

Universidad Nacional de Ingeniería

PROGRAMA ACADEMICO DE INGENIERIA

QUIMICA Y MANUFACTURERA



**ESTUDIO DE FACTIBILIDAD DE UNA PLANTA
PARA PRODUCIR ARCILLAS ACTIVADAS**

T E S I S

PARA OPTAR EL TITULO PROFESIONAL DE

INGENIERO QUIMICO

Mario Ricardo De la Cruz Azabache

Roberto Gallardo López Juan

Angel Turriate Manrique

LIMA ★ PERU ★ 1978

A mis queridos padres

A mis queridos hermanos.

Que en todo momento me han ayudado y alentado
para cristalizar mis aspiraciones.

JUAN A. TURRIATE MARIQUE

A mi madre, que con su cariño y abnegado valor supo darme el estímulo necesario para culminar mis estudios exitosamente.

A mi hermano Eduardo, a quien siempre recordaré por su ayuda, su confianza y por todas esas cosas que quedamos sin decirnos.

ROBERTO GALLARDO LOPEZ

A mi madre, por su dedicación y valor frente a la vida
A mi padre, que nos dejó temprano
A mis hermanos, compañeros incomparables.

MARIO R. DE LA CRUZ AZABACHE

A G R A D E C I M I E N T O S

Deseamos expresar nuestro agradecimiento a : Sociedad Paramonga Ltda. S.A., empresa auspiciadora del Proyecto, especialmente a su Gerencia de Planeamiento y Desarrollo a cargo del Ing° Leonardo Valle Torres; a nuestro asesor Ing° Hugo Maraví Escudero, por la revisión detallada y constante de los manuscritos y los valiosos conocimientos de él adquiridos; a la Ing° Doris Maraví de Muscari, Jefe del Departamento de Procesos Industriales, por su constante apoyo a la investigación; al Ing° Mario Rojas Delgado por los servicios prestados; a la Ing° Dina Samaniego Sobrevilla, compañera en la investigación; al Ing° Fernando Díaz, Director del Programa de Ingeniería Química por todas las facilidades ofrecidas; al Sr. Gabino Barrios Medina, por su eficiente trabajo.

Agradecemos también a las Srtas: Patricia Secada Salamanca, de Sociedad Paramonga Ltda. S.A., y Rosa Torrejón Salazar del Depto. de Procesos Industriales - UNI por su colaboración desinteresada. Y a todas las personas que en una u otra forma hicieron posible la presentación de este trabajo.

Finalmente, un especial agradecimiento a nuestra alma mater:
UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA.

P R O L O G O

El presente trabajo es el resultado de un estudio integral para la producción, en el país, de arcillas activadas por medio ácido.

Consta de un minucioso estudio de mercado, tanto a nivel nacional como a nivel de Grupo Andino, con proyecciones al año 1989; un análisis para determinar el tamaño y la localización de la Planta, donde se incluye la ingeniería de Proyecto la cual se ha hecho en base a los resultados obtenidos de la Investigación en la Planta Piloto que se construyó en el laboratorio de Operaciones Unitarias de la UNI, y por último lo que corresponde a Inversiones, financiamiento y Costos de Operación.

En lo que respecta a la elaboración del producto, hacemos notar que el proceso se ha determinado en base a los resultados obtenidos por el equipo investigador que trabajó en la Planta Piloto, no necesitando por lo tanto de tecnología extranjera en ninguna de las fases de elaboración. Por otro lado, con respecto a los equipos y accesorios, el mayor porcentaje de ellos se fabrican o pueden ser fabricados en el país, con calidad garantizada.

Pensamos que de llevarse a cabo este proyecto se obtendrían beneficios para el país, ya que traería consigo el ahorro de divisas por importación de productos extranjeros y la generación de divisas por la puesta de nuestro producto en los países del Grupo Andino.

Dejamos constancia que el producto obtenido por el proceso que presentamos, es de buena calidad, la cual es certificada por las empresas: PescaPerú, Ind. Pacocha, COPSA, que realizaron pruebas de comparación con otras arcillas extranjeras. Asimismo, dejamos constancia que toda aquella información técnica obtenida y/o desarrollada a través de este estudio ha sido originada por un proyecto de Investigación Tecnológica Industrial auspiciado y desarrollado por Sociedad Paramonga Ltda. S.A. con el 2% de la renta neta correspondiente al año 1975. Igualmente como consecuencia de esta investigación, Sociedad Paramonga Ltda. S.A. amparada en los derechos adquiridos al conectar este proyecto ha obtenido la Patente Precautoria respectiva según la Resolución Directoral N° 000643 DIPI, extendido por ITINTEC (Dirección de Propiedad Industrial).

LOS AUTORES

ESTUDIO DE FACTIBILIDAD DE UNA PLANTA PARA
PRODUCIR ARCILLAS ACTIVADAS

<u>I N D I C E</u>	<u>PAGINA</u>
1.- ANTECEDENTES Y OBJETIVOS DEL PROYECTO	
1.1. Denominación, ubicación, naturaleza y extensión del proyecto.	2
1.2. Entidades y personas responsables de la promoción, ejecución y operación del proyecto.	3
1.3. Antecedentes y estudios previos que dieron origen a la idea y/o que son aplicables.	4
2.- ESTUDIO DE MERCADO	
2.0. Introducción	7
2.1. Definición del producto.	7
2.2. Selección de los países en estudio.	10
2.3. Situación de la industria de arcillas activadas en el Perú. Generalidades	10
2.3.1. Situación en el Perú. Análisis	11
2.3.1.1. Demanda histórica de arcillas activadas.	11
2.3.1.2. Oferta de arcillas activadas en el país.	15

2.3.2	Estructura del mercado de arcillas activadas.	15
2.3.3	Tasas de crecimiento para proyectar la demanda de arcillas activadas.	17
2.3.4	Proyecciones de demanda potencial en el Perú.	20
2.4	Situación de la industria de arcillas activadas en el Grupo Andino. Generalidades	21
2.4.1	Situación en el Gran. Análisis	21
2.4.2	Estructura de mercados de arcillas activadas en el Gran.	23
2.4.3	Tasas de crecimiento para proyectar la demanda en los países del Gran.	23
2.4.4	Proyecciones de demanda potencial de arcillas activadas en los países del Gran.	23
2.5	Análisis del estudio de mercado de arcillas activadas en los países del Gran.	26
2.5.1	Componentes del mercado de arcillas activadas en los países del Gran.	26
2.5.2	Potencial de ventas.	26
2.5.3	Resumen comparativo del mercado potencial para cada país.	27

A.- Estructura del potencial de ventas adoptado.	27
B.- Ventas del Perú y su situación en el Gran.	29
2.6 Precios de arcillas activadas.	29
2.6.1 Precios históricos y análisis de precios.	29
2.7 Situación arancelaria. Programación en el Gran.	37
3.- TAMAÑO Y LOCALIZACIÓN DE PLANTA.	
3.1. Tamaño de planta.	39
3.1.1 Tamaño de planta vs. tamaño de mercado.	39
3.1.2 Tamaño de planta vs. tecnología	40
3.1.3 Tamaño de planta vs. disponibilidad de materias primas.	41
3.1.4 Conclusiones sobre el tamaño de planta.	42
3.2 Localización de planta.	43
3.2.1 Disponibilidad de materias primas.	43
3.2.2 Servicios industriales.	49
3.2.3 Disponibilidad de mano de obra.	50
3.2.4 Distancia a los centros de consumo.	51

3.2.5 Medios de transporte.	51
3.2.6 Area y disponibilidad de terreno.	41
3.2.7 Condiciones climáticas y ambientales.	54
3.2.8 Equipamiento urbano.	52.
3.2.9 Política de descentralización industrial.	

4.- INGENIERIA DEL PROYECTO

4.1 Estudios previos.	55
4.1.1 Estudios exploratorios, reconocimiento a inventario de recursos naturales.	55
4.1.2 Investigaciones tecnológicas, experiencias y pruebas.	55
4.2 Proceso de fabricación.	56
4.2.1 Presentación, análisis de alternativas y elección de las mismas.	56
4.2.2 Principales características de cada una de las fases por cada proceso productivo.	67
4.2.3 Tecnologías existentes para una de las fases por cada proceso productivo.	79

4.2.4. Uso de tecnología propia para cada una de las fases de los procesos, adecuados a nuestra realidad o creada. Investigaciones realizadas por intermedio de ITINTEC.	81
4.2.5 Proceso productivo a emplearse.	84
4.2.5.1 Descripción y características técnicas del proceso. Flow Sheet.	84
4.2.5.2 Bases del diseño.	92
A. Planta	92
B. Productos, capacidad.	92
C. Especificaciones de materias primas.	94
D. Especificaciones de servicios industriales.	96
E. Disposición de deshechos:	97
-Efluentes gaseosos, especificaciones.	97
-Efluentes líquidos, especificaciones.	97
-Deshechos sólidos, especificaciones.	97

F. Consumos unitarios.	98
G. Sistema métrico.	99
H. Mano de obra.	99
I. Disposición de planta.	101
4.2.5.3 Tecnología. Sus alcances.	102
A. Información técnica.	102
B. Asistencia técnica.	126
C. Garantías.	127
D. Supervisión.	128
4.2.5.4 Ingeniería.	131
4.2.5.5 Fabricación y compra de ma- quinaria y equipo.	174
4.2.5.5.1 Condiciones del sumi- nistro de maquinarias y equipos.	174
4.2.5.5.2 Lista de equipos.	175
4.2.5.5.3 Expansión de planta a su máxima capacidad	180
4.2.5.6 Construcción y erección de plan- ta.	183
4.2.5.7 Obras civiles.	183
4.2.5.8 Pruebas y puesta en marcha.	183

4.2.5.9 Entrenamiento de personal.	184
4.2.6 Planificación y ejecución del proyecto.	185
4.2.7. Programa de producción.	186
4.2.7.1 Programa de producción simulado	186
4.2.7.2 Análisis de flexibilidad de la planta	188

5.- INVERSIONES

5.1 Inversión en activos fijos.	191
5.1.1 Equipos y maquinarias.	193
5.1.2 Obras civiles y edificios.	193
5.1.3 Montaje y erección.	194
5.1.4 Supervisión durante la erección y puesta en marcha.	194
5.1.5 Repuestos.	194
5.1.6 Otros.	195
5.2 Gastos pre-operativos.	195
5.3 Intereses durante la construcción.	195
5.4 Capital de trabajo.	195
5.5. Requerimientos de moneda nacional y extranejera	197
5.5.1 Estructura financiera al oempezar las las operaciones de producción.	197
5.5.2 Estructura financiera anual de la im- plementación del proyecto.	197

5.5.3	Calendario de inversiones de moneda nacional y extranjera.	197
6.-	FINANCIAMIENTO	
6.1	Esquema de financiamiento.	208
6.2	Calendario de préstamos y amortización.	209
7.-	COSTOS DE OPERACION	
7.1	Costos variables.	217
7.2	Costos fijos.	217
7.3	Costos de ventas.	217
7.4	Gastos administrativos.	221
7.5	Gastos pre-operativos.	221
7.6	Gastos financieros.	221
7.7	Punto de equilibrio.	223
8.-	RENTABILIDAD	
8.1	Bases	225
8.2	Estructura de precios.	226
8.3	Determinación del margen bruto.	226
8.4	Determinación de la rentabilidad económica.	226
8.5	Determinación de la rentabilidad financiera.	227
9.-	BALANCE DE DIVISAS	
9.1	Aumento de exportaciones.	232
9.2	Sustitución de importaciones.	232
10.-	APENDICES Y ANEXOS	

1.- ANTECEDENTES Y OBJETIVOS DEL PROYECTO

1. Antecedentes y Objetivos del Proyecto.-

1.1. Denominación, ubicación, naturaleza y extensión del proyecto.-

Dentro del contexto formado por el planeamiento de Sociedad Paramonga Ltda. S.A. (SPL) para maximizar la utilización de sus recursos y/o subproductos nos encontramos que en el Sector Industrial, existía un insumo importado que responde al nombre de arcillas activadas que se utilizan en la decoloración de aceites y grasas en general. Estas arcillas que existen en la naturaleza deben necesariamente ser activadas químicamente para optimizar su poder de decoloración. La activación se realiza con ácidos tales como el sulfúrico y el clorhídrico, razón por la cual SPL vio una buena oportunidad para desarrollar esta tecnología de activación con ácido clorhídrico que por antecedentes y experiencias realizadas es mucho más eficiente.

El efecto inmediato sería obtener un mercado amplio para la utilización del ácido clorhídrico que actualmente es un fuerte excedente en las operaciones del Complejo Papelero-Químico y del Perú.

Es así como luego de ser sometido y aprobado por ITINTEC

el proyecto de Investigación de arcillas activadas, SPL conjuntamente con un equipo de ingenieros investigadores y Universidad Nacional de Ingeniería decidió llevar adelante el desarrollo del proyecto.

El objetivo de este proyecto es por tanto desarrollar la tecnología completa a nivel industrial de este proceso y estudiar su factibilidad económica.

1.2 Entidades y personas responsables de la promoción, ejecución y operación del proyecto.-

Sociedad Paramonga Ltd. S.A. es la empresa responsable de la promoción y ejecución de los estudios correspondientes.

Itintec es el organismo oficial que supervisa el proyecto, pues los gastos ocasionados por éste, son deducidos del 2% de Investigación Tecnológica (Ley 18350).

La Universidad Nacional de Ingeniería, es responsable de proveer los servicios necesarios ya sea servicios industriales ó de personal investigadores, asistentes y operativos.

La unidad operativa encargada de desarrollar el proyecto de Investigación está conformado de la siguiente forma:

Sociedad Paramonga Ltda. S.A.-

Director del Proyecto Ing° Hugo Maraví E.
Contador Sr. Víctor Meléndez

Universidad Nacional de In-
geniería.-

Investigador Asistente Ing° Mario de la Cruz
Investigador Ejecutor Ing° Dina Samaniego
Investigadores Operativos Ing° Juan Angel Turriate
 Ing° Roberto Gallardo
Técnico Asistente SR. Gabino Barrios

ITINTEC.-

Supervisor del ITINTEC Ing° Ena Cárcamo

1.3 Antecedentes y estudios previos que dieron origen a
la idea y que son aplicables.-

Ya desde hace muchos años en el Perú existió una fuerte inquietud por activar arcillas que existen en todo el territorio nacional. Todos los intentos por lograr activar fueron realizados con ácido sulfúrico y en algunos casos a presión encima de la atmósfera, no obstante poseer algunas desventajas técnicas. Así tenemos el caso de las diferentes informaciones técnicas existentes:

- Boletín 205 del Buro de Minas de USA.
Boletín Industria y Química N° 2
- Enciclopedia MELLOR
Clay de Tyler and A. Linn
 - Adsorven Clays. Nutting
 - Alva Saldaña L. Instituto de Ingenieros de Minas
del Perú Julio, 1959
" " " " Ministerio de Fomento
y Obras Públicas. Serie
Memorandum N° 7.
- Tesis sobre Bentonitas Leoncio A. Cordero
- Tesis sobre Bentonitas José M. Bustamante Amir
 - Arcillas activadas O. Burghardt Bad Salzellen Germani

2.- ESTUDIO DE MERCADO

2. Estudio de Mercado.-

2.0 Introducción.-

Por tratarse de un producto de importación no sólo para el Perú sino para toda la Sub-región Andina, el estudio de mercado debió hacerse a nivel de Grupo Andino (GRAN). Este primer lineamiento se ve reforzado por la situación muy favorable de aprovechar las ventajas comparativas naturales del Perú, (Existen yacimientos de bentonitas en Paracas, Arequipa, Piura y Cañete), y los excedentes de ácido clorhídrico (HCl) son tales que gran parte de ellos se evacúan al mar. Otros países de la Sub-región no poseen estas ventajas.

2.1: Definición del Producto.-

Introducción.-

Entre los absorbentes que existen tales como el carbón activado, tierras diatomáceas, sílica, óxido de aluminio, bentonitas y otros, las arcillas activadas tienen un significado especial en la química de los aceites porque su absorción selectiva les da armas para remover impurezas indeseables en aceites y grasas, como son: colores oscuros, clorofilas, gomas, proteínas, jabones, carbohidratos y fosfolibidos con objeto de obtener un

producto terminado puro de gran estabilidad y buena apariencia estética.

Las arcillas clarificantes no solamente remueven estas impurezas, sino que también ayudan al proceso de deodorización, disminuyendo el número del peróxido ó sea haciendo el producto terminado más estable durante los períodos de almacenaje, transporte y conservación hasta su empleo final por el cliente, que será en un período impredecible, en el cual los aceites pueden estar expuestos a toda clase de cambios de temperatura, humedad, contacto con el aire y luz, que son condiciones favorables para arranciamiento y deterioro del producto.

Como sabemos, todas las arcillas son sedimentos originados por cenizas volcánicas, las cuales a través de subsecuentes etapas de deterioración forman la mayoría de las arcillas minerales estables, como caolín, talco, mica. Considerándose posteriores hidrataciones con calor y agua se originan transformaciones hidrotérmicas que hacen perder la estructura cristalográfica de las arcillas minerales estables, resultando un mineral formado

por láminas de sílice y alúmina. Este mineral es bien conocido como montmorillonita; la base para nuestras arcillas clarificantes.

El esquema N° 1 muestra las formas estructurales de las arcillas minerales más importantes y sus unidades básicas estructurales. En la parte superior vemos sílice tetraédrica y la alúmina octaédrica las cuales hacen las unidades básicas estructurales de la montmorillonita.

La característica más importante de la montmorillonita es su estructura de láminas intermitentes de las dos unidades estructurales mencionadas: sílice tetraédrica y alúmina octaédrica.

Como vemos en el esquema N° 2 las láminas intermitentes están llenas dentro de sus huecos principalmente de agua y de iones de diferentes metales. Las propiedades de la montmorillonita están determinadas de acuerdo a estos iones metálicos. Los iones de sodio, potasio y magnesio empujan las láminas separándolas dando por resultado un hinchamiento, el cual puede ser visto en las bentonitas usadas para lodos de perforación, arenas para fundición, etc. Una bentonita sódica puede absorber arriba de 90% de agua en el interior de su estructura.

Para la producción de arcillas clarificantes sin embargo se necesitan una montmorillonita del tipo no hinchable preferentemente montmorillonita cálcica.

La montmorillonita calcica se encuentra en muy pocas regiones en los Estados Unidos, Alemania, Inglaterra y otras partes del mundo, como el Perú. En definitiva pues necesitamos producir arcilla activada de la variedad calcica orientada esencialmente a desolorar aceites y grasas, sea vegetales como soya, algodón, etc. ó como el sebo animal y aceite de pescado.

2.2. Selección de los países en estudio.-

Por las consideraciones expuestas en la introducción de este capítulo de Mercado, el estudio cubre todos los países del Grupo Andino (GRAN), incluyendo, además, a Chile.

2.3. Situación de las Industrias consumidoras de Arcillas Activadas en el Perú. Generalidades.-

Desde un punto de vista general podemos decir que este producto es totalmente importado por la industria de aceites y grasas. No habiéndose producido en el país por carecer de la tecnología adecuada.

Por lo tanto, el objetivo del proyecto es aprovechar los buenos resultados obtenidos experimentalmente en el proyecto de Investigación de Arcillas Activadas, realizado por Sociedad Paramonga Ltda. S.A. para sustituir la importación de arcillas activadas tales como el Tonsil de México y Fulmont que actualmente cubren el 100% de la demanda nacional.

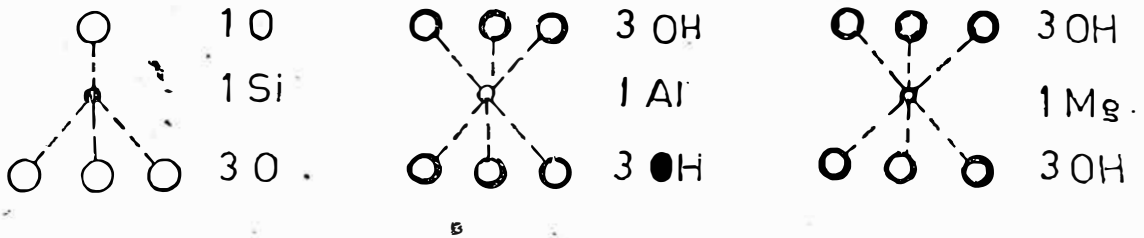
2.3.1. Situación en el Perú. Análisis.-

2.3.1.1. Demanda Histórica de Arcillas Activadas.

En el Perú la demanda de arcillas activadas está concentrada principalmente en la industria de aceites y grasas.

El cuadro adjunto 2.3.1.1. muestra la demanda histórica de arcillas activadas.

Esquema N° 1



Unidades basicas de las arcillas Minerales.

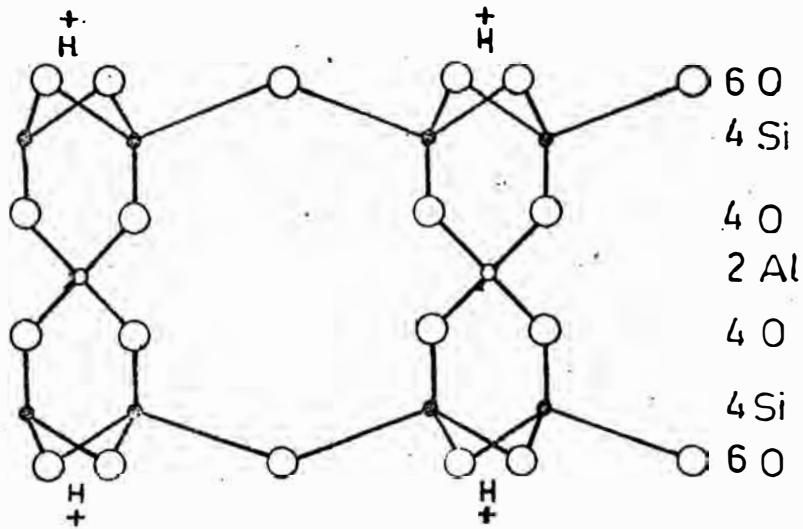
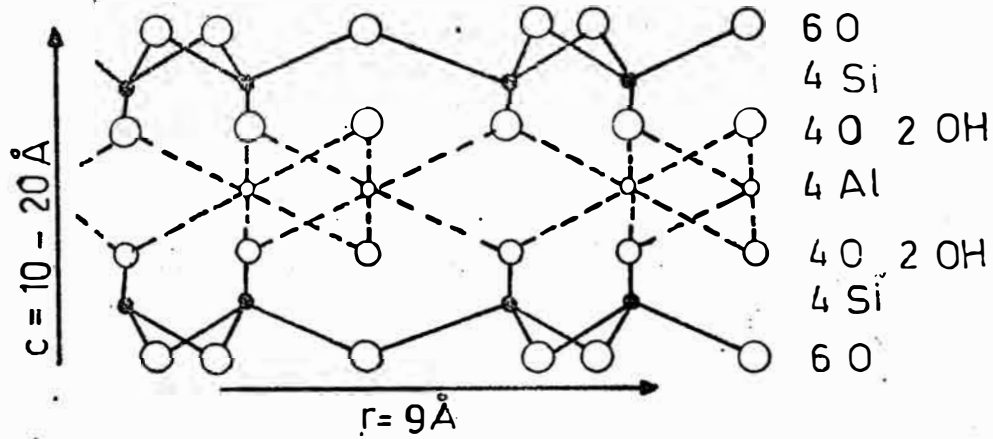


Gráfico. TBI.- Estructura Ideal de la Montmorillonita (arriba)
Montmorillonita de Activación acida (abajo)

Esquema N° 2

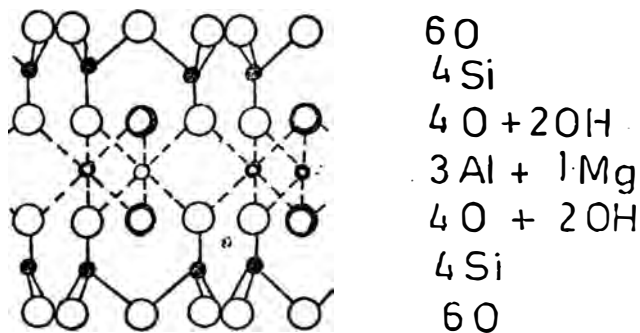
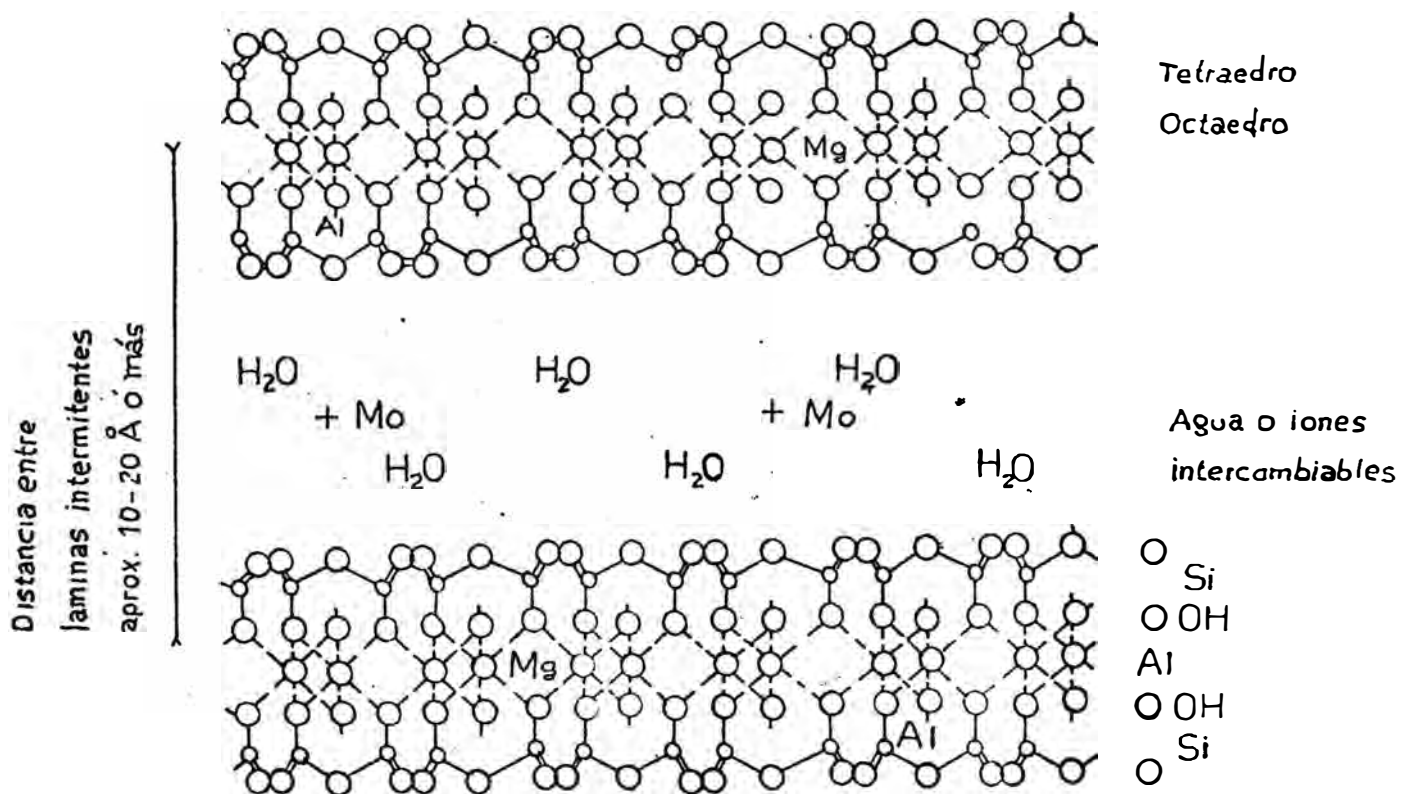


Gráfico TB2.- Estructura de la Montmorillonita.



b — Distancia = aprox 9 Å

Gráfico TB3.- Estructura cristalográfica de Montmorillonita con capas interlaminares de agua e iones intercambiables

CUADRO 2.3.1.1

DEMANDA HISTORICA DE ARCILLAS ACTIVADAS EN EL PERU (IMPORTACIONES)

AÑO	CODIGO ARANCELARIO	TMA	CIF (<u>MILES DE SOLES</u>)
1968		2,436	7,361
		1,689	7,503
1970	38.03.00.2	2,202	9,554
1971	38.03.00.2	2,775	13,110
1972	38.03.00.2	3,310	16,446
1973	38.03.89.99	2,000	11,909
1974	38.03.89.99	3,092	17,053
1975	38.03.89.99	3,970	31,311
1976	38.03.89.99	2,101	29,149
1977	38.03.89.99	2,956	

Tasa compuesta 7%

Fuentes: Biblioteca del Acuerdo de Cartagena

Ministerio de Comercio. Estadística e Informática

*Estimado de la solicitud de Importaciones del Diario El Peruano 1976. Sociedad de Industrias

Se puede observar que desde el año 1974 se mantiene un promedio anual de aproximadamente 3,000 TMA. El año 1975 de acuerdo a las estadísticas de importación registradas por el Comité de la Industria Química, de la Sociedad de Industrias, indica 4,084 TMA, diferenciándose en 114 TMA con el indicado en

el cuadro, probablemente por inclusión de algún otro producto similar.

2.3.1.2. Oferta de arcillas Activadas en el País.-

La oferta de este producto es nula en el país, pues a la fecha no existe ninguna planta industrial.

Se tiene conocimiento de que la firma NATROGEL (Bariben) está planeando desarrollar un proyecto de construcción de una planta de activación con el proceso de ácido sulfúrico.

2.3.2 Estructura del Mercado de Arcillas Activadas en en Perú.-

Para analizar detenidamente la estructura del mercado de arcillas activadas en el país se utilizó las estadísticas de Solicitud de Importaciones que publica el diario "El Peruano" para el año 1976 y que ha recopilado la Sociedad de Industrias. Estas cifras han sido verificadas y corregidas posteriormente, habiéndose obtenido los siguientes resultados:

	Solicitud de Imp. (TMA)	TMA Corregida	
Petróleos del Perú	28	206*	7
Industrias Pacocha	630	630	21
Cia. Ind. Perú Pacífico	202	202	7
P.P. Oleaginosas Pisco	100	100	3
Cia. Oleaginosa del Perú S.A.	435	435	15
Oleoficio Lima S.A.	200	200	7
Oleotécnica	510	510	17
Pesca Perú	100.	705*	24
	<hr/>		
TOTAL DEMANDA (TMA)	2,205	2,988	100%

* - PetroPerú, ha manifestado tener un consumo de UTAH Clay (artículo 64-116-9714) de 105 TMA en refinación de lubricantes en Talara. Adicionalmente, en La Pampilla para las unidades MEROX, refinación de TURBO combustibles, se demanda 101 TMA de tierras FULLER. Esto hace un total de 206 TMA. La diferencia con la solicitud de importaciones es probable se deba a variación en Stocks.

- Pesca Perú, (Ing° Orlando Currarino) manifiesta que su zona N° 3 posee una producción de consumos promedio unitario es de 4.7 Kilos por TM. Hasta el 24 de Noviembre 1977 se había consumido 187 TM de Tonsil optimun extra.

Asímismo, estiman que PescaPerú en su conjunto posee el siguiente cuadro de Produccion de Aceites:

Zona 1	40,000 TMA	de aceites		
" 2	-			
" 3	40,000	"	"	"
" 4	35,000	"	"	"
" 5	35,000	"	"	"
<hr/>				
TOTAL	150,000	"	"	"

Lo que significa un consumo anual de $150,000 \times 4.7 = 705$ TMA de Tonsil optimum extra..

- Las otras compañías importantes consumidores de arcillar activadas tales como Copsa, Pacocha, Oleotécnica han confirmado sus consumos anuales.

Podemos establecer que las industrias más importantes consumen alrededor de 3,000 TMA, siendo el más importante PescaPerú con un 24%, siguiéndole Pacocha Copsa y Oleotécnica.

2.3.3 Tasas de Crecimiento para proyectar la demanda de arcillas activadas en el Perú.-

Analizando la demanda histórica podemos apreciar que la tasa de crecimiento en los últimos 10 años ha sido muy pequeña del orden del 2% anual. Esta

tasa probablemente está alterada por la continua oscilación que tiene la pesca peruana por factores ya conocidos como la escasez de anchoveta.

No obstante en declaraciones de PescaPerú se piensa que la producción de aceites de pescado tiende a estabilizarse, pues están utilizando una gran variedad de aceites de diferentes tipos de pescados. En el análisis por regresión lineal de la demanda histórica del cuadro 2.3.1.1. se llega a la siguiente proyección de arcillas activadas:

· Fórmula de regresión lineal:

$$TMA = 99.41 (\text{Año}-1967) + 2116.29$$

Esta regresión da un coeficiente de determinación de 0.20 que es muy bajo y que se debe a la oscilante demanda de aceites de pescado.

Según esta fórmula se ha obtenido la siguiente proyección hasta 1990.

PROYECCIONES DE LA DEMANDA (TMA)

	Según Análisis de Regresión	Según Tasa Compuesta Histórica
1978	3187	3162
1979	3285	3384
1980	3382	3621
1981	3479	3874
1982	3576	4145
1983	3674	4436
1984	3771	4746
1985	3868	5078
1986	3965	5434
1987	4063	5814
1988	4160	6221
1989	4257	6657
1990	4354	7123
TASA:	2%	7%

La cual da una tasa de crecimiento de 2% anual según el análisis de regresión.

2.3.4. Proyecciones de demanda potencial en el Perú.-

Las proyecciones se ha preferido tomar conservadoramente con una tasa del 2% tal como se concluyó en el punto anterior. Por tanto asumiendo que la planta comience a operar a mediados de 1979, se tendría la siguiente proyección de 10 años.

CUADRO 2.3.4.

(TMA)

AÑO	DEMANDA PROYECTADA PARA EL PERU	
1979	3285	3380
1980	3382	3620
1981	3479	3870
1982	3576	4140
1983	3674	4430
1984	3771	4740
1985	3868	5070
1986	3965	5430
1987	4063	5810
1988	4160	6220

Según análisis de regresión Según tasa Compuesta

2.4 Situación de la industria de arcillas activadas en el Grupo Andino. Generalidades.-

La línea de arcillas activadas en el Area Andina constituye igualmente un considerable factor de desarrollo en la industria de aceites, en solventes y combustibles de alto grado de refinación. No obstante, esta situación en ningun país del GRAN existe producción de arcillas activadas, probablemente por poseer yacimientos de bentonitas que no satisfacen los requerimientos del proceso. Colombia es el país más destaca junto con el Perú en consumo de arcillas activadas. Siguiéndole Venezuela y Ecuador, quedando Bolivia con una demanda muy pequeña.

Chile está en el orden de 1,000 TMA de consumo.

2.4.1 Situación en el GRAN. Análisis.-

2.4.1.1 Oferta y Demanda Histórica de Arcillas Activadas en el GRAN.-

En lo referente a oferta podemos decir que a la fecha no se tiene conocimiento de una planta de arcillas activadas, ni proyectos muy avanzados. La oferta es pues nula y todas sus necesidades son cubiertas con importaciones.

En lo referente a la demanda se muestra en el cuadro 2.4.1.1 la demanda histórica de estos países.

CUADRO 2.4.1.1.

DEMANDA HISTORICA DE ARCILLAS ACTIVADAS EN EL GRAN. (IMPORTACIONES) (TMA)

AÑO	PAISES DEL GRAN					OTROS CHILE	TOTAL
	BOLIVIA	COLOMBIA	ECUADOR	PERU	VENEZUELA		
1967	158	1216	77		ND	103	3990
1968	115	1049	110	2436	ND	109	3072
1969	ND	1586	278	1689	ND	168	4234
1970	ND	1625	301	2202	1032	88	5821
1971	ND	2081	330	2775	1356	428	7505
1972	ND	2277	427	3310	1324	498	6526
1973	ND	2555	832	2000	1345	612	8436
1974	ND	2800	764	3092	1500	653	9860

ND.- No disponible información

Fuente.- Biblioteca del Acuerdo de Cartagena.

2.4.2 Estructura de Mercados de Arcillas Activadas en el GRAN.-

Por haber realizado este estudio de mercado únicamente con información del país, no se ha obtenido la estructura del mercado de arcillas activadas. Debiéndose comprobar estas cifras con un estudio detallado en cada país.

No obstante, para efectos de proyectar la demanda se hará sobre las cifras globales de importación.

2.4.3 Tasas de crecimiento por proyectar la demanda en los países del GRAN.-

De los datos obtenidos en el cuadro 2.4.1.1 se ha llegado a la obtención de las siguientes tasas de crecimiento histórica de cada país (tasa compuesta).

	Bolivia	Colombia	Ecuador	Perú	Venezuela	Chile	TOTAL
Tasa de crecimiento 1967-1974	5% *	12.5%	38%	7%	7%	34%	14%

* Estimada

2.4.4 Proyecciones de demanda potencial de arcillas activadas en los países del GRAN.-

Las proyecciones se han realizado a base de las curvas de regresión lineal. No se ha utilizado la

tasa compuesta de crecimiento de la demanda debido a las oscilaciones muy marcadas de la demanda que ocasionan desviaciones muy fuertes, los resultados son los siguientes:

CUADRO 2.4.4

PROYECCIONES DE LA DEMANDA HISTORICA DE ARCILLAS ACTIVADAS
EN EL GRUPO ANDINO (TMA)

AÑO	BOLIVIA	COLOMBIA	ECUADOR	PERU	VENEZUELA	CHILE	TOTAL
1975	35	3031	866	3970*	1600	744	10,246
1976	37	3283	972	2101*	1688	836	8,917
1977	38	3535	1078	2956*	1782	927	10,316
1978	40	3786	1184	3187	1876	1019	11,092
1979	41	4038	1289	3285	1971	1111	11,736
1980	44	4290	1395	3382	2065	1202	12,378
1981	46	4542	1501	3479	2159	1294	13,021
1982	49	4793	1607	3576	2253	1385	13,663
1983	51	5045	1713	3674	2347	1477	14,307
1984	54	5297	1818	3771	2441	1569	14,950
1985	57	5549	1925	3868	2535	1660	15,594
1986	60	5800	2031	3965	2629	1752	16,237

AÑO	BOLIVIA	COLOMBIA	ECUADOR	<u>PERU</u>	VENEZUELA	<u>CHILE</u>	TOTAL
1987	63	6052	2137	4063	2723	1343	16,881
1988	66	6304	2243	4160	2817	1935	17,525
1989	70	6556	2348	4257	2911	2027	18,169
1990	73	6807	2454	4354	3006	2118	18,812

* Histórica

Las ecuaciones de regresión utilizadas son

las siguientes:

Bolivia.- Sólo se utilizó una tasa compuesta de 5% por no poseer la información necesaria para realizar una regresión lineal.

Colombia.- $TMA = 251.75 (\text{año}-1966) + 765.75$

Coefficiente de determinación $r^2 = 0.957$

Ecuador.- $TMA = 105.89 (\text{año}-1966) - 86.64$

Coefficiente de determinación $r^2 = 0.88$

Chile.- $TMA = 91.6 (\text{año}-1966) - 79.8$

Coefficiente de determinación $r^2 = 0.83$

Venezuela.- $TMA = 94 (\text{año}-1969) + 94$

Coefficiente de determinación $r^2 = 0.83$

Perú.- $TMA = 97.2 (\text{año}-1967) + 211.8$

Coefficiente de determinación $r^2 = 0.178$

2.5 Análisis del estudio de Mercado de Arcillas Activadas en los Países del GRAN.-

2.5.1. Componentes del mercado de arcillas activadas.-

Por ser realizado este estudio en el Perú con información disponible en los centros de información, no se ha podido desagregar los componentes del mercado de arcillas activadas, pero se pretende asimilar la misma estructura que posee el Perú.

2.5.2. Potencial de Ventas.-

El potencial de ventas que se ha adoptado está basado en las proyecciones obtenidas en el cuadro 2.4.4, las cuales se han ejecutado basándonos en el análisis de regresión lineal. No se tomó las cifras obtenidas proyectando a la tasa compuesta histórica pues las oscilaciones muy marcadas de la demanda ocasionan desviaciones muy fuertes (ver cuadro 2.3.4) como referencia de las dos proyecciones tomadas para el caso del Perú.

2.5.3 Resumen Comparativo del Mercado Potencial para cada País.-

2.5.3.1. GRAN, Análisis (Incluyendo a Chile)

El análisis de cada país individualmente no es necesario extenderlo demasiado, por lo cual el cuadro 2.4.4 muestra cifras bastante claras del comportamiento de sus demandas.

A. Estructura de potencial de Ventas Adoptado.-

Considerando que la producción comience a mediados de 1979 se ha estructurado el potencial de ventas siguiente para los 10 años del proyecto:

CUADRO 2.5.3.1.A

ESTRUCTURA DEL POTENCIAL DE VENTAS ADOPTADO

TMA

AÑO	BOLIVIA		COLOMBIA		ECUADOR		PERU		VENEZUELA		CHILE		TOTAL	
	TMA	%	TMA	%	TMA	%	TMA	%	TMA	%	TMA	%	TMA	%
1979	21	36	2019	34	644	11	1643	28	985	17	555	9	5867	100
1980	44	36	4290	35	1395	11	3382	27	2065	17	1202	10	12378	100
1981	46	36	4542	35	1501	12	3479	27	2159	17	1294	10	13021	100
1982	49	63	4793	35	1607	12	3576	26	2253	16	1385	10	13663	100
1983	51	36	5045	35	1713	12	3674	26	2347	16	1477	10	14307	100
1984	54	36	5297	35	1818	12	3771	25	2441	16	1569	10	14950	100
1985	57	36	5549	36	1925	12	3868	25	2535	16	1660	11	15594	100
1986	60	36	5800	36	2031	13	3965	24	2629	16	1752	11	16237	100
1987	63	37	6052	36	2137	13	4063	24	2723	16	1843	11	16881	100
1988	66	37	6304	36	2243		4169	24	2817	16	1935	11	17525	100
TOTAL	511		49691		17014		35581		22954		14672		140423	

B. Ventas del Perú y su situación en el Gran.-

Del cuadro 2.5.3.1.A mostrado anteriormente podemos establecer que Colombia y Perú poseen el mayor porcentaje del mercado. Así tenemos que para 1980 el Perú tendría el 27%, mientras que Colombia llegaría a un 35%, los dos conjuntamente poseerían el 62% del mercado siguiéndoles Venezuela, con 17% y Ecuador con Chile alrededor del 11% cada uno; Bolivia es el menor de todos con menos de 1%.

A 1980 se tendría ya un mercado bastante considerable de 12,378 TMA.

El primer año 1979, se está considerando como potencial de venta únicamente el 50% de la demanda pues se estima que el proyecto inicie su producción a mediados de ese año.

2.6 Precios de Arcillas Activadas.-

2.6.1 Precios Históricos.-

Los precios de arcillas activadas históricos de 1967 a 1976 se muestran a continuación.

CUADRO 2.6.1.A
PRECIOS DE IMPORTACIONES (C&F) DE PAISES
DEL GRAN (HISTORICOS)

\$/TM

AÑO	BOLIVIA	COLOMBIA	ECUADOR	PERU	VENEZUELA	CHILE
1967	125	155	208			135
1968	113	170	322	70		159
1969		153	196	103		164
1970		150	182	101	93	122
1971		153	168	110	87	167
1972		140	172	115	91	163
1973		148	172	138	110	156
1974	200	193	200	128	193	200
1975				183		
1976				213		
Fletes						
1974						45
1973			45			

CUADRO 2.6.1.B
DESAGREGADO DE IMPUESTOS POR PAGAR EN
IMPORTACIONES DE ARCILLAS ACTIVADAS
QUE REALIZA EL PERU

A. Precio FOB	168
B. Flete Marítimo	45
	<hr/>
C & F	213

Impuestos:

C. Nabandina 38.02.89.99

Derechos específicos

2 soles/Kg. 16\$/TM

42% C&F: (213 x 42) 90

106

D. D.Ley 21497

200 x 0.05

10

E. Flete Marítimo

45 x 0.04

2

12

1°Prioridad 2°Prioridad GRAN

Ley Indust.

1°Prioridad

20% de C 21

2°Prioridad

50% de C

53

	1°Prioridad	2°Prioridad	GRAN
AEC 30%			64
F. Seguros			
155x 0.0075	1	1	1
G. Comisión Ag.	8	10	9
Aduanas			
H. Documentación	1	1	1
I. Transporte	5	5	5

Según el cuadro adjunto mostrado se aprecia que a 1974 los precios C&F de arcillas activadas estaba alrededor de los 200 \$/TM con excepción del Perú el cual mostraba 128 \$/TM precio considerado bastante bajo. Sin embargo, para el Perú en 1976 ya se tiene arcillas activadas importadas a 213 \$/TM.

A continuación se muestra un desagregado del precio total que tienen que pagar los importadores de arcillas activadas para tener el producto puesto en fábrica.

CUADRO 2.6.1.C

(S/TH) COSTO DE ARCILLAS ACTIVADAS PUESTO EN PLANTA

	<u>1a. PRIORIDAD</u>	<u>2a. PRIORIDAD</u>	<u>GRAN (PROP. 91)</u>
A. FOB	168	168	168
B. Flete M. C&F	<u>45</u>	<u>45</u>	<u>45</u>
C. Imp.	213 20	213 50	213 64
D. D.Ley 21497	10	10	11
E. Imp. flete m.	<u>2</u>	<u>2</u>	<u>2</u>
Total Póliza	245	275	290
F. Seguros	1	1	1
G. Comisión Ag. Aduanas 3.5% Póliza	9	10	10
H. Documentación	1	1	1
I. Transporte	<u>5</u>	<u>5</u>	<u>5</u>
Costo Total en Planta	261	292	307

Del cuadro 2.6.1.C se desprende que salvo ligeras variaciones los precios a los que llegaría las arcillas activadas puesta en planta serían muy similares.

en los países del GRAN y Chile.

Así tenemos que de acuerdo a los aranceles establecidos por todos estos países (A) y de acuerdo a lo establecido por el Programa Químico en actual discusión el AEC sería 30%.

CUADRO 2.6.1.D

ARANCELES NACIONALES

<u>PAISES</u>	<u>NOMENCLATURA NACIONAL</u>	<u>% ad-Val-C&F</u>	<u>REGIMEN</u>
BOLIVIA	38.03.89.99	20	IL
COLOMBIA	"	25	LP
CHILE	"	40	IL
ECUADOR	"	10	IL
PERU	"	S/.2 + 42	IL
VENEZUELA	39.03.00.01	5	IL

(A) Impuestos por pagar sobre 213\$/TM de C&F según aranceles nacionales.

(B) Impuestos por pagar sobre 213\$/TM de C&F según AEC..

	<u>(\$/TM)</u>	<u>(\$/TM)</u>
BOLIVIA	43	64
COLOMBIA	53	64
CHILE	85	64

ECUADOR	21	64
PERU	21-53*	64
VENEZUELA	.10	64

* Según se trate de 1a. ó 2a. Prioridad.

Se observa que en el caso de que no exista programación industrial los precios puesto en planta de las arcillas activadas son tal como se muestran en la columna A, en caso de entrar la programación industrial se tendría el efecto de AEC, que es 30% y que se muestra en la columna B.

CUADRO 2.6.1.E

	A	B
Grupo Andino	286**	307
Chile*	328	
	307	307

* No considerado en la Programación Industrial.

**Tomado con 20% de arancel.

Nota.- Precios en \$/TM puesto en planta.

Por lo tanto la programación industrial en la Industria Química del GRAN, nos lleva a pensar en los precios de la columna B como punto de partida para esbozar una política de precios bastante competitiva, con , ánimo de llegar

a penetrar a esos mercados. Para el caso chileno se debe considerar la columna A. Los precios ex-planta del proyecto podrían ser según el siguiente cuadro:

CUADRO 2.6.1.F

CASO DE DARSE LA PROGRAMACION INDUSTRIAL GRAN A 1978

Situación Actual de Terceros A: Del Proy. A:

	<u>Grupo Andino</u>	<u>Chile</u>	<u>Perú</u>	<u>Gran</u>
A. Precios Explanta (FOB)	(168)	(118)	(277)	240
B. Flete	<u>45</u>	<u>45</u>	<u>0</u>	<u>37</u>
C & F	213	213	277	277
C. Imp.	64	85	0	0
D. D.Ley 21497	11	11	11	11
E. Imp. Flete m.	<u>2</u>	<u>2</u>	<u>2</u>	<u>2</u>
Total Póliza	290	311	290	290
F. Seguros	1	1	1	1
G. Comisión Aduanas	10	10	10	10
H. Documentación	1	1	1	1
I. Transporte	<u>5</u>	<u>5</u>	<u>5</u>	<u>5</u>
Costo total en planta	307	328	307	307

*No considerado en la Programación Industrial del GRAN.

Podemos concluir que un precio ex-planta razonable proyectado a 1980 sería 250\$/TM para todos los países del GRAN exceptuando Chile, el cual por las razones de estar fuera de la Programación

Industrial del GRAN, tiene un arancel de 10% que resulta muy alto para poder competir con precios razonables.

Para el Perú se tomaría 290\$/TM ex planta.

2.7 Situación Arancelaria:

Programación en el GRAN Arcillas Activadas.-

NABANDINA 38.03.89.99

Es un producto calificado como asignable en la propuesta química N°91. Actualmente no existe producción a nivel andino.

	<u>1975</u>	<u>1976</u>
Arancel Interandino	16%	13%
Venezuela	5%	5%
AEC	30%	

No está en la lista de excepciones de ningún país.

3.- LOCALIZACION DE PLANTA

3. Tamaño y Localización de Planta.-

3.1. Tamaño de planta.-

El tamaño de planta se determina principalmente por su relación con el mercado que se intenta cubrir, así como por el tamaño mínimo económico permisible, de acuerdo a la tecnología respectiva y a las condiciones del medio.

A continuación se presenta un análisis de estos factores para sustentar el tamaño de la planta para el proyecto.

3.1.1. Tamaño de Planta vs. Tamaño de Mercado.-

A base de las cifras estimadas en el estudio de mercado se ha elaborado el cuadro 3.1.1. que muestra que el proyecto estaría dirigido a satisfacer una demanda de 10,000 TMA para el GRAN. No obstante, se está considerando como estrategia inicial la introducción del producto en el mercado nacional en una primera etapa y luego entrar a exportar posteriormente al GRAN y Chile. Esto significaría dos etapas de inversión.

1a Etapa - Construir la planta con una infraestructura suficiente para cubrir la máxima capacidad

de producción que es de 10,000 TMA, pero con los equipos mínimos y suficientes para producir a nivel nacional que sería alrededor de las 3,000 TMA. (Ver cuadro y gráfico 3.1.1).

2a Etapa-Consistirá en realizar la ampliación de la planta a su máxima capacidad de diseño 10,000 TMA. A los 18 meses del arranque inicial (Ver cuadro y gráfico 3.1.1).

3.1.2. Tamaño de la planta en relación a la tecnología.-

Desde el punto de vista tecnológico el tamaño de la planta está determinado por la capacidad mínima económica. Dicha capacidad depende fundamentalmente del reactor de activación.

Por lo que se conoce a nivel mundial las capacidades de las plantas son variables y depende en gran parte de la evaluación económica del proyecto según condiciones muy particulares del medio.

Uno de los factores que limita el diseño de un módulo mínimo de planta es el reactor, se han realizado varias pruebas y ensayos, así como cálculos estequiométricos y por las condiciones

dadas de este, el reactor modular debe estar alrededor de los 20m^3 para una producción.

Se estima que la resistencia a los diferentes esfuerzos a que está sometido este reactor es bastante buena en un reactor de estas dimensiones.

En resumen la producción de arcillas activadas se puede dar técnicamente a niveles pequeños de escala dependiendo exclusivamente del diseño del reactor. La determinación de este mínimo tamaño es dado por conclusiones económicas (% de fabricación nacional, equipos estandar, estructura de servicios ya existente, etc).

3.1.3 Tamaño de Planta vs. Disponibilidad de Materias Prima.-

Para este proyecto en particular, es indudable que la amplia garantía de poseer yacimientos de bentonitas suficientes y necesarios para mantener un suministro seguro a la planta proyectada es un factor muy importante de tener en cuenta. Este proyecto se basa en la declaración de algunos poseedores de este mineral (Minera Baribent) de que en el Norte, Piura y en Paracas

existen yacimientos suficientes para cubrir las necesidades del proyecto. Si así lo fuese para el mercado nacional, sería necesario aproximadamente 50,000 TM y a nivel de Grupo Andino se requeriría 200,000 TM de bentonitas para los 10 años de vida útil del proyecto.

· 3.1.4. Conclusión sobre el tamaño de la planta.-

Teniendo en consideración los factores expuestos sobre el tamaño de mercado y razones tecnológicas, se ha llegado a la conclusión de que la capacidad de la planta debe ser 10,000 TtA. Y en una primera fase producir 3,000 TtA.

3.2 Localización de planta.-

La ubicación de la planta dependerá en gran medida de la influencia que puede tener el costo de fletes de transporte tanto de materias primas como de los productos.

Es por este motivo que la construcción se profundizará este aspecto de fletes y su impacto en el costo del producto.

3.2.1 Disponibilidad de Materias Primas.-

La disponibilidad de materias primas en lo referente a bentonitas existe en Piura y en Paracas, teniéndose conocimiento de que en Arequipa también existen yacimientos.

Las pruebas realizadas en el Proyecto de Investigación de bentonitas en una planta piloto han sido realizadas con muestras de yacimientos que existen al norte del país, en Piura. No obstante, se piensa que el estudio de la ubicación de la planta debe hacerse en función de yacimientos alternativos, por tanto considerar el yacimiento de Paracas.

De los gráficos 3.2.1.A y B se desprende que deba considerarse las siguientes ecuaciones:

Gráfico: 3.2.1-A

A.- YACIMIENTO PIURA

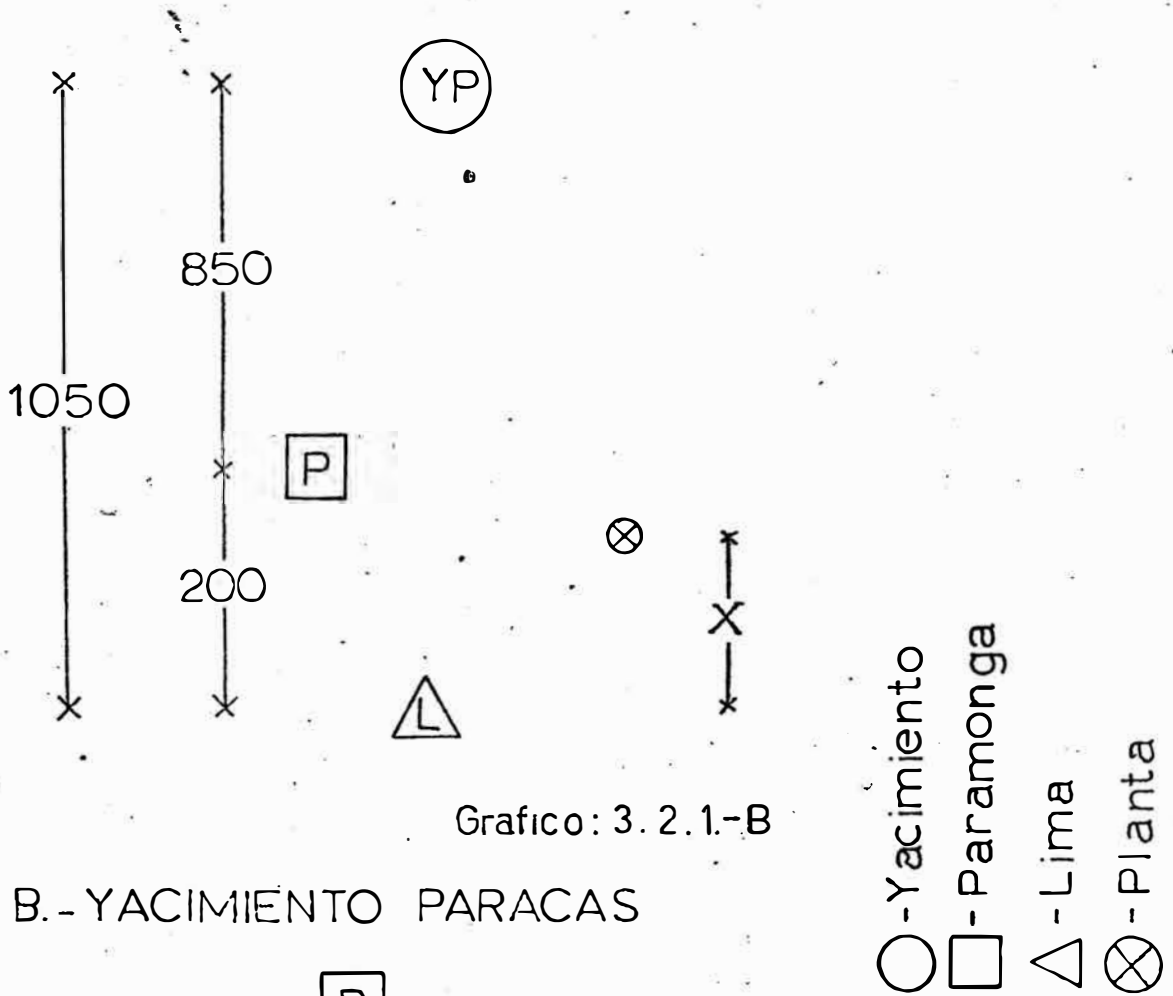
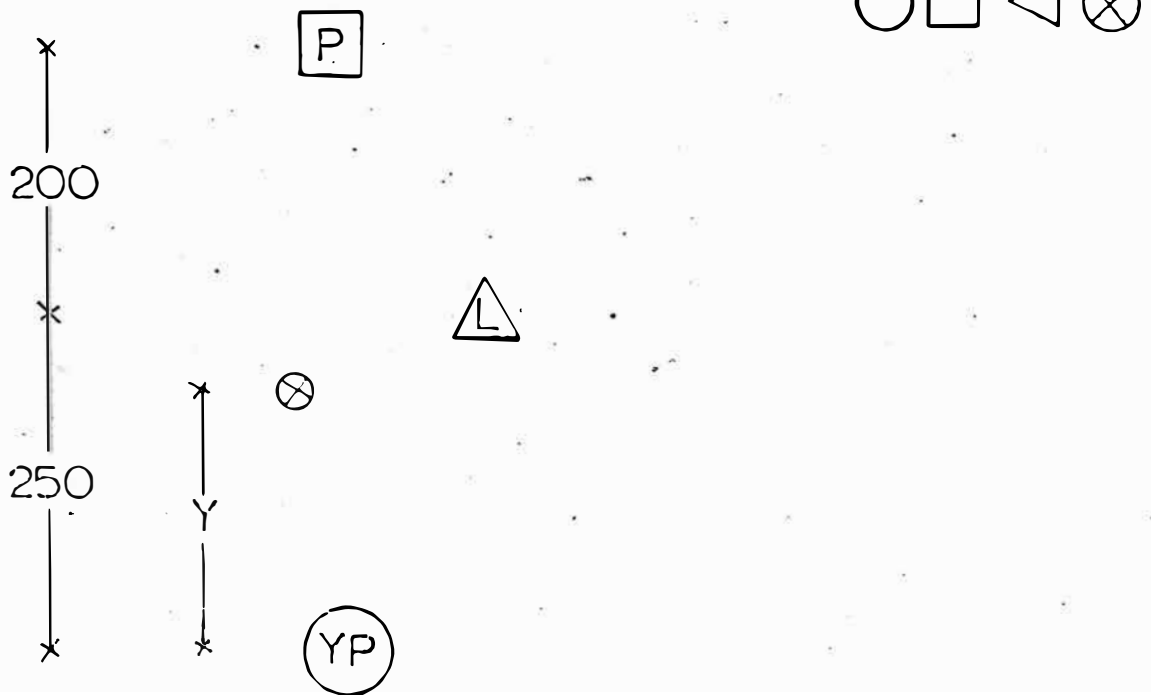


Gráfico: 3.2.1-B

B.- YACIMIENTO PARACAS



Caso del Yacimiento de Piura.- "A"

Transporte de bentonita: $3T_1(1050-x)$

Transporte de HCl : $8T_2(200-x)$

Z_1 : $3T_1(1050-x) + 8T_2(200-x)$

Transporte de Producto $3T_3x$

Sujeto a las siguientes

restricciones $x \leq 1050$ y $x \geq 0$

Caso del Yacimiento de Paracas.- "B" (ver cuadro 3.2.1)

Transporte de bentonita: $3T_1y$

Transporte de HCl $8T_2(450-y)$

: $3T_1y + 8T_2(450-y)$

Transporte de producto $3T_3(250-y)$

Sujeto a las siguientes

restricciones : $y \leq 450$ y $y \geq 0$

La aplicación de estas ecuaciones tendientes a minimizar la influencia de los costos por fletes, se muestra en el cuadro 3.2.1.

Para el primer caso "A": Yacimiento en Piura, se aprecia que en caso de poner la planta en Lima, el costo por fletes sería 9,216 soles/TM, mientras que si se ubica en Paramonga el costo por flete sería 3,233 soles/TM. La planta en Piura significaría un importe de fletes de 22,168 soles/TM.

A. Planta ubicada utilizando el yacimiento de Piura

B. " " " " " " Paracas

CUADRO 3.2.1

T₁ Tm de bentonita natural/TM de producto = 1.27

T₂ " " HCl al 33% / " " " = 3.26

T₃ " " Producto

DISTANCIA DE LA PLANTA AL CENTRO DEL MERCADO	DISTANCIA DE LA PLANTA AL YACIMIENTO DE PARACAS	INFLUENCIA DEL FLETE DE MATERIAS PRIMAS EN EL COSTO DEL PRODUCTO TERMINADO EXPRESADO EN SOLES/TM DE PRODUCTO TERMINADO						COSTO DE TRANSPORTE DE PRODUCTO SOLES/TM	
		TRANSPORTE BENTONITA		TRANSPORTE DE HCl		TRANSPORTE TOTAL DE MP		TRANSPORTE DE PRODUCTO	
		A	B	A	B	A	B	A	B
X	Y	$3T_1(1050-x)$	$3T_1 y$	$8T_2(200-x)$	$8T_2(450-y)$	Z ₁	Z ₂	$3T_3x$	$3T_3(250-y)$
0=LIMA	0=PARACAS	4000.5	0	5216**	11736**	9216.5	11736.0*	0	750
50	50	3810.0	190.5	3912	10432	7722.0	10622.5	150	600
100	100	3619.5	381.0	2608	9128	6227.5	9509.0	300	450
150	150	3429.0	571.5	1304	7824	4733.0	8395.5	450	300
200=PARAMG.	200	3238.5	762.0	0**	6520	3238.5*	7282.0	600	150
250	250=LIMA	3048.0	952.5	1304	5216**	4352.0	6168.5*	750	0
300	300	2857.5	1143.0	2608	3912	5465.5	5055.0	900	150
350	350	2667.0	1333.5	3912	2608	6579.0	3941.5	1050	300
400	400	2476.5	1524.0	5216	1304	7692.5	2828.0	1200	450
450	450=PARAMG.	2286.0	1714.5	6520	0**	8806.0	1714.5*	1350	600
500		762.0	-	16952**	-	17714.0		2550	-
550=PIURA		0		22168**	-	22168.0*		3150	
Restriccion						$x \leq 1050$	$x \geq 0$		
Restriccion						$y \leq 450$	$y \geq 0$		

Por tanto, se deduce que el lugar óptimo de localización, según costo de fletes, sería Paramonga, teniéndose un recargo a cuenta del comprador del producto de 600 soles/TM por concepto de fletes.

Para el segundo caso "B": Yacimiento en Paracas (ver cuadro 3.2.1), se aprecia que en caso de poner la planta en Lima el costo por fletes sería 6,168 soles/TM, mientras en Paramonga saldría 1,714 soles/TM. El caso extremo de ponerla en Paracas afectaría el flete en 11,736 soles/TM.

Por tanto, se deduce que el lugar óptimo de localización, según costo de fletes sería Paramonga, teniéndose un recargo a cuenta del comprador del producto de 600 soles/TM.

El cuadro siguiente resume estas conclusiones.

UBICACION DE PLANTA: INFLUENCIA DEL FLETE

DE MATERIAS PRIMAS (*)

<u>SOLES/TM</u>	<u>PARAMONGA</u>	<u>LIMA</u>	<u>PIURA</u>	<u>PARACAS</u>
A YACIMIENTO PIURA	3,238	9,216	22,168	-
B YACIMIENTO PARACAS	1,714	6,168	-	11,736
C CARGO AL COMPRADOR POR FLETE DEL PRODUCTO	600	0	3,150	750

(*) La influencia está expresada en soles/TM de producto terminado.

Podemos por tanto concluir que el lugar más apropiado debe ser alrededor del Centro habital de Paramonga ya sea el Yacimiento A ó B. Para ambos casos el pago de flete que debe asumir el comprador de Lima sería 600 para A y 750 soles para B.

No obstante, debemos recordar que instalar la planta algo más al norte (30 Km) fuera del Dpto. de Lima, permitiría gozar de beneficios tributarios de descentralización que señala la ley de Industrias 18350.

Resumen de la Disponibilidad de Materias Primas:

<u>Materia Prima</u>	<u>Procedencia</u>	<u>Requerimiento para Planta de</u> <u>10,000 TMA de Producto</u>
Bentonita	Piura	13,500 TMA
HCl (33%)	Paramonga	34,500 TMA
Floculantes	Lima	3.9 TMA
Aditivos Químicos	Lima	1.6 TMA

3.2.2 Servicios Industriales.-

<u>Servicios Industriales</u>	<u>Procedencia</u>	<u>Requerimiento para planta de</u> <u>10,000 TMA de Producto</u>
Vapor	La misma planta	10.604 TMA
Energía eléctrica	" " "	$1. \times 10^4$ kWh
Agua de disgregación	" " "	6.667×10^4 TMA
Agua de Lavado	" " "	1.3534×10^6 TMA
Otros suministros	" " "	-

En lo referente al abastecimiento de bentonita, conviene tener en cuenta que las pruebas piloto de este proceso se han realizado utilizando el mineral del yacimiento de Piura, por lo cual este estudio está orientado en ese sentido.

También es importante recalcar lo dicho al inicio del estudio, referente a que sólo sabemos por referencias de Minera Bariben que este proyecto podría contar con la bentonita necesaria para satisfacer las necesidades durante la vida útil del proyecto. Este requerimiento llega a 135,000 toneladas métricas para los 10 años considerados.

En lo que respecta al HCl, existe suficiente ácido para proveer al proyecto

3.2.3 Disponibilidad de Mano de Obra.-

Los requerimientos para el proyecto de mano de obra, son de mediana y baja calificación y la zona (alrededor de Hda. Paramonga) podría proveer de recurso.

El total del personal requerido se ha calculado en 37 hombres para la primera etapa del proyecto, y en 61 hombres para la expresión a su máxima capacidad.

3.2.4 Distancia a los Centros de Consumo.-

El cuadro 3.2.1 y su resumen, explican la influencia de la localización de la planta en el flete de transporte del producto a los centros de consumo, considerando que Lima posee más del 90% del mercado. Se estima que el concepto por este rubro llega a 600 soles/TM de producto.

3.2.5 Medios de Transporte.-

Marítimos

Para el efecto de exportación podría ser uno de los indicados (Colombia y Venezuela).

Aéreo

No es recomendable por el alto costo.

Terrestre

Es la forma más factible de llevar el producto.

Aún en el caso de exportación se deberá considerar esta alternativa. (Ecuador, Chile, Bolivia).

3.2.6 Área y disponibilidad de terreno.-

Se estima que para una capacidad de 10,000 T/A se necesita un área de 5,000 m².

3.2.7 Condiciones climáticas y ambientales.-

El clima es templado, característica de la zona

costera. Se tendrá especial cuidado con la dirección del viento para la evacuación de gases que escapan de la planta y que dan un medio de fuerte corrosión.

3.2.8 Equipamiento Urbano.-

Existen cerca a la ubicación de la planta poblaciones o anexos cercanos de cultivos de caña con poblaciones establecidas y que podrían fácilmente dar alojamiento, cuando fuese personal no estable. En todo caso existen la localidad de Barranca a 30 minutos de viaje.

3.2.9 Política de descentralización industrial y otros incrementos.-

Añ ubicarse la planta fuera del departamento de Lima (Límite de Ancash y Lima), el proyecto gozaría de los beneficios de descentralización.

Las empresas incentivadas por industrialización y descentralización solo pagarán los siguientes porcentajes de arancel.

<u>Prioridad</u>	<u>Lima y Callao (1)</u>	<u>Empresas Descen- tralizadas</u>
Prima	10%	5%
Segunda	30%	15%
Tercera	60%	30%
No prioritaria	100%	50%

(1) D.L. 18350 Art. 9.1.a

(2) D.L. 18977 Art. 3

Todas las importaciones pagarán 4% sobre flete de mar Ley N°11537 y 13836.

Las empresas de 1°, 2° y 3° prioridad descentralizadas están exoneradas del pago de alcabala 6% por la adquisición de inmuebles (D.L. 18977 Art.15).

En lo referente a incentivos para financiamiento tenemos que para empresas descentralizadas no públicas de 2° prioridad, se tienen los siguientes incentivos:

	<u>Tasa Interes</u>	<u>Plazo de Gracia</u>	<u>Plazo Total Max.</u>
Activo Fijo	15%	4 años	10 años
Capital de trabajo	17%	1 año	5 años

Certex.-

Para formular las exportaciones de productos no tradicionales, el D.S. 227-68-HC en su artículo 1°, declara de preferente interés nacional la exportación de productos manufacturados no tradicionales por un período de 15 años (hasta 1983) los incentivos son:

- Exoneración de impuestos a la exportación.
- Devolución de impuestos de timbres (ventas).

Compra de insumos.-

Aranceles de importación.- Las empresas incentivadas por industrialización, descentralización solo pagarán los siguientes porcentajes de arancel.

Prioridad	Lima y Callao (1)	<u>Empresas Descentralizadas(2)</u>
Prima	20%	15%
Segunda	50%	37.5%
Tercera	80%	60%
No prioritarias	100%	

(1) D.L. 18350 Art. 9.1a

(2) D.L. 10977 Art. 8

Todas las importaciones pagarán 4% sobre flete de mar. Leyes N°11537 y 13836.

4. INGENIERIA DEL PROYECTO

4.1 Estudios Previos.-

4.1.1 Estudios exploratorios, reconocimiento e inventario de recursos naturales.

Han habido varios estudios exploratorios en lo que respecta a activación de arcillas de las denominadas bentonitas. Todos los estudios fueron desarrollados utilizando ácido sulfúrico para la activación, se puede resumir todos estos estudios en una serie de obras y boletines tales como:

Boletín 205 del Buro de Minas USA

Boletín Industria y Química N°2

Enciclopedia MELLOR

Alva Saldaña L. Instituto de Ingenieros de Minas del Perú - Julio 1969.

Ministerio de Fomento y Obras Públicas. Serie Memorandum N° 7

Tesis sobre Bentonitas: Leoncio A. Cordero

Tesis sobre Bentonitas: José H. Bustamante Amir

El reconocimiento e inventario de los recursos naturales incluye la identificación de las materias primas principales para la producción de A.A. El mineral bentonita existe en diversas zonas del país, según el Ministerio de Energía y Minas están registrados los yacimientos de Paracas, Piura, Canete y Arequipa. Sin embargo,

se cree que existen yacimientos en otras zonas aún no exploradas; la otra materia principal, el ácido clorhídrico es un producto excedente en diversas industrias químicas y su disponibilidad se encuentra en la costa central del país.

4.1.2 Investigaciones tecnológicas, experiencias y pruebas.

Diversas investigaciones tecnológicas, experiencias y pruebas se han llevado a cabo para dar bases al proyecto de arcillas activadas.

Todas las experiencias y pruebas están resumidas en la serie de anexos que se adjunta al proyecto.

Sociedad Paramonga Ltda. S.A. hasta la fecha ha presentado a ITINTEC 4 informes técnicos donde se detalla las conclusiones y resultados obtenidos a lo largo de todo el período de investigaciones.

4.2. PROCESO DE FABRICACION

4.2.1 Presentación y análisis de alternativas y elección de las mismas.

La activación de Bentonitas para usarla en la decoloración de aceites y grasas,* Puede llevarse a cabo mediante el uso de ácido clorhídrico, ácido sulfúrico o una combinación de ambos. Dicha activación puede realizarse mezclando la arcilla con el ácido H_2O directamente en un reactor, o realizar una disgregación previa de la arcilla con agua y posteriormente adicionar dicha mezcla a un reactor conjuntamente con el ácido para que se lleve a cabo la reacción de activación.

Una vez activada la arcilla, para eliminar el ácido de la mezcla final; puede usarse filtros prensa en los cuales se formarán tortas de Bentonita, que son lavados con agua desmineralizada añadida a presión. Por otro lado este ácido puede también ser eliminado usando tanques sedimentadores de lavado, en los cuales se alimentará el agua desmineralizada (junto con la mezcla final de activación). Se agita vigorosamente y se sedimenta, prosiguiéndose con la purga del clarificado; añadiéndose luego más agua y así sucesivamente hasta llegar al grado de acidez requerido.

Las tortas de bentonita lavada que se obtienen en los filtros prensa, posteriormente son alimentadas (previo tratamiento) a un horno rotatorio, con el fin de ser secadas hasta un % de humedad definido. Una vez seco el material el paso siguiente será la molienda de éste; para posteriormente clasificarlo de acuerdo a un determinado tamaño de partícula requerido.

Por otro lado la arcilla lavada en tanques sedimentadores, podrá ser secada mediante un secador atomizador; alimentando el último lodo sedimentado a dicho equipo, que tendría un % de sólidos de 15 a 20%. El producto de este secado no necesita ser clasificado, ya que el tamaño (y el %) de partícula puede regularse durante el proceso.

Existe también la alternativa de disgregar las tortas de bentonita obtenidas en los filtros prensa, y luego alimentar el lodo resultante a un secador atomizador.

Las figuras de 1 al 18 presentan las diversas alternativas con que se puede producir bentonita activadas (ver anexo 4.2.1).

* Proceso ácido; la activación mediante un proceso

alcalino (específicamente con NaOH) produce una bentonita no eficiente en la decoloración de aceites y grasas.

A continuación se muestra el análisis de las alternativas estudiadas, el cual consiste en comparación las ventajas y desventajas de cada fase presente en el proceso productivo; ya que como puede notarse existen fases que se presentan en varias alternativas.

a) Acido a usarse:

La activación con ácido sulfúrico, ácido clorhídrico o con una mezcla funcionará en forma óptima para un determinado aceite o grasa. En los tres casos se formarán las sales respectivas (sulfatos y/o cloruros) que son solubles en agua y por lo tanto susceptibles a ser eliminados en el lavado de la bentonita activada. (excepto el So_4Ca).

El ácido sulfúrico le da a la arcilla tanto poder decolorante como el ácido clorhídrico; sin embargo una arcilla activada en ácido sulfúrico tiende a perjudicar ciertas propiedades del aceite decolorado.

El ácido clorhídrico actualmente en el país es más económico que el ácido sulfúrico. Además, existe interés por parte de la Empresa Sociedad Paramonga Ltda. S.A. en utilizar el ácido clorhídrico que produce el Complejo Papelero-Químico. Por otro lado el ataque con H_2SO_4 necesita un tiempo especial un poco más del doble que el ataque con HCl (a igual % de ácido).

b) Activación:

Si se añade directamente al reactor la arcilla, el ácido y el agua (con el fin de disgregar y activar en una sola fase); se apreciará un aglutinamiento de la arcilla. trayendo como consecuencia de esto un ataque no uniforme del ácido, requiriéndose del uso de un defloculante que disperse la arcilla y así evitar este problema. Es obvio que el material deberá tener dimensiones pequeñas y el calentamiento de la mezcla necesitará de dispositivos especiales.

Si previamente se disgrega la arcilla con agua en un tanque (disgregador) y luego el lodo resultante se alimenta (junto con el ácido) al reactor puede evitarse el aglutinamiento y uso de defloculante. Además en la disgregación separada puede

calentarse la bentonita de tal manera que en el reactor se minimice el consumo de energía; sumándose a esto el hecho de que en el tanque disgregador puede usarse medios convencionales de calentamiento; como vapor através de serpentines, dado que el medio es mucho menos corrosivo que en el reactor. Se suma a todo lo expuesto el hecho de que el material podrá tener dimensiones más grandes que en el caso anterior (disgregación activación).

Por otro lado disgregar primero y luego activar, requerirá además equipo y más accesorios y por lo tanto más área de operación.

Con respecto al tiempo de operación, es relativo, ya que en la disgregación-activación se requerirá tiempo para calentar la mezcla hasta la temperatura normal de activación (100-105° C). En cambio en la disgregación inicial y luego activación se requerirá tiempo para disgregar pero se ahorra tiempo en calentar la mezcla en la activación ya que esto se llevará a cabo en la primera parte.

c) Lavado:

Sea cual sea el ácido utilizado o el modo de acti-

vase, hemos dicho anteriormente que la arcilla puede lavarse o bien usando filtros prensa o tanques sedimentadores.

El uso de filtros prensa requerirá que estos estén contruidos de un material especial que evite al máximo el efecto corrosivo del material dado la gran acidez que éste tiene. Por otro lado será necesario enfriar el lodo activado necesitándose por tanto de un recipiente suficientemente grande para esto, o de un sistema de enfriamiento especialmente diseñado.

En el uso de tanques sedimentadores no se necesita enfriar al lodo activado, pues esto sucede al mezclar dicho lodo con el agua desmineralizada de lavado que se encuentra a temperatura ambiente. De hecho que estos tanques deberán estar contruidos de material resistente a ácidos. Por otro lado cada tanque sedimentador deberá tener un sistema de agitación de la mezcla y de descarga del líquido clasificado.

Con respecto a la alimentación, los filtros prensas necesitarán bombas contruidas (o protegidas) de materiales resistente a soluciones fuer-

temente ácidas que los alimentarán de lodo activado, de igual modo todo el sistema de tuberías cuyo material, además de ser resistente a la corrosión deberá soportar las altas presiones con que se operará en esta fase del proceso. La alimentación a los tanques de lavado se podrá hacer por gravedad sin necesidad de bombas. Pero todo el sistema de tuberías (incluido el de eliminación del clorificado) deberá estar hecho de material resistente a la corrosión.

La carga y descarga de los tanques sedimentadores ocuparán más área de operación que los filtros prensa. Pero requerirán menos mantenimiento que estos últimos.

d) Secado:

Una vez lavada la bentonita, los pasos siguientes son obvios dependiendo de si se ha lavado con filtros prensa o tanques sedimentadores.

Las tortas de bentonitas lavadas en filtros prensa, deberán ser luego "troceadas" y posteriormente llevadas a un horno rotatorio con el fin de secarlas.

El último lodo resultante de la sedimentación se secará en un secador atomizador.

El secado en horno requiere de mayor tiempo de operación que el secado en secador atomizador,

mientras que en el primero se necesita como mínimo 8 horas, el secado en el segundo es cuestión de minutos. En un horno el secado se lleva a cabo por lotes, en un secador atomizador el secado es continuo.

El producto final del horno necesitará de otras operaciones para llegar al producto requerido.

El producto final del secador atomizador será ya el producto requerido para comercializar y poder ser envasado directamente.

La alimentación y descarga del secador atomizador es automático y los materiales están protegidos de cualquier contaminación exterior.

La alternativa de disgregar las tortas de los filtros prensa con el fin de formar un lodo que se alimentará al secador atomizador, tiene la ventaja de lograr directamente un lodo con un % de sólidos elevado, disminuyendo por tanto la cantidad de agua a evaporar, siendo en consecuencia más pequeño el equipo. Por otro lado la bentonita prensada es muy difícil de disgregar

requiriendo un buen tiempo de operación.

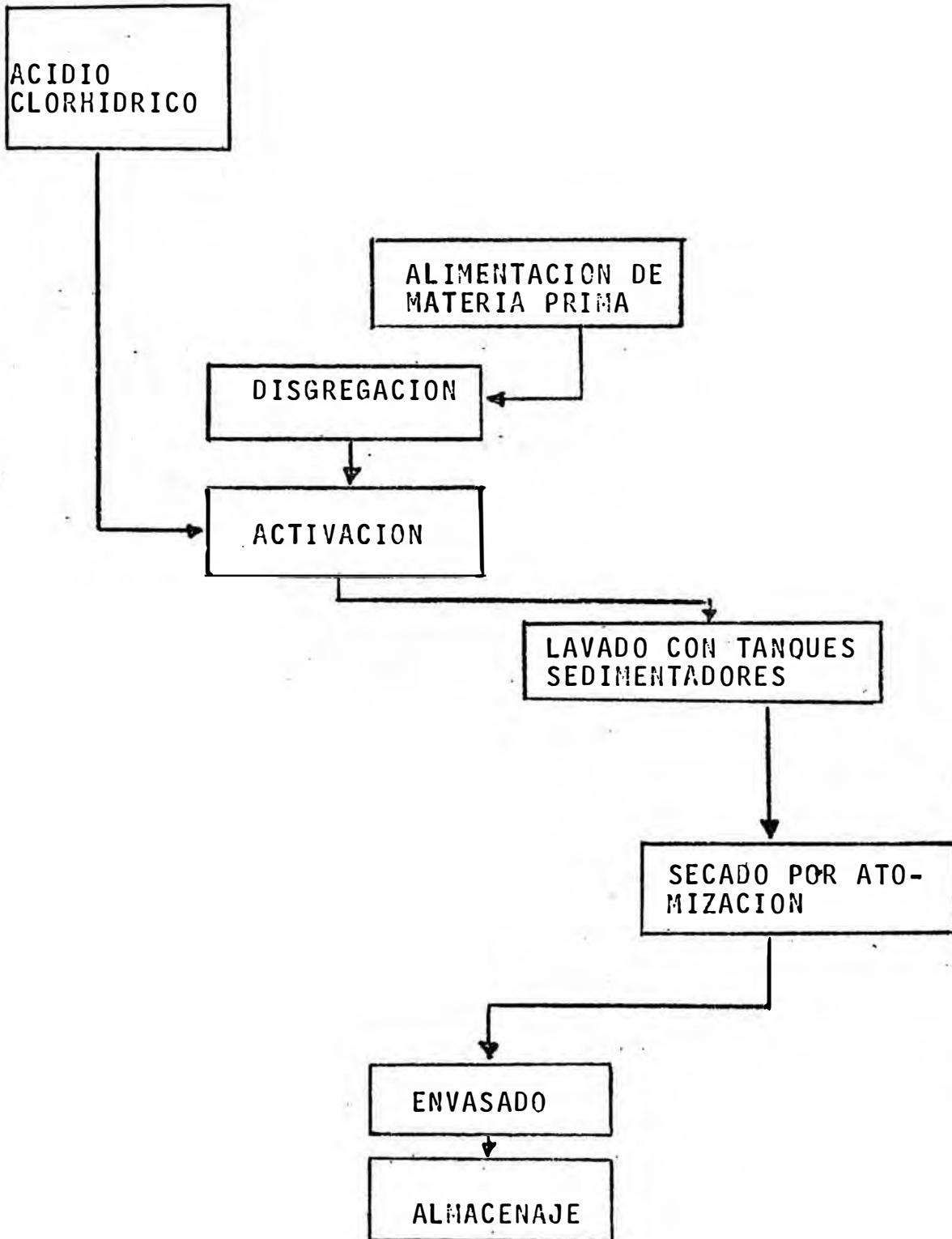
Como se dijo anteriormente el producto final del horno, necesita de otras operaciones para llegar al producto listo para comercializar, como son la molienda y la clasificación de las partículas logradas.

En base al análisis hecho anteriormente y a la observación de las alternativas presentadas en las figuras de 1 al 18, se ha seleccionado la figura N° 12 que aparece a continuación.

Las ventajas son las siguientes:

1. El tiempo de operación total desde la alimentación hasta el producto final es menor que las otras alternativas.
2. Se reduce al mínimo la exigencias en cuanto a condiciones de alta temperatura y presión y a los ataques por corrosión.
3. Se eliminan operaciones presentes en las otras alternativas, como "troceado", molienda y clasificación de partículas.
4. Se reduce la cantidad de equipos que deberán ser importados.

DIAGRAMA 4.2.1
ALTERNATIVA Nº 12



5. El área de trabajo también será menor que en otras alternativas.
6. Se simplifica el sistema de calentamiento de la mezcla a activarse.
7. Se puede obtener un producto exento de contaminación, fácil de embolsar y almacenar y transportar.
8. Se minimiza las pérdidas de material, por procesos evitando al máximo recirculaciones.
9. Se minimizan los costos de mantenimiento y de equipos.

4.2.2 Principales características de cada una de las fases por cada Proceso Productivo

Para la activación ácida de arcillas decolorantes de aceite y grasas, se presentaron alternativas de producción, cuyo análisis se llevó a cabo en el ítem 4.2.1. Todos estos procesos de producción alternativos se han resumido en la fig. 4.2.2.1 como podemos ver, básicamente existen 14 fases comunes de estos procesos, independientemente de usar cualquier tipo de ácido; luego el desarrollo del presente ítem se reducirá a explicar las características de cada una de las 14 fases presentadas, dándose por entendido el análisis por cada proceso productivo.

1. Alimentación de materia prima.-

En esta fase se considera todo lo referente a llevar la materia prima (bentonita) del almacén o lugar donde se encuentre hasta los tanques disgregadores (o reactores disgregador-activadores).

Dadas las características del material (sólidos de 5" de espesor como máximo) se usan fajas transportadoras para elevarlo hasta un poco más del borde de los tanques de donde se alimenta mediante un distribuidor mecánico; la cantidad necesaria de material por batch.

Por otro lado, ya que a una relación de pesos determinados de agua y bentonita, siempre se ha notado una densidad constante del lodo resultante (y por tanto un volumen constante) pensamos que la cantidad exacta de material que debe alimentarse a cada tanque puede ser controlada mediante el nivel del lodo eliminándose por tanto el equipo que se necesitaría para pesar el material.

2. Disgregación:-

Durante esta fase, se transforma el sólido en un lodo uniforme, necesitándose para tal efecto un equipo de agitación.

El radio de dilución (peso total entre el peso de arcilla) en el tanque disgregador, dependerá de la calidad del ácido que se usa para la activación. Mientras más concentrado sea éste, el radio de dilución deberá ser entonces mayor.

En forma paralela a la disgregación de la bentonita en esta fase, puede calentarse el lodo que resulta mediante vapor indirecto hasta llegar a la temperatura requerida para una buena activación.

3. Activación.-

Fase donde se le da a la arcilla el poder decolorante mediante el ataque a temperatura constante y de un

ácido fuerte.

Esta fase es la más importante de todas y es la que en última instancia determinará la calidad posterior de la bentonita activada.

La alimentación del lodo disgregado puede hacerse previamente a la alimentación del ácido o en forma conjunta.

- El tiempo que dure la activación dependerá de la cantidad del ácido que se añade; en otras palabras de la concentración; dependerá además, del tipo de arcilla que se quiera obtener: o poco activada o muy activada. Todo hace indicar que la activación es rápida al principio de la operación haciéndose más lenta y menos fuerte después de dos o dos horas y media de reacción. Dado que el tipo de materiales que se utilizan son fuertemente corrosivos, deben tenerse extremo cuidado al seleccionar el equipo.

4. Disgregación activación.-

Esta fase es una combinación de las 2 fases anteriores (disgregación y activación).

Se alimenta conjuntamente el ácido, la bentonita y el agua y se prepara la mezcla reaccionante.

Como la bentonita tiende a aglutinarse ante la presencia del ácido, debe adicionarse un defloculante (trifosfato

sódico), para mejor dispersión uniforme de la arcilla en el lodo, y elevar la presión dentro del reactor. Una vez uniforme el lodo reaccionante se le calienta adicionándose vapor directo, o transmitiéndole calor a través de una chaqueta. Sea cual sea la alternativa escogida, se tendrá mucho cuidado en la selección del material, ya que tanto el ambiente dentro del reactor como las condiciones de operación son fuertemente corrosivas.

5. Lavado con filtro prensa.-

En esta fase se logra eliminar los restos de ácido que hayan quedado en la activación; en primer lugar mediante la separación de los sólidos que se encontraban en la suspensión y en segundo lugar lavando la arcilla que queda en los filtros con agua desmineralizada. Todas las funciones llevadas a cabo por el filtro, como la entrada de la pasta de alimentación a la superficie filtrante, ó la que fuerza a la suspensión contra las paredes filtrantes, ó la que permite que el filtrado que ha pasado a través de todo un cuerpo, salga a través de su propio ducto, ó la retención de los sólidos que se encontraban en la suspensión, se controlan manualmente.

Por otro lado, durante el lavado, la prensa permite alimentar agua limpia a los sólidos filtrados a través de un propio ducto; forzar el agua de lavado a través de los sólidos retenidos en el filtro y permite que el agua de lavado y las impurezas salgan a través de un ducto separado.

Después de la secuencia del lavado, la prensa se desarma y los sólidos pueden recolectarse en forma manual o simplemente descargarse.

El lavado por filtros prensa ; generalmente, da una arcilla con un ph de 2.7. Si es que se desea aumentar más el ph, se deberá seguir añadiendo agua, pero dados las características de operación del filtro, este aumento será lento y requerirá más agua de la necesaria.

El final será una torta lavada de aspecto jabonoso, compacta, un poco difícil de quebrar. La humedad de ésta oscilará entre el 40 y el 60% dependiendo de la presión que se le dé a la alimentación.

Dado que la separación de las tortas se lleva a cabo manualmente, la operación requiere de una labor considerable y de un buen tiempo de descarga.

6. Lavado con tanques sedimentadores.-

Como en el lavado por filtros prensa, en esta fase se logra eliminar los restos de ácido del lodo activado.

La fase consiste en primer lugar, de la adición de agua desmineralizada al lodo, posteriormente; luego de una fuerte agitación; se deja sedimentar el lodo y por último se elimina el clarificado.

Una vez eliminado el clarificado, se adiciona nuevamente agua desmineralizada y se repite la misma secuencia sucesivamente hasta que el ph de la arcilla sea la más conveniente para una buena decoloración. ✓

La adición de floculante a la suspensión formada después de añadirle el agua desmineralizada al lodo activado, disminuye grandemente el tiempo de operación debido al incremento de la velocidad de sedimentación.

Por otro lado, conforme aumenta el número de lavados el incremento del ph también aumenta por cada lavado adicional. De tal manera que se necesita cada vez menos lavados para aumentar en un grado el ph.

La operación en sí es simple y puede llevarse a cabo auto ó semi automáticamente y puede ser controlada por un hombre.

7. Disgregación de tortas.-

En realidad esta fase está ligada a un lavado preliminar por filtro prensa y a un secado posterior por atomización.

La fase en sí consiste en formar un lodo con alto porcentaje de sólidos mediante la disgregación de las tortas con agua desmineralizada.

La disgregación requerirá de un tanque de volumen apreciable y de un fuerte agitación.

Dado a que las tortas tienen una estructura compacta, la disgregación requerirá de algún tiempo para obtener un lodo uniforme.

La ventaja de esta fase es que se pueda tomar lodos con diferentes % de sólidos, dependiendo esto de los requerimientos de la fase secado.

8. Troceado de tortas.-

Es una fase que tiene como antecesora a una fase de lavado por filtro prensa y una fase posterior de secado por horno.

Consiste en "trocear" las tortas con el fin de que el secado sea lo más uniforme posible. Por otro lado, el tiempo de operación de secado por hornos se minimiza y

se hace la operación más eficiente.

La operación se lleva a cabo en forma automática.

9. Secado por horno.-

Mediante esta fase se elimina el contenido de humedad de las tortas.

Se lleva a cabo en un horno que necesariamente deberá ser giratorio. Este horno tendrá en su interior placas transversales con el fin de garantizar un secado uniforme de la bentonita.

Generalmente se requiere, para un buen secado, un tiempo de operación mayor de las 8 horas y de una temperatura de operación comprendida entre los 100 y 120°C.

Se tendrá cuidado en que la humedad final de la arcilla no sea muy alta, pues durante el proceso de decoloración del aceite, el agua presente formará espuma en el nivel del aceite, obstruyendo el normal funcionamiento del equipo.

Por otro lado, si se busca secar completamente la arcilla con el fin de llegar a humedad cero, puede dañarse la estructura de la arcilla eliminándose el agua propia de su estructura disminuyéndole un poder decolorante.

La humedad de la arcilla puede oscilar entre el 3 y el 15%.

Como podrá apreciarse, el control de la humedad en esta fase requerirá del conocimiento exacto de la cantidad de materiales y de energía que ingresan y salen del equipo.

10. Secado por atomización.-

Tiene como fase previa el lavado con tanques sedimentadores o la disgregación de las tortas. El lodo final que se forma de estas fases con un % de sólidos requerido, se alimenta a un secador donde mediante un elemento rotatorio se le dispersará en forma de spray, el cual seguirá un movimiento en contracorriente o en paralelo con aire caliente. El contacto del aire caliente traerá consigo la evaporación instantánea del agua, la cual es absorbida por el aire. El resultado final es un producto seco en forma de polvo y de partícula uniforme con un % de humedad final controlable, y un aire con humedad final mayor que la inicial.

La humedad final del producto puede ser controlada y en última instancia dependerá de la temperatura de salida del aire de secado. Con un secador tipo atomizador (spray dry) se puede obtener fácilmente bentonitas

de bajo % de humedad.

El diámetro de la partícula, otra característica importante de la bentonita activada, puede también ser fijada y controlada, dependerá de factores tales como la velocidad de alimentación, la velocidad periférica del disco atomizador, etc.

En sí, esta fase tiene la ventaja de obtener el producto final en una sola operación, eliminando operaciones que tendrían que llevarse a cabo necesariamente, en un secado por horno.

La operación es continua y automática y el tiempo de residencia del material es mínimo.

- Por otro lado, las pérdidas de material por la operación son mínimas.

11. Molienda hasta finos.-

Tiene como fase previa el secado por hornos y su finalidad es la de reducir el tamaño del producto que se ha secado.

La reducción del tamaño es una fase importante, dado la influencia del diámetro de la partícula en la velocidad de filtración del aceite, por ejemplo. De allí que la molienda del producto seco debe llevarse a cabo cuidadosamente, evitando a lo máximo la formación de partículas extremadamente pequeñas que necesaria-

mente tendrán que ser recirculadas.

12. Clasificación.-

Continuación obvia de una molienda, su característica principal es la de seleccionar las partículas con un diámetro promedio.

Las partículas demasiadas finas tendrán que recircularse a la sección de lavado, con el fin de integrarse a una nueva torta.

Las partículas grandes se recircularán a la fase de molienda ó al igual que los finos a la sección lavado.

La operación en sí es sencilla y automática, el producto molido se alimenta a una serie de tamices vibratorios de diferentes malla, colectándose el producto que atraviesa un determinado número de tamices que está en relación con el diámetro promedio de partícula requerida. La operación es continua.

13. Envasado.-

Tiene como fase previa, o bien una clasificación de partículas o un secado por atomización. En ambos casos la alimentación es continua y por tanto el envasado también puede llevarse a cabo en forma continua.

Dado esta característica, el envasado podrá ser automático ó semi automático o manual.

El envase de bentonita se lleva a cabo en bolsas de papel de varios pliegos, y con un pliego intermedio de

plástico que puede ser polietileno. La capacidad de las bolsas podrá ser de 25 Kgs.

Sea cual sea el caso, la fase requerirá de una balanza que controle la cantidad exacta de material a cada bolsa.

14. Almacenaje.-

Una vez envasado el producto en bolsas de 25 Kgs. es transportado mediante fajas a un almacén de donde se distribuirá al mercado.

En esta fase se tendrá cuidado en que el lugar donde se colocará las bolsas sea lo más seco posible.

4.2.3 Tecnologías existentes para una de las fases del proceso.-

En lo que respecta a la activación ácida de bentonitas, toda la bibliografía conocida, habla de un ataque con dos ácidos fuertes conocidos, el sulfúrico y el clorhídrico. De acuerdo a como se utilicen (solos o una combinación de ambos) se obtendrán diversos tipos de arcillas activadas.

Por ejemplo, la Tonsil Mexicana S.A. utiliza ambos ácidos en sus procesos de fabricación de arcillas activadas. Argentina hasta donde sabemos utilizan en sus procesos de activación ácido sulfúrico. En Alemania y Rusia también se utilizan ambos ácidos para el ataque ácido. Lo mismo sucede en Inglaterra y España.

Por otro lado, una vez activada la arcilla se requiere de una fase de lavado para eliminarle las trazas de ácido remanente. Al respecto toda la bibliografía conocida habla de un lavado en filtro prensa, después del cual siguen las fases obvias: secado en horno rotatorio, molienda y clasificación de finos, envase y almacenaje. Con respecto a los materiales se especifica que estos deben ser resistentes a medios ácidos y condiciones extremas de temperatura y presión. Se habla de reactores

construidos de madera de pino, lo mismo sucede con los filtros de lavado, se requerirá a su vez de equipos auxiliares y accesorios construidos de acero inoxidable u otro material resistente a la corrosión. Tanto para el reactor como para el equipo de lavado, puede usarse resinas resistentes a medios ácidos y a altas temperaturas. Existen también ladrillos cerámicos con probada resistencia al ataque ácido, que pueden ser utilizados para la construcción de tanques de grandes dimensiones. Esto último parece ser lo más recomendable para la construcción de los tanques de lavado.

En nuestro proceso se utiliza un secado por atomización. El equipo necesario para llevar a cabo esta fase también debe cumplir con el requisito de ser resistente a la corrosión.

Existen secadores construidos de acero inoxidable que tienen buena resistencia a la corrosión de origen ácido. La Niro-Atomizer (Dinamarca) provee una variedad de equipos de secado de acuerdo a los requerimientos de cada proceso.

Existe una variedad de formas para envasar, transportar y almacenar el producto terminado dado que estas fases

pueden llevarse a cabo en forma automática, manual o semiautomática. Podrá usarse por ejemplo, empaquetadoras automáticas que alimenten una cantidad determinada de material al envase y luego lo sellen, podrá usarse fajas transportadoras para llevar el producto terminado y envasado al almacén. El empaque puede ser también hecho en forma manual; un operario controla la alimentación del producto terminado al envase y luego lo sella, dejándolo por último sobre una faja transportadora que se encargará de llevarlo al almacén.

- 4.2.4 Uso de tecnología propia para cada una de las fases del proceso, adecuada a nuestra realidad o creada.- En lo que respecta al proceso en sí, toda la tecnología ha sido desarrollada en el país, por la unidad operativa que se especifica en el ítem 1.2 (Entidades y personas responsables de la promoción, ejecución y operación del Proyecto). De tal modo que se podrá producir en el país bentonitas activadas de buena calidad sin requerir otra información más que la que se ha obtenido durante el tiempo que duró la investigación. En lo referente a equipos principales, todos, a excepción de los necesarios para la fase de secado; pueden ser cons-

truidos totalmente en el Perú.

Existen empresas nacionales especializadas en la construcción de equipos que son necesarios para nuestro proceso. Por ejemplo:

Factoría Quezada Hnos. S.A. (Prolongación Jorge Chávez 900, cuadra 54 Av. Argentina, Callao) especialista en fabricaciones metálicas industriales y navales que pueden construir los tanques de disgregación, tanques de reactivos, etc.

- Estructuras Plásticas S.A. (Av. Nicolás Dueñas 273-1 Lima) especialista en la fabricación de tanques y equipos de fibra de vidrio y resina Atlac 382 con resistencia probada al ácido clorhídrico, que pueden construir los reactores de activación y los tanques de lavado. Además pueden construir los filtros prensa, tuberías y accesorios.

Lebeton S.C.R. Ltda. (Av. Las Fábricas - Urb. San Remo cuadra 17 Av. Argentina, Lima). Empresa que manufactura la Pasta "X" (resina X), con probada resistencia a los ácidos y a altas temperaturas. Material que puede ser utilizado en la construcción de tuberías y accesorios o como cemento de ladrillos cerámicos que podrían ser utilizados en la construcción de los tanques de lavado, o reactores.

Con respecto a equipos auxiliares, se podrá contar con;

en la empresa Hidrosta1 S.A. que manufactura bombas de fierro y bronce (para el bombeo de agua a las fases de disgregación y lavado).

Otros equipos auxiliares como motores, agitadores bombas resistentes a fluidos corrosivos, tendrían que conseguirse fuera del país.

4.2.5 Proceso Productivo a Emplearse.-

4.2.5.1. Descripción y Características Técnicas del Proceso Flowsheet.-

Dado que la alternativa seleccionada en el apartado 4.2.1 fue la N° 12 por ofrecer mayores expectativas, se hará entonces la descripción del proceso productivo representada por esta alternativa.

a) Transporte y alimentación de materia prima.-

La bentonita con dimensiones máximas de 5" de espesor se alimenta al tanque disgregador mediante una faja transportadora, la cual previamente depositará la arcilla en una tolva que está provista en la base de un sin fin que distribuirá uniformemente la alimentación al tanque.

El material se pesa mediante una balanza integradora continua; que se sitúa entre la faja transportadora y la tolva. El funcionamiento de la balanza será automático, deteniendo la alimentación cuando se alcance la cantidad requerida de material por batch.

El agua se alimenta desde el tanque de agua mediante sus respectivas bombas.

b) Disgregación.-

La bentonita que se alimenta al tanque de disgregación, tiene una relación de pesos con el agua que también se añade de 1 a 5 (Radio = 6)

Ya en el tanque, los materiales, mediante una agitación continua y vigorosa, formarán un lodo uniforme, el cual se calienta en forma paralela con vapor indirecto, mediante un serpentín. En esta fase del proceso se tendrá en cuenta que:

- La presión en el tanque sea de 1 atmósfera.
- La temperatura final del lodo estará entre 100 y 105° C.
- Para calentar la mezcla se utilizará vapor saturado con una presión entre 85 y 90 psi.
- Para la agitación se utilizará agitador tipo tubería con paletas inclinadas.
- El tiempo de operación (sin incluir carga ni descarga) estará comprendido entre los 30 y 45 minutos.
- El tanque esté lo suficiente aislado para minimizar pérdidas calóricas.

En esta fase del proceso, puede suceder como inconveniente un hinchamiento más de lo normal de la arcilla que se disgrega; debido a un alto porcentaje de bentonita sódica; trayendo esto como consecuencia un aumento de la viscosidad del lodo, y dificultad en la disgregación. Se recomienda en este caso aumentar la agitación .

El lodo disgregado y caliente se bombea a los reactores para lo cual se utilizan bombas especiales.

c) Activación.-

Se alimenta el lodo al reactor junto con el ácido clorhídrico, en una relación tal que el ácido clorhídrico esté con un 10% en peso.

En esta fase se le da a la bentonita el poder decolorante, mediante el ataque del ácido clorhídrico (33%), el cual reemplaza sus iones H^+ con iones más pesados presentes en la arcilla, formándose los respectivos cloruros ($NaCl$, $MgCl_2$, $CaCl_2$, etc).

A pesar de que la reacción es exotérmica, es necesario mantener la temperatura en el reactor añadiendo vapor directo al reactor. Este

vapor saturado se alimenta mediante un distribuidor de material igual al reactor. Para mantener una reacción uniforme, se agita continuamente la mezcla reaccionante. En esta fase del proceso debe tenerse en cuenta que:

- La presión en el reactor será de 1 atmósfera.
- La temperatura dentro del reactor debe ser mantenida entre 95 y 105° C.
- El vapor que se alimenta debe estar lo suficientemente saturado y debe tener una presión máxima de 19 psig (107° C).
- El porcentaje en volumen del vapor que se alimenta no será mayor de 20% de la mezcla final.
- La acidez dentro del reactor al final de la activación oscilará entre 0.5 y 0.55 de Ph.
- El reactor estará construido de resina poliéster Atlac 382.
- Tanto el agitador (tipo turbina con paletas inclinadas) como el distribuidor estarán hechos del mismo material que el reactor.
- El tiempo de activación (sin medir carga ni descarga) deberá estar comprendida entre 2 y 2.30 horas.
- Los efluentes gaseosos corrosivos son mínimos.

-El reactor está lo suficiente aislado para minimizar las pérdidas calóricas.

El material activado se lleva luego a un tanque de descarga. Las tuberías y accesorios estarán contruídos de resina X, que se adapta muy bien al transporte del material activado. Las tuberías y accesorios del sistema de alimentación de ácido clorhídrico pueden ser de PVC.

El tanque de descarga tendrá un volumen igual a tres veces el volumen de lavado. Este tanque estará contruído de acero al carbono y recubierto en su parte interior por la resina poliéster Atlac 382. Es obvio que las tuberías y accesorios de descarga de este tanque serán hechos del mismo material que los del reactor.

d) Lavado.-

Al tanque de descarga se alimenta, el material activado a los tanques de lavado, en los cuales mediante la adición de agua desmineralizada, se eliminará el ácido presente llevando la acidez del lodo de 0.5-0.55 PH hasta un PH definido (que dependerá del tipo de aceite que se quiera decolorar).

Cada lavado es un ciclo que consta de 4 partes.

- 1) Adición del material y el agua de lavado al tanque.
- 2) Agitación vigorosa de la mezcla.
- 3) Sedimentación de la arcilla.
- 4) Purga del clarificado.

Para aumentar la velocidad de sedimentación y de hecho disminuir el tiempo de operación, se añaden en cada lavado, pequeñas cantidades de floculantes el cual aglutina las partículas en suspensión de arcilla, haciéndolas obviamente más pesadas, aumentando por lo tanto la rapidez de caída de éstas. En esta fase debe tenerse en cuenta que:

- La presión y la temperatura de trabajo serán las del ambiente.
- El agua de lavado será necesariamente desmineralizada.
- Los dos o tres últimos lavados son llevados a cabo con agua saturada de aditivos especiales.
- Los tanques de lavado estarán contruídos con el mismo material del tanque de descarga.
- Las tuberías y accesorios de descarga y carga estarán contruídos de resina X.

Una vez llevado a cabo el último lavado, el lodo sedimentado es bombeado a un tanque llamado tanque

de descarga, el cual regulará las variaciones que puedan ocurrir en el proceso. Este estará construido de cemento recubierto interiormente por un ladrillo cerámico.

Del tanque de descarga anterior se alimenta a otra unidad llamada espesador que como su nombre lo indica aumentará el % de sólidos del lodo que se alimentará a la siguiente fase:

e) Secado.-

Del espesador se alimenta el lodo a un secador tipo atomizador, en el cual se transforma la mezcla líquida en un producto sólido en forma de polvo fino con un diámetro de partícula definido. Para esta fase del proceso de cuidarse que:

- La alimentación tendrá un 20% de sólidos.
- La acidez total de la alimentación será de 80 ppm.
- La viscosidad de la alimentación será 8 cp.
- La densidad de la alimentación 1.075 gr/ml.
- El producto final tenga 5% de humedad.

Un 95% del producto tenga una malla de -300

- La temperatura de entrada del aire sea 400° F.
- La temperatura de salida del aire sea 200° F.

Se usará un combustible con capacidad calorífica de 140,000 Btu/galón.

Se evaporará 1,425 Kg/hr. por secador,

El secado, es continuo.

- Como elemento atomizador se usará un disco rotatorio de ventanas rectangulares (atomización centrífuga).

f) Envasado y Almacenaje.-

La descarga del secador, es el producto final listo para comercializar. Este producto es transportado desde el secador mediante un sin fin, a una embolsadora semiautomática. Aquí se llenará en bolsas de 25 kilos las cuales posteriormente serán selladas y puestas en fajas transportadas que las llevarán o bien al almacén o a las unidades repartidoras.

4.2.5.2. Bases del Diseño.-

A. Planta.-

El presente diseño cubre todas las instalaciones necesarias para activar bentonitas, comenzando desde la alimentación de la materia prima (arcilla) y terminando en la sección de almacenaje de las bentonitas activadas. Se considera además, las instalaciones para la generación de vapor, el suministro de agua y energía eléctrica, la provisión de aire, depósitos talleres y demás servicios auxiliares exteriores a los límites de la planta así establecidos.

B. Productos, Capacidad.-

B.1 Capacidad.-

La capacidad de diseño de la planta de activación de bentonitas es de 30 Ton/día (10,000 Tn/año).

B.2 Tiempo de Operación.-

Se considera que el tiempo de operación de la planta para la capacidad de diseño es de 8,000 horas por año.

B.3 Flexibilidad de Operación.-

La planta podrá trabajar con capacidades comprendidas entre 10 Ton/día (mercado nacional) y la de diseño correspondiente a 30 Ton/día (mer-

cado Andino) de bentonita activada.

B.4 Producto.- .

Bentonita Activada

B.4.1 Propiedades Generales

Sólido en forma de polvo color marfil con un diámetro de partícula que oscila entre

40 y 80 micrones

Malla	%
- 200	99.5
325	95

El polvo tiende a fluir fácilmente y su transporte puede llevarse a cabo mediante un sin fin o por medio neumático

La humedad final de la bentonita oscilará entre 5 y 8%. El PH de la arcilla, oscilará entre 4.5 y 5.5.

B.4.2. Otras propiedades (Ver anexo 4.2.5.2.)

Tabla B.4.2.a.- Densidad de bentonita activada vs. radio de dilución con agua (temperatura constante).

Tabla B.4.2.b.- Densidad de bentonita activadas vs. temperatura (R constante).

Tabla B.4.2.c.- Viscosidad de bentonita activada vs. radio de dilución (T constante)

C. Especificaciones de Materias Primas.-

C.1 Bentónitas

Son materiales constituídos esencialmente de montmorillonita que a la vez tiene como unidades básicas estructurales a la sílice tetraédrica y a la alúmina octoédrica las que forman una estructura de láminas intermitentes, y entre cada dos láminas se encuentran moléculas de agua ó iones de diferentes metales. (Na, K, Ca, Mg).

Para la producción de bentonitas clarificantes se necesita más montmorillonita tipo no hinchable, preferentemente tipo cálcica. Los resultados que se presentan han sido obtenidos de una bentonita extraída de una mina del Norte del Perú (Mina San Pedro), que tiene el siguiente análisis:

SiO ₂	73.1 %
Al ₂ O ₃	16.0 %
CaO	1.0 %
Pérdida por calentamiento	4.81%

Tabla C.1.a.- Mezclas de bentonitas no activadas y agua vs. densidad.

Tabla C.1.b.- Densidad de mezcla de bentonita no activada y agua vs. temperatura ($n = 6$)

Tabla C.1.c.- Mezclas de bentonita sin activar y agua vs. viscosidades.

Tabla C.1.d.- Viscosidad de mezcla de bentonita sin activar y agua vs. temperatura.

C.2 Acido Clorhídrico.-

Propiedades Generales.-

Solución de ácido clorhídrico en agua, ácido muriático, contiene un mínimo de 33% de HCl.

Fórmula: HCl (33%)

El ácido muriático es un líquido de color ámbar o amarillento, libre de materias en suspensión, conteniendo trazos de cloro libre y no más de 0.05% de residuo fijo al evaporar.

Se forma una mezcla de punto de ebullición constante de 110° C, a una concentración de 20.24% de HCl en agua.

El HCl anhidro hierve a -83.7° C y tiene su punto de fusión a -112° C. La solución acuosa es miscible en agua en toda proporción.

Otras Propiedades.- (Ver anexo 4.2.5.2.C.2)

Tabla C.2.1. Presiones parciales de vapores en solución de 33% de HCl.

Tabla C.2.2. Calor específico de soluciones de HCl expresado en calorías por gramo y por ° C.

Tabla C.2.3. Relación entre concentración y densidad de ácido muriático a 15/15° C.

Tabla C.2.4. Peso de soluciones de ácido muriático.

Tabla C.2.5. Puntos de congelación de soluciones acuosas de HCl.

D. Especificaciones de Servicios Industriales.-

Aqua:

Tipo : Desmineralizada y cristalina.

Acidez: 7.5-8.5 PH

Dureza: 2-5p.p.m.

Temperatura: ambiente

Aire:

Humedad relativa = 60%

Temperatura: Aire entrada al calentador 20°C.

Aire de Instrumentos: aire seco ft³/minuto, 100 psig.

Energía Eléctrica:

Voltaje : 440

Ciclaje : 60 ciclos

Corriente: trifásica

Vapor:

Saturado, 120 psig.

Kg/hora

E. Disposición de desechos.-

Efluentes gaseosos, especificaciones.-

Como efluente gaseosos se tienen:

Gases de los reactores.- que tienen las siguientes especificaciones:

99% vapor agua

0.5% HCl

0.5% CO₂

T = 100° C

Aire de secadores.- que tienen las siguientes especificaciones:

T = 50° C.

12 ppm de sólidos (bentonita activada).

Efluentes líquidos.- Especificaciones

Agua de tanques de lavado 9,000-10,000 ppm de HCl.

M³/hora.

Desechos sólidos, especificaciones.-

no existen desechos sólidos.

F.- CONSUMOS UNITARIOS

Cuadro 4.2.5.2 F

Consumo de Materias Primas

	<u>Para 1 TM de Producto</u>
Bentonita	1.27
HCl 33%	3.26 TM
Floculante	0.37 Kg.
React. Químicos	0.140 Kg.

Consumo de Servicios Industriales Unitarios

	<u>Para 1 TM de Producto</u>
Vapor	4.6 TM
Energía eléctrica	100 KWH
Aire	1300 m ³
Agua para disgregación	6.4 m ³
Agua para lavado	129 m ³
Petróleo para pescado	124 Galones

G.- Sistema métrico decimal y otros estándares.-

Los sistemas estándar de ingeniería deben ser definidos de acuerdo a los utilizados en el Perú y por la proveedora de tecnología (SPL).

Todos los equipos y materiales a ser suministrados por la firma seleccionada serán diseñadas, fabricadas e inspeccionados de acuerdo con el sistema ASTM o equivalentes y/o otros estándares e instrucciones acordadas por las partes interesadas.

Todos los diseños y cálculos serán hechos en el sistema métrico decimal.

Todas las medidas en los documentos técnicos serán escritos en el sistema métrico, excepto casos especiales.

Todos los documentos serán escritos en idioma español y/o inglés, cuando el uso lo requiera.

H.- Mano de obra.-

La organización del personal directo en la operación es el siguiente:

Producción.-

	Por Turno		TOTAL	
	Etapas		Etapas	
	1° y 2°		1° y 2°	
Supervisión	1	1	4	4
Capataces	1	2	3	6
Operadores				

-Disgregación	1	1	3	3
-Activación	1	2	3	6
-Lavado	4	8	12	24
-Secado y empaque	1	3	3	9
-Caldero	1	1	3	3
-Agua desminerali-				
zada	1	1	3	3
Ayudantes	1	1	2	3
TOTAL	12	20	37	61
<u>Mantenimiento.-</u>				
Supervisor	1	1	1	1
Operarios	9	9	9	9
TOTAL	22	30	47	71
1º Etapa	Producción 300 TMA			
2º Etapa	Expan. hasta 10,000 TMA.			

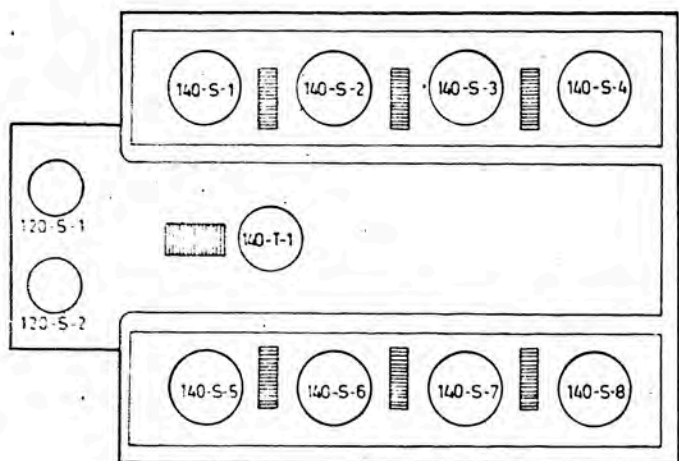
I.- Disposición de Planta.-

El plano 4.2.5.2.I muestra la disposición de los equipos en la planta.

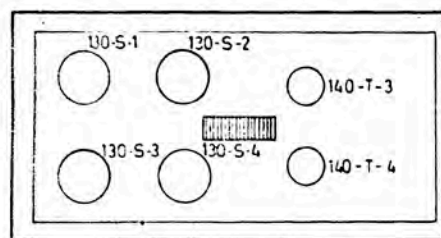
Area de la Planta 7,344 m²

Area Techada

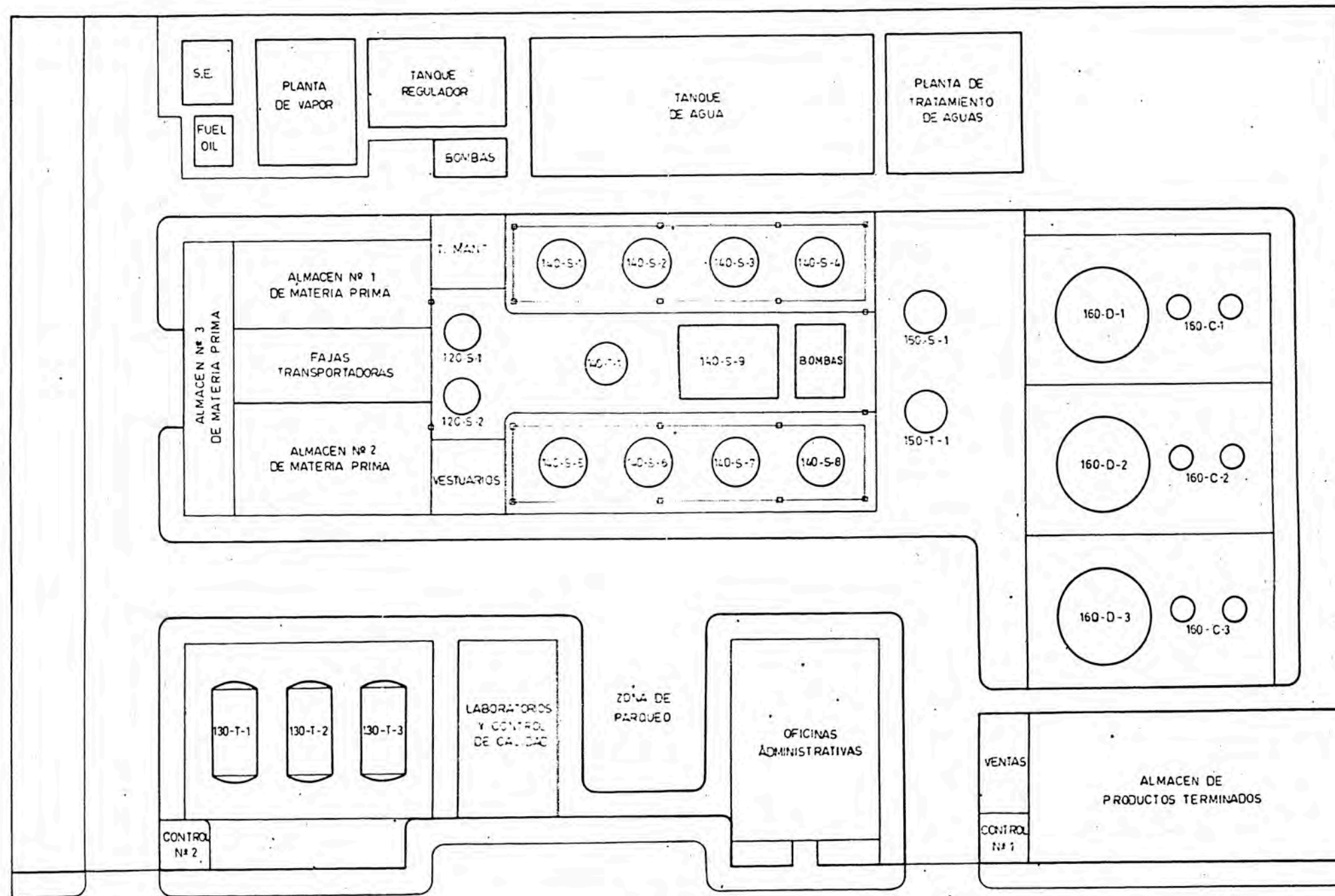
- Planta de Proceso	864 m ²
- Secadores	720 m ²
- Almacén N° 1	88 m ²
- " N° 2	144 m ²
- " N° 3	112 m ²
- Laboratorios	112 m ²
- Oficinas	192 m ²
- Almacén de Productos, CF.	
Ventas y casetas de Control I	360 m ²
- Planta de vapor	80 m ²
- Caseta de control II	16 m ²
- Planta de E.E.	20 m ²
	<hr/>
	2,708 m ²



PLANTA: +4.0 M.



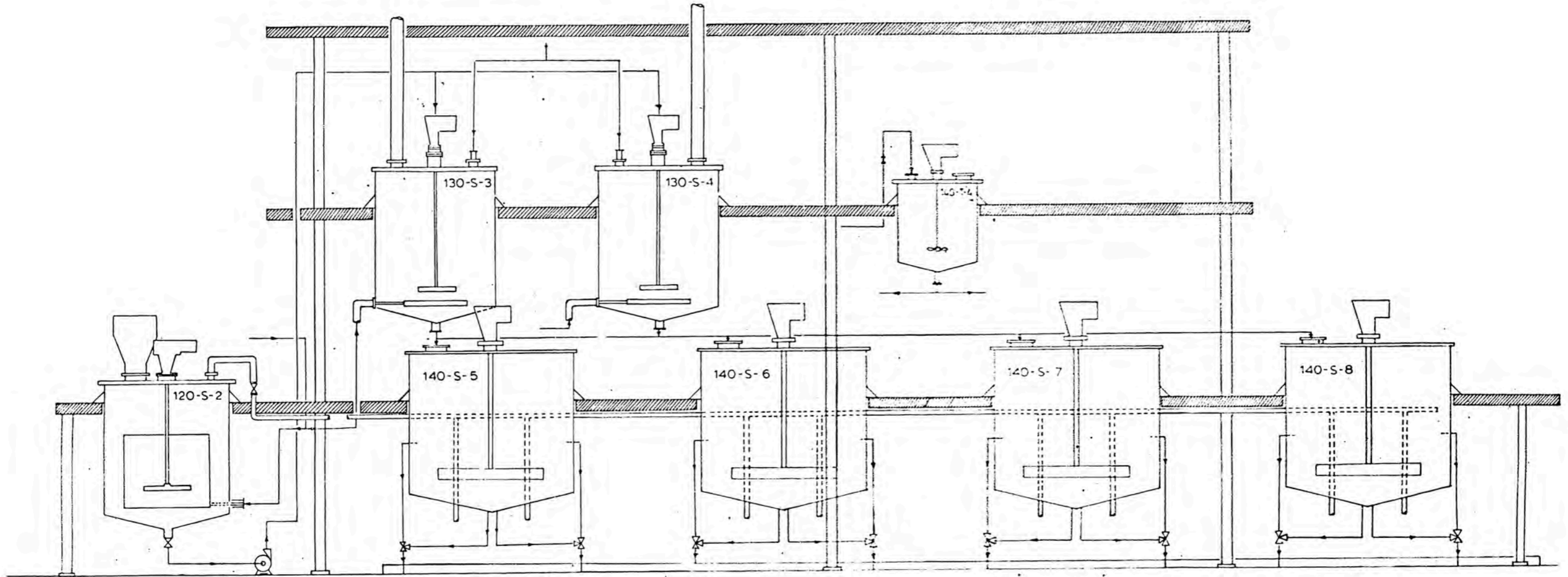
PLANTA: +8.5 M.



PLANTA: +0.0 M.

ESTA INFORMACION ES DE PROPIEDAD DE
 SOCIEDAD PARAMONGA LTDA. S. A. (SPL)
 Y NO DEBE SER COPIADA O REPRODUCIDA PARA
 SER UTILIZADA, EXCEPTO CON PERMISO EXPRESO
 DE SPL. (REF. ...)

SOCIEDAD PARAMONGA LTDA.-UNI			
PROYECTO BENTONITAS			
DISPOSICION DE PLANTA			
DIBUJADO R. GALLARDO	FECHA 13-4-78	PLANO 4-25.2-1	ESCALA 1:200



SOCIEDAD PARAMONGA LTDA-U.N.I.				
PROYECTO BENTONITAS				
CORTE LONGITUDINAL DE LA PLANTA				
DIBUJADO R. GALLARDO	REVISADO [Signature]	FECHA 14-4-78	PLANO N° 4.2.5.1-b	ESCALA 1:50

4.2.5.3 Tecnología. Sus Alcances.-

A. Información Técnica.

Las bentonitas son arcillas con un alto contenido de montmorillonita, mineral que está formado por láminas de sílice y alúmina. Toda arcilla tiene origen volcánico, específicamente son sedimentos formados por cenizas volcánicas, los que después de sucesivas etapas de deterioración forman la mayoría de las arcillas minerales estables tales como la mica, el caolín y el talco, las que después de sucesivas transformaciones hidrotérmicas pierden su estructura cristalográfica resultando un mineral formado de láminas de sílice y alúmina: la montmorillonita.

Básicamente, las unidades estructurales de la montmorillonita son la sílice tetraédrica y la alúmina octoédrica que como se dijo anteriormente se encuentran formando una estructura de láminas intermitentes. Dentro de

Los agujeros formados por estas láminas se encuentran principalmente agua e iones metálicos, los cuales determinan las propiedades de las arcillas; por ejemplo los iones sodio, potasio y magnesio empujan las láminas separándolas dando por resultado un hinchamiento. (Ver Anexo 4.2.5.3, gráficos TB1, TB2, TB3).

Es conocida la clasificación de bentonitas de acuerdo al porcentaje de sodio o de calcio presentes en ellas, tomando el nombre genérico. Las bentonitas sódicas son también conocidas como hinchable, debido a su tendencia a absorber gran cantidad de agua. Una bentonita sódica puede absorber por encima del 90% del agua en el interior de su estructura.

Las bentonitas cálcicas o no hinchables se prestan más a la activación para producir arcillas decolorantes, dado sus propiedades.

Mediante la activación ácida de la bentonita (por ejemplo con ácido clorhídrico) se logra:

1. Remover los iones calcio solubles y los intercambia con iones hidrógeno, así también se remueve a los otros iones metálicos que puedan

· encontrarse presentes, formando por ejemplo cloruros (si el ataque es con HCl).

2. Atacar la estructura de sílice y alúmina en cierto grado, depositando libremente iones hidrógeno en los agujeros formados.

El resultado de todo esto es el aumento considerable de la superficie de la bentonita y de su poder decolorante.

Nuestras experiencias indican, sin embargo, que la activación debe ser cuidadosamente controlada. Ya que una exposición a condiciones extremas de ácido y calor, trae consigo una sobreactivación de la arcilla con un subsiguiente colapso de su estructura, obteniendo una bentonita de escaso o nulo poder decolorante.

De lo anterior se deduce que en todo trabajo de activación debe considerarse condiciones específicas de temperatura, % de ácido y tiempo de cocción para arcillas con un definido poder decolorante.

Hablamos de un definido poder decolorante, debido a que cada aceite o grasa, responde de diferente modo ante la acción decolorante de una arcilla, así por ejemplo una bentonita que puede ser excelente para decolorar un aceite de pescado puede no funcionar con aceite de algodón, del mismo modo.

Todos los resultados de los ensayos que se realizaron en el presente trabajo, nos obligan a pensar que el PH de la arcilla activada juega un papel determinante en la decoloración posterior del aceite o grasa. Algo evidente es que una arcilla con un Ph muy bajo tiene bajo poder decolorante.

Por otro lado, también es importante tener en cuenta el volumen de poro de la arcilla, de hecho la bentonita activada tiene mayor volumen de poro que la bentonita natural.

Por otro lado el peso volumétrico de la bentonita activada es menor que la natural, todo esto se debe al hecho de que en la activación se reemplaza iones más pesados por el ion hidrógeno. También se tiene que considerar el

tamaño de partícula del producto final, pues éste influirá notablemente en la velocidad de filtración del producto terminado.

Otro aspecto que tiene que tenerse en cuenta, es el % de humedad del producto terminado. Hemos notado la formación de espuma en los aceites durante el proceso de decoloración con arcillas de % humedad alto. Esto es negativo para el trabajo en una planta industrial.

Todo lo anterior nos llevó a determinar un proceso, en el cual pueda regularse eficientemente las propiedades finales de la bentonita activada.

Los métodos convencionales, hasta donde sabemos, hablan de un lavado con filtro prensa una vez activada la arcilla, después del cual sigue un secado de las tortas, que generalmente dura más de 8 horas; y luego de este secado seguirá una evidente molienda. Pensamos que la

bentonita está expuesta a perder su poder decolorante si es que no son cuidadosamente controladas estas operaciones.

El lavado por tanques decantadores y un posterior secado por atomización, nos da un producto que no ha sido expuesto a condiciones extremas de temperatura y presión, y que se obtiene con menos tiempo de operación, ya que el secado es instantáneo.

Para la disgregación usamos un tanque construido de resina poliéster Atlac equipado con un serpentín de acero de tres vueltas y de un agitador tipo turbina. Determinamos que la relación de pesos:5 de agua y 1 de bentonita nos da un lodo que puede ser fácilmente transportado. Calentamos el material con vapor saturado a una presión de 35 psig.

Para una cantidad total de 60 Kg. de lodo agitado a 700 rpm. y calentado mediante un serpentín de 3 vueltas de acero de 3/4" de diámetro standard, con un área de transferencia de calor de 185 pie² y con un flujo de vapor de 350 Kg/hr, obtuvimos un tiempo de calentamiento promedio de 50 minutos para que el lodo llegue a

una temperatura de 100°C. En el anexo 4.2.5.3. se encuentran tabulados y graficados los resultados obtenidos (Tablas TD1 y gráfico TD1).

La fase de disgregación es en si sencilla, pueden ocurrir problemas cuando existe un alto porcentaje de bentonita sódica en el material que se disgrega. Debe analizarse previamente a la arcilla.

Por otro lado, el calentamiento trae consigo una variación de volumen del material que para un proceso industrial no puede tenerse en cuenta ya que el % de variación es pequeño. Analizando el gráfico TD1, nos podemos dar cuenta que la capacidad calorífica del lodo no varía mucho y que para los cálculos necesarios puede considerarse constante al promedio ponderado de las capacidades de la bentonita y del agua, constituyentes del lodo.

Las experiencias realizadas, indican que la disgregación puede llevarse a cabo también en un tanque de acero, ya que el material es corrosivo sólo debido a la presencia del agua, no siéndolo así la arcilla..

Otra cosa importante es que esta fase puede llevarse a cabo a presión atmosférica.

Para llevar a cabo la activación, utilizamos también un tanque de resina poliéster Atlac, con una línea de vapor directo construida del mismo material y que termina en un distribuidor en forma de anillo, también del mismo material. Para la adición del ácido al tanque usamos una línea construida de PVC.

Con respecto a la agitación, usamos un agitador de paletas hecho de resina poliéster Atlac el cual en todo momento de la operación demostró su eficiencia no sufriendo ningún tipo de deterioro.

Con respecto a las líneas de descarga, usamos tuberías y accesorios de resina X que produce una fábrica local, la cual también demostró su eficiencia en medios altamente corrosivos y a temperaturas altas.

En nuestras experiencias adicionamos ácido clorhídrico a temperatura ambiente al reactor en forma

conjunta con el lodo caliente se aprecia un evidente descenso de la temperatura. Con el fin de mantener una temperatura entre 95 y 105°C de la mezcla reaccionante, añadimos vapor en forma intermitente, el cual se mezcla con el lodo cediendo calor latente. La presión dentro del reactor es de 1 atmósfera, con el fin de evitar que los vapores del reactor, altamente corrosivos, salgan al medio ambiente se dispone de condensadores de construcción sencilla.

El tiempo de activación de la arcilla fue determinada en 2 horas (en caso extremo 2:30 hrs).

A nivel de planta industrial pensamos que se puede construir reactores de acero al carbono revestidos interiormente de resina (poliester Atlac 3 ó Resina X). Existe otra alternativa que es la de construir reactores de concreto con revestimiento interior de ladrillos cerámicos ligados con Resina X.

La alimentación de ácido clorhídrico se puede hacer con tuberías de PVC ya que se agrega al reactor a temperatura ambiente.

Con respecto a las líneas de descarga (de igual modo accesorios) se pueden construir de resina X.

Los resultados de nuestras experiencias en esta fase del proceso estan condensados en las tablas TA1 y gráficos TA1 (ver anexo 4.2.5.3.)

Para la activación utilizamos HCl al 33.33% de la empresa Sociedad Paramonga Ltda. S.A., en proporción tal que el% de ácido puro en la mezcla reaccionante sea del 10%.

Para evitar utilizar equipo adicional a la descarga del material activado, ésta será libre a los otros tanques, siendo necesario sólo 1 válvula por descarga.

Para el lavado de la bentonita, pensamos que la alternativa de usar tanques decantadores traía como consecuencia la simplicidad del proceso, ya que después de esta fase la bentonita será secada en un atomizador, siendo el resultado el producto listo para comercializar.

Las bentonitas como toda arcilla tienden a sedimentar, aprovechando esta propiedad se puede eliminar el líquido clarificado del lodo sedimentado.

Realizando experiencias a nivel de laboratorio y planta piloto llegamos a la conclusión de que la velocidad de sedimentación depende esencialmente de 2 factores: la acidez del lodo y el % de sólidos presente en el lodo.

A un % de sólidos constante la velocidad de sedimentación aumenta conforme el PH del lodo aumenta. Esto se puede apreciar en los gráficos TL1 y TL2 del anexo 4.2.5.3.. (Ver también tablas TL1 y TL2).

Por otro lado a una acidez determinada la velocidad de sedimentación aumentará conforme disminuya el % de sólidos como puede apreciarse en las gráficos TL3 y TL4 del anexo 4.2.5.3 (ver también tablas TL3 y TL4).

Con respecto al agua de lavado, se utilizó tres tipos de agua con el fin de analizar los resultados: agua potable, agua desmineralizada y agua saturada de MgO. Cuando el lodo que se va a lavar es muy ácido, PH = 0.55 por ejemplo no se aprecia ninguna diferencia en el PH final de los lodos lavados con estos tres tipos de agua; pero conforme la acidez disminuye se nota un incremento, más de lo normal, en el lodo que se lava con agua potable. A PH más altos el efecto del agua de MgO se nota con un elevado incremento del PH del lodo final. El resultado de todo esto es: una arcilla con bajo poder decolorante si ha sido lavada con agua potable y una arcilla con una mayor velocidad de filtración (del aceite decolorado) si ha sido lavada con agua de MgO. (Ver gráfico TL5 del anexo 4.2.5.3 y tablas TL5 y TL6).

En consecuencia, para lavar la bentonita debe usarse agua desmineralizada con un pH entre 7.5 y 8.5 para los primeros lavados y agua saturada de MgO para los dos o tres últimos lavados. El agua potable es negativa ya que en su composición tiene iones calcio, los cuales debido a una tendencia de formar Ca(OH) captan iones hidrógeno de la bentonita, reduciéndole su poder decolorante. Teniendo en cuenta los resultados obtenidos de los análisis de lodos a diferentes PH y % de sólidos, pensamos que para lavar el lodo que resulte de la activación, debemos diluirlo lo más que se pueda con agua desmineralizada, obteniendo un lodo en menor acidez y menor % de sólidos aumentando la velocidad de sedimentación. El gráfico TL 6 del anexo 4.2.5.3 muestra lo correcto de esta suposición. La experiencia consistió en que el lodo inicial (producto de la activación) M10-2A fue diluido, añadiendo un volumen (M10-2B), dos (M10-2C), tres (M10-2D), cinco (M10-2E) y siete volúmenes (M10-2F) de agua desmineralizada.

Análisis a nivel de planta industrial indican que al lodo activado debe añadirsele 3 volúmenes de agua desmineralizada, para el primer lavado, los lavados sucesivos necesitarán menos agua.

Se hicieron también análisis de las aguas de los sucesivos lavados de las bentonitas, se notó que conforme el PH aumenta, volúmenes iguales de agua eliminan menor cantidad de ácido libre. Por otro lado, las aguas que resultan a partir del quinto lavado pueden ser utilizadas en el primer lavado de otro lote de arcilla activada, dado su bajo porcentaje de ácido libre presente en ellas. Se muestran los resultados en los gráficos TL 7 y TL 8 del anexo 4.2.5.3. Ver también las tablas TL 7 y TL 8.

La velocidad de sedimentación puede ser enormemente elevada usando floculantes. Se obtuvieron buenos resultados con el floculante Separan NP10 reduciéndose la velocidad de sedimentación hasta 20 veces más de una sedimentación normal, reduciéndose por lo tanto las pérdidas de material en el clarificado. Los resultados se muestran en los gráficos TL9 del anexo 4.2.5.3. Ver también las tablas TL9. Una conclusión que se obtuvo en el trabajo con floculantes es que la velocidad de sedimentación depende del % de floculantes agregados.

La floculación exige una agitación suave exenta de esfuerzos cortantes que puedan impedir la formación uniforme de flóculos que rompan los ya formados, aumentando grandemente la turbiedad del clarificado, perdiéndose en consecuencia material.

Los tanques de lavado pueden ser construidos de acero al carbono revestidos de poliéster,

pueden ser de concreto, con revestimiento interior de ladrillos cerámicos unidos con resina X. Los accesorios y tuberías adicionales utilizados en esta fase del proceso, deben estar construidas también con resina X. Los agitadores pueden ser recubiertos o también construidos del mismo material.

El producto final del último lavado se alimenta a un tanque pulmón, de donde irá a un espesador con el fin de obtener un lodo de 20 a 25% de sólidos, de donde se alimenta a los secadores para obtener el producto final listo para comercializar.

El secado que hemos seleccionado es del tipo Spray Drying, el cual consiste en la transformación de una solución ó suspensión en forma de polvo mediante una sola operación de trabajo. El principio básico es la atomización fina de la alimentación que inmediatamente al salir choca con un flujo de aire caliente.

El secado por Spray Drying se caracteriza por las siguientes ventajas:

1. El producto a secar flota continuamente sin chocar con la superficie caliente del metal.
2. La temperatura del producto es baja, aún cuando el aire de secado está a temperaturas relativamente altas.
3. Como la evaporación se lleva a cabo a través de una gran superficie, el tiempo de la operación de secado es materia de pocos segundos.
4. El producto final es un polvo estable fácil de almacenar y transportar.
5. La temperatura de las partículas no se aproximará a la de salida del aire hasta que la mayor parte del agua sea retirada, esto evita la posibilidad de un sobrecalentamiento.

Los componentes más importantes de una planta de secado por Spray son: el atomizador, mediante el cual la alimentación es atomizada en un flujo de aire caliente; el dispersor, de aire, para la dispersión del aire de secado, cuando este entra a la cámara, la cámara de secado, en la cual toma

lugar el atomizado y el secado.

Además tiene los siguientes equipos:

- El calentador de aire - para calentar el aire de secado.

Los fans - para el transporte del aire.

Sistema de recuperación - de los finos que se encuentran en el aire de salida.

Sistema de transporte neumático del producto final.

Se bombea la alimentación mediante una bomba ajustable de el tanque de alimentación de atomizador a través de una tubería que los conecta, los fans succionan el aire atmosférico a través de un filtro, donde las partículas en polvo serán separadas. El aire limpio es luego transportado al calentador de aire. Conforme el caso lo requiera, se puede usar calentadores de aire, calentador con vapor, quemado indirecto de combustible, eléctricamente, o con gas. El aire calentado pasa a través de un ducto aislado, el dispersor de aire especialmente diseñado y luego a la cámara de secado. Un fan de aire frío suministra el aire fresco necesario a el atomizador y al dispersor de aire.

En el proceso de secado cada una de las pequeñas gotas será transformada en una partícula pulverizada y la mayor concentración de la alimentación elevará la cantidad de polvo en proporción a la cantidad de agua evaporada. Por lo tanto, generalmente es más ventajoso secar líquidos por spray con un alto contenido de sólidos. Puede definirse cuatro etapas principales del Spray Drying.

1. Atomización de la alimentación en el spray.
2. Contacto del aire con el spray.
3. Secado del spray.
4. Separación del producto seco del aire.

La atomización puede llevarse a cabo mediante un atomizador centrífugo con disco rotativo, una tobera a presión, o toberas para dos fluidos. Para la producción de bentonitas la que más se presta a la operación de secado es una atomización con un disco rotatorio ya que con éste se puede obtener partículas con un diámetro promedio de 75 micrones. Esto es importante

porque durante la operación de filtración del aceite decolorado, el diámetro de la partícula juega un papel importante para una alta o baja velocidad de filtración. Con respecto al contacto del aire con el spray del material se utilizan muchas posiciones. Para el caso específico de la bentonita hemos determinado que el secado con un flujo de aire en paralelo es el más recomendable, cuando se seca de este modo el producto final sale con una temperatura más baja que la del aire de entrada y puede ser directamente envasado. Para recoger el producto seco, la separación primaria tiene lugar en la base de la cámara de secado. La mayoría de los productos caen en la base de la cámara mientras que una fracción es transportada fuera por el aire de secado, esta fracción es recuperada mediante ciclones o filtros. Todas las etapas del proceso se spray drying

afectan las propiedades del producto seco en un grado reactivo. Muchas variables operacionales asociadas con la atomización pueden alterar las características del producto seco. Las más importantes son:

1. Energía utilizada para la atomización
un incremento de ella traerá gotas de más pequeñas dimensiones a condiciones constantes de alimentación, ya que un incremento de la energía traerá consigo un aumento de la velocidad de rotación del atomizador produciéndose en consecuencia partículas más finas y por lo tanto un alto peso volumétrico. Ver tablas TS2 y gráficos TS2 del anexo 4.2.5.3.
2. Propiedades de la alimentación - si se incrementa la viscosidad de la alimentación debido a un incremento del % de sólidos o a una reducción de la temperatura de la alimentación se producirán sprays no uniformes. Los efectos de la tensión superficial son menores que los de la viscosidad. Ver tablas TS5 y gráficos TS5 del anexo 4.2.5.3.

3. Velocidad de la alimentación - los incrementos de la velocidad de alimentación a una velocidad de atomización dada, producirán spray y productos no secados uniformemente.

4. Selección del equipo de atomización los atomizadores rotatorios y las toberas producen diferentes formas y características en el spray, debe por tanto tenerse mucho cuidado en su selección. Para el caso de secado de bentonitas se recomienda el uso de atomizador de disco con ventanas.

5. Flujo de aire - el control del flujo de aire es básico, ya que el tiempo de residencia en la cámara de secado depende precisamente de él.

6. Temperatura del secado - el incremento de la temperatura de entrada incrementa la capacidad de evaporación a una determinada velocidad de aire de entrada. Altas temperaturas en la entrada trae consigo una temperatura de secado más económico. Un incremento de la temperatura frecuentemente causa una reducción

del peso volumétrico, ya que como la evaporación es rápida, los productos secados tienen una estructura más porosa. .

El incremento de la temperatura de salida trae como resultado la reducción de la humedad del producto, esta variación de la temperatura esta influenciada por la velocidad de alimentación del lodo y de la carga calórica. Ver gráficos TS7 y tablas TS7 del anexo 4.2.5.3.

En conclusión el proceso de producción de arcilla activadas que presentamos, es simple y no requiere de equipos sofisticados de control, salvo en la fase de activación. Por otro lado, el producto que se obtiene tiene características excelentes como lo demuestran las pruebas de decoloración que se realizaron con diversos tipos de aceites y grasas.

El producto exhibe buen poder decolorante, bajo % de humedad, alta velocidad de filtración, bajo peso volumétrico y por tanto baja retención de aceites. Con respecto a su as-

pecto, es un polvo de color blanco, palpable, de partícula uniforme y esférica y fácil de transportar.

4.2.5.3 B. Asistencia Técnica.-

La numerosa cantidad de experiencias realizadas y la constancia de un buen producto final en base a la fijación de las variables del proceso que se presenta, nos dan respaldo para dar Asistencia Técnica.

Esta Asistencia Técnica comprende a todas las fases del proceso y específicamente se refiere a:

- Dar los valores exactos de los parámetros que rigen cada una de ellas, por ejemplo temperatura y presión en la disgregación.
- Cantidades exactas de materiales para producir una cantidad determinada de producto.

Cantidades exactas de reactivos que mejoren las propiedades del producto final.

- Tiempos de residencia y tiempos de operación en cada fase.

Especificaciones de los materiales, equipos y accesorios.

Capacidades y cantidad de los equipos y accesorios.

Lo referente a la construcción de equipos y accesorios en todas las fases excepto en el secado.

- Puesta en marcha de la Planta.
- Entrenamiento del personal.

C. Garantías.-

El proceso productivo presentado garantiza:

- Un producto de bajo % de humedad (5%), dándole seguridad al usuario de estar comprando arcilla y no agua.

Un producto de elevada velocidad de filtración.

- Un producto de poca retención de aceite.
- Un diámetro de partícula promedio de la arcilla activada igual a 65 micrones.
- Un producto fácilmente transportable.

Por otro lado garantiza:

- Bajo % de pérdidas en las operaciones llevadas a cabo en cada fase.
- Mínima cantidad de tiempo de producción.
- Máxima limpieza en todas las operaciones.

En resumen, este proceso garantiza:

- Producción continua a máxima capacidad.
- Período de prueba suficiente para apreciar posibles fallas.

Consumos unitarios de materias primas.

- Calidad de productos finales conforme a especificaciones.

D. Supervisión.-

La supervisión esta dada en las siguientes etapas:

(Referencia cronograma de ejecución del proyecto cuadro 4.2.5.3.d).

	DURACION DE LA ACTIVIDAD (EN MESES)	SUPERVISION <u>H - D</u>
- Planeamiento del Proyecto	2	<u>5</u>
A Ingeniería Básica	2	<u>15</u>
B Ingeniería de Detalle		
-Diagrama de Flujo y Disposición de Planta	0.5	
-Diseño de Obras Civiles y edificios	4	
-Diseño de equipo	2	
-Diseño de tuberías	2	
-Diseño eléctrico y instrum.	2	<u>20</u>
C Fabricación y/o compra de equipos y máquinas		
-Equipos	12	
-Instrumentos	4	
-Tuberías y cables eléctricos	6	<u>10</u>
D Embarque del equipo	3	<u>1</u>
E Transporte de equipos	7	<u>1</u>
F Construcción y erección de Planta		

-Instalación de equipo	5	
-Instalación de tuberías	4	
-Instrumentos y eléctricos	3	
-Aislamiento y pintura	3	<u>180</u>
G Obras Civiles		
-Civiles	6	
-Edificios y estructuras	5	<u>20</u>
H Pruebas y puesta en marcha	3	<u>40</u>
I. Entrenamiento de personal	16	<u>5</u>
J Comercialización/materias primas	<u>7</u>	<u>10</u>
TOTAL EFECTIVO	20 meses	307

En resumen en 20 meses de ejecución del Proyecto
se necesitará 307 H-D.

4.2.5.4 Ingeniería.-

A. Introducción

En este ítem se desarrolla todo lo correspondiente a requerimientos de materiales y de energía en primer lugar, para luego, a partir de estos valores determinar las capacidades, dimensiones, equipos y accesorios para cada fase del proceso.

Donde sea necesario se usarán como base los resultados de la planta piloto para llevar a cabo la correspondiente escalación.

Básicamente, los cálculos seguirán un orden que corresponderá al del proceso productivo, o sea, desarrollamos en primer lugar: la alimentación de la materia prima (bentonita) y luego seguimos con la disgregación; posteriormente con la activación y así sucesivamente hasta el almacenaje del producto terminado. Cada fase comprenderá un balance de material, balance de energía, requerimientos de equipos; sus dimensiones y capacidades, requerimientos unitarios de materiales energía y servicios industriales, determinación de desechos (si lo hubieran). Por último se estimarán, también los tiempos de operación por cada equipo y por cada fase.

B. Bases generales.-

B.1 Se considera una labor de 8,000 horas/año.

B.2 Se considera turnos de trabajo de 8 horas.

B.3 Se tomará una pérdida del 25% en peso, de la carga inicial.

B.4 Se realizarán los cálculos para una producción de 10,000 toneladas de bentonitas activadas, cantidad suficiente para satisfacer la demanda del mercado Andino.

B.5 A nivel de Mercado Nacional, la producción se considerará un tercio de la del Mercado Andino.

C. Nomenclatura utilizada.-

A = Area de transferencia de calor m^2 (ft^2)

AD = Aire utilizado en el secado $m^3/día$

AS = Aire que sale del secador $m^3/día$

B = Bentonita natural, ton/día

BL = Bentonita activada lavada, ton/día

BLH = Bentonita activada seca con 5% de humedad, ton/día

C = condensado de los tanques de disgregación, ton/día ($m^3/día$)

c = Capacidad calorífica, Cal/g °C (btu/lb, °F)

CpB = Capacidad calorífica de la bentonita natural, cal/g °C.

C_{pL} = Capacidad calorífica del lodo disgregado,
cal/g °C

C_{ps} = Capacidad calorífica del vapor, cal/g °C.

C_{pw} = Capacidad calorífica del agua, cal/g °C

D_H = Diámetro del serpentín (m)

D_i = Diámetro anterior de los tubos del serpentín
pulgadas (m)

D_o = Diámetro exterior de los tubos del serpentín
pulgadas (m)

h_i = Coeficiente interno de transferencia de calor,
Btu/h(pie²) °F

h_o = Coeficiente externo de transferencia de calor,
Btu/ (h)(pie²) (°F)

G = Velocidad másica del vapor, lb/(h)(pie²)

H_f = Entalpía del líquido saturado (Kcal/kg)

H_g = Entalpía del vapor saturado (Kcal/kg)

H_d = Altura del tanque disgregador (m)

H_w = Humedad de la bentonita seca, ton de agua/
ton de bentonita)

H_r = Humedad relativa del aire de secado, %

H_a = Humedad del aire de entrada, ton de agua/
ton aire seco

- Hb = Humedad del aire de salida, ton de agua/
ton aire seco
- Ks = Conductividad térmica del vapor
- Kl = Conductividad térmica del lodo disgregado
Btu/(h)(pie²)(°F/pie)
- Ud = Coeficiente global de transmisión de calor
Btu/(h)(pie²)(°F)
- Vdn = Volumen neto del tanque de disgregación (m³)
- Vdr = Volumen real del tanque de disgregación, m³
- Vrn = Volumen neto del reactor m³
- Vrr = Volumen real del reactor, m³
- VA = Volumen de lodo activado, m³/día
- Wh = Agua evaporada en el secado m³/día
- WD = Agua desmineralizada utilizada en el lavado
m³/día
- WA = Agua de lavado con PH 2.3, m³/día
- WL = Agua de lavado con PH 2.7, m³/día
- W = Agua potable en disgregación, m³/día

D. Transporte de Material.-

D.1 Bases y datos

- Velocidad de alimentación = 6.67ton/h.
- Material formado de pedazos con dimensiones máximas de 12.7 cm (5")

El peso específico del material es 2.02.

Se elevará el material a una altura de 4 metros.

- El ángulo máximo de reposo del material es 30°
- El material no es corrosivo y tiene bajo porcentaje de finos que puede despreciarse.

E. Disgregación

E.1 Bases

Cada unidad de disgregación, hará 2 lotes por turno,

El volumen neto de cada unidad de disgregación se hallará con $D = H$.

El volumen de cada unidad de disgregación se hallará con $H = D + 0.20$

- El volumen de cada unidad de disgregación sólo podrá ser cualquiera de los volúmenes: 10, 15, 20, 25 ó 30 m³.

Para determinar el número de unidades de disgregación necesarios, se tendrá en cuenta el volumen neto de cada unidad.

Se calentará el material de 20°C a 100°C.

Presión de operación: 1 atmósfera

E.2 Datos de Planta Piloto y Otros.-

Unidad de disgregación:

Tipo : tanque cilíndrico
Diámetro: 0.584 m.

Altura : 1 m

Espesor : 1 cm

Material: poliester Atlac 382

Serpentín:

Diámetro ; 0.23 m

Material : acero inoxidable

Vueltas : 3

Longitud : 2.155m

Arca total: 0.172m²

Agitador:

Longitud de paleta: 0.102m

Tipo : turbina, paletas inclinadas

Material : acero inoxidable 316

Velocidad : 700 rpm (42,000 rph)

Potencia motor : 3/4 H.P.

Materiales:

Agua 50 lt/lote x unidad

Bentonita: 10 Kg/lote x unidad

Vapor : 350 Kg/h, 35 psia, saturado

Tiempo que duró cada lote: 50 minutos (sin considerar carga de material ni descarga). Véase gráfico BD1 del anexo 4.2.5.4.a

$$C_{pw} = 1 \text{ cal/gr } ^\circ\text{C}$$

$$C_{pB} = 0.21 \text{ cal/g } ^\circ\text{C}$$

$$C_{pI} = 0.8683 \text{ cal/g } ^\circ\text{C}$$

$$t_1 = 20^\circ\text{C}$$

$$t_2 = 100^\circ\text{C}$$

$$T_1 = 126.27^\circ\text{C}$$

$$\mu_s = 0.0133 \text{ centipoises}$$

$$C_{ps} = 0.462 \text{ cal/g } ^\circ\text{C}$$

$$\rho_1 = 1.066 \text{ gr/cc}$$

$$K_s = 2.0329 \text{ cal/m}^2\text{n}(^\circ\text{C/m})$$

E.3 Balance de Material: Base: requerimientos para Mercado Andino del gráfico BD1 del anexo 4.2.5.4.a

$$\text{IN-OUT} + \text{GEN} = \text{ACC}$$

$$B + W = L \quad (\text{E.3.1})$$

De resultados de Planta Piloto:

$$\underline{B + W} = 6 \quad (\text{E.3.2})$$

B

De requerimientos de material:

$$B = \frac{10,000}{8,000 \times 0.75} \times 24 = 40 \text{ Ton/Día} \quad (\text{E.3.3})$$

De (E.3.1), (E.3.2) y (E.3.3):

$$W = 60 - B = 50 = 5 \times 400 = 200 \text{ Ton/día}$$

$$L = B + W = 40 + 200 = 240 \text{ Ton/Día (E.3.4)}$$

$$B = 40 \text{ Ton/Día}$$

$$L = 240 \text{ Ton/Día}$$

$$W = 200 \text{ Ton/Día}$$

E.4 Determinación del Número de Unidades de Disgregación; considerando las bases del cálculo

$$V_{dr} = \frac{D^2(D + 0.2)}{4} = \frac{D^3}{4} + \frac{0.2 D^2}{4} \quad (\text{E.3.5})$$

Luego como V_{dr} puede ser 10,15, 20,25 ó 30 m^3 , en (E.3.5)

$D_{10} = 2.270 \text{ m}$	$H_{10} = 2.470 \text{ m}$	
$D_{15} = 2.608 \text{ m}$	$H_{15} = 2.808 \text{ m}$	
$D_{20} = 2.877 \text{ m}$	$H_{20} = 3.077 \text{ m}$	
$D_{25} = 3.104 \text{ m}$	$H_{25} = 3.304 \text{ m}$	(E.3.6)
$D_{30} = 3.303 \text{ m}$	$H_{30} = 3.502 \text{ m}$	

Luego los volúmenes netos de cada unidad de disgregación lo encontramos de acuerdo a la base de cálculo $D = H$ y (E.3.6)

$$V_{DN10} = \frac{(2.270)^3}{4} = 9.1869 \text{ m}^3$$

$$V_{DN15} = \frac{(2.608)^3}{4} = 13.9320 \text{ m}^3$$

$$V_{DN20} = \frac{(2.877)^3}{4} = 18.7030 \text{ m}^3$$

$$V_{DN25} = \frac{(3.104)^3}{4} = 23.4885 \text{ m}^3$$

$$V_{DN30} = \frac{(3.302)^3}{4} = 28.2763 \text{ m}^3$$

Dado que $L = 1.066 \text{ g/cc}$ y de (E.3.4):

$$V_{LD} = \frac{240 \text{ Ton/día}}{1.066 \text{ Ton/m}^3} = 225.141 \text{ m}^3/\text{Día} \text{ (E.3.8)}$$

Luego, si $225.141 \text{ m}^3/\text{día}$ es el volumen de lodo disgregado por día, y si además sabemos que cada unidad de disgregación operará 2 veces por turno, entonces la cantidad de unidades necesarias la hallamos dividiendo V_{LD} entre los diversos volúmenes netos, entre 2 y entre la cantidad de turnos con que se trabajará. Ejemplo: ¿Cuántos tanques de disgregación de 15 m^3 necesitan para disgregar $225.141 \text{ m}^3/\text{día}$, en 2 turnos por día?

Para un volumen real de 15 m^3 , $V_{DN15} = 13.9370 \text{ m}^3$ (E.3.7)

Luego,

$$\text{Número de tanques} = \frac{225.141}{2 \times 13.9370 \times 2} = 4.04$$

En la tabla B01 del anexo 4.2.5.a se presentan todas las alternativas para determinar el número de tanques de disgregación.

Analizando esta tabla nos podemos dar cuenta que la alternativa más óptima es la de los tanques de 20m^3 .

Luego trabajando 3 turnos/día se necesitan 2 tanques de 20m^3 para disgregar bentonita para el mercado Andino

TANQUES:

Cantidad = 2

Dimensiones: $D = 2.9\text{m}$ $H = 3.100\text{m}$ (E.3.8)

Capacidad : real: 20m^3 Meta: 18.7030m^3

Bentonita : 3.33 Ton/lote, 6.66Ton/turno x tanque

Agua : 16.67 Ton/lote, 33.33Ton/turno x tanque

E.5 Balance de Energía

Del gráfico BD1 del anexo 4.2.5.4, tenemos:

Calor ganado por el lodo = Calor cedido por el vapor

$$QL = -QS \quad (E.5.1)$$

Pero:

$$QL = C_{pL} \cdot L (t_2 - t_1) \quad (E.5.2)$$

Y dado que el calor que cede el vapor saturado es solamente calor latente, tenemos:

$$QS = S (H_f - H_g)$$

Reemplazando valores en (E.5.2):

$$QL = 0.3683 \frac{\text{Cal}}{\text{gr } ^\circ\text{C}} \times 240 \frac{\text{ton}}{\text{día}} (100^\circ\text{C} - 20^\circ\text{C})$$

$$OL = 16.7 \times 10^6 \text{ KCal/día} \quad (\text{E.5.4})$$

Por otro lado considerando que se trabaja con dos tanques de disgregación, realizando cada uno de ellos 2 lotes por turno; para un día tenemos:

$$QTD = \frac{16.7 \times 10^6 \text{ KCal/día}}{2 \text{ tanques} \times \frac{2 \text{ lotes}}{\text{turno}} \times \frac{3 \text{ turnos}}{\text{día}}}$$

$$QTD = 1.39 \times 10^6 \text{ KCal/lote} \quad (\text{E.5.5})$$

De tablas de vapor saturado, encontramos para una presión absoluta de 35 psia que:

$$H_f = 227.91 \text{ Btu/lbm} = 126.617 \text{ cal/gr} \quad (\text{E.5.6})$$

$$H_g = 1167.10 \text{ Btu/lbm} = 648.389 \text{ cal/gr}$$

Luego de (E.5.3), (E.5.4) y (E.5.6) en (E.5.1):

$$S = \frac{16.7 \times 10^6 \text{ KCal/día}}{(126.617 \text{ cal/gr} - 648.389 \text{ cal/g})}$$

$$S = 32.006 \text{ Ton vapor/día} \quad (\text{E.5.6})$$

Dado que se llevan a cabo 12 lotes por día en la fase disgregación, tenemos:

$$S_B = \frac{32.006 \text{ Ton vapor/día}}{12 \text{ lotes/día}}$$

$$S_B = 2.6672 \text{ ton vap/lote (teórico)} \quad (\text{E.5.7})$$

E.6 Diseño del serpentín, cantidad real del vapor a utilizarse y tiempo de operación

El caso específico de la disgregación, es el de un tanque aislado con serpentín. Robert Kern (1) pre-

senta una ecuación particular para este caso, donde el fluido calefactor es isotérmico:

$$L \frac{T_1 - t_1}{T_1 - t_2} = \frac{UA \Theta}{c_p} \quad (E.6.1)$$

Donde:

t_1 = temperatura inicial del fluido frío.

t_2 = temperatura final del fluido frío.

T_1 = temperatura (inicial y final) del fluido caliente.

U = coeficiente global de transferencia.

A = área de transferencia de calor.

c_p = calor específico del fluido frío.

Θ = tiempo requerido para llegar a t_2 .

Para el cálculo de los coeficientes internos de transferencia de calor en los tubos, Mc Adams (2) sugiere que los h_i que se obtienen para el caso de tubos rectos, de la ecuación:

$$h_i D_i = 0.027 \left[\frac{D_i G}{\mu} \right]^{0.8} \left[\frac{c_p \rho}{k} \right]^{1/3} \left[\frac{\mu}{\mu_w} \right]^{0.14} \quad (E.6.2)$$

Sean multiplicados por $1 + 3.5 (D_i/D_H)$ para encontrar los h_i correspondientes a tubos de serpentines, donde D_i es el diámetro interior del tubo y D_H diá-

metro interior del tubo y DH diámetro del espiral, ambos con las mismas unidades.

Para el caso específico del cálculo de coeficientes exteriores de transferencia de calor, en recipientes calentados (o enfriados) con serpentín y con agitación mecánica; Chilton, Drew y Jebens (3) obtuvieron la siguiente correlación:

$$\frac{hcD_j}{K} = 0.87 \left[\frac{L^2 N \rho}{\mu} \right]^{2/3} \left[\frac{c \mu}{K} \right]^{1/3} \left[\frac{\mu}{\mu_w} \right]^{0.14} \quad (E.6.3)$$

En las ecuaciones (E.6.2) y (E.6.3):

L = diámetro del agitador, pie

hi = coeficiente de transferencia de calor del fluido interior; Btu/(h)(pie)²(°F)

Di = diámetro interior de los tubos, pies

K = conductividad térmica (fluido frío o caliente) Btu/(h)(pie)²(°F/pie)

G = velocidad másica; lb/(h)(pie²)

μ = viscosidad, centipoises x 2.42 = lb/(pie)(h)

C = calor específico del fluido frío o caliente Btu/lb °F

μ = viscosidad a la temperatura de la pared del tubo, Btu/lb °F

h_c = coeficiente de transferencia de calor del fluido exterior $\text{Btu}/(\text{h})(\text{pie}^2)(^\circ\text{F})$

D_j = diámetro interior del recipiente, pies

N = velocidad del agitador RPH

Por último, para el cálculo del coeficiente total de transferencia de calor, se tiene que considerar dos cosas adicionales, primero que el coeficiente de transferencia de calor interior h_i , debe referirse al diámetro exterior del tubo, teniéndose entonces:

$$h_{io} = h_i \frac{D_i}{D_o} \quad (\text{E.6.4})$$

Donde: D_i = diámetro interior del tubo

D_o = diámetro exterior del tubo

Y en segundo lugar que para cuestiones de diseño de equipo debe considerarse una resistencia más, llamada factor de obstrucción que prevea el descenso de U debido a la deposición de incrustaciones o basura en la parte interior y exterior de los tubos. De tal manera que:

$$\frac{1}{U_D} = \frac{h_{io} + h_o}{U_d} + R_d \quad (\text{E.6.5})$$

U_D h_{io} h_o

Donde R_d = factor de obstrucción $(\text{h})(\text{pie}^2)(^\circ\text{F})/\text{Btu}$

U_d = coeficiente total de transferencia $\text{Btu}/(\text{h})(\text{pie}^2)(^\circ\text{F})$

B. Coeficiente Global de Transferencia de Calor

Experimental y comparación con el Teórico: (*)

Para la Planta Piloto teníamos:

$$t_1 = 20^\circ\text{C}$$

$$t_2 = 100^\circ\text{C}$$

$$T_1 = 126.3^\circ\text{C}$$

$$A = 0.172 \text{ m}^2 = 1.85 \text{ pie}^2$$

$$H = 60 \text{ Kg} = 132 \text{ lb}$$

$$C_p = 0.8683 \text{ cal/g}^\circ\text{C} = 0.8683 \text{ Btu/lb }^\circ\text{C}$$

$$\Theta = 50 \text{ minutos} = 0.833 \text{ horas}$$

Reemplazando en la ecuación (E.6.1) obtenemos:

$$U_{\text{experimental}} = \frac{\left[\frac{126.3 - 20}{126.3 - 100} \right] \left[132 \times 0.8683 \right]}{1.85 \times 0.833}$$

$$U_{\text{experimental}} = 103.838 \text{ Btu/hpie}^2^\circ\text{F} \quad (\text{E.6.6})$$

Para el cálculo del U teórico de la Planta Piloto tenemos:

$$DH = 0.75 \text{ pie}$$

$$D_i = 0.824 \text{ pulg} = 0.0687 \text{ pie}$$

$$(*) K_s = 0.0147 \text{ Btu/(h)(pie}^2) (\text{ }^\circ\text{F/pie)}$$

$$(*) \mu_s = 0.032136 \text{ lb/pie h}$$

$$(**) K_L = 0.4112818 \text{ Btu/(h)(pie}^2) (\text{ }^\circ\text{F/pie)}$$

$$(+)\mu_L = 84.7 \text{ lb/pie h}$$

$$(+)\rho_L = 66.548 \text{ lb/pie}^3$$

(*) Se harán los cálculos en unidades técnicas, para luego convertir los resultados a unidades métricas.

$$C_s = 0.462 \text{ Btu/lbm } ^\circ\text{F}$$

$$(+)\text{CL} = 0.8683 \text{ Btu/lbm } ^\circ\text{F}$$

$$D_j = 1.92 \text{ pie}$$

$$LA = 0.333 \text{ pie}$$

$$N = 42,000 \text{ RPM}$$

$$G = 207547.16 \text{ lb/h x pie}^2$$

$$D_o = 0.08179 \text{ pie}$$

hi. (fluido interior vapor):

$$\text{En la ecuación (E.6.2): } (\mu/\mu_w)^{0.14} = 1$$

$$h_i = 0.027 \frac{0.0147}{0.0687} \left[\frac{0.0687 \times 207547.16}{0.032186} \right]^{0.8} \left[\frac{0.46 \times 0.032186}{0.0147} \right]^{1/3} (1)$$

$$h_i = 190.79 \text{ Btu/(h)(}^\circ\text{F)(pie}^2\text{)} \quad (\text{E.6.7})$$

Corrigiendo para un serpentín:

$$h_i = 190.79 \frac{1 + 3.5(0.0687)}{0.75}$$

$$h_i = 251.957 \text{ Btu/(h)(}^\circ\text{F)(pie}^2\text{)} \quad (\text{E.6.8})$$

De la ecuación (E.6.4)

$$h_{io} = 211.6328 \text{ Btu/(h)(}^\circ\text{F)(pie}^2\text{)} \quad (\text{E.6.9})$$

$$h_{io} = 251.957 \times \frac{0.0687}{0.08179}$$

hc (fluido externo: lodo disgregado)

*) Robert Kern: "Transferencia de Calor" Apéndice

+) Determinado en laboratorio

**) Ecuación de tareef's

En la ecuación (E.6.3)

$$\left[\frac{\mu}{\mu_w} \right]^{0.14} = 1$$

$$hc = 0.87 \times \frac{0.41128}{1.92} \left[\frac{0.333^2 \times 42000 \times 66.548}{84.7} \right]^{2/3}$$

$$\left[\frac{0.8583 \times 84.7}{0.41128} \right]^{0.14}$$

$$h_c = 250.077 \text{ Btu}/(\text{h})(^\circ\text{F})(\text{pie}^2) \quad (\text{E.6.10})$$

Considerando un factor de obstrucción de $R_d = 0.001$ obtenemos entonces de (E.6.9) y (E.6.10) en (E.65.):

$$\frac{1}{UD} = \frac{211.6328 + 250.077}{211.6328 \times 250.077} + 0.001$$

$$= 9.72393 \times 10^3$$

$$U \text{ Teórico} = 102.839 \times \text{Btu}/(\text{h})(\text{pie}^2)(^\circ\text{F}) \quad (\text{E.6.11})$$

Nótese la gran aproximación que existe entre el U experimental (103.838) y el U teórico (102.839)

C. Determinación del coeficiente global de transferencia de calor a nivel de Planta Industrial y Determinación de materiales.

Del resultado anterior se concluye que las ecuaciones (E.6.1), (E.6.2), (E.6.3), (E.6.4) y (E.6.5) pueden ser utilizadas para el diseño del equipo a nivel industrial.

h_c = (fluido externo = lodo disgregado)

En el anexo 4.2.5.4b en la parte correspondiente a cálculo de agitadores, se determinó que para el tanque disgregador :

L = diámetro del agitador = 3.56 pie

N = velocidad de agitación = 4080 rpm

Además tenemos que:

D_j = diámetro del disgregador = 9.512 pie

en lo referente a viscosidad, densidad, conductividad térmica, etc, los valores serán los mismos que los de la planta piloto, ya que las condiciones de operación no variarán (temperatura y presión) en la ecuación (E.6.3)

$$h_c = \frac{0.87 \times 0.41128}{9.512} \left[\frac{3.56^2 \times 4080 \times 65.548}{84.7} \right]^{2/3} \left[\frac{0.8683 \times 84.7}{0.41128} \right]^{1/3}$$

$$h_c = 250.456 \text{ Btu/h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F} \quad (\text{E.6.12})$$

R_d se asume un factor de obstrucción de 0.001.

h_i (fluido interno = vapor saturado)

Para el cálculo de h_i , los valores requeridos de k , μ y c deben ser iguales al de la planta piloto, dado que las condiciones de trabajo serán las mismas. Luego de ecuación (E.6.2.):

$$h_i = \frac{0.027 \times 0.0147}{(0.032186)} \text{ o.g. } \frac{(0.462 \times 0.032186)^{1/3}}{0.0147} G^{0.8} D^{0.2}$$

$$h_i = 6.23 \times 10^{-3} \frac{G^{0.8}}{D^{0.2}} \quad (\text{E.6.13})$$

De lo anterior se deduce que h_i tomará diversos valores, dependiendo del flujo másico y del diámetro de tubería que se escoja.

Por otro lado en la ecuación (E.6.1) todos los términos, a excepción de $U A$ y , se conocen.

Por lo tanto, si se selecciona una G , automáticamente se determinará el área de transferencia de calor y el tiempo de operación.

El mecanismo de nuestros cálculos ha consistido en fijar en primer lugar, el flujo de vapor que se alimentará a cada tanque de disgregación, en segundo lugar, hemos asumido diversos diámetros de tubería, obteniéndose por tanto valores paralelos de A y de .

$$\text{Flujo de Vapor} = 3,000 \text{ Kg/h} \quad (\text{E.6.14})$$

Diámetros seleccionados = 3/4, 1, 1 1/2 , 2' y 2.5" Sch 40

Combinando estos valores, las ecuaciones (E.6.1), (E.6.5), (E.6.13) y los valores constantes de h_c y

R_d ; se obtienen las tablas TB2, TB3, TB4, TB5, TB6, TB7, TB8 y TB9 del anexo 4.2.5.4a.

Considerando un serpentín de 2 metros de diámetro y un tiempo de operación igual a 2.5 horas, se obtienen de las tablas lo siguiente:

Serpentín de 1 1/2" diámetro nominal 1 IPS Sch 40

Longitud total = 110.45 metros (Tabla BD7)

Número de vueltas = 17.6 (Tabla BD8) (E.6.15)

Altura total = 1.70 metros (Tabla BD9)

Area total de transferencia: 180.408ft² (Tabla BD6)

Ud Proceso = 118.380 Dtu/(h)(°F)(pie²) (Tabla BD5)

Ud Serpentín : 289.465 Btu/(h)(°F)(pie²) (Tabla BD4)

G (velocidad másica): 465772.75 lb/(H)(pie²)

(Tabla BD2)

F. Activación.-

F.1 Bases:

- Cada unidad de activación hará 2 lotes por turno.
El volumen neto de cada reactor se determinará con $H = D$.
- El volumen real de cada reactor se determinará en $H = 1.15D$
- El volumen de cada reactor sólo podrá ser cualquiera de los volúmenes 15, 20, 25, 30 ó 35.
- Para determinar el número de reactores necesarios para activar una determinada cantidad de bentonita, se tendrá en cuenta el volumen neto de cada reactor.

-Temperatura de operación: 95-105°C.

-Presión de operación: 1 atmósfera

F.2 Datos de la Planta Piloto y Otros.-

Unidad de Activación:

Tipo : tanque cilíndrico

Diámetro : 0.584 m.

Altura : 1.0 m

Material : resina poliester Atlac 382

Espesor : 1 cm, más 1.5 cm de asbesto.

Agitador:

Longitud de paleta: 0.102 m

Tipo : turbina, paletas inclinadas

Material : resina poliester Atlac 382

Velocidad:

Potencia motor

Distribuidor:

Diámetro : 0.30 m

Material : resina poliester Atlac 382

Materiales:

Lodo disgregado : 60 Kg/lote x reactor

Acido clorhídrico: 22 lt/lote (33.3%) 10% del peso total

Vapor : depende del tiempo de activación

Tiempo que dura cada lote: nuestras experiencias a nivel de Planta Piloto, indican un tiempo de activación óptima de dos horas que confirman las experiencias exploratorias de laboratorio.

Por otro lado, en la activación se adiciona vapor saturado directamente, y el incremento de volumen debido a esta adición en todas las pruebas realizadas oscilan entre los 15 y 20% del volumen total. Véase el gráfico Ta 1 del anexo 4.2.5.3.

Además se notó que la pérdida de peso de la bentonita inicial en esta fase, tiene un valor promedio del 20%. Teniendo como base estos datos haremos los cálculos en los balances de materia y energía.

F.3 Balance de Material (Base: requerimientos para el Mercado Andino)

Del gráfico BA 1 del anexo 4.2.5.4.a

$$\text{In-Out} + \text{GEN} = \text{ACC.}$$

$$L + \text{CL} + S = A \quad (\text{F.3.1})$$

También:

% de ácido

$$\text{utilizado} = 0.333 \text{ CL} \quad (\text{F.3.2})$$

$$\text{al } 100\% \quad 240 + \text{CL}$$

En la tabla BA1 del anexo 4.2.5.4a se dan diferentes

cantidades de ácido clorhídrico al 33.3% en peso necesarios para varios % de ácido en la mezcla reaccionante total.

La mezcla reaccionante debe ser mantenida a una temperatura comprendida entre 95 y 100°C añadiendo vapor directo. Esto trae consigo el aumento de volumen de la mezcla reaccionante en el reactor. El % de aumento de volumen depende en forma inversa a la presión del vapor alimentado. Las tablas BA2, BA3 muestran las cantidades de vapor saturado que se añaden a la mezcla reaccionante tomando diversos%.

Si consideramos los resultados de nuestras experiencias, tendríamos los siguientes requerimientos de materiales:

% de ácido utilizado = 10%
Acido 33% utilizado = 103.004 ton/día (Tabla BD10)
% de volumen de condensado = 20% (F.3.3)
Condensado utilizado = 78.278 ton/día (Tabla BD12)

De (F.3.2) y (F.3.3):

CL = 103.004 ton/día (F.3.4)

De donde en (F.3.1)

$240 + 103.004 + 78.278 = A$

$A = 421.282$ ton mezcla reaccionante/día (F.3.5)

Volumen final: 391.391 m³/día (F.3.6)

Luego:

L = 240 ton/día

S = 78.278 ton/día (F.3.7)

CL = 103.004 ton/día

A = 421.282 ton/día

F.4 Determinación del Número de reactores

De acuerdo a las bases generales tenemos:

$$V_{RN} = \text{Volumen neto del reactor} = \frac{D}{4} \quad (\text{F.3.8})$$

$$V_{RR} = \text{Volumen real del reactor} = \frac{D^2(H)}{4} = \frac{D^2 (1.15D)}{4} \quad (\text{F.3.9})$$

Dado que los volúmenes reales pueden ser sólo 15, 20, 25, 30, ó 35 m³, tenemos en (F.3.9)

$$15 = \frac{D_{15}^3 (1.15)}{4} \quad D_{15} = 2.551\text{m} \quad H_{15} = 2.934 \text{ m}$$

$$20 = \frac{D_{20}^3 (1.15)}{4} \quad D_{20} = 2.808\text{m} \quad H_{20} = 3.229 \text{ m}$$

$$25 = \frac{D_{25}^3 (1.15)}{4} \quad D_{25} = 3.205\text{m} \quad H_{25} = 3.479 \text{ m}$$

$$30 = \frac{D_{30}^3 (1.15)}{4} \quad D_{30} = 3.214\text{m} \quad H_{30} = 3.697 \text{ m}$$

$$35 = \frac{D_{35}^3 (1.15)}{4} \quad D_{35} = 3.384\text{m} \quad H_{35} = 3.892 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} \text{VRN15} &= 13.038 \text{ m}^3 \\ \text{VRN20} &= 17.389 \text{ m}^3 \\ \text{VRN25} &= 21.740 \text{ m}^3 && (\text{F.3.11}) \\ \text{VRN30} &= 26.075 \text{ m}^3 \\ \text{VRN35} &= 30.436 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Para determinar el número de reactores que necesitamos para los requerimientos del proceso, dividimos los valores dados en la Tabla BA2 del anexo 4.2.5.4a entre los volúmenes netos de los reactores dados en F3.11. La Tablas BA4, BA5, BA6 y BA7 nos representan diversas alternativas dependiendo estas, del % de ácido que se va a usar, del % de vapor que se debe añadir de la capacidad del reactor y de los turnos que va a operar la planta.

F.4 Balance de energía.- (Base: requerimientos para el Mercado Andino)

Del gráfico BA 1 del anexo 4.2.5.4.a vemos que:

1. Ingresar lodo disgregado a una temperatura teórica de 100°C.
2. Ingresar ácido clorhídrico a 20°C.
3. Entra vapor saturado con una presión manométrica de 2 a 3 psig.
4. Sale lodo activado a una temperatura máxima de 105°C.
5. Se lleva a cabo una reacción típicamente exotérmica.

Sobre la ecuación general de energía:

$$\text{IN-OUT} + \text{GEN} = \text{ACC}$$

- Con respecto al lodo que ingresa se supone que la temperatura con la que ingresa es a 100°C. Pero nuestras experiencias indican que existe una caída de temperatura en el lodo debido a su transporte y a la expansión de volumen que sufre cuando cae de una tubería al reactor de gran volumen. Asumiremos una temperatura del lodo al entrar al reactor igual a 60°C, que parece lógico a nuestros resultados. (Ver gráfico TA 1 del Anexo 4.2.5.3). Luego:

$$Q_L = 240 \times 10^3 \times 0.8683 (10^5 - 60) (*) \quad (\text{F.4.1})$$

$$Q_L = 9377640 \text{ kCal/día}$$

- El ácido que se alimenta es el clorhídrico a 33.3%; en peso que tiene una capacidad calorífica promedio de 0.62 cal/gr °C, y se alimenta a 20°C. Luego:

$$Q_C = 103.004 \times 10^5 \times 0.62 (105 - 20)$$

$$Q_C = 5428310.8 \text{ KCal/día} \quad (\text{F.4.2})$$

- El vapor saturado que ingresa, suponemos que se condensa totalmente. De las tablas de vapor obtenemos:

$$\Delta H_c = 965.2/1.8 \text{ cal/gr} = 536.222 \text{ cal} \quad (\text{F.4.3})$$

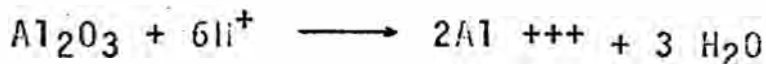
gr

(*) Tomamos como temperatura base la de salida del lodo activado igual a 105°C.

Presión = 17.188 psia

Temperatura = 220°F

- Como hemos tomado una temperatura base de 105°C no consideramos en el balance térmico al lodo activado.
- La reacción que se lleva a cabo es esencialmente la del ataque del ácido a la estructura de la arcilla, específicamente el ataque a la alúmina. Podemos representar la reacción básica como:



que tiene un calor de reacción:

$$\Delta H_{\text{AL}}^1 = 21780 \text{ cal/gr mol Al}_2\text{O}_3$$

$$= 213.613 \text{ cal/gr Al}_2\text{O}_3 \quad (\text{F.4.4})$$

Dado que la bentonita que tratamos tiene un % de alúmina igual a 16.0% y que el ataque del ácido se lleva a cabo en tal forma que ataca una molécula de Al_2O_3 por cada dos de ellas presentes en el mineral. Entonces en (F4.4) tenemos:

$$\Delta H_{\text{AL}} = 213.613 \times 10^3 \times 40 \times 0.16 \times 0.5$$

$$\Delta H_{\text{AL}} = -683561.6 \text{ Kcal/día} \quad (\text{F.4.5})$$

Luego dado que:

$$(\text{Calor ganado}) = (\text{calor perdido por}) + (\text{calor de reacción})$$

(Por fluidos fríos) (fluidos calientes) (exotérmica)

De (F.4.1), (F.4.2); (F.4.3) y (F.4.5) se obtiene:

Vapor necesario:

$$s^1 = \frac{9377640 + 5428310.8 - 683561.6}{536.222}$$

$$s^1 = 26.3368 \text{ Ton de vapor/día} \quad (\text{F.4.6})$$

Pero apréciase en el gráfico TA 1 del anexo 4.2.5.3 que esta cantidad de vapor debe añadirsele (por lo menos) los primeros 20 minutos de la operación. Pero como también se puede notar en el gráfico el sistema requiere de una cantidad adicional de vapor para mantenerse dentro del intervalo de temperatura de 95 y 105°C. Luego considerando una doble adición de vapor que lleve la mezcla de 95°C a 100°C, tendremos:

$$s^{11} = \frac{240 \times 10^3 \times 0.3683(10) + 103.004 \times 10^3 \times 0.62(10) \times 2}{536.222}$$

$$s^{11} = 10.155 \text{ ton de vapor adicional/día}$$

$$s = s^1 + s^{11} = 26.3368 + 10.155$$

$$s = 36.4918 \text{ Ton vapor saturado (F.4.7)}$$

día

Luego, si consideramos la operación con una cantidad de ácido clorhídrico que sea igual al 10% (sin considerar vapor) de la mezcla reaccionante, el volumen de vapor necesario de acuerdo a la ecuación (F.4.7) sería el 10% de mezcla final. Veamos:

$$\begin{aligned} \% \text{ vapor} &= \frac{\text{volumen de vapor}}{\text{volumen lodo} + \text{volumen ácido} + \text{volumen vapor}} \\ \% \text{ vapor} &= \frac{36.4918}{225.141 + 88.113 + 36.4918} \times 100 \\ \% \text{ vapor} &= 10.43 \quad \quad \quad (\text{F.4.8}) \end{aligned}$$

Como puede verse existe una aparente contradicción entre este valor y el que nos da las experiencias de la planta piloto, pues mientras experimentalmente determinamos que se debe adicionar vapor saturado en una cantidad tal que el volumen de ésta sea el 20% del volumen final, nuestro balance de energía por el contrario nos indica que sea el 10.43% del volumen final. Esto lógicamente se debe a que el vapor utilizado en la planta piloto no es 100% saturado, debido a la calidad del caldero y a las pérdidas caloríficas en las líneas de vapor.

Como pensamos que en la planta a nivel industrial, esta

situación también puede suceder, consideraremos en nuestros siguientes cálculos un requerimiento de vapor del 15% sobre el volumen final.

En la fase activación tenemos:

Lodo disgregado alimentado = 240Ton/día ($225.141\text{m}^3/\text{día}$)
Acido clorhídrico 33% = 103.004Ton/día ($83.113\text{m}^3/\text{día}$)
Vapor 15% mezcla final = 55.255Ton/día ($55.255\text{m}^3/\text{día}$)
Mezcla total reaccionante = 398.259Ton/día ($368.509\text{m}^3/\text{día}$)

Considerando estos resultados y las tablas BA 2,

BA 3 y BA 5 del anexo 4.2.5.4.a determinamos:

- Se usarán 4 reactores de 20m^3 de 2.808m de diámetro y 3.229 m de altura.
- Para requerimientos de Mercado Andino cada reactor operará 3 turnos por día y hará 2 lotes por turno.

Cada reactor recibirá por lote:

Lodo disgregado	= 10 ton	(9.381m^3)	
Acido clorhídrico 33%	= 4.292ton	(3.671m^3)	(F.4.6)
Vapor saturado	= 2.302ton	(2.302m^3)	
Total	= 16.594ton	(15.354m^3)	

En lo que respecta a la bentonita, durante la activación la arcilla sufre un 22% de pérdida de peso, luego:

Bentonita activada = $40 \times 0.78 = 31.2$ ton/día

(F.4.7)

Por reactor y por lote:

Bentonita activada = 1.333 ton (F.4.8)

G. Lavado

G.1 Introducción

El lavado se lleva a cabo con agua desmineralizada, haciéndose luego sedimentar con ayuda de floculantes, con el fin de eliminar el agua ácida para posteriormente adicionar más agua y así sucesivamente.

En esta fase se determinó en las experiencias realizadas, que debe tenerse mucho cuidado en lo que respecta a la cantidad de floculantes que debe añadirse y a la velocidad de giro del agitador (ver tabla TL 11 del anexo 4.2.5.3), para formar un floculo que acelere la velocidad de sedimentación y evitar en todo instante su ruptura posterior.

Nuestras experiencias a nivel de laboratorio y de planta piloto nos indican un buen lavado, en el menor tiempo posible, usando una dilución inicial de 1/4 (ver gráfico TL6 del anexo 4.2.5.3), y

8 lavados (ver tabla TL12 del anexo 4.2.5.3). Básicamente en esta fase se considera un balance de material para determinar la cantidad de agua desmineralizada necesaria para el lavado, de floculante para realizar la sedimentación y la cantidad de MgO para un tiempo de operación máximo de 4 horas.

No consideramos balance de energía, pues no necesitamos calor adicional en esta fase; el contenido calorífico del lodo activado de los reactores se pierde con las aguas de lavado.

G.2 Balance de Material.

Del gráfico BL 1 tenemos: (Base: requerimiento de Mercado Andino)

$$WA+WD+LA+MG+NP = LW+VA+UL \quad (G.2.1)$$

Donde: WA+UL = agua desmineralizada utilizada

LA = lodo activado de reactores* (Ton/día)

MG = cantidad de MgO utilizado (Ton/día)

NP = cantidad de floculante utilizado (Ton/día)

UL = agua de lavado con PH < 2.3 (m³/día), (ton/día)

VA = agua del lavado con PH > 2.7

LW = lodo activado lavado (Ton/día)

VA = volumen del lodo activado (m³/día)

Se obtienen de los resultados de planta piloto las siguientes relaciones:

$$WL = 6VA \quad (G.2.2);$$

$$WL + WD = 17 VA \quad (G.2.3)$$

$$NP = 28.8VA + 6BL + 2A \cdot 10^{-6} \quad (G.2.4)$$

$$MG = 0.0124 \times 10^{-3} VA \quad (G.2.5)$$

$$\% \text{ pérdidas por lavado} = 3.75 \quad (G.2.6)$$

De (F.4.5):

$$VA = 368.509 \text{ m}^3/\text{día}$$

$$LA = 398.259 \text{ Ton/día} \quad (G.2.7)$$

De (F.4.7) y (G.2.6):

$$BL = 31.2 (1 - 0.0375)$$

$$BL = 30.03 \text{ Ton } \underline{\text{Bentonita lavada}} \quad (G.2.8)$$

Día

De (G.2.7) y (G.2.3):

$$WL + WD = 17 \times 368.509 \text{ m}^3/\text{día}$$

$$WL + WD = 6264.653 \text{ m}^3/\text{día} \quad (G.2.9)$$

De (G.2.7) y (G.2.5):

$$MG = 0.0124 \times 10^{-3} \times 368.509$$

$$MG = 4.5695 \times 10^{-3} \text{ Ton } \text{MGO/día} \quad (G.2.10)$$

De (G.2.2) y (G.2.7):

$$WL = 6 \times 368.509$$

$$WL = 2211.054 \text{ m}^3/\text{día} \quad (G.2.11)$$

De (G.2.9) y (G.2.11):

$$WD = 6264.653\text{m}^3/\text{día} \quad 2211.054\text{m}^3/\text{día}$$

$$WD = 4053.599\text{m}^3/\text{día} \quad (\text{G.2.12})$$

De (G.2.7), (G.2.8) y (G.2.4):

$$NP = (28.8 \times 368.509) + (6 \times 30.03) + (2 \times 398.259) \times 10^{-6}$$

$$NP = 0.01159 \text{ Ton /día} \quad (\text{G.2.13})$$

Luego en la sección de lavado:

Agua:

$$\text{Agua total utilizada} = WL + WD = 6264.653\text{m}^3/\text{día}$$

$$\text{Agua recirculada} = WL \text{ (PH} > 2.7) = 2211.054\text{m}^3/\text{día}$$

$$\text{Agua desmineralizada} = WD \text{ (7.5} < \text{PH} < 8.5) = 4053.599\text{m}^3/\text{Día}$$

Bentonita:

$$\text{Lodo ácido alimentado} = 398.259\text{Ton/día} = 368.509\text{m}^3/\text{día}$$

$$\text{Bentonita en el lodo ácido} = 31.2\text{Ton/día}$$

$$\text{Bentonita en el lodo lavado} = 30.03\text{Ton/día}$$

MGO:

$$\text{Cantidad utilizada} = 4.5695 \times 10^{-3} \text{ Ton/día}$$

Floculante:

$$\text{Cantidad utilizada} = 0.01159\text{Ton/día}$$

Dado que se utilizarán 8 tanques de lavado y trabajarán 3 turnos diarios, con dos lotes por turno, se tendrán los siguientes requerimientos:

Agua total utilizada	=	130.5136 m ³ /lote
Agua recirculada	=	46.0636 m ³ /lote
Agua desmineralizada	=	84.5000 m ³ /lote
Lodo ácido alimentado	=	8.297ton/lote (7.6773m ³ /lote)
Bentonita en el lodo ácido	=	0.65 ton/lote
Bentonita en el lodo lavado	=	0.6256 ton/lote
MGO utilizado	=	9.52 x 10 ⁻⁵ ton/lote
Floculante utilizado	=	2.4146x10 ⁻⁴ ton/lote

Dimensiones de los tanques de lavado:

Diámetro	=	3.90m
Altura	=	3.65m
Cono inferior	=	0.30m

H. Secado

H.1 Introducción

Una vez lavada la arcilla, la siguiente fase consiste en el secado de ésta. El proceso incluye un secado por atomización que será continuo.

Al igual que en las fases anteriores, todos los cálculos que se realizan, tendrán como base los resultados determinados a nivel de laboratorio y de planta piloto.

Asimismo, el secado debe hacerse de manera que el % de humedad y el tamaño de partícula de la bentonita

nita activada seca garanticen un proceso eficiente de decoloración del aceite o grasa.

H.2 Balance de Materia (Base: requerimientos del Mercado Andino)

Setienen las siguientes especificaciones:

Alimentación:

% de sólidos = 20%

Temperatura = 20°C

Flujo = LW

Producto :

% de humedad = 5,6,7,8

FLujo = 30 Ton/día (100% de sólidos)

Como puede verse el producto puede tener 5,6,7 ó 8% de humedad. En nuestras experiencias hemos obtenido arcillas con humedades que oscilaban entre estos valores. Como la intención del proceso es obtener bentonita y no agua, haremos los cálculos considerando una humedad final de 5% en la arcilla.

Del gráfico B.S.1 del anexo 4.2.5.4.a

$$BW = SD + HW \quad (H.2.1)$$

$$0.2LW = SD + PF \quad (H.2.2)$$

$$AS = PF + AD + HW \quad (H.2.3)$$

$$PF = 0.001(0.20LW) \quad (H.2.4)$$

Para una humedad del 5% del producto final:

$$\frac{HW}{LW} = 0.05 \quad (H.2.5)$$

$$SD + HW$$

Haciendo un balance para el agua:

$$0.80LW = WH + HW \quad (H.2.6)$$

Por capacidad de Planta:

$$SD = 30 \text{ ton/día} \quad (H.2.7)$$

Donde:

LW = flujo de la alimentación con 20% de sólidos,
ton/día

SD = bentonita activada seca con 0% de humedad,
ton/día

HW = humedad en la bentonita seca activada, ton/día

BW = bentonita seca activada con 5% de humedad, ton/
día

AS = aire de secado que sale del secador, ton/día
(m³/día)

PF = polvos finos de pérdidas 0.1% de la bentonita
que ingresa en la alimentación (Ton/día)

WH = agua evaporada en el secado (Ton/día)

AD = aire que ingresa al secador, Ton/día (m³/día)

Resolviendo; de (H.2.5) y (H.2.7):

$$\frac{HW}{LW} = 0.05$$

$$30 + HW$$

$$HW = 1.5789 \text{ Ton/día} \quad (\text{H.2.8})$$

De (H.2.7) y (H.2.8) en (H.2.1):

$$BW = 31.5789 \text{ Ton/día} \quad (\text{H.2.9})$$

Reemplazando (H.2.7) en (H.2.10):

$$LW = 150.15015 \text{ Ton/día} \quad (\text{H.2.11})$$

Reemplazando (H.2.4) en (H.2.2):

$$0.2LW = SD + 0.001(0.20LW) \quad (\text{H.2.10})$$

Reemplazando este último valor obtenido, en la ecuación (H.2.4):

$$PF = 0.03003 \text{ Ton/día} \quad (\text{H.2.12})$$

Reemplazando (H.2.8) y (H.2.11) en (H.2.6)

se obtiene que:

$$MH = 118.54122 \text{ Ton/día} \quad (\text{H.2.13}):$$

H.3 Balance de Energía y requerimientos de combustible (Base: necesidades del Mercado Andino)

Las especificaciones del aire que entra al secador deben ser las siguientes:

$$Hr = \text{humedad relativa} = 60\%$$

$$Tse = \text{temperatura de entrada} = 205^\circ\text{C} (400^\circ\text{F}) \quad (\text{H.3.1})$$

$$Tss = \text{temperatura de salida} = 93^\circ\text{C} (200^\circ\text{F})$$

Por otro lado, se dispone de aire ambiental con temperatura de 20°C y humedad relativa.

De la carta psicrométrica (4) obtenemos los siguientes datos para este aire:

H_a = humedad del aire a 20°C = 0.009 $\frac{\text{ton agua}}{\text{ton aire seco}}$
(H.3.2)

AH_{as}^{20} = entalpia del aire a 20°C = 14444 Kcal/ton aire seco

Cuando se calienta este aire hasta 205°C, la humedad permanece constante, mientras que existe un incremento en la entalpia.

De la carta psicométrica (5) obtenemos el siguiente valor:

AH_{as}^{205} = entalpia del aire a 205°C.

$$= 59440 \text{ Kcal/Ton aire seco} \quad (\text{H.3.3})$$

Todo secado, teóricamente, es adiabático o sea que no existe pérdidas de calor; pero en el secado por atomización existen pérdidas calóricas que se encuentran en el rango del 1 al 10%. Hemos considerado para nuestro proceso una pérdida calórica del 5%. De tal modo que después del secado el aire de salida tiene el siguiente valor:

AH_{as}^{93} = entalpia del aire a 93°C

$$= 59440 - 59440 (0.05)$$

$$= 56468 \text{ Kcal/Ton aire seco} \quad (\text{H.3.4})$$

Como se sabe la temperatura de salida del aire de secado es 93°C, con este valor y con el de entalpia dado en (H.2.17), encontramos en la carta psicométrica (6) la humedad del aire:

$$\begin{aligned} H_b &= \text{humedad del aire de salida} \\ &= 0.0495 \text{ ton H}_2\text{O/ton aire seco} \quad (\text{H.3.5}) \end{aligned}$$

Se tiene lo siguiente:

De (H.3.2) y (H.3.3), la cantidad de calor que absorbe el aire:

$$\begin{aligned} AH_{as}^{205} - AH_{as}^{20} &= 59440 - 14444 = 44996 \text{ Kcal/ton aire} \\ &\text{seco} \quad (\text{H.3.6}) \end{aligned}$$

De (H.3.2) y (H.3.5), la cantidad de agua que absorbe el aire:

$$\begin{aligned} H_b - H_2 &= 0.0495 - 0.009 = 0.0405 \text{ ton H}_2\text{O/ton aire seco} \\ &(\text{H.3.7}) \end{aligned}$$

Luego de (H.3.6) y (H.3.7)

$$\begin{aligned} \frac{H_b - H_2}{AH_{as}^{205} - AH_{as}^{20}} &= \frac{0.0405 \text{ ton agua evaporada/ton aire seco}}{44996 \text{ Kcal/ton aire seco}} \\ &= 9.0008 \times 10^{-7} \text{ ton agua evaporada/Kcal} \end{aligned}$$

ó

$$O_{sw} = 1111012.3 \text{ Kcal/ton agua evaporada} \quad (\text{H.3.8})$$

Para los requerimientos de aire y energía tenemos las siguientes relaciones aire que ingresa 60% humedad relativa:

$$AD = \left(\frac{WH}{Hb-Ha} \right) + Ha \left(\frac{WH}{Hb-Ha} \right) \quad (H.3.9)$$

Cantidad de energía requerida para el secado:

$$Qd = (Qsw) WH \quad (H.3.10)$$

Reemplazando valores en (H.3.9):

$$AD = \frac{(118.54122)}{0.0405} + 0.009 \frac{(118.54122)}{0.0405}$$

$$AD = 2953.2861 \text{ Ton aire/día} \quad (H.3.11)$$

Dado que el volumen específico de este aire

- a 20°C es igual a 1.11m³/Kg. de aire:

$$AD = 2953.2861 \times 1.11$$

$$AD = 3278147.5 \text{ m}^3/\text{día}$$

Reemplazando valores en (H.3.10):

$$Qd = 1111012.3 \times 1118.54122 \\ = 1.317 \times 10^9 \text{ Kcal/día} \quad (H.3.12)$$

Para la fase de secado tenemos:

- Lodo alimentado en 20% de sólidos = 150.15015 ton/día, como su densidad promedio es 1.074 gr/cc
- Lodo alimentado con 20% de sólidos = 139.8046 m³/día
- Bentonita activada seca 0% de humedad = 30ton/día
- Bentonita activada seca 5% de humedad = 31.5789 ton/día

Aire necesario para el secado 60% humedad
relativa = 2953.286 ton/día.

Como su volumen específico es $1.11\text{m}^3/\text{Kg}$ de aire
Aire necesario para el secado 60% humedad
relativa = $3278147.5\text{m}^3/\text{día}$

- Agua evaporada en el secado = 118.54122ton/día

- Pérdida en el secado = 0.03003ton/día

Calor requerido = 1.317×10^8 Kcal/día

I. Envase del Producto: (base: requerimientos Mercado Andino).

El envase de la bentonita se hará en bolsas de papel de 25 Kilos.

Dado que se producirán 31.5789 ton/día, entonces:

de bolsas = 1263.156 Bolsas/Día

de 25 Kgs.

J. REFERENCIAS

(1) "Transmisión de Calor" Robert Kern, Tercera Edición

(2) "Heat Transmission" McAdams, Segunda Edición

(3) "Transmisión de Calor" Robert Kern, Tercera Edición

- (4) "Chemical Engineers' Handbook", Fifth Edition, Perry-Chilton
- (5) "Chemical Engineering" January 17, 1977
- (6) "Chemical Engineers' Handbook", Fifth Edition, Perry-Chilton

4.2.5.5 Fabricación y/o compra de maquinaria y equipos.-

La adquisición de todas las maquinarias y equipos de la planta se describen más adelante en detalle.

4.2.5.5.1 Condiciones del suministro de maquinarias y equipos.

Dentro de los proveedores usuales de Sociedad Paramonga Ltda. S.A. o recomendados por el equipo de ingeniería que desarrolló la tecnología se evaluaron las alternativas más interesantes debiendo nuestro departamento de Compras tomar acción en esta fase.

En lo referente a equipos importados se prevé que serían: las fajas transportadoras, el decantador centrífugo, los secadores, el caldero, la planta de tratamiento de agua, el compresor, la instrumentación, las bombas y tuberías que manipulan ácido, lodos y aguas ácidas. Los tanques disgregadores, activadores y lavadores así como los tanques de almacenamiento de ácido y los tanques de retención de lodos y aguas ácidas serán de fabricación nacional, pudiendo ser construídos en el área de construcción de la planta, debiéndose seguir todas las

de los planos de ingeniería.

Todas las tuberías, perfiles de acero y planchias de acero, etc. para tuberías y otros soportes serán suministrados en tamaño y dimensiones estandar.

Los accesorios adicionales comunes en la fase de construcción de planta serán construídos en el lugar.

4.2.5.5.2 Lista de equipos.

A) Equipos Principales.-

<u>DEHOMINACION</u>	<u>DIMENSIONES Y CARACTERISTICAS</u>	<u>MATERIAL</u>	<u>CANTIDAD</u>
FAJA TRANS-PORTADORA	15 mt. de longitud x 4m. de ancho. De doble sentido. 7Tn/hora	JEDE	1
MOTOR ELECTRICO	2.4 HP 440-60/3	STANDAR	1
FAJA ALIMENTADORA	5m. de longitud x 4 m. de ancho. De un solo sentido. 7Tn/hora	JEDE	1
MOTOR ELECTRICO	440-60/3	STANDAR	1
TANQUES DISGREGADORES	2.87m. diámetro x 3.4m. longitud total. De fondo cónico(15°)	ACERO INOXIDABLE 304	1
AGITADOR DE DISGREGACION	Turbina de 6 palas inclinados - 1.08m. de diámetro	ACERO INOXIDABLE 304	1
MOTOR ELECTRICO PARA EL AGITADOR	5 HP - 68 RPM 440 - 60/3	STANDAR	1

BOMBAS PARA LODOS DISGREGADOS	Caudal = 11.2Lt/seg Carga - 12m.	ACERO INOXI- DABLE 304	1
MOTOR DE LA BOMBA	3 HP 440 - 60/3	STANDAR	1
TANQUES DE ACIDO	3.5m de diámetro 80 m de capacidad cilíndrico horizontal	ACERO REVESTI- DO CON JEDE	1
BOMBA PARA ACIDO	Caudal = 12.5Lt/seg Carga = 20.4 m.	PLASTICO CARBATE	1
MOTOR PARA LA BOMBA	6.5 HP 440 - 60/3	STANDAR	1
REACTOR DE ACTIVACION	2.81m. de diámetro 3.6 m. de longitud total con 15° de conicidad.	RESINA POLIESTER CERAMICA	1
AGITADOR DEL REACTOR	Turbina de 6 palas inclinadas de 95 cm. de diámetro	ACERO REVESTIDO CON POLIESTER	1
MOTOR ELECTRICO DEL AGITADOR	1.5 HP - 56 RPM 440 - 60/3	STANDAR	1
TANQUE DE RETENCION DE LODOS ACTIVADOS	Diámetro: 3.3 m. Altura : 3,5 m. Volumen : 30 m.	CONCRETO REVESTIDO CON BALDOSAS ANTIACIDO	1
AGITADOR DEL TANQUE DE LODOS	Agitador de hélice de 3 palas de 1.15m. de diámetro	ACERO REVESTIDO CON POLIESTER	1
MOTOR DEL AGITADOR	2.5 HP - 48 RPM 440 - 60/3	STANDAR	1
BOMBA DE LODOS	Caudal: 17Lts/seg Carga 8 m.	DIAPHRAGMA JEDE	1
MOTOR DE LA BOMBA	3 HP 440 - 60/3	Standar	3
TANQUE DE AGUA ACIDA	6m x 3m x 4m	CONCRETO	1

BOMBA DE AGUA ACIDA	Caudal: 20Lts/seg. Carga : 10m.	ACERO INOXI-DABLE	1
MOTOR DE LA BOMBA	4.5 HP 440 - 60/3	STANDAR	1
TANQUE DE AGUA DESMINERALIZADA	10m x 23m x 4m.	CONCRETO	1
TANQUES DE LAVADO	Diámetro 3.9m Longitud Total =3.65m. con 15° de conicidad	CONCRETO REVESTIDO CON BALDOSAS ANTI-ACIDO	4
AGITADORES DEL TANQUE	Turbina de 4 palas verticales tipo rástrillo de 2.44m de diám.	ACERO REVESTIDO CON POLIESTER	4
MOTORES DE LOS AGITADORES	3 HP - 6 RPM 440 - 60/3	STANDAR	4
BOMBAS DE AGUA DE LAVADO	Caudal = 17Lts/seg Carga = 10m.	ACERO INOXI-DABLE 304 .	3
MOTORES DE LAS BOMBAS	3.5 - 4 HP 440 - 60/3	STANDART	3
BOMBAS DE LODOS	Caudal = 17Lts/seg Carga = 8m.	DIABRAGMA JEBE	3
MOTORES DE LAS BOMBAS	3 HP 440.- 60/3	STANDAR	3
TANQUE DE ADITIVOS	Diámetro:1.8 m. Long.Total: 2.25m. con 15° de conicidad	ACERO AL CARBONO	1
AGITADOR DEL TANQUE	Hélice de 3 palas de 0.60m. de diámetro	ACERO AL CARBONO	1
MOTOR DEL AGITADOR	2.5 HP - 38 RPM 440 - 60/3	STANDAR	1
TANQUE DE FLOCULANTE	Diámetro: 1.8m. Long.Total: 2.25m. con 15° de conicidad	ACERO AL CARBONO	1

AGITADOR DEL TANQUE	Hélice de 3 palas de 0.60 m. de diámetro	ACERO AL CARBONO	1
MOTOR DEL AGITADOR	2.5 HP - 88 RPM 440 - 60/3	STANDAR	1
TANQUE DE LODOS NEUTROS	Diámetro = 3.3m. Altura = 3.5m. Volumen = 30 m	CONCRETO REVESTIDO CON BALDOSAS ANTIACIDO	1
AGITADOR DEL TANQUE	Hélice de 3 palas ó turbina de 4 palas inclinadas. Diámetro = 1.15m.	ACERO REVESTIDO CON POLIESTER	1
MOTOR DEL AGITADOR	2.5 HP - 48 RPM 440 - 60/3	STANDAR	1
BOMBA DE LODOS NEUTROS	Caudal: 1.5Lt/seg Carga : 3.5 m.	ACERO INOXIDABLE 304	1
MOTOR DE LA BOMBA	1/3 HP 440 - 60/3	STANDAR	1
DECANTADOR CENTRIFUGO	Flujo: 1.8Lts/seg % sólidos salida = 25-30%	INOXIDABLE 304	1
BOMBAS DE LODOS DE LOS SECADORES	Caudal: 0.6Lts/seg Carga : 15 m.	ACERO INOXIDABLE	1
MOTOR DE LA BOMBA	1/5 HP 440 - 60/3	STANDAR	1
SECADORES	Cámara de secado de 200 pies ³ - aislada	ACERO INOXIDABLE AISI 304	1
CICLONES	Con válvula de descarga rotativa	ACERO INOXIDABLE AISI 304	1
VENTILADORES	De aspiración de aire de tipo pala autolimpiante		1

CALDERO DE ACCESORIOS	Vapor saturado: 8,000 lb/hr.	1
PLANTA DE DES- MINERALIZACION		1
COMPRESORES		1

B) Tuberías y otros materiales.-

Tuberías de 4, 2 y 1 pulgadas de fierro galvanizado.

Tuberías de 4, 2 y 1 pulgadas de resina Atlac.

Tuberías de 4 pulgadas de poliester.

Tuberías de 3 pulgadas de PVC.

Válvulas de compuerta de 4,2 y 1 pulg.

Válvulas de retención de 4 pulgadas. 8

Válvulas de tres vías de " "

Válvulas de control automáticas 3

Accesorios

Empaquetaduras y aislantes

Otras tuberías misceláneas

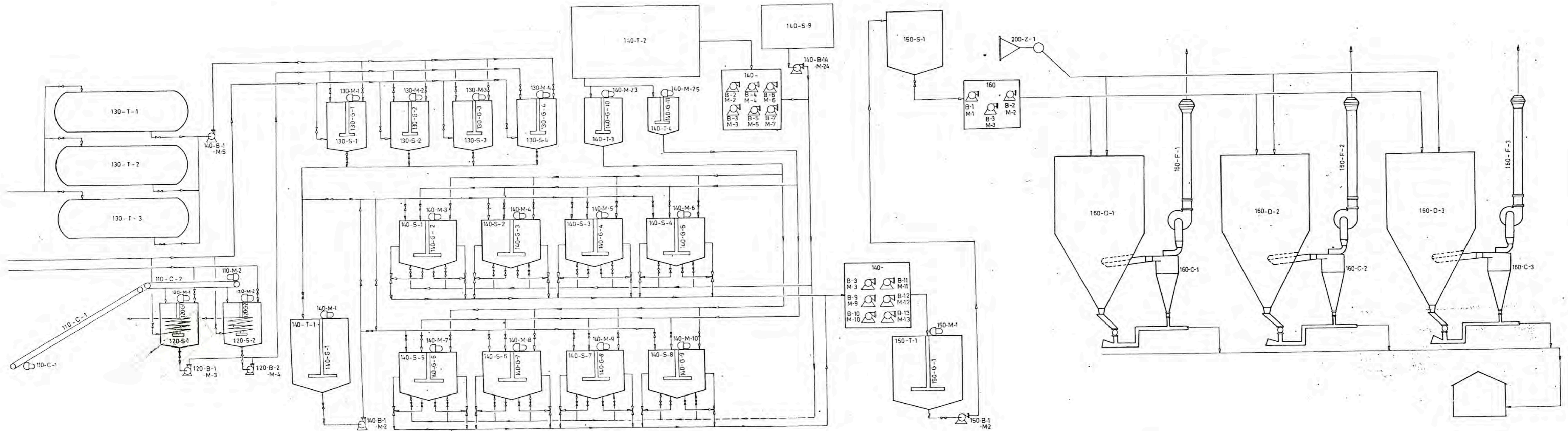
Nota.- Para mayor detalle de los puntos (A).

y (B) referirse al Anexo 4.2.5.5.

C) Instrumentos.-

-Panel de instrumentos del secador.

Indicadores, registradores, controladores, etc.



ITEM	DENOMINACION	Nº	MATERIAL	ITEM	DENOMINACION	Nº	MATERIAL
110 - C - 1	FAJA TRANSPORTADORA	1	JEBE	140 - M - 11	cl 16	6	ESTANDAR
110 - C - 2	FAJA ALIMENTADORA	1	JEBE	140 - B - 8	cl 13	6	DIAPHRAGMA JEBE
110 - M - 1-2	MOTORES	2	ESTANDAR	140 - M - 17	cl 22	6	ESTANDAR
120 - S - 1-2	TANQUES DISGREGADORES	2	ACERO INOXIDABLE 304	140 - T - 2		1	CONCRETO
120 - G - 1-2	AGITADORES	2	ACERO INOXIDABLE 304	140 - T - 3		1	ACERO AL CARBONO
120 - M - 1-2	MOTORES	2	ESTANDAR	140 - G - 10		1	ACERO AL CARBONO
120 - B - 1-2	BOMBAS	2	ACERO INOXIDABLE 304	140 - M - 23-24		2	ESTANDAR
120 - M - 3-4	MOTORES	2	ESTANDAR	140 - T - 4		1	ACERO AL CARBONO
130 - T - 1-3	TANQUES DE ACIDO CLORHIDRICO	3	METAL REVESTIDO CON JEBE	140 - G - 11		1	ACERO AL CARBONO
130 - B - 1	BOMBA	1	PLASTICO	140 - M - 25		1	ESTANDAR
130 - S - 1 al 4	REACTORES	4	RESINA POLIESTER / CERAMICA	150 - T - 1		1	CONCRETO REVESTIDO CON BALDOSAS ANTIACIDAS
130 - G - 1 al 4	AGITADORES	4	ACERO REVESTIDO CON POLIESTER	150 - G - 1		1	ACERO INOXIDABLE 304
130 - M - 1 al 5	MOTORES	5	ESTANDAR	150 - M - 1		1	ESTANDAR
140 - T - 1	TANQUE PULMON DE LODOS ACTIVADOS	1	CONCRETO REVESTIDO CON BALDOSAS ANTIACIDAS	150 - B - 1		1	ACERO INOXIDABLE 304
140 - G - 1	AGITADOR	1	ACERO REVESTIDO CON POLIESTER	150 - M - 2		1	ESTANDAR
140 - M - 1	MOTOR	1	ESTANDAR	150 - S - 1		1	ACERO INOXIDABLE 304
140 - B - 1	BOMBA	1	DIAPHRAGMA - JEBE	160 - B - 1	cl 3	3	ACERO INOXIDABLE 304
140 - M - 2	MOTOR	2	ESTANDAR	160 - D - 1	cl 3	3	ACERO INOXIDABLE
140 - S - 1 al 8	TANQUES DE LAVADO	8	CONCRETO REVESTIDO CON BALDOSAS ANTIACIDAS	160 - C - 1	cl 3	3	ACERO INOXIDABLE
140 - G - 2 al 9	AGITADORES	8	ACERO REVESTIDO CON POLIESTER	160 - F - 1	cl 3	3	ACERO INOXIDABLE
140 - M - 3 al 10	MOTORES	8	ESTANDAR	160 - M - 1		1	ESTANDAR
140 - B - 2 al 7	BOMBAS DE AGUA	6	ACERO INOXIDABLE 304	160 - M - 2		1	ESTANDAR
140 - S - 9	TANQUE DE AGUA ACIDA	1	CONCRETO	160 - M - 3		1	ESTANDAR
140 - B - 14	BOMBA	1	ACERO INOXIDABLE	200 - Z - 1		1	ESTANDAR

SOCIEDAD PARAMONGA LTDA. - U.N.I.

PROYECTO BENTONITAS

ESPECIFICACIONES DE EQUIPOS Y MATERIALES

DIBUJADO	REVISADO	FECHA	PLANO Nº	ESCALA
M. DE LACRUZ	<i>[Signature]</i>	13-4-78	4.2.5.5	-

-Instrumentos locales.

Indicadores locales, controlador, contadores.

-Medidores manométricos.

-Válvulas de control para el drenaje de las líneas. de efluentes del lavado.

-Tablero de control de los lavadores.

-Tuberías y cables.

D) Eléctricos.-

-Tablero de interruptores de baja tensión para motores.

-Interruptores locales.

-Cables para conexiones.

-Misceláneos.

-Facilidades de iluminación y comunicaciones. Incluye empalme con sistema.

E) Sistema contra incendio.-

F) Repuestos.-

Se espera tener en stock repuestos para un año normal de operación.

4.2.5.5.3 Expansión de Planta a su máxima capacidad.-

En caso de expandir la capacidad de producción a la capacidad máxima de diseño, 10,000 TH/AÑO, será necesario agregar los siguientes

equipos y materiales.

A) Equipos principales.-

<u>DESIGNACION</u>	<u>CANTIDAD</u>
Tanques disgregadores	1
Agitador de disgregación	1
Motor del agitador	1
Bombas de lodos disgregados	1
Motor de las bombas	1
Tanques: de ácido	2
Reactores de activación	2
Agitadores del reactor	2
Motores de los agitadores	2
Tanques de lavado	4
Agitadores de los tanques	4
Motores de los agitadores	4
Bombas de agua desmineralizada	3
Motores de las bombas	3
Bombas de lodo	3
Motores de las bombas	3
Bombas de lodo para los secadores	2
Motores de las bombas	2
Secadores	2

Ciclones	2
Ventiladores	2
Planta de agua desmineralizada	1
B) Tuberías y otros materiales.-	
Tuberías de 4 pulgadas de fierro galvanizado.	
Tuberías de 4 y 1 pulgadas de resina Atlac.	
Tuberías de 4 pulgadas de poliéster.	
Válvulas de compuerta de 4, 2 y 1 pulgs.	
Válvulas de retención de 4 pulgadas.	8
Válvulas de tres vías de 4 pulgadas.	8
Válvulas de control automático	3
Accesorios	
Empaquetaduras y aislantes.	
Otras tuberías misceláneos.	
C) Instrumentos.-	
-Panel de instrumentos del secador	
Indicadores, registradores, controladores, etc.	
-Instrumentos locales.	
Indicadores locales, controlador, contadores.	
-Medidores automáticos.	

- Válvulas de control para el drenaje.
- de las líneas de efluentes de lavado.
- Tablero de control de los lavadores.
- Tuberías y cables.

4.2.5.6 Construcción y erección de planta.-

De preferencia toda esta fase o parte de la misma podría ejecutarse con la misma firma que desarrolle la ingeniería de detalle y comprendería:

Instalación de equipos y tuberías.

Instrumentos y material eléctrico serán de acuerdo al diseño de la ingeniería de detalle.

Aislamiento y Pintura.

Igual al punto anterior.

4.2.5.7 Obras civiles.-

Obras civiles. Todos los materiales y detalles en el diseño de caminos, drenajes, incluyendo pisos a prueba de ácido.

Edificios y estructura. En esta etapa será tomado en cuenta únicamente las estructuras necesarias para los equipos de la 1a. etapa.

4.2.5.8 Pruebas y puesta en marcha.-

Se estima que las pruebas de equipos y maquina-

rias se harán desde dos meses antes de realizar el arranque de la planta, según el desarrollo de la construcción.

Se estima que las pruebas de garantía deberán ejecutarse en un período de por lo menos 3 días, siempre y cuando se haya podido evaluar 4 batches en forma continuada.

Se tomará especial cuidado en que el proceso sea realizado de acuerdo a las especificaciones de materias primas, servicios industriales y productos terminados que consten contractualmente. Los rendimientos de materias primas (consumos unitarios) deberán ser según lo garantizado por la tecnología y que deberá constar en el contrato. Los rendimientos de servicios industriales (consumos unitarios) deberán ser según lo garantizado por la firma de ingeniería.

4.2.5.9 Entrenamiento de Personal.-

El entrenamiento del personal podrá hacerse de preferencia en planta de la firma dueña de la tecnología. Este entrenamiento se estima que puede cubrirse con 40 días - hombre (2 semanas para un ingeniero).

Las personas a entrenarse, anticipadamente deberán de haber tenido conocimiento de la información técnica proporcionada por la tecnología.

El plan de entrenamiento debe ser ampliamente expuesto previamente.

El entrenamiento deberá comprender las áreas de operación y mantenimiento, así como los fundamentos técnicos del proceso.

El entrenamiento continuará durante toda la etapa de supervisión.

4.2.6 Planificación y ejecución del Proyecto.-,

El cuadro n° 4.2.5.3.d muestra un cronograma de las actividades necesarias para la ejecución del proyecto conforme a los lineamientos expuestos en los acápites 4.2.5.4 al 4.2.5.9.

La duración total desde la ingeniería básica hasta la puesta en marcha se ha estimado en 18 meses en condiciones normales. El factor determinante del tiempo para adquisición del equipo estará dado por el equipo de secado para la fase de secado.

Adicionalmente se adjunta un diagrama simplificado cuadro 4.2.6 el cual grafica los alcances de la tecnología, las interrelaciones y responsabilidades durante la implementación del proyecto y la puesta en marcha de la planta.

4.2.7 Programa de Producción.-

4.2.7.1 Un programa de producción simulado hasta llegar a plena capacidad de la planta proyectada a base del estudio de mercado se muestra en el cuadro que sigue:

CUADRO 4.2.7.1

REF: CUADRO	MERCADO TOTAL DEL GRAN.	
AÑO	PRODUCCION	CAPACIDAD UTILIZADA %
1980	3,000	100 *
1981	3,000	100 *
1982	10,000	100
1983	10,000	100
1984	10,000	100
1985	10,000	100
1986	10,000	100
1987	10,000	100
1988	10,000	100

EMPRESA EJECUTORA DEL PROYECTO

TECNOLOGIA DE SPL

INFORMACION TECNICA

GARANTIAS- ENTRENAMIENTO DE PERSONAL

SUPERVISION

SUPERVISION

Planeamiento del Proyecto

Ingeniería Básica

Ingeniería de detalle

- Diagrama de Flujo
- Diseño obras civiles y edificios
- Diseño de equipos
- Diseño eléctrico Instalación

Fabric. y/o compra de equipos

- Equipos
- Instrumentos
- Tuberías y eléctricos
- Embarque equipo

Transporte equipo

Construcción y erección

- Instalac. equipo
- Instalac. tuberías
- Instalac. eléctrica
- Aislamiento - Pintura

Obras Civiles

- Civiles
- Edificio y estructura
- Pruebas y puesta en marcha
- Entrenamiento Personal

INGENIERIA SPL

CONSTRUCCION Y ERECCION DE PLANTA

FIRMA IAC/SPL

FIRMA IAC/SPL

FIRMA IAC/SPL

1989	10,000	100
------	--------	-----

Nota.- 100% = 10,000 T/Año nominal

* Estos porcentajes son calculados sobre la base de una capacidad de planta de 3,000 T/A nominales.

Se observa que la máxima capacidad de la planta proyectada se alcanzará en el año 1982 , esto si la planta sólo producirá bentonitas activadas para cubrir el mercado del GRAN.

Dependiendo del esfuerzo de venta que se dedique, aunado con asistencia técnica y precios competitivos, podría lograrse en otros países, fuera de la subregión, la sustitución parcial de las tierras decolorantes importadas por estos países, en cuyo caso la plena capacidad de producción de la planta proyectada se lograría en un tiempo más corto desde su puesta en producción inicial.

4.2.7.2 Análisis de flexibilidad de la Planta.-

El tipo de procesos por cargar ofrece plena flexibilidad tanto para operar la planta a diferentes rangos de su capacidad nominal cuanto para poder producir diferentes grados de arcillas activadas, consiguiéndose

diversificar su uso de acuerdo al grado de activación. Pudiendo ser usadas tanto para aceites comestibles como para aceites minerales y hasta en la decoloración de ceras.

Aunque el objetivo básico de la planta que se proyecta es producir arcillas activadas con ácido clorhídrico, cabe la posibilidad de que el reactor y otros equipos de material antiácido puedan usarse en otros procesos que impliquen el uso de ácido clorhídrico u otros ácidos consiguiéndose diversificación adicional en el uso del ácido clorhídrico excedente de Paramonga.

5.- I N V E R S I O N E S

5.- INVERSIONES.-

A base de la propuesta recibida por la Corporación Técnica de Comercio S.A. (Peruvian Trading) y de las modificaciones realizadas de ellas como consecuencia de un análisis de costos de equipos utilizando otros materiales nacionales (concreto revestido con baldosas anti-ácidas), se ha estimado que el costo de la inversión para una planta con capacidad de 3,000 TNS/AÑO en su primera etapa es de \$1'069,000 y para una capacidad de 10,000 TNS/AÑO en una segunda etapa es \$2'464,000 incluyendo:

Inversión en activo fijo.

- Gastos preoperativos.

Intereses durante la construcción.

- Capital de trabajo.

El cuadro N°5A muestra el estimado de la inversión en cada uno de estos conceptos.

5.1 Inversión en activos fijos.-

La inversión total fija adoptada para la planta a máxima capacidad (10,000 TNS/AÑO) es de \$1'759,000 y para una capacidad de 3,000 TNS/AÑO en una primera etapa de producción \$805,000 incluyendo:

- Equipos y maquinarias.

Obras civiles y edificios.

I N V E R S I O N E S U.S. \$M

		INICIAL EXPANS.		FINAL
1.- INVERSION FIJA		805	954	1,759
1.1	EQUIPOS Y MAQUINARIAS	620	739	1,359
1.2	OBRAS CIVILES Y EDIFICIOS	72	87	159
1.3	MONTAJE Y ERECCION	58	70	128
1.4	SUPERVISION	10	5	15
1.5	REPUESTOS 1% de 1.1	6	8	14
1.6	OTROS - 5% de 1.1 al 1.5.	39	45	84
2.- GASTOS PRE-OPERATIVOS		76	78	154
2.1	INGENIERIA 10% de 1.1	62	74	136
2.1	LICENCIA Y TECNOLOGIA	10	0	10
2.3	OTROS 5% de 2.1 a 2.2	4	4	8
3.- INTERESES DURANTE CONSTRUCCION		43	73	116
4.- CAPITAL DE TRABAJO INICIAL		145	290	435
INVERSION TOTAL		1,069	1,395	2,464

- Montaje y erección.
- Supervisión.
- Repuestos.
- Otros.

5.1.1 Equipos y Maquinarias.-

Las inversiones en equipos y maquinaria están determinados por el costo de todos los equipos y maquinarias especificados en el punto 4.2.5.5.ª y que asciende a \$620,000 para la primera etapa de producción (3,000 TNS/AÑO) y \$739,000 para una ampliación a capacidad de 10,000 TNS/AÑO, siendo la inversión total en maquinarias y equipos para la planta a máxima capacidad de \$1'359,000.

5.1.2 Obras civiles y edificios.-

La ubicación elegida para la planta de arcillas activadas permitiría bajo costo en la preparación del terreno y no será necesario considerar áreas adicionales para que maniobren camiones de abastecimiento de materias primas o despacho de productos terminados ya que estos detalles han sido tomados en cuenta en los cálculos del área del terreno para la planta.

No se requiere edificio, pues sólo será necesario una área techada y soportes estructurales de concreto armado para los equipos y maquinarias.

La inversión en este rubro llega a \$72,000 para la primera etapa y una inversión de \$87,000 adicional para que la planta trabaje a máxima capacidad en una segunda etapa.

5.1.3 Erección y Montaje.-

Los trabajos de erección y montaje consistirán en instalar los equipos y maquinarias en sus bases estructurales, conexiones entre ellos, conexiones de tuberías, eléctricos, etc.

La inversión en este rubro llega a \$58,000 en la primera etapa y una inversión adicional de \$70,000 para la segunda etapa.

5.1.4 Supervisión durante la erección y puesta en marcha.-

Comprende supervisión con personal de Sociedad Paramonga Ltda. S.A. y con personal especializado de la Empresa suministradora de equipo y tecnología.

Se ha considerado en este rubro una inversión de \$10,000 para la primera etapa y \$5,000 para la ampliación a máxima capacidad.

5.1.5 Repuestos.-

Incluye un lote de repuestos para los equipos, recomendado para un año de operación.

En este rubro la inversión en repuestos se ha estimado

como el 1% de la inversión en equipos y maquinarias.

5.1.6 Otros.-

Comprende provisiones para contingencias por las inversiones en activos fijos.

Se ha estimado en este rubro una inversión del 5% de la inversión en los rubros 5.1.1 al 5.1.5.

5.2 Gastos Preoperativos.-

Son los gastos estimados por ingeniería y algunos gastos contingentes por el mismo concepto (otros).

La inversión total en este rubro se ha estimado en \$76,000 para la planta en su primera etapa y una inversión adicional \$78,000 para máxima capacidad. Los gastos preoperativos se consideran amortizables en el período de operaciones de la planta.

5.3 Intereses durante la construcción.-

Estos gastos serían cubiertos con aportes de capital y también serían amortizados en el período de operaciones de la planta.

Se ha estimado como tasa para estos intereses el 12%.

5.4 Capital de trabajo.-

El capital de trabajo asciende a la suma de \$145,000 para una capacidad de 3,000 TNS/AÑO en su primera etapa de producción y \$290,000 para una capacidad de 10,000 TNS/AÑO en su segunda etapa.

CUADRO 5.4: CAPITAL DE TRABAJO

	DIAS/365DIAS	U.S. \$/	U.S. \$/	U.S. \$/AÑO	
		1a ETAPA	2a ETAPA	1a ETAPA	2a ETAPA
1. ACTIVO CORRIENTE					
1.1 Caja					
-Mano de obra	15	188	299	2,820	4,485
-Servicios Industriales	15	391	1303	5,865	19,545
-Entto. Lab. Seguros	15	51	218	765	3,270
-Gastos Generales y adm.	30	2,088	2714	62,655	81,420
1.2 Cuentas por cobrar (pe- riodo de cobro) 7%	30	2,384	6840	71,520	205,470
1.3 Inventarios					
-Materias primas					
-bentonita	30	607	2021	18,210	60,630
-HCl	3	310	1031	930	3,093
-Reactivos químicos y flo- culante	30	56	187	1,680	5,610
Producto terminado al cos- to de manufactura	15	(221\$/TN)1817	(198\$/TN)5425	27,255	81,375
2. PASIVO CORRIENTE					
2.1 Ctas. por pagar 15%	90	128	479	(46,700)	(174,898)
CAPITAL DE TRABAJO				145,000	290,000

El cálculo de este capital de trabajo se adjunta en el cuadro 5.4.

5.5 Requerimientos de Moneda Nacional y Extranjera.-

De acuerdo a la estructura financiera simulada para la inversión se ha estimado los siguientes requerimientos:

5.5.1 Estructura financiera al empezar las operaciones de producción.-

- a. El cuadro 5.5.1.a muestra estos cálculos para la primera etapa de producción.
- b. El cuadro 5.5.1.b muestra los cálculos para la segunda etapa de producción.
- c. El cuadro 5.5.c muestra un consolidados de los cálculos para las dos etapas de producción.

5.5.2 Estructura financiera anual de la implementación del proyecto.-

- a. El cuadro 5.5.2.a muestra estos cálculos para una capacidad de 3,000 TNS/AÑO en la primera etapa de producción.
- b. El cuadro 5.5.2.b muestra los cálculos para la segunda etapa de producción.

5.5.3 Calendario de inversiones de moneda nacional y extranjera.-

- a. El cuadro 5.5.3.a muestra en forma cronológica los desembolsos respectivos para la primera etapa de producción.
- b. El cuadro 5.5.3.b muestra también en forma cronológica los desembolsos respectivos para la segunda etapa de producción.
- c. El cuadro 5.5.3.c muestra en forma cronológica los desembolsos respectivos para un consolidado de las 2 etapas de producción.

ESTRUCTURA FINANCIERA AL EMPEZAR LAS OPERACIONES DE PRODUCCION : 1era ETAPA

ESTRUCTURA		CAPITAL PROPIO			PRESTAMO			TOTAL		
RUBROS	MONEDA	MN	ME	TOTAL	MN	ME	TOTAL	MN	ME	TOTAL
1	INVERSION FIJA	330	-	330	-	475	475	330	475	805
2	GASTOS PRE-OPERATIVOS	76	-	76	-	-	-	76	-	76
3	INTERESES DURANTE LA CONSTRUCCION	-	43	43	-	-	-	-	43	43
4	CAPITAL DE TRABAJO	145	-	145	-	-	-	145	-	145
	TOTAL \$ USA MILES	551	43	594	-	475	475	551	518	1069
	% CAPITAL Y DEUDA			56			44			100
	% MONEDA EXTRANJER		7	100		100	100		48	100

CUADRO 5.5.1.b

ESTRUCTURA FINANCIERA AL EMPEZAR LAS OPERACIONES DE PRODUCCION: 2a ETAPA

ESTRUCTURA		CAPITAL PROPIO			PRESTAMO			TOTAL		
MONEDA		MN	ME	TOTAL	MN	ME	TOTAL	MN	ME	TOTAL
DURROS										
1	INVERSION FIJA	345	-	345	-	609	609	345	609	954
2	GASTOS PRE-OPERATIVOS	78	-	78	-	-	-	78	-	78
3	INTERESES DURANTE LA CONSTRUCCION	-	73	73	-	-	-	-	73	73
4	CAPITAL DE TRABAJO	290	-	290	-	-	-	290	-	290
TOTAL S/. MM.		713	73	786	-	609	609	713	682	1395
% CAPITAL Y DEUDA				56		44	44			
% MONEDA EXTRANJERA			9	100		100	100		49	100

ESTRUCTURA FINANCIERA AL EMPEZAR LAS OPERACIONES DE PRODUCCION : CONSOLIDADO

ESTRUCTURA		CAPITAL PROPIO			PRESTAMO			TOTAL		
MONEDA		MN	ME	TOTAL	MN	ME	TOTAL	MN	ME	TOTAL
RUBROS										
1	INVERSION FIJA	675	-	675	-	1084	1084	675	1084	1759
2	GASTOS PRE-OPERATIVOS	154	-	154	-	-	-	154	-	154
3	INTERESES DURANTE LA CONSTRUCCION	-	116	116	-	-	-	-	116	116
4	CAPITAL DE TRABAJO	435	-	435	-	-	-	435	-	435
TOTAL S/. MM.		1264	116	1380	-	1084	1084	1264	1200	2464
% CAPITAL Y DEUDA				56		44				100
% MONEDA EXTRANJERA			3	100		100	100		49	100

CUADRO 5.5.2.a

ESTRUCTURA FINANCIERA ANUAL EN LA IMPLEMENTACION DEL PROYECTO: 1a. ETAPA

ESTRUCTURA	CAPITAL PROPIO			PRESTAMO			TOTAL		
	MN	ME	TOTAL	MN	ME	TOTAL	MN	ME	TOTAL
ANOS									
- 1.5	206	14	220	-	234	234	206	248	454
- 1	345	29	374	-	241	241	345	270	615
TOTAL: - US. \$ M	551	43	594	-	475	475	551	518	1069

MN: Moneda Nacional

ME: Moneda Extranjera

CUADRO 5.5.2.b

ESTRUCTURA FINANCIERA ANUAL EN LA IMPLEMENTACION DEL PROYECTO: 2a. ETAPA

ESTRUCTURA AÑOS	CAPITAL PROPIO			PRESTAMO			TOTAL		
	MN	ME	TOTAL	MN	ME	TOTAL	MN	ME	TOTAL
2	713	73	786	-	609	609	713	682	1,395
	-	-	-	-	-	-	-	-	-
TOTAL US. \$ M	713	73	786	-	609	609	713	682	1,395

MN: Moneda Nacional

ME: Moneda Extranjera

CALENDARIO DE INVERSIONES EN MONEDA NACIONAL Y EXTRANJERA US. \$ M: 1a. ETAPA

AÑOS	MONEDA	- 1.5			- 1			TOTAL		
		MN	ME	TOTAL	MN	ME	TOTAL	MN	ME	TOTAL
	INVERSION FIJA	130	234	364	200	241	441	330	475	805
1	Equipos y maquinarias	76	234	310	75	235	310	151	469	620
2	Obras civiles y Edificio	50	-	50	22	-	22	72	-	72
3	Erección y Montaje	-	-	-	58	-	58	58	-	58
4	Supervisión 40% y 60%	4	-	4	6	-	6	10	-	10
5	Repuestos	-	-	-	-	6	6	-	6	6
6	Otros	-	-	-	39	-	39	39	-	39
	GASTOS PRE-OPERATIVOS	76	-	76	-	-	-	76	-	76
1	Ingeniería	62	-	62	-	-	-	62	-	62
2	Tecnología	10	-	10	-	-	-	10	-	10
3	Otros	4	-	4	-	-	-	4	-	4
	INTERESES DE CONSTRUCCION	-	14	14	-	29	29	-	43	43
	CAPITAL DE TRABAJO INICIAL	-	-	-	145	-	145	145	-	145
	INVERSION TOTAL	206	248	454	345	270	615	551	518	1069

CALENDARIO DE INVERSIONES EN MONEDA NACIONAL Y EXTRANJERA US. \$ M

A Ñ O S	MONEDA			T O T A L			T O T A L		
	MN	ME 1E	TOTAL	MN	ME	TOTAL	MN	ME	TOTAL
INVERSION FIJA				345	609	954	345	609	954
Equipos y maquinarias				138	601	739	138	601	739
Obras civiles y Edificio				87	-	87	87	-	87
Erección y Montaje				70	-	70	70	-	70
Supervisión				5	-	5	5	-	5
Repuestos				45	8	53	-	8	8
Otros				45	-	45	45	-	45
GASTOS PRE-OPERATIVOS				78	-	78	78	-	78
Ingeniería				74	-	74	74	-	74
Tecnología				0	-	0	0	-	0
Otros				4	-	4	4	-	4
INTERESES DE CONSTRUCCION				-	73	73	-	73	73
CAPITAL DE TRABAJO INICIAL				290	-	290	290	-	290
INVERSION TOTAL				713	682	1395	713	682	1395

CALENDARIO DE INVERSIONES EN MONEDA NACIONAL Y EXTRANJERA : US. \$ M: CONSOLIDADO

AÑOS								TOTAL		
MESES	MONEDA	MN	ME	TOTAL	MN	ME	TOTAL	MN	ME	TOTAL
	INVERSION FIJA							675	1084	1759
1	Equipos y maquinarias							381	1070	1359
2	Obras civiles y Edificio							159	-	159
3	Erección y Montaje							128	-	128
4	Supervisión							15	-	15
	Repuestos							-	14	14
	Otros							84	-	84
	GASTOS PRE-OPERATIVOS							154	-	154
	Ingeniería							136	-	136
	Tecnología							10	-	10
	Otros							8	-	9
	INTERESES DE CONSTRUCCION							-	116	116
	CAPITAL DE TRABAJO INICIAL							435	-	435
	INVERSION TOTAL							1264	1200	2464

6.- FINANCIAMIENTO

6.- FINANCIAMIENTO.-

La adquisición de los activos fijos requeridos para el proyecto se puede hacer con pagos parte en dólares y parte en soles.

6.1 Esquema de Financiamiento.-

De acuerdo a la inversión total el cuadro 5A y a las condiciones del financiamiento adoptado se ha proyectado un esquema de financiamiento bajo las siguientes bases:

- a. El 15% del valor F.O.B puerto de embarque de los equipos y el 15% de los servicios al contado.
- b. El 85% restante en 16 cuotas semestrales iguales, la primera de las cuales vencerá a los 21 meses de la fecha de cada embarque de los equipos.
- c. Tasa de intereses de 7 1/2% anual sobre los saldos, a partir de la fecha de los documentos de embarque.
- d. Adicionalmente se ha considerado otros recargos de financiación locales para totalizar 12% sobre los saldos según las siguientes estructuras:

	<u>%</u>
-Tasa de intereses por financiación extranjera.	7.5
-Por aval de COFIDE	1.0
-Por servicios de COFIDE	1.0

-Por contingencias	1.5
	<hr/>
TOTAL	12.0

Los resultados se muestran en los cuadros siguientes:

- a. El cuadro 6.1.a muestra el esquema de financiamiento para la primera etapa de producción.
- b. El cuadro 6.1.b muestra el esquema de financiamiento para la ampliación de la planta de máxima capacidad (2° etapa).
- c. El cuadro 6.1.c muestra en forma consolidada el financiamiento para las 2 etapas de producción.

6.2 Calendario de préstamos y amortización.-

De acuerdo a la estructura financiera de inversiones y al esquema de financiamiento se ha elaborado un calendario de préstamos y amortización.

- a. El cuadro 6.2.a muestra el calendario de préstamos y amortización para la primera etapa de producción.
- b. El cuadro 6.2.b muestra los cálculos para la segunda etapa.
- c. El cuadro 6.2.c muestra el calendario de préstamos y amortización consolidado para las 2 etapas de producción.

CUADRO 6.1.a

ESQUEMA DE FINANCIAMIENTO 1a. ETAPA		US. \$ M	
INVERSION TOTAL SIN FINANCIAMIENTO		-	798
INVERSION TOTAL CON FINANCIAMIENTO		-	1,069
ESQUEMA:	TASA DE INTERES	12%	
	PERIODO DE PAGOS	8 años	
	PERIODO DE GRACIA	2 años	
	RELACION $\frac{\text{CAPITAL}}{\text{DEUDA}}$	56/44	
	CAPITAL	594	
	DEUDA	475	
	TOTAL	1,069	

CUADRO 6.1.a

ESQUEMA DE FINANCIAMIENTO 1a. ETAPA

U.S. \$ M.

INVERSION TOTAL SIN FINANCIAMIENTO		-	798
INVERSION TOTAL CON FINANCIAMIENTO		-	1,069
ESQUEMA:	TASA DE INTERES	12%	
	PERIODO DE PAGOS	3 años	
	PERIODO DE GRACIA	2 años	
	RELACION $\frac{\text{CAPITAL}}{\text{DEUDA}}$	56/44	
	CAPITAL	594	
	DEUDA	475	
	TOTAL	<u>1,069</u>	

CUADRO 6.1.c

ESQUEMA DE FINANCIAMIENTO: CONSOLIDADO			US. \$ M
INVERSION TOTAL SIN FINANCIAMIENTO			1,792
INVERSION TOTAL CON FINANCIAMIENTO			2,464
ESQUEMA:	TASA DE INTERES	12%	
	PERIODO DE PAGOS	8 años	
	PERIODO DE GRACIA	2 años	
	RELACION $\frac{\text{CAPITAL}}{\text{DEUDA}}$	56/44	
	CAPITAL	1,380	
	DEUDA	<u>1,084</u>	
	TOTAL	2,464	

CALENDARIO DE PRESTAMOS Y AMORTIZACION -US. \$M : CONSOLIDADO

	-1.5	-1	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	TOTAL
1º PRESTAMOS													
INVERSION FIJA	234	241		609									1,084
GASTOS PRE-OPERAT	-	-		-									-
CAPITAL TRABAJO	-	-		-									-
TOTAL	234	241		609									1,084
2º AMORTIZACIONES													
			39	39	39	39	39	39	39	-	-	-	234
			-	-	-	102	102	102	102	102	99	4	609
			-	40	40	40	40	40	41	-	-	-	241
			39	79	79	181	181	181	143	102	99		1,084
3º DEUDA ACUMULADA	234	475	436	966	887	706	525	344	201	99	0		-
4º INTERESES PROM.12%	14	43	57	52	116	106	85	63	41	24	12	-	556
5º GASTOS FINANCIEROS DURANTE CONSTRUCC.	14	*116	5	5	14	14	14	14	14	14	12	10	116
6º GASTOS FINANC. TOT.	14	116	62	57	130	120	99	77	55	38	24	10	672
7º APORTES DE CAPITAL	220	374		786									1,380
8º INVERSION TOTAL	454	615		1395									2,464

*: Está incluidos los 73,000\$ de interés de construcción de la 2a. etapa.

7.- C O S T O S D E O P E R A C I O N

7.- COSTOS DE OPERACION.-

Los cálculos de costos para los 10 años de operaciones se han realizado considerando que ellos no variarán en el trabajo de vida útil del proyecto.

7.1 Costos variables.-

El cuadro 7.1 muestra en detalle los costos variables de producción estimados para el proyecto y a máxima capacidad de producción de 10,000 Tn/AÑO.

Estos costos variables unitarios llegan a 21,544.6 soles/Tn de producto terminado.

7.2 Costos fijos.-

Los costos fijos anuales se muestran en los siguientes cuadros:

- a. El cuadro 7.2.a muestra los costos fijos para la primera etapa de producción (3,000 Tn/AÑO).
- b. El cuadro 7.2.b muestra los costos fijos para la ampliación a capacidad de 10,000 Tn/AÑO en una segunda etapa.

7.3 Costos de ventas.-

El costo de venta ex-planta para los 10 años de vida útil del proyecto se ha considerado constante, siendo \$221/Tn para una capacidad de 3,000 Tn/AÑO en la prime-

BASE
-Cap. planta 10,000 TM
Operación 8,000 horas (333 días)

COSTOS VARIABLES

A.-MATERIAS PRIMAS	UNIDAD	COSTO S/. UNIDAD	UNIDAD/ TM	SOLES/ TM	MILES S/. AÑO	SOLES/ DIA	UNIDADES/ AÑO
1 Bentonita	TM	*7,550	1.27	9,588	95,880		12,700
2 HCl 33%	TM	*1,500	3.26	4,890	48,900		32,600
3 Floculante	KGS.	500	0.37	185	1,850		3,700
4 React. Químicos	KGS.	5,000	0.14	700	7,000		1,400
5							
TOTAL				15,363	153,630		
B.-SERVICIOS INDUSTRIAL.							
1 VAPOR	TM	200	4.6	920	9,200		46,000
2 ENERGIA ELECTRICA	KW-h	2	100	200	2,000		10,000
3 AIRE	m ³	.02	1300	26	260		1.3 x 10 ⁷
4 AGUA ENFRIAMIENTO	m ³	4	6.4	25.6	256		64,000
5 AGUA PROCESO	m ³	0.10	129	1,290	12,900		1.29 x 10 ⁶
6 REFRIGERACION	-	-	-	-	-		-
7 OTROS SUMINISTROS OPERACION PETROLEO PARA SECADO	GLNS.	30	124	3,720	37,200		1.24 x 10 ⁶
8 TOTAL				6,181.6	61,816		
C.- TOTAL COSTOS VARIABLES				21,544.6	215,446		

* Incluye 2,550 soles/TM de flete.

106S/TM

CUADRO 7.2 a BASE
COSTOS FIJOS 365 días
3,000 T/M

S/.130.00/U.S.\$

D.- MANO DE OBRA	CONCEPTO	MILES S/ : AÑO	SOLES/ DIA	SOLES/ TM	US\$/AÑO
1	SUPERVISION DIA	4 x 450	18,000		
2	CAPATACES	3 x 360	1,080		
3	OPERADORES	30 x 200	6,000		
	TOTAL M.O.D	37 hombres	8,880		
E.- MANTENIMIENTO					
	1% INVERSION FIJA		1,046		
F.- LABORATORIO Y/U OTROS					
	3 H-año + 100,000 SOLES POR AÑO	600 + 100	700		
G.- DEPRECIACION					
	10% ANUAL		10,465		
H.- SEGUROS					
	0.5% INVERSION FIJA		667		
I.- TOTAL COSTOS FIJOS			21,758	7,252	167,369
J.- TOTAL COSTO DE VENTAS * (C + I)			86,392	28,797	

* COSTO EX-PLANTA \$/TM.

198\$/TM

CUADRO 7.2 b BASE
COSTOS FIJOS 365 días
10,000 TMA

S/.130.00/U.S.\$

D.- MANO DE OBRA		CONCEPTO	MILES S/-AÑO	SOLES/ DIA	SOLES/ TM	US\$/AÑO
1	SUPERVISION DIA	4 x 450	1,800			
2	CAPATACES	6 x 360	2,160			
3	OPERADORES	51 x 200	10,200			
4	TOTAL M.O.D	61 Hombres	14,160			
E.- MANTENIMIENTO						
	1% INVERSION FIJA		2,286			
F.- LABORATORIO Y/U OTROS						
	4 H-año + 100,000 SOLES POR AÑO	800 + 100	900			
G.- DEPRECIACION						
	10% ANUAL		22,867			
H.- SEGUROS						
	0.5% INVERSION FIJA		1,143			
I.- TOTAL COSTOS FIJOS			41,356		4,135	318,123
J.- TOTAL COSTO DE VENTAS *						
(C + I)			256,802		25,680	

* COSTO EX-PLANTA \$/TM

198\$/TM

ra etapa y \$198/TII para una capacidad de 10,000 TII/AÑO en la segunda etapa de producción.

7.4 Gastos administrativos.-

Considerando que estos gastos están basados en el esfuerzo de comercialización y asistencia técnica que significa en introducir un producto nuevo en el mercado, se ha tomado el 4% de las ventas durante los 10 años del proyecto y se ha prorrateado en partes iguales para cada año, dando un monto total de \$230,000. Esta suma cubriría totalmente la eventualidad de encargar la comercialización de este producto a nivel de Grupo Andino por una firma de prestigio y solvencia.

7.5 Gastos preoperativos.-

Los gastos preoperativos en que se incurra durante el período de ejecución del proyecto y que asciende a \$154,000 será amortizado en 10 años de operación.

7.6 Gastos financieros.-

Constan de intereses durante la construcción de la planta y los intereses por saldos de la deuda (ver cuadro 6.2 para detalles), los cuales llegan a un total de \$672,000 según el cuadro 7.6. .

CUADRO 7.6

U.S.\$

GASTOS FINANCIEROS US \$: BASE: 10 años
CAPACIDAD: 3,000/10,000T:1A

INTERESES DURANTE CONSTRUCCION	116,000	
INTERESES POR SALDOS DE DEUDA	556,000	
TOTAL GASTOS FINANCIEROS EN 10 AÑOS	672,000	

CUADRO 7.7

CONSIDERACIONES SOBRE EL PUNTO DE EQUILIBRIO	US.\$ M EN 10 AÑOS DE VIDA DEL PROYECTO	AÑO		
COSTOS FIJOS DE OPERACION	2'879,722	167,369	167,369	313,123
GASTOS ADMINISTRATIVOS Y DE VENTA	230,000	23,000	23,000	23,000
GASTOS PRE-OPERATIVOS	154,000	8,000	8,000	18,000
GASTOS FINANCIEROS (INT.TOTALES)	672,000	62,000	57,000	30,000
COSTOS FIJOS TOTALES		260,369	255,369	466,123

7.7 Punto de equilibrio.- (P.E.)

El análisis del punto de equilibrio puede determinarse utilizando la ecuación siguiente:

$$PE = \frac{C.F.}{P - CV}$$

Donde:

C.F = costo fijo total

C.V = costo variable unitario

P = precio del producto

Se hará el análisis para las dos etapas de producción.

a. 3,000 TMAA/AÑO.- Primer Año

$$PE = \frac{260,369\$/AÑO}{(290 - 166)\$/TM}$$

PE = 2,100 TM para el 1er año y 2,060 TM/AÑO para el 2º año.

b. 10,000 TMA/AÑO.- Para el caso más crítico que es el 3er año

$$PE = \frac{466,123\$/AÑO}{(264.7 - 166)\$/AÑO}$$

PE = 4,756 TM/AÑO

Donde P = 264.7 \$/TM ponderado para el 3er año.

8.- RENTABILIDAD

8.- RENTABILIDAD.-

Considerando que el proyecto se ha evaluado para un período de 10 años de vida útil, la rentabilidad se ha determinado a costos y precios constantes y no se ha considerado el efecto de la inflación.

8.1 Bases.-

8.1.1 Los costos de producción se han ~~mantenido~~ mantenido constantes para la vida útil del proyecto.

8.1.2 Los precios de las arcillas activadas se han mantenido constantes durante la vida útil del proyecto.

8.1.3 El mercado de las arcillas activadas en la Subregión Andina estaría influenciado por los siguientes factores.

a. Los precios de las importaciones de A.A. desde México ó E.E.U.U. El actual precio de las arcillas activadas es U.S. \$ 213 C&F, llegando a la planta de los usuarios alrededor de \$300/Ton.

b. Hasta hace poco en la Sub-región Andina no hubo esfuerzo para producir A.A. en condiciones industriales para sustituir las importaciones. Sin embargo, se puede recalcar que si hubo algún estudio para producir A.A. estos quedaron sólo en simples estudios de laboratorio.

8.2 Estructura de precios.-

La rentabilidad se ha calculado en base a la siguiente estructura de precios.

1. Para ventas locales.

Para uso nacional el precio estimado en cada uno de los 10 años del proyecto sería de \$290/TM.

2. Para ventas de exportación al GRAN.

El precio FOB para la exportación de A.A. al mercado del GRAN sería \$250 (para más detalles ver cuadro 2.6.1.F - estudio de mercado) para cualquier país del área Andina.

8.3 Determinación del Margen Bruto.-

En el cuadro 8.3 muestra los volúmenes de ventas, precios, ventas totales, costos, ventas y márgenes brutos durante 10 años.

El margen bruto oscila de \$240,000 a \$695,000 entre el primer y décimo año.

8.4 Determinación de la rentabilidad económica.-

El cuadro 8.4 muestra los cálculos correspondientes.

Las utilidades netas van desde \$209,000 hasta \$658,000 entre el 1° y 10° año de operaciones.

Luego de las deducciones de ley se ha determinado que

el flujo de caja variable de \$233,000 a \$476,000 considerando los beneficios tributarios de reinversión de utilidades.

Los flujos de caja permiten una rentabilidad económica de 12%* como tasa interna de retorno. (TIR)

8.5 Determinación de rentabilidad financiera.-

El cuadro 8.5 muestra el cálculo, el cual da como resultado utilidades netas que van desde \$147,000/año a \$650,000/año entre el primero y décimo año de operaciones. Luego de las deducciones de ley se ha determinado un flujo de caja variable desde \$119,000/año a \$ 482,000/año entre el primero y décimo año. Considerando los beneficios tributarios de reinversión. Beneficios de reinversión de la comunidad Industrial nos permite obtener un flujo de caja que origina una rentabilidad financiera del orden del 20%* como tasa interna de retorno. (TIR)

* La tasa interna de retorno (TIR) económica y financiera son tasas deflacionadas. Considerando la inflación del orden de 10% se llega a una rentabilidad financiera del orden del 30%.

DETERMINACION DEL MARGEN BRUTO ANUAL DEL PROYECTO CLOROPARAFINAS S/.,000

		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	TOTAL
1.-VENTAS T/1												
MERCADO NAC.		3,479	3,576	3,674	3,771	3,868	3,965	4,063	4,169	4,257	4,354	39,176
EXPORTACION		0	0	6,326	6,229	6,123	6,035	5,937	5,831	5,743	5,646	47,879
TOTAL		3,479	3,576	10,000	10,000	10,000	10,000	10,000	10,000	10,000	10,000	87,055
NACIONAL \$	290	1,009	1,037	1,065	1,094	1,122	1,150	1,178	1,209	1,235	1,263	11,362
EXPORTACION \$	250	0	0	1,582	1,557	1,533	1,509	1,484	1,458	1,436	1,412	11,971
TOTAL		1,009	1,037	2,647	2,651	2,655	2,659	2,662	2,667	2,671	2,675	23,333
2.- COSTO VENTAS		* 769	* 790	* 1,980	1,980	1,980	1,980	1,980	1,980	1,980	1,980	17,399
3.-MARGEN BRUTO		240	247	667	671	675	679	682	687	691	695	5,934

* 221\$: AÑOS 1 y 2

** 198\$: AÑOS 3 al 10.

CUADRO 8.4

S/.

U.S.\$

DETERMINACION DE LA RENTABILIDAD ECONOMICA DEL PROYECTO - CAPITAL US \$ M

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	TOTAL
BRUTO	240	247	667	671	675	679	682	687	691	695	5,934
DOM. Y VENTA	23	23	23	23	23	23	23	23	23	23	230
PRE-OPERATI	8	8	18	18	18	18	18	18	18	12	154
NETA	209	216	626	630	634	638	641	646	650	658	5,550
ESTRIAS	27% 56	58	169	170	171	172	173	174	176	178	1,497
DISPONIBLES	153	158	457	469	463	466	468	472	474	480	4,053
A LA RENTA	40% 61	63	183	184	185	186	187	189	190	194	1,622
DESPUES DE A LA RENTA	92	95	274	276	278	280	281	283	284	288	2,431
DECIACION	81	81	176	176	176	176	176	176	176	176	1,570
IS PRE-ATIVOS	8	8	18	18	18	18	18	18	18	12	154
EF. TRIP. INVERSION85	52	54									106
INVERSION		1,322									(1,322)
DE-CAJA	233-	(1,084	468	470	472	474	475	477	478	476	2,939
-1											

CUADRO 8.5

S/.

U.S.\$

DETERMINACION DE LA RENTABILIDAD FINANCIERA DEL PROYECTO - US \$/M

	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	TOTAL	
1.-MARGEN BRUTO	240	247	671	671	675	679	682	687	691	695	5,934	
- GASTOS ADM. Y VENTAS	23	23	23	23	23	23	23	23	23	23	230	
- GASTOS PRE-OPERATIVOS	8	8	18	18	18	18	18	18	18	12	154	
- GASTOS FINANCIEROS	62	57	130	120	99	77	55	38	24	10	672	
1.-UTILIDAD NETA	147	159	496	510	535	561	586	608	626	650	4,876	
5.-LEY INDUSTRIAS 27%	40	43	134	138	144	151	158	164	169	174	1,315	
6.-RENTA IMPONIBLE	107	116	362	372	391	410	428	444	457	474	3,561	
7.-IMPUESTO A LA RENTA 40%	43	46	145	149	156	164	171	178	183	190	1,425	
3.-UTILIDAD DESPUES DE IMPUESTOS A LA RENTA	64	70	217	223	235	246	257	266	274	284	2,136	
+ DEPRECIACION	81	81	176	176	176	176	176	176	176	176	1,570	
+ GASTOS PRE-OPERATIVOS	8	8	18	18	18	18	18	18	18	12	154	
+ GASTOS FINANCIEROS DE CONSTRUCCION	5	5	14	14	14	14	14	14	12	10	116	
- PAG. DE DEUDA	(39)	(79)	(79)	(181)	(181)	(181)	(143)	102	99	0	1,084	
9.-FLUJO DE CAJA	119	85	346	250	262	273	322	372	381	482	2,892	
+ D.I. REIN. DE LA C.I. IND. 13.5%	20	21	67	69	72	76	79	82	85	88	659	
+ D.I. TRIB. REIN. 8%	52	54									106	
R INVERSION		(786)									(786)	
INVERSION(220) (374)											(594)	
NETO. FLUJO DE CAJA	(220) (373)	191	(626)	413	319	334	349	401	454	466	570	2,277

T I R = 20%

En una economía inflacionaria con una tasa de inflación de un 10% anual para este proyecto tanto en costos de producción como en precios de venta se puede estimar que la rentabilidad llegaría a 28%.

9.- BALANCE DE DIVISAS

9.- BALANCE DE DIVISAS.-

El proyecto muestra un favorable balance de divisas que sumariado en el período de 10 años se muestra en el cuadro N° 9.

Se llega a un saldo neto a nivel de Empresa de S/.10'215,000 y un saldo neto para el país de \$21'577,000 en los 10 años de operación del proyecto.

9.1 Aumento de Exportaciones.-

El proyecto generaría un incremento de las exportaciones peruanas en un total de \$11'971,000 en los 10 años de vida útil del proyecto.

9.2 Sustitución de Importaciones.-

La producción de A.A. en el país traería como consecuencia una sustitución de las importaciones de las mismas con un consiguiente ahorro de divisas del orden de \$ 10'215,000 por concepto de importaciones y una generación de divisas del orden de \$11'362,000 por concepto de exportaciones entre el primero y décimo año de operaciones.

BALANCE DE DIVISAS EXPRESADO EN MONEDA NACIONAL A NIVEL DE EMPRESA Y DE PAIS - S/. MM

AÑOS	1.5	-1	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	TOTAL
1.-EGRESOS:													
INVERSION	14	29	39	-152*	779	181	181	181	143	102	99	-	1,200
COSTOS VARIABLES													
COSTOS FIJOS													
INTERESES	1		57	52	116	106	85	63	41	24	12	-	556
	14	29	96	204	195	287	266	244	184	126	111	-	1,756
2.-INGRESOS:													
EXPORTACION	-	-	0	0	1,582	1,557	1,533	1,509	1,484	1,458	1,436	1,412	1,971
SALDO DIVISAS DEL PROYECTO PARA LA EMPRESA	-14	-29	-96	-204	1,387	1,270	1,267	1,265	1,300	1,322	1,325	1,412	0,215
SUSTITUCION IMPORTACIONES:													
-PRODUCTO			1,009	1,037	1,065	1,094	1,122	1,150	1,178	1,209	1,235	1,263	11,362
MATERIAS PRIMAS													
SALDO NETO DE DIVISAS PARA EL PAIS	-14	-29	913	833	2,452	2,344	2,389	2,415	2,478	2,541	2,560	2,675	21,577.

* Incluye -73,000\$ de intereses de construcción de 2a. etapa.

B I B L I O G R A F I A

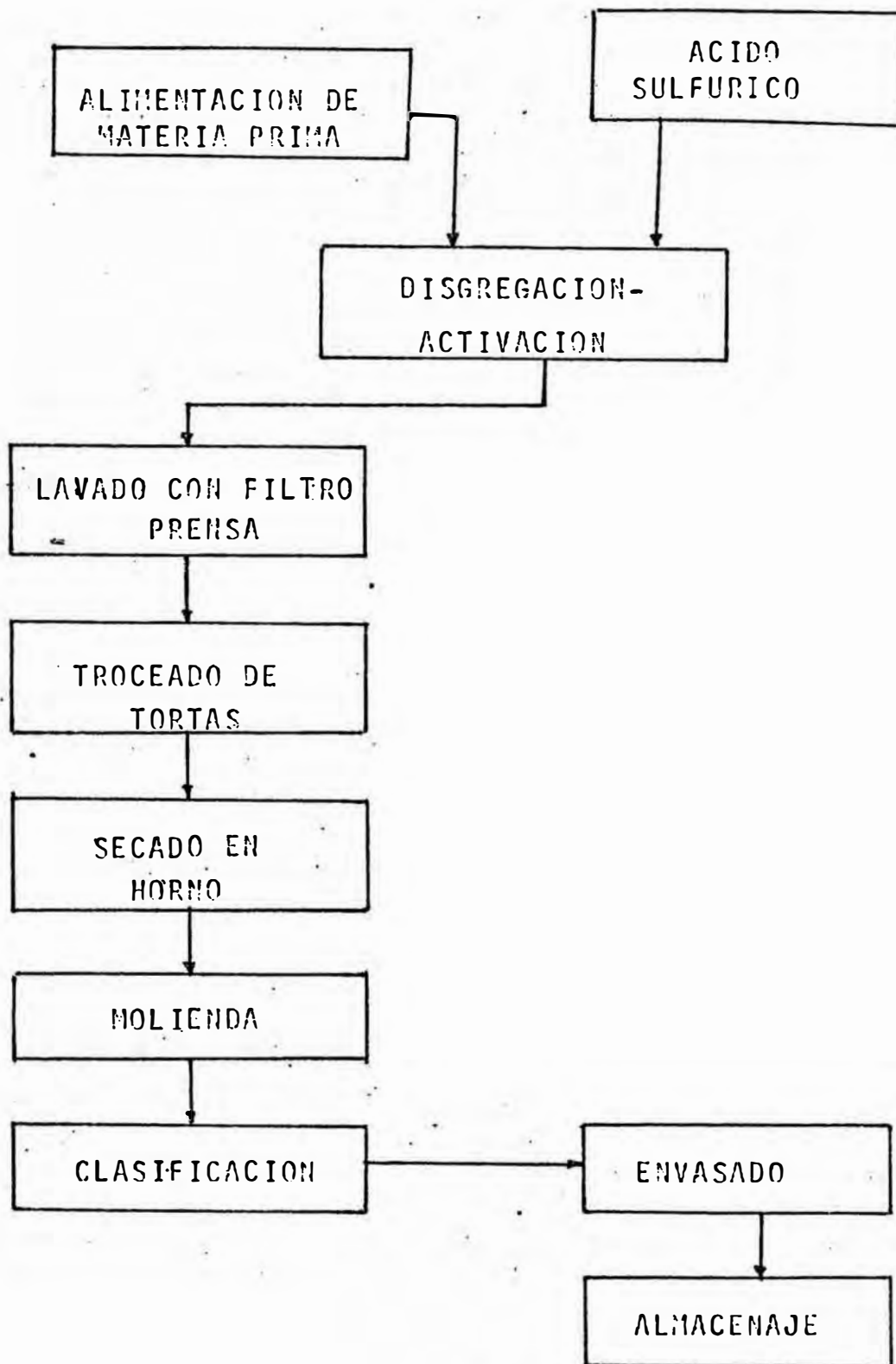
- "Chemical Engineering Handbook"
Perry & Chilton
- "Procesos con Transferencia de Masa"
Treybal, Robert
- "Principios de Operaciones Unitarias"
Foust, Alan y Otros
- "Operaciones Básicas en Ingeniería Química"
McCabe. & Smith
- "Procesos con Transferencia de Calor"
Kern, Donald, O.
- "Chemical Engineering Plant Design"
Vilbrant and Dryden
- "Plant Design and Economics for Chemical Engineering"
Peters
- "Spray Drying - an introduction to principles Operational
practice and Applications"
Master, K. - 1a Edición - Gran Bretaña
- "Calculation for Dryers" - Chemical Engineering Vol 84 N°2
January 1 - 1977
- "Drying" Chemical Engineering - June 19, 1977
- "Design and Use of Spray Dryers"
Chemical Engineering October 14, 1963

Rautzen, Robert R., Corpstein, Robert R. and Dickey,
Dand, S.; "How to use scale-up methods for turbine agitators".,
Chemical Engineering, October 25, 1976.
"Applications Analysis for turbine agitators", Chemical Engineering
November 8, 1976 - pp. 127 - 133
"How to manage plant design to obtain minimum cost".
Chemical Engineering, May 23, 1977 - pp. 130 - 136
"Manual de Bombas Centrífugas"
Hidrostat
"Speaking out on corrosion Resistant Materials of construction"
Atlas Chemical Industries, Inc. - Issue 1 - 30
Specialty Chemical Division
ICI America Inc.
Wilmington, Delaware 19899

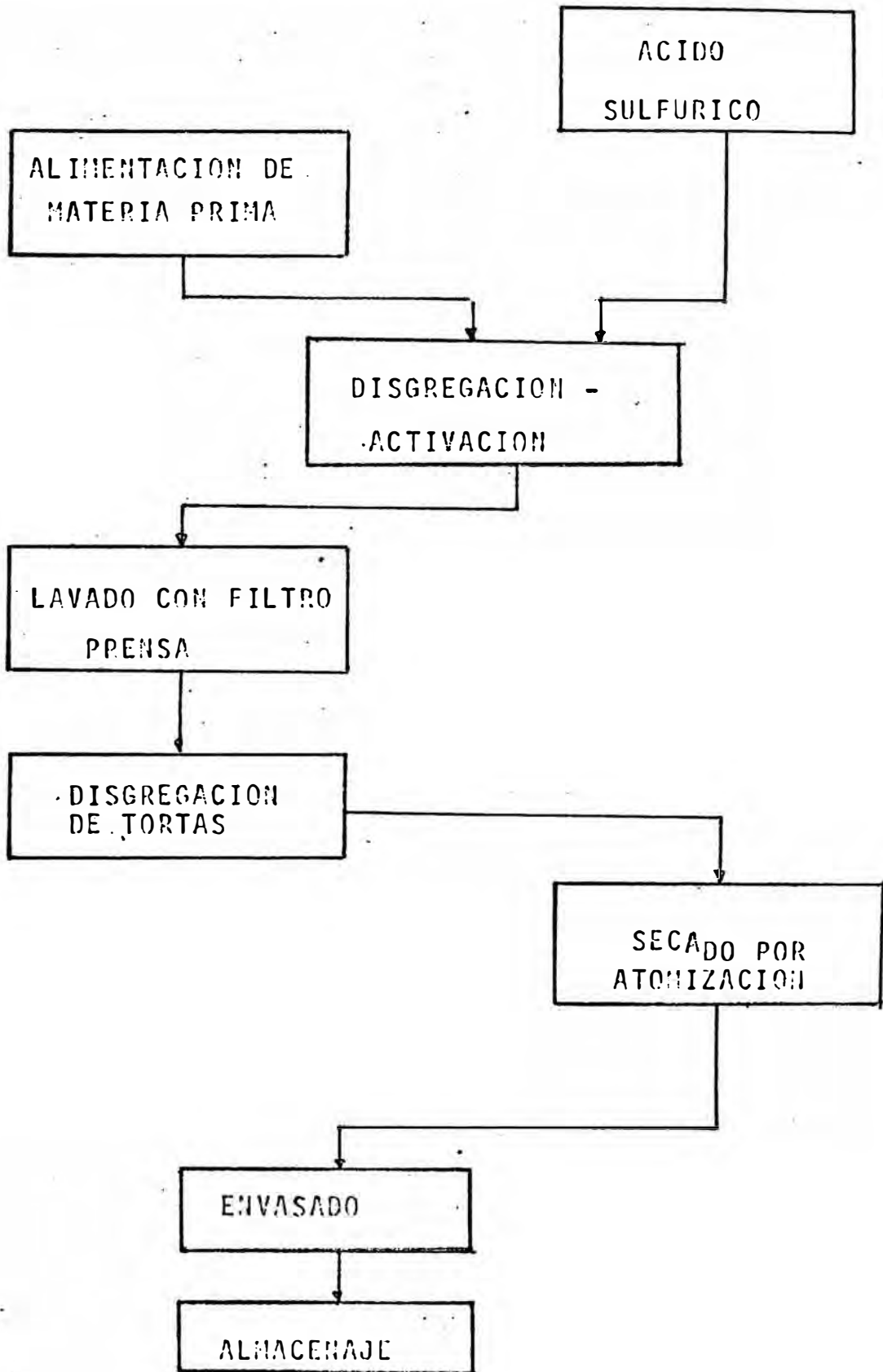
10. APENDICES Y ANEXOS

A N E X O 4.2.1

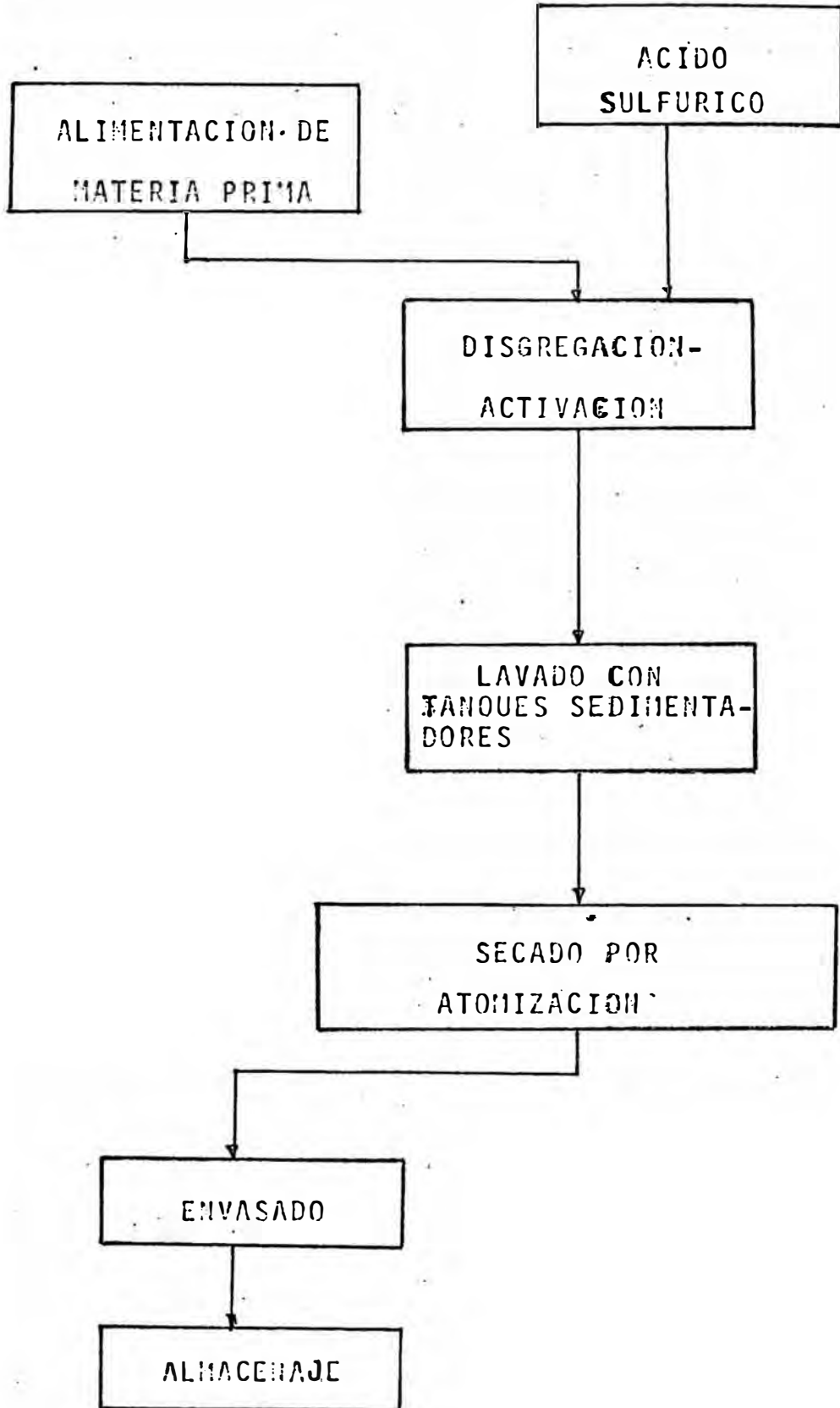
ALTERNATIVA Nº1



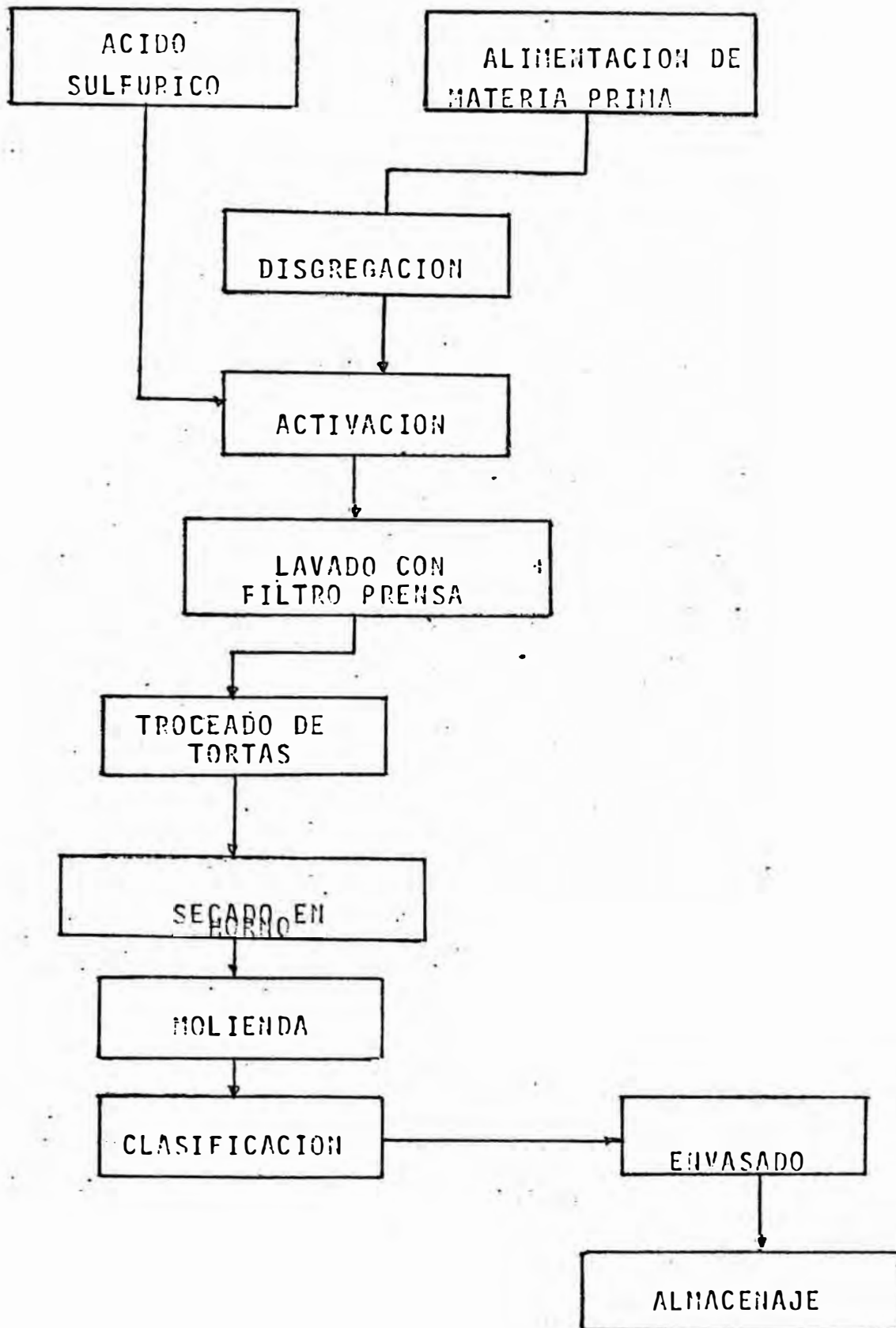
ALTERNATIVA N° 2



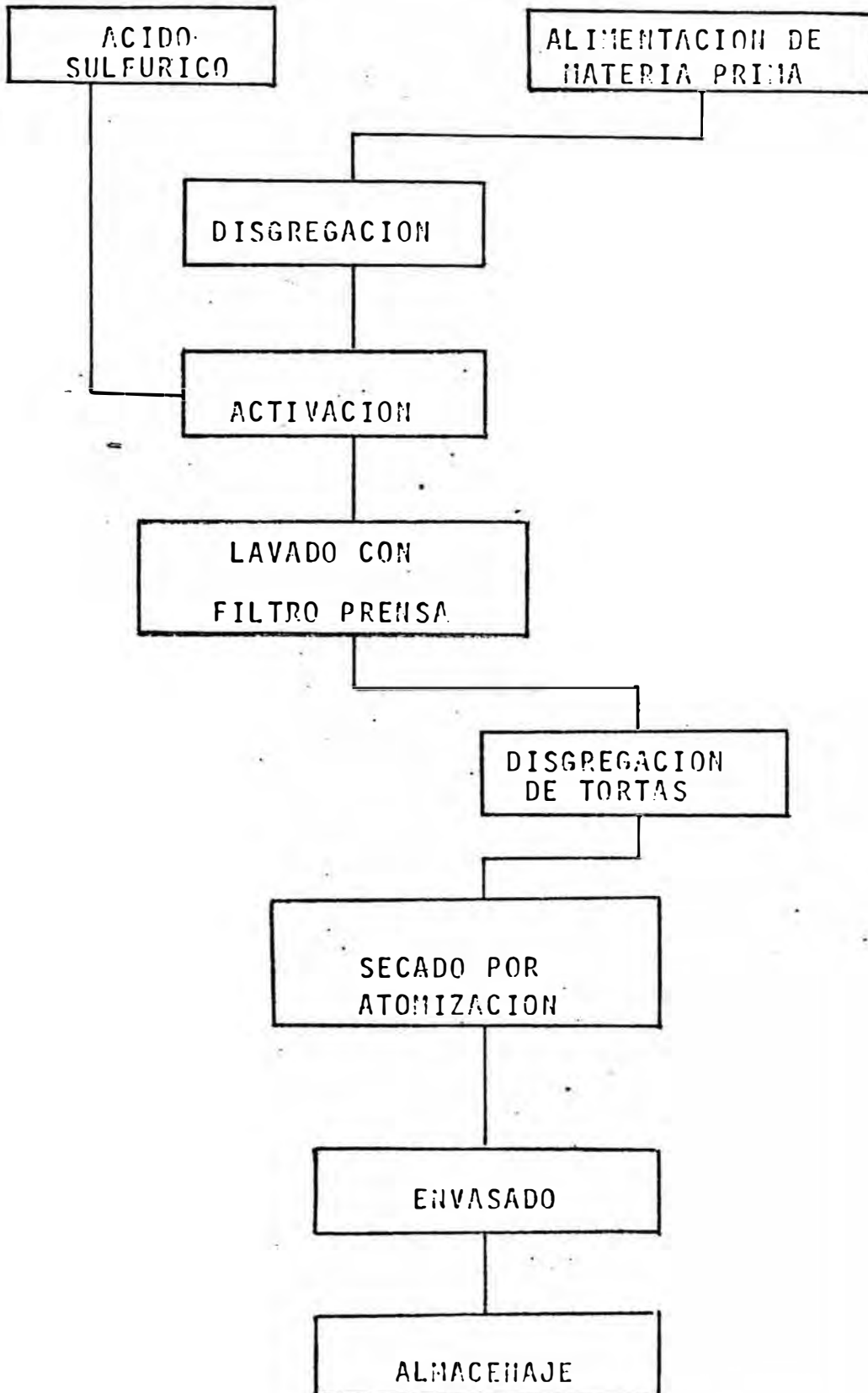
ALTERNATIVA N° 3



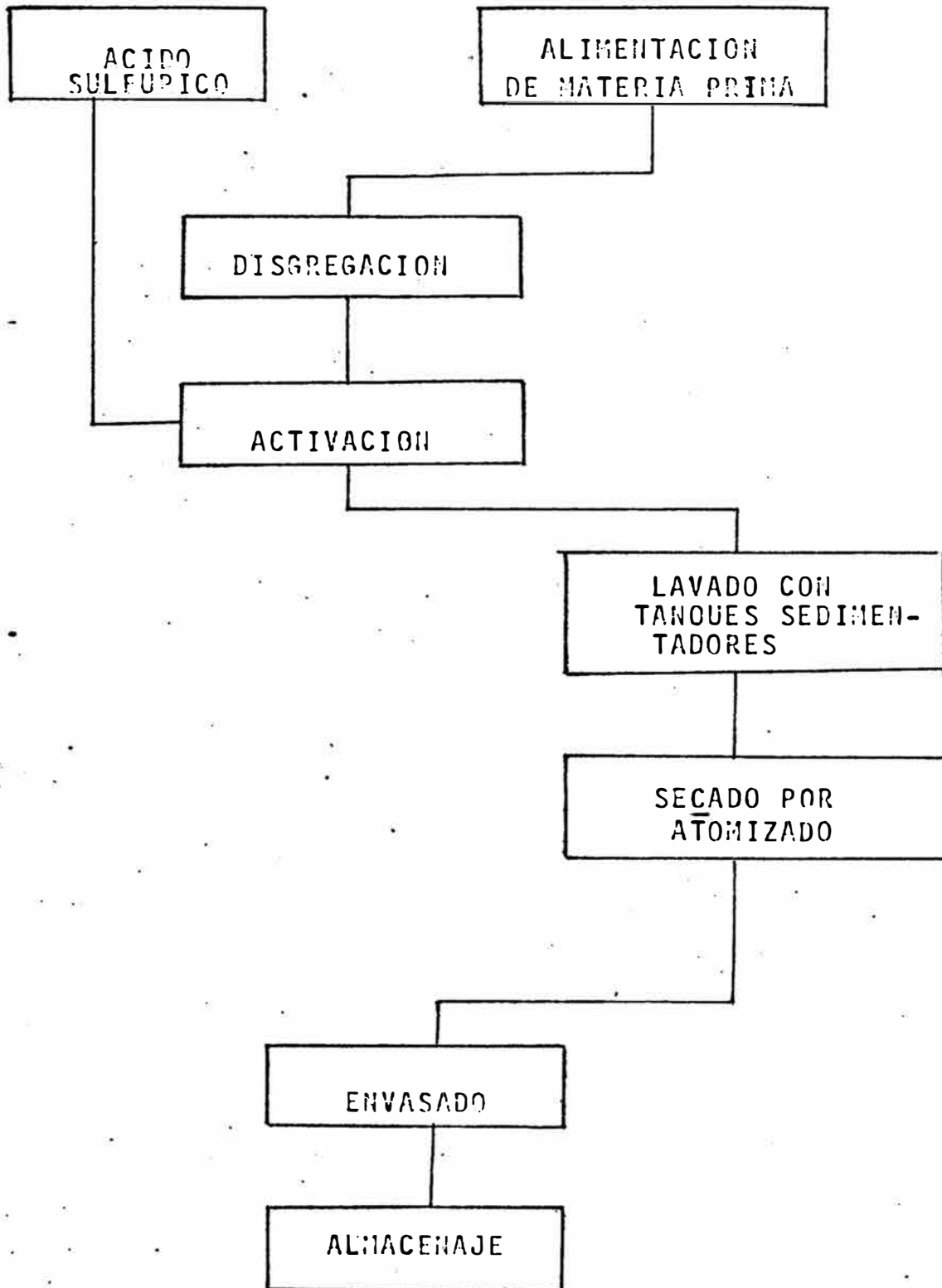
ALTERNATIVA N° 4



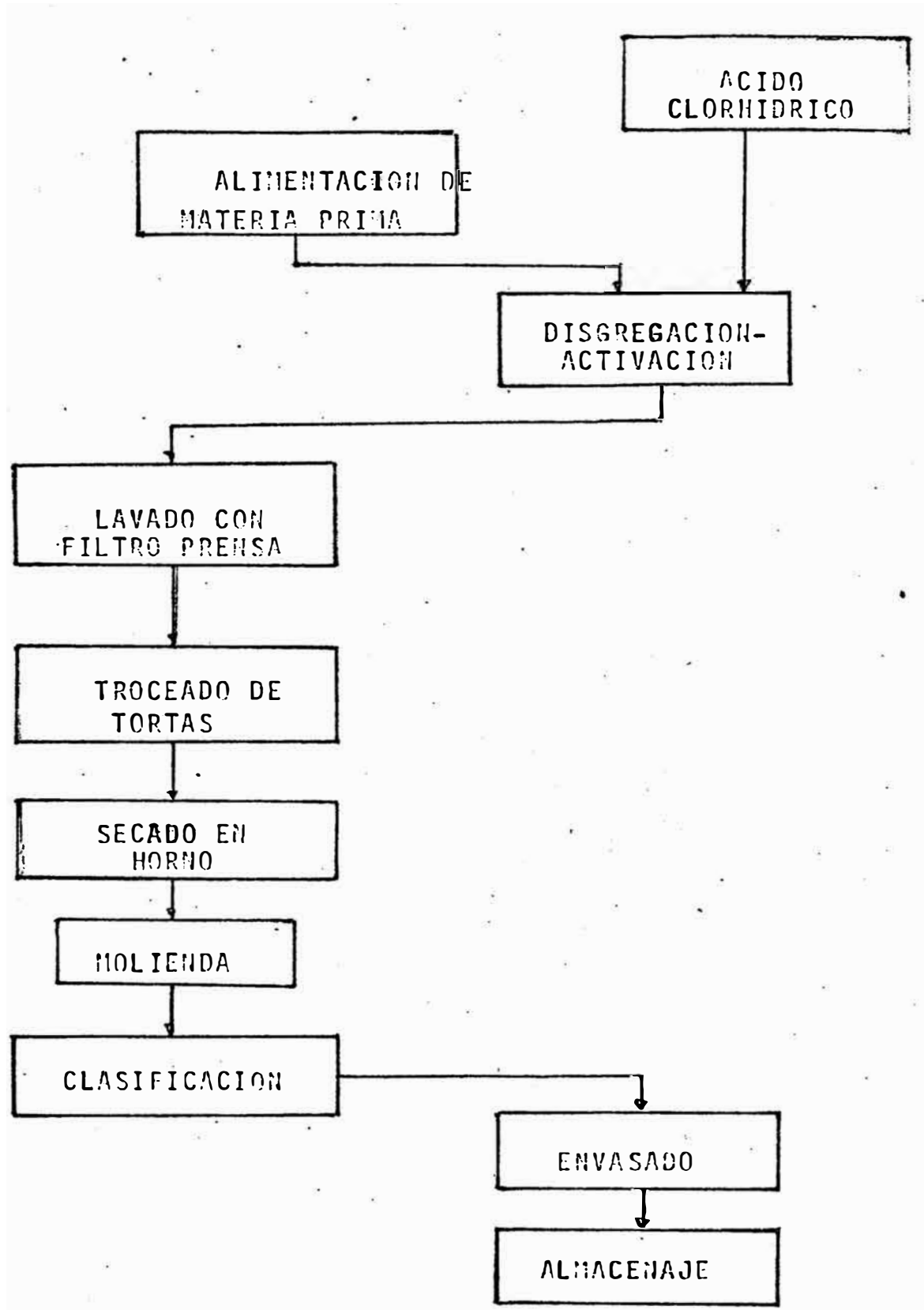
ALTERNATIVA N° 5



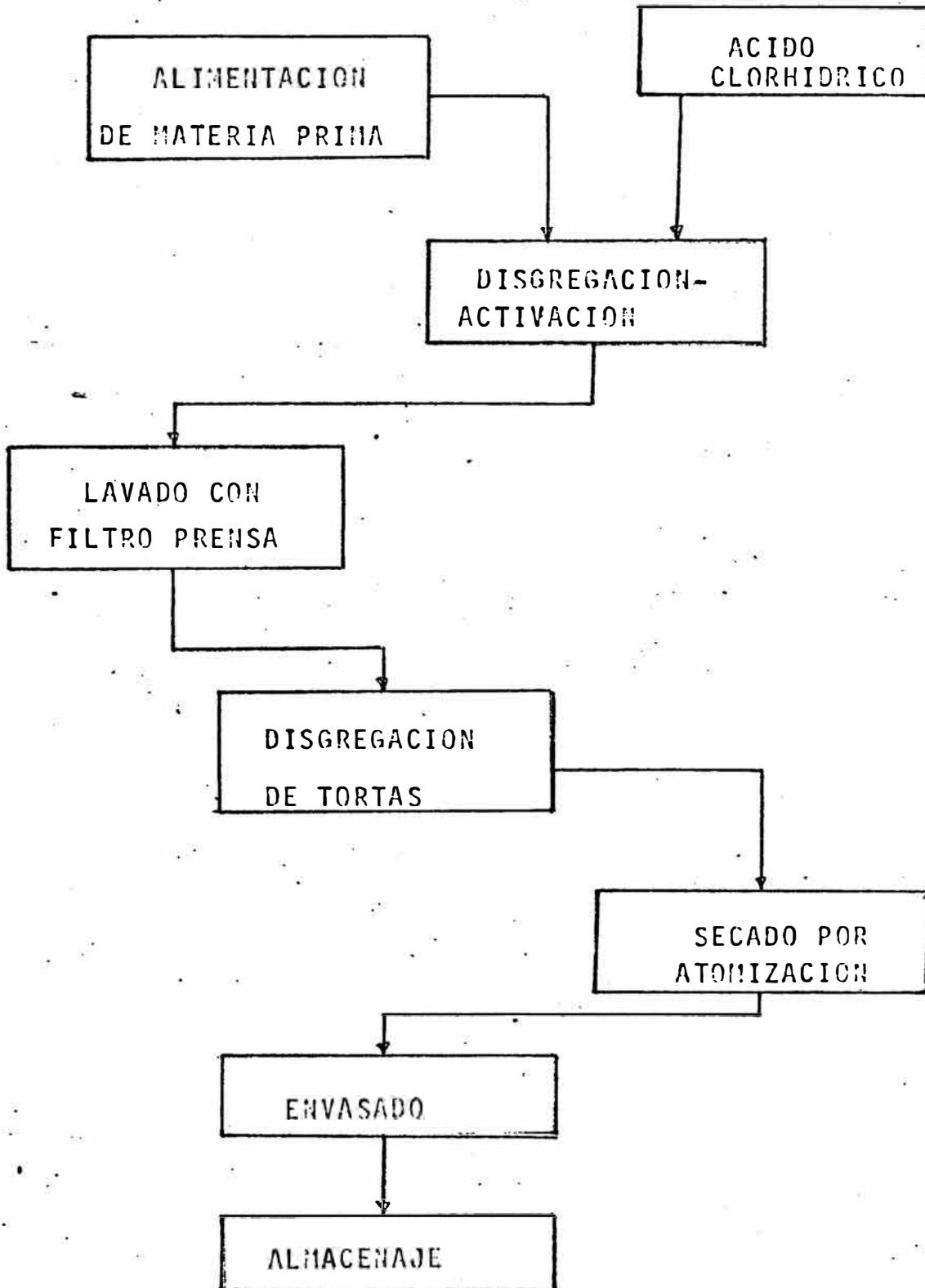
ALTERNATIVA N° 6



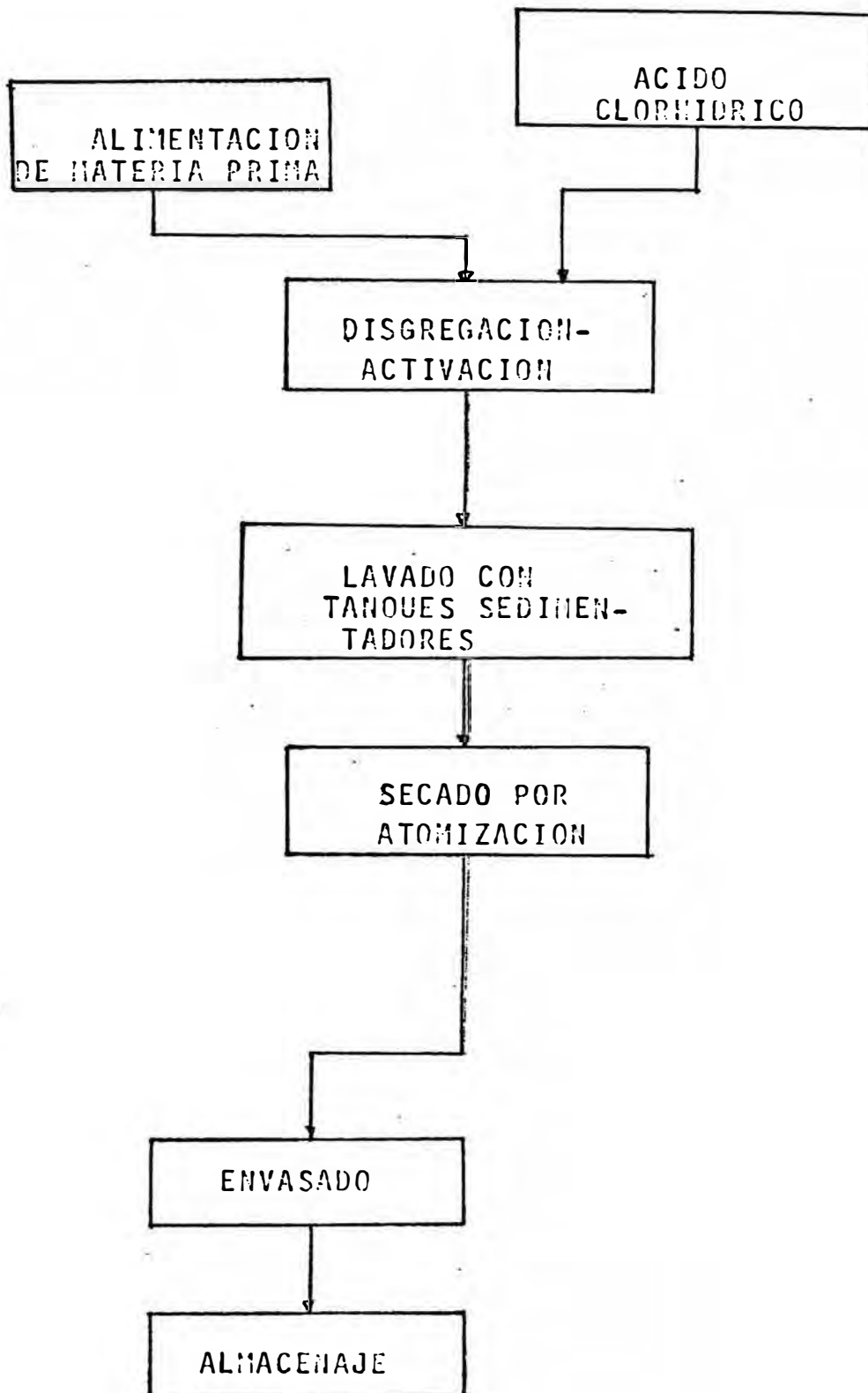
ALTERNATIVA Nº 7



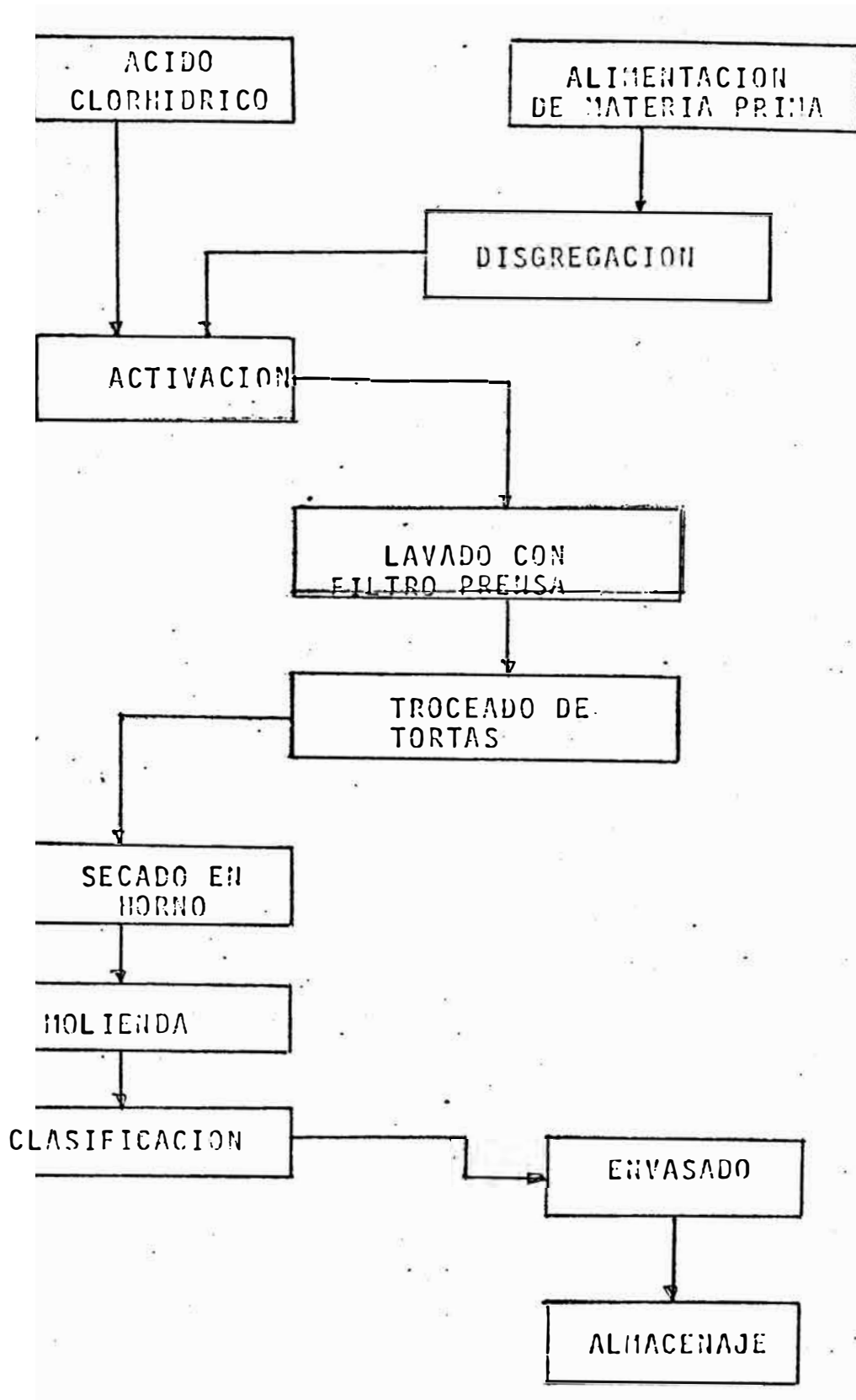
ALTERNATIVA N° 3



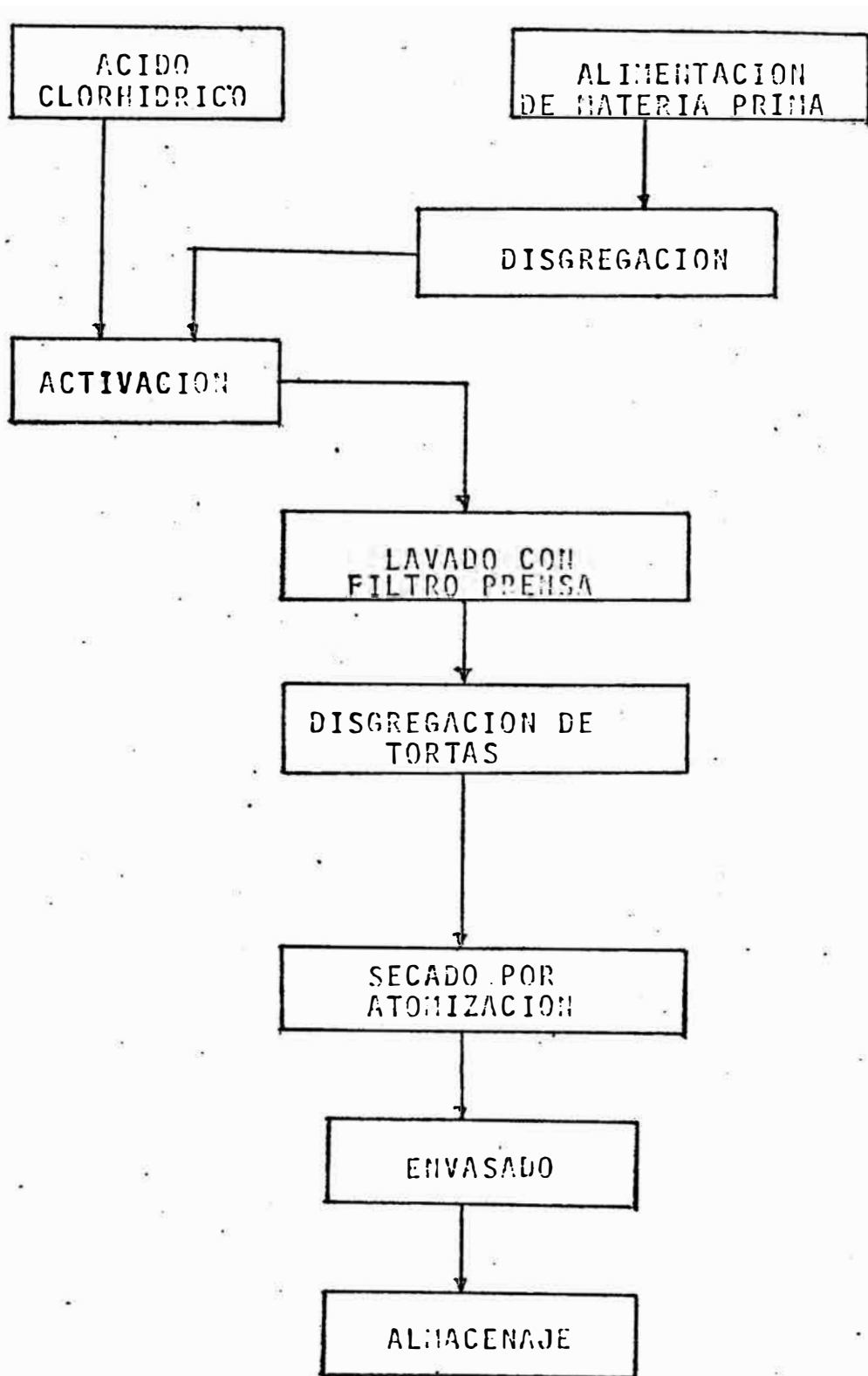
ALTERNATIVA N° 9



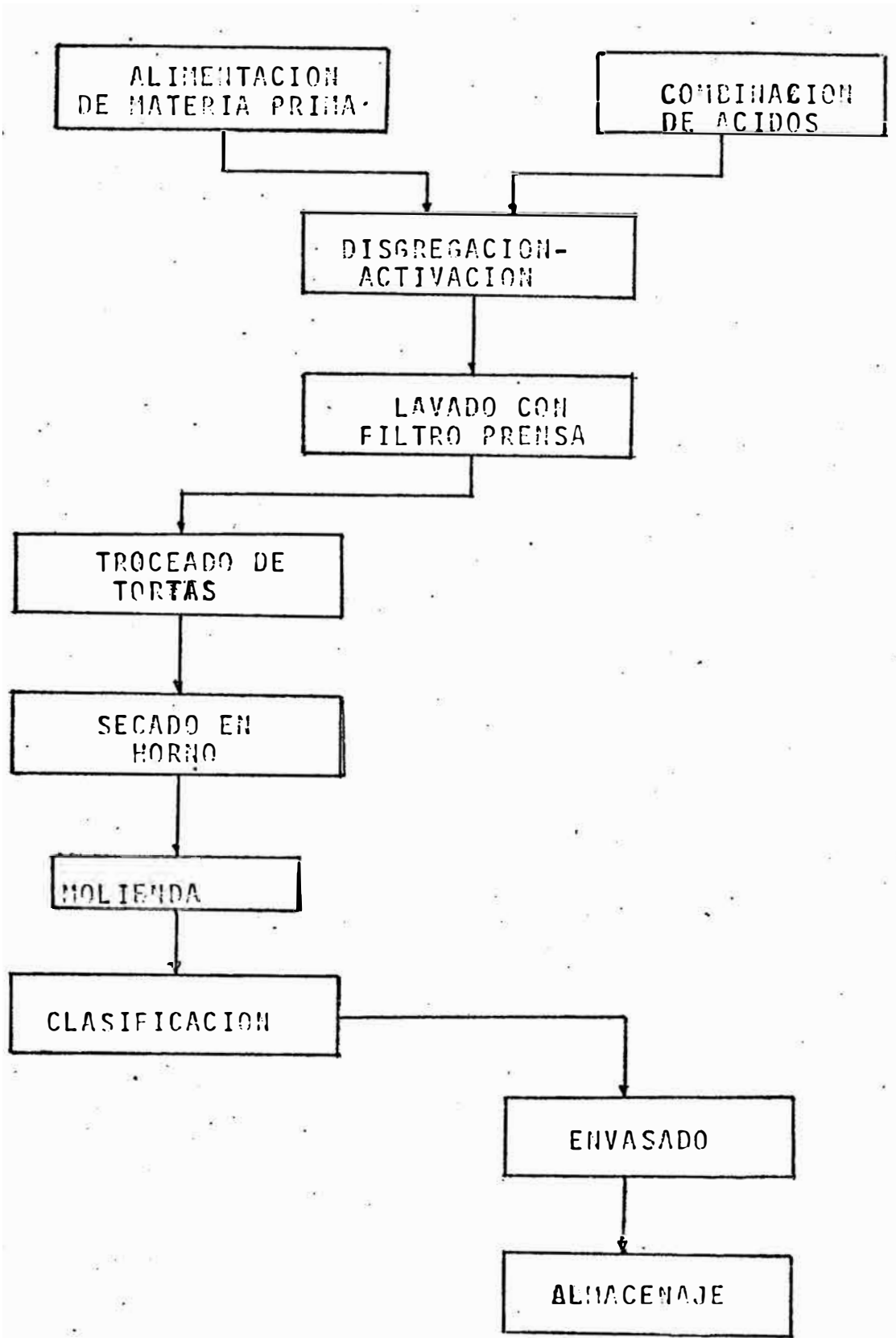
ALTERNATIVA N° 10



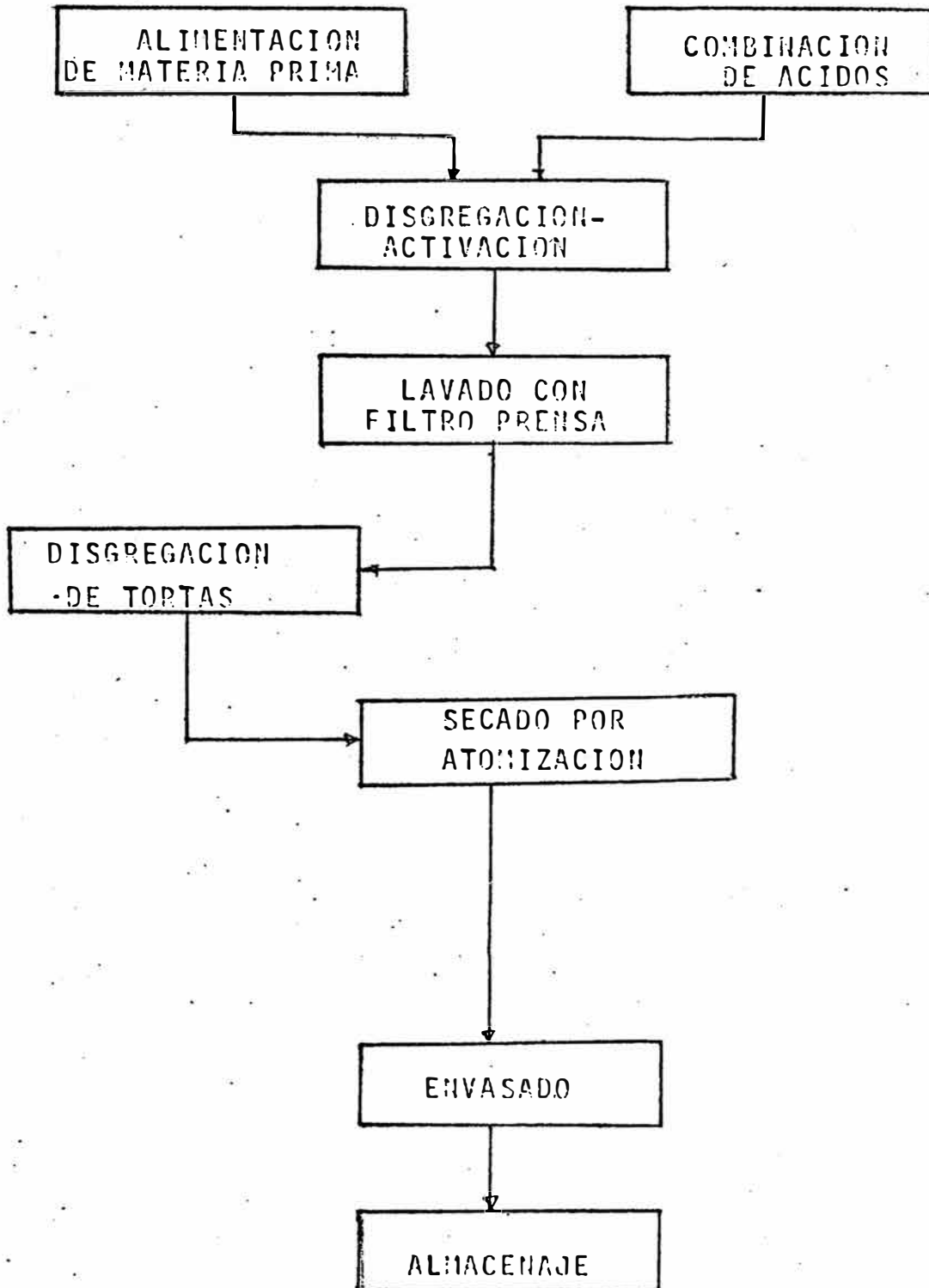
ALTERNATIVA N° 11



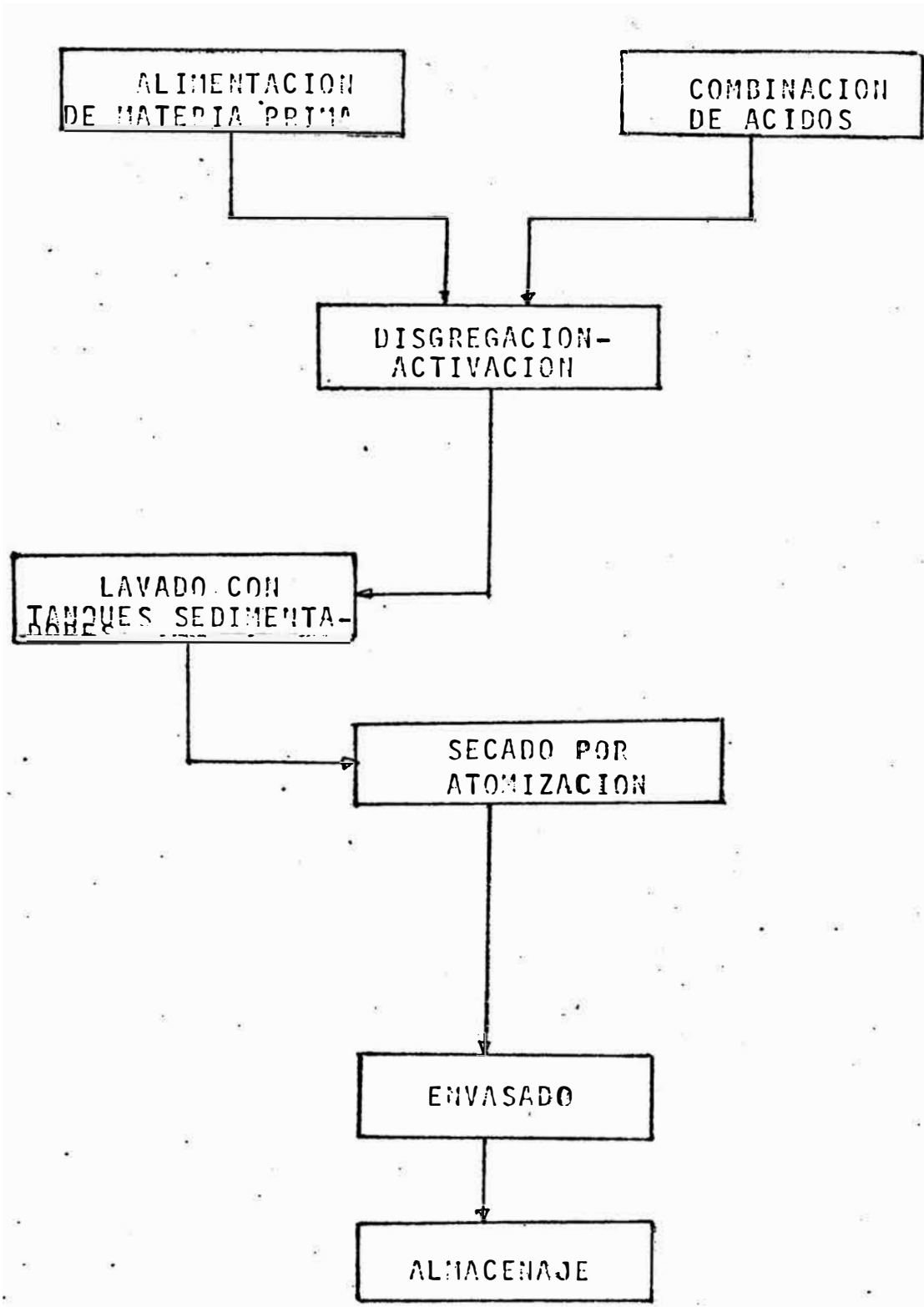
ALTERNATIVA N° 13



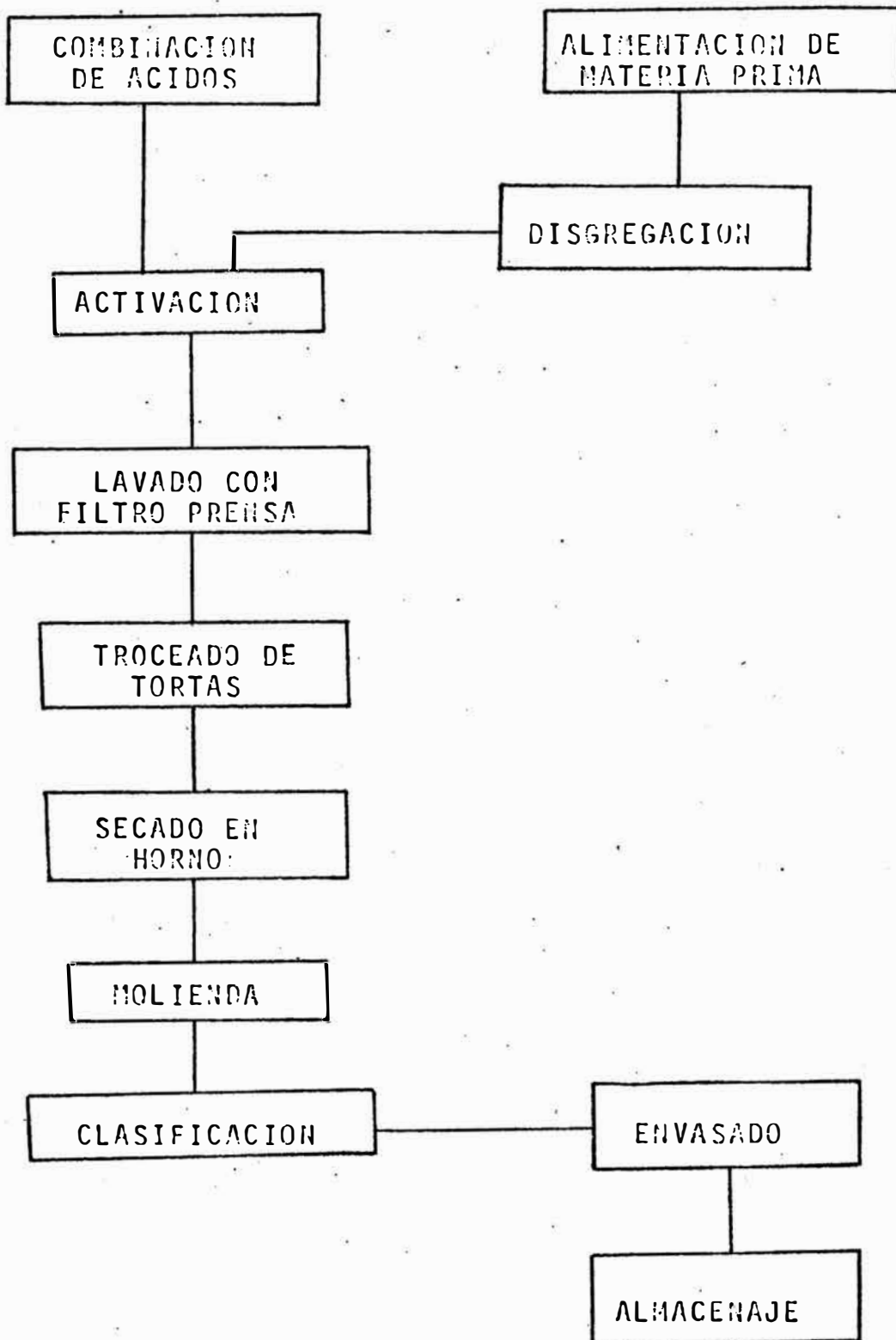
ALTERNATIVA N°14



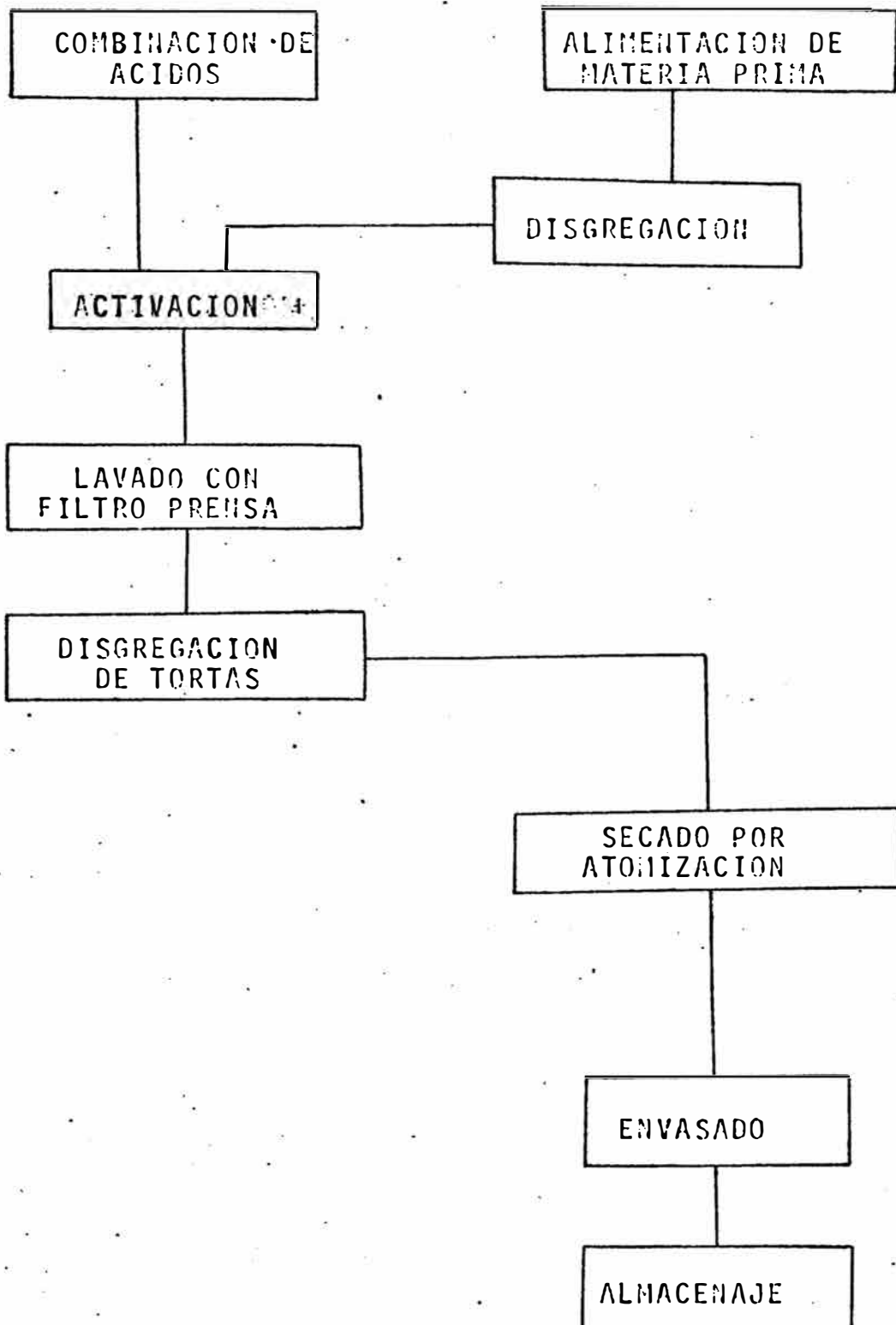
ALTERNATIVA N° 15



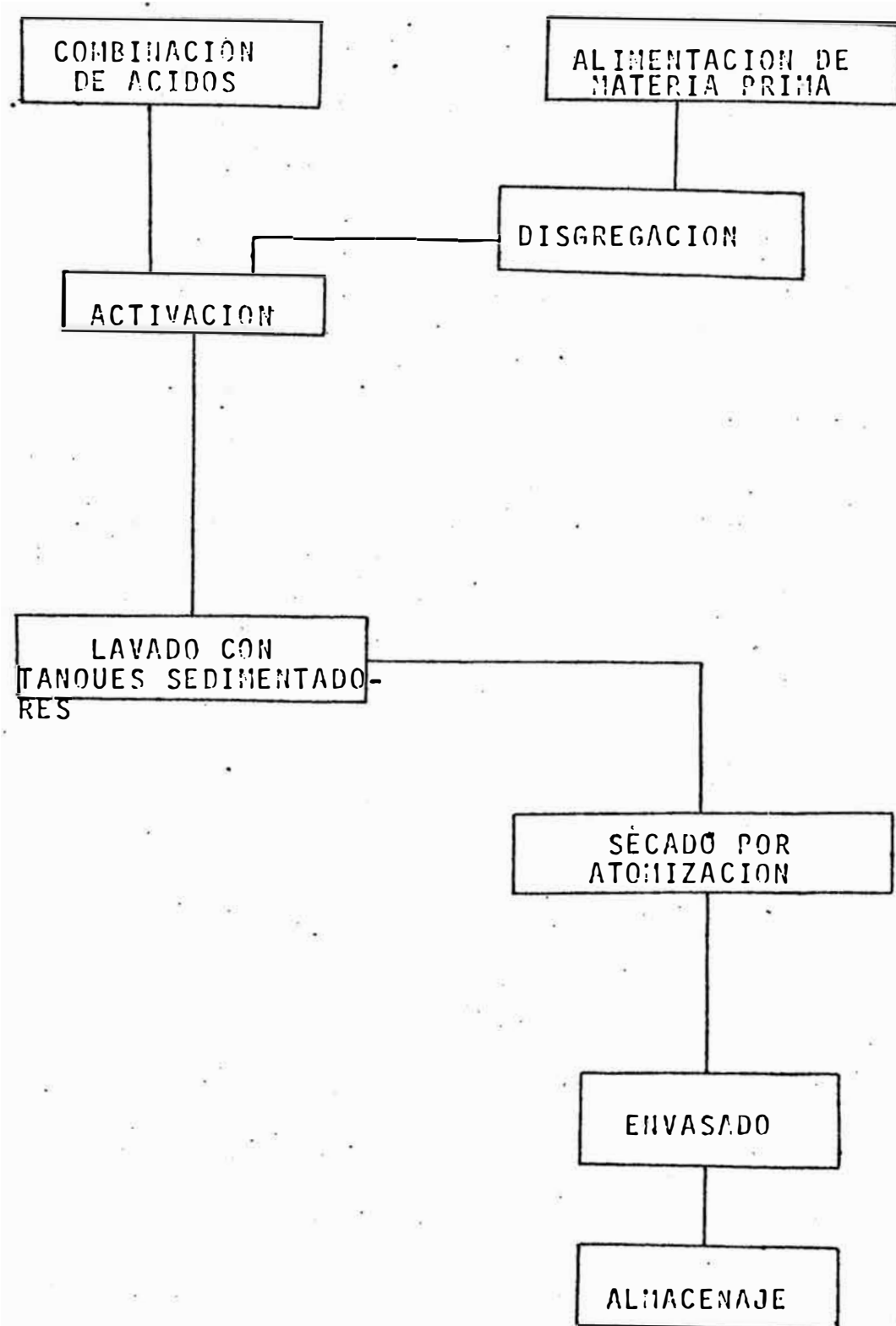
ALTERNATIVA Nº 16



ALTERNATIVA N° 17



ALTERNATIVA N°18



ANEXO 4.2.5.3

TABLAS TD1

Los datos que se presentan son el resultado de experiencias realizadas en el laboratorio de operaciones unitarias de la Universidad Nacional de Ingeniería. Se dispuso del siguiente equipo de la Planta Piloto.

TANQUE:

Material : resina poliester Atlac 382

Espesor : 1 cm.

Diámetro : 58 cm.

Altura : 80 cm. de altura

Cono en la base: 25 cm de altura

Aislante : asbesto, 3 cm. de espesor.

Entrada y Salida: para el fluido calefactor.

Descarga : 1 1/2"

SERPENTIN:

Material : acero inoxidable

Diámetro : 22.86 cm.

Longitud : 2.15 metros

Diámetro tubo : 3/4" standard

Vueltas : 3

Area de transferencia: 0.172 m²

AGITADOR:

Longitud : 70 cm.
Tipo : turbina
Longitud paleta: 10.2 cm.
RPM : 700
Potencia Motor : 1/4 HP
Material : acero inoxidable
Material utilizado por cada lote:
Bentonita: 10 kg.
Agua : 50 Kg.
Vapor : saturado, 35 psig, 350 Kg/h.

Variación de la Temperatura en el Tanque Disgregador en
Función del Tiempo, a una Alimentación de Vapor Constante

TABLA TD1 a (*)

<u>min</u>	<u>°C</u>	<u>min</u>	<u>°C</u>	<u>min</u>	<u>°C</u>
0	27.0	16.50	65.0	27.10	81.0
3	37.0	20.50	67.0	28.50	83.0
7	45.0	22.00	70.0	31.00	86.0
10.3	50.0	22.50	72.0	33.50	88.0
11.45	55.0	24.00	76.00	39.00	94.0
14	60.0	26.00	80.0	50.00	100.0

TABLA TD1 b

<u>min</u>	<u>°C</u>	<u>min</u>	<u>°C</u>	<u>min</u>	<u>°C</u>
0	27.0	17	63.0	37	90.0
1	29.0	20	72.0	40	93.0
3	33.0	27	80.0	44	96.0
10	55.0	31	85.0	50	100.0

TABLA TD1 c

<u>min</u>	<u>°C</u>	<u>min</u>	<u>°C</u>	<u>min</u>	<u>°C</u>
0	29.0	22	69.0	37	92.0
9	45.0	24	71.0	41	96.0
12	51.0	25.4	75.0	44	98.0
14	56.5	29	80.0	49	100.0
17	61.0	35	89.0		

TABLA TD1 d

<u>min</u>	<u>°C</u>	<u>min</u>	<u>°C</u>	<u>min</u>	<u>°C</u>
0	27.0	23	71.5	44	95.0
4	37.0	26	79.5	52	100.0
13	50.0	31	84.0		
19	66.0	38	90.5		

* Los números de estas tablas son valores representativos de los innumerables ensayos que se llevaron a cabo, obteniéndose valores aproximados.

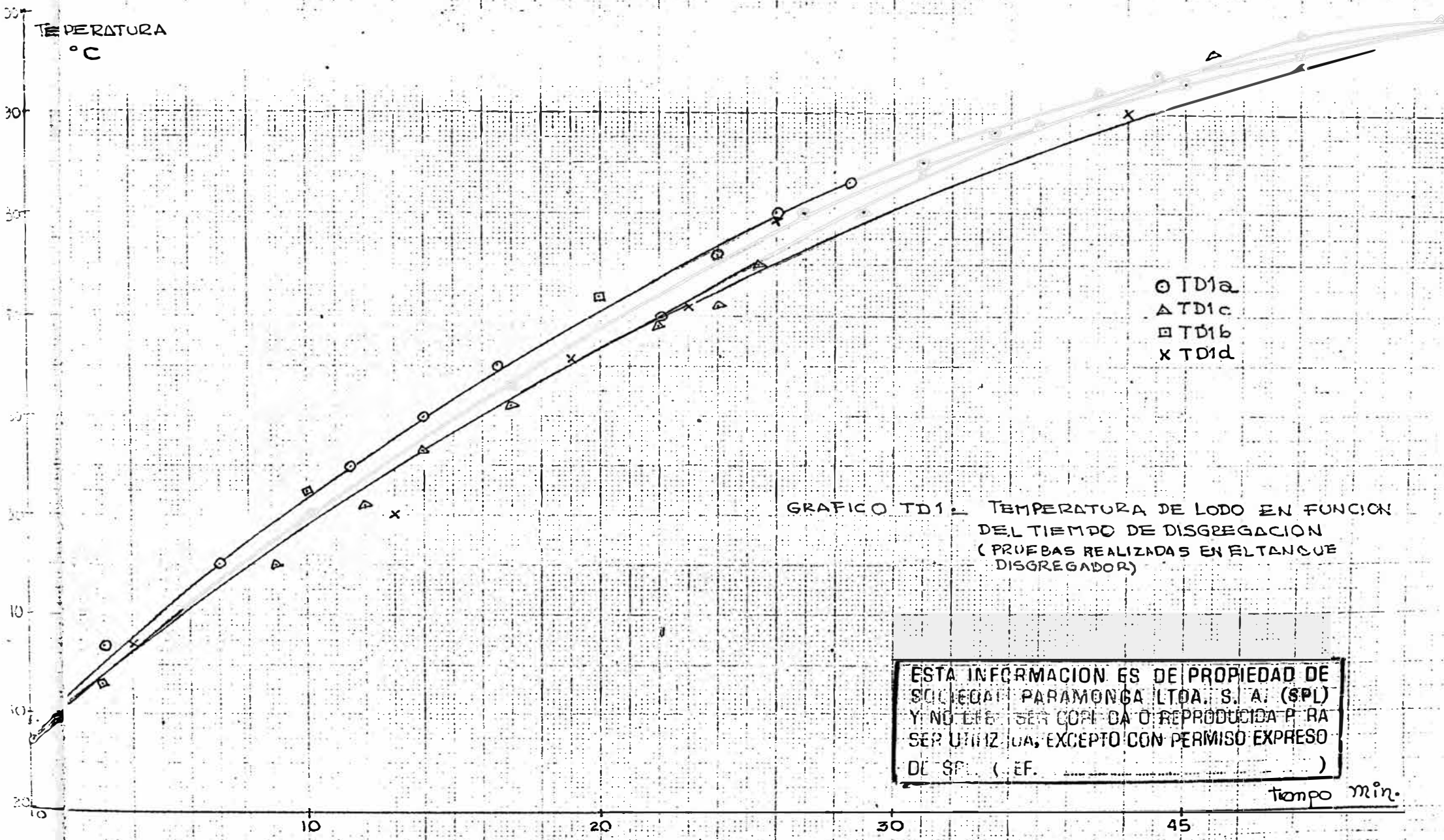


GRAFICO TD1. TEMPERATURA DE LODO EN FUNCION DEL TIEMPO DE DISGREGACION (PRUEBAS REALIZADAS EN EL TANQUE DISGREGADOR)

ESTA INFORMACION ES DE PROPIEDAD DE SOCIEDAD PARAMONGA LTDA. S. A. (SPL) Y NO DEBE SER COPIADA O REPRODUCCION PARA SER UTILIZADA, EXCEPTO CON PERMISO EXPRESO DE SPL. (EF.)

TABLAS TA1.

Los siguientes valores fueron obtenidos en un reactor, parte de la planta piloto construída en el laboratorio de operaciones unitarias de la UNI. El equipo constó:

TANQUE:

Material : resina poliester Atalc 382

Espesor : 1 cm.

Diámetro : 58 cm.

Altura : 50 cm.

Cono en la base : 25 cm. de altura

Aislante : asbesto 3 cm. de espesor

Entrada para descarga del lodo disgregado:

Entrada de ácido: tubería de PVC

DISTRIBUIDOR DE VAPOR:

Material : resina poliester Atlac 382

Diámetro :

Longitud :

Area libre para añadir vapor:

AGITADOR:

Material: resina poliester Atlac 382

Tipo : turbina

Longitud paleta: $\frac{1}{3} \phi$

RPM : 450

Potencia motor: 1 HP

DESCARGA DEL LODO ACTIVADO:

Temperatura: 100°C

Línea : tubería de fierro galvanizado recubierta interiormente de resina X

Válvula : SAUNDERS 1"

MATERIAL UTILIZADO POR LOTE:

Lodo : disgregado 60 Kg.

Acido: clorhídrico 33%, 22 litros

Vapor: máximo 20% del volumen total final

TABLA TA1 a

Variación de la Temperatura en el Reactor con el Tiempo

Tiempo Temperatura Temperatura Tiempo Temperatura Temperatura

min Reactor °C Vapor de Ent. min Reactor Vapor de Ent.

cv	-	64	102	64	99	-
	6	65	102	69	98	-
	9	74	108	75	95.5	-
	11	78	112	77	99	105
	13	83	114	80	101	106
	19	91	110	86	104	108
	21	100	111	92	104	108
	26	105	106	102	103	-
sv	31	102	-	112	102	-
	40	101	-	118	101.5	-
	57	100	-	120	101	-

cv: Añadiendo vapor

Presión del vapor: 3-7 psig

sv: Sin vapor

Presión en la línea: 85-87 psig

TABLA TA1 B

Variación de la Temperatura en el Reactor con el Tiempo

min	Reactor °C	Vapor °C	min	Reactor	Reactor
1	80		40	95.5	104
2	82.5		cv 42	97.5	104
5	83.0		43	99	103
sv 7	84.5		46	100	104
7	80		47	99.8	
cv 10	84		49	98.5	
13	87.5		50	98.0	
15	92		52	97.0	
18	95		54	97.0	
19	97		55	96.5	
20	98	106	57	96.0	
21	99.5	107	62	96.0	
22	100.0	108	71	95.5	
sv 24	98.5		cv 74	96.5	100
25	98		77	97.0	103
26	97.5		79	98.0	103
27	97.0		81	99.0	103
29	96.5		82	100.0	108
34	96.0		90	99.0	
			106	98.0	
			116	97.5	

Tablas T1 Análisis de Lavado y Sedimentación

Los siguientes son resultados obtenidos de experiencias realizadas en el laboratorio de operaciones unitarias de la Universidad Nacional de Ingeniería.

Las pruebas se llevaron a cabo a nivel de laboratorio y de planta piloto. Como podrá apreciarse la velocidad de sedi-

TEMPERATURA
°C

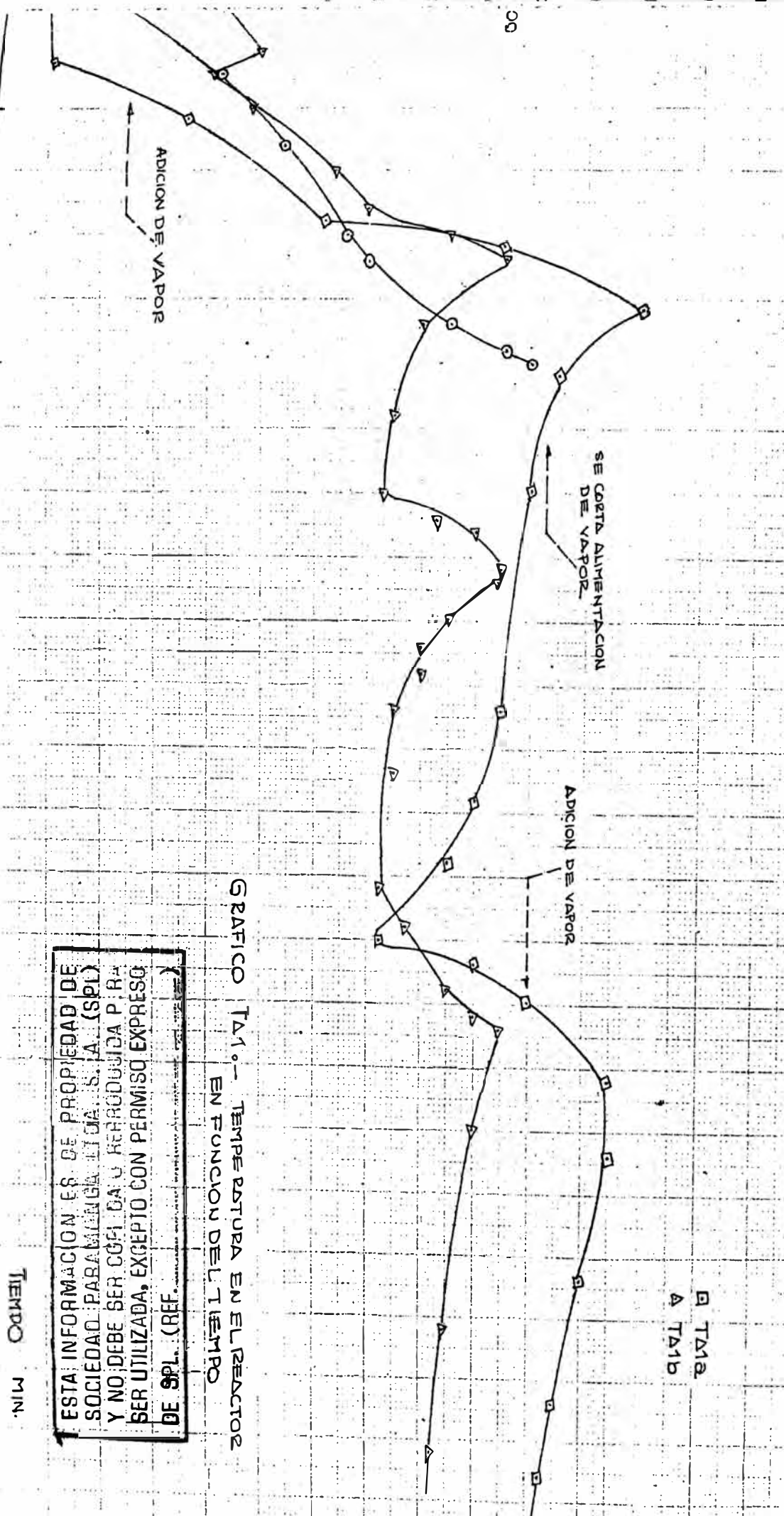
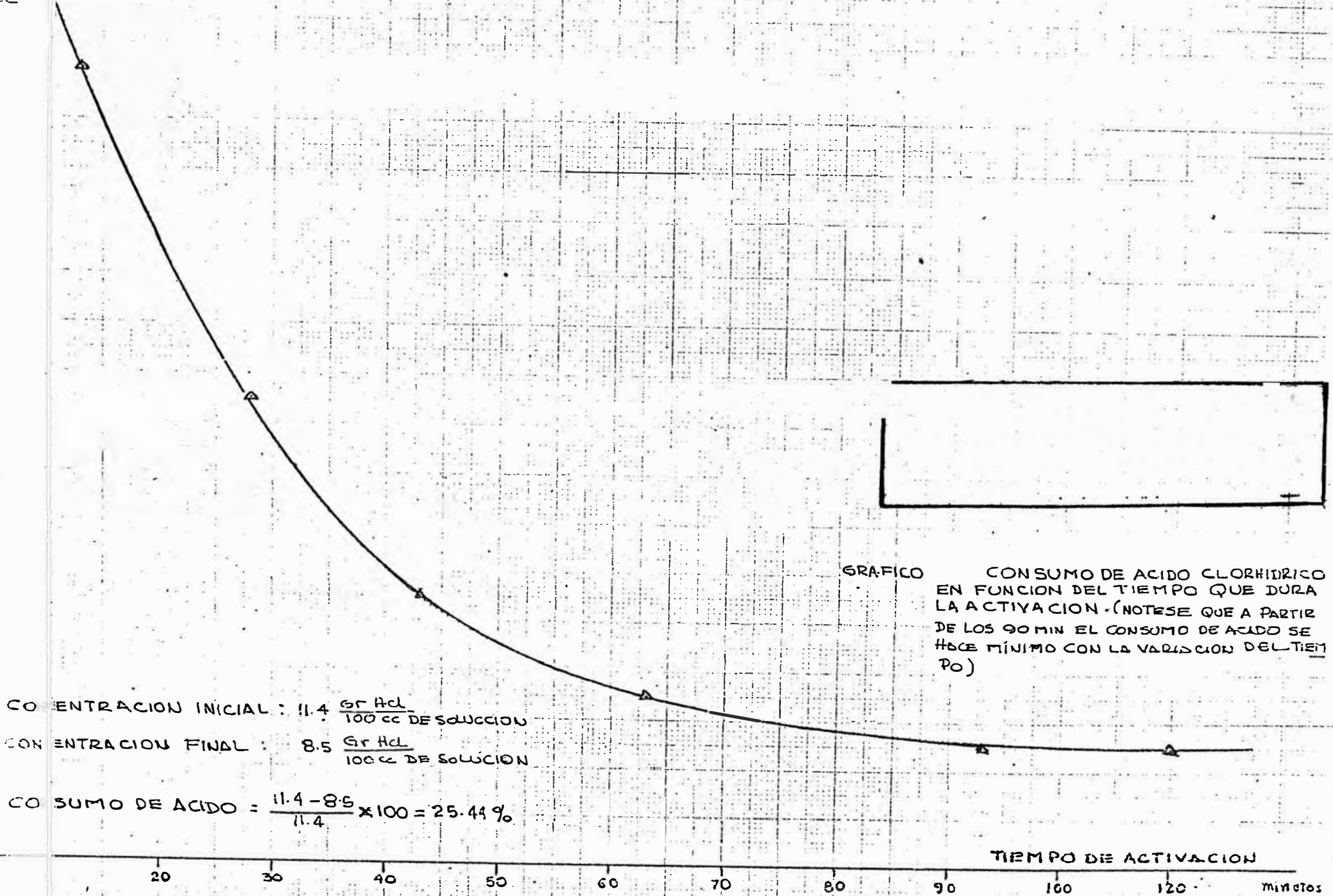


GRAFICO TA1.- TEMPERATURA EN EL REACTOR EN FUNCION DEL TIEMPO

ESTA INFORMACION ES DE PROPIEDAD DE SOCIEDAD PARANINGUILLA S.A. (SPL) Y NO DEBE SER COPIADA O REPRODUCCION PARA SER UTILIZADA, EXCEPTO CON PERMISO EXPRESO DE SPL (REF.)

TIEMPO MIN.

Gr HCl
100 cc

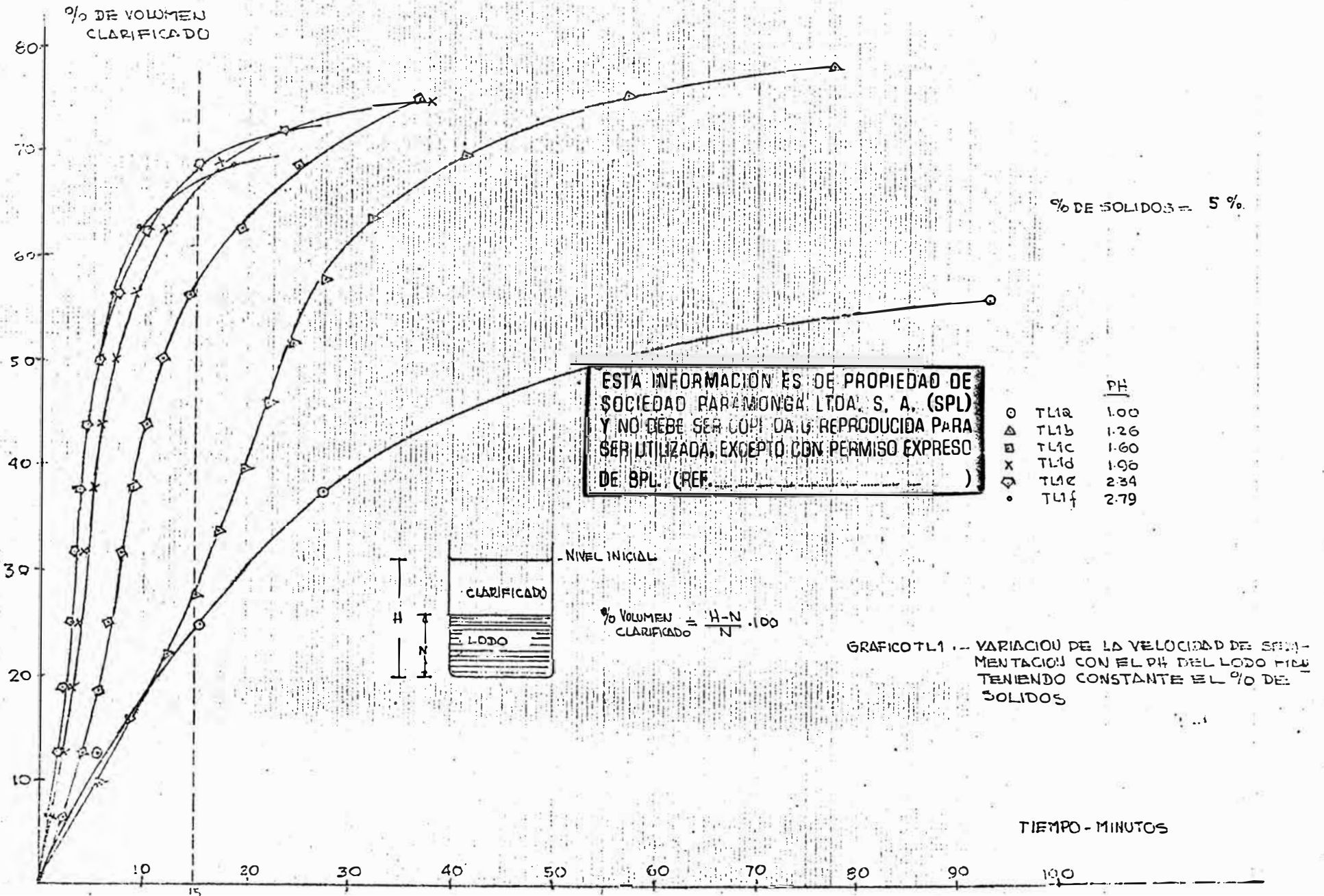


CONCENTRACION INICIAL : 11.4 Gr HCl / 100 cc DE SOLUCION

CONCENTRACION FINAL : 8.5 Gr HCl / 100 cc DE SOLUCION

$$\text{CONSUMO DE ACIDO} = \frac{11.4 - 8.5}{11.4} \times 100 = 25.44\%$$

TIEMPO DE ACTIVACION minutos



mentación depende esencialmente del % de sólidos presente en el lodo, así también de la acidez presente en él.

Apréciase en los gráficos TL1, TL2 y TL2-a que un % de sólidos definido la velocidad de sedimentación de la bentonita aumenta; conforme el % de acidez disminuye (expresado en aumento de PH). Pero como también se puede apreciar este aumento de velocidad de sedimentación se hace constante a PH altos.

El % de volumen de clarificado lo hemos definido:

$$\% \text{ de Volumen Clarificado} = \frac{\text{NIVEL INICIAL} - \text{NIVEL FINAL}}{\text{NIVEL INICIAL}} \times 100$$

TABLAS TL1

Velocidad de Sedimentación a diferente PH y a un % de Sólidos igual a: 5%

TABLA TL1 a PH = 1.00

<u>Tiempo</u> <u>min</u>	<u>% de Volumen</u> <u>de Clarifica-</u> <u>do</u>	<u>Tiempo</u> <u>min</u>	<u>% de Volumen</u> <u>de Clarifica-</u> <u>do</u>	<u>Tiempo</u> <u>min</u>	<u>% de Volumen</u> <u>de Clarificado</u>
0.00	00.00	15.50	25.00	49.25	50.00
5.60	12.50	27.50	37.50	93.00	56.25

TABLA TL1 b PH = 1.26

<u>min</u>	<u>% de Volumen de clarificado</u>	<u>min</u>	<u>% de Volumen de clarificado</u>	<u>min</u>	<u>% de Volumen de clarificado</u>
0.00	0.00	17.00	33.73	32.00	63.86
5.60	9.64	19.50	39.76	41.08	69.88
8.50	15.66	21.83	45.78	57.00	75.90
12.25	21.69	24.33	51.81	77.50	78.92
15.00	27.71	27.50	57.83		

TABLA TL1 c PH = 1.6

<u>min</u>	<u>% de Volumen de clarificado</u>	<u>min</u>	<u>% de Volumen de clarificado</u>	<u>min</u>	<u>% de Volumen de clarificado</u>
0.00	0.00	7.67	31.25	19.41	62.50
2.41	6.25	8.83	37.50	24.83	68.75
4.00	12.50	10.25	43.75	36.50	75.00
5.75	18.75	11.75	50.00		
6.60	25.00	14.25	56.25		

TABLA TL1 d PH = 1.96

<u>min</u>	<u>% de Volumen clarificado</u>				
0.00	0.00	4.33	31.25	12.00	62.50
1.50	6.25	5.16	37.50	17.25	68.75
2.33	12.50	5.91	43.75	37.75	75.00
3.16	18.75	7.25	50.00		
3.75	25.00	9.08	56.25		

TABLA TL1 e PH = 2.34

<u>Tiempo</u>	<u>% de Volumen</u>	<u>Tiempo</u>	<u>% de Volumen</u>	<u>Tiempo</u>	<u>% de Volumen</u>
<u>min</u>	<u>clarificado</u>	<u>min</u>	<u>clarificado</u>	<u>min</u>	<u>clarificado</u>
0.00	0.00	3.33	31.75	10.08	62.50
1.08	6.25	3.92	37.50	15.25	68.75
1.83	12.50	4.58	43.75	23.58	72.00
2.42	18.75	5.67	50.00		
3.00	25.00	7.50	56.25		

TABLA TL1 f PH = 2.79

<u>Tiempo</u>	<u>% de Volumen</u>	<u>Tiempo</u>	<u>% de Volumen</u>	<u>Tiempo</u>	<u>% de Volumen</u>
<u>min</u>	<u>clarificado</u>	<u>min</u>	<u>clarificado</u>	<u>min</u>	<u>clarificado</u>
0.00	0.00	3.42	31.25	9.50	62.50
1.00	6.25	3.92	37.50	18.33	68.75
1.75	12.50	4.58	43.75		
2.42	18.75	5.67	50.00		
2.83	25.00	7.00	56.25		

TABLAS TL2

Velocidades de Sedimentación a Diferentes PH y a un % de Sólidos en el Lodo constante igual a: 3%

TABLA TL2 a PH = 1.16

<u>Tiempo</u>	<u>% de Volumen</u>	<u>Tiempo</u>	<u>% de Volumen</u>	<u>Tiempo</u>	<u>% de Volumen</u>
<u>min</u>	<u>clarificado</u>	<u>min</u>	<u>clarificado</u>	<u>min</u>	<u>clarificado</u>
0.00	0.00	17.00	27.00	33.58	50.00
6.75	8.33	22.75	33.33	43.75	58.33
12.08	16.67	27.75	41.67	62.58	66.67

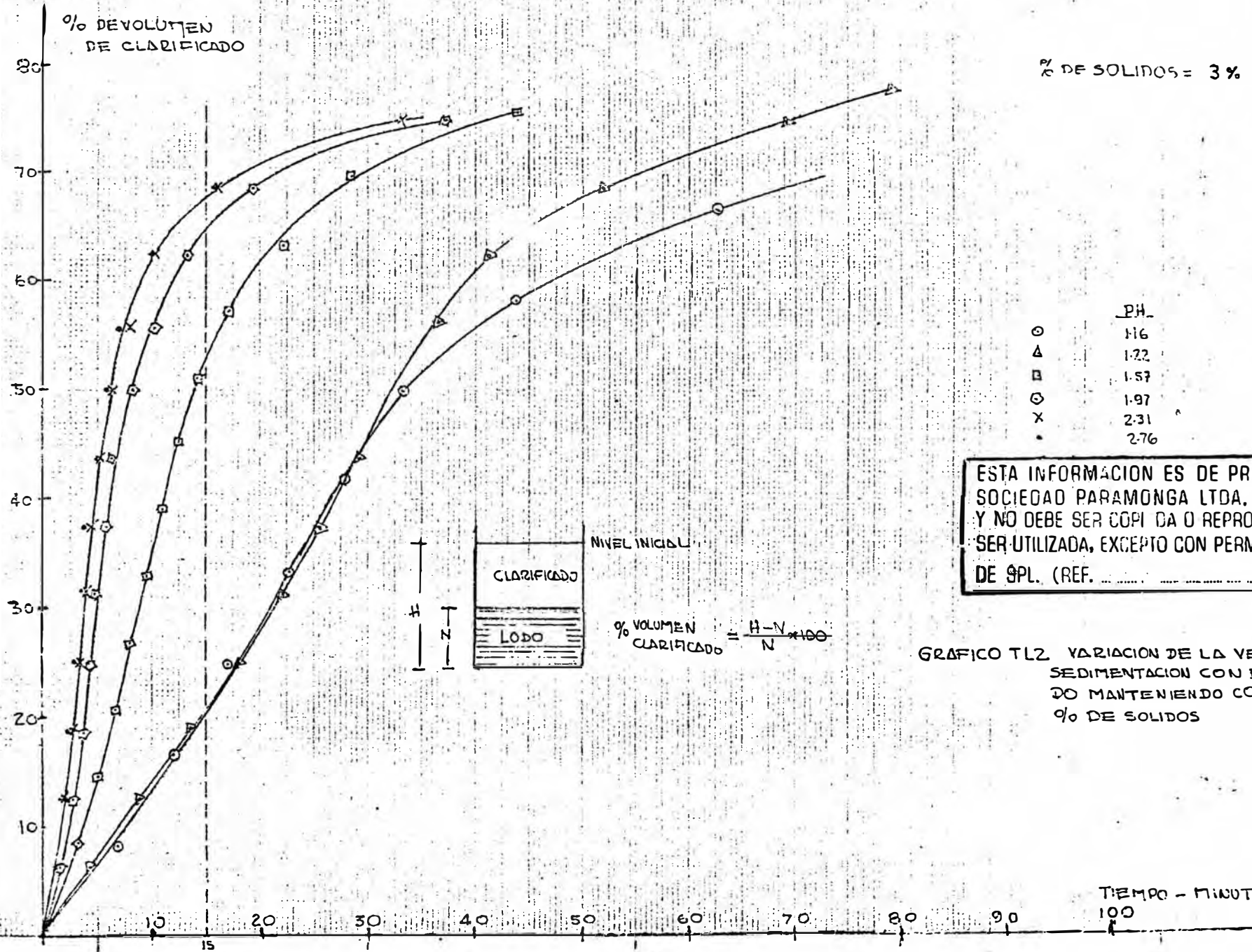
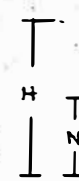
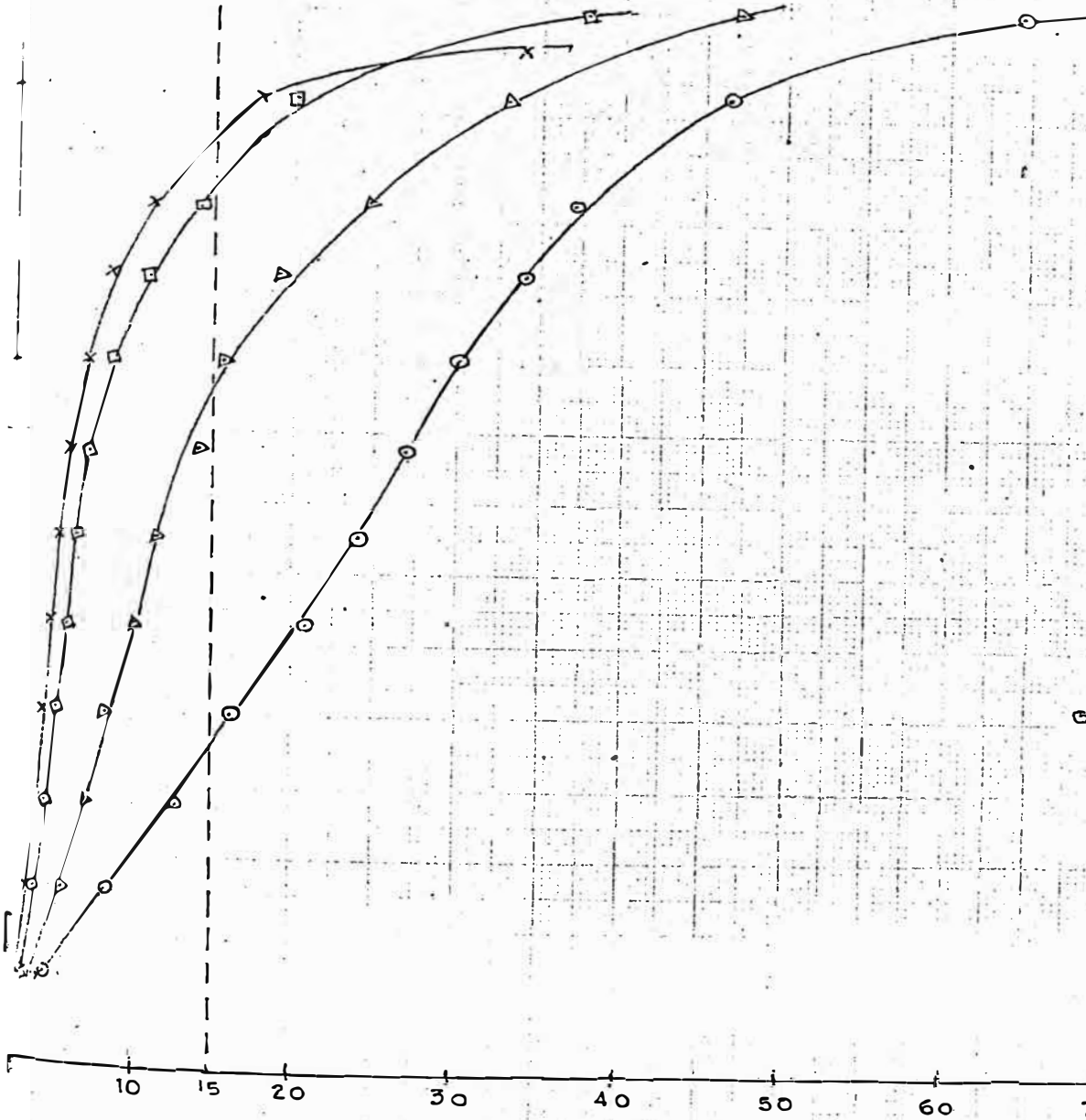


GRAFICO TL2 VARIACION DE LA VELOCIDAD DE SEDIMENTACION CON EL PH DEL LODO MANTENIENDO CONSTANTE EL % DE SOLIDOS

% DE VOLUMEN
DE CLARIFICADO



$$\% \text{ DE VOLUMEN CLARIFICADO} = \frac{H-N}{N} \cdot 100$$

PH
○ 1.26
△ 1.68
□ 1.97
× 2.40

% DE SOLIDOS = 2.5

GRAFICO TL2-B -- VARIACION DE LA VELOCIDAD DE SEDIMENTACION EN FUNCION DEL PH DEL LODO MANTENIENDO CONSTANTE EL % DE SOLIDOS

ESTA INFORMACION ES DE PROPIEDAD DE SOCIEDAD PARAMONGA LTDA. S. A. (SPL) Y NO DEBE SER COPIADA O REPRODUCIDA PARA SER UTILIZADA, EXCEPTO CON PERMISO EXPRESO DE SPL. (REF. _____)

TIEMPO - MINUTOS

TABLA TL2 b PH = 1.22

Tiempo % de Volumen

min clarificado

0.00	0.00	22.25	31.25	41.17	62.50
4.25	6.25	25.33	37.50	51.83	68.75
8.75	12.50	29.08	43.75	69.50	75.00
13.67	18.75	33.00	50.00	79.00	78.13
18.00	25.00	36.50	56.25		

TABLA TL2 c PH = 1.57

Tiempo % de Volumen

min clarificado

0.00	0.00	9.50	32.93	22.25	63.41
3.17	8.54	11.00	39.02	28.50	69.51
5.00	14.63	12.50	45.12	44.00	75.61
6.67	20.73	14.25	51.22		
8.00	26.83	17.00	57.32		

TABLA TL2 d PH = 1.97

Tiempo % de Volumen

min clarificado

0.00	0.00	4.92	31.25	13.33	62.50
1.50	6.25	5.75	37.50	19.33	68.75
2.67	12.50	6.75	43.75	37.00	75.00
3.67	18.75	8.25	50.00		
4.17	25.00	10.08	56.25		

TABLA TL2 e PH = 2.31

Tiempo % de Volumen

<u>min</u>	<u>clarificado</u>				
0.00	0.00	4.00	31.25	10.17	62.50
1.25	6.25	4.50	37.50	16.08	68.75
2.08	12.50	5.33	43.75	33.33	72.00
2.83	18.75	6.33	50.00		
3.33	25.00	8.00	56.25		

TABLA TL2 f PH = 2.76

Tiempo % de Volumen

<u>min</u>	<u>clarificado</u>				
0.00	0.00	3.67	31.25	10.17	62.50
1.17	6.25	4.25	37.50	16.17	68.75
1.67	12.50	5.00	43.75		
2.42	18.75	6.00	50.00		
3.05	25.00	7.42	56.25		

TABLAS TL3

Análisis de Velocidad de Sedimentación a PH constante

Variando el % de Sólidos

TABLA TL3 a PH = 1.42, % de Sólido= 5.5

Tiempo % de Volumen

<u>min</u>	<u>clarificado</u>				
0.00	0.00	29.25	25.00	64.50	50.00
8.00	6.25	37.17	31.25	-	56.25
13.73	12.50	44.50	37.50	-	62.50
21.92	18.75	53.50	43.75	-	68.75

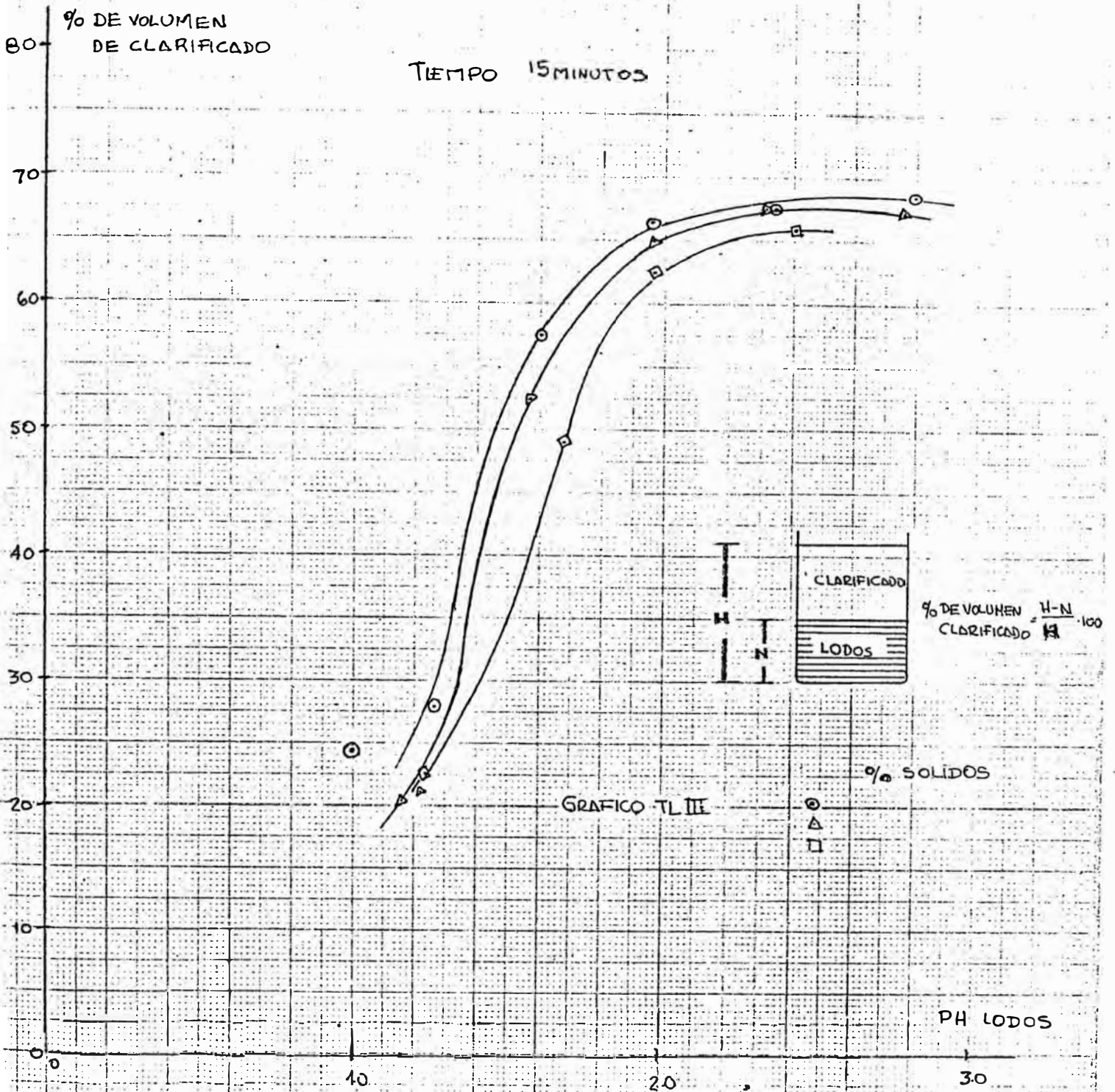


GRAFICO TL III - VARIACION DE LA VELOCIDAD DE SEDIMENTACION EN FUNCION DEL PH DEL LODO A DIFERENTE % DE SOLIDOS. NOTESE QUE LA VELOCIDAD DE SEDIMENTACION SE HACE CONSTANTE A PH MAYORES DE 2. VALORES DE LOS GRAFICOS TL1, TL2 Y TL II.

ESTA INFORMACION ES DE PROPIEDAD DE SOCIEDAD PANAMONGA LTDA, S. A. (SPL) Y NO DEBE SER COPIADA O REPRODUCIDA PARA SER UTILIZADA, EXCEPTO CON PERMISO EXPRESO DE SPL. (REF.)

TABLA TL3 b PH = 1.42 % de Sólidos = 1.3

Tiempo % de Volumen

<u>min</u>	<u>clarificado</u>				
0.00	0.00	6.00	25.00	10.0	50.00
1.75	6.25	7.33	31.25	-	56.25
3.47	12.50	-	37.50	-	62.50
4.77	18.75	9.50	43.75	14.7	68.75

TABLAS TL4

Análisis de Velocidad de Sedimentación a PH constante

Variando el % de Sólidos

TABLA TL4 a PH = 1.82 % Sólidos = 5.5.

Tiempo % de Volumen

<u>min</u>	<u>clarificado</u>				
0.00	0.00	18.75	25.00	41.00	50.00
5.50	6.25	23.00	31.25	60.00	56.25
9.67	12.50	27.30	37.50	-	62.50
14.75	18.75	33.00	43.75	-	68.75

TABLA TL4 b PH = 1.82 % Sólidos = 1.3

Tiempo % de Volumen

<u>min</u>	<u>clarificado</u>				
0.00	0.00	2.33	25.00	3.50	50.00
0.80	6.25		31.25	-	56.25
1.50	12.50		37.50	-	62.50
1.93	18.70		43.75	4.00	68.75

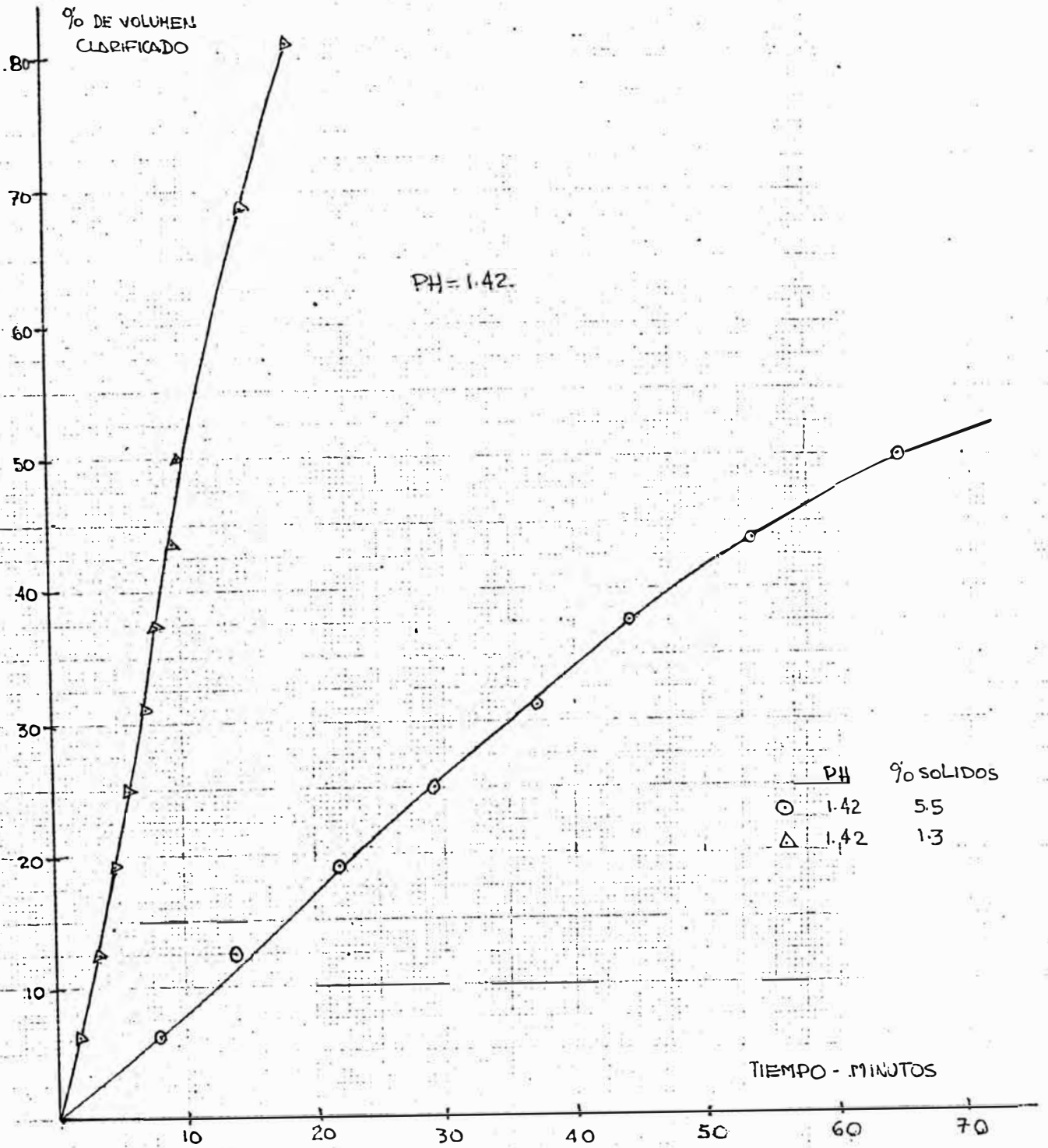


GRAFICO TL3 ... VARIACION DE LA VELOCIDAD DE SEDIMENTACION CON EL % DE SOLIDOS EN EL LODO ACTIVADO A PH CONSTANTE

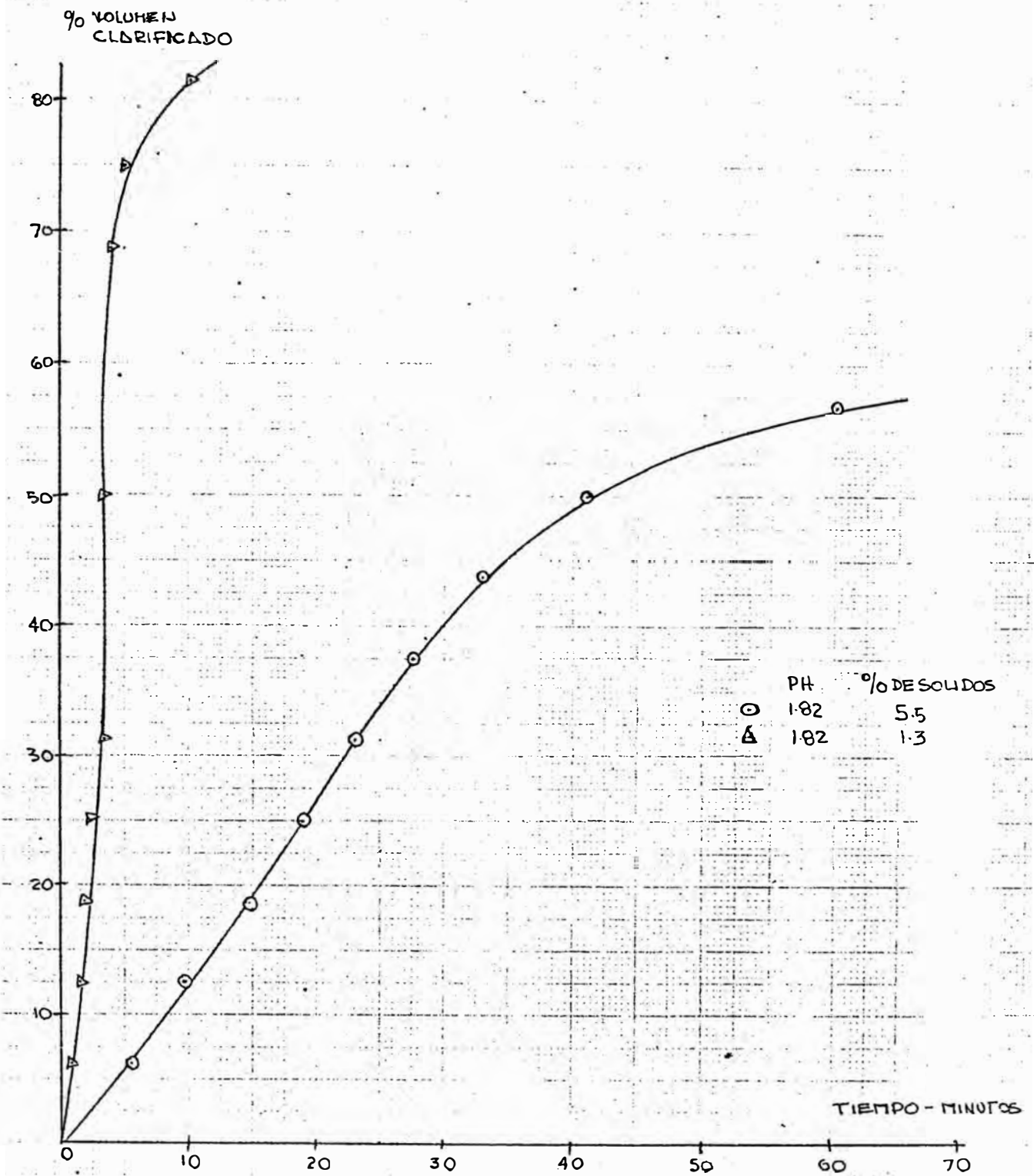
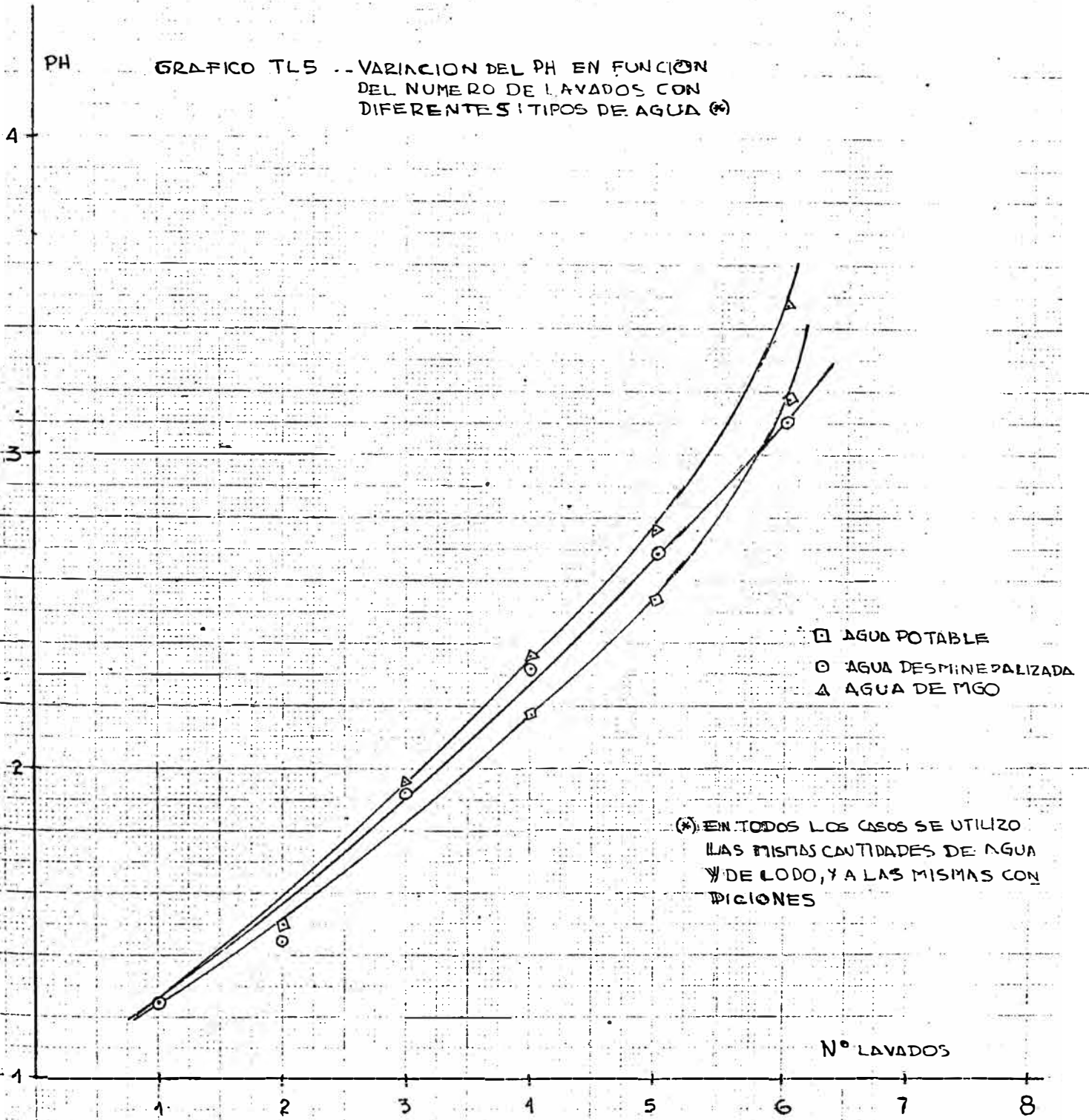
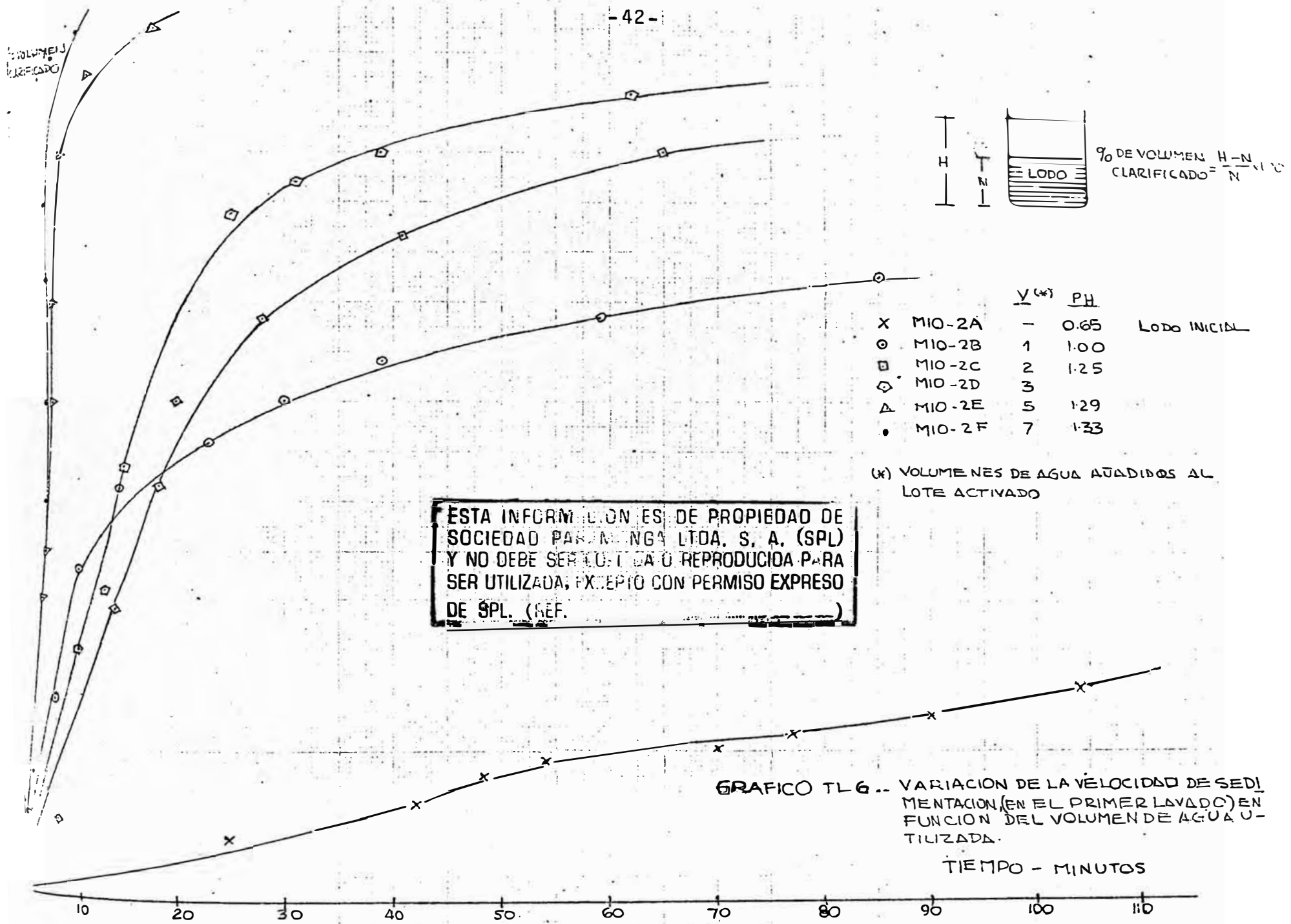


GRAFICO TL4... VARIACION DE LA VELOCIDAD DE SEDIMENTACION CON EL % DE SÓLIDOS EN EL LODO ACTIVADO A PH CONSTANTE

PH
GRAFICO T15 -- VARIACION DEL PH EN FUNCION
DEL NUMERO DE LAVADOS CON
DIFERENTES TIPOS DE AGUA (*)





$$\% \text{ DE VOLUMEN CLARIFICADO} = \frac{H-N}{N} \times 100$$

	$V^{(*)}$	PH	
X	MIO-2A	-	0.65 Lodo INICIAL
o	MIO-2B	1	1.00
□	MIO-2C	2	1.25
◇	MIO-2D	3	
△	MIO-2E	5	1.29
•	MIO-2F	7	1.33

(*) VOLUMENES DE AGUA AÑADIDOS AL LOTE ACTIVADO

ESTA INFORMACION ES DE PROPIEDAD DE SOCIEDAD PARMANGA LTDA. S. A. (SPL) Y NO DEBE SER COTIZADA O REPRODUCIDA PARA SER UTILIZADA, EXCEPTO CON PERMISO EXPRESO DE SPL. (REF.)

GRAFICO TL 6.. VARIACION DE LA VELOCIDAD DE SEDIMENTACION (EN EL PRIMER LAVADO) EN FUNCION DEL VOLUMEN DE AGUA UTILIZADA.
TIEMPO - MINUTOS

TABLA TL 7

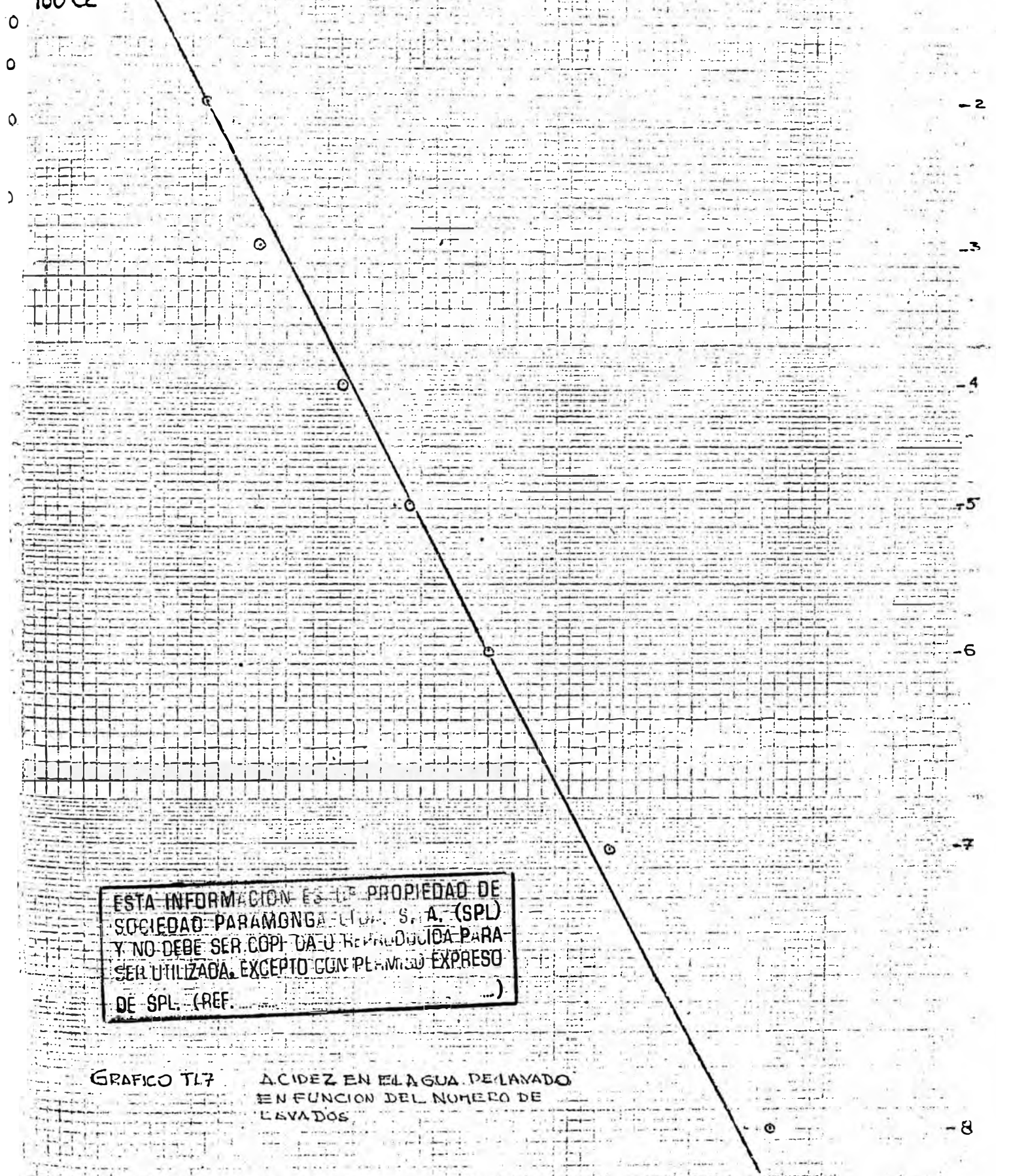
ACIDEZ EN LAS AGUAS DE LAVADO
EN FUNCION DEL NUMERO DE LAVADOS

PH	Mol gr de HCl/100cc	Mol gr de Total/100cc	Acidez ppm HCl
1.075	0.06517	0.069813	23,787.
1.3	0.03035	0.032496	11,077.75
1.52	0.015355	0.016605	5,604.68
1.76	0.008714	0.009393	3,180.68
2.10	0.003714	0.0041785	1,355.7
2.35	0.0016666	0.0019343	608.33
2.70	0.000607	0.0008214	221.555
3.25	0.00016666	0.00036903	60.83
3.88	0.00003928	0.000089	14.337

Mol-Gr x 10³
100 cc

-44-

DE LAVADOS - 1



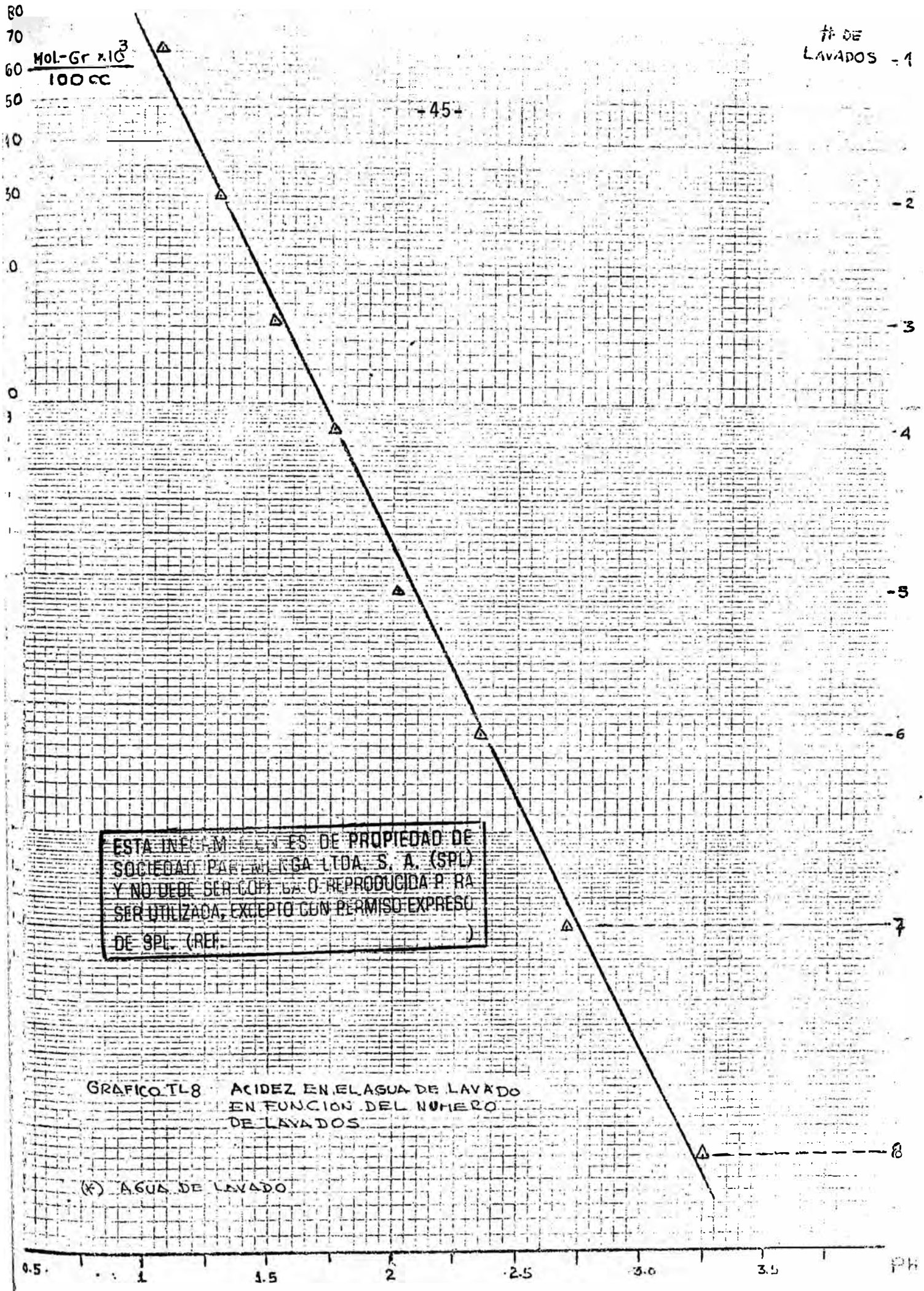
ESTA INFORMACION ES LA PROPIEDAD DE SOCIEDAD PARAMONGA S. A. (SPL) Y NO DEBE SER COPIADA O REPRODUCCION PARA SER UTILIZADA, EXCEPTO CON PERMISO EXPRESO DE SPL. (REF.)

GRAFICO TL7 ACIDEZ EN EL AGUA DE LAVADO EN FUNCION DEL NUMERO DE LAVADOS

(*) Y DEL AGUA DE LAVADO

PH 1 1.5 2 2.5 3.0 3.5 4

DE LAVADOS - 1



ESTA INFORMACION ES DE PROPIEDAD DE SOCIEDAD PAPER MILGA LTDA. S. A. (SPL) Y NO DEBE SER COPIADA O REPRODUCIDA PARA SER UTILIZADA, EXCEPTO CON PERMISO EXPRESO DE SPL. (REF.)

GRAFICO TL8 ACIDEZ EN EL AGUA DE LAVADO EN FUNCION DEL NUMERO DE LAVADOS

(*) AGUA DE LAVADO

TABLA TL 9

Velocidad de sedimentación de lodo activado en
función del número de lavados, usando floculante

PRIMER LAVADO

PH-AGUA = 8

PH-LODO = 1.02

Floculante = 2ppm.

Tiempo (min)	% Vol Clarificado	Tiempo (min)	% Vol	Tiempo (min)	% Vol	Tiempo (min)	% Vol
-	6.25	-	31.25	2.25	53.125	7.67	65.625
-	12.5	-	37.5	2.67	56.25	13.0	68.75
-	18.75	1.5	43.75	3.42	59.375	-	70.3
-	25	1.93	50	4.75	62.5		

SEGUNDO LAVADO

PH-AGUA = 8

PH-LODO = 1.21

Floculante = 1ppm.

Tiempo (min)	% Vol Clarificado	Tiempo (min)	% Vol	Tiempo (min)	% Vol	Tiempo (min)	% Vol
-	6.25	-	31.25	-	53.13	3.00	65.625
-	12.5	-	37.5	-	56.25	4.75	68.75
-	18.75	-	43.75	-	59.38	7.08	70.3
-	25	1.5	50	2.00	62.5		

PH
MELLODO

ACIDE
TOTAL
P.P.M

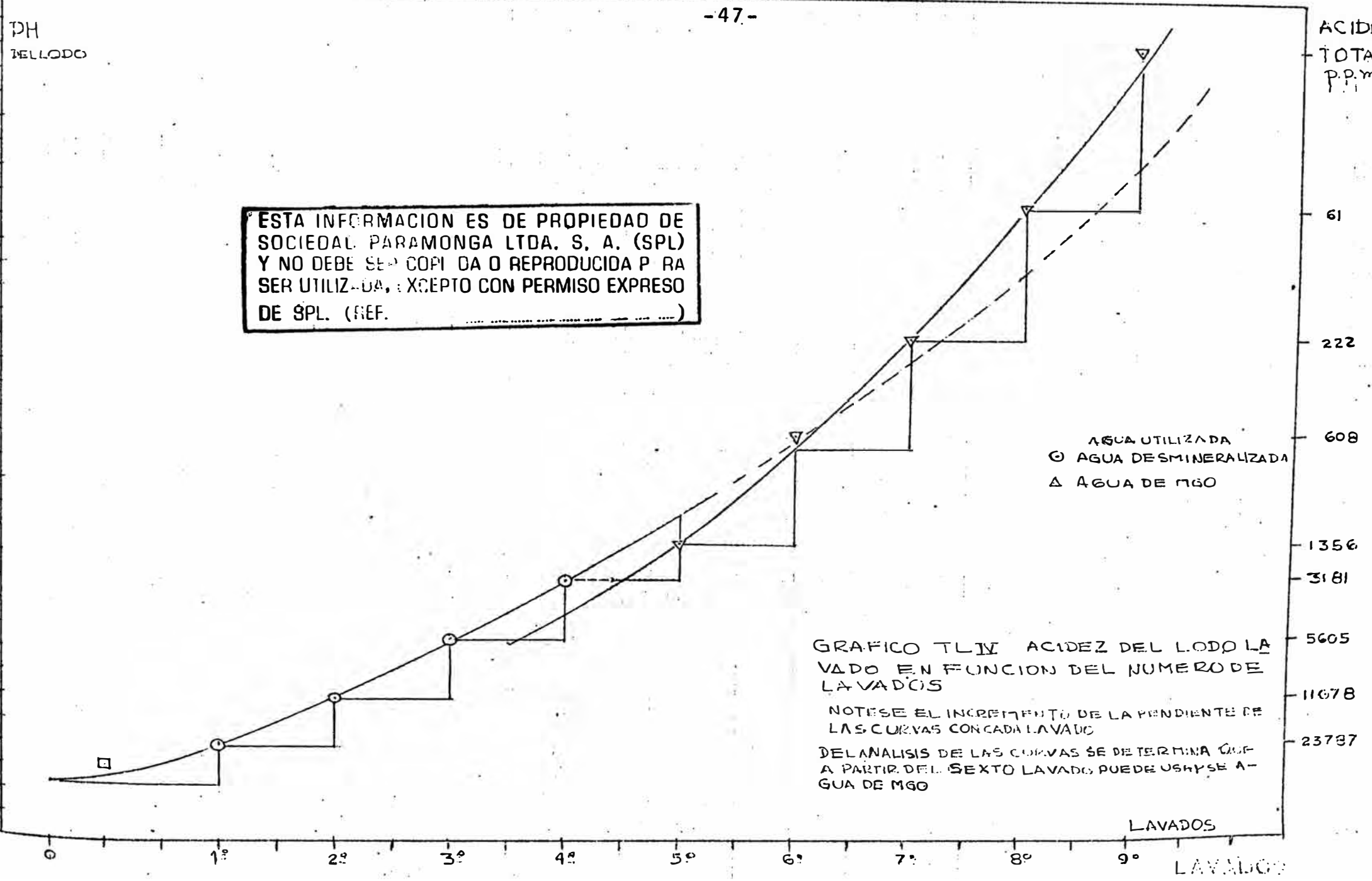
ESTA INFORMACION ES DE PROPIEDAD DE
SOCIEDAD PARAMONGA LTDA. S. A. (SPL)
Y NO DEBE SER COPIADA O REPRODUCIDA P
SER UTILIZADA, EXCEPTO CON PERMISO EXPRESO
DE SPL. (REF.)

AGUA UTILIZADA
○ AGUA DESMINERALIZADA
△ AGUA DE MGO

GRAFICO TLIV ACIDEZ DEL LODO LA
VADO EN FUNCION DEL NUMERO DE
LAVADOS

NOTESE EL INCREMENTO DE LA PENDIENTE DE
LAS CURVAS CON CADA LAVADO

DEL ANALISIS DE LAS CURVAS SE DETERMINA QUE
A PARTIR DEL SEXTO LAVADO PUEDE USARSE A-
GUA DE MGO



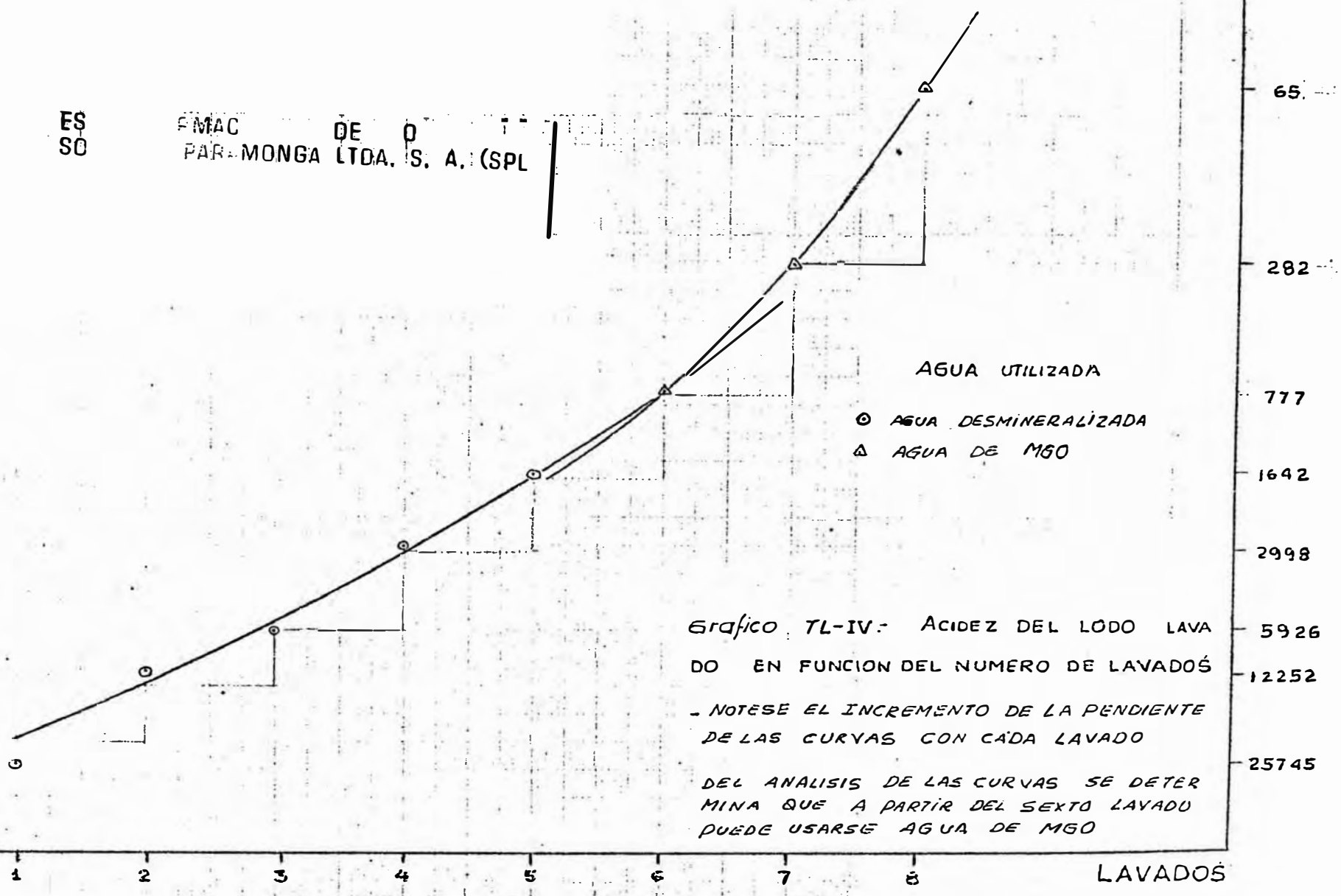
LAVADOS

LAVADOS

ACIDEZ
TOTAL
PPM

ES
SO

EMAC DE O T
PAR-MONGA LTDA. S. A. (SPL)



AGUA UTILIZADA
 ○ AGUA DESMINERALIZADA
 △ AGUA DE MGO

Grafico TL-IV: ACIDEZ DEL LODO LAVADO EN FUNCION DEL NUMERO DE LAVADOS
 - NOTESE EL INCREMENTO DE LA PENDIENTE DE LAS CURVAS CON CADA LAVADO
 DEL ANALISIS DE LAS CURVAS SE DETERMINA QUE A PARTIR DEL SEXTO LAVADO PUEDE USARSE AGUA DE MGO

LAVADOS

TERCER LAVADO

PH-AGUA = 8

PH-LODO = 1.45

Floculante = 0.5 ppm

Tiempo (min)	% Vol. Clarificado	Tiempo (min)	% Vol	Tiempo (min)	% Vol	Tiempo (min)	% Vol
0.08	6.25	0.83	31.25	2.1	53.13	7.33	65.63
0.35	12.5	1.00	37.5	2.63	56.25	-	68.75
0.47	18.75	1.25	43.75	3.42	59.38	-	70.3
0.62	25	-	50	4.83	62.5		

TABLA TL 10-B

CUARTO LAVADO

PH-AGUA = 8

PH-LODO = 1.7

Floculante = 0.5 ppm.

Tiempo (min)	% Vol Clarificado	Tiempo (min)	% Vol	Tiempo (min)	% Vol	Tiempo (min)	% Vol
-	6,25	1.42	31.25	2.91	53.13	-	65.63
-	12.5	1.75	37.5	3.42	56.25	-	68.75
-	18.75	2.0	43.75	4.42	59.38	-	70.3
-	25	2.42	50	5.17	62.5		

QUINTO LAVADO

PH-AGUA = 10.1

PH-LODO = 1.85

Floculante = 0.5 ppm.

Tiempo (min)	% Vol Clarificado	Tiempo (min)	% Vol	Tiempo (min)	% Vol	Tiempo (min)	% Vol
0.17	6.25	-	31.25	1.85	53.13	6.22	65.53
-	12.5	1.0	37.5	2.67	56.25	-	68.75
0.5	18.75	-	43.75	2.91	59.38	-	70.3
0.83	25	1.5	50	4.17	62.5		

SEXTO LAVADO

PH-AGUA = 10.1

PH-LODO = 2.3

Floculante = 0.5 ppm.

Tiempo (min)	% Vol Clarificado	Tiempo (min)	% Vol	Tiempo (min)	% Vol	Tiempo (min)	% Vol
-	6.25	0.78	31.25	-	53.13	5.0	65.63
-	12.5	-	37.5	1.62	56.25	9.0	68.75
-	18.75	1.0	43.75	2.10	59.38	-	70.3
-	25	1.17	50	3.17	62.5		

SETIMO LAVADO

PH-AGUA = 10.1

PH-LODO = 2.7

Floculante = 0.8 ppm.

Tiempo (min)	% Vol Clarificado	Tiempo (min)	% Vol	Tiempo (min)	% Vol	Tiempo (min)	% Vol
-	4.19	0.63	28.14	1.42	52.1	5.42	64.07
0.3	10.18	-	34.13	1.85	55.1	-	67.07
0.42	16.17	0.85	40.12	2.5	58.08	11.42	68.56
0.52	22.16	1.08	46.11	3.3	61.08		

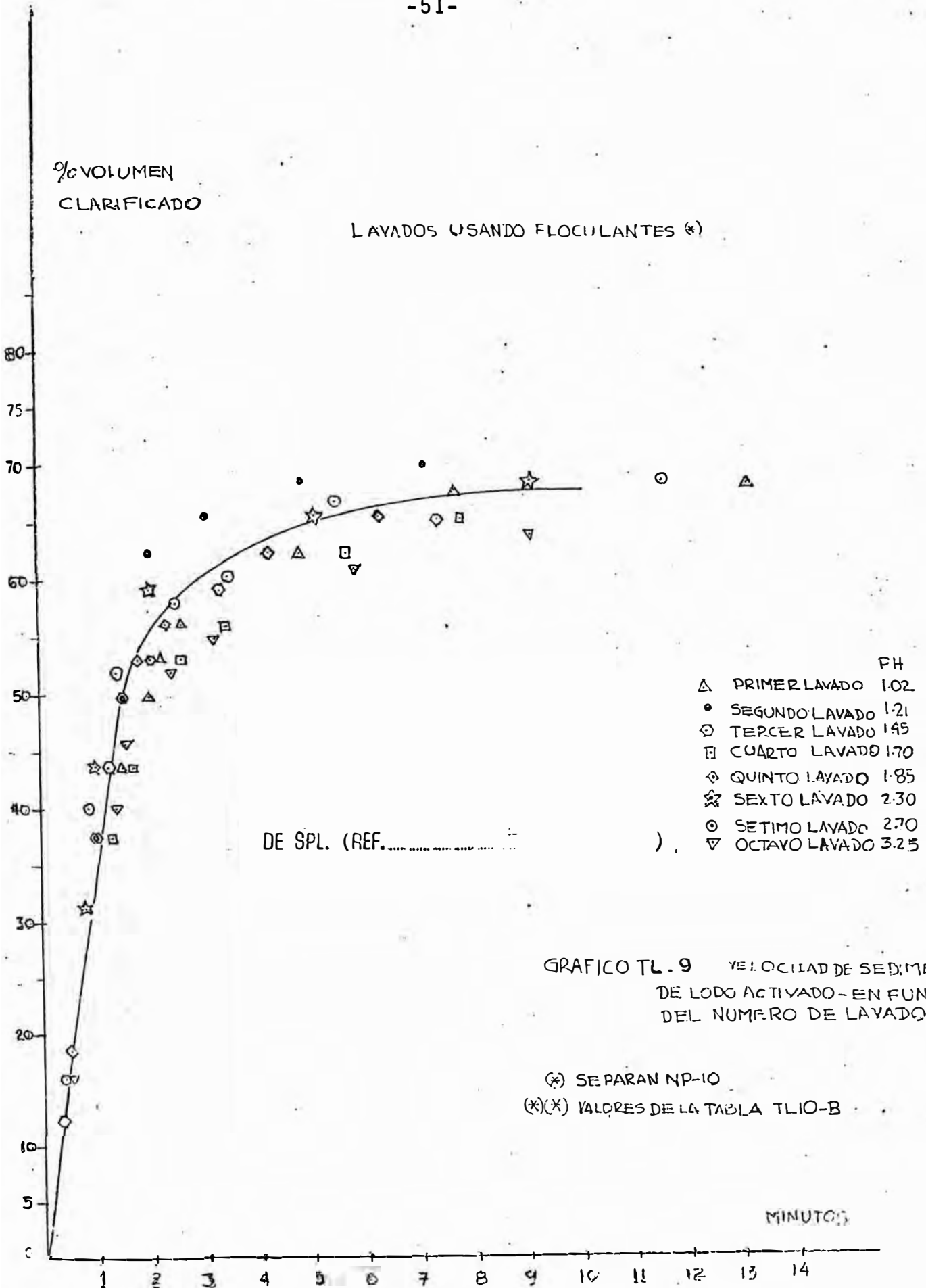
OCTAVO LAVADO

PH-AGUA = 9.05

PH-LODO = 3.25

Floculante = 0.8 ppm.

Tiempo (min)	% Vol Clarificado	Tiempo (min)	% VOL	Tiempo (min)	%Vol	Tiempo (min)	% Vol
-	4.19	-	28.14	2.42	52.1	9.0	64.07
0.35	10.18	1.02	34.13	3.17	55.1	-	67.07
0.55	16.17	1.38	40.12	4.0	58.08	-	68.56
-	22.16	2.75	46.11	5.75	61.08		



ESTA INFORMACION ES DE PROPIEDAD DE SOCIEDAD PARAMONGA LTDA. S. A. (SPL) Y NO DEBE SER COPIADA O REPRODUcida PARA SER UTILIZADA, EXCEPTO CON PERMISO EXPRESO DE SPL. (REF. ...)

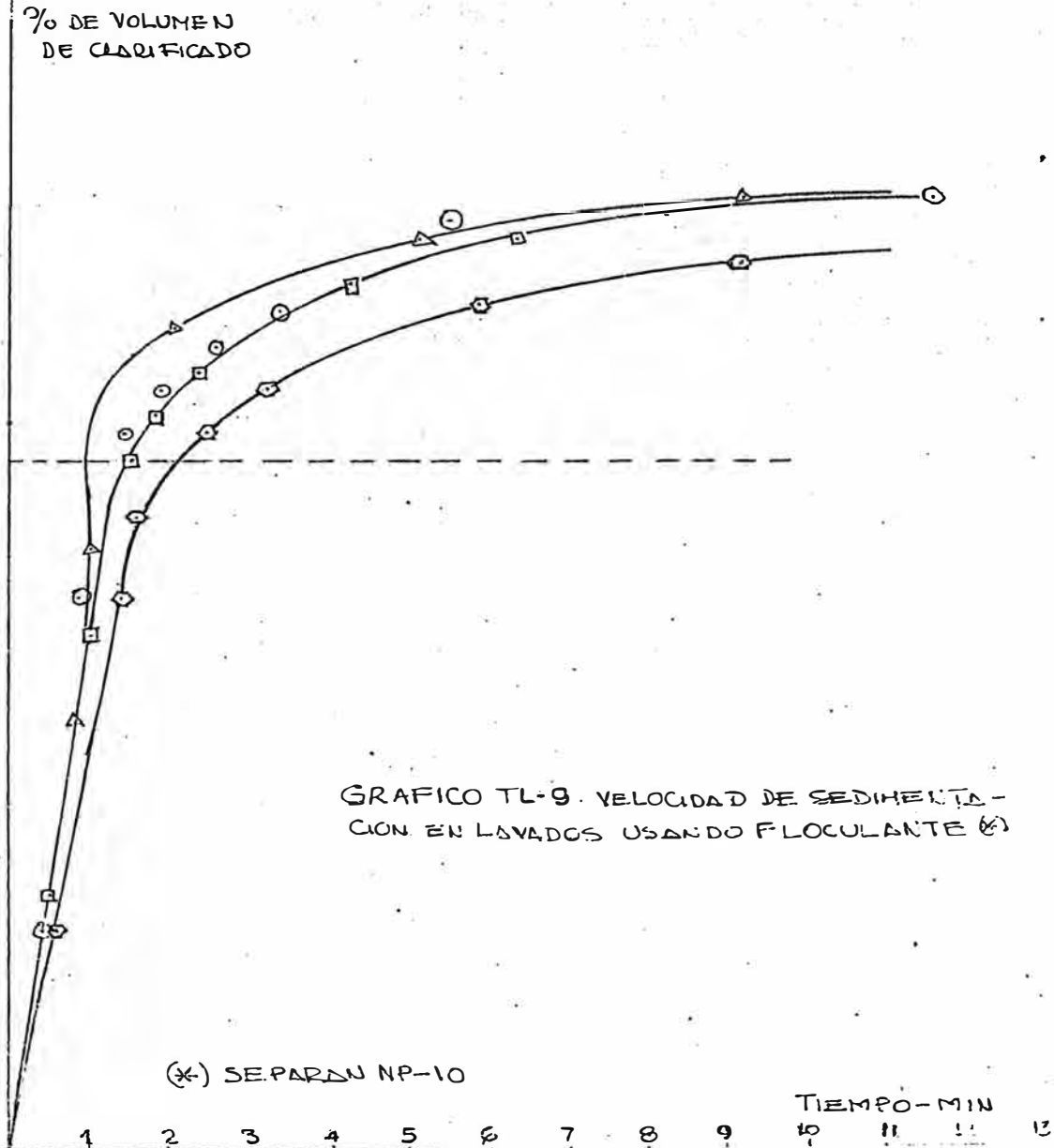
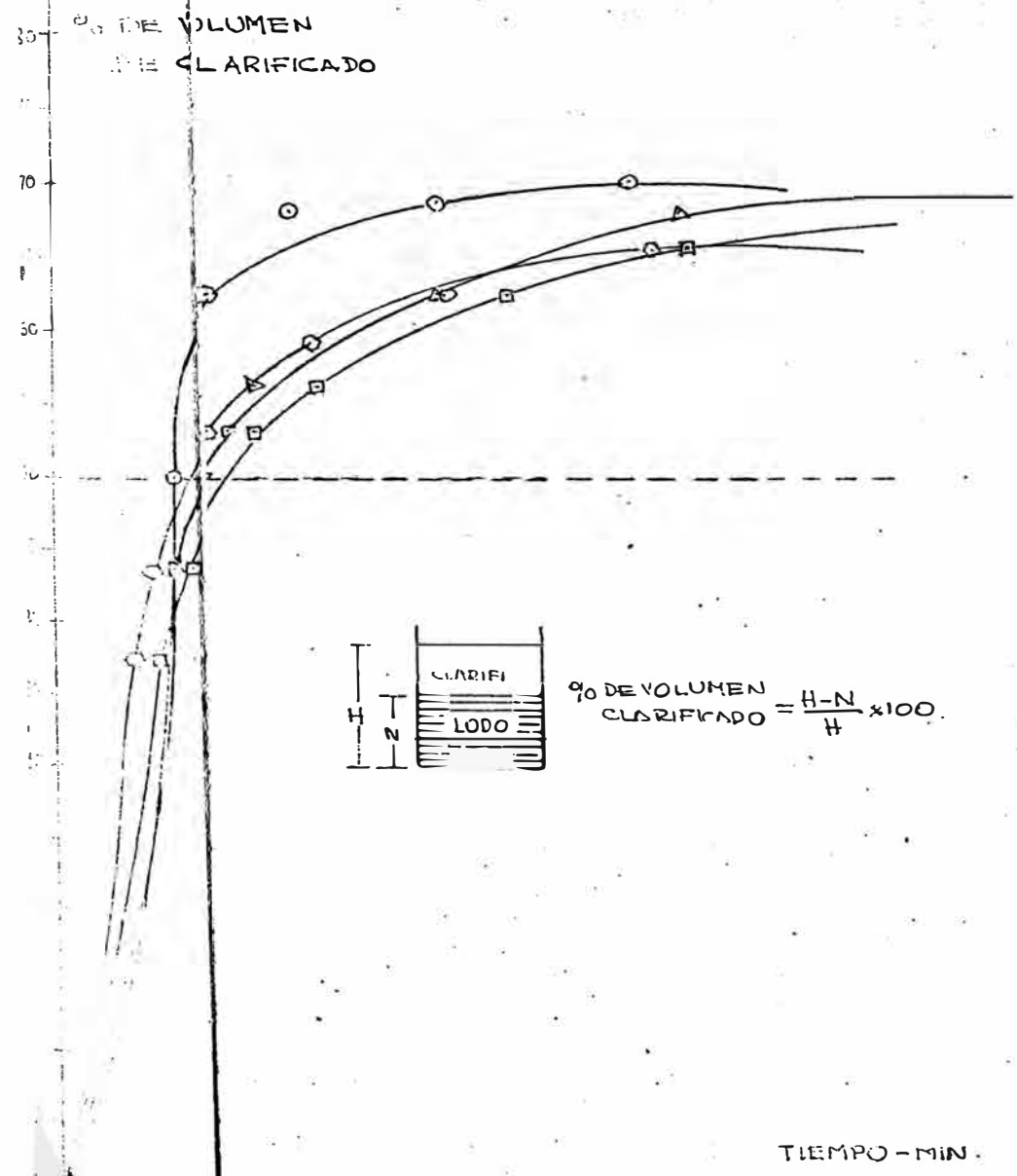


GRAFICO TL-9. VELOCIDAD DE SEDIMENTACION EN LAVADOS USANDO FLOCULANTE (*)

NOVENO LAVADO

PH-AGUA = 8

PH-LODO = 3.88

Floculante = 0.8 ppm.

Tiempo (min)	% Vol Clarificado	Tiempo (min)	% Vol	Tiempo (min)	% Vol	Tiempo (min)	% Vol
0.17	4.19	0.58	28.14	2.0	52.1	10.25	64.07
-	10.18	0.7	34.13	2.83	55.1	11.58	67.07
0.38	16.17	0.91	40.12	3.83	55.08	-	68.56
0.50	22.16	1.25	46.11	6.17	61.08		

TABLA TL 10-A

PRIMER LAVADO

PH-AGUA = 8.2

PH-LODO = 0.92

Floculante = 12 ppm.

Tiempo (min)	% Vol Clarificado	Tiempo	% Vol	Tiempo	% Vol	Tiempo	% Vol
-	5	0.53	20	1.45	35	5.5	50
0.12	10	0.78	25	2.1	40	-	52
0.35	15	1.08	30	3.25	45	10.5	55

SEGUNDO LAVADO

PH-AGUA = 8.2

PH-LODO = 1.25

Floculante = 6 ppm.

Tiempo (min)	% Vol Clarificado	Tiempo (min)	% Vol	Tiempo (min)	% Vol	Tiempo (min)	% Vol
-	5	0.66	20	1.75	35	6.33	50
0.1	10	0.93	25	2.43	40	9	52
0.38	15	1.28	30	3.5	45	13.25	55

TERCER LAVADO

PH-AGUA = 3.2

PH-LODO = 1.4

Floculante = -

Tiempo (min)	% Vol Clarificado	Tiempo (min)	% Vol	Tiempo (min)	% Vol	Tiempo (min)	% Vol
0.13	5	1.28	20	2.67	35	6.16	50
0.53	10	1.67	25	3.3	40	7.0	52
0.93	15	2.13	30	4.41	45	9.75	55

CUARTO LAVADO

PH-AGUA = 8.2

PH-LODO = 1.7

Floculante = 0

Tiempo (min)	% Vol Clarificado	Tiempo (min)	% Vol	Tiempo (min)	% Vol	Tiempo (min)	% Vol
0.32	5	1.75	20	3.58	35	7.58	50
0.72	10	2.77	25	4.42	40	8.83	53
1.25	15	2.87	30	5.67	45	11.5	55.

QUINTO LAVADO

PH-AGUA = 3.2

PH-LODO = 1.95

Floculante = 0

Tiempo (min)	% Vol Clarificado	Tiempo (min)	% Vol	Tiempo (min)	% Vol	Tiempo (min)	% Vol
0.33	5	1.87	20	3.67	35	8.25	50
0.83	10	2.36	25	4.6	40	9.5	52
1.36	15	3.00	30	6.	45	12.5	55

SEXTO LAVADO

PH-AGUA = 10.1

PH-LODO = 2.25

Floculante = 0

Tiempo (min)	% Vol Clarificado	Tiempo (min)	% Vol	Tiempo (min)	% Vol	Tiempo (min)	% Vol
0.33	5	1.77	20	3.5	35	7.5	50
0.75	10	2.33	25	4.33	40	-	55
1.33	15	2.92	30	5.67	45	11.0	60

SETIMO LAVADO

PH-AGUA = 10.1

PH-LODO = 2.7

Floculante = 0

Tiempo (min)	% Vol Clarificado	Tiempo (min)	% Vol	Tiempo (min)	% Vol	Tiempo (min)	% Vol
0.17	5	1.63	20	3.33	35	7.25	50
0.6	10	2.17	25	4.1	40	-	52
1.17	15	2.6	30	5.92	45	10.42	55

OCTAVO LAVADO

PH-AGUA = 10.1

PH-LODO = 3.3

Floculante = 2.5 ppm.

Tiempo (min)	% Vol Clarificado	Tiempo (min)	% Vol	Tiempo (min)	% Vol	Tiempo (min)	% Vol
0.13	5	1.25	20	2.67	35	7.0	50
0.5	10	1.6	25	3.42	40	-	52
0.92	15	2.08	30	4.67	45	13.5	55

TABLA TL 11

Sobre la influencia de la cantidad de floculante
adicionado y de la velocidad de giro

Floculante = 0.521ppm.

PH = 1.16

R.P.M. = 30

Floculos = pequeños

<u>% Vol Clarificado</u>	<u>Tiempo (min)</u>				
4.19	0.67	34.13	1.75	58.08	2.95
7.68	1.02	40.12	-	61.08	3.50
16.17	-	46.11	-	64.07	4.67
22.16	1.42	52.09	2.50	67.07	6.58
28.14	-	55.09	2.67	70.06	10.00

Floculante = 0.521ppm.

PH = 1.16

R.P.M. = 75

Floculos = pequeños

<u>% Vol Clarificado</u>	<u>Tiempo (min)</u>				
4.19	-	34.13	-	58.08	3.67
7.68	-	40.12	2.83	61.08	4.53
16.17	1.5	46.11	-	64.07	6.00
22.16	2.25	52.09	3.25	67.07	8.67
28.14	-	55.09	3.50	70.06	14.00

Floculante = 1.042ppm. PH = 1.42
 R.P.M. = 30 Floculos = grandes

<u>% Vol Clarificado</u>	<u>Tiempo (min)</u>				
4.19		34.13	0.38	58.08	
7.68		40.12		61.08	
16.17	0.25	46.11		64.07	0.67
22.16	-	52.09	0.5	67.07	0.86
28.14	-	55.09		70.06	1.42

Floculante = 1.042ppm. Ph = 1.42
 R.P.M. = 75 Floculos = grandes

<u>% Vol Clarificado</u>	<u>Tiempo (min)</u>				
4.19	0.22	34.13		58.08	3.00
7.68	0.38	40.12	1.38	61.08	3.75
16.17		46.11		64.07	4.92
22.16	0.78	52.09	2.20	67.07	6.58
28.14	0.97	55.09	2.58	70.06	

Nótese que altas velocidades del agitador y poco floculante atentan contra la velocidad de sedimentación.

TABLA TL 12

Resultados de los análisis de lavados a utilizarse
a nivel de Planta Industrial

<u>% Lavados</u>	<u>Volumen Lodo en el tanque</u>	<u>% Sólido Lodo</u>	<u>Lodo</u>	<u>PH Lodo</u>	<u>Volumen H₂O añadido</u>	<u>Mp(+) ppm</u>	<u>Acidez Final ppm</u>
0	Ra/2	10%	1105	0.5 0.6			
1	Ra(*)	5%	1035	0.97	3/2 Ra	1.5	24750
2	Ra	5%	1035	1.23	Ra	1.5	12250
3	Ra	5%	1035	1.43	Ra	1.5	5900
4	Ra	5%	1035	1.70	Ra	1.5	3100
5	Ra	5%	1035	1.90	Ra	1.5	1650
6	Ra	5%	1035	2.30	(**)Ra	1.5	780
7	Ra	5%	1035	2.70	(**)Ra	1.5	280
8	Ra/2	10%	1.1	3.30	(**)Ra	1.5	65

(*) Ra = Volumen de reactor de activación.

(+) Mp = Cantidad de floculante.

(**) Agua saturada de MgO.

Análisis del secado de Bentonita Activada
en un Niro Atomizer (*)

TABLA TS 1

Del Incremento de PH en al Bentonita durante
el proceso de secado en función del % de sólidos del lodo alimentado (*)

<u>RPM</u> <u>ATOMIZADOR</u>	<u>MUESTRA</u> <u>Nº</u>	<u>% SÓLIDOS</u> <u>EN EL LODO</u>	<u>INCREMENTO</u> <u>DE PH</u>
18,000	1	8.87	0.93
	2	13.56	0.83
	3	15.80	0.82
	4	19.22	0.82
	5		
25,000	1	8.87	0.91
	2	13.56	0.82
	3	15.80	0.80
	4	19.22	0.79
31,000	1	8.87	0.87
	2	13.56	0.82
	3	15.80	0.81
	4	19.22	0.79

(*) Pruebas realizadas en un Niro atomizer del laboratorio de operaciones unitarias de la UNI.
Del cuadro, puede deducirse que el incremento del PH de la bentonita en el proceso del secado, disminuye conforme el % de sólidos del lodo que se alimenta aumenta. Además, nótese que el incremento de PH en la arcilla disminuye conforme la velocidad del atomizador aumenta, a un % de sólidos constante.

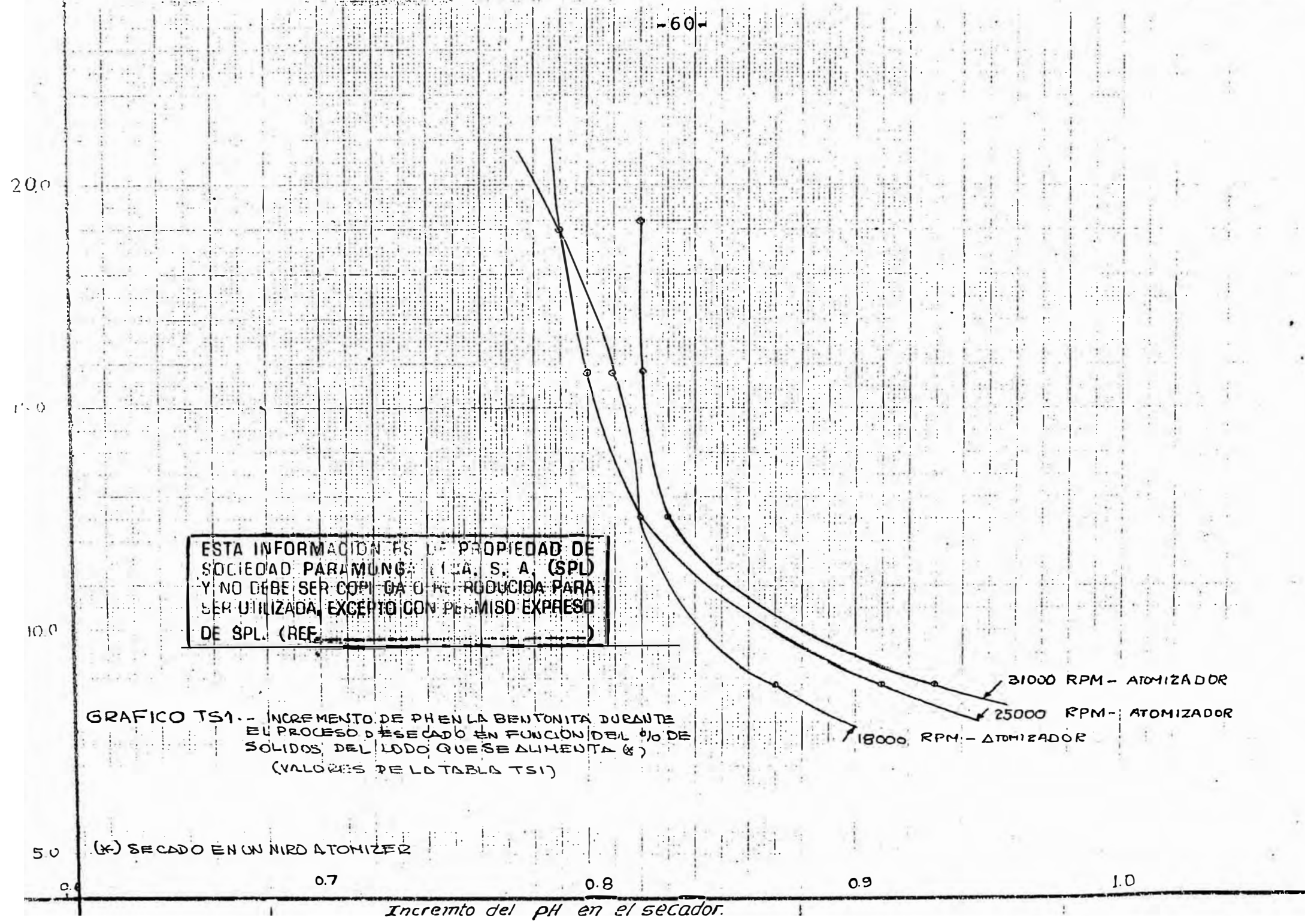


TABLA TS 2

Tamaño de Partícula de Dentonita seca

en función de la Energía utilizada (*);

% de Sólidos que atraviesa al Malla 300 (50 micrones)

MUESTRA N°	RPM		
	18000	25000	31000
1	92	95	98
2	88	94	97
3	84	92	96
4	84	93	96
5	83	92.5	95.5
6	89	94.5	97.5
7	90	95	97.8
8	91	94	97
	87	93.5	97

(*) Secador Niro-Atomizer, con atomizador centrífugo de 2" de diámetro, con 24 ventanas de 0.323".

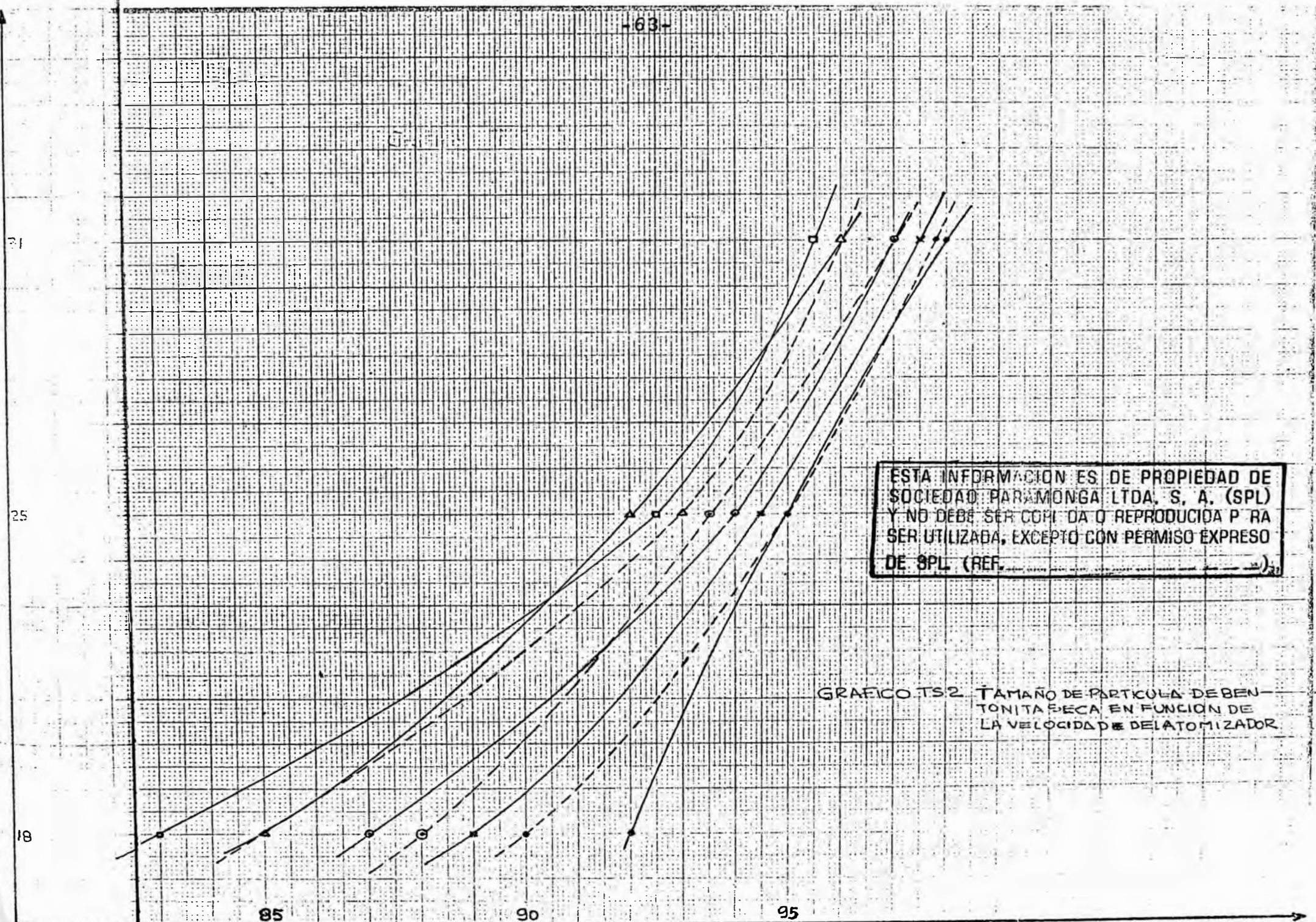
Se aprecia que el % de sólidos que atraviesan la Malla 300 aumenta conforme aumenta la velocidad del disco atomizador.

TABLA TS 3

Tamaño de Partícula en función del
% de Sólidos del Lodo alimentado

	RPM		
% Sólidos	18000	25000	31000
8.87	92.02	95.90	98.00
10.12	90.90	95.40	98.00
12.64	89.20	95.00	96.80
13.56	88.26	94.80	96.70
17.75	83.70	93.40	94.80
19.22	81.61	92.40	94.60

Nótese que a una velocidad constante el % de material
300 disminuye conforme aumenta la concentración del lodo.



ESTA INFORMACION ES DE PROPIEDAD DE SOCIEDAD PARAMONGA LTDA. S. A. (SPL) Y NO DEBE SER COPIADA O REPRODUCIDA PARA SER UTILIZADA, EXCEPTO CON PERMISO EXPRESO DE SPL (REF. _____)

GRAFICO TS.2 TAMANO DE PARTICULA DE BENTONITA SECA EN FUNCION DE LA VELOCIDAD DEL ATOMIZADOR

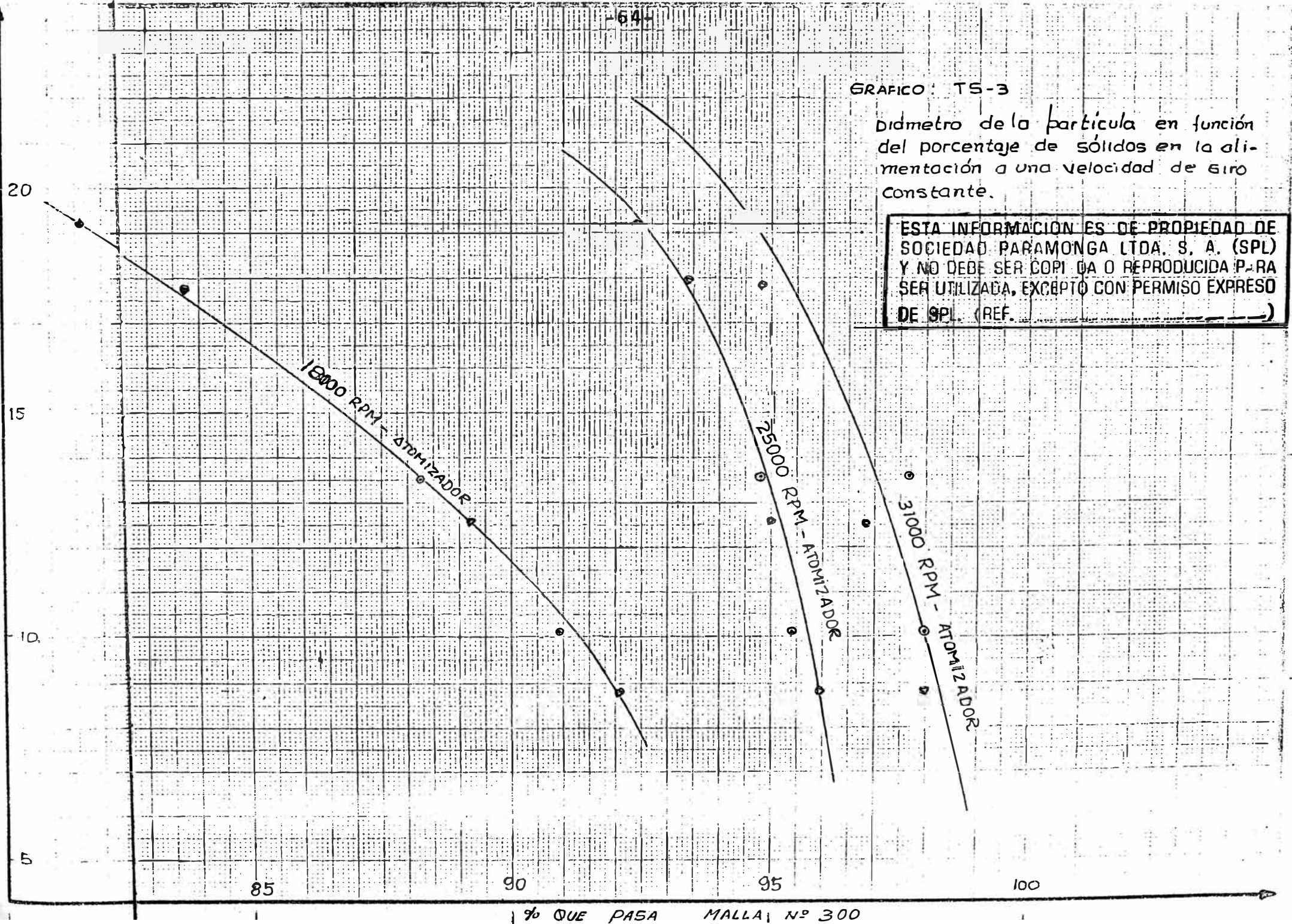
% del producto seco que pasa Malla N° 300

GRAFICO: TS-3

Diámetro de la partícula en función del porcentaje de sólidos en la alimentación a una velocidad de giro constante.

ESTA INFORMACION ES DE PROPIEDAD DE SOCIEDAD PARAMONGA LTDA. S. A. (SPL) Y NO DEBE SER COPIADA O REPRODUCIDA PARA SER UTILIZADA, EXCEPTO CON PERMISO EXPRESO DE SPL. (REF. _____)

Yo soy el en la alimentación



% QUE PASA MALLA Nº 300

20.

15.

10.

5.

0.

1.05

110

Densidad - Grs/cm³

ESTA INFORMACION ES DE PROPIEDAD DE
SOCIEDAD PARAMONGA LTDA. S. A. (SPL)
Y NO DEBE SER COPIADA O REPRODUcida PARA
SER UTILIZADA, EXCEPTO CON PERMISO EXPRESO
DE SPL. (REF.)

GRAFICO TS4 - DENSIDAD DEL LODO LAVADO
EN FUNCION DEL % DE SOLI-
DOS.

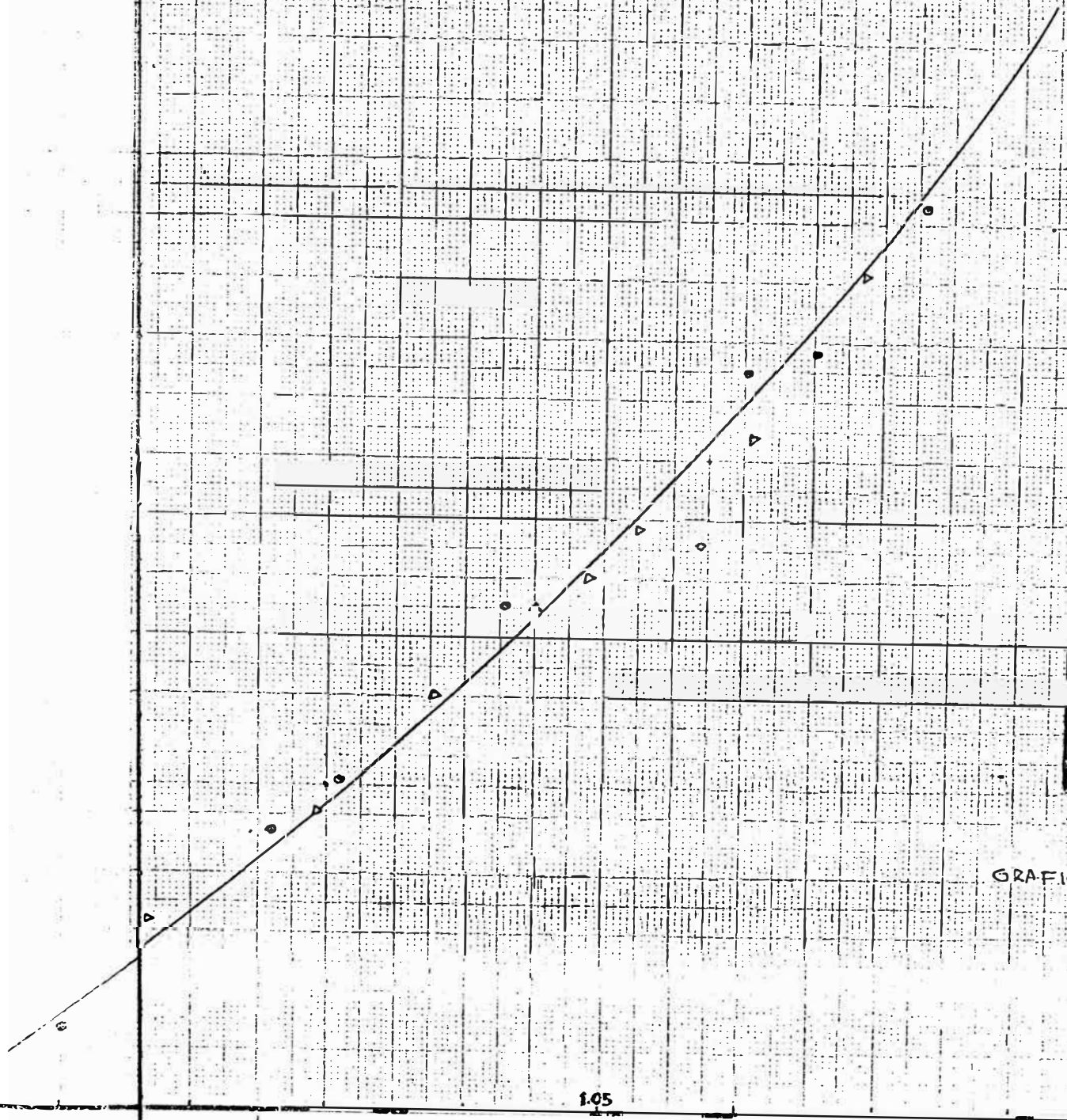


TABLA TS 4

Densidad del Lodo Lavado en función
del % de Sólidos (*)

<u>% Sólidos</u>	<u>Densidad</u> <u>g/cc</u>				
5.38	1.0101	11.00	1.0375	15.42	1.0605
7.20	1.0170	12.86	1.0432	16.54	1.0608
8.87	1.0252	13.00	1.0490	16.86	1.0657
9.05	1.0290	13.57	1.0573	18.10	1.0685
9.57	1.0314	13.85	1.0525	19.23	1.0738

Determinado con densímetros.

TABLA TS 5

Viscosidad del Lodo lavado en función
del % de Sólidos (*)

<u>% Sólidos</u>	<u>Viscosidad</u> <u>Centipoises</u>				
5.377	1.2	14.132	4.4	16.888	5.7
9.567	1.8	15.254	4.9	17.541	7.0
12.862	3.0	16.543	5.3	19.843	7.9

(*) Pruebas realizadas a temperatura constante (25°C)
en el laboratorio de petróleo de la UNI.

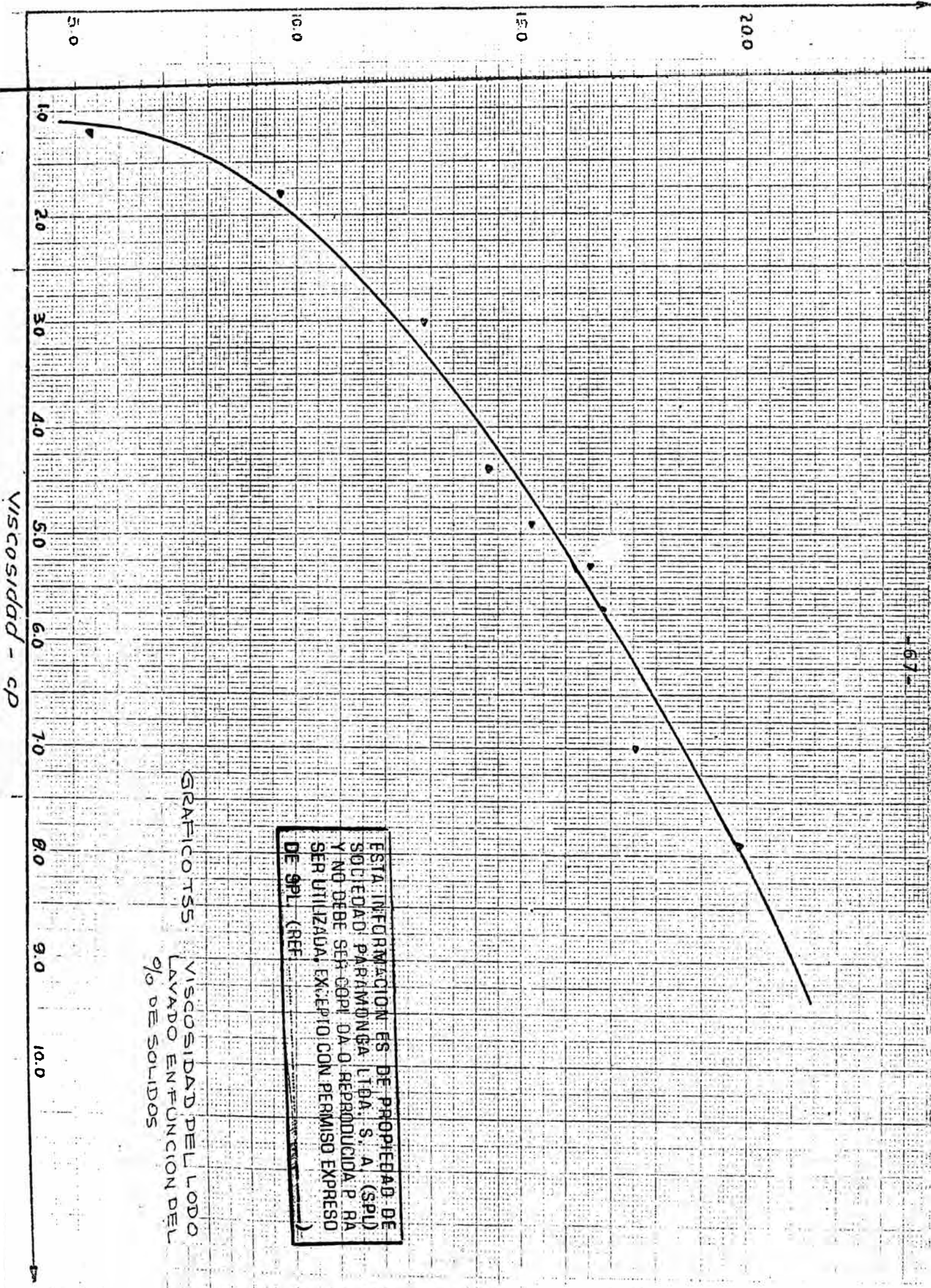


GRAFICO TSS. VISCOSIDAD DEL LODO LAVADO EN FUNCION DEL % DE SOLIDOS

ESTA INFORMACION ES DE PROPIEDAD DE SOCIEDAD PARAMONGA LTDA. S. A. (SPL) Y NO DEBE SER COPIDA O REPRODUCIDA PARA SER UTILIZADA, EXCEPTO CON PERMISO EXPRESO DE SPL. (REF.)

TABLA TS 6

Tensión superficial del lodo lavado
en función del % de sólidos a la tem-
peratura de 25°C (*)

<u>% Sólidos</u>	<u>Tensión Super-</u> <u>ficial dinas/cm</u>				
2.47	72.76	12.30	38.70	17.20	26.23
5.50	58.78	14.70	34.90	19.40	23.21
9.30	42.84	15.40	32.19		

(*) Pruebas realizadas en el laboratorio de fisico-química de la UNI. Tensión superficial del H₂O a 25°C - 74 Dinas/cm.

TABLA TS 7

% de Humedad de la Bentonita secada
en función de la temperatura de salida
del secador (*)

<u>Temperatura</u> <u>°C</u>	<u>% de Humedad</u> <u>de Bentonita</u>				
78.00	9.94	82.50	6.29	95.00	5.00
78.20	8.75	84.00	5.10	97.00	4.90
79.50	8.00	88.00	5.50		
80.00	6.90	93.00	5.33		

(*) Niro-Atomizer del laboratorio de operaciones unitarias de la UNI.
 Nótese de estos resultados, que mientras más alta sea

ESTA INFORMACION ES DE PROPIEDAD DE
SOCIEDAD PASAMONGA LIGA. S. A. (SPL)
Y NO DEBE SER COPIADA, REPRODUCIDA P RA
SER UTILIZADA, EXCEPION CON PRIMERA EXCEPCION
DE SPL. (PES)

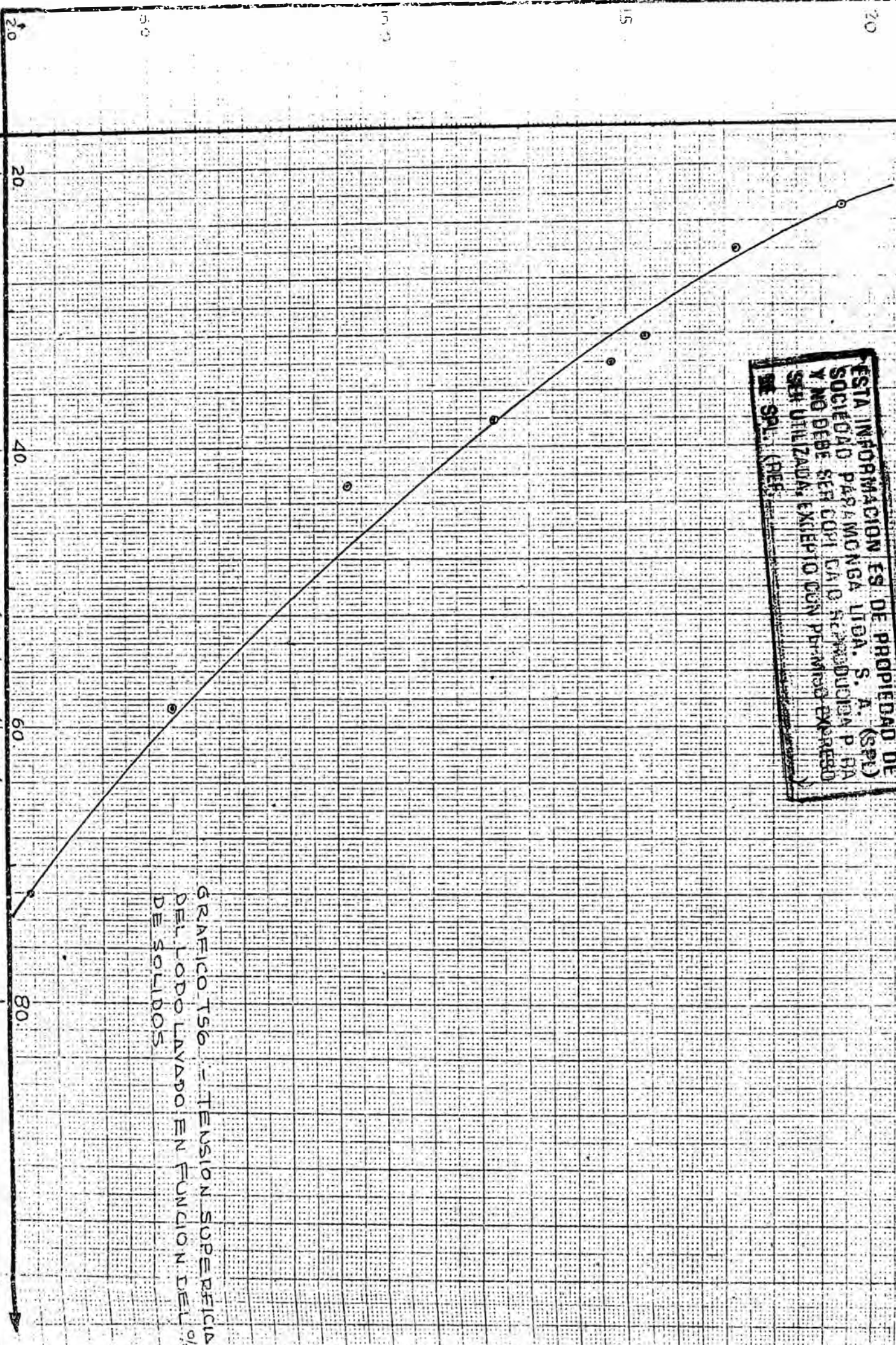
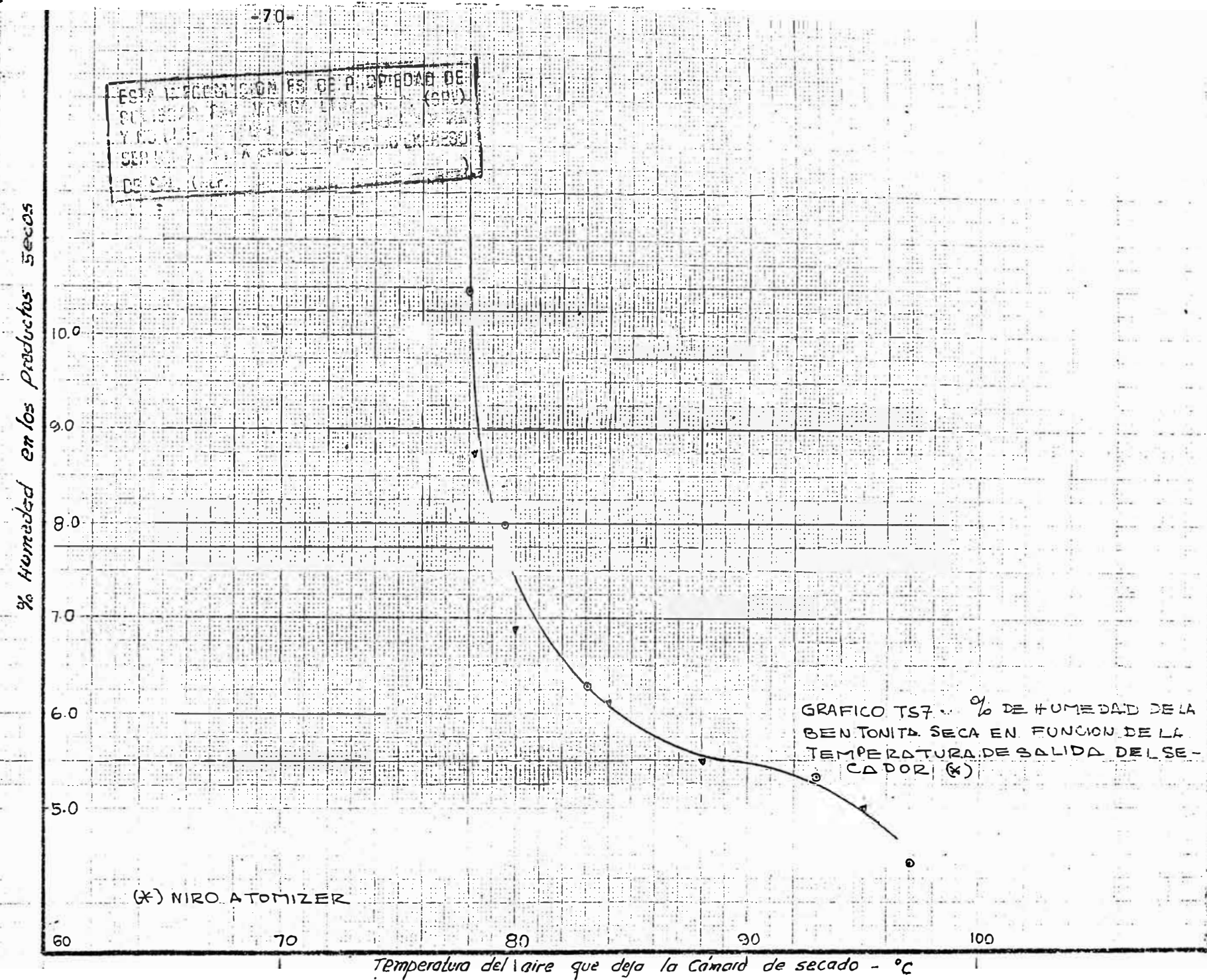


GRAFICO 156 - TENSION SUPERFICIAL
DEL LODO LAVADO EN FUNCION DEL %
DE SOLIDOS

oscila entre 10 y 20Å y una longitud de 9A. como unidad bá

DE
:en



SOBRE EL ATAQUE DEL ACIDO A LA ARCILLA

Como se ha dicho anteriormente la bentonita tiene como unidad básica estructural a la Montmorillonita, la cual tiene un espesor que oscila entre 10 y 20Å y una longitud de 9A.

Basicamente la montmorillonita está distribuida en forma de placas superpuestas, entre las cuales se encuentran presentes moléculas de H₂O y iones metálicos tales como de calcio, magnesio, fierro, sodio etc, capaces de ser intercambiables. Cuando se pone en contacto a la arcilla con el ácido, este forma las respectivas sales con los iones metálicos presentes que dada su solubilidad en el agua pueden ser eliminados.

Así mismo ataca la estructura de la montmorillonita, específicamente a la unidad Aluminica menos estable que la sílice tetraédica ante el ataque ácido.

Se piensa que en la activación puede tener lugar, tres diferentes reacciones:

- 1.- Primeramente el ácido disuelve parte de Fe₂O₃ y Al₂O₃ (Así como CaO, MgO, etc), de las estructuras, esto origina una apertura de la estructura cristalina y un aumento en la superficie activa.
- 2.- La segunda reacción es el intercambio gradual de los iones Ca y Mg. localizados en la superficie de los cristales, por iones hidrógeno del ácido mineral.
- 3.- Cierta proporción de los iones hidrógeno que han reemplazado a los iones Ca y Mg. se intercambian contra iones Al en la solución.

Se ha sugerido que la adsorción de las arcillas se pueda deber a un constituyente común, es decir, las capas de átomos de sílice unidos en un enrejado sílice-oxígeno. Ciertos investigadores piensan que la propiedad blanqueante de las tierras se deban enteramente a una Adsorción física, otros censurando lo dicho anteriormente piensan que el efecto blanqueante se deba a los iones Al localizados en la superficie de las partículas de Arcilla, la llamada "Arcilla ácida" que sustrae por adsorción las partículas de color con reacción básica de los aceites y forma compuestos químicos, -nosotros pensamos lo mismo.

Es obvio que el ataque ácido, trae como consecuencia una pérdida de peso de la arcilla natural, por lo tanto debe asumirse como cierto el aumento de su porosidad. Por otro lado un ataque más de lo requerido puede traer consecuencias más lamentables en las propiedades decolorantes de la arcilla, se ha notado la desaparición casi total de estas propiedades en arcillas "atacadas" en forma extremadas. La explicación de esto es un evidente colapsamiento de la estructura de la unidad básica de la montmorillonita.

Por lo anteriormente dicho se debe pensar que existe un límite en la actuación de arcillas decolorantes, antes y después del cual se obtienen arcillas de bajo poder decolorante. Este punto óptimo puede determinarse relacionando la pérdida de peso que sufre la arcilla en función de su grado de decoloración, para tal efecto se llevaron a cabo pruebas en la U.N.I. determinándose como óptimo en el cual se notaba una pérdida de peso del 20% (ver gráficos).

la temperatura de salida, la bentonita secada tendrá menor % de humedad.

ANEXO 4.2.5.4.a

TABLA BD1

Número de Unidades de Disgregación a utilizarse
cada unidad hará 2 lotes por turno

<u>VDR</u> <u>DIA</u>	<u>10m³</u>	<u>15m³</u>	<u>20m³</u>	<u>25m³</u>	<u>30m³</u>
1 turno	12.253	8.080	6.019	4.793	3.981
2 turnos	6.127	4.040	3.009	3.009	1.991
3 turnos	4.084	2.693	2.006	2.006	1.327

Sobre el diseño del serpentín

TABLA BD2

Determinación de la velocidad masica del
vapor que fluye a través del serpentín $G = F/A$

<u>Diámetro</u> <u>Nominal IPS</u> <u>pulgadas</u>	<u>DI pulg</u>	<u>DE pulg</u>	<u>Aj</u> <u>pie²</u>	<u>F</u> <u>lb/h</u>	<u>G</u> <u>lb/h pie²</u>
3/4	0.824	105	0.00371	6,600	1778975.70
1	1.049	132	0.0060	6,600	1100000.00
1 1/2	1.610	190	0.01417	6,600	465772.75
2	2.067	238	0.02326	6,600	283748.92
2 1/2	2.469	238	0.03326	6,600	198436.56

TABLA B03

Determinación del hi' de la ecuación (E.6.2)
y corrección para calcular los hi para ser-
pentines asumiendo diámetros de espiral

Diámetro Nominal IPS pulgadas	G lb/h pie ²	hi' Btu/h°F pie ²	$hi(*)$ Btu/h°F pie ²	$hi(**)$ Btu/h°F pie ²	$hi (***)$ btu/h°F pie ²
3/4	1778975.70	1064.817	116.831	1103.828	1096.026
1	1100000.00	690.690	733.642	722.904	716.461
1 1/2	465772 .75	318.785	349.211	341.605	337.041
2	283748.92	203.988	228.983	222.734	218.985
2 1/2	198436.56	147.883	169.528	164.117	160.870

(*) Diámetro de espiral = 4.92 pie

(**) Diámetro de espiral = 6.56 pie

(***) Diámetro de espiral = 8.20 pie

TABLA BD 4

Determinación de los h_i con la ecuación (E.6.4)
para serpentines asumiendo diámetros del espiral

<u>Diámetro</u> <u>Nominal IPS</u> <u>pulg</u>	<u>h_i (*)</u> <u>Btu/°FhPie</u>	<u>h_i (**)</u> <u>Btu/°Fh pie</u>	<u>h_i (***)</u> <u>Btu/h°F pie</u>
3/4	876.447	866.242	860.119
1	583.023	574.490	569.370
1 1/2	295.911	289.465	285.598
2	198.869	193.442	190.186
2 1/2	145.335	140.696	137.912

TABLA BD 5

Determinación de los U_d con la ecuación (E.6.5)
para serpentines asumiendo diámetros de espiral

<u>Diámetro</u> <u>Nominal IPS</u> <u>pulg</u>	<u>U (*)</u> <u>Btu/h pie²°F</u>	<u>U (**)</u> <u>Btu/h pie²°F</u>	<u>U (***)</u> <u>Btu/h °F pie²</u>
3/4	163.034	162.678	162.461
1	149.013	148.514	148.169
1 1/2	119.444	118.380	117.728
2	99.789	98.404	97.554
2 1/2	84.223	82.643	81.675

TABLA BD 6

Area de transferencia del serpentín a partir de la ecuación (E.6.1) asumiendo tiempos de operación

Diámetro espiral = 4.92 pie

Tiempo de Operación Horas	A ft ² (3/4)	A ft ² (1)	A ft ² (11/2)	A ft ² (2)	A ft ² (21/2)
1	327.489	358.302	447.002	535.047	633.936
1.5	218.326	238.868	298.001	355.698	422.624
2.0	163.744	179.151	223.501	267.523	316.968
2.5	130.995	143.321	178.801	214.619	253.575

(*) Diámetro espiral = 4.92 pie

(**) Diámetro espiral = 6.56 pie

(***) Diámetro espiral = 8.70 pie

Diámetro espiral = 6.56 pie

Tiempo Horas	A ft (3/4)	A ft (1)	A ft (11/2)	A ft (2)	A ft (21/2)
1	328.206	359.508	451.019	542.573	646.051
1.5	218.804	239.672	300.689	361.715	430.701
2	164.103	179.754	225.510	271.286	323.026
2.5	131.282	143.803	180.408*	217.029	258.420

Diámetro espiral = 3.20 pie

Tiempo Horas	A ft ² (3/4)	A ft ² (1)	A ft ² (1 1/2)	A ft ² (2)	A ft ² (2 1/2)
1	328.644	360.343	453.517	547.303	653.713
1.5	219.096	240.229	302.345	364.869	435.809
2	164.322	180.172	226.759	273.651	326.856
2.5	131.458	144.137	181.407	218.921	261.485

TABLA BD 7

Longitud total del serpentín (*). De la Tabla BD 6

Diámetro espiral = 4.92 pie (1.5m)

Tiempo Horas	L m (3/4)	L m (1)	L m (1 1/2)	L m (2)	L m (2 1/2)
1	363.07	317.55	273.66	262.25	256.67
1.5	242.05	211.70	182.44	174.84	171.11
2	181.53	158.78	136.83	131.13	128.34
2.5	145.23	127.02	109.46	104.90	102.67

(*) Tubería 3/4 = 0.275 pie²/pie lineal

1 = 0.344 pie²/pie lineal
 1 1/2 = 0.498 pie²/pie lineal
 2 = 0.622 pie²/pie lineal
 2 1/2 = 0.753 pie²/pie lineal

Diámetro espiral = 6.56 pie (2m)

Tiempo Horas	L m (3/4)	L m (1)	L m (11/2)	L m (2)	L m (21/2)
1	363.86	318.62	276.12	265.95	261.58
1.5	242.58	212.41	184.08	177.30	174.38
2.0	181.93	159.31	138.06	132.97	130.79
2.5	145.55	127.45	110.45	106.38	104.63

Diámetro espiral = 8.20 pie (2.5 m)

Tiempo Horas	L m (3/4)	L m (1)	L m (11/2)	L m (2)	L m (21/2)
1	364.35	319.36	277.65	268.26	264.68
1.5	242.90	212.91	185.10	178.84	176.45
2.0	182.18	159.68	138.82	134.13	132.34
2.5	145.74	127.75	111.06	107.31	105.87

TABLA BD 8

Número de vueltas del serpentín de la Tabla BD 6

Diámetro espiral = 4.92 pie (1.5 m)

Tiempo Horas	# Vueltas (3/4)	# Vueltas (1)	# Vueltas (11/2)	# Vueltas (2)	# Vueltas (21/2)
1	77	67.4	58.1	55.7	54.5
1.5	51.4	44.9	38.7	37.1	36.3
2.0	38.5	33.7	29.0	27.8	27.2
2.5	30.8	27.0	23.2	22.3	21.8

Diámetro espiral = 6.56 pie (2m)

Tiempo Horas	# Vueltas (3/4)	# Vueltas (1)	# Vueltas (1 1/2)	# Vueltas (2)	# Vueltas (2 1/2)
1	58.0	50.7	43.9	42.3	41.6
1.5	38.6	33.8	29.3	28.2	27.8
2.0	29.0	25.4	22.0	21.2	20.8
2.5	23.2	20.3	17.6	16.9	16.7

Diámetro espiral - 8.20 pie (2.5m)

Tiempo Horas	# Vueltas (3/4)	# Vueltas (1)	# Vueltas (1 1/2)	# Vueltas (2)	# Vueltas (2 1/2)
1	46.4	40.7	35.4	34.2	33.7
1.5	30.9	27.1	23.6	22.8	22.5
2.0	23.2	20.3	17.7	17.1	16.8
2.5	18.6	16.3	14.1	13.7	13.5

TABLA BD 9

Altura total del serpentín BD 6 considerando una luz entre vuelta y vuelta igual a un diámetro externo de tubería.

Diámetro espiral = 4.92 pie (1.5m)

Tiempo Horas	H m (3/4)	H m (1)	H m (1 1/2)	H m (2)	H m (2 1/2)
1	4.10	4.52	5.61	6.73	7.97
1.5	2.74	3.01	3.74	4.49	5.31
2.0	2.06	2.25	2.80	3.37	3.99
2.5	1.64	1.81	2.24	2.69	3.19

Diámetro espiral = 6.56 pie (2m)

<u>Tiempo</u> <u>Horas</u>	<u>H m</u> <u>(3/4)</u>	<u>H m</u> <u>(1)</u>	<u>H m</u> <u>(1 1/2)</u>	<u>H m</u> <u>(2)</u>	<u>H m</u> <u>(2 1/2)</u>
1	3.10	3.40	4.24	5.12	6.09
1.5	2.06	2.27	2.83	3.41	4.06
2.0	1.54	1.70	2.12	2.56	3.05
2.5	1.24	1.36	1.70*	2.05	2.44

Diámetro espiral = 8.20 pie (2.5m)

<u>Tiempo</u> <u>Horas</u>	<u>H m</u> <u>(3/4)</u>	<u>H m</u> <u>(1)</u>	<u>H m</u> <u>(1 1/2)</u>	<u>H m</u> <u>(2)</u>	<u>H m</u> <u>(2 1/2)</u>
1	2.48	2.73	3.41	4.13	4.93
1.5	1.65	1.82	2.28	2.75	3.29
2.0	1.24	1.36	1.71	2.07	2.47
2.5	0.99	1.10	1.37	1.65	1.97

TADLA BA 1

Cantidad de ácido que se utiliza para varios % en
peso de ácido sobre la mezcla reaccionante

<u>% de Acido</u>						
<u>Cantidad</u>	<u>2%</u>	<u>5%</u>	<u>8%</u>	<u>10%</u>	<u>12%</u>	<u>15%</u>
Material Disgregado Ton/Día	240	240	240	240	240	240
Material Disgregado m ³ /Día	225	228.403	225	225	225	225
Acido 33.3% Ton/Día	15.335	42.403	75.889	103.004	135.211	195.721
Acido 33.3% m ³ /Día(*)	13.113	36.273	64.918	88.113	115.664	168.281
Mezcla Reaccio- nante m ³ /Día	238.118	261.273	289.918	313.113	340.664	393.281
Mezcla Reaccio- nante Ton/Día	255.335	282.403	315.889	343.004	375.211	436.721

(*) Densidad de ácido muriático 33.3% = 1.169 gr/cc.

TABLA BA 2

Volumenes finales de mezcla reaccionante al añadirse
diversos % de vapor H³/día

<u>% de Acido</u> <u>% de Vapor</u>	<u>2%</u>	<u>5%</u>	<u>8%</u>	<u>10%</u>	<u>12%</u>	<u>15%</u>
10%	264.576	290.303	322.131	347.903	378.516	436.979
15%	280.139	307.380	341.080	368.368	400.781	462.624
18%	290.388	318.626	353.559	381.845	415.444	479.611
20%	297.648	326.591	362.398	391.391	425.830	491.601
25%	317.491	348.364	386.557	417.484	454.219	524.375

TABLA BA 3

Volumenes de condensado utilizado en la fase de
activación M³/día (Ton/Día)

<u>% de Acido</u> <u>% de Vapor</u>	<u>2%</u>	<u>5%</u>	<u>8%</u>	<u>10%</u>	<u>12%</u>	<u>15%</u>
10%	26.458	29.030	32.213	34.790	37.852	43.698
15%	42.021	46.107	51.162	55.255	60.117	69.403
18%	52.270	57.353	63.541	68.732	74.780	86.330
20%	59.530	65.318	72.480	78.278	85.166	98.320
25%	79.373	87.091	96.639	104.371	113.355	131.094

TABLA BA 4

Cantidad de reactores de 15 m³ necesarios 1 turno/
día, 2 lotes/reactor

% de Vapor	% de Acido					
	2%	5%	8%	10%	12%	15%
10%	10.15	11.33	12.35	13.34	14.52	16.76
15%	10.74	11.79	13.10	14.13	15.37	17.74
18%	11.74	12.22	13.56	14.64	15.93	18.39
20%	11.42	12.53	13.90	15.00	16.33	18.35
25%	12.18	13.36	14.82	16.01	17.42	20.11

2 Turnos/día, 2 Lotes/reactor/Turno

% de Vapor	% de Acido					
	2%	5%	8%	10%	12%	15%
10%	5.07	5.67	6.18	6.67	7.26	8.38
15%	5.37	5.89	6.54	7.06	7.69	8.87
18%	5.57	6.11	6.78	7.32	7.97	9.20
20%	5.71	6.26	6.95	7.50	8.17	9.43
25%	6.09	6.68	7.41	8.01	8.71	10.06

3 Turnos/Día, 2 lotes/reactor/Turno

% Vapor \ % de Acido	% de Acido					
	2%	5%	8%	10%	12%	15%
10%	3.38	3.78	4.12	4.45	4.84	5.59
15%	3.58	3.93	4.36	4.71	5.12	5.92
18%	3.71	4.07	4.52	4.88	5.31	6.13
20%	3.81	4.18	4.63	5.0	5.44	6.28
25%	4.06	4.45	4.94	5.34	5.81	6.70

TABLA BA 5

Cantidad de rectores de 20 m³ necesarios

% Vapor \ % de Acido	1 Turno/Día, 2 Lotes/reactor					
	2%	5%	8%	10%	12%	15%
10%	7.67	8.50	9.26	10.00	10.88	12.57
15%	8.06	8.84	9.81	10.59	11.52	13.30
18%	8.35	9.39	10.17	10.98	11.95	13.80
20%	8.56	9.16	10.42	11.25	12.24	14.14
25%	9.13	10.02	11.12	12.00	13.06	15.08

2 Turnos/Día , 2 Lotes/reactor x turno

$\frac{\% \text{ de Acido}}{\% \text{ Vapor}}$	2%	5%	8%	10%	12%	15%
10%	3.80	4.25	4.63	5.00	5.44	6.28
15%	4.03	4.42	4.90	5.30	5.76	6.65
18%	4.18	4.58	5.08	5.49	5.97	6.90
20%	4.28	4.70	5.21	5.62	6.12	7.07
25%	4.57	5.01	5.56	6.00	6.53	7.54

3 Turnos/Día, 2 Lotes/reactor x turno

$\frac{\% \text{ de Acido}}{\% \text{ Vapor}}$	2%	5%	8%	10%	12%	15%
10%	2.54	2.83	3.09	3.34	3.63	4.19
15%	2.69	2.95	3.27	3.53	3.84	4.44
18%	2.78	3.05	3.39	3.66	3.98	4.60
20%	2.85	3.13	3.47	3.75	4.08	4.71
25%	3.04	3.34	3.70	4.00	4.34	5.03

TABLA BA 6

Cantidad de reactores de 23 M³ necesarios

· 1 Turno/Día, 2 Lotes/reactor

<u>% de Acido</u> % Vapor	2%	5%	8%	10%	12%	15%
10%	6.09	6.80	7.41	8.00	8.71	10.05
15%	6.44	7.07	7.85	8.47	9.22	10.64
18%	6.68	7.33	8.13	8.78	9.55	11.03
20%	6.85	7.51	8.43	9.00	9.80	11.31
25%	7.30	8.01	8.89	9.60	10.45	

2 Turnos/Día, 2 Lotes/reacto x turno

<u>% de Acido</u> % Vapor	2%	5%	8%	10%	12%	15%
10%	3.04	3.40	3.71	4.00	4.35	5.03
15%	3.22	3.54	3.92	4.24	4.61	5.32
18%	3.34	3.67	4.07	4.39	4.78	5.52
20%	3.42	3.76	4.17	4.50	4.90	5.65
25%	3.65	4.01	4.45	4.80	5.22	

3 Turnos /Día, 2 Lotes/reactor x turno

% Vapor \ % de Acido	% de Acido					
	2%	5%	8%	10%	12%	15%
10%	2.03	2.72	2.47	2.67	2.90	3.35
15%	2.15	2.36	2.62	2.83	3.07	3.55
18%	2.23	2.44	2.71	2.93	3.19	3.68
20%	2.28	2.50	2.73	3.00	3.27	3.77
25%	2.43	2.67	2.96	3.20	3.48	

TABLA BA 7

Cantidad de tanques de 30 M³ necesarios

% Vapor \ % de Acido	% de Acido					
	2%	5%	8%	10%	12%	15%
10%	5.07	5.67	6.18	6.67	7.26	8.33
15%	5.37	5.89	6.54	7.06	7.68	8.87
18%	5.57	6.11	6.78	7.32	7.97	9.26
20%	5.71	6.26	6.95	7.56	8.17	9.43
25%	6.09	6.68	7.41	8.00	8.71	10.05

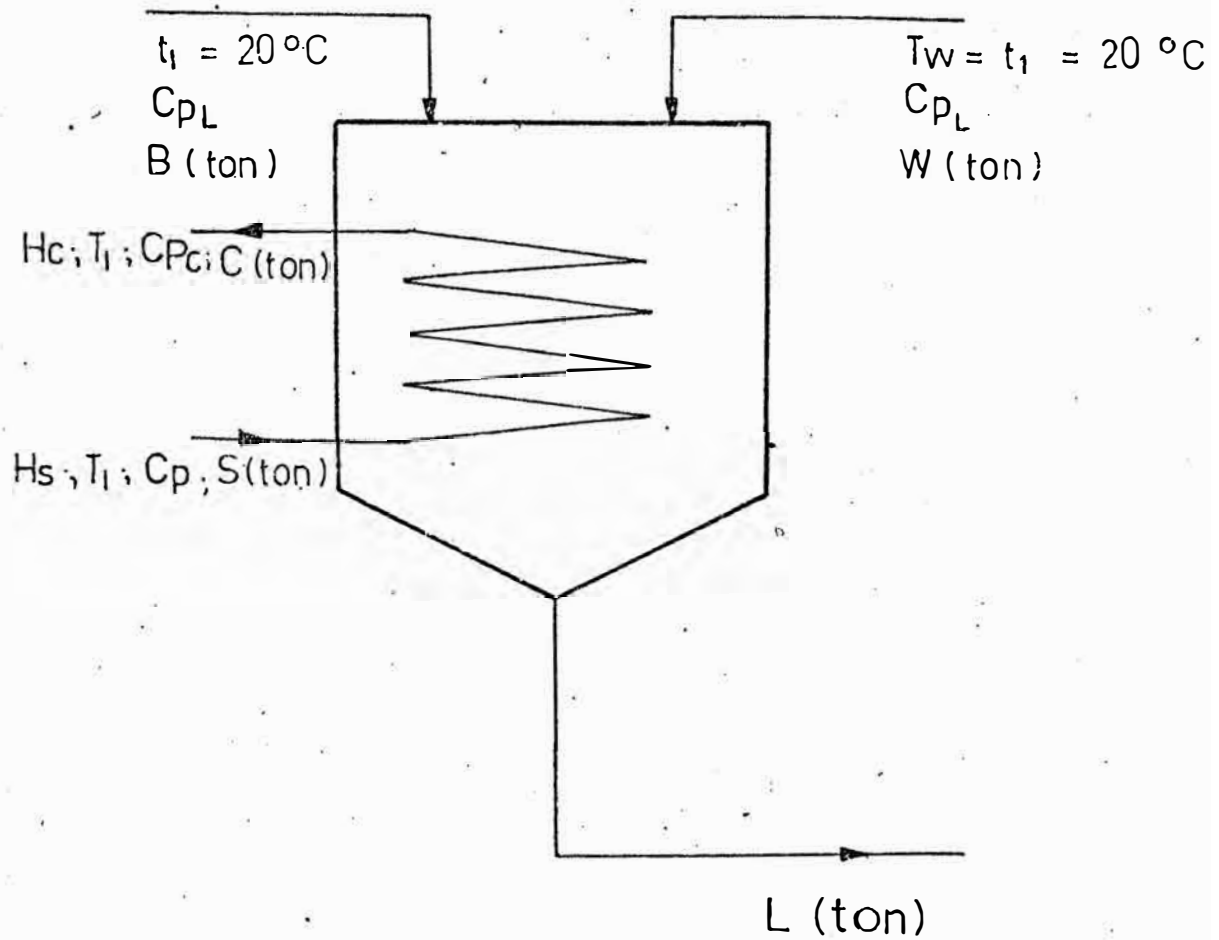
2 Turnos/Día, 2 Lotes/reactor x- turno

$\% \text{ de Acido}$ % Vapor	2%	5%	8%	10%	12%	15%
10%	2.54	2.84	3.09	3.34	3.63	4.19
15%	2.69	2.95	3.27	3.53	3.84	4.44
18%	2.78	3.06	3.39	3.66	3.98	4.60
20%	2.85	3.13	3.48	3.75	4.08	4.71
25%	3.04	3.34	3.71	4.00	4.36	5.03

3 Turnos/Día, 2 Lotes/reactor x turno

$\% \text{ de Acido}$ % Vapor	2%	5%	8%	10%	12%	15%
10%	1.69	1.89	2.06	2.22	2.42	2.79
15%	1.79	1.97	2.18	2.36	2.56	2.95
18%	1.86	2.04	2.26	2.44	2.66	3.06
20%	1.90	2.09	2.32	2.50	2.72	3.14
25%	2.03	2.23	2.47	2.67	2.90	3.35

GRAFICO : BD 1.- Balance de materia y energía en el tanque disgregador.



$$B + W = L$$

$$L Cp_L (100 - 20) = -S (H_c - H_s)$$

GRAFICO : B A . 1 . - Balance de materia y energía en la fase de activación

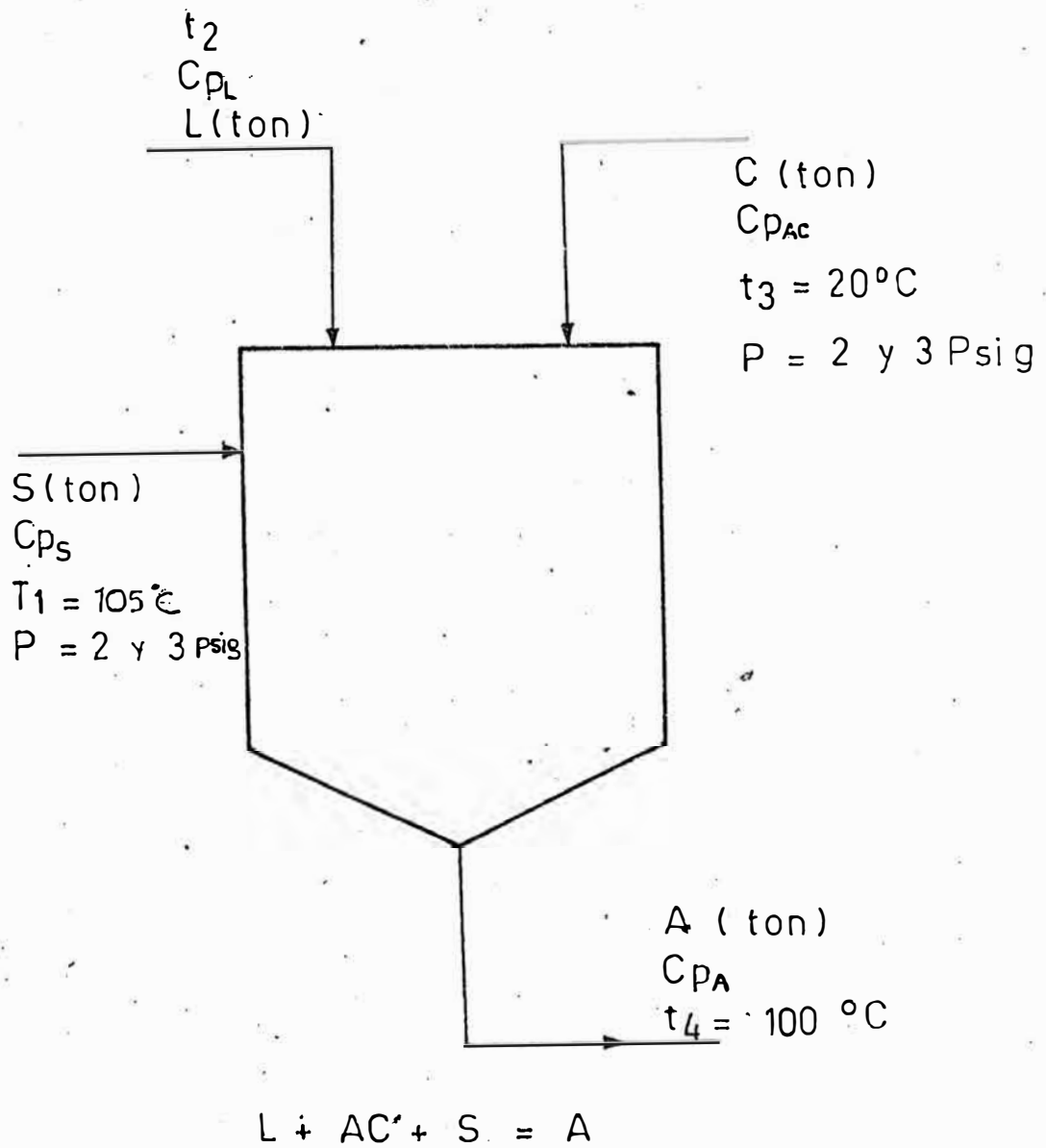
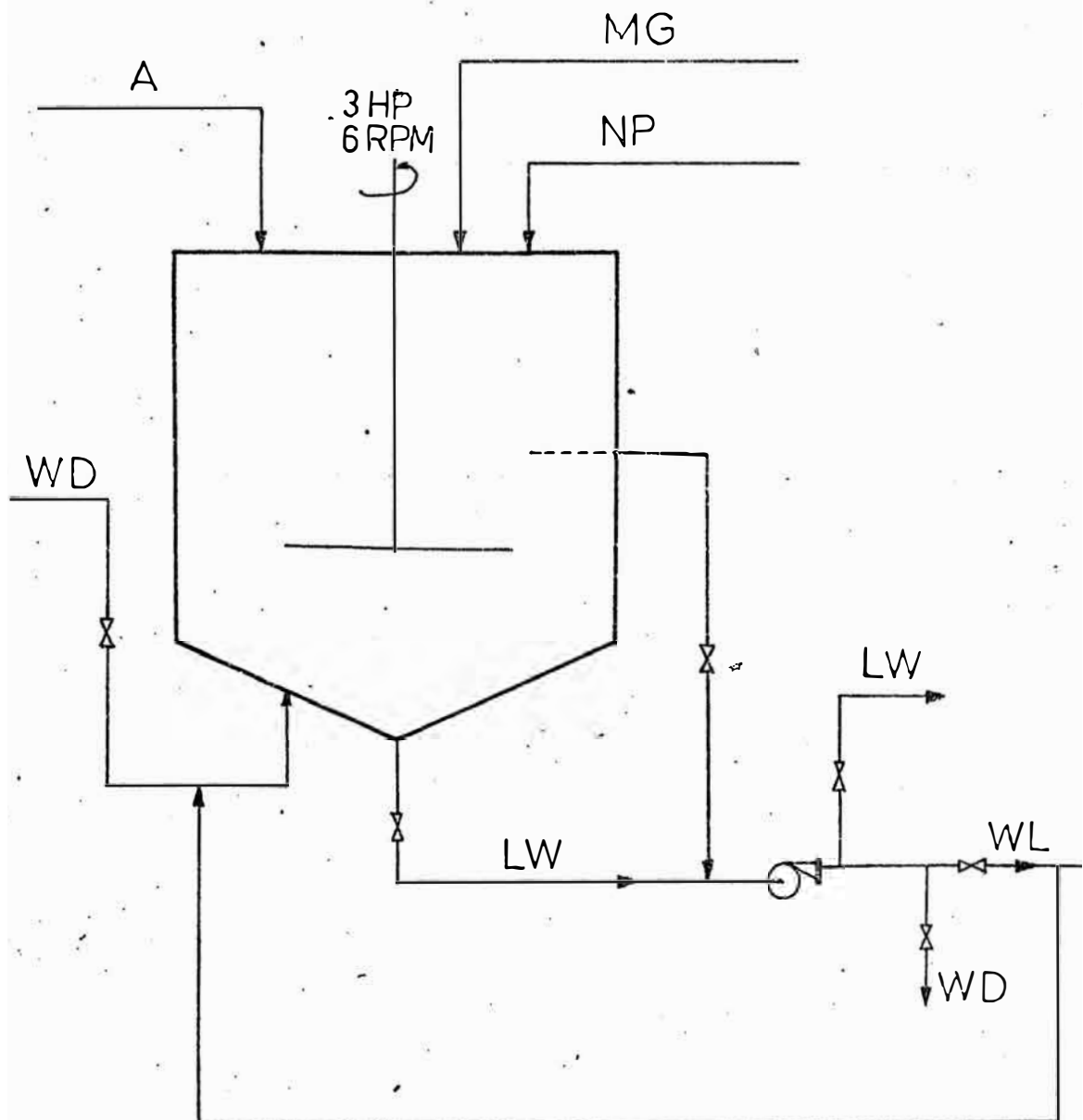
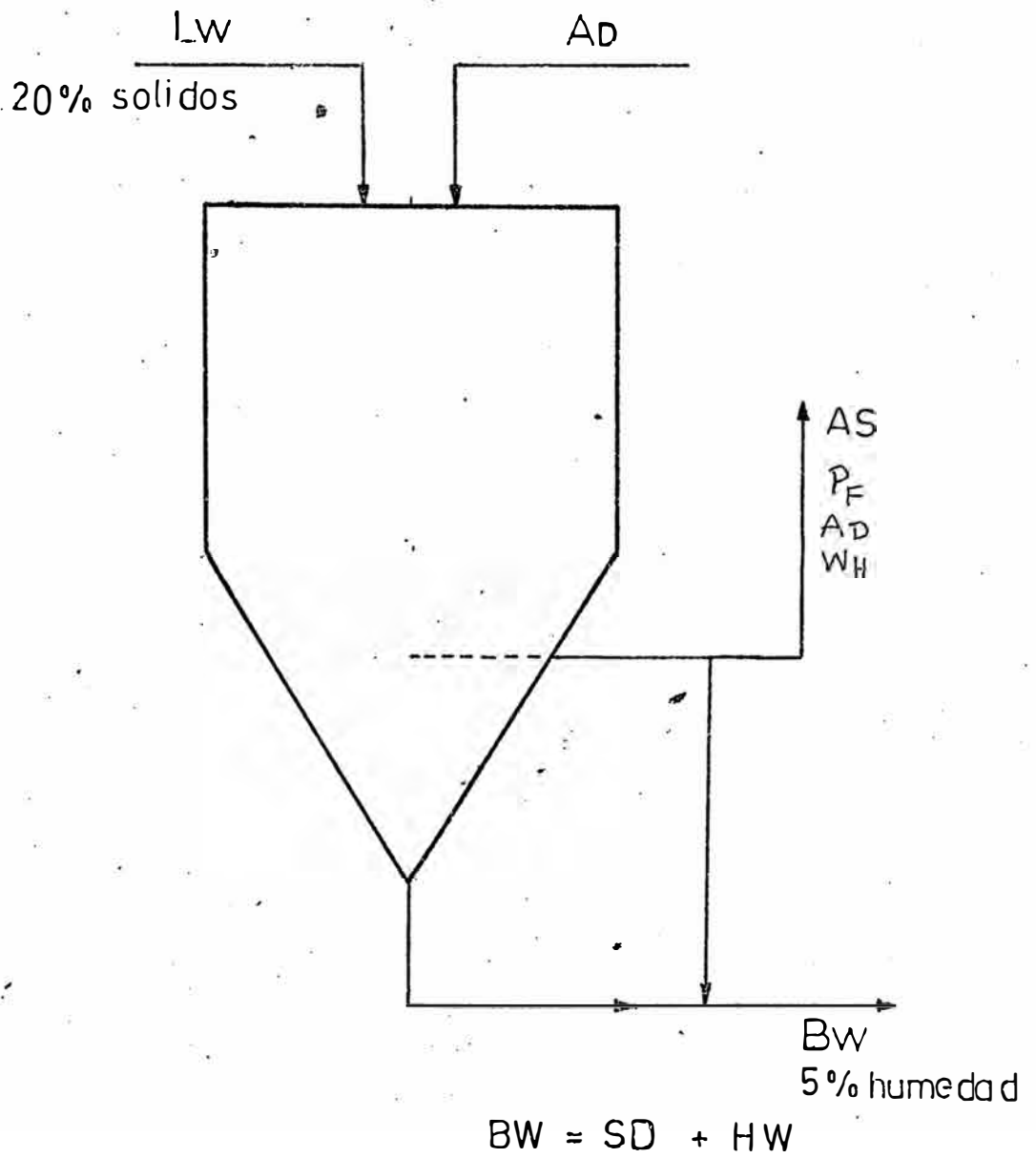


GRAFICO : BL 1.- Balance de material en la fase de lavado.



$$\begin{aligned} WD + A + MG + NP &= LW + WA \\ WL + WA &= WD \end{aligned}$$

GRAFICO : BS 1.- Balance de material en el secado.



ANEXO 4.2.5.4.b

A. Sobre el diseño de los sistemas de Agitación

A.1 Procedimiento de Escalamiento

El objetivo del procedimiento de escalamiento es seleccionar el equipo de agitación a nivel de planta industrial, a partir de pruebas y datos de laboratorio o de planta piloto.

Se utilizó el equipo tipo ELB Experimental Agitador del laboratorio de operaciones unitarias de la UNI, el cual permite la observación directa de los efectos esenciales de la agitación, y con sólo identificar correctamente el comportamiento del fluido; necesario para duplicar un resultado de proceso; el criterio de escalamiento puede ser establecido.

Generalmente, la cantidad de líquido en movimiento, el grado de cantidad de sólidos en suspensión, o la velocidad de transferencia de masa, se usan como respuesta dinámica. (La medida precisa de la velocidad de giro y el torque o potencia importantes datos de ensayo).

La semejanza geométrica fija la razón de varias longitudes dentro del sistema agitado. Tales longitudes incluyen el diámetro de la turbina, diámetro del tanque, diámetro de la pala y nivel del líquido, de modo

que las razones en escalas diferentes sean iguales.
(ver figura A.1).

$$\frac{D1}{T1} = \frac{D2}{T2} \quad \frac{W1}{D1} = \frac{W2}{D2} \quad \frac{Z1}{T1} = \frac{Z2}{T2} , \text{ etc} \quad (\text{A.1.1})$$

El resultado de la semejanza geométrica para el escalamiento, es que una simple razón de escala, R, define las magnitudes relativas, de todas las dimensiones lineales, entre la escala grande y la escala pequeña.

$$R = \frac{D2}{D1} = \frac{T2}{T1} = \frac{W2}{W1} = \frac{Z2}{Z1} = \text{etc} \quad (\text{A.1.2})$$

La selección de la turbina incluye la semejanza geométrica para el tipo de turbina, el ancho de la pala, el número de palas, el diámetro del impulsor, etc.

Una vez que la razón de escala establece el diámetro de la turbina a nivel más grande, se debe usar una regla de escalamiento apropiada para determinar la velocidad del agitador requerida para duplicar los resultados de la escala pequeña.

Como el tamaño del equipo a escala grande afecta la magnitud de la velocidad de giro dictaminada, el factor usado para ajustar la velocidad de pequeña escala a la operación de gran escala; es la razón de escala R; definida en la Ee(A.1.2) del presente anexo, elevada al exponente n.

$$N_2 = N_1 \left(\frac{1}{R} \right)^n = N_1 \left(\frac{D_1}{D_2} \right)^n = \quad (A.1.3)$$

Donde N_i representa la velocidad de giro de la paleta i .

El valor del exponente n se basa en consideraciones empíricas y teóricas y depende del tipo de problema de agitación, es decir de la respuesta dinámica que se quiera obtener, pudiendo ser estas:

- $n = 0$ Para obtener un igual tiempo de mezcla.
- $n = 1/2$ Para obtener un igual movimiento superficial.
- $n = 2/3$ Para obtener un igual transferencia de masa.
- $n = 3/3$ Para obtener una igual suspensión de sólidos.
- $n = 1$ pa Para obtener un igual movimiento de líquido.

La potencia requerida para el agitador de escala grande es luego determinada a partir de la velocidad de giro

del agitador; el diámetro de la turbina y las propiedades del fluido mediante la ecuación:

$$H_p = (DT/394)^5 S_g N^3 \quad (A.1.4)$$

Donde:

DT = diámetro de una turbina de palas inclinadas bajo condiciones turbulentas.

S_g = gravedad específica del fluido.

N = velocidad de giro del eje.

Como nota adicional se puede agregar que la raíz cúbica de la razón de volúmenes es equivalente a la razón lineal de escala para semejanza geométrica.

$$R = (V_2/V_1)^{1/3} \quad (A.1.5)$$

• y que puede utilizarse como tal.

El procedimiento para obtener equipo standard es seleccionar la unidad más cerca a la calculada directamente de las reglas de escalamiento. El número de r.p.m. y de HP standard de la American Gear Manufactures Assm, es suficiente para aproximar lo suficiente, la mayoría de los niveles de agitación. (Ver figura A.2)

El diseño final del agitador requiere un chequeo del diámetro de la turbina para la carga apropiada del mecanismo de transmisión del motor, lo cual se puede

alcanzar resolviendo la ecuación (A.1.4) para DT. Una corrección pequeña para el diámetro de la turbina resultante de este cálculo no afecta la performance del proceso.

A.2 Ejemplo de Cálculo

Tanque disgregador. De la fig. A.1 para el volumen pequeño se tienen las siguientes dimensiones:

$$\begin{aligned} Z1 &= 11.68 \text{ in.} & C1 &= 3 \text{ in} & V1 &= 19.6 \text{ lt} \\ D1 &= 4 \text{ in} & W1 &= 0.5 \text{ in} & N1 &= 350 \text{ r.p.m.} \quad (\text{A.2.1}) \\ T1 &= 11.68 \text{ in} & B1 &= 15/16 \text{ in} \end{aligned}$$

La velocidad N1 se determinó después de rigurosa selección entre los resultados obtenidos experimentalmente.

Para el volumen 2, de escala grande, se tiene solo el diámetro del tanque (determinado en el Item 4.2.5.4 E-4; determinación del # de unidades de disgregación) como magnitud determinante; ya que el volumen grande no fija cantidades encuanto a dimensiones.

$$\text{Así: } D2 = 287.7 \text{ cm} \quad (\text{A.2.2})$$

De : (A.2.1), (A.2.2) y (A.1.2) se obtiene:

$$R = \frac{D2}{D1} = \frac{287.7}{29.2} = 9.8527 \quad (\text{A.2.3})$$

$$D1 = 29.2$$

En base a las ecuaciones (A.1.1) se obtienen las dimensiones para las diferentes magnitudes del sistema:

$$\begin{aligned} Z2 &= 115.0795 \text{ in} & C2 &= 29.5581 \text{ in} \\ D2 &= 39.4108 \text{ in} & W2 &= 4.926 \text{ in} & (A.2.4) \\ T2 &= 115.0795 \text{ in} & B2 &= 9.2369 \text{ in} \\ & & N2 &= ? \end{aligned}$$

Ahora que se ha establecido la semejanza geométrica, el siguiente paso es encontrar el valor de $N2$, el cual se encuentra por la ecuación (A.1.3).

$$N2 = N1 (1/R)^n$$

n es un exponente que nos reproducirá la misma respuesta dinámica. En este caso si consideramos que el objeto es disgregar y tomamos esta operación como un proceso con transferencia de masa, el exponente será $2/3$. Por tanto, reemplazando valores

$$N2 = 350 \times \left(\frac{1}{9.8527} \right)^{2/3}$$

$$N2 = 76.155 \text{ r.p.m.} \quad (A.2.5)$$

La potencia requerida por una tubería de 6 palas inclinadas puede ser calculada por la ecuación (A.1.4):

$$H_p = (DT/394)^5 S_g N^3 \quad (A.1.4)$$

Dt es el diámetro de la turbina para condiciones turbulentas. Analizando nuestro sistema a escala grande, encontramos un número de reynolds de:

$$\begin{aligned} N_{Re} &= 10.7 (D^2 N S_g / \mu) \\ &= 10.7 (39.41^2 \times 76.155 \times 0.66/34) \\ &\approx 30,000 \end{aligned}$$

En consecuencia la ecuación (A.1.4) no necesita un factor de corrección para el DT y la potencia requerida es:

$$\begin{aligned} H_p &= (39.41/394)^5 (1.066) (76.15)^3 \\ H_p &= 4.714576 \quad (A.2.6) \end{aligned}$$

De la figura A-2 buscamos la combinación standard más cercana a la resultante. Estas serían:

$$5hp/84 \text{ r.p.m.} \quad \text{o} \quad 5 \text{ hp}/68 \text{ r.p.m.} \quad (A.2.7)$$

De las cuales podemos escoger la de 5hp/68r.p.m. Recalculando el diámetro de la turbina para ambas alternativas tendríamos:

$$DT = 394 \left[\frac{5}{1.066(68)} \right]^{1/5} = 42.68 \text{ in}$$

$$DT = 1.08 \text{ m} \quad (A.2.7)$$

Para el caso en que se use cualquier otro tipo de impulsor tales como hélice, paletas, turbinas planas, etc., se puede usar la ecuación:

$$\frac{H_{p1}}{V_1} = \frac{H_{p2}}{V_2} \quad (A.2.8)$$

De acuerdo a la regla de igual potencia por unidad de volumen.

El valor de H_{p1} se obtiene experimentalmente a partir de la expresión.

$$H = \frac{5(\text{in}) * (F \text{ en lbs}) * n \text{ (r.p.m.)}}{63,000} \quad (A.2.9)$$

F es la fuerza leída en la escala del equipo E.L.S. Por ejemplo tenemos el cálculo del tanque de disolución de MgO:

$$R = \frac{V_2}{V_1} = \sqrt[3]{\frac{5000}{19.6}} \implies R = 6.34217$$

La potencia se determinó experimentalmente.

$$H_{p1} = \frac{5 * 0.5 * 300}{63,000} = 0.01190$$

Luego en (A.2.8):

$$H_{p2} = H_{p1} * \frac{V_2}{V_1} = \frac{5 * 0.4 * 300}{63,000} * \frac{5000}{19.6}$$

$$H_{p2} = 2.5$$

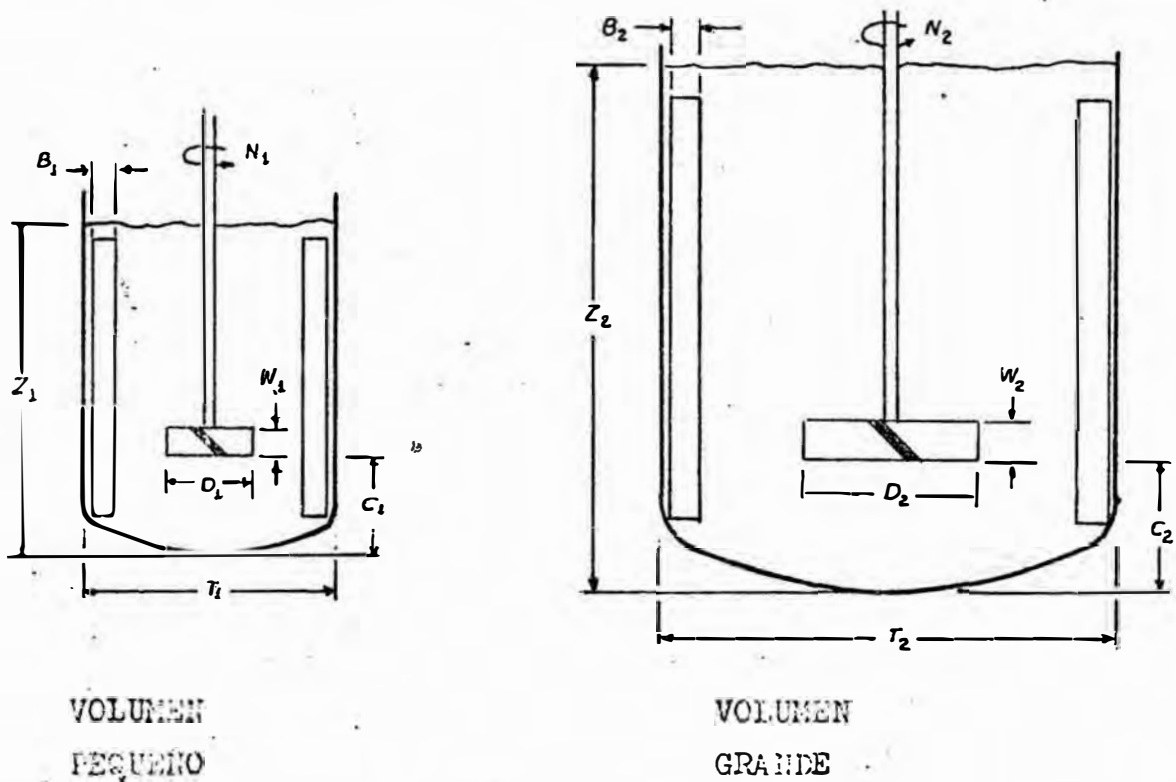


FIG.A1 : Semejanza geométrica

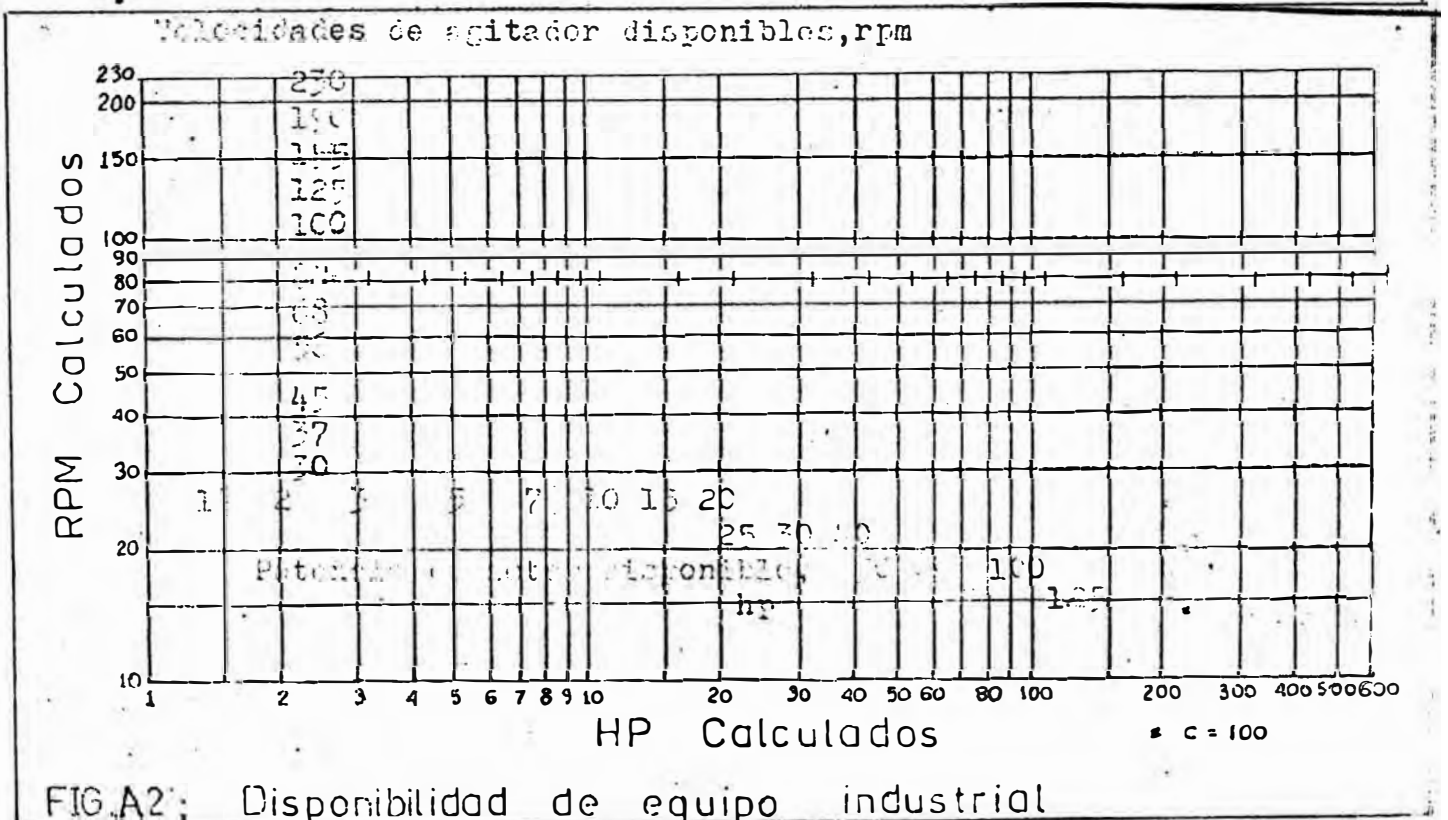


FIG.A2: Disponibilidad de equipo industrial

A.3 Resultados de Agitadores usados en la Planta

Tanque	#	Volumen m ³	T(H)*	D (ft)	n	rpm	Hp
Disgregador	2	20	2.87	1.08	2/3	68	5
Activador	4	20	2.81	0.95	3/4	56	1.5
Lavador	8	40	3.90	2.44	2/3	6	3.0
Retención de lodo ácido	1	30	3.3	1.15	3/4	48	2.5
Retención de lodo neutro	1	30	3.3	1.15	3/4	48	2.5
De disolución de H ₂ O	1	5	1.86	0.62	2/3	88	2.5
De disolución de floculante	1	5	1.86	0.62	2/3	88	2.5

(*) Nomenclatura de la Fig. A.1

B. Sobre la Selección y Diseño del Atomizador del Secador.

B.1 Introducción

Las especificaciones del atomizador, tales como el diámetro, número de ventanas, velocidad de giro, etc, son calculados de un escalamiento de datos de planta piloto hacia una planta industrial. Dado que en plantas industriales, el atomizador de disco centrífugo es el más recomendable porque

permite manipular levadas razones de alimentación y producen spray uniformes.

Para conseguir una distribución de partículas de producto seco uniforme y de una determinada dimensión, es fundamental mantener una superficie periférica húmeda constante en el disco, la película húmeda que se forma sobre la periferie del disco, tiene una influencia fundamental en las características del spray del tamaño de las partículas secas. Esta película húmeda está afectada por el diámetro del disco, la rapidez de giro del disco, el número de ventanas, altura de las ventanas, y las variables operacionales (propiedades físicas y químicas de la alimentación, razón de alimentación, etc).

B.2 Cálculos con Datos de Planta Piloto (*)

1. Determinación de la periferie húmeda del disco
(Kg/cm - minuto)

Secador Hiro Atomizer

Disco: Rotatorio centrífugo operado neumáticamente.

24 ventanas de 0.58923 cm de altura

Rapidez de giro del atomizador:

<u>Presión de Aire</u>	<u>Rapidez</u>
2 Kgs/cm	18,000 r.p.m.
3 Kgs/cm	25,000 r.p.m.
4 Kgs/cm	31,000 r.p.m.

Razón de alimentación: 20 cc/minuto

Para determinar la superficie periférica húmeda del disco se ha utilizado la ecuación propuesta por Fiedman, Gluckart y Marshall, quienes estudiaron experimentalmente el efecto de las características del atomizador y de la variable de

(*) Pruebas realizadas en el laboratorio de operaciones unitarias de la UUI en un secador NIRO ATOMIZER.

Operación sobre el tamaño de las partículas:

$$DVS = K_1 R \left(\frac{MP}{pNR^2} \right)^{0.6} \left(\frac{u}{MP} \right)^{0.2} \left(\frac{\sigma \rho_{HH}}{MP} \right)^{0.1} \quad (B.2.1)$$

Donde:

DVS = Diámetro de la partícula en micrones.

K1 = Constante que depende de las variables operacionales y de las características del disco.

Según los autores:

$K_1 = 0.4$ planta industrial

$K_1 = 0.37$ planta piloto

$N =$ velocidad del atomizador, rpm

$R =$ radio del disco cm

$M_p =$ periferie húmeda del disco, gr/cm-min

$\mu =$ viscosidad, gr/cm-min

$\sigma =$ tensión superficial gr/min²

$\rho =$ densidad gr/cm³

$n =$ V° de ventañas

$h =$ altura de las ventanas

Las pruebas se han realizado a varios porcentajes de sólidos en la alimentación. Mostramos a continuación un resumen de todos ellos.

TABLA B.2.1

Propiedades de la Alimentación en función del Porcentaje de Sólidos en la Alimentación (de los gráficos TS4 - TS5 y TS6 del anexo 4.2.5.3)

<u>Sólidos en la alimentación %</u>	<u>Densidad gr/cc</u>	<u>Tensión Superficial gr/min²</u>	<u>Viscosidad gr/cm-min</u>
8.87	1.025	16.2×10^4	2.1145
12.14	1.047	14.04×10^4	3.403
13.57	1.057	12.78×10^4	4.6519
15.42	1.059	11.588×10^4	6.2114
19.22	1.0738	8.355×10^4	

TABLA B.2.2

Características del Atomizador y Razón de Alimentación

Radio de Disco cm	Nº de Ventanas	Altura de La ventana (cm)	Razón de Alimentación cc/min	Diámetro de Partícula Micrones
5.08	24	0.58928	20	75

En los gráficos TS2 y TS3 del anexo 4.2.5.3 se puede apreciar que para un % de sólidos en la alimentación entre 5 y 20% y para una rapidez del atomizador entre 18,000 y 31,000 rpm; el porcentaje que pasa la malla N°300 (Tyler) se encuentra entre el 80 y 95% y según la tabla B.2.3, Malla 300 equivale a un diámetro de partícula igual a 50 micrones, en consecuencia el producto seco que se obtendrá en la planta piloto tendrá cuando menos 80% de partículas con un diámetro de 50 micrones.

TABLA B.2.3

Serie y Equivalencia Tyler

<u>DESIGNACION</u>		<u>EQUIVALENTE</u>		<u>EQUIVALENTE</u>
<u>Standard</u>	<u>Alternativa</u>	<u>MM</u>	<u>IN</u>	<u>Tyler</u>
<u>Micrones</u>				
144	N° 100	0.149	0.11	100 Mesh
74	N° 200	0.074	0.053	200 "
50	N° 300	0.050	0.038	300 "
44	N° 325	0.044	0.033	325 "
37	N° 400	0.037	0.025	400 "

Se llevaron a cabo pruebas, con el fin de analizar el tamaño de la partícula seca en función del rpm del atomizador. Se obtuvo lo siguiente:

TABLA E.2.4

Análisis del Tamaño de las Partículas secadas con Atomización sobre 20 gramos de muestra 18000rpm=atomizador (+)

<u>%</u>	<u>+ 200</u>	<u>- 200</u>	<u>+ 300</u>	<u>- 300</u>	<u>+ 325</u>	<u>- 325</u>
8.87	0.1523(*)	19.8477	1.44	18.4	14.31	4.08
13.56	0.1182	** (92.2)		(92.02)		(20.4)
	0.1182	19.83	2.18	17.65	14.05	3.60
		(99.4)		(88.26)		(18)
19.22	0.0634	19.31	3.48	16.32	14.63	11.33
		(98.8)		(81.61)		13.45

(*) Expresado en gramos

(**) Expresado en %

(+) Pruebas realizadas en un tamizador Ro-Tap en el laboratorio de operaciones unitarias de la UNI.

Velocidad atomizador = 25,000 rpm.

<u>% Sólidos</u>	<u>+ 200</u>	<u>- 200</u>	<u>+ 300</u>	<u>+ 300</u>	<u>+ 325</u>	<u>- 325</u>
8.87	0.1668	19.86 (99.1)	0.689	17.65 (88.26)	14.24	4.94 (24.7)
13.56	0.1634	19.32 (99.01)	0.56	19.3 (96.7)	13.27	5.07 (25.35)
19.22	0.1242	19.87 (99.3)	0.509	19.1 (94.6)	15.25	3.8 (10.0)

Velocidad atomizador = 31,000 rpm.

<u>% Sólidos</u>	<u>+ 200</u>	<u>- 200</u>	<u>+ 300</u>	<u>- 300</u>	<u>+ 325</u>	<u>- 325</u>
8.87	0.1886	19.93 (99.05)	0.159	19.7 (98.0)	14.72	4.35 (21.75)
13.56	0.1634	19.32 (99.01)	0.56	19.3 (96.7)	13.27	5.07 (25.35)
19.22	0.1242	19.87 (99.3)	0.509	19.1 (94.6)	15.25	3.8 (10.0)

De esta tabla se tiene que un 99% de producto seco pasa la Malla 200 esto implica que el producto tendría en un 99% un diámetro de partícula menor que 74 micrones (ver Tabla B.2.3).

Luego para seguir con los cálculos asumiremos un diámetro de partícula (Dvs) igual a 74 micrones:

Se obtiene:

TABLA B.2.5

Superficie Periférica Húmeda del Disco en Función del % de Sólidos en la Alimentación

	$M_p = \frac{\text{gr.}}{\text{cm-min}}$		
Sólidos en Alimentación	RPM	RPM	RPM
<u>%</u>	<u>18,000</u>	<u>25,000</u>	<u>31,000</u>
8.87	40.12	40.32	40.57
12.14	40.31	40.68	40.85
13.56	40.54	40.87	41.045
15.42	40.89	41.07	41.310
19.22	41.36	41.49	41.603

Estos valores se encuentran representados en el Gráfico B.2.1

Del Gráfico B.2.1 seleccionaremos los M_p correspondientes para un % de sólidos constante en la alimentación de diversas velocidades, entonces:

% Sólidos en la alimentación

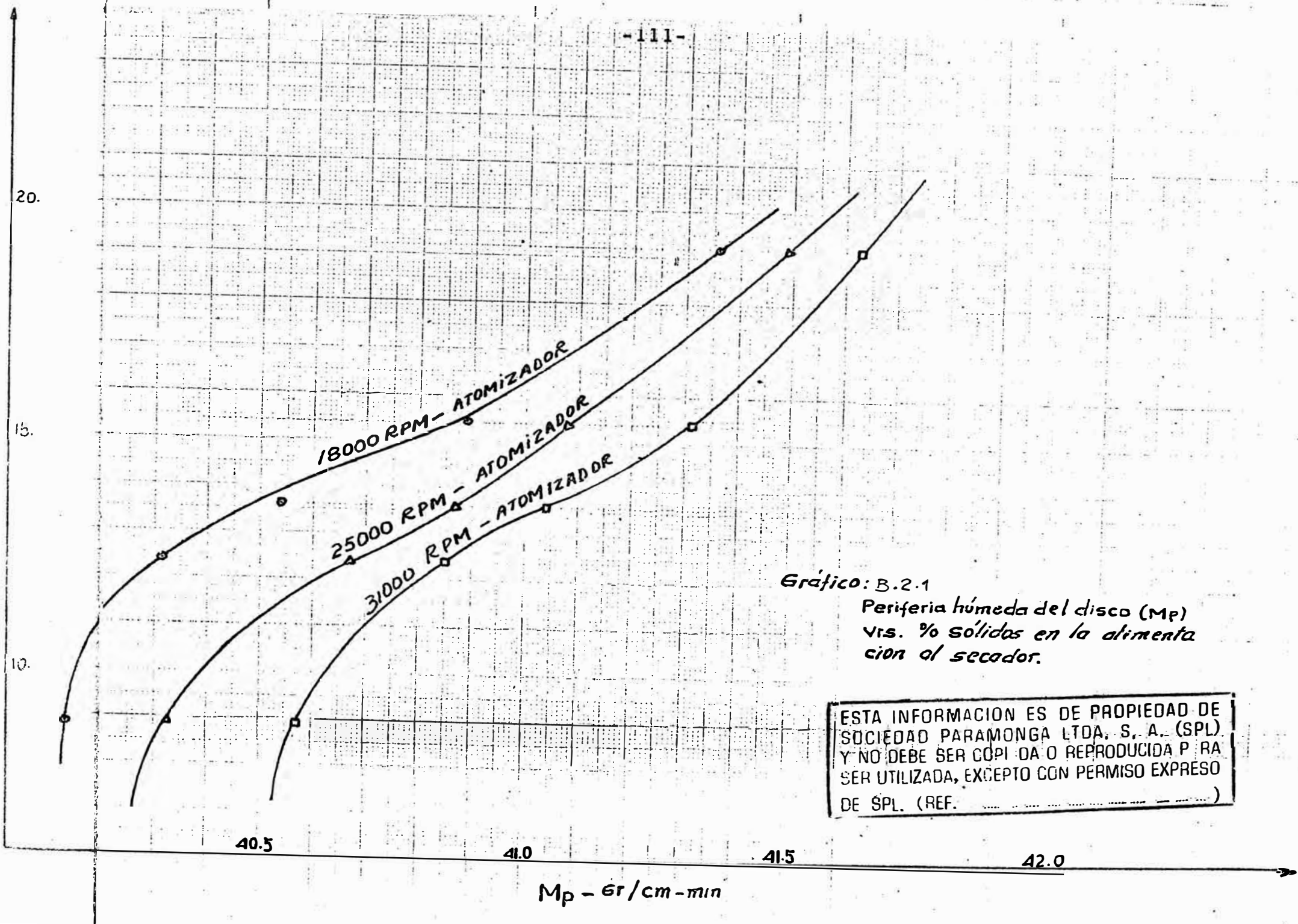


Gráfico: B.2.1
Periferia húmeda del disco (Mp)
vrs. % sólidos en la alimentación al secador.

ESTA INFORMACION ES DE PROPIEDAD DE
SOCIEDAD PARAMONGA LTDA. S. A. (SPL)
Y NO DEBE SER COPIADA O REPRODUCIDA PARA
SER UTILIZADA, EXCEPTO CON PERMISO EXPRESO
DE SPL. (REF.)

<u>N rpm</u>	<u>Ip Kg/cm-min</u>	
18,000	41.45	
25,000	41.57	(B.2.2)
31,000	41.69	

B.3 Escalamiento a nivel de Planta Industrial

De los resultados obtenidos dados en (B.2.2) seleccionamos un valor intermedio para seguir con nuestros cálculos, este será por lo tanto, $I_p = 41.57$ Kg/cm-min.

Según datos dados en la Tabla B.3.1, para plantas industriales de mediana y larga capacidad, en lo que respecta de hecho, a secado, el diámetro del atomizador debe estar en un rango de 19 a 23 cm. y la velocidad del atomizador entre los 10 y 18 mil rpm. Veamos.

TABLA B.3.1

Rango de las variables aplicadas en la determinación del diámetro de la partícula seca

	I (*) Secadores de Diámetro Pequeño	II Secadores de Planta Piloto Pequeña Escala	III Industrial	IV Industrial	Industrial
Diámetro del disco (in)	2-3	4-5-6	5-8	5-8	7 1/2-9
Rapidez del disco R.P.M.	20,000-40,000	12,000-24,000	8,000-12,000	3,000-9,000	1,000-
Superficie Húmeda sobre el disco (lb/min-in)	0.05-05	0.1-0.2	0.6-7.0	0.5-7.0	5.0-3.0
Velocidad Periférica (ft/sec)	100-350	350-550	180-390	50-200	300-550

(*) Caso I.- Secadores de diámetro pequeño usado generalmente en laboratorio, usan grandes velocidades y spray muy finos.

Caso II.- Secadores de planta piloto o producción en pequeña escala producen spray finos.

Caso III.- Secadores de mediana capacidad se forman spray de alta homogeneidad pero de diámetro promedio elevado.

Caso IV.- Secadores industriales de mediana capacidad y velocidades periféricas muy bajas, producen spray de gran tamaño.

Caso V.- Secadores industriales de gran capacidad y de altas velocidades periféricas, producen spray finos y uniformes.

Dado que debemos mantener una superficie húmeda en el disco de 41.57 Kg/cm-min, haciendo uso de la ecuación (B.2.1), determinaremos las características del disco atomizador, asumiendo varios diámetros de discos y diferentes velocidades de giros; teniendo como contraste las propiedades del lodo que se alimenta al secador e iguales a las del proceso en cuestión, hasta encontrar una superficie húmeda igual a la determinada por planta piloto.

Luego:

ALIMENTACION:

· lodo de 20% de sólidos

$$= 1.0745 \text{ gr/cc}$$

$$= 4.8 \text{ gr/cm-min}$$

$$= 7.718 \times 10^4 \text{ Kg/min}^2$$

$$= 29.687 \text{ Kg} \text{ (3333.3 ton/año) = 11pnh}$$

MM

PRODUCTO:

Radio del disco: 19 - 23 cm.

RPM del atomizador: 10,000 - 18,000

Aplicadas a la ecuación B.2.1 se obtiene:

TABLA B.3.2

Superficies Húmedas determinadas aplicando (B.3.1) a la ecuación B.2.1 $\dot{M}D$ (gr/cm-min)

N_{rpm} $R(\text{cm})$	10,000	12,000	14,000	16,000	18,000
19	40.18	40.67	40.95	41.03	41.40
20	41.01	41.32	41.75	42.13	45.40
21	43.30	44.01	45.76	47.14	57.80
22	46.30	48.08	51.30	58.36	70.54
23	49.13	52.60	56.03	70.28	92.40

De esta tabla vemos que el valor que más se aproxima al valor requerido de superficie húmeda, es el determinado por un disco con 20 cm de diámetro y a una velocidad de giro igual a 14,000 rpm.

El # de ventanas N esta en función de la altura de la ventana H y depende básicamente de M_p (superficie periférica húmeda) y M_1 (razón de alimentación al secador).

$$nh = \frac{M_1}{M_p} \quad (B.3.2)$$

Para $M_R = 29.687 \text{ Kg}$ (20% sólidos)

$$N_h = \frac{29687 \text{ gr/min}}{41.57 \text{ gr/cm-min}}$$

$$N_h = 714.1448 \text{ cm} \quad (\text{D.3.3})$$

Luego se tiene:

Especificaciones del atomizador:

$D = 40 \text{ cm}$. (Diámetro del disco)

$n = 90$. (Número de ventanas)

$N = 14,000 \text{ rpm}$ (Rapidez del atomizador)

$h = 8 \text{ cm}$ (altura del atomizador)

$M_l = 29687 \text{ gr/min}$ (razón de alimentación)

$M_p = 4.57 \text{ gr/cm-seg}$ (superficie húmeda periférica)

Especificaciones del secador:

Las especificaciones del secador tales como: volumen de la cámara, diámetro, temperatura del aire que entra, temperatura del aire que sale, está influenciado generalmente por la cantidad de agua a evaporar. (Razón de evaporación).

De la referencia Perry, 5ta Edición, obtenemos las especificaciones mencionadas utilizado en los gráficos de la Fig. 20-72 para las siguientes condiciones:

Temperatura aire entrando = 205°C (400°F)

Temperatura aire saliendo = 93°C (200°F)

Capacidad de evaporación que es F

(% sólidos en la alimentación y de la humedad de la arcilla en el producto).

Del balance de material Tabla (2)

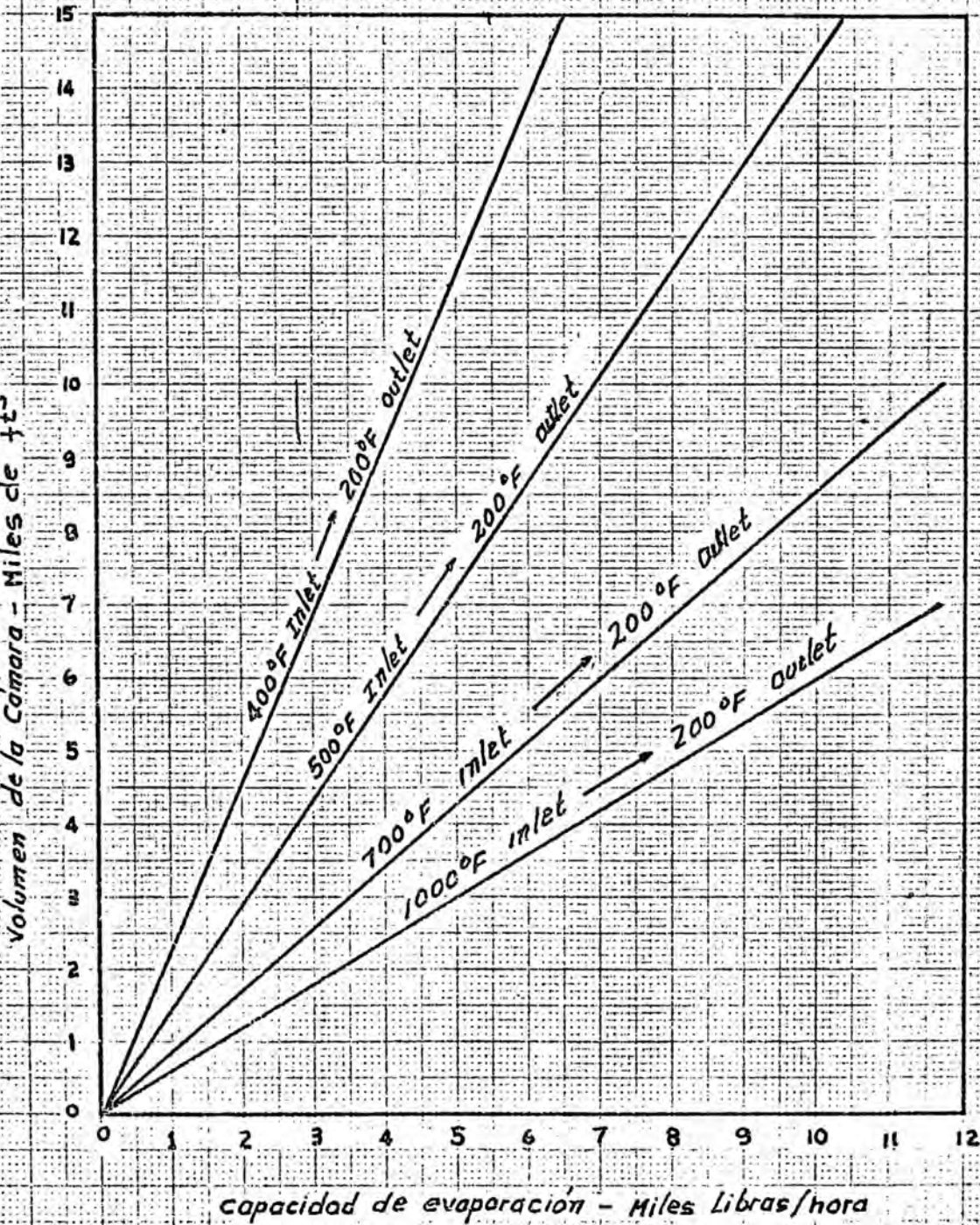
Para una arcilla con 5% de humedad como producto seco tenemos que la capacidad de evaporación es:

<u>% Sólidos en la Alimentación</u>	<u>Capacidad de Evaporación - Kg/H</u>
15	2224.444
20	1564.062
25	1167.832

Utilizando del gráfico 20-72-b del Handbook Perry (ver gráfico) las capacidades de evaporación y las condiciones de entrada y salida del aire en el secador determinamos el volumen de la cámara y el diámetro.

<u>% Sólidos en la Alimentación</u>	<u>Capacidad de Evaporación Kg/H</u>	<u>Condiciones de Temp - Aire</u>		<u>Vol. de cámara: ft³</u>	<u>Diámetro</u>	
		<u>Entrada</u>	<u>Salida</u>		<u>Mt</u>	<u>H</u>
15	2224.444	205°C	93°C	319.98	8.38	27.4
20	1564.062	205°C	93°C	223.7	7.56	24.8
25	1167.832	205°C	93°C	164.23	6.76	22.2

ESTA INFORMACION ES DE PROPIEDAD DE SOCIEDAD PARAMONGA LTDA. S. A. (SPL) Y NO DEBE SER COPIADA O REPRODUCIDA PARA SER UTILIZADA, EXCEPTO CON PERMISO EXPRESO DE SPL. (REF. _____)



A N E X O 4.2.5.5

BOMBAS Y TUBERIAS

TUBERIAS
LINEAS PRINCIPALES

<u>LINEA</u>	ESPECIFICACION DE USO
A	Tuberías para transportar agua desmineralizada del tanque a los lavadores.
B	Tubería para transportar ácido de los tanques de almacenamiento a los reactores de activación.
C	Tubería para eliminar los efluentes ácidos de los tanques de lavado y transporte de los lodos neutros.
D	Tubería para distribuir lodos ácidos almacenados a los tanques de lavado.
E	Tubería para distribuir lodos ácidos almacenados a los tanques de lavado.
F	Tubería para transportar lodos neutros desde el tanque de retención de lodos neutros al decantador centrífugo.
G	Tuberías para alimentar lodos neutros al secador.
H	Tuberías para transportar lodos disgregados de los disgregadores a los reactores.
LA	Tuberías para transportar agua desmineralizada

desde las líneas A1 y A6 a los tanques de aditivos.

LNG Líneas para suministrar aditivos a los tanques de lavado.

LHP Líneas para suministrar floculante a los tanques de lavado.

LR Líneas para descargar los lodos activados a los tanques de lavado.

Lineamientos para el cálculo de las bombas.-

El cálculo de las bombas se hace en base al croquis adjunto (Fig. 4.2.5.5.A) y a los items que a continuación se exponen.

1. Alturas Estáticas.

1.1. h_s m (altura estática de succión)

1.2 h_d m (altura estática de descarga)

2. Pérdidas por Fricción.

Succión: 2.1 Diámetro tubería = pulgadas

2.2 Material tubería =

2.3 Longitud tubería

de succión (LS) = m

2.4 N° codos =

2.5 N° válvulas * =

2.6 N° tees =

Descarga: 2.7 Diámetro tubería = pulgadas

2.8 Material tubería =

desde las líneas A1 y A6 a los tanques de aditivos.

LNG Líneas para suministrar aditivos a los tanques de lavado.

LNP Líneas para suministrar floculante a los tanques de lavado.

LR Líneas para descargar los lodos activados a los tanques de lavado.

Lineamientos para el cálculo de las bombas.-

El cálculo de las bombas se hace en base al croquis adjunto (Fig. 4.2.5.5.A) y a los items que a continuación se exponen.

1. Alturas Estáticas.

1.1. h_s m (altura estática de succión)

1.2 h_d m (altura estática de descarga)

2. Pérdidas por Fricción.

Succión: 2.1 Diámetro tubería = pulgadas

2.2 Material tubería =

2.3 Longitud tubería

de succión (LS) = m

2.4 N° codos =

2.5 N° válvulas * =

2.6 N° tees =

Descarga: 2.7 Diámetro tubería = pulgadas

2.8 Material tubería =

En donde, h_s se toma con el signo del croquis suministrado.

5. Potencia (en HP)

Se calcula por la expresión.

$$POT = \frac{H * Q * \rho}{0.6 \times 76.04}$$

$$0.6 \times 76.04$$

En donde: H está en m

Q está en m^3/seg

P está en $Kg-f/m^3$

0.6 es la eficiencia estimada

6. Temperatura del fluido (en °C)

7. Densidad del fluido (en Gr/cm^3)

8. PH del fluido

9. Porcentaje de sólidos en suspensión

- 2.9 Longitud tubería =
- de descarga (LD)
- 2.10 90° codos =
- 2.11 90° válvulas * =
- 2.12 90° tees =

* Se especificará el tipo de válvula con letras excepto para las válvulas de compuerta.

3. Cálculo de la Altura manométrica total. (H)

(H en metros)

$$H = (h_d + h_s) + (f_s + f_d) + \frac{v_d^2}{2g} - \frac{v_s^2}{2g}$$

(1) (2) (3)

(1) Alturas estáticas - se deben tomar con el signo \pm que corresponde según croquis suministrado.

(2) Pérdidas por fricción.

(3) Carga de velocidad - se puede despreciar para alturas estáticas mayores de 50m. en cálculos de poca precisión.

4. Cálculo del NPSH disponible (nm)

$NPSH_D =$ Presión atmosférica (m) - $(h_s) - f_s -$ presión de vapor líquido.

8.0 7.5-8.2 7.5-8.2 7.5-8.2 7.5-8.2 7.5-8.2 7.5-8.2
 9.0 - - - - -

LINEA

ITEM	C ₁	C ₂	C ₃	C ₄	C ₅	C ₆
1.1	-2.8	-2.8	-2.8	-2.8	-2.8	-2.8
1.2	5.2	5.2	5.2	5.2	5.2	5.2
2.1	4"	4"	4"	4"	4"	4"
2.2	Res.Atlac	Res.Atlac	Res.Atlac	Res.Atlac	Res.Atlac	Res.Atlac
2.3	27.675	33.875	12.775	13.775	33.875	27.675
2.4	5	5	8	8	5	5
2.5	1-1(3V)	1-1(3V)	1-1(3V)	1-1(3V)	1-1(3V)	1-1(3V)
2.6	2	2	1	1	2	2
2.7	4"	4"	4"	4"	4"	4"
2.8	Res.Atlac	Res.Atlac	Res.Atlac	Res.Atlac	Res.Atlac	Res.Atlac
2.9	15.9	16.65	16.7	19.3	19.1	19.9
2.10	5	5	5	5	5	5
2.11	1(control)	1(control)	1(control)	1(control)	1(control)	1(control)
2.12	2	2	2	2	2	2
3.0	6.63	7.55	7.03	7.75	8.07	6.95
4.0	8.13	9.25	9.08	10	9.9	8.52
5.0	2.51	2.92	2.8	2.9	3.06	2.74

6.0	20-40	20-40	20-40	20-40	20-40	20-40
7.0	1.02	1.03	1.03	1.03	1.03	1.03
8.0	0.9-3.3	0.9-3.3	0.9-3.3	0.9-3.3	0.9-3.3	0.9-3.3
9.0	10%	10%	10%	10%	10%	10%

LINEA

ITEM	B	D	E	F	H ₁	H ₂
1.1	-1.8	-1.5	-1.5	-2.0	-0.75	-0.75
1.2	11.6	4.8	5.4	5.1	11.75	11.5
2.1	3"	4"	4"	2"	4"	4"
2.2	PVC	Res.Atlac	Res.Atlac	Res.Atlac	Fe.Galv.	Fe.Glav.
2.3	2.8	1.9	4.8	3.7	4.85	4.85
2.4	1	1	1	1	2	2
2.5	1	-	1	1	1	1
2.6	-	-	-	-	-	-
2.7	3"	4"	4"	2"	4"	4"
2.8	PVC	Res.Atlac	Res.Atlac	Res.Atlac	Fe.Glav.	Fe.Glav.
2.9	63.7	25.6	27.95	10.9	24	24
2.10	9	5	5	5	5	5
2.11	2	3	3	1	2	2
2.12	2	3	3	3	1	1
3.0	20.39	9.7	7.75	3.33	12	12
4.0	11.5	8.5	11.3	12.2	16.8	10.8

5.0	6.53	4.25	2.93	0.12	3.12	3.12
6.0	20	20	20	20	100	100
7.0	1.169	1	1.035	1.07	1.066	1.066
8.0	0.2	3.3	0.5-0.6	3.3	7.5-8	7.5-8
9.0	-	-	10%	10%	14%	14%

LINEA

ITEM	G1	G2	G3
1.1	-2.3	-2.3	-2.3
1.2	17.6	17.6	17.6
2.1	1"	1"	1"
2.2	Res.Atlac 304	Res.Atlac 304	Res.Atlac 304
2.3	3.6	3.4	3.6
2.4	1	1	1
2.5	1	1	1
2.6	-	-	-
2.7	1"	1"	1"
2.8	Res.Atlac AISI 304	Res.Atlac AISI 304	Res.Atlac AISI 304
2.9	44.5	36.6	44.5
2.10	5	5	5
2.11	1	1	1
2.12	-	-	-
3.0	16.02	14	16

4.0	12.5	12.5	12.5
5.0	0.19	0.18	0.19
6.0	20	20	20
7.0	1.074	1.074	1.074
8.0	3.3-3.5	3.3-3.5	3.3-3.5
9.0	20-25	20-25	20-25

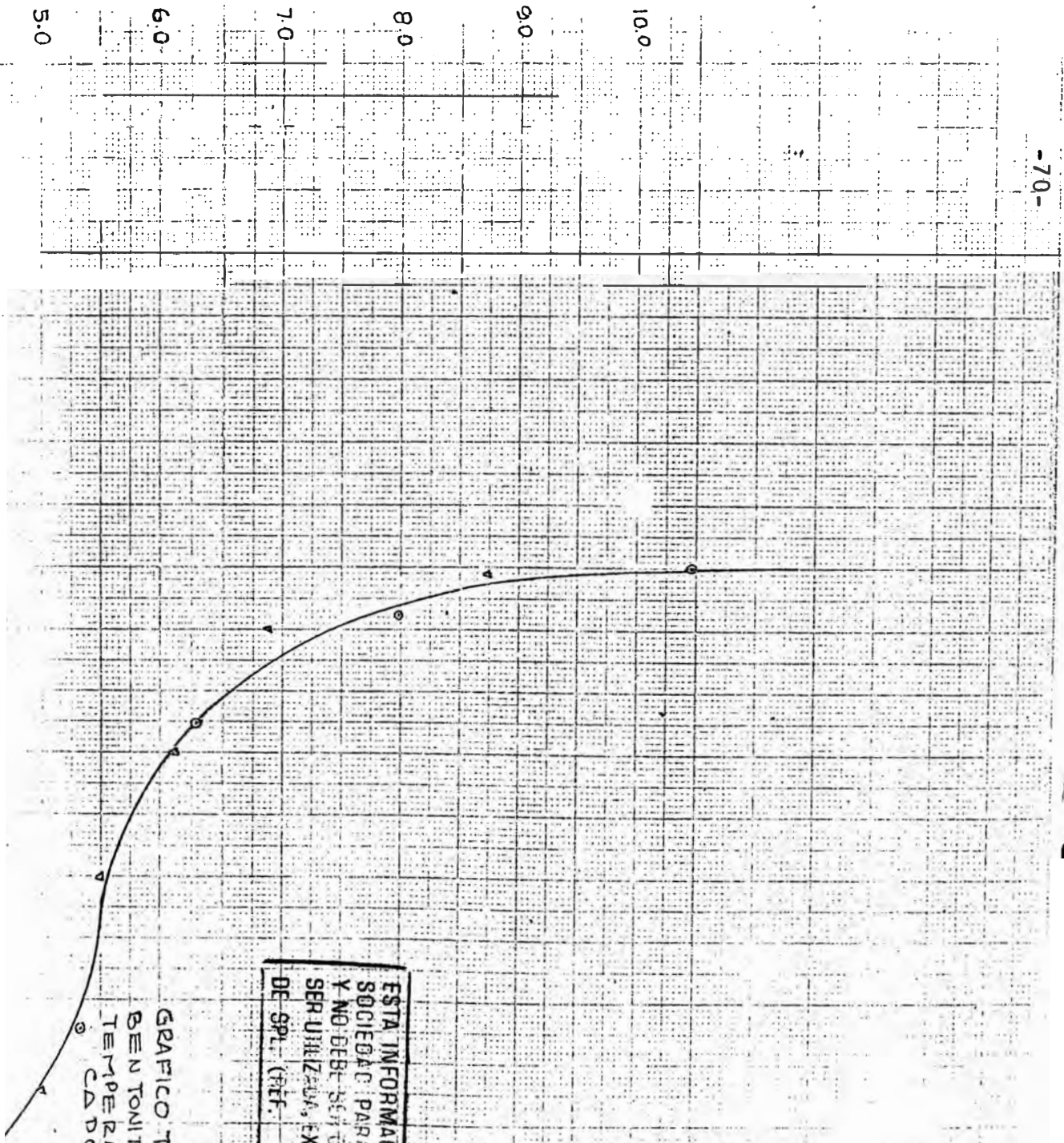
LINEAS QUE NO USAN BOMBAS

LINEA	LA1	LA2	LMG	LNP	LR1	LR2	LR3	LR4
diámetro	4"	4"	2"	1"	4"	4"	4"	4"
longitud (m)	36	30.5	87.2	87.2	19.6	23.6	19.6	23.6
Material	Fe.Galv.	Fe.Galv.	Fe.Galv.	Fe.Galv.	Poliester	Poliester	Poliester	Poliester
Nº Codos	15	11	44	44	5	6	5	6
Nº válvulas	1	1	9	9	4	4	4	4
Nº tees	1	1	4	4	2	1	2	1
temperatura de Trabajo	20°C	20°C	20°C	20°C	100°C	100°C	100°C	100°C

RESUMEN DE LOS MATERIALES
Y ACCESORIOS QUE CONFORMAN LAS LINEAS

ITEM							Nº VALVULAS
LINEA	DIAMETRO	MATERIAL	LONGITUD.	Nº CODOS	Nº T	Nº VALVULAS	ESPECIALES
A	4"	Fe. Galv.	350m	91	12	22	15 check
B	3"	PVC	100m	10	2	5	
C	4"	Resina Atlac	400m	142	22	16	16 3V-18cont.
D	4"	Resina Atlac	100m	30	7	14	-
E	4"	Resina Atlac	110m	30	7	15	-
F	2"	Resina Atlac	20m	6	3	2	-
G	1"	R. Atlac/AISI 304	140m	18	-	6	-
H	4"	Fe. Galv.	60m	10	2	6	-
LA	4"	Fe. Galv.	70m	26	4	9	-
LNG	2"	Fe. Galv.	100m	44	4	9	-
LNP	1"	Fe. Galv.	90m	44	6	16	-
LR	4"	Poliester	90m	22	16		-

% Humedad en los productos secos



(*) NIRO ATOMIZER

Temperatura del aire que deja la cámara de secado °C

ESTA INFORMACION ES DE PROPIEDAD DE
 SOCIEDAD PARAMONGA LTDA, S. A. (SPL)
 Y NO DEBE SER COPIADA O REPRODUCIDA PARA
 SER UTILIZADA, EXCEPTO CON PERMISO EXPRESO
 DE SPL. (Pff)

GRAFICO T57... % DE HUMEDAD DE LA
 BEN TONITA SECA EN FUNCION DE LA
 TEMPERATURA DE SALIDA DEL SE-
 CADOR (°C)

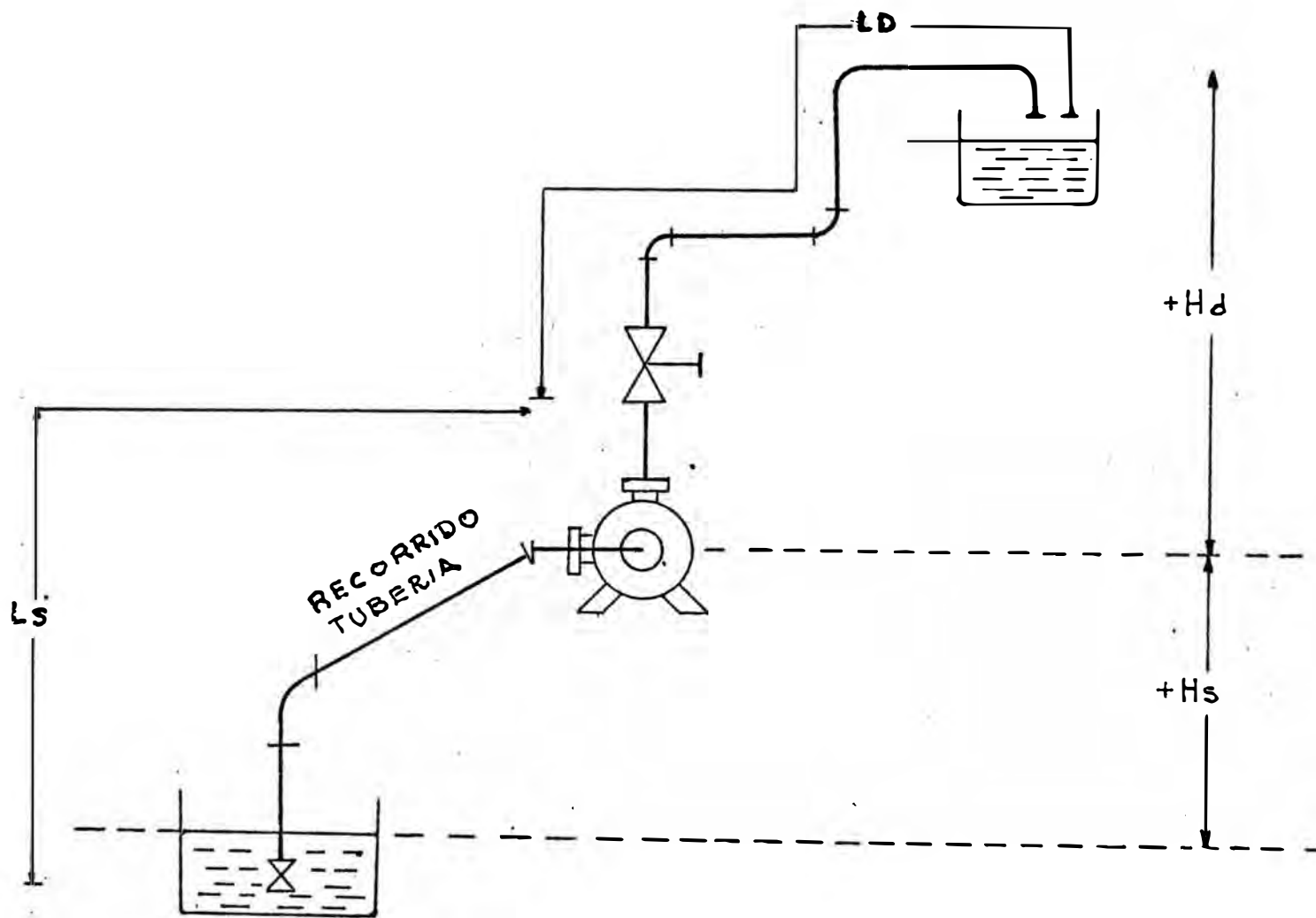


FIG 4.2.5.5.a

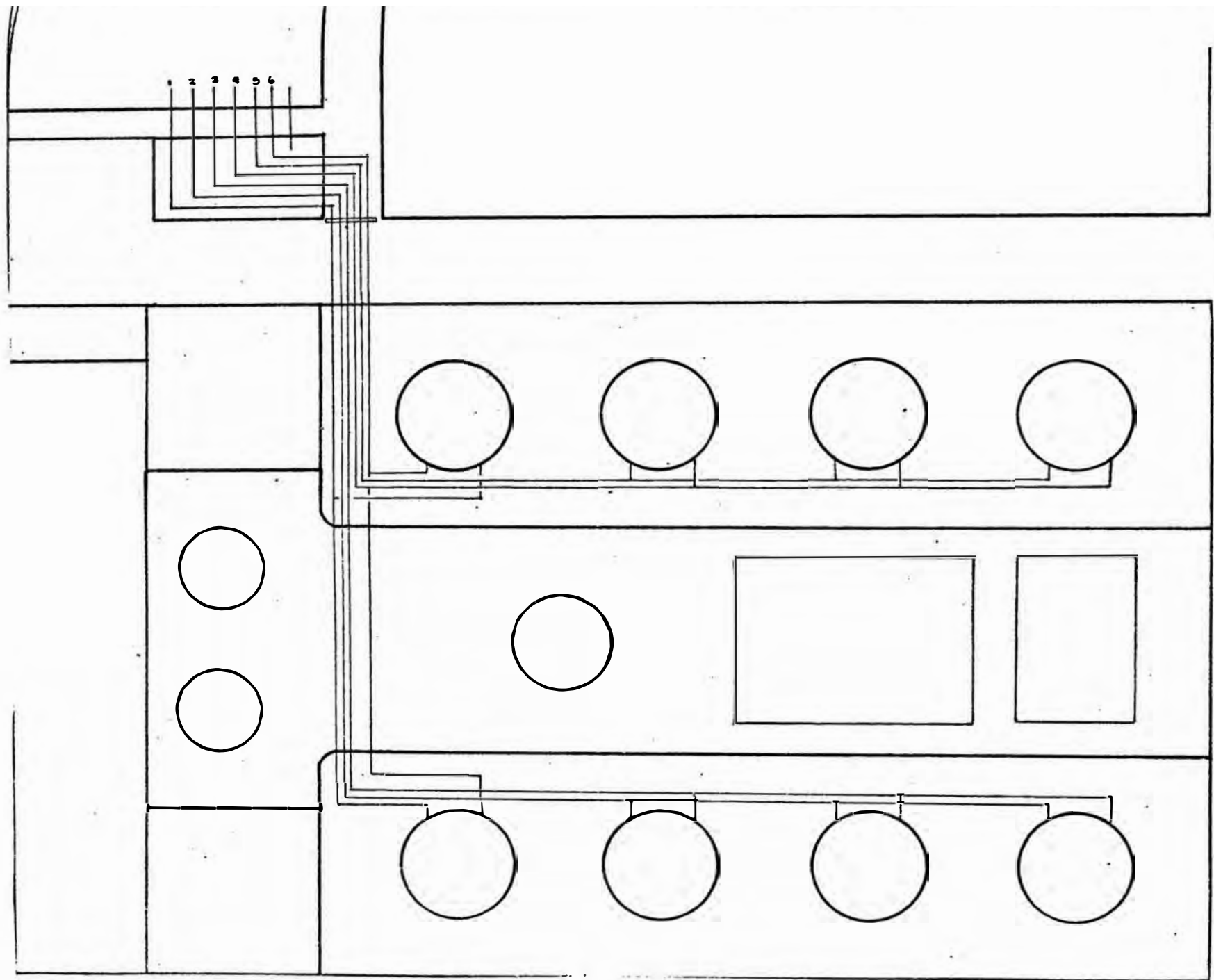


FIG. 4.2.5.5. b.

LINEAS "A"

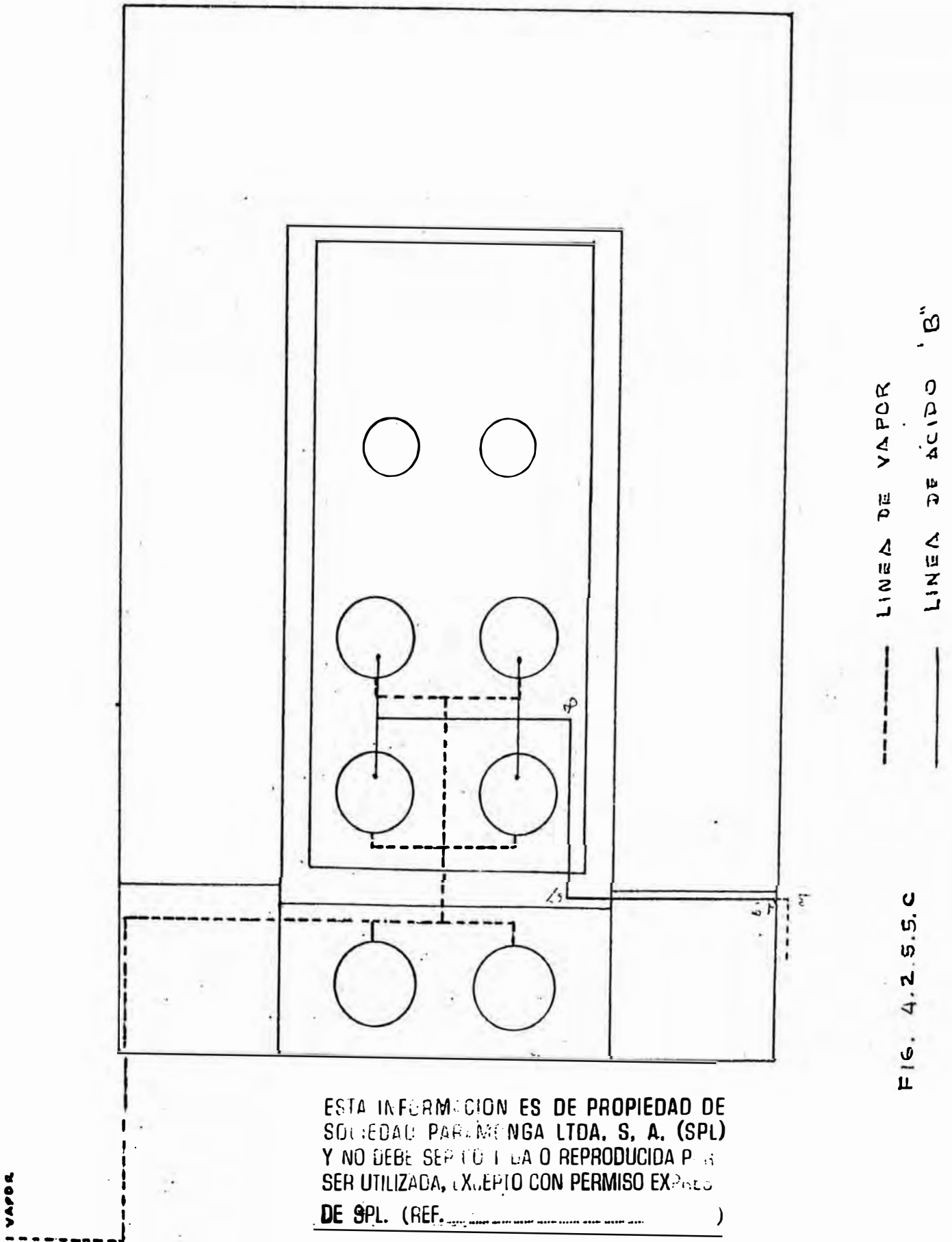


FIG. 4.2.5.5.C

ESTA INFORMACION ES DE PROPIEDAD DE
SOCIEDAD PARAMENGA LTDA, S. A. (SPL)
Y NO DEBE SER COPIADA O REPRODUCIDA PARA
SER UTILIZADA, EXCEPTO CON PERMISO EXPRESO
DE SPL. (REF. _____)

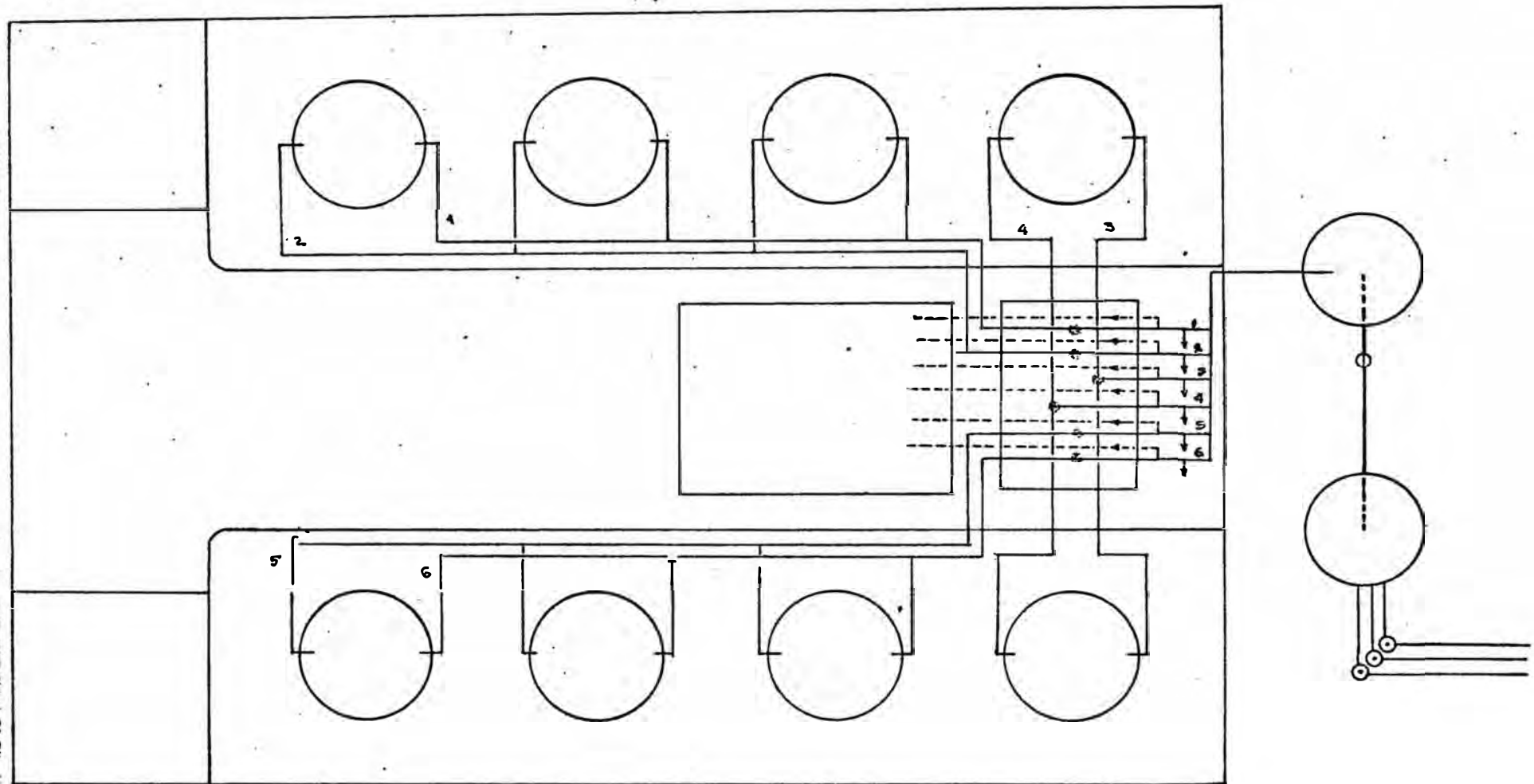


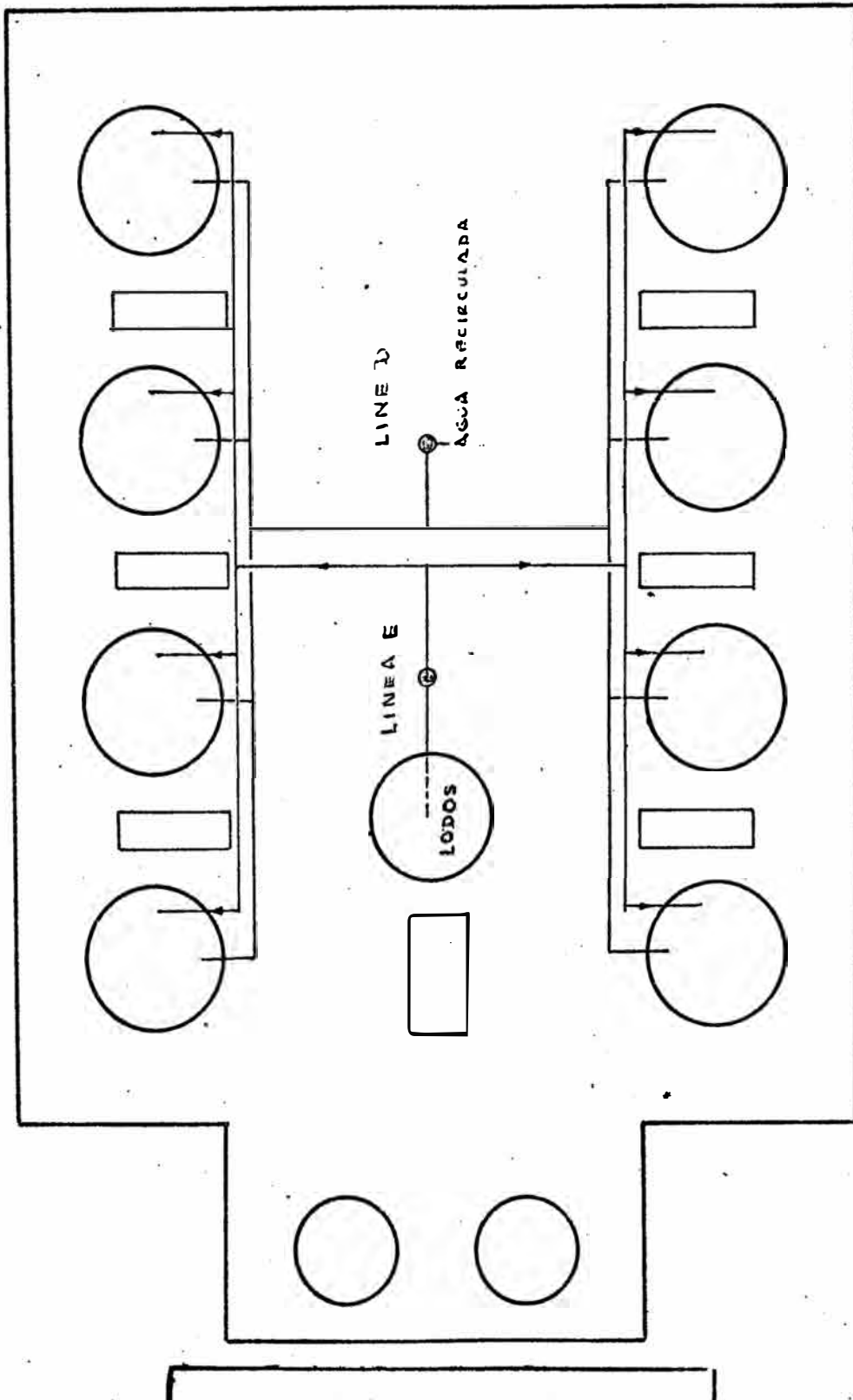


FIG. 4.2.5.S.d

 LINEAS "C"
 LINEA "F"



LINEAS "D" y "F"

FIG. 4.2.5.5. A

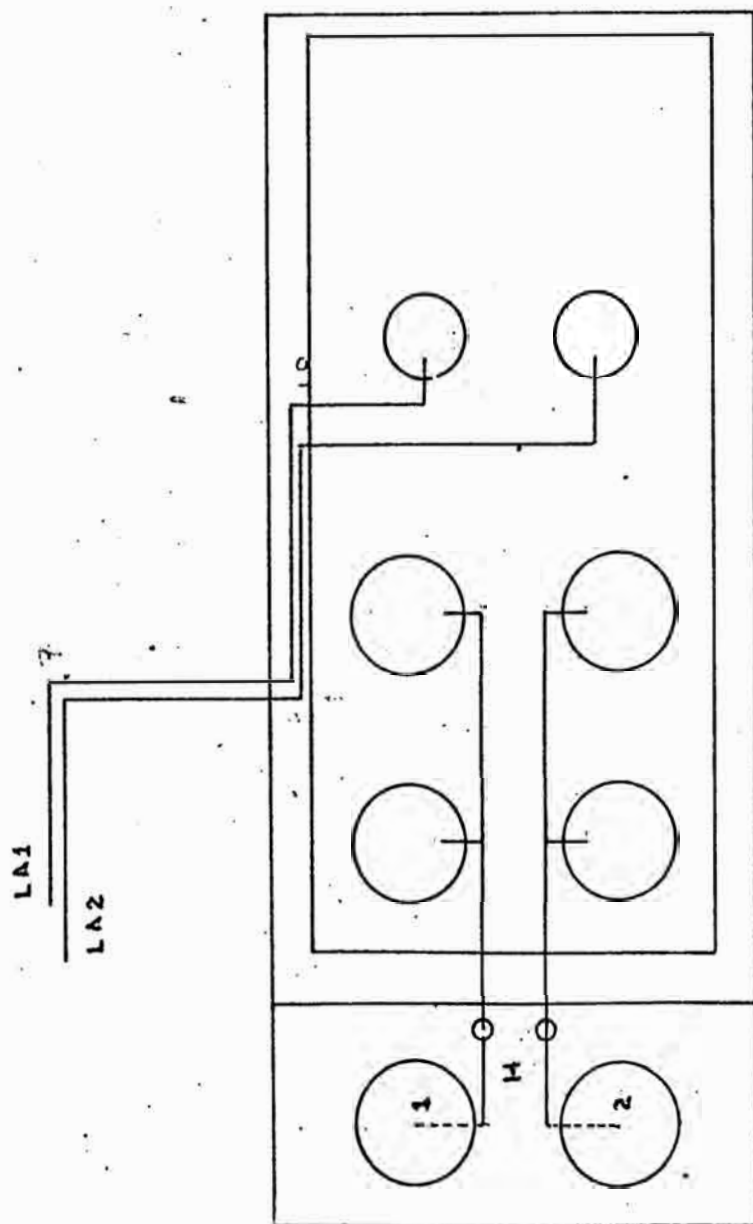


FIG. 4.2.5.5. f.

LINES "H"

LINES "L.A"

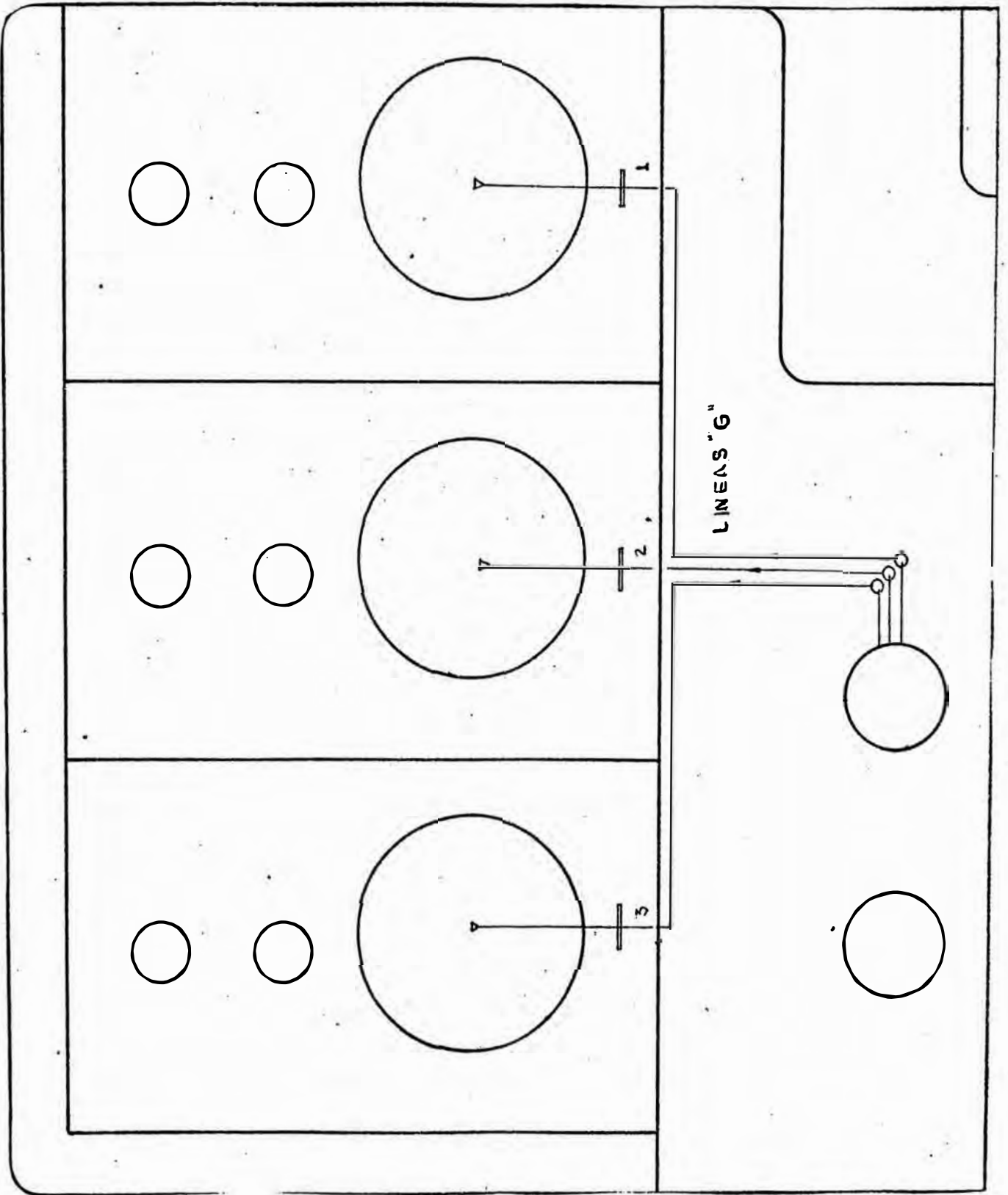


FIG. 4.2.55 8.

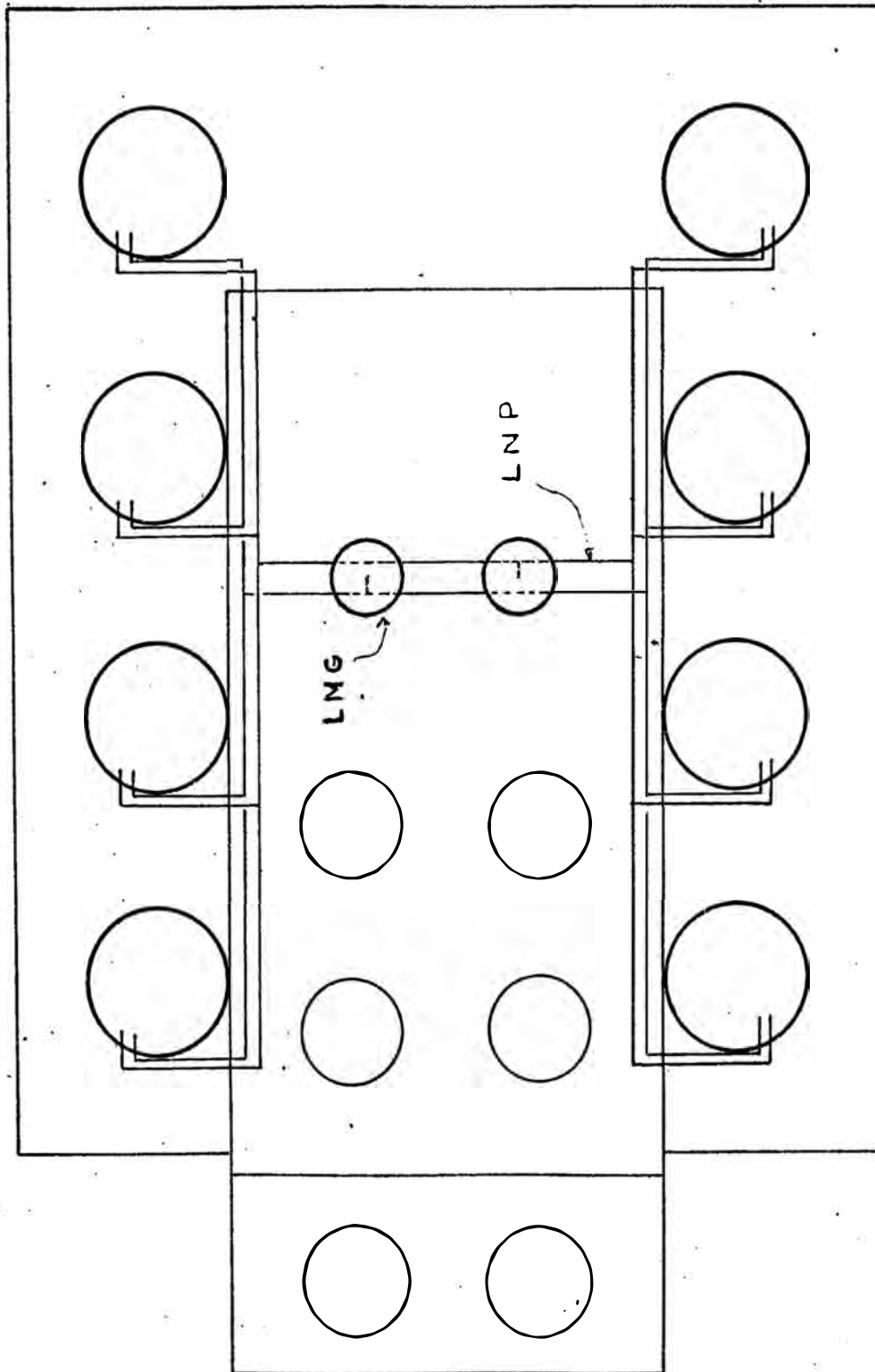


FIG. 4.2.5.5. h LINESAS LMG Y LNP

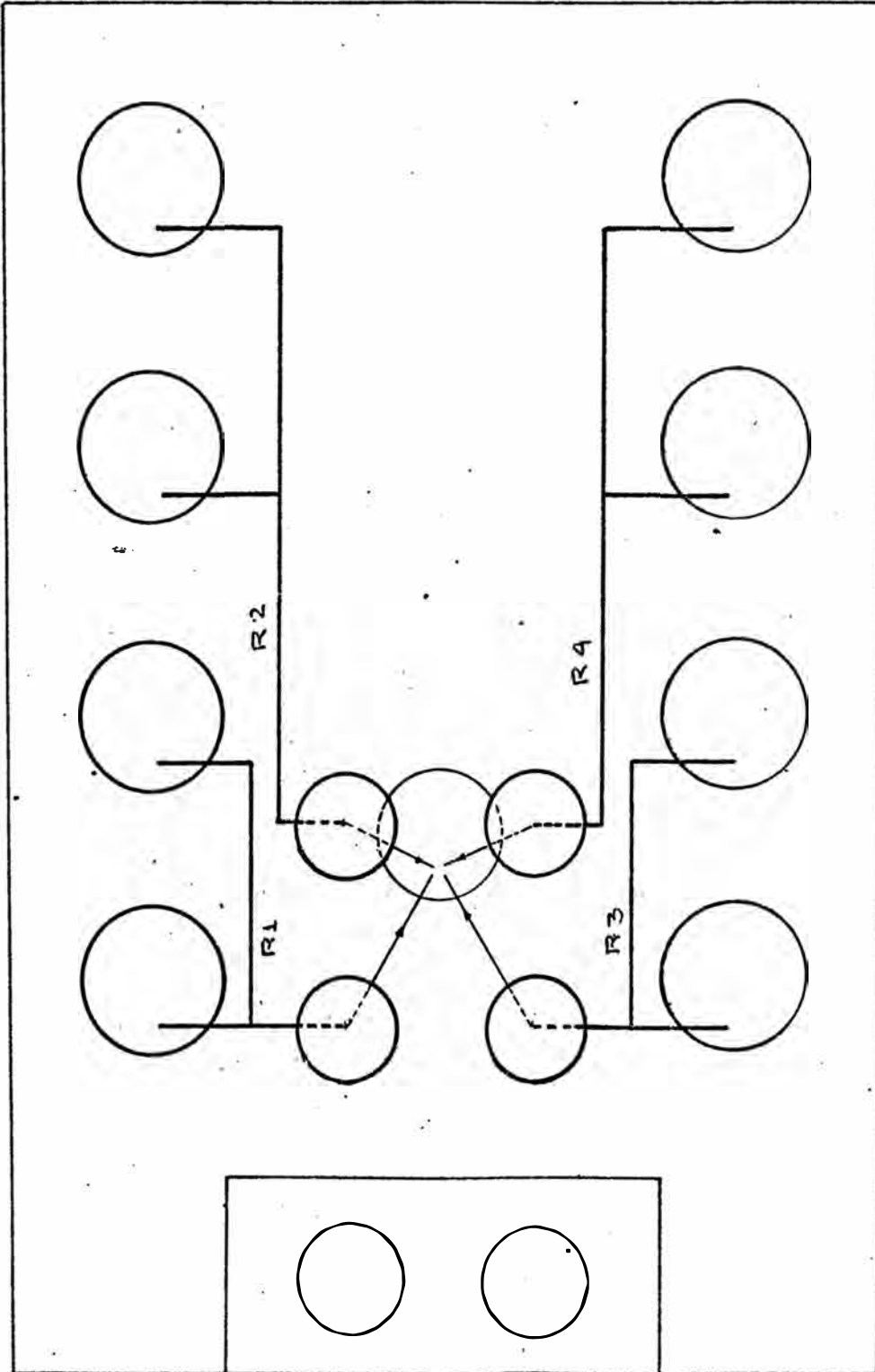


FIG. 4.2.5.5. $\bar{\lambda}$

LINEAS "R"

A N E X O 4.5.2.5.c.2

Anexo 4.5.2.5.C.2

Tabla C.2.1.

PRESIONES PARCIALES DE VAPORES EN SOLUCIONES DE 32% HCl

° C	10°	20°	30°	40°	50°	60°	70°	80°	90°	100°	110°
X	2.27	4.55	8.70	15.7	27.7	46.5	76.5	120	184	275	396
Z	11.8	23.5	44.5	81.0	141	238	390	623	070		

Tabla C.2.2.

Calor Espécífico de Soluciones de HCl

Expresado en Calorías por Gramo y por ° C

% HCl	0° C	10° C	20° C	40° C	60° C
0	1.00				
16.8	0.72	0.72	0.74	0.75	0.78
29.0	0.61	0.605	0.631	0.645	0.67
33.6	0.58	0.575	0.591	0.615	0.638
41.0	0.55			-	0.61

Tabla C.2.3

Relación entre concentración y densidad de Acido

Muriático a 15°/15°C

Bé °	Peso Espec.	TI°	% HCl	Bé °	Peso Espec.	TI°	° HCl
5.00	1.0357	7.14	7.15	15.50	1.1197	23.94	23.75
5.50	1.0394	7.88	7.89	16.00	1.1240	24.80	24.57
6.00	1.0432	8.64	8.64	16.50	1.1283	25.66	25.39
6.50	1.0469	9.38	9.40	17.00	1.1328	26.56	26.22
7.00	1.0507	10.14	10.17	17.50	1.1372	27.44	27.07

Bé °	Peso Especif.	TW	% HCl	Bé °	Peso Especif.	TW	% HCl
7.50	1.0545	10.90	10.94	18.00	1.1417	28.34	27.92
8.00	1.0584	11.68	11.71	18.50	1.1462	29.24	28.78
8.50	1.0623	12.46	12.48	19.00	1.1508	30.16	29.65
9.00	1.0662	13.24	13.26	19.50	1.1554	31.08	30.53
9.50	1.0701	14.02	14.04	20.00	1.1600	32.00	31.45
10.00	1.0741	14.82	14.83	20.50	1.1647	32.94	32.38
10.50	1.0781	15.62	15.62	21.00	1.1694	33.88	33.31
11.00	1.0821	16.42	16.41	21.50	1.1741	34.82	34.26
11.50	1.0861	17.22	17.21	22.00	1.1789	35.78	35.21
12.00	1.0902	18.04	18.02	22.50	1.1836	36.72	36.16
12.500	1.0943	18.86	18.82	23.00	1.1885	37.72	37.14
13.00	1.0985	19.70	19.63	23.50	1.1934	38.68	38.26
13.50	1.1027	20.54	20.45	24.00	1.1983	39.66	39.41
14.00	1.1069	21.38	21.27	24.50	1.2033	40.66	40.55
14.50	1.1111	22.22	22.09	25.00	1.2083	41.66	41.72
15.00	1.1154	23.08	22.92	25.50	1.2134	42.68	43.40

Tabla C.2.4

PESO DE SOLUCIONES DE ACIDO MURIATICO

% HCl	Peso Específico (Kg. 1 Lt.)	Peso Kg. 1 Galón
6	1.0279	3.891
8	1.0376	3.928
10	1.0474	3.965
12	1.0574	4.003
14	1.0675	4.040
16	1.0776	4.079
18	1.0878	4.118
20	1.0980	4.156
22	1.1083	4.195
24	1.1187	4.235
26	1.1290	4.274
28	1.1392	4.312
30	1.1493	4.350
32	1.1593	4.388
34	1.1691	4.425
36	1.1789	4.463
38	1.1885	4.499

Tabla C.2.5

PUNTOS DE CONGELACION DE SOLUCIONES ACUOSAS DE HCl

<u>CONCENTRACION</u> <u>%</u>	<u>TEMP. DE CONGELACION</u> <u>°C</u>
10	-22
15	-42
20	-65
25	-78
30	-47
35	-30
40	-24
45	-26
50	-18
55	-20
60	-20
65	-16
70	-15