

Universidad Nacional de Ingeniería

FACULTAD DE INGENIERIA QUIMICA
Y MANUFACTURERA



“ Desarrollo Tecnológico para la Obtención de Sulfato de Aluminio a partir de Arcillas Caoliniticas ”

T E S I S

PARA OBTENER EL TITULO PROFESIONAL DE:
INGENIERO QUIMICO

JOSE NESTOR DIOSES OTERO

LIMA • PERU • 1990

A mis Padres y hermana
por su apoyo constante

A Sociedad Parmonga Ltda.
por auspiciar este
trabajo de investiga-
ción

Al Ing. Edwin Dextre por
su valiosa asesoría

INDICE

	Pag.
Agradecimientos	I
Prólogo	II
Conclusiones y recomendaciones del proyecto	
Cap. I Antecedentes y objetivos del proyecto	
1.1 Denominación antecedentes y objetivos del proyecto	2
1.2 Objetivos del Proyecto	6
1.3 Justificación del Proyecto	7
Cap. II Estudio del Mercado	
2.1 Definición del producto	10
2.1.1 Propiedades del Sulfato de Alúmina	11
2.1.2 Especificaciones para uso papelerero	12
2.1.3 Clasificación del Sulfato de Alúmina	15
2.2 Situación de la Industria del Sulfato de Alúmina en el Perú	19
2.2.1 Oferta histórica del Sulfato de Alúmina	19
2.2.2 Estructura de la Oferta de las materias primas.	23
2.2.3 Análisis de la demanda del Sulfato de aluminio.	27

2.2.4	Demanda aparente del sulfato de aluminio.	31
2.2.5	Tendencia de la demanda potencial en el Perú.	33
2.2.6	Situación y características del Mercado del Sulfato de Alúmina.	33
2.3	Formas de comercialización y precio de Sulfato de Aluminio.	35
Cap. III	Estudio de las materias Primas	
3.1	Introducción	37
3.2	Geología General de los caolines	38
3.3	Criterio de selección y clasificación	40
3.4	Análisis y selección de la Materia Prima en laboratorio	50
3.4.1	Caracterización de la Materia Prima	50
3.4.2	Análisis por difracción R-X	54
Cap. IV	Ingeniería del Proyecto	
4.1	Ensayos a nivel del laboratorio	58
4.1.1	Digestión de la arcilla con Acido Sulfúrico.	59
4.1.2	Optimización del tamaño de partícula para la digestión.	61
4.1.3	Purificación de la Arcilla con ácido clórhídrico	61
4.2	Diseño de las alternativas tecnológicas	63
4.3	Discusión de resultados	66

5.1	Desarrollo del Diseño del proceso.	72
5.1.1	Diseño del proceso productivo a nivel de planta piloto.	73
5.2	Balance de materia y energía	77
5.3	Diseño y selección de equipos	88
5.3.1	Diseño del triturador	88
5.3.2	Diseño del reactor de lixiviación	89
5.3.2.1	Cálculo del calor de reacción	90
5.3.2.2	Especificaciones del reactor de lixiviación	92
5.3.3	Diseño de la columna de extracción líquido- líquida	95
5.3.3.1	Cálculo del número de etapas para corrientes cruzadas	95
5.3.3.2	Cálculo del número de etapas para contracorriente	103
5.3.3.3	Diseño del extractor líquido-líquido columna empacada	105
5.3.3.4	Diseño del extractor líquido-líquido platos perforados	109
5.3.4	Características del sedimentador	113
5.3.5	Especificaciones del disco rotatorio	114
5.3.6	Especificaciones del filtro prensa	114
5.3.7	Diseño de la bomba de transferencia	114
5.3.8	Diseño del reactor de oxidación	116

5.3.9	Diseño del secador	116
5.3.10	Dimensionamiento de los tanques de almacenamiento	117
5.3.11	Tamaño y capacidad de la planta	117
Cap. VI	Evaluación de los costos de Producción	
6.1	Gastos de Fabricación	120
6.1.1	Materiales directos.	120
6.1.2	Mano de Obra directa	121
6.1.3	Mantenimiento y reparación	121
6.1.4	Suministros	121
6.1.5	Servicios	122
6.1.6	Depreciación	122
6.1.7	Seguros Impuestos y Alquileres	122
6.2	Gastos Administrativos	123
6.3	Resumen costo de fabricación	123
6.4	Costos de equipos	125
6.5	Inversión total del Proyecto	126
Cap. VII	Anexos	
	Simbología	128
A.1	Determinación gravimétrica del aluminio como óxido de aluminio	130
A.2	Determinación de fierro por espectrofotometría	130

A.3 Reacciones químicas en el proceso de elaboración de sulfato de aluminio	131
A.4 Directorio Industrial/Comercial	135
A.5 Indicadores económicos 1982/1990	136
A.6 Tarifas de servicios locales	136
A.7 Cotizaciones de precios varios	138
A.8 Determinación del work index de la arcilla ADRIEL	143
A.9 Cálculo de la cinética de la reacción	148

Bibliografía citada.

