	0.00470
220	0.1005	21.79	0.0140	0.0046	-	-	-	0.0605	0.186	217.90	0.00460
230	0.1000	21.90	0.0140	0.00456	-	-	-	0.0600	0.186	219.00	0.00450
240	0.0980	22.35	0.0140	0.0085	-	-	-	0.0580	0.178	223.50	0.00440
250	0.0970	22.58	0.0140	0.0044	-	-	-	0.0570	0.175	225.80	0.00428
260	0.0960	22.81	0.0140	0.00438	-	-	-	0.0560	0.172	228.10	0.00438
270	0.0950	23.05	0.0140	0.00438	-	-	-	0.0550	0.170	230.50	0.00430
280	0.0940	23.29	0.0140	0.00430	-	-	-	0.0540	0.166	232.90	0.00420
* 190	0.106	20.66	0.0140	0.00484	-	-	-	0.0660	0.203	206.60	0.00484
Z <sub>α</sub> = 0.04 m. ( VALOR TANTEADO )											
Z <sub>0</sub> - Z <sub>α</sub> = 0.325 m.											
ρ <sub>aw</sub> = 1,039 kg/ m <sup>3</sup> ; densidad de la mezcla ( LODO ACIDIFICADO ).											
ρ <sub>w</sub> = 1,150.8 kg/m <sup>3</sup> ; densidad fr. la solución ( ALUMINA RECUPERADA )											
$\frac{\rho_{aw}}{\rho_w} = 0.9028$											
1/C <sub>U</sub> : 1/170.8 kg/m <sup>3</sup> : 0.0058 m <sup>3</sup> /kg.											

GRAFICO : 7.4.4.2



VELOCIDAD DE ACENTAMIENTO (V)  
(cm./min.)

$\frac{L C 110\text{-gr.cm.}}{S \text{ min}} = \frac{\text{ft. min.}}{\text{min.}}$



$$\frac{L_L C_L}{S_{\min}} = 110 \text{ gr. x cm/lit x min.}$$

$$\text{Luego : } S_{\min} = \frac{L_L C_L}{110 \text{ gr x cm/lit x min.}}$$

De la gráfica N° 7.4.4.3, se obtiene, para

$$v = 0.15 \text{ cm/min.}$$

$$C_L = 12.66\% \quad 126.6 \text{ Kgr/m}^3,$$

Para una simplificación de cálculo, asumimos que la concentración en el derrame es cero, sin embargo ésta varía entre 61.2 a 273.92 gr/lit de sulfato de aluminio en solución, luego el balance de sólido, será:

$$L_o C_o = L_L C_L$$

$$L_L C_L = 3.952 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{seg.} \times 60 \text{ Kgr/m}^3$$

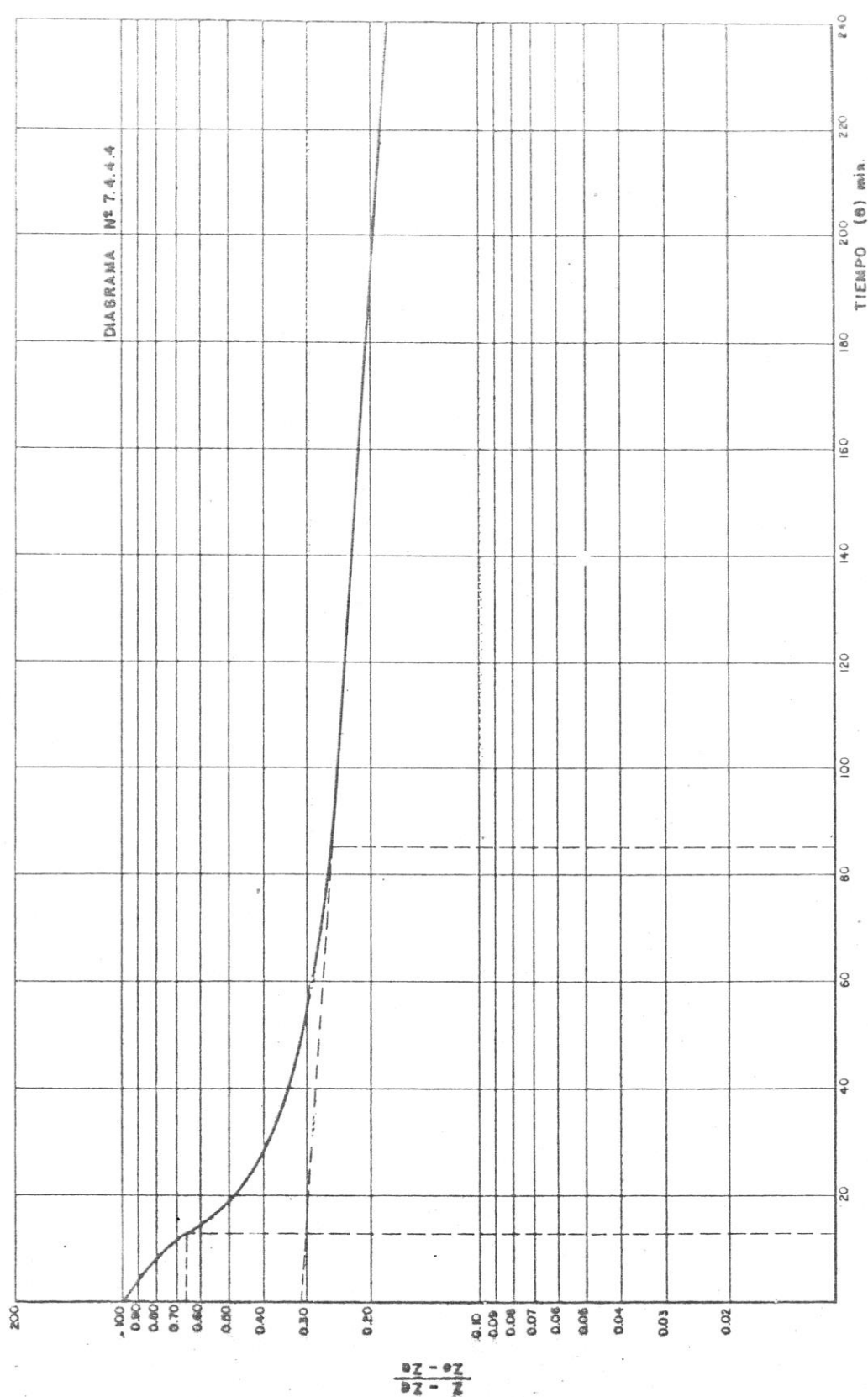
$$L_L C_L = 0.23712 \text{ Kgr/seg.}$$

Reemplazando en  $S_{\min}$  se tiene :

$$S_{\min} = \frac{0.23712 \text{ Kgr/seg.}}{110 \frac{\text{gr x cm}}{\text{lit x min}} \times \frac{1 \text{ min}}{60 \text{ seg.}} \times \frac{1 \text{ Kgr}}{1000 \text{ gr}} \times \frac{1000 \text{ lit}}{1 \text{ M}^3} \times \frac{1 \text{ m}}{100 \text{ cm.}}}$$

$$S_{\min} = 12.93 \text{ m}^2$$

$$S_{\min} = 13 \text{ m}^2$$



Como el decantador es de sección circular ,  
el diámetro de esta unidad será :

$$S_{\min} = \pi D^2/4$$

$$D = \sqrt{\frac{4 S_{\min}}{\pi}}$$

Reemplazando valores, se tiene:

D = 4 mt. , c/u , de los decantadores.

#### 7.4.4.2 Cálculo de la Profundidad (H), del Decanta dor de Lodos Acidificados.

Primeramente hemos de conocer el volumen  
de la zona de compresión, según la ecu  
ación 7.4.1.18.

$$V = \frac{L_o C_o}{\rho_s} (\theta - \theta_c) + \frac{L_o C_o}{\rho_w} \int_{\theta_c}^{\theta} \frac{W_e}{W_s} d\theta$$

El tiempo crítico  $\theta_c$  , se calcula a partir de  
la gráfica 7.4.4.4., determinando el tiempo  
a un valor de  $(Z_o + Z_o) / 2$  , encontramos  
que este tiempo es de 13 min.

La concentración final del lodo decantado es  
de  $170.8 \text{ Kg/m}^3$  , equivalente a 1 hora  
25 min.

Por tanto el tiempo de retención en la zona de compresión es :

$$(\theta - \theta_c) = (85-13) \text{ min.} = 72 \text{ min.}$$

El segundo miembro de la ecuación 7.4.1.18, es decir, la integral, lo calculamos gráficamente, ver tabla 7.4.4 y gráfica N<sup>o</sup> 7.4.4.5,

Obteniendo:

$$\int_{\theta_c}^{\theta} \frac{W_e}{W_o} d\theta = 0.50025$$

$$\frac{\text{lt soluc.}}{\text{gr sólido}} \times \text{min.}$$

Reemplazando, valores en la ecuación 7.4.1.18, se tiene:

$$V = \left| \frac{0.00395 \times 60}{1250} \times 4320 \right| - \left| \frac{0.003952 \times 60}{1150.8} \times 30.051 \right|$$

$$V = 0.8194 - (6.1919 \times 10^{-3})$$

$$V = 0.8132 \text{ m}^3$$

Luego, la altura en la zona de compresión será :  $H_c = V / S_{\text{min.}}$ , por seguridad, para este concepto,  $S_{\text{min.}}$  se ha de considerar un 60% , del teórico, es decir:

$$S_{\text{min}} = 0.60 S_{\text{min.}}$$

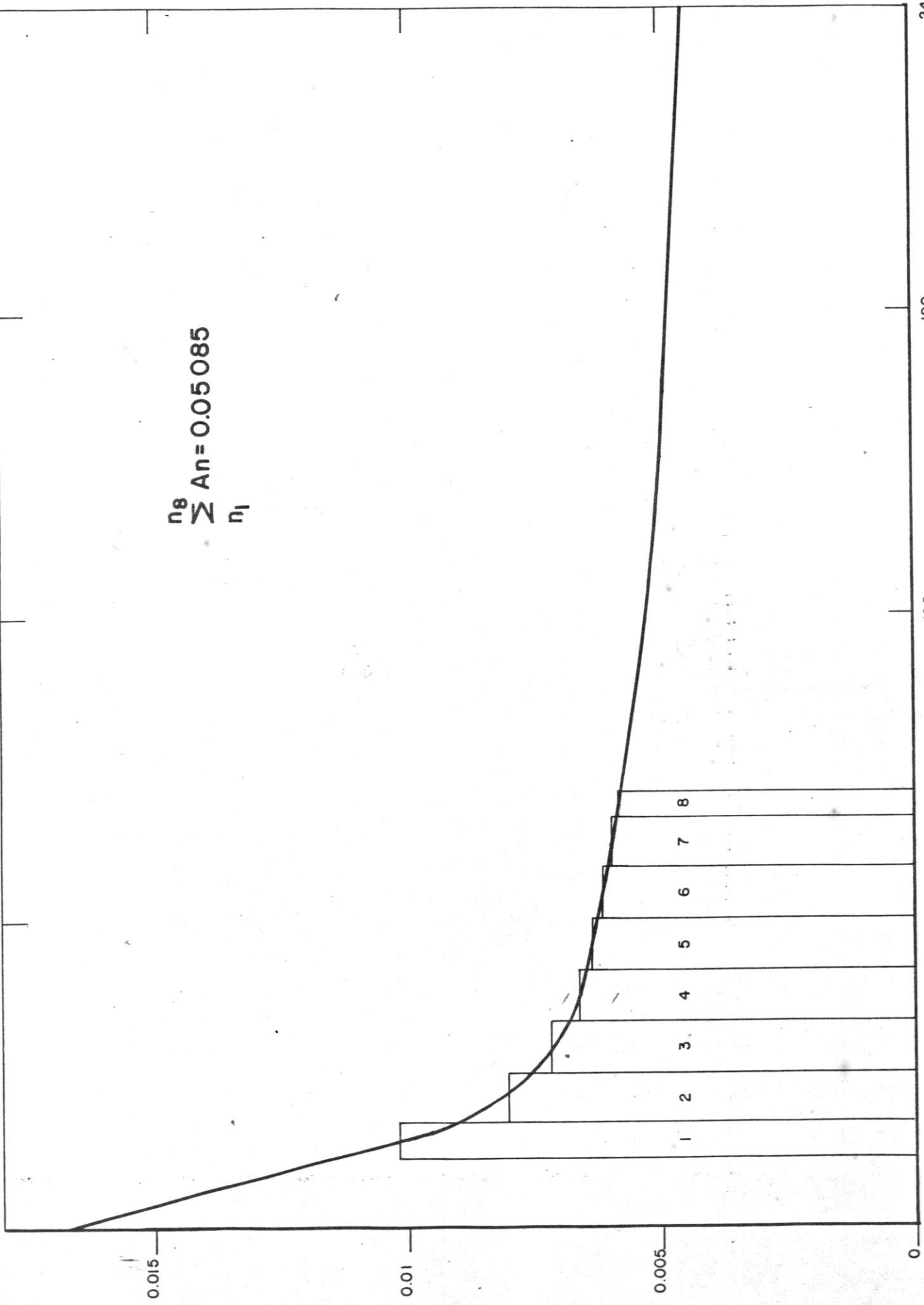
$$S'_{\text{min}} = 7.6 \text{ m}^2$$



CALCULO DE LA INTEGRAL  $\frac{w_i}{w_s} \theta_c$ , GRAFICAMENTE

GRAFICA Nº 7.4.4.5

$$\sum_{i=1}^{n_8} A_n = 0.05085$$



(wi/ws) Lt. de solucion/gr. de solido.

Tiempo (min.)

180

120

$\theta_c = 85$  min.

60

$\theta_c = 13$  min.

0

0.005

0.01

0.015

240

Luego, la altura de la zona de compresión, será:

$$H_c = 0.8132 \text{ m}^3 / 7.6 \text{ m}^2 = 0.107 \text{ m.}$$

Por tanto, la altura total (H), del decantador, será:

- Altura de la zona de compresión = 0.107 m.
  - Por inclinación de fondo, 1 pie = 0.3048 m.
  - Por capacidad del tanque, 2 pies = 0.6097 m.
  - Por sumersión de la alimentación, 3 pies = 0.9146 m.
  - Por seguridad del estanque, 1 pie = 0.3048 m.
- H = 2.2409

Los detalles de construcción se aprecian en la gráfica 7.4.4.6.

#### 7.4.5 Diseño de los Decantadores Centrífugos Tipo AVNX.

En este sub-capítulo hemos de abviar el diseño de estas unidades toda vez que existen en el mercado Internacional y están patentadas, como el caso de los de la firma ALFA-LAVAL. Nos limitaremos a dar una explicación de las características, funcionamiento y selección de estas unidades.

Alfa-Laval, es una corporación internacional de ingeiería especializada en el procesado de líquidos y en equipos para manipulación de los mismos, tales como separadores centrífugos.

En principio, un decantador centrífugo separa sólidos de líquidos, de igual forma que un tanque de sedimentación,

pero miles de veces más rápidamente. Ello es debido a que el decantador estático utiliza únicamente la fuerza de la gravedad, mientras que el decantador centrífugo proporciona una fuerza centrífuga superior a 1,000 veces la de la gravedad cuando gira a alta velocidad. Puede llamársele "tanque decantador instantáneo".

La máquina está formada por un rotor cónico cilíndrico, dentro del cual se encuentra un transportador de tornillo helicoidal. Ambos giran a alta velocidad y en el mismo sentido. Sin embargo, el tornillo transportador gira a una velocidad ligeramente diferente de la del rotor.

El lodo es alimentado a la máquina a través de un tubo de entrada situado axialmente. Inmediatamente, la fuerza centrífuga comienza a actuar sobre el lodo impulsándolo hacia la periferia del rotor. Como las partículas sólidas del lodo son más pesadas que el líquido, se depositan formando una capa sobre la pared del rotor dejando que el líquido en el interior del rotor se regula mediante cierto número de piezas excéntricas, con un taladro de salida, situadas en el extremo de mayor diámetro del rotor, a través de las cuales sale el efluente clarificado.

El lodo desecado (la parte sólida) es conducido por el tornillo transportador hacia el extremo de mayor diámetro del rotor, donde se descarga por acción de la fuerza centrífuga. Ambos, el lodo desecado y el líquido claro son recogidos, en compartimientos especiales, en la cubierta exterior de la máquina, antes de ser finalmente descargados por gravedad.

## Decantadores Centrifugos AVNX

### Características Técnicas y Beneficios que producen

- Dimensiones extremadamente compactas en comparación con la capacidad.
- Excelente flexibilidad operacional. Amplia gama de velocidades del rotor. Amplia gama de velocidades diferenciales transportador rotor.
- Todas las partes expuestas a la abrasión están realizadas con materiales sumamente resistentes.
- Menor coste de edificación-máquinas adicionales pueden instalarse para incrementar la capacidad de desecado de lodo.
- Todos los tipos de lodo pueden ser tratados en forma más económica. La máquina puede ser fácilmente ajustada para proporcionar el mejor resultado posible de desecado con un consumo mínimo de productos químicos, independientemente del contenido de líquidos en la alimentación. Las partículas en suspensión se pueden eliminar hasta casi el 100%.
- Menor necesidad de tiempos muertos para separación y mínima necesidad de piezas de repuestos. Mayor seguridad operativa.

- Diseño robusto y sencillo con facilidad de acceso a todas las partes vitales.
- Posibilidad de instalación de sistemas completamente cerrados.
- Un sistema de sobrecarga para el funcionamiento de la máquina en caso de que la caja de engranaje sea expuesta a un esfuerzo excesivo.
- Cada decantador centrífuga provisto de un juego completo de herramientas especiales.
- Se requiere un mínimo de supervisión para operación tanto continua como discontinua. El personal de mantenimiento precisa solamente un mínimo de aprendizaje. El diseño robusto proporciona un funcionamiento suave y sin vibraciones.
- Los olores desagradables y las salpicaduras con la consecuente suciedad alrededor de la máquina, pueden ser evitados. Mejora de las condiciones humanas de trabajo.
- Imposibilidad de que se produzca una avería grave.
- El mantenimiento es más sencillo.

Podemos apreciar en la gráfica 7.4.5.1, los modelos, características y capacidades de los Decantadores Centrifugas AVNX.

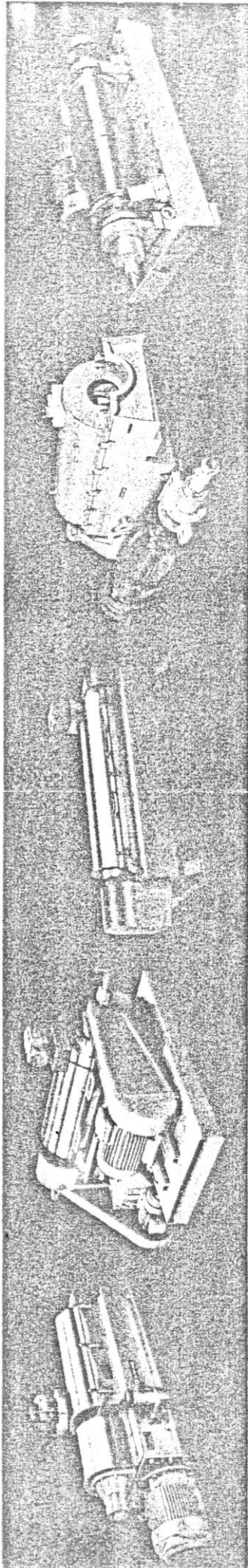
Por otro lado en la gráfica 7.4.5.2 lo concerniente a las dimensiones de los diferentes modelos de los Decantadores Centrifugos AVNX.

Además en la gráfica 7.4.5.3, lo referente a la estructura interna de las mismas unidades.

# Ecofuge decanters for sludge dewatering

## The complete range for sludge dewatering

GRAFICA N° 7.4.5.1



### AVNX 309

Our smallest model. Its normal capacity is about 2 m<sup>3</sup>/h. Made of stainless steel.

#### Standard equipment

Overload protection, anti-static V-belts and pulleys, belt guards and speed reduction unit vibrator for sludge cover.

#### Optional equipment

Set of spare parts, electric motor, motor starter, set of tools, tiltable stand to facilitate dismantling of the rotor.

#### Technical specification

Rotor speed range: 1500-4200 r/min  
Recommended speed differential between the rotor and the screw conveyor: 10-30 r/min  
Rotor diameter: 230 mm  
Recommended motor rating: 11 kW

### AVNX 314

The 314 model has twice the capacity of the 309, i.e. 4-5 m<sup>3</sup>/h. Made of stainless steel.

#### Standard equipment

Belt pulley for sun wheel drive, overload protection, motor pulleys for main and sun wheel drive, V-belts, guards for belts and speed reduction unit, solids and liquid discharge chutes, vibrator for sludge cover.

#### Optional equipment

Set of spare parts, electric motor, motor starters, set of tools, tiltable stand to facilitate dismantling of the rotor, slide-rails for the main and sun wheel drive motors.

#### Technical specification

Rotor speed range: 1500-3250 r/min  
Speed differential between the rotor and the screw conveyor: 5-35 r/min  
Rotor diameter: 350 mm  
Recommended main drive motor rating: 11-15 kW  
Recommended sun wheel drive motor rating: 4 kW

### AVNX 418/518

This model can handle 8-14 m<sup>3</sup>/h when installed in municipal sewage treatment plants. On other applications where the sludge composition is more favourable, it can handle sludge quantities of up to 25 m<sup>3</sup>/h. Available in carbon steel and stainless steel versions.

#### Standard equipment

Belt pulley for sun wheel drive, overload protection, motor pulleys for main and sun wheel drives, V-belts, guards for belts and speed reduction unit, solids and liquid discharge chutes, vibrator for sludge cover.

#### Optional equipment

Electric motors, motor starters, set of tools, tiltable stand to facilitate dismantling of the rotor, set of spare parts, slide-rails for the main and sun wheel drive motors.

#### Technical specification

Rotor speed range: 1500-3250 r/min  
Speed differential between the rotor and the screw conveyor: 5-35 r/min  
Rotor diameter: 350 mm  
Recommended main drive motor rating: 18.5 kW for up to 2700 r/min  
Recommended sun wheel drive motor rating: 4 kW

### AVNX 325

The capacity of the 325 is up to 25 m<sup>3</sup>/h when installed in municipal sewage plants and up to 35 m<sup>3</sup>/h if the composition of the sludge is more favourable. Made of carbon steel.

#### Standard equipment

The standard delivery comprises the decanter, vibrator with motor, belt drive, and guards for the belt drive and speed reduction unit.

#### Optional equipment

Set of spare parts, electric motors, motor starters, set of tools, slide-rails for the main and sun wheel drive motors.

#### Technical specification

Rotor speed range: 1470-2400 r/min  
Speed differential between the rotor and the screw conveyor: 15-30 r/min  
Rotor diameter: 500 mm  
Recommended main drive motor rating: 45 kW  
Recommended rating of the eccentric shaft motor for the speed reduction unit: 5.5 kW

### AVNX 229

The AVNX 229 is the largest of the range of models and can handle about 35 m<sup>3</sup>/h on municipal sewage treatment plant applications and up to 45 m<sup>3</sup>/h on more favourable applications. Made of stainless steel.

#### Standard equipment

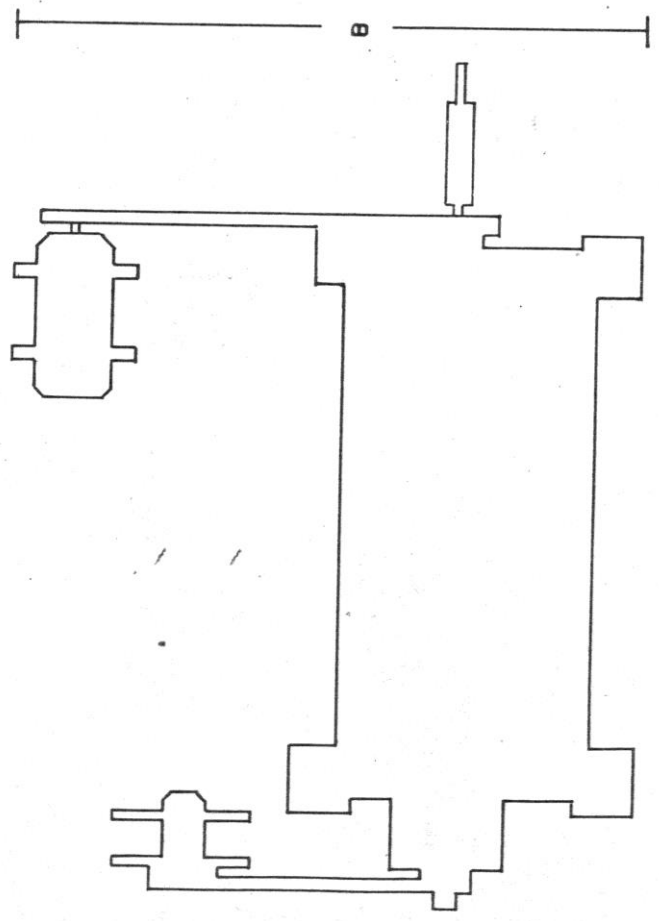
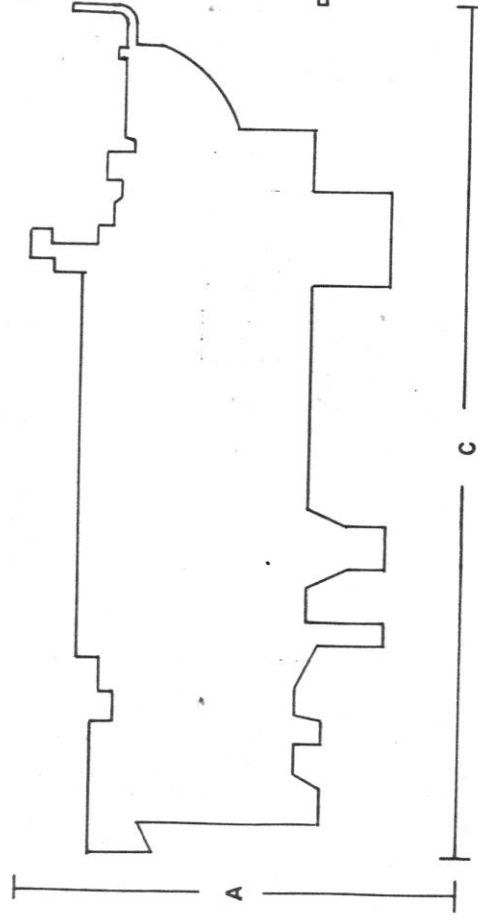
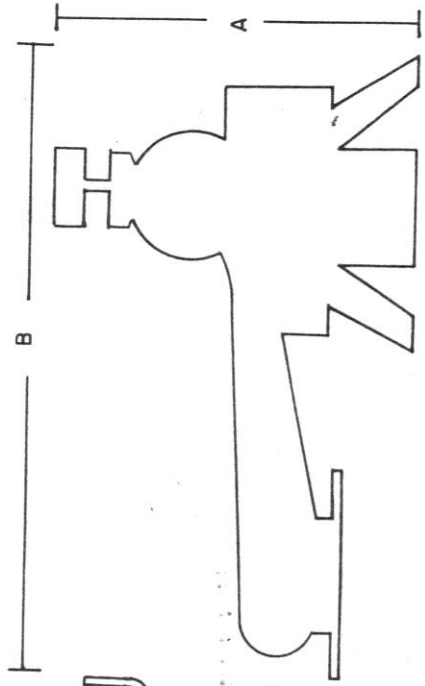
Belts and pulleys, discharge chutes for solids and liquids, guards for the belt transmission and speed reduction unit.

#### Optional equipment

Set of spare parts, electric motor, motor starter, set of tools.

#### Technical specification

Rotor speed range: 950-2000 r/min  
Speed differential between the rotor and the screw conveyor: 10-30 r/min  
Rotor diameter: 620 mm  
Recommended motor rating: 45 kW



DIMENSIONES

	309	314	418/518	325	229
A mm	940	1020	1000	1410	1280
B mm	850	1630	1800	1655	1750
C mm	2000	2340	2940	4440	3385



DIAGRAMA № 7.4.5.3.

TECHNICAL DATA

Capacity		Dewaterer, centrifuge	
AVNX 418		AVNX 320	
nominal feed capacity	4-6	4-12	15-20
max. feed capacity	800-1200	1250-2200	2500-4400
sludge	300-500	500-800	600-800
water	800-1000	1100-1500	1300-1800
rotor speed, rev/min	3200-3250	1500-3250	1000-2500
rotor weight, kg	130	1300	2250
rotor diameter, mm	340	1000	1300
rotor length, mm	13	39	45
rotor diameter to length ratio	1630*	1900*	1100
rotor diameter to length ratio	14*	71*	43
rotor diameter to length ratio	30	3270	6500
rotor diameter to length ratio	11	113	145
rotor diameter to length ratio	15	25	30

\* Ratio diameter to length

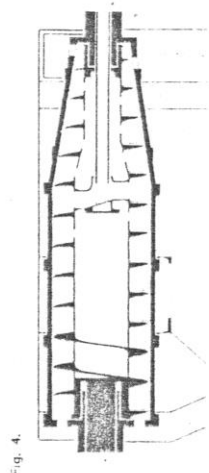
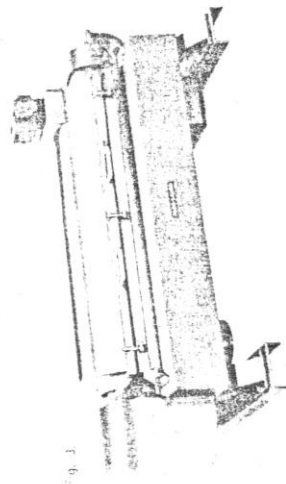
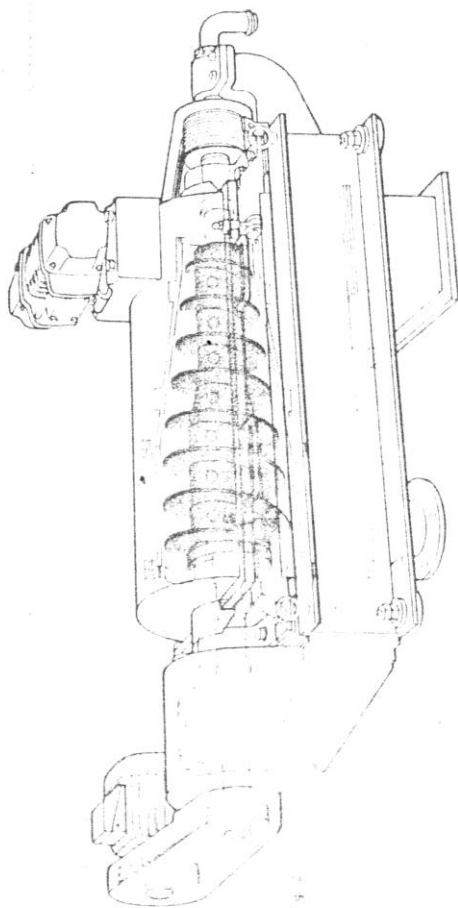


Fig. 4.

Fig. 2. AVNX 418 dewaterer with cover open. 1 - rotor and screw conveyor; 2 - electric motor unit; 3 - the shaft level in the dewaterer housing.

Fig. 3. AVNX 418 dewaterer centrifuge.

Fig. 4. AVNX 418 dewaterer centrifuge. 1 - rotor; 2 - screw conveyor; 3 - electric motor unit.

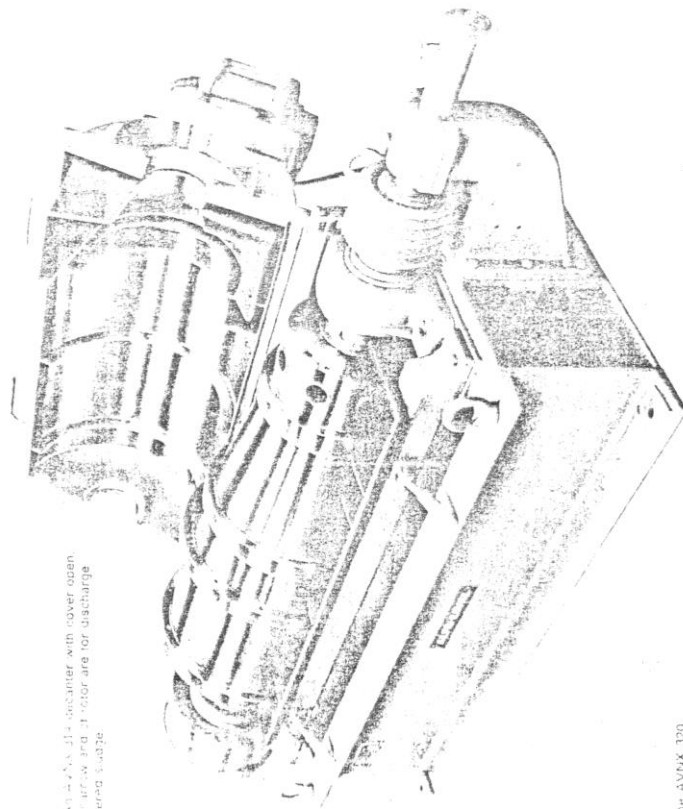


Fig. 5. AVNX 320 dewaterer with cover open. 1 - rotor and screw conveyor; 2 - electric motor unit; 3 - the shaft level in the dewaterer housing.

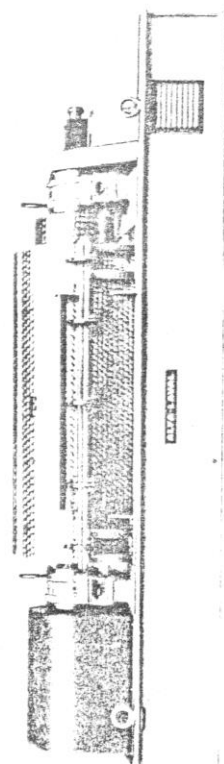
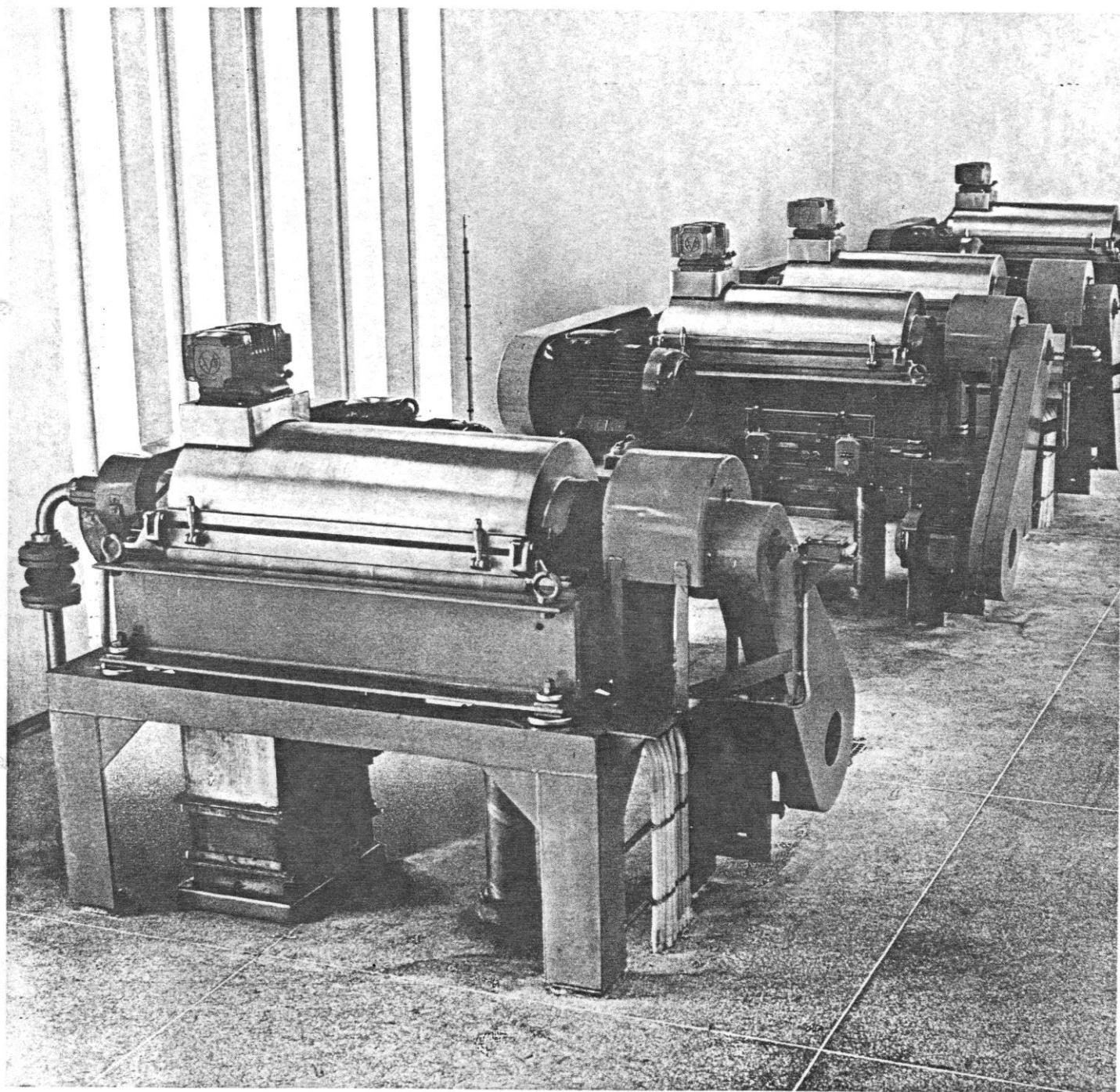


Fig. 6. The AVNX 320.

DIAGRAMA N° 7.4.5.3a



Four AVNX 314 decanter centrifuges in the town sewage plant of Eslöv, Sweden, handle digested combined sludge, surplus activated sludge and industrial primary sludge for a population equivalent of 240,000.

CAPITULO VIII :

"FORMULACION Y EVALUACION DEL PROYECTO"

VIII. FORMULACION Y EVALUACION DEL PROYECTO.-

8.1 Formulación Económico-Financiero

8.1.1. Alternativa N° 1 " Planta de Recuperación de Alúmina de Flujo Continuo"

8.1.1.1 Descripción de la Inversión.

RELACION Y COSTOS DE EQUIPOS DE PROCESO

ITEM.	CANT.	UNID.	DESCRIPCION	PROCED.	COSTOS \$	
					UNITARIO	TOTAL
1	1	-	Estructura de captación de lodos, concreto	N	1,100.=	1,100.=
2	45	mt.	Tubería de conducción de lodos, mat. concreto, diám. 42"	N	260.=	11,700.=
3	1	-	Obra de distribución de lodos, mat. concreto	N	500.=	500.=
4	30	mt.	Tubería de distribución de lodos, mat. concreto diám.12"	N	110.=	3,300.=
5	3(*)	-	Electrobombas de lodo tipo MONO CLP2, cap. 110m <sup>3</sup> /hr., material fierro fundido	I	7,059.=	21,170.=
6	2	-	Espesador de lodos y equipos auxiliares tipo CST	N	52,000.=	104,000.=
7	10	mt.	Tubería de succión y descarga, mat. fierro fundido, diám. 5"	N	45.=	450.=
8	3 (*)	-	Electrobombas de lodo tipo MONO MD60, cap. 14.2 m <sup>3</sup> /hr., material fierro fundido	N	2,900.=	8,700.=
9	2	-	Unidad de mezcla rápida, reactor continuo, mat. concreto	N	7,058.=	14,116.=
10	3 (*)	-	Electrobomba de lodo ácido, MONO MSH60-R5 , capacidad 14.6 m <sup>3</sup> /hr., mat. acero inoxidable	I	3,200.=	9,600.=
11	15	mt.	Tubería de succión y descarga de lodo acidificado, material acero inoxidable, diámetro : 4"	I	52.=	780.=

Continuación....

ITEM.	CANT.	UNID.	DESCRIPCION	PROCED.	COSTOS \$	
					UNITARIO	TOTAL
12	2	-	Tanque de almacenamiento de ácido sulfúrico, capac.70 m <sup>3</sup>	N	11,320.=	22,620.=
13	20	mt.	Tubería de acero inoxidable, para ácido sulfúrico, diám.1/2"	I	12.=	240.=
14	3(*)	-	Electrobomba para ácido sulfúrico, MONO SB, material acero inoxidable, capacidad: 0.4 m <sup>3</sup> /hr.	I	706.=	2,118.=
15	2	-	Decantador de lodo acidificado, y equipo auxiliar	N	12,941.=	25,882.=
16	3(*)	-	Electrobomba MONO MH60, para solución de alúmina recuperada, material acero inoxidable, capacidad: 10 m <sup>3</sup> /hr.	I	2,050.=	6,150.=
17	15	mt.	Tubería de acero inoxidable, para lodo ácido espesado, diámetro 3"	I	42.=	630.=
18	2(*)	-	Electrobomba para lodo ácido espesado, MONOST820, material acero inoxidable, capacidad 10 m <sup>3</sup> /hr.	I	3,400.=	6,800.=
19	1	-	Decantador centrífugo ALFA-LAVAL, tipo AVNX,418 capacidad 10 m <sup>3</sup> /hr.	I	37,000.=	37,000.=
20	2(*)	-	Electrobomba MONO MH 40, para solución de alúmina recuperada, capacidad 6 m <sup>3</sup> /hr. material acero inoxidable	I	1,860.=	3,720.=
21	5	mt.	Tubería de acero inoxidable para solución de alúmina recuperada, diámetro 1/2".	I	12.=	60.=
22	2(*)	-	Electrobomba MONO ST 720, para disposición de lodo ácido espesado, capacidad 4 m <sup>3</sup> /hr., material acero inoxidable.	I	2,900.=	5,800.=
23	1	-	Equipo para neutralización de lodos y disposición	N	12,500.=	12,500.=
24	150	mt.	Tubería general de desague, material concreto, diámetro 42"	N	260.=	39,000.=
25	4	-	Sistemas de almacenamiento de solución de alúmina recuperada, capacidad de c/u 160 m <sup>3</sup> .	N	10,500.=	42,000.=

Costo Total de Equipo \$ 379,936.=

(\*) Una electrobomba en by pass.

INVERSION DE CAPITAL FIJO (ICF)

ITEM	DESCRIPCION	COSTO \$.
1	Terreno y preparación del mismo, 2,400 m <sup>2</sup>	38,920.=
2	Pistas de acceso, áreas de parqueo	17,500.=
3	Edificaciones, oficinas y laboratorios 100 m <sup>2</sup>	21,621.=
4	Equipos de proceso	379,936.=
5	Instalación de equipos y maquinarias, (8% ICF)	55,094.=
6	Instrumentación y control del proceso, (2% ICF)	13,773.=
7	Instalaciones eléctricas y alimentación a equipos, (3% ICF)	20,660.=
8	Fletes y Seguros de equipos, (0.5% ICF)	3,443.=
9	Servicio de Ingeniería y otros, (8% ICF)	55,094.=
10	Contrato de construcción y otros, (7% ICF)	48,208.=
11	Impuestos, (5% ICF)	34,434.=
Inversión de Capital Fijo., (I.C.F.)		\$ 688,683.=

REQUERIMIENTOS DE INSUMOS

Requerimiento de Energía Eléctrica:

ITEM	CANT.	EQUIPO	Hp	Cons.-Prom. kw-Hr/unid.	Hr.Trab. /mes	kw-Hr /mes
1	2	Electrobombas MONO-CLP2	25.00	18.500	720	26,640.00
2	2	Electrobomba MONO-MD60	3.00	2.220	720	3,196.80
3	2	Electrobomba MONO-MSH60-R5	3.60	2.660	720	3,830.40
4	2	Electrobomba MONO-SB	0.25	0.185	720	266.40
5	2	Electrobomba MONO-MH60	3.60	2.660	720	3,830.40
6	1	Electrobomba MONO-ST-820	12.00	8.880	720	6,393.60
7		Decantado Centrifugo Tipo AVNX 418				
	1		25.00	18.500	720	13,320.00
	1		6.50	4.810	720	3,463.20
8	1	Electrobomba MONO-MH 40	1.50	1.110	720	799.20
9	1	Electrobomba MONO-ST 720	6.60	4.880	720	3,513.60

Continúa ...

ITEM	CANT.	EQUIPO	Hp	Cons.Prom. kw-Hr/unid.	Hr.Trab. /mes	kw-Hr /mes
10	2	Motor del Espesador	5.00	3,697	720	2,661.82
11	2	Motor de Decantador	3.50	2.590	720	3,729.60
12	2	Motor Unidad de Mezcla Rápida	24.50	18.130	720	26,107.20
SUB-TOTAL						97,752.76
Pérdidas ocasionadas en la distribución					( 0.5%)	488.76
TOTAL						98,240.98

CAPITAL DE TRABAJO CALCULADO PARA 6 MESES

ITEM	R U B R O	Cantidad	\$ Monto Total
1	Químicos:		
	- Acido sulfúrico	6,020 Ton.	150,503.=
	- Cal hidratada	45 4 Ton.	9,804.=
2	Otros Materiales		
	- Lubricantes, aceites	450 Gal.	2,200.=
	- Materiales de limpieza	-	1,000.=
3	Caja y Banco:		
	- Pagos de sueldos,		
	. Mano de obra directa, (\$ .160.=/mes)	12 Operadores	13,440.=
	. Mano de obra indirecta, (\$ . 300.=/mes)	4 Ing.	8,400.=
	- Energía Eléctrica, (95,565.9 Kw - hr/mes)	573,395.4 Kw-hr	12,397.=
	- Mantenimiento (2% ICF)		13,774.=
	- Seguro de Planta (1.5% ICF)		10,330.=
	- Gastos Generales (1% ICF)		6,887.=
	- Imprevistos ( 0.2% ICF)		3,444.=
	- Interés (Préstamo)		<u>33,000.=</u>

TOTAL DE CAPITAL DE TRABAJO \$ 265,179.=

INVERSION TOTAL: INVERSION DE CAPITAL FIJO (ICF) + CAPITAL DE TRABAJO(CT).

: \$ 688,683.= + \$ 265,179.=

INVERSION TOTAL (IT): \$ 953,862.=

#### 8.1.1.2 Financiamiento

Para el presente proyecto (Alternativa N<sup>o</sup> 1), se ha considerado una inversión del orden de \$ . 953,862.=, de los cuales \$ . 688,683.=, se destinarán a la adquisición de los activos fijos, y la diferencia de \$ . 265,179.= , se destinarán a los activos corrientes y necesarios para el funcionamiento de la planta de recuperación, lo - cual constituye su capital de trabajo, calculado para seis meses.

La relación Deuda/Patrimonio será del orden 80%/20%, correspondiendo \$ 763,089.6 al endeuda - miento y \$ 190,772.4 al patrimonio

##### Fuentes de Financiamiento:

- Banco Mundial (B.M.)
- Banco Internacional de Construcción y Fomento, (BIRF).
- Corporación Financiera de Desarrollo, (COFIDE)
- Banco Interamericano de Desarrollo, (BID)

Se ha seleccionado, recursos provenientes del Banco Interamericano de Desarrollo (BID), bajo la modalidad (Proyecto de Servicio Público), cuya tasa de interés anual al rebatir es de 9%, con 2 años de gracia y 10 años de amortización, se amortizará la deuda en 10 cuotas anuales y con-secutivas.



CUADRO DE FINANCIAMIENTO Y OBLIGACIONES

AÑO	DEUDA \$	AMORTIZACION \$	INTERES \$	PAGO TOTAL \$
I	763,089.60	-	68,667.064	68,667.064
II	763,089.60	-	68,667.064	68,667.064
1	686,730.64	76,308.960	68,667.064	144,976.020
2	610,471.68	76,308.960	61,810.257	138,119.210
3	534,162.72	76,308.960	54,942.451	131,251.410
4	457,853.76	76,308.960	48,074.644	124,383.600
5	381,544.80	76,308.960	41,206.838	117,515.790
6	305,235.84	76,308.960	34,339.032	110,647.990
7	228,926.88	76,308.960	27,471.225	103,780.180
8	152,617.92	76,308.960	20,603.419	96,912.379
9	76,308.96	76,308.960	13,356.612	90,044.572
10	-	76,308.960	6,867.800	83,176.766
				<hr/>
			\$.	1'153,758.400

### 8.1.1.3 Cuadro de Costos

Proyección de los costos variables, capital de trabajo o todo aquello que haga posible que el proyecto funciones, a partir del 2º año, en entendiéndose al 1º año período de construcción de la planta de recuperación.

El presente proyecto, se encuentra abocado a la recuperación del sulfato de aluminio, siendo la capacidad de esta en el 1º año de funcionamiento de 10,590 kg/día, lo que equivale a 3,865.35 Ton. anuales de alúmina, la capacidad de la planta en el 2º año de funcionamiento se verá incrementada en 50%, (trabajando con los lodos de la planta de tratamiento de agua N° 2, cuya capacidad es de  $5.25 \text{ m}^3/\text{seg.}$ ), sin hacer ninguna ampliación, solamente se reducirá el volumen de agua de purgas en la planta N° 1 a la mitad (operación normal, variando el ciclo de purgas automáticas, dando una mayor concentración en sus lodos), mientras que en la planta N° 2 será equivalente a la reducción del caudal de purgas de la planta N° 1.

En consecuencia, el caudal de lodos total (Plantas N° 1 y N° 2) será de  $0.0608 \text{ m}^3/\text{seg.}$  ( $1'917,388.80 \text{ m}^3/\text{año}$ ), y la concentración se verá incrementada en 1.56% S.T.

Por otro lado, el proceso de recuperación de -  
alúmina, en su etapa final da como resultado la  
disposición de sólidos, los cuales son arcillas  
ricas en contenido de aluminio en la forma de  
 $Al_2O_3$ , y de pH ácido, antes de su neutrali  
zación con cal, el proceso de recuperación da  
como resultado 31,468.14 kg/día de sólidos to  
tales, lo que equivale a 11,485 Ton. de sólidos,  
en el mercado este producto tiene un precio de  
\$. 8.5/Ton., para su uso en la industria de  
cerámica y ladrillos refractarios, lo que daría -  
un ingreso por este concepto en el 1º año de  
\$ 97,622.5. El volumen de sólidos se increme  
mentaría en el 2º año de operación en un 50%,  
lo que equivale a 47,202.21 kg/día, es decir  
17,228.8 Ton. por año, siendo el ingreso por  
este concepto de \$. 146,444.8 anuales; lo que  
justifica ampliamente la Instalación de esta -  
planta, como se podrá apreciar mas adelante.

#### Cálculo del Costo del Producto en el 1º Año

Costo Total del Producto (CTP)

CTP = Costo de Manufactura (CM) + Gastos Generales (G.G.)

C.M. = Costos Producción Directa + Cargas Fijas + Gastos  
Generales de Planta.

BASE DE CALCULO 1º AÑO

I.	COSTO DE MANUFACTURA :	COSTOS \$
A.	Costo de Producción Directa:	
1.	Acido sulfúrico	301,006.=
2.	Cal hidratada	19,608.=
3.	Mano de obra directa	23,040.=
4.	Beneficios sociales	3,840.=
5.	Gastos de fabricación	
5.1	Utiles de aseo	2,000.=
5.2	Mano de obra indirecta	14,400.=
5.3	Beneficios sociales	2,388.=
5.4	Energía eléctrica	24,794.=
5.5	Lubricantes y aceites	4,400.=
5.6	Mantenimiento	27,548.=
B.	Gastos Varios, Amortización y Gastos Financieros:	
1.	Seguros (5% anual de equipos y maquinarias)	18,997.=
2.	Depreciación (vida util 11 años de equipos y maquinarias ), 9% anual	34,539.=
3.	Intereses y amortización de préstamo	68,667.064
C.	Gastos Generales de Planta:	
	= 60 % (costos de labor de operación + supervisión + mantenimiento)	
	= 0.60 (\$ 23,040.= + \$ 14,400.= + \$ 27,548.=)	38,992.800
II.	GASTOS ADMINISTRATIVOS : 5% CTP	<u>30,748.412</u>

COSTO TOTAL DE PRODUCCION \$ 614,968.276

La recuperación de alúmina en el 1º año, ascenderá a 3,865.35 toneladas.

Luego el costo por tonelada de alúmina recuperada es de \$. 159,097, que comparada a la alúmina proveniente de RAYCEL, (\$. 152,000/Ton.) resulta de mayor costo, sin embargo se podrá apreciar que el ingreso generado por la venta del residuo sólido disminuirá grandemente el costo, de recuperación (FLUJO CAJA ).



8.1.1.4 Flujo de Caja

F L U J O D E C A J A

CONCEPTO	0	1	II	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
1. INVERSION TOTAL	953,862.												
2. INGRESOS													
2.1 Alumina recuperada	-	881,299.80	587,533.200	881,299.80	881,299.80	881,299.80	881,299.80	881,299.80	881,299.80	881,299.80	881,299.80	881,299.80	881,299.80
2.2 Venta de arcillas	-	146,433.75	97,622.500	146,433.75	146,433.75	146,433.75	146,433.75	146,433.75	146,433.75	146,433.75	146,433.75	146,433.75	146,433.75
TOTAL INGRESOS		1027,733.50	685,155.700	1027,733.50	1027,733.50	1027,733.50	1027,733.50	1027,733.50	1027,733.50	1027,733.50	1027,733.50	1027,733.50	1027,733.50
3. EGRESOS													
3.1 Gastos de manufactura	-	622,323.80	462,016.80	622,323.80	622,323.80	622,323.80	622,323.80	622,323.80	622,323.80	622,323.80	622,323.80	622,323.80	622,323.80
3.2 Gastos varios	-	53,543.0	53,543.0	53,543.0	53,543.0	53,543.0	53,543.0	53,543.0	53,543.0	53,543.0	53,543.0	53,543.0	53,543.0
3.3 Gastos administrativos	-	43,202.254	30,748.782	43,202.254	42,841.369	42,479.906	42,118.442	41,756.978	41,395.515	41,034.052	40,672.588	40,311.136	39,949.661
3.4 Gastos financieros y amortización de la deuda.	68,667.064	144,976.020	68,667.064	144,976.020	138,119.210	131,251.41	124,383.600	117,515.790	110,647.99	103,780.18	96,912.379	90,046.879	83,176.764
TOTAL EGRESOS	68,667.064	864,045.074	614,975.646	864,045.074	856,827.379	849,598.116	842,368.842	835,139.568	827,910.305	820,681.032	813,451.767	806,222.477	799,033.227
4. INGRESOS-EGRESOS (Fondos Disponibles)	(68,667.064)	163,688.426	70,180.054	163,688.426	170,906.121	178,135.384	185,364.658	192,593.932	199,823.195	207,052.468	214,281.733	221,511.005	228,740.275

8.1.1.5 Determinación de la Rentabilidad (TIR)

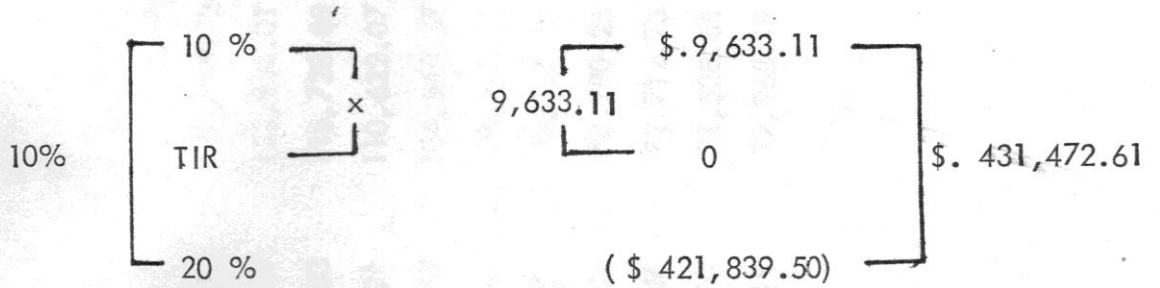
Período	Inversión	Flujo de Fondo	Factor $1 / (1 + i)^n$	Flujo de Fondos Actualizados \$	donde i: (%)	Factor 10%	Flujo de Fondos Actualizados
0	(953,862)	-	1.00	(953,862)		1.00	(953,862)
1	-	(68,667.064)	0.833	(57,199.66)		0.909	(62,418.36)
11	-	70,180.054	0.694	48,704.96		0.826	57,968.72
1	-	163,688.426	0.574	93,957.16		0.751	122,930.01
2	-	170,906.121	0.482	82,376.75		0.683	116,728.88
3	-	178,135.384	0.402	71,610.42		0.621	110,622.07
4	-	185,364.658	0.335	62,097.16		0.564	104,545.67
5	-	192,593.932	0.279	53,733.71		0.513	98,800.69
6	-	199,823.195	0.233	46,558.80		0.467	93,317.43
7	-	207,052.468	0.194	40,168.18		0.424	87,790.25
8	-	214,281.733	0.162	34,713.64		0.386	82,712.75
9	-	221,511.003	0.134	29,682.47		0.350	77,528.85
10	-	228,740.273	0.112	25,618.91		0.319	72,968.15

(\$ .421,839.5)

\$ .9,633.11



CALCULO DE LA TASA INTERNA DE RETORNO (TIR)



Luego 10 % ——— \$ . 431,472.61

x ——— \$ . 9,633.11

$$x = \frac{\$. 9,633.11 \times 0.10}{\$. 431,472.61} = 0.0022$$

$$x = 0.22\%$$

La TIR será :

$$\text{TIR} = 10\% + 0.22\% = 10.22\%$$

8.1.2 Alternativa N° 2 : "Planta de Recuperación de Alúmina de Flujo Descontínuo"

8.1.2.1 Descripción de la Inversión:

RELACION Y COSTOS DE EQUIPOS DE PROCESO

ITEM	CANT.	UNID.	D E S C R I P C I O N	PROCED.	C O S T O S \$.
					UNITAR. TOTAL
1	1	-	Estructura de captación de lodos, material concreto	N	1,100.= 1,100.=
2	45	mt.	Tubería de conducción de lodos, material concreto, diámetro 42"	N	260.= 11,700.=
3	1	-	Obra de distribución de lodos, material concreto	N	500.= 500.=
4	30	mt.	Tubería de distribución de lodos, material concreto, diámetro 12"	N	110.= 3,300.=
5	3*	-	Electrobomba de lodo tipo MONO CLP2, capacidad 110 m <sup>3</sup> /hr. material fierro fundido		7,059.= 21,170.=
6	2	-	Espesador de lodos y equipos auxiliares tipo CST.	N	52,000.= 104,000.=
7	10	mt.	Tubería de succión y descarga, material fierro fundido, diámetro 5"	N	45.= 450.=
8	3*	-	Electrobomba de lodo, tipo MONO MD60, capacidad 14.2 m <sup>3</sup> /hr, material fierro fundido		2,900.= 8,700.=
9	1	-	Homogenizador de lodos, volumen 28.4 m <sup>3</sup>	N	8,300.= 8,300.=
10	2	-	Electrobomba de lodo, tipo MONO MD60, capacidad 14.2 m <sup>3</sup> /hr, material fierro fundido		2,900.= 5,800.=
11	50	mt.	Tubería de succión y descarga de lodo, diámetro 4" material fierro fundido	N	42.= 2,100.=
12	15	-	Reactores Batch y accesorios, para reacción lodo-ácido, material acero inoxidable	N	6,200.= 93,000.=

Continuación...		DESCRIPCION		PROCED.	COSTO UNITAR.	TOTAL
ITEM	CANT.	UNID.				
13	1	-	Tanque de almacenamiento de ácido sulfúrico, Vol. 70 m <sup>3</sup> , material acero inoxidable	N	11,320.=	11,320.=
14	2	-	Electrobomba de vacío, tipo : LPH-55 312 BN 041 010 (210 m <sup>3</sup> /hr.)		5,500.=	11,000.=
15	40	mt.	Tubería de acero, línea de vacío, material acero inoxidable, diámetro 2"		34.=	1,360.=
16	1	-	Decantador centrífugo, ALFA-LAVAL, tipo AVNX 325, capacidad 30 m <sup>3</sup> /hr.		95,700.=	95,700.=
17	2(*)	-	Electrobomba, para solución de alúm. recup. tipo MONO MH80, capacidad 25 m <sup>3</sup> /hr., material acero inoxidable		4,500.=	9,000.=
18	20	mt.	Tubería de acero inoxidable, línea de descarga de solución de alúmina recuperada, diámetro : 1 1/2"		12.=	240.=
19	2(*)	-	Electrobomba para solución de lodo acidificado, capacidad 30 m <sup>3</sup> /hr. del tipo MONO MH 82, material acero inoxidable		6,500.=	13,000.=
21	1	-	Equipo para neutralización de lodos		12,500.=	12,500.=
22	220	mt.	Tubería general de desague, material concreto, diámetro : 42"		260.=	57,200.=
23	4	-	Sistema de almacenamiento de solución de alúmina recuperada, capacidad de c/u 160 m <sup>3</sup>		10,500.=	42,000.=
COSTO TOTAL DE EQUIPOS						\$ 519,240.=

\* Una electrobomba en by pass.

INVERSION DE CAPITAL FIJO (ICF)

ITEM	DESCRIPCION	COSTO \$
1	Terreno y preparación del mismo, 3,400 m <sup>2</sup>	55,137.=
2	Pistas de acceso, áreas de parque	17,500.=
3	Edificaciones, oficinas y laboratorio, 150 m <sup>2</sup>	32,432.=
4	Equipo de proceso	519,240.=
5	Instalación de equipos y maquinarias, (8% ICF)	75,105.=
6	Instrumentación y controles, (2% ICF)	18,776.=
7	Instalaciones eléctricas y alimentación de equipos, (3 % ICF)	28,164.=
8	Fletes y seguros de equipos (0.5 % ICF )	4,694.=
9	Servicio de Ingeniería y otros , (8% ICF)	75,105.=
10	Contrato de construcción y otros, (7% ICF)	65,717.=
11	Imprevistos, (5% ICF)	46,941.=
	INVERSION DEL CAPITAL FIJO (ICF)	\$ 938,811.=

REQUERIMIENTOS DE INSUMOS

Requerimiento de Energía Eléctrica

ITEM	CANT.	E Q U I P O	Hp	Consumo Prom. kw-Hr/unidad.	Hrs.-Trab. /mes	kw - Hr /mes
1	2	Electrobomba MONO-CLP2	25.0	18.500	720	26,640.000
2	2	Electrobomba MONO-MD 60	3.0	2.220	720	3,196.800
3	2	Motor del espesador.	5.0	3.697	720	2,661.820
4	1	Motor del Homogenizador	3.5	2.590	720	1,864.800
5	2	Electrobomba MONO-MD 60	3.0	2.220	720	3,196.800
6	15	Motor de Reactor Batch	3.6	2.660	720	28,771.200
7	2	Motor de la bomba de vacio	9.5	7.019	240	3,369.120
8		Motor del Decantador AVNX 325				
	1		61.0	45.000	720	32,400.000
	1		7.5	5.550	720	3,996.000
9	1	Electrobomba , MONO-MH 80	5.5	4.070	720	2,930.400
10	1	Electrobomba, MONO -MH 82	12.5	9.250	720	6,660.000
11	1	Electrobomba, MONO-MS 720	6.6	4.880	720	3,513.600
		SUB-TOTAL				119,200.540
		Pérdidas ocasionadas en la distribución ( 0.5 % )				596.003
		TOTAL				119,796.543

CAPITAL DE TRABAJO, (Estimado para 6 meses)

ITEM	R U B R O	CANTIDAD	\$ MONTO TOTAL
1	Químicos		
	- Acido sulfúrico	6,020 Ton.	150,503.=
	- Cal hidratada	454 Ton.	9,804.=
2	Otros Materiales		
	- Lubricantes	450 Gal.	2,200.=
	- Materiales de limpieza	-	1,500.=
3	Caja y Banco		
	- Pago de sueldos		
	. Mano de obra directa, (\$.160.= /mes) 12 operadores		13,440.=
	. Mano de obra indirecta, (\$.300.=/mes) 4 Ing.		8,400.=
	- Energía eléctrica, (11979.543 kw-Hr/mes) 718779.kw-Hr.		15,402.=
	- Mantenimiento, (2% ICF)	-	18,776.=
	- Seguro de planta, (1.5% ICF)	-	14,082.=
	- Gastos generales, (1% ICF)	-	9,388.=
	- Imprevistos, (0.2% ICF)	-	1,877.=
	- Interés/préstamo)	-	<u>45,000.=</u>
	TOTAL DE CAPITAL DE TRABAJO		\$ . 290,372.=

INVERSION TOTAL (IT) : INVERSION DE CAPITAL FIJO (ICF) + CAPITAL DE TRABAJO (CT)

: \$. 938,811.= + \$. 290,372.=

INVERSION TOTAL (IT) : \$. 1'229,183.=

### 8.1.2.2 Financiamiento

Para el presente proyecto (Alternativa N<sup>o</sup> 2), se ha considerado una inversión del orden de \$ 1'229,183.=, de los cuales \$ 938,811.=, se destinarán a la adquisición de los activos fijos, y la diferencia de \$ 290,372.= se destinarán a los activos corrientes y necesarios para el funcionamiento de la planta de recuperación, lo cual constituye su capital de trabajo, calculado para seis meses.

La relación, Deuda/Patrimonio, será del orden de 80%/20%, correspondiendo \$ 983,346.4 al endeudamiento y \$ 245,836.6 al patrimonio.

#### Fuentes de Financiamiento:

- Banco Mundial, (B.M.)
- Banco Internacional de Construcción y Fomento, (BIRF).
- Corporación Financiera de Desarrollo (COFIDE).
- Banco Interamericano de Desarrollo, (BID)

Para el presente proyecto, se ha seleccionado recursos provenientes del Banco Interamericano de Desarrollo (BID), bajo la modalidad, (Proyecto de Servicio Público), cuya tasa de interés anual al rebatir es de 9%, con 2 años de gracia y 10 años de amortización, se amortizará la deuda en 10 cuotas anuales y consecutivas.

CUADRO DE FINANCIAMIENTO Y OBLIGACIONES

AÑO	DEUDA \$	AMORTIZACION \$	INTERES \$	PAGO TOTAL \$
I	983,346.40	-	88,501.176	88,501.176
II	983,346.40	-	88,501.176	88,501.176
1	885,011.76	98,334.64	88,501.176	186,835.816
2	786,677.12	98,334.64	79,651.058	177,985.698
3	688,332.48	98,334.64	70,800.941	169,135.581
4	589,997.84	98,334.64	61,949.923	160,284.563
5	491,663.20	98,334.64	53,099.805	151,434.445
6	393,328.56	98,334.64	44,249.688	142,584.328
7	294,993.92	98,334.64	35,399.570	133,734.210
8	196,659.28	98,334.64	26,549.452	124,884.092
9	98,334.64	98,334.64	17,698.435	116,033.075
10	-	98,334.64	8,850.117	107,184.757



8.1.2.3 Cuadro de Costos

Cálculo del Costo del Producto en el 1º Año.

BASE DE CALCULO 1 AÑO

I.	<u>Costo de Manufactura</u>	<u>Costos \$</u>
A.	Costos de Producción Directa	
	1. Acido sulfúrico	301,006.=
	2. Cal hidratada	19,608.=
	3. Mano de obra directa	23,040.=
	4. Beneficios sociales	3,840.=
	5. Gastos de fabricación	
	5.1 Utiles de aseo	3,000.=
	5.2 Mano de obra indirecta	14,400.=
	5.3 Beneficios sociales	2,388.=
	5.4 Energía eléctrica	30,804.=
	5.5 Lubricantes y aceites	4,400.=
	5.6 Mantenimiento	37,552.=
B.	Costos Fijos	
	1. Seguros (5% anual de equipos y maquinarias)	25,962.=
	2. Depreciación (vida util 11 años de equipos y maquinarias)	47,203.=
	3. Interés y amortización de préstamo	88,501.176
C.	Gastos Generales de Planta	
	= 60% (Costos de labor de operación, + Supervisión + Mantenimiento).	
	= 0.60 (\$ . 23,040.= + 14,400.= + 37,552.= )	44,995.20

Continúa ...

Continuación ...

	Costos \$
II. <u>Gastos Generales</u> : 5% CTP	<u>34,036.809</u>
COSTO TOTAL DE PRODUCCION	\$. 680,736.185

La recuperación de alúmina en el 1º año, asciende a 3,865.35 toneladas.

Luego el costo por tonelada de alúmina recuperada será de \$ 176.172 , durante el primer año de funcionamiento.

ALTERNATIVA N° 2

C U A D R O D E C O S T O S

CONCEPTO	AÑOS DE GRACIA											
	I	II	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
1. GASTOS DE MANUFACTURA												
1.1 Gastos de producción directa												
- Acido sulfúrico	-	301,006.000	451,509.000	451,509.000	451,509.000	451,509.000	451,509.000	451,509.000	451,509.000	451,509.000	451,509.000	451,509.000
- Cal hidratada	-	19,608.000	29,412.000	29,412.000	29,412.000	29,412.000	29,412.000	29,412.000	29,412.000	29,412.000	29,412.000	29,412.000
- Mano de obra directa	-	23,040.000	23,040.000	23,040.000	23,040.000	23,040.000	23,040.000	23,040.000	23,040.000	23,040.000	23,040.000	23,040.000
- Beneficios sociales	-	3,840.000	3,840.000	3,840.000	3,840.000	3,840.000	3,840.000	3,840.000	3,840.000	3,840.000	3,840.000	3,840.000
- Gastos de fabricación :	-											
• Utiles de aseo	-	3,000.00	3,000.000	3,000.000	3,000.000	3,000.000	3,000.000	3,000.000	3,000.000	3,000.000	3,000.000	3,000.000
• Mano de obra indirecta	-	14,400.000	14,400.000	14,400.000	14,400.000	14,400.000	14,400.000	14,400.000	14,400.000	14,400.000	14,400.000	14,400.000
• Beneficios sociales	-	2,388.000	2,388.000	2,388.000	2,388.000	2,388.000	2,388.000	2,388.000	2,388.000	2,388.000	2,388.000	2,388.000
• Energía eléctrica	-	30,804.000	30,804.000	30,804.000	30,804.000	30,804.000	30,804.000	30,804.000	30,804.000	30,804.000	30,804.000	30,804.000
• Lubrificantes y aceites	-	4,400.000	4,400.000	4,400.000	4,400.000	4,400.000	4,400.000	4,400.000	4,400.000	4,400.000	4,400.000	4,400.000
• Mantenimiento	-	37,552.000	37,552.000	37,552.000	37,552.000	37,552.000	37,552.000	37,552.000	37,552.000	37,552.000	37,552.000	37,552.000
1.2 Gastos Varios	-											
- Seguros	-	25,962.000	25,962.000	25,962.000	25,962.000	25,962.000	25,962.000	25,962.000	25,962.000	25,962.000	25,962.000	25,962.000
- Depreciación	-	47,203.000	47,203.000	47,203.000	47,203.000	47,203.000	47,203.000	47,203.000	47,203.000	47,203.000	47,203.000	47,203.000
- Interés	88,501.176	88,501.176	88,501.176	79,651,058	70,800.941	61,949.923	53,099.805	44,249.688	35,399.570	26,549.452	17,698.435	8,850.000
- Amortización	-	-	98,334.640	98,334.640	98,334.640	98,334.640	98,334.640	98,334.640	98,334.640	98,334.640	98,334.640	98,334.640
1.3 Gastos Generales de Planta	-											
-	-	44,995.200	44,995.200	44,995.200	44,995.200	44,995.200	44,995.200	44,995.200	44,995.200	44,995.200	44,995.200	44,995.200
-	-	34,036.799	47,649.527	47,183.731	46,717.936	46,252.093	45,786.297	45,320.765	44,854.706	44,388.910	43,923.067	43,457.366
2. GASTOS ADMINISTRATIVOS												
CONCEPTO												
2.1 Alúmina Recuperado	-	587,533.200	881,299.800	881,299.800	881,299.800	881,299.800	881,299.800	881,299.800	881,299.800	881,299.800	881,299.800	881,299.800
2.2 Venta de Sólidos (arcillas)	-	97,622.500	146,433.750	146,433.750	146,433.750	146,433.750	146,433.750	146,433.750	146,433.750	146,433.750	146,433.750	146,433.750

C U A D R O D E I N G R E S O S

3.1.2.4 Flujo de Caja

F L U J O D E C A J A

CONCEPTO	0	1	11	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
1. INVERSION TOTAL (\$) 1'229,183.													
2. INGRESOS (\$)													
2.1 Alúmina Recuperada			587,533.200	881,299.800	881,299.800	881,299.800	881,299.800	881,299.800	881,299.800	881,299.800	881,299.800	881,299.800	881,299.800
2.2 Venta de Arcillas		-	97,622.500	146,433.750	146,433.750	146,433.750	146,433.750	146,433.750	146,433.750	146,433.750	146,433.750	146,433.750	146,433.750
TOTAL INGRESOS		-	685,155.700	1'027,733.55	1'027,733.55	1'027,733.55	1'027,733.55	1'027,733.55	1'027,733.55	1'027,733.55	1'027,733.55	1'027,733.55	1'027,733.55
3. EGRESOS (\$)													
3.1 Costos de Mantenimiento		-	485,033.20	645,340.20	645,340.20	645,340.20	645,340.20	645,340.20	645,340.20	645,340.20	645,340.20	645,340.20	645,340.20
3.2 Gastos Varios		-	73,165.=	73,165.=	73,165.=	73,165.=	73,165.=	73,165.=	73,165.=	73,165.=	73,165.=	73,165.=	73,165.=
3.3 Gastos Administrativos		-	34,036.799	47,183.731	46,717.936	46,252.093	45,786.297	44,854.706	44,388.910	43,923.067	43,457.366	42,991.865	42,526.864
3.4 Gastos Financieros y Amortización de la Deuda		88,501.176	88,501.176	177,985.698	169,135.561	160,284.563	151,434.445	142,584.328	133,734.210	124,884.092	116,033.075	107,184.757	98,334.809
TOTAL EGRESOS		88,501.176	680,735.975	943,674.629	934,358.717	925,041.856	915,725.942	906,415.293	897,094.116	887,778.202	878,416.342	869,049.861	859,685.227
4. INGRESOS-EGRESOS (\$) (Fondos Disponibles)		(88,501.176)	4,419.725	74,743.007	84,058.921	93,374.833	102,691.694	112,007.608	121,318.257	130,639.434	139,955.348	149,272.208	158,585.227

8.1.2.5 Determinación de la Rentabilidad, (TIR)

Período	Factor : Inversión	Flujo de Fondos	Factor 5%	Flujo de Fondos Actualizados	Factor 1%	# período
	\$	\$		\$		
0	(1'229,183)	-	1.00	(1'229,183)	1.00	(1'229,183)
1	-	(88,501.176)	0.952	(84,253.119)	0.990	(87,616.164)
11	-	4,419,725	0.907	4,009.690	0.980	4,331.33
1	-	74,743.007	0.864	64,577.958	0.970	72,500.716
2	-	84,058.921	0.823	69,180.492	0.960	80,696.56
3	-	93,374.833	0.784	73,205.869	0.951	88,799.466
4	-	102,691.694	0.746	76,608.004	0.942	96,735.576
5	-	112,007.608	0.711	79,637.409	0.932	104,391.091
6	-	121,318.257	0.677	82,132.459	0.923	111,976.751
7	-	130,639.434	0.645	84,262.435	0.914	119,404.443
8	-	139,955.348	0.614	85,932.584	0.905	126,659.590
9	-	149,272.208	0.585	87,324.242	0.896	133,747.898
10	-	158,585.287	0.557	88,331.971	0.887	140,665.096

(\$ .518,234.006)

(\$ .236,890.647), TIR < 1%

8.1.3 Alternativa N° 3 : "Planta Convencional de Recuperación de Alúmina, de Flujo Continuo"

8.1.3.1 Descripción de la Inversión

RELACION Y COSTOS DE EQUIPOS DE PROCESO

ITEM	CANT.	UNID.	DESCRIPCION	PROC.	COSTOS \$ UNIT. TOTAL
1	1	-	Estructura de captación	N	1,100.= 1,100.=
2	45	mt.	Tubería de conducción de lodo, material concreto, diámetro 42"	N	260.= 11,700.=
3	1	-	Estructura de distribución de lodos	N	500.= 500.=
4	10	mt.	Tubería de succión y descarga, de lodos, material fierro fundido, diámetro 5".	N	45.= 450.=
5	2	-	Decantadores de canasta, ALFA LAVAL, del tipo WASC QX320 (WASTE ACTIVATED, SLUDGE THICKEMING), capacidad 110 m <sup>3</sup> /hr.	I	165,000.= 330,000.=
6	3 (*)	-	Electrobomba para lodo, capac. 110 m <sup>3</sup> /hr, material fierro fundido, del tipo MONO CLP2.		7,059.= 21,177.=
7	3 (*)	-	Electrobomba para lodo espesado (6% S.T.), del tipo MONO MD60, capacidad 14.22 m <sup>3</sup> /hr., material fierro fundido.		2,900.= 8,700.=
8	8	mt.	Tubería de succión y descarga para lodo espesado, material fierro fundido, diámetro: 3"	N	37.= 296.=
9	1	-	Unidad de reacción (lodo-ácido), tanque agitado, capacidad 20 m <sup>3</sup> , motor 24.5 Hp.	N	10,750.= 10,750.=
10	2 (*)	-	Electrobomba de lodo ácido, tipo MONO MH 82, capacidad 30 m <sup>3</sup> /hr., material acero inoxidable.		6,500.= 13,000.=

Continúa ...

Continuación ...

ITEM	CANT.	UNID.	PROC.	COSTOS \$	
				UNIT.	TOTAL
11	5	mt.		57.=	285.=
12	2	-		11,320.=	22,620.=
13	10	mt.	N	12.=	120.=
14	2(*)	-		1,150.=	2,300.=
15	1	-	I	95,700.=	95,700.=
16	2(*)	-		4,500.=	9,000.=
17	20	mt.		12.=	240.=
18	2(*)	-		2,900.=	5,800.=
19	1	-	N	12,500.=	12,500.=
20	150	mt.	N	260.=	39,000.=
21	4	-	N	10,500.=	42,000.=
COSTO TOTAL DEL EQUIPO					\$ 627,238.=

(\*) Una electrobomba en by pass.

INVERSION DE CAPITAL FIJO (ICF)

ITEM	DESCRIPCION	COSTO \$
1	Terreno y preparación del mismo, (1,200 m <sup>2</sup> ).	19,460.=
2	Pistas de acceso, áreas de parqueo	17,500.=
3	Edificaciones, oficinas y laboratorios, 100 m <sup>2</sup>	21,621.=
4	Equipos de proceso	627,238.=
5	Instalación de equipos y maquinarias (8% ICF)	82,504.=
6	Instrumentación y controles, (2% ICF)	20,626.=
7	Instalación eléctrica y alimentación de energía (3%ICF)	30,939.=
8	Fletes y seguros de equipos, (0.5% ICF)	5,152.=
9	Servicio de Ingeniería y otros, (8% ICF)	82,504.=
10	Contrato de construcción y otros , (7% ICF)	72,191.=
11	Imprevistos, (5% ICF)	51,565.=

INVERSION DE CAPITAL FIJO (ICF) : \$. 1'031,304.=



REQUERIMIENTOS DE INSUMOS

Requerimiento de Energía Eléctrica:

ITEM	CANT.	EQUIPO	Hp	CONSUMO - PROM. kw-hr/mes	Hr.Trab. /mes	Kw-Hr /mes
1	2	Motor de Decantador de Canasta WASC.	45.0	33.00	720	47,952.=
2	2	Electrobomba MONO-CL P2	25.0	18.50	720	26,640.=
3	2	Electrobomba MONO -MD 60	3.0	2.22	720	3,196.80
4	1	Motor de Mezclador Lodo-Acido	24.5	18.13	720	13,053.60
5	1	Electrobomba MONO-MH 82	12.5	9.25	720	6,660.=
6	1	Electrobomba MONO-MM	1.0	0.74	720	532.80
7		Motor del Decantador AVNX 325				
	1		61.0	45.00	720	32,400.=
	1		7.5	5.55	720	3,996.00
8	1	Electrobomba MONO MH70	5.5	4.07	720	2,930.04
9	1	Electrobomba MONO ST 720	6.6	4.88	720	3,516.48
SUB-TOTAL						140,877.72
Pérdidas ocasionadas en la distribución :						704.38
TOTAL						141,582.10

CAPITAL DE TRABAJO (ESTIMADO PARA 6 MESES)

ITEM	R U B R O	CANTIDAD	MONTO TOTAL
1	Químicos		\$
-	Acido sulfúrico	6,020 Ton.	150,503.=
-	Cal hidratada	454 Ton.	9,804.=
2	Otros Materiales		
-	Lubricantes	450 Gal.	2,200.=
-	Materiales de limpieza	-	1,000.=
3	Caja y Banco		
-	Pago de sueldos		
	Mano de obra directa, (\$. 160.= /mes)	12 operadores	13,440.=
	Mano de obra indirecta (\$. 300.= /mes)	4 lng.	8,400.=
-	Energía eléctrica (141,582.10 kw-Hr/mes)	849,492.60 kw-Hr.	18,203.=
-	Mantenimiento, (2% ICF)	-	20,626.=
-	Seguro de planta, (1.5% ICF)	-	15,470.=
-	Gastos generales, (1.0% ICF)	-	10,313.=
-	Imprevistos, (0.2% ICF)	-	2,063.=
-	Interés, (préstamo)	-	48,000.=
TOTAL CAPITAL DE TRABAJO			\$ 300,022.=

INVERSION TOTAL (IT): INVERSION DE CAPITAL FIJO (ICF) + CAPITAL DE TRABAJO (CT)

: \$ . 1'031,304.= + \$ . 300,022.=

INVERSION TOTAL (IT): \$ . 1'331,326.=

### 8.1.3.2 Financiamiento.

Para el presente proyecto (Alternativa N° 3), se ha estimado una inversión del orden de \$. 1'331,326.=, de los cuales \$.1'031,304.= se destinará a la adquisición de los activos fijos, y la diferencia de \$. 300,022.=, se destinarán a los activos corrientes y necesarios para el funcionamiento de la planta de recuperación, lo cual constituye su capital de trabajo, estimado para un período de seis meses.

La relación Deuda/Patrimonio, será equivalente a 80%/20%, correspondiendo \$.1'065,060.8 al endeudamiento y \$. 266,265.2 al patrimonio.

Fuentes de Financiamiento:

- Banco Mundial, (BM).
- Banco Intemacional de Construcción y Fomento, (BIRF).
- Corporación Financiera de Desarrollo , (COFIDE).
- Banco Interamericano de Desarrollo,(BID).

Para el presente proyecto, se ha seleccionado, recursos provenientes del BID, bajo la modalidad de (Proyecto de Servicio Público), cuya tasa de interés anual a rebatir es de 9%, con 2 años de gracia y 10 años de amortización, se amortizará la deuda en 10 cuotas anuales y consecutivas.

CUADRO DE FINANCIAMIENTO Y OBLIGACIONES

AÑO	DEUDA \$	AMORTIZACION \$	INTERESES \$	PAGO TOTAL \$
I	1'065,060.8	-	95,855.472	95,855.472
II	1'065,060.8	-	95,855.472	95,855.472
1	958,554.72	106,506.08	95,855.472	202,361.552
2	852,048.64	106,506.08	86,269.925	192,776.005
3	745,542.56	106,506.08	76,684.378	183,190.458
4	639,036.48	106,506.08	67,098.830	173,604.910
5	532,530.40	106,506.08	57,513.283	164,019.363
6	426,024.32	106,506.08	47,927.736	154,433.816
7	319,518.24	106,506.08	38,342.189	144,848.269
8	213,072.16	106,506.08	28,756.642	135,262.722
9	106,506.08	106,506.08	19,171.094	125,677.174
10	-	106,506.08	9,585.547	116,091.627

8.1.3.3 Cuadro de Costos

Cálculo del Costo del Producto en el 1er. Año

BASE DE CALCULO 1 AÑO

I. COSTO DE MANUFACTURA	COSTOS \$
A. Costo de Producción Directa	
1. Acido sulfúrico	301,006.=
2. Cal hidratada	19,608.=
3. Mano de obra directa	23,040.=
4. Beneficios sociales	3,840.=
5. Gastos de fabricación	
5.1 Utiles de aseo	2,000.=
5.2 Mano de obra indirecta	14,400.=
5.3 Beneficios sociales	2,388.=
5.4 Energía eléctrica	36,406.=
5.5 Lubricantes y aceites	4,400.=
5.6 Mantenimiento	41,252.=
B. Costos Fijos	
1. Seguros (5% anual de equipos y maquinarias)	31,362.=
2. Depreciación (vida útil de equipos y maquinaria 11 años)	57,021.=
3. Interés y amortización de préstamo	95,856.=
C. Gastos Generales de Planta	
= 60% ( Costos de labor de operación + Supervisión + Mantenimiento).	
= 0.60 (\$ . 23,040 + \$ 14,400 + 41,252 ).	47,215.=

Continúa ...

Continuación ...

COSTOS \$

II. GASTOS GENERALES (5% CTP).

35,778.632

COSTO TOTAL DE PRODUCCION

\$ 715,572.632

La recuperación de alúmina en el 1<sup>o</sup> año, asciende a 3,865.35 Toneladas.

El costo por tonelada de alúmina recuperada será de \$. 185,125.=, durante el primer año de funcionamiento.



8.1.3.4 Flujo de Caja, Alternativa N° 3

F L U J O D E C A J A

CONCEPTO	0	1	II	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
1. INVERSION TOTAL (\$)	1'331,326												
2. INGRESOS (\$)													
2.1 Alúmina Recuperada	-	881,299.800	587,533.200	881,299.800	881,299.800	881,299.800	881,299.800	881,299.800	881,299.800	881,299.800	881,299.800	881,299.800	881,299.800
2.2 Venta de Arcillas		146,433.750	97,622.500	146,433.750	146,433.750	146,433.750	146,433.750	146,433.750	146,433.750	146,433.750	146,433.750	146,433.750	146,433.750
TOTAL INGRESOS:		1'027,663.55	685,155.700	1'027,663.55	1'027,663.55	1'027,663.55	1'027,663.55	1'027,663.55	1'027,663.55	1'027,663.55	1'027,663.55	1'027,663.55	1'027,663.55
3. EGRESOS (\$)													
3.1 Costos de Manufactura		655,862.00	495,555.00	655,862.00	655,862.00	655,862.00	655,862.00	655,862.00	655,862.00	655,862.00	655,862.00	655,862.00	655,862.00
3.2 Gastos Varios		88,383.00	88,383.00	88,383.00	88,383.00	88,383.00	88,383.00	88,383.00	88,383.00	88,383.00	88,383.00	88,383.00	88,383.00
3.3 Gastos Administrativos		49,821.418	35,778.60	49,316.916	48,812.413	48,812.413	48,338.753	47,803.408	47,298.906	46,794.403	46,289.00	45,785.398	45,280.896
3.4 Gastos Financieros y Amortización de la Deuda		202,361.552	95,855.472	192,776.005	183,190.458	183,190.458	173,604.910	164,019.363	154,433.816	144,848.269	135,262.722	125,677.174	116,041.627
TOTAL EGRESOS:		95,855.472	715,572.072	996,428.362	986,338.313	976,248.263	966,248.263	956,068.163	945,978.114	935,888.064	925,798.015	915,707.964	905,617.915
4. INGRESOS-EGRESOS (\$) (fondos disponibles)		(95,855.472)	(30,416.372)	31,235.188	41,325.237	51,415.287	61,415.287	71,595.387	81,685.436	91,775.486	101,865.535	111,955.506	122,045.635



8.1.3.5 Determinación de la Rentabilidad, (TIR)

Período	Inversión	Factor : $1 / (1 + i)^n$ ; donde: $i = (\%)$		Flujo de Fondos Actualizados	Factor 5%	Flujo de Fondos Actualizados	Factor %	y n = # Período	Flujo de Fondos Actualizados
		\$	\$						
0	(1'331,326)	-	1.00	(1'331,326. =)	1.00	(1'331,326. ₪)	1.00		(1'331,326. ₪)
I	-	(95,855.472)	0.952	(91,254.409)	0.952	(91,254.409)	0.990		(94,896.917)
II	-	30,416.372)	0.907	(27,587.649)	0.907	(27,587.649)	0.980		(29,808.044)
I	-	31,235.188	0.864	26,987.202	0.864	26,987.202	0.970		30,298.132
2	-	41,325.237	0.823	34,010.670	0.823	34,010.670	0.960		39,672.227
3	-	51,415.287	0.784	40,309.505	0.784	40,309.505	0.951		48,895.937
4	-	61,415.287	0.746	45,815.804	0.746	45,815.804	0.942		57,853.200
5	-	71,595.387	0.711	50,504.320	0.711	50,504.320	0.932		66,726.900
6	-	81,685.436	0.677	55,301.040	0.677	55,301.040	0.923		75,395.657
7	-	91,775.486	0.645	59,195.188	0.645	59,195.188	0.914		83,882.794
8	-	101,865.535	0.614	62,545.438	0.614	62,545.438	0.905		92,188.309
9	-	111,955.586	0.585	65,494.018	0.585	65,494.018	0.896		100,312.205
10	-	122,045.635	0.557	67,979.419	0.557	67,979.419	0.887		108,254.475

(\$ .942,025.454)

(\$ .831,895.576), TIR 1%

## 8.2 Evaluación del Proyecto.

Después de desarrollar la Formulación Económico-Financiero de cada una de las tres alternativas planteadas, para la recuperación de la alúmina, se ha podido seleccionar la alternativa N<sup>o</sup> 1 frente a las otras dos, dada su mayor rentabilidad y otros factores que enumeramos a continuación:

La Alternativa N<sup>o</sup> 1, tiene una tasa interna de retorno, (TIR) de 10.22% que resulta inferior al interés bancario 60% aproximadamente, que en el momento tenemos en nuestro país (Agosto, 1983), pero dado que este proyecto de Servicio Público, orientado a la recuperación de alúmina, cuya materia prima básica (bauxita) es importada, y la implementación de esta nos permitirá el ahorro de divisas, tan importantes para nuestro país.

Que SEDAPAL, es una empresa de Servicio Público, orientada a servir a la comunidad y no generar riquezas a cambio.

La amortización de la deuda y el financiamiento de la misma se lograría durante los 10 primeros años de operación de la planta, período en el cual se estaría generando fondos de capital (fondos disponibles), los cuales podrán ser reinvertidos por SEDAPAL en obras de servicio público, y no generando pérdidas durante su período de funcionamiento.

La puesta en marcha de la alternativa N<sup>o</sup> 1, contribuye a la inversión en el país con el 85% del costo total del proyecto, es decir con \$.810.70 en equipos, materiales e ingeniería netamente nacional.

La creación de un proceso netamente nacional, el cual podrá ser aplicado a otras plantas de tratamiento de aguas.

Con la puesta en marcha de la planta de recuperación de alúmina se generan 16 nuevos puestos de trabajo, repartidos en 4 para profesionales (Ing. Químicos) y 12 para operadores - (obreros calificados).

Por tales razones se justifica desde todo punto de vista la instalación e implementación de este proyecto (Alternativa N° 1).

CAPITULO IX :

"CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES"

## IX. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

### 9.1 Conclusiones.

- 9.1.1 Es posible la recuperación del sulfato de aluminio (alúmina), utilizado en el tratamiento de potabilización de aguas, a partir de los lodos de descarga.
- 9.1.2 La planta de tratamiento de agua de la Atarjea, consume anualmente 5,000 toneladas de alúmina granulada, proveniente de RAYCEL, que la produce a partir de la Bauxita ( $Al_2O_3$ ), mineral importado de Centro América, el consumo de alúmina se ha visto incrementado a partir de Enero de 1983, con la puesta en marcha de la nueva planta (N° 2) de tratamiento y cuya capacidad es de  $5.25 m^3/seg.$ , incremento que alcanza como mínimo 50% (2,500 ton.), por lo que el consumo anual será de 7,500 toneladas, consumo este que se será incrementado con la incidencia de turbiedad de las aguas del río Rimac.
- 9.1.3 El tratamiento de potabilización de aguas genera un volumen anual de sedimentos cercanos a  $250,000 m^3$ , a nivel de las diferentes unidades de tratamiento, siendo el volumen que se genera a nivel de los decantadores el que reviste mayor importancia para el presente proyecto y alcanza a  $138,000 m^3$  aproximadamente, con una incidencia del 55%.

- 9.1.4 El proceso de recuperación de alúmina se simplifica a lo siguiente: recolección y espesamiento de lodos, seguidos de la acidificación de estos, y finalmente la separación de la solución de alúmina recuperada.
- 9.1.5 La concentración de lodos ideal para el proceso de recuperación está en el rango de 4% a 8% (% en peso de sólidos totales), siendo el óptimo el de 6%, para una velocidad de mezcla de 250 r.p.m. y un tiempo de mezcla de 35 minutos.
- 9.1.6 El PH de la solución de alúmina se encuentra en el rango de 1.5 a 3.5, siendo el valor más alto, en el cual se logra un mayor ahorro en ácido y menor contaminación por la presencia del hierro.
- 9.1.7 La eficiencia de la recuperación de alúmina está entre 74 a 93%, para una concentración de solución recuperada del orden del 47 a 61 mgr. de alúmina/ml de solución.
- 9.1.8 Los parámetros óptimos en el proceso de recuperación son los siguientes:

Concentración de lodo	:	6% (% en peso de S.T.)
Tiempo de mezcla	:	35 min.
PH de mezcla	:	3
Velocidad de mezcla	:	250 r.p.m.
Concentración de la solución recuperada	:	61 mgr. de alúmina / ml de solución.
Eficiencia de la recuperación	:	80 %.

9.1.9 La alternativa mas económica para la recuperación de alúmina es; "Planta de Recuperación de Alúmina de Flujo Continuo", constituida por:

- Dos espesadores de lodo
- Dos unidades de mezcla rápida
- Dos decantadores de lodo ácido (separador de solución de alúmina).
- Un decantador centrífugo, (recuperador de la solución residual).
- Tanques de almacenamiento de solución recuperada.

9.1.10 El volumen de alúmina recuperada está en el orden de 3,870 Ton. ( alúmina granulada) durante el 1º año de operación, para incrementarse a partir del 2º año de operación en 50%, llegando a un total de 6,000 Ton. aproximadamente, período en el cual se recolectarán los lodos provenientes de la planta N° 2 de La Atarjea.

9.1.11 La planta de tratamiento de agua de La Atarjea cuenta con la infraestructura suficiente para la utilización de la solución de alúmina recuperada como coagulante.

9.1.12 Para utilizar la alúmina recuperada en el tratamiento de aguas es necesario que se utilice un 20% de alúmina fresca, esto para evitar el empobrecimiento y aumento de la concentración de fierro en los lodos y la disminución de la eficiencia de la recuperación posterior.

- 9.1.13 La Inversión Total, para llevar a cabo la alternativa N<sup>o</sup> 1, es del orden de US.\$ 953,862.=, siendo la relación Deuda/Patrimonio equivalente a 80%/20%, y el período de recuperación de la inversión es de 10 años aproximadamente.
- 9.1.14 Existe la infraestructura necesaria que hacen que el proyecto sea de ventaja económica aceptable por SEDAPAL, áreas disponibles con topografía ventajosas, tuberías de interconexión, vías de acceso, ácido sulfúrico a bajo costo y diversas alternativas de utilización de lodos y del residuo sólido.

## 9.2 Recomendaciones.

- 9.2.1 Se hace necesario realizar programas de optimización en el proceso de tratamiento de las aguas en las plantas de La Atarjea, con el fin de minimizar los volúmenes de aguas de pérdidas y el uso racional de sulfato de alúmina.
- 9.2.2 Realizar programas de limpieza de las unidades de tratamiento a fin de coordinar un desaguado adecuado.
- 9.2.3 Llevar a nivel de obras, el estudio de Recuperación de Aguas de Lavado de Filtros, (Tesis de Grado, desarrollado por la Ing. Norma Moncada Camacho, egresada del Programa Académico de Ing. Química de la U.N.T.C.), con lo que se lograría un ahorro de agua equivalente a  $0.275 \text{ m}^3/\text{seg.}$ , paralelamente con esto, una disminución sustancial de aguas en el desague principal de la planta, el cual estaría racionado solamente para los lodos provenientes de las purgas de los decantadores.



- 9.2.4 Se hace necesaria las derivaciones de las aguas de los desagües de los servicios higiénicos de la planta de La Atarjea, evitando de esta forma que estas descarguen antes del punto de captación de los lodos para su proceso de recuperación.
- 9.2.5 Se recomienda la utilización de polímeros aniónicos y/o catiónicos, con el fin de disminuir el excesivo uso de alúmina, sobre todo durante el período de avenidas o de aguas turbias, período en el cual se consume cerca del 35% del total anual de alúmina.
- 9.2.6 La implementación total de la planta piloto de recuperación de alúmina, en las instalaciones de La Atarjea.
- 9.2.7 Llevar a cabo los estudios definitivos y a nivel de obra del presente proyecto de recuperación de alúmina, ( Alternativa N° 1).

CAPITULO X :

"ANEXOS"

X. ANEXOS .

10.1 Pruebas de Jarras

Determinación de la Dosis Óptima de Coagulante.-

Objetivo.-

Mediante este ensayo se puede determinar la dosis de coagu-  
lante que produce la más rápida desestabilización de las par-  
tículas coloidales en la planta y hace que se forme un floc  
pesado y compacto que quede fácilmente retenido en los se-  
dimentadores y no se rompa al pasar por el filtro.

Debe observarse que no necesariamente el floc que sedimenta  
rápidamente es el que queda retenido en el filtro con más fa-  
cilidad. El floc que se busca, por tanto, es aquel que da el  
mayor rendimiento en el conjunto de los procesos de clarifi-  
cación.

Equipos y Reactivos.-

El equipo y los reactivos que se necesitan para ejecutar la  
prueba de jarra se describe a continuación.

- Aparato de prueba de jarra

El aparato de prueba de jarra fue desarrollado entre -  
1918 y 1921 por Langelier y Baylis, separadamente . -  
Consta básicamente de un agitador.

Las razones para esto son de orden físico y químico .  
Los autores mencionan las siguientes entre otras:

- a) En los floculadores existe un flujo continuo, en cambio en las jarras no hay flujo. Esto hace que en los primeros la masa de agua sufra un tratamiento, debido a que parte de ella queda retenida durante largo tiempo, mientras que otra parte pasa casi de inmediato. En cambio en la prueba de jarra el agua queda retenida durante todo el tiempo que dura el ensayo.
- b) La escala de las jarras no guarda relación con la escala del flujo, por cuanto este se produce a escala natural y, en cambio, las jarras son cientos de veces más pequeñas que los floculadores. Por tanto la proporción entre la escala de la turbulencia que se produce en uno y otro caso y el tamaño del floc es diferente, lo que afecta la tasa de aglutinamiento de las partículas.
- c) La dosificación de los coagulantes y la agitación de la masa de agua puede ser mucho mejor controlada en las pruebas de jarra que en la planta de tratamiento.

No obstante estas diferencias la prueba de Jarra sigue siendo el método más usual que hasta ahora disponemos para controlar la dosis correcta de sustancias químicas que debe aplicarse para coagular el agua.

Hay que tener en cuenta, sin embargo, que el hecho de que la prueba de jarra sea un ensayo rutinario en la operación de las plantas, no significa que puede ejecutarse descuidadamente, lo que por desgracia suele ser bastante común.

- Turbidímetro

La medición de la turbiedad del agua después de floculada y sedimentada durante un cierto tiempo ( turbiedad residual) suele considerarse como el parámetro más importante para caracterizar el proceso. Puede hacerse con un turbidímetro de transmisión como el Hellige , o con uno de diseminación como el Hach 2100 A. Cuando se trata de evaluar pequeños valores de turbiedad es preferible el uso de turbidímetros de diseminación, por ser más precisos y no depender del criterio del observador.

Los métodos normales de los Estados Unidos recomiendan registrar la turbiedad, redondeando las cifras, como se indica a continuación:

TURBIEDAD (U.J.)	Utilizar intervalos de:
0 - 10	0.05
1 - 10	0.1
10 - 40	1.0
40 - 100	5.0
100 - 400	10.0
400 - 1000	50.0
más de 1000	100.0

La turbiedad se mide en unidades Jackson más no en p.p.m. Recientemente se ha introducido el término Unidades de Formazín, que es el equivalente a unidades Jackson.

- Comparador de Color.

Con frecuencia existe más interés, en tratar de remover el color que la turbiedad. En estos casos la medición del color residual del agua después de floculada y sedimentada puede servir para caracterizar el ensayo.

El color puede medirse mediante comparación con el método del platino-cobalto o con equipos especiales como Aquatester, y se expresa en unidades de color.

Las cifras se redondean de acuerdo con los métodos normales así:

Color	Utilizar intervalos de:
1 - 50	1
51 - 100	5
101 - 250	10
251 - 500	20

- Medidor de PH

La medición del PH antes y después de la floculación tiene una importancia básica. Por lo tanto debe disponerse siempre de un sistema de medida del PH, ya sea por colorimetría o con electrodos. Este último es preferible en la mayoría de los casos.

- Cristalería

Se necesita seis vasos de precipitado (jarras), preferentemente de 2000 ml cada uno, aunque también pueden usarse de 1000 ml. Hacer el ensayo con un mayor volumen de agua facilita la toma de muestras para la turbiedad residual y produce mejores resultados. Debe disponerse además de pipetas Mohr de 2 y 10 ml para la adición de coagulante a los vasos, seis frascos de vidrio de 120 ml con sus tapas y dos buretas con sus respectivos soportes para poder efectuar determinaciones de alcalinidad.

Especial cuidado debe ponerse en la limpieza de la cristalería. Hay que evitar el uso de detergentes, ya que muchos contienen compuestos aniónicos que, si no son completamente eliminados de las paredes de vidrio, pueden alterar en forma significativa los resultados, principalmente cuando se usan polímeros catiónicos.

- Reactivos

El reactivo principal es la solución de sulfato de aluminio, cloruro o sulfato férrico. Se prepara agregando agua destilada a 100 gr. de coagulante (sulfato de aluminio) hasta completar un volumen de 1000 ml, con lo que se obtiene una solución patrón, por unos dos o tres meses.

El ensayo de la prueba de jarras se hace diluyendo 10 ml de solución patrón hasta completar 100 ml con agua destilada.

Queda una solución al 1% que no se puede conservar por más de 24 horas, pues corre el riesgo de hidrolizarse y perder buena parte de su capacidad de coagulación.

Cuando es necesario, debido a la baja alcalinidad de la muestra, hay que preparar una suspensión de cal añadiendo agua destilada a 10 gr de dicho material hasta completar un volumen total de 1000 ml. Debe anotarse el compuesto de cal que se ha utilizado,  $\text{CaO}$  o  $\text{Ca(OH)}_2$  y evitarse el contacto de la suspensión así preparada con el aire, cuyo contenido de  $\text{CO}_2$  puede reaccionar con el óxido de calcio para formar carbonato que precipita.

Antes de usarla hay que agitar la suspensión.

Una solución o suspensión del 1% (10 gr/lit) tiene 10,000 mg por 1000 ml, o sea que cada ml de esta tiene 10 mg de material.

Por tanto si se usan vasos de 2000 ml para el ensayo:

1 ml de solución ----- 5 mg/lit de coagulante aplicado.

Si se usan vasos de 500 ml :

1 ml de solución ----- 20 mg/lit de coagulante aplicado.

Si se usan vasos de 1000 ml :

1 ml de solución ----- 10 mg/lit de coagulante aplicado.



Debe además tenerse los reactivos necesarios para la determinación de la alcalinidad.

En plantas de tratamiento es mejor preparar las soluciones para los ensayos con los coagulantes que se usan en la práctica y no con reactivos purificados de laboratorio.

- Termómetro

La prueba de jarras debe realizarse, en lo posible, a la misma temperatura que la que tiene el agua en la planta de tratamiento. Dejar los vasos sobre el iluminador de la base prendido o sobre variables e inconsistentes.

Por eso es conveniente tener un termómetro para medir la temperatura del agua antes de iniciar los ensayos y en la planta de tratamiento.

- Procedimientos del Ensayo

1. Determinar la temperatura del agua cruda así como el color, la turbiedad, el PH, la alcalinidad y la dureza total. También el hierro y/o el manganeso si son significativos.
2. Añadir los coagulantes al agua en dosis progresivas a cada vaso de precipitado en cualquiera de las tres formas siguientes:
  - a) Se coloca el agua de la muestra en las seis jarras, las cuales se introducen debajo de los

agitadores y se echan a andar estos a 100 r.p.m., luego se inyecta el coagulante con una pipeta de 2 a 10 ml, profundamente dentro del líquido, junto a las paletas. No debe dejarse caer la solución del coagulante en la superficie del agua, pues esto desmejora la eficiencia de la mezcla rápida. La mezcla suele hacerse durar entre 30 y 60 seg.

El uso de pipetas puede producir errores en la dosificación, en más o menos, cuando no se hace con mucho cuidado.

- b). Por medio de una pipeta o bureta se colocan las cantidades de coagulantes que se van a agregar, en seis vasos pequeños de precipitado.

El contenido de cada vaso se succiona con una jeringa médica provista de su aguja hipodérmica. Se retira dicha aguja de la jeringa y esta última, con su dosis completa, se pone junto a la jarra correspondiente. Se hace girar las paletas del aparato a 100 r.p.m. y se inyecta el contenido de cada jeringa en la jarra que le corresponde, cuidando que la solución penetre profundamente para que la dispersión sea más rápida. En esta forma se evitan las imprecisiones en la cantidad, ocasionadas por el uso directo de la pipeta.

- c) Se pone previamente en las jarras la dosis de coagulante requeridas y se vierte rápidamente el agua de la muestra en los mismos, mientras se hace girar las paletas a 100 r.p.m. Esto produce una mezcla completa, muy semejante a la que se obtiene en un salto hidráulico. Una vez echa la mezcla rápida se disminuye la velocidad de rotación de las paletas a 30 - 60 r.p.m. (promedio de 40 r.p.m.) y se deja flocular el agua durante 15 - 30 minutos, o durante el tiempo teórico de detención que exista en la planta de tratamiento.

Luego se suspende la agitación, se extraen las paletas y se deja sedimentar el agua.

Los sistemas anteriores tienen la desventaja de que la inyección de coagulantes no es simultánea y si se quieren tomar muestras en determinado momento después de iniciada la coagulación, se comete un error en tiempo, pues las paletas sólo se pueden detener simultáneamente, en la mayoría de los equipos.

Para evitar este inconveniente se puede construir un sistema de inyección de los coagulantes, que consiste en un bloque de madera colocado sobre el puente superior del aparato, el cual está perforado con huecos por donde se introduce seis o doce jeringas,

según el número de reactivos que se necesite. Cuando se quieren inyectar los coagulantes, todos los émbolos de la jeringa se bajan manualmente, lo más rápido posible, lo que se puede hacer en un lapso aproximado de 5 segundos.

Si el agua requiere alcalinización, ésta debe hacerse previamente, antes de la realización de la prueba de coagulación. El tiempo que tarde en esto no es necesario contabilizarlo.

#### Observaciones

Una vez mezclados los coagulantes con el agua se pueden hacer las determinaciones que se describen a continuación:

a) Tamaño del floc producido.

Se observa el tamaño del floc producido y se le evalúa cualitativamente según sus características. Puede expresarse su tamaño en mm de acuerdo con el comparador desarrollado por Water Research Institute de Inglaterra (fig. ), o según el índice de Willcomb que se incluye en la tabla ..... Se escoge como dosis óptima la de la jarra que produce una partícula más grande, de mayor velocidad de asentamiento aparente y

que deje ver el agua más cristalina entre los flóculos, aunque no siempre el flóculo de mayor tamaño sedimenta mejor.

Esta determinación es bastante subjetiva y depende del criterio del observador.

b) Tiempo inicial de formación del floc.

Determinar, en segundos, el tiempo que tarda en aparecer el primer inicio de formación del floc, es uno de los sistemas para cuantificar la velocidad de la reacción. La iluminación de la base del agitador ayuda en esta determinación, que ni aun así suele ser fácil, pues el floc cuando recién se forma suele ser incoloro. Por otra parte, el floc que se forma más rápida no necesariamente es el mejor.

En esta evaluación debe tenerse en cuenta la diferencia de tiempo con que se agregaron los coagulantes a los vasos de precipitado. Si no se dispone de un sistema de aplicación simultánea que vierta la solución en las seis jarras al mismo tiempo, el coagulante tiene que agregarse con intervalos de 10 a 30 segundos cada vaso y debe marcarse en los mismos, con lápiz de cera, el tiempo de aplicación en la forma siguiente:

$t = 0$  ..... para el vaso N<sup>o</sup> 1

$t = 10$  seg. .... para el vaso N<sup>o</sup> 2

$t = 20$  seg..... para el vaso N<sup>o</sup> 3; así sucesivamente para los siguientes vasos.

El tiempo de aparición del floc (primero) se rá igual al tiempo inicial de aplicación del coagulante a la primera jarra, hasta que se notó el primer indicio de floc, menos el tiempo que tardó en hacerse la aplicación a la jarra considerada.

- c) Determinación de PH, alcalinidad, coagulante y turbiedad y/o color residuales.

La determinación de estos parámetros se ha ce 10 a 20 minutos después de suspendida la agitación. Se extraen las paletas del agitador, se deja sedimentar el agua durante es te tiempo y se succiona el sobrenadante con una pipeta volumétrica de 100 ml, a la mis ma profundidad en todos los vasos ( 3 a 5 cm.), o por medio de un sifón como el que se presenta en la fig..... .

A la muestra así extraída se le determina:

PH, alcalinidad total, turbiedad y/o color , contenido de coagulante residual.

La dosis que produce la más baja turbiedad residual y la mayor precipitación del coagulante añadido, de preferencia dentro del rango de PH óptimo (6.0 a 7.0) sin consumir demasiada alcalinidad (más de 30 mg/lit) , suele considerarse como la mejor.

No siempre sin embargo se obtiene la más baja concentración de coagulante residual con la dosis que produce la más baja turbiedad, en especial cuando se usan pequeñas cantidades de coagulante. Debe tenerse presente además que el aluminio es soluble en proporción de un 0.2 a 0.4 mg/lit, según sea el PH del agua. Las cantidades mayores se consideran por tanto como indicio de sobre dosis. Es deseable completar este ensayo - con pruebas de filtración.

#### Formas de registrar los datos

Los datos anteriores pueden tomarse para el agua sedimentada y filtrada, en papel de filtro Whatman N° 40 ó similar.

Los resultados se anotan en una hoja como la que se adjunta.

En dicha hoja deben colocarse inicialmente todos los datos referentes al agua cruda que tenga relación con el problema que se propone estudiar, tales como:

Nombre de la Fuente, Fecha de Ensayo, Temperatura del Agua, Dureza Total, PH, Color, Turbiedad, Alcalinidad Total y Hierro, si este es significativo.

En la casilla correspondiente deberá anotarse también:

- a) Tiempo de mezcla rápida o dispersión para el coagulante y el ayudante de coagulación.
- b) Velocidad de rotación de las paletas durante el proceso anterior.
- c) Tiempo de mezcla lenta.
- d) Velocidad de rotación de las paletas durante el proceso anterior.
- e) Tiempo de sedimentación.
- f) Nombre de los productos químicos empleados por orden de adición.

Si se toman residuales después de filtración, debe además consignarse la marca y el nombre del papel filtro que se usó.

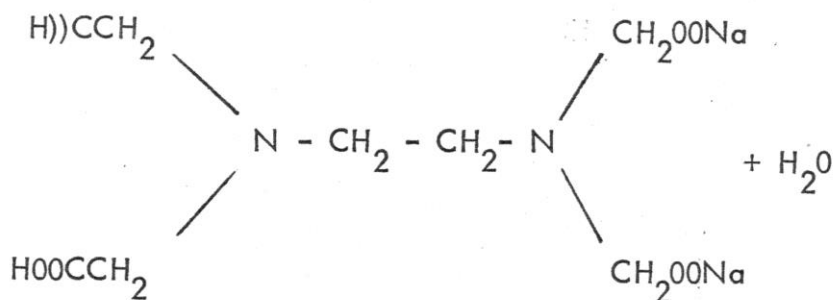
A continuación se incluyen las pruebas de jarras, realizadas en la planta de tratamiento de agua de La Atarjea con la finalidad de determinar los volúmenes de lodos.



### 10.2 Método Complexiométrico de Valoración

Corresponde al profesor G. Schwarzenbach, el mérito de haber sido el primero en advertir que es posible valorar metales con ayuda de ciertos quelatógenos e indicadores. Él sentó los principios para la realización práctica de las valoraciones, y desarrolló métodos adecuados. Posteriormente han contribuido a perfeccionar los métodos complexométricos otros investigadores, y hoy no es posible ya prescindir en el laboratorio de análisis de las valoraciones de metales quelatógenos, especialmente con la sal disódica del ácido etilendiaminotetraacético (EDTA).

Tritriplex III: Sal disódica del ácido etilendiaminotetraacético.



Peso molecular : 372.24

El Titriplex III es un polvo granuloso blanco, que se disuelve fácilmente en agua, con reacción ácida.

Sirve generalmente de patrón una solución 0.1 M de Titriplex III. Además pueden emplearse también soluciones patrón de la sal disódica de Titriplex IV.

El indicador del metal respectivo se incorpora en pequeña cantidad disuelto o como sólido triturado.

Los indicadores de metales son sustancias que forman asimismo combinaciones complejas con el metal que se valora; pero estos complejos tienen color distinto del que presenta el indicador sin metal, y son además menos estables que los quelatos de Titriplex.

En el curso de la valoración ocurre lo siguiente:

Al agregar el indicador del metal a la solución que se analiza, una porción equivalente de los iones metálicos presentes queda combinada con un complejo, y la solución problema toma el color de éste. Valorando entonces (siempre a determinado PH) con solución de Titriplex, se fijan primero los iones metálicos libres de la solución como quelatos de Titriplex, y al final se substraen también el metal del complejo de indicador de metales, menos estable, para pasarlo al quelato de Titriplex, que la supera en estabilidad. Al mismo tiempo queda libre el indicador, y reaparece espontáneamente su color primitivo, lo cual indica que ha terminado la valoración.

El método Complexiométrico de valoración inversa, se basa así mismo en la menor estabilidad de los quelatos de magnesio o de zinc con titriplex III, comparada con la de los quelatos de otros cationes. Se añade a la solución un volumen conocido de solución patrón de titriplex III, y se valora el exceso con solución de sulfato de magnesio o de zinc de igual molaridad.

Este método de valoración es ventajoso cuando, aunque el cation forme un complejo estable con titriplex III, no se transforma con ninguno de los indicadores conocidos, o cuando, por ser demasiado fija la combinación compleja del indicador, no deja que éste entre en funciones (cobalto, níquel, con el indicador de metales, negro de ericromo, aluminio con Ditzona).

### Aluminio

El aluminio se valora por el método inverso, a un PH 4-6 con ditizona, o bien a un PH 5 - 6 con naranja de xilenol como indicador.

### Valoración con Ditzona como Indicador:

#### - Técnica de la determinación.

La solución, que contiene 10-100 mg de aluminio, se hierve brevemente con 50 ml de solución 0.1M de Titriplex III y 2 ml de ácido clorhídrico normal, y se tiene 10 minutos al baño maría hirviente. Después de enfriar, se agrega un volumen aproximadamente igual de metanol, 10 ml de solución tampón standar de acetato de PH 4.62 y 0.5 ml de una solución recién preparada de ditizona a un 0.025% en alcohol metílico o etílico. El exceso de solución de titriplex III se valora con solución 0.1 M de sulfato de zinc, hasta viraje de pardo violeta a rojo rosado limpio.

1 ml de solución 0.1 M de Titriplex III equivale a 2.698 mgr. de aluminio.

Se recomienda comprobar el PH durante la valoración.

Si la solución inicial es muy ácida, hay que ajustarla ante todo a un PH aproximado de 4, pues de otro modo no bastaría amortiguar con la solución tampón standar de acetato. Es necesario calentar con HCl si existen soluciones básicas de cloruro de aluminio (en proporción estequiométrica  $Al^3+ Cl^- = 1.3$ ).

#### Reactivos

1) Solución 0.1 M de Titriplex III:

Se disuelven 37.224 gr de Titriplex III (Merck) en agua destilada, hasta 1 litro, en un matraz aforado de titrisol para preparar 1 litro de solución 0.1 M de Titriplex III (sin necesidad de pesada). La solución se conservará en frasco de polietileno, no de vidrio (en los vidrios, el calcio se separa y fija).

La solución 0.1 M de Titriplex III se puede adquirir en forma concentrada, como Titrisol. Se suministra en ampollas de polietileno.

2) Solución 0.1 M de zinc.

En un matraz aforado, se disuelven 28.754 gr de sulfato de zinc p. anál. Merck, en agua destilada hasta 1 litro.

3) Ditizona

Difeniltiocarbazona. Se disuelve 0.025 gr de ditizona

en un matraz aforado hasta 100 ml, con metano o con alcohol etílico absoluto p. anál. Se conserva sólo por un tiempo limitado.

4) Solución Tampón de PH 4.62 (solución standar de acetato).

La solución tampón standar de acetato se compone de vo lúmenes iguales de una solución 2 N de acetato sodíco y de otra 2 N de ácido acético.

CAPITULO XI :

"BIBLIOGRAFIA"

XI. BIBLIOGRAFIA

- 11.1 Manuales 13 y 14, del "Curso de Plantas de Tratamiento de Aguas".  
Editado por el CEPIS, "Centro Panamericano de Ingeniería Sanitaria", año 1979.
- 11.2 Industrial Water Treatment Practice  
Por: Philip Hamer  
Editorial: Imperial-Chemical Industries Limited.  
Año 1961.
- 11.3 Manual Técnico del Agua,  
Por: Degremont.  
Año: 1973 y 1979.
- 11.4 Manual de Hidráulica.  
Por : Matheus King. y E. F. Brater .  
Editorial: UTEHA, 1ª Edición en Español.  
Año : 1962
- 11.5 Journal Awwa, December 1972, page, 814-820.  
Título : "Disposal of Water-Treatment - Plant Wastes".  
Por: Commitee Report.
- 11.6 Journal Awwa, June 1973, page, 381-382.  
Título : "Water-Treatment-Plant-Sludge"  
Por : Harry A. Fabber and Michael J. Taras.
- 11.7 Journal Awwa, June 1973, page, 385-394  
Título : "Alum Sludge Thicke Ning And Disposal"  
Por : Humbert L. Nielsen, Keith E. Cams, and John N de Boice.

- 11.8 Journal Awwa, June 1973, page 404-409  
Título : "Design of Wash - Water And Alum Sludge Disposal Facilities".  
Por : Wendell R. Inhoffer and Peter W. Doe.
- 11.9 Journal Awwa, June 1973, page 423-428  
Título : "Characterization of Chemical Sludge"  
Por : Ronald J. Calkins and John J. Novak.
- 11.10 Journal Awwa, April 1976, page 204-207  
Título : "Alum Recovery From Representative Water-Treatment-Plant Sludges"  
Por : Ben H.H. Chem, Paul H. King, and Clifford W. Randall.
- 11.11 Journal Awwa, June 1976, page 321-323  
Título : "Alum Sludge Drying With Basic Extractive Treatment".  
Por : Richard L. Olson
- 11.12 Journal Awwa, November 1977, page, 600-605  
Título : "Effects of pH And Mixing on Polymer Conditioning of Chemical Sludge"  
Por : James H. O'Brien And John J. Novak.
- 11.13 Journal Awwa, August. 1979, page 467-472  
Título : " The Effect of The Bicarbonate Ion Concentration on Flocculation With Aluminum Sulfate".  
Por : Raymond D. Letterman Mojdeh Tabatabaie, and Ray S. Ames Jr.
- 11.14 Manual del Ingeniero Químico, por: John Perry.  
Editorial MC CRAW HILL, edición en castellano.  
Año : 1957.



- 11.15 Chemical Engineers' Handbook  
Por : Robert H. Perry / Cecil H. Chilton.  
Editorial : 5<sup>ª</sup> Edition, MC GRAW HILL.  
Año : 1981.
- 11.16 Ingeniería de las Reacciones Químicas  
Por : Octave Levenspiel.  
Editorial : Reverte S.A.  
Año : 1974.
- 11.17 Fundamentos de Termodinámica  
Por : Gordon J. Van Wylen and Richard E. Sonntag.  
Editorial : Limusa  
Año : 1976.
- 11.18 Fisicoquímica  
Por : Gastón Pons Muzzo  
Editorial : Colegio Leoncio Prado.  
Año : 1975, tercera edición.
- 11.19 Operaciones con Transferencia de Masa  
Por : Robert E. Treybal  
Editorial : Hasa : Hispano Americano S.A.  
Año : 1973, segunda edición.
- 11.20 Plant Design and Economics for Chemical Engineers  
Por : Peters Max S. and Klaus D. Timmerhaus.  
Editorial : Mc GC GRAW HILL  
Año : 1981, tercera edición

11.21 Chemical Engenuring Kinetics

Por : J.M. Smith

Editorial : MC GRAW HILL

Año : '1970, segunda edición.

11.22 Principios de Operaciones Unitarias

Por : Alan S. Foust, L.A. Wenzel, C.W. Clump, Louis  
Maus and L. B. Andersen

Editorial : C.E.C.S.A.

Año : 1975, octava edición.