PROLOGO

El presente trabajo es el resultado de un estudio de Investigación Tecnológica realizado desde la fase Laboratorio y proyectado a nivel de planta piloto para producir sulfato de aluminio a partir de arcillas caoliníticas de grado A específicamente.

Consta de un estudio objetivo de mercado, tanto a nivel nacional como a nivel mundial, tratando de dar un mayor alcance a la industria de los no-metálicos.

En la Ingeniería del Proyecto se presenta la tecnología desarrollada la cual se ha hecho en base a los resultados obtenidos de la Investigación de la fase Laboratorio efectuadas en Sociedad Paramonga Ltda., finalmente se hace un estudio de costos de todo lo referente a la producción a nivel de planta piloto.

En cuanto a llevarse a cabo el Proyecto a nivel Industrial se obtiene un costo relativo que daría beneficios para el país, ya que traería consigo además el ahorro de divisas por la sustitución de importación de productos foráneos que en calidad son similares, además la generación de divisas por exportación.

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES DEL PROYECTO

1. El producto obtenido como resultado del presente estudio cumple ampliamente con las especificaciones requeridas para el Sulfato de aluminio tipo A que es de uso en el tratamiento de aguas y específicamente en estado líquido para las normas papeleras impuestas por Sociedad Paramonga Ltda.
2. Del estudio realizado se observa que la tendencia de las importaciones de la Bauxita e Hidróxido de aluminio es muy irregular; pero tiende a incrementarse para cubrir la demanda nacional aún insatisfecha, por lo tanto se concluye que este Proyecto se justifica por el ahorro de divisas que estaría produciendo y es más dándole un mayor valor agregado a nuestras materias primas que se disponen en grandes cantidades.
3. Las súbitas variaciones de las importaciones indicadas se explican por la coyuntura de crisis socio económica que ha vivido el Perú en ésta década. También se explica que los años 1983 y 1984 hay una gran importación de Bauxita e Hidróxido de Aluminio, materias primas convencionales para el Sulfato de Aluminio por el alto consumo para el tratamiento de aguas la que fue ocasionada por las consecuencias del fenómeno del Niño, en el norte de nuestro país.

4. Con respecto al hidróxido de aluminio otra fuente de materia prima se observa que a partir del año 1984 hasta 1988 se mantiene un "rate" de consumo casi constante porque hay algunas empresas como Sociedad Paramonga Ltda. y Sulfatos del Perú S.A. que comienzan a producir Sulfato de Aluminio para los requerimientos internos.

5. Del estudio de la Oferta y la Demanda realizada se concluye que la producción nacional satisface la demanda interna de nuestro mercado y que no existen exportaciones en los últimos años lo que da una Demanda Aparente recesiva e inconsistente pues no hay una tendencia clara ni predecible, lo que hace que en los próximos años habrá una gran sensibilidad en este producto (STA) afectada por las medidas económicas que reactiveen el aparato industrial.

Con criterio conservador y en base a una regresión lineal se estima que la demanda promedio de Sulfato de Aluminio en los próximos 5 años será de 7000 TM por año.

6. Las materias primas caracterizadas para el desarrollo del presente trabajo son las arcillas caoliníticas con la condición de buscar canteras que dispongan de la mayor cantidad de alúmina así como aquella de buen potencial de suministro, en ese sentido se escogió la arcilla Adriel con un 37.05 % de Al_2O_3 la que está ubicada en el Fundo Salazar - Huancavelica.

7. Se recomienda que el problema de la Industrialización del Sulfato de Alúmina en el Perú debe nmarcarse dentro de la problemática de la Industria No-metálica y esto creo que radica

principalmente en lo siguiente:

a. Falta de un Estudio geológico-metalúrgico racional e integral de la disponibilidad, accesibilidad y calidad de los silicatos de aluminio (Caolines).

b. Falta de Investigación Tecnológica (Know-How) de producción y construcción para un aprovechamiento racional y con una óptica del desarrollo de un complejo Industrial No-metálico de tal manera que se incremente el valor agregado de los subproductos.

El presente trabajo ha demostrado con pruebas experimentales que tiene la tecnología adecuada para producir sulfato de aluminio Tipo A papelerero.

8. Para la obtención del Sulfato de Aluminio hay varios métodos; pero en esta investigación se ha desarrollado una tecnología nativa y propia a partir del aprovechamiento de silicatos de aluminio (Caolines) y consiste en una Digestión controlada con Acido Sulfúrico, una preoxidación con agua oxigenada y luego una purificación mediante extracción Líquida-Líquida con una resina de intercambio iónico Amberlite LA-1 para secuestrar el contaminante indeseable que es el Hierro.

9. Para el diseño de Planta Piloto se ha contemplado una capacidad de producción 239.2 Kg de producto teniendo en cuenta el tamaño de equipos prototipos existentes en el mercado

(Chancadoras, reactor, filtro de discos etc.) lo que implica que cuando se instale la planta piloto se disponga de versatilidad y flexibilidad operativa, condiciones importantes para consolidar y desarrollar tecnologías de uso multipropósito que es el punto de vista que actualmente esta en voga.

10. El presente trabajo de investigación dentro de sus alcances ha demostrado con pruebas experimentales a nivel de laboratorio disponer de una Tecnología adecuada, así como los estudios de escalamiento y la evaluación de los costos de producción demuestran la factibilidad técnica de implementar esta tecnología a nivel Piloto por lo que se recomienda que es urgente continuar con estos estudios y es necesario que este aporte sea difundido para su discusión en los sectores empresariales.

11. De la estimación de los Costos de Producción a nivel de Planta Piloto se puede decir que son costos relativos pues el costo, unitario del Sulfato de Aluminio que asciende a \$0.36 kilo incluyendo el 14% del IGV aparentemente es menor que el precio del mercado nacional que es de \$0.64 y un poco mayor que el precio del mercado internacional que es de \$0.20; pero la subjetividad propia de esta estimación esta en la consolidación de la tecnología a nivel piloto planteada y los volúmenes de producción que son bajos.

Pero de los cálculos obtenidos se concluye que nuestra Tecnología muy competitiva, lo que garantiza la Factibilidad de Industrialización para la obtención del Sulfato de Aluminio.

CAPITULO PRIMERO

ANTECEDENTES Y OBJETIVOS DEL PROYECTO

I. ANTECEDENTES Y OBJETIVOS DEL PROYECTO

1.1 DENOMINACION

En los últimos años se ha estado orientando y acelerando actividades de investigación sobre depósitos minerales que contienen alúmina, tales como los silicatos de alúmina (recursos nacionales disponibles, especialmente los caolines), para producir alúmina, debido a que la Bauxita, materia prima convencional para producirla confronta problemas contaminación ambiental en el proceso de manufactura, alza de precios y así como su limitado potencial que cada día va disminuyendo.

Estos estudios indican la posibilidad de obtener alúmina, mediante el ataque con un ácido mineral a partir de los silicatos de aluminio, básicamente el caolín, entre algunos antecedentes se tiene el Proyecto de Investigación realizado en la Facultad de Ingeniería Química en 1980, Edwin Dextre J.- Tesis Profesional.

Este trabajo se centrará en el estudio del ataque con ácido sulfúrico sobre la arcilla caolinítica para obtener sulfato de aluminio, para satisfacer en principio las normas de la industria papelera como encolante y en el tratamiento de aguas como coagulante.

Se pretende con este estudio contribuir en el futuro al desarrollo de una tecnología apropiada y nativa para obtener alúmina a partir de silicatos de alúmina.

MARCO DE REFERENCIA

Por varios años, la materia prima más importante para la producción de sulfato de alúmina viene siendo la bauxita y cerca del 95% de la explotación mundial de bauxita es convertida en alúmina por el proceso Bayer. La producción por el proceso Bayer confronta ciertos problemas de contaminación ambiental; además el alza de precios de los países miembros de la Asociación Internacional de la Bauxita (AIB), ha dado lugar a que los países que no tienen yacimientos de bauxita, hayan orientado y acelerado sus actividades de investigación a depósitos minerales que contienen alúmina, para producir primero una de sal de aluminio y posteriormente obtener alúmina y aluminio.

LA INDUSTRIA NO-METALICA

Muchas industrias hacen uso de la alúmina como petróleo, cerámica, refractarios, abrasivos, etc.

La explotación de yacimientos de arcillas caoliníticas con un contenido mayor de 26% de alúmina, para la separación económica de la alúmina, conlleva a la fabricación de otros materiales que constituyen insumos para otras industrias.

Básicamente la obtención de caolín por purificación en sistema húmedo, con aplicaciones en cerámica, caucho, pinturas y papel. De otro lado se puede obtener mullita, material refractario estable para la elaboración de ladrillos con porcentajes de hasta 46% de alúmina.

Las tecnologías para la purificación de caolín y la elaboración de mullita son procesos que ofrecen oportunidades técnicas, de aplicación en industrias conexas de los no-metálicos.

Nuestro país cuenta básicamente con arcillas de tipo caoliníticas, por lo tanto debería constituir obligatoriamente la materia prima para la obtención de una sal de aluminio -como materia prima- para producir posteriormente aluminio y alúmina.

Por tanto este estudio tecnológico se enmarca razonablemente dentro del campo de la industria de los no-metálicos, pues tiene como fuente primordial los silicatos de alúmina (recurso nacional), a través del cual y empleando además ácido sulfúrico también de procedencia nacional se obtiene el sulfato de aluminio.

Sin embargo, este estudio estará enmarcado en un principio para el uso del sulfato de aluminio en la industria papelera bajo un criterio de autoabastecimiento. Se sabe que la provisión de este insumo es deficiente en el mercado, sea por

calidad, suministro o precios, además de la reducción de divisas para la compra de insumos en las circunstancias actuales.

ESTUDIOS REALIZADOS

Existen varios artículos de revistas como patentes sobre la elaboración de sulfato de aluminio a partir de arcillas y/o materiales de óxido de aluminio que resultaría larga la lista de informaciones que se tiene al respecto, todos ellos de origen foráneo, inclusive se conoce también sobre la purificación de sulfato de aluminio con resinas de intercambio iónico, pero sin llegar a obtener resultados experimentales que muestren el tamaño adecuado de reducción de lixiviación, variación de la conversión de la arcilla en sulfato de aluminio con respecto al tiempo, el propósito de este trabajo es llegar a obtener estos resultados como punto de partida para el diseño de los equipos necesarios para el estudio a nivel de estudio de planta piloto.

En el Perú las empresas que han iniciado trabajos para elaborar sulfato de aluminio a partir de arcillas caoliníticas son Sociedad Paramonga Ltda., Rayón & Celanese y Sulfatos del Perú para consumo de la industria papelera y en el tratamiento de aguas, sin embargo no se conoce aún si ha prosperado estos proyectos, porque aún se siguen importando los insumos a partir de los cuales se produce sulfato de aluminio, aunque con una tendencia a disminuir.

El estudio básico a nivel de laboratorio fue realizado en la Facultad de Ingeniería Química de la UNI en 1979 y cuyos alcances son justamente la presente tesis bajo el marco del Proyecto de Investigación Purificación de Caolines Nacionales para papel.

1.2 OBJETIVOS DEL PROYECTO

El presente estudio tiene por finalidad determinar experimentalmente, en base de ensayos prácticos en laboratorio la tecnología necesaria para producir en el Perú sulfato de alúmina -Tipo A- en solución, con el criterio de autoabastecimiento de las plantas papeleras de este insumo.

Los experimentos se efectuaron en los Laboratorios de Sociedad Paramonga Ltda., empresa que auspició el presente trabajo de Investigación.

Para las pruebas se uso una arcilla silico-aluminosa proveniente de la ciudad de Huancavelica. La duración de esta etapa fue de cinco (5) meses.

Los resultados de este proyecto de investigación permitirán determinar todas las variables necesarias elaborar sulfato de alúmina a nivel de planta piloto.

1.3 JUSTIFICACION DEL PROYECTO

1.3.1 Justificación Económica

La fabricación de sulfato de alúmina -insumo de la industria papelera- a partir de materia prima nacional, estaría evitando la importación de hidróxido de aluminio. Dicho producto es usado para la elaboración de sulfato de alúmina en solución en las industrias papeleras.

Por consiguiente estaríamos ahorrando anualmente por importación alrededor de de U.S. \$ 1'188,319 (UN MILLON CIENTO OCHENTAIOCHO MIL TRESCIENTOS DIECINUEVE DOLARES AMERICANOS), correspondiente a 10,106 T.M de $(SO_4)_3Al_2$ a nivel nacional según las estadísticas de importación del año 1987, revisadas por el I.C.E. y la Dirección de Industrias Químicas-Sector Productos Químicos del MICTI. (Ver Capítulo II).

1.3.2. Justificación Tecnológica

El proyecto a desarrollarse tiene una justificación interesante desde el punto de vista del aprovechamiento de los recursos no-metálicos caoliníticos, puesto que el enfoque será desarrollar un complejo industrial con el propósito de darle un valor agregado a la materia prima y además un uso racional de acuerdo a su disponibilidad y calidad.

Este primer paso es el inicio de la diversificación hacia otros productos derivados, como producción de aluminio metálico, alúmina como los más importantes y purificación de los caolines para uso papelerero, cerámico, en plásticos etc..

Es indudable que la elaboración de sulfato de aluminio para el tratamiento de aguas (TIPO B) también puede obtenerse, toda vez que su proceso de obtención es más sencilla, debido a que el contenido de fierro permisible es mayor que la del Tipo A.

1.3.3 Justificación Social

Al reactivarse el complejo industrial de los minerales no metálicos, por el continuo transporte de materiales a los lugares de tratamiento en forma directa e indirecta, se incrementarán nuevas fuentes de trabajo, necesarias para el crecimiento y fortalecimiento de una industria nacional en continuo crecimiento, favoreciendo también la explotación de la pequeña y mediana minería No-metálica de nuestro país.

CAPITULO SEGUNDO

2.1 DEFINICION DEL PRODUCTO

Alumbre por definición química, es una sal doble tal como sulfato de aluminio y potasio o amonio. Sin embargo, el término alumbre o sulfato de aluminio (la sal simple) son usadas intercambiablemente desde que la sal doble no se aplica actualmente en la manufactura de papel. La Bauxita, o el óxido de aluminio hidratado formado por la descomposición de rocas feldespáticas, se digestan a temperatura elevada por varias horas con ácido sulfúrico. Usualmente, el $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ está formado con 14.3 moléculas de agua, mas exactamente que el producto teórico con $18\text{H}_2\text{O}$.

El alumbre es transportado como un líquido en camiones tanque o carros tanque de plantas de la industria química localizada cerca a los grandes centros de manufactura de papel. Un análisis típico del alumbre líquido muestra una concentración de 36°Be a 15.5°C o una gravedad específica del 1.33, que es equivalente a 48.07% de $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3$ total, o 8.17% Al_2O_3 a esta concentración. Esta forma representa un contenido de Al_2O_3 combinado, mientras que el total de óxido de aluminio puede ser 8.4% si el sulfato de aluminio es ligeramente básico, con exceso de alúmina.

Alumbre seco se produce por fundición de la solución en una correa continua y secándola, seguida por desintegración, cribado y empaque del producto. Un alumbre ligeramente básico

deteriorará la bolsa de papel menos que un alumbre con exceso de ácido sulfúrico. Actualmente se produce alumbre con un contenido bajo de fierro (50 ppm.). Alumbre especial libre de fierro a partir de hidrato de aluminio purificado y ácido libre de fierro se requiere para hacer copia heliográfica y papeles reproducción diazo.

2.1.1 Físico Química de la Alúmina

Thomas presentó ante el symposium clasificación por tamaño-tappi en 1935, sus investigaciones de los complejos de aluminio originalmente formulados por Werner; y extendidos hacia los problemas de resina-alumbre. Cobb y Lowe añadieron considerable base al "rol coordinador del alumbre". La estructura aceptada del ion aluminio en solución es una forma hidratada conteniendo seis moléculas de agua, o $\text{Al}(\text{H}_2\text{O})_6^{3+}$

Los átomos de oxígeno están coordinados con aluminio en el centro de una estructura tetraédrica (tridimensional). Este ion hidrato es un ácido débil y puede ionizarse. Un protón es separado desde el $\text{Al}(\text{H}_2\text{O})_6^{3+}$. Reynolds y Linke discute la estructura del ion divalente monohidroxialuminio, o $\text{Al}(\text{H}_2\text{O})_5(\text{OH})^{++}$. Incrementando el pH, la carga neta positiva cambia de $\text{Al}(\text{OH})_2$ a $\text{Al}(\text{OH})_3$ a $\text{Al}(\text{OH})$. El $\text{Al}(\text{OH})$ tiene una carga negativa y es formado a un pH por arriba de 7.5 a 8.0.

Swanson apunta que los efectos de calentamiento de la solución de sulfato de aluminio son frecuentemente ignorados. Las fábricas de papel pueden operar a una temperatura más alta (arriba de 70°C) que la que hacían antes. Matijevic aplica el moderno concepto ligando hidroxilo, y espera que el ion sulfato tendrá una influencia sobre la floculación y estabilización. (13)

Uso del sulfato de aluminio en las fábricas de papel. El alumbre es ampliamente usado para precipitar la resina saponificada sobre la pulpa, así también por otras más razones, mucha de las cuales son muy cuestionables.

Sin embargo, parecería que en algunos casos la adición de alumbre, más importante que refinar hace posible unir fibras sin hacer decrecer su longitud. Esto podría ser debido a que el alumbre incrementa la cohesión interna de las fibras. (14).

2.1.2 Especificaciones para uso papelería

En la Tabla 2.1-A se muestran las especificaciones del sulfato de aluminio en solución en las fábricas de papel.

TABLA 2.1-A

ESPECIFICACION DEL $Al_2(SO_4)_3$ PARA PLANTAS PAPELERAS

Alumbre	Be° a 15.5	Sp-gr.	% $Al_2(SO_4)_3$	Fe (ppm)	gr/lt $(SO_4)_3Al_2$
Líquido	36	1.33	27.72	50	368.8
Líquido (Planta SFL)	31	1.266*	14.57	150	169.0

* Debido a la presencia de ácido libre, aumenta la densidad de la solución.

Especificaciones del Sulfato de Aluminio (Norma Itintec:311.095)

REQUISITOS	TIPO I	TIPO II
Aspecto	Sólido Granulado	Sólido Granulado
Color	Blanco	Blanco
Aluminio (Como Al_2O_3), % Min	17.0	15.0
Basicidad (Como SO_3), %	+/- 0.5	+/- 0.5
Fierro (Como Fe_2O_3), % Max	0.05	0.5
Insoluble en agua, % Max	0.10	5.0
Granulometría en % (Residuo sobre tamiz ITINTEC)		
4.76 mm (No. 4)	0	
2.00 mm (No. 10)	15 ± 5	
420 mm (No. 40)	55 ± 5	
Pasa Tamiz ITINTEC		
420 um (No. 40)	25 ± 5	

Otras Normas Itintec : Sulfato de Aluminio

311.096 - 1976 Sulfato de Aluminio. Método para determinar el contenido de aluminio.

311.097 - 1976 Sulfato de Aluminio. Método para determinar la basicidad.

311.098 - 1976 Sulfato de Aluminio. Método para determinar el contenido de fierro.

311.099 - 1976 Sulfato de Aluminio. Método para determinar el contenido de sustancias insolubles en agua.

2.1.3 Clasificación del Sulfato de Alumina

2.1.3.1 Sulfato de Aluminio Granulado, Grado A

Es un producto químico inorgánico, sólido granulado blanco, cristalino, soluble en agua é insoluble en alcohol, a 250°C pierde su agua, de reacción ligeramente ácido, sales estables a temperatura ambiente en envases bien cerrados.

Se presenta en bolsas de papel de 4 pliegos, incluyendo un pliego recubierto de polietileno con un peso neto de 50 Kg.

PROPIEDADES FISICO QUIMICAS

Grado	:	Técnico
Fórmula	:	$Al_2(SO_4)_3 \cdot 14H_2O$
Peso Molecular	:	594.41
Al_2O_3	:	17.0 - 17.5%
Peso Específico	:	1.62

USOS

Sus usos son exactamente similares al Sulfato de Aluminio Grado B. Solamente se puede añadir que este Sulfato por ser blanco, su uso más exclusivo es en la fabricación de papel tipo bond, color blanco. También en la fabricación de desodorantes en barras.

ALMACENAMIENTO

Se recomienda el almacenamiento en rumas de 5 bolsas x 50 Kgs. c/u en parihuelas, preferiblemente bajo techo, para proteger de las lluvias. Nuestros envases son bolsas de papel tipo klupas de 4 pliegos x 50 kgs.

También puede ser envasados en bolsas y cilindros de polietileno ó fibra.

2.1.3.2 SULFATO DE ALUMINIO GRANULADO, GRADO B

Es un producto químico, sólido, granulado, color crema, disuelto en agua tiene un aspecto lechoso que aclara por decantación. Su densidad es 1.62 a 250°C pierde su agua, muy soluble en agua é insoluble en alcohol. En solución es ligeramente ácido.

FORMA DE EMPAQUE

Se presenta en bolsas de papel de 4 pliegos, incluyendo un pliego recubierto de polietileno, con un peso neto de 50 Kg.

PROPIEDADES FISICO QUIMICAS

Grado	:	Técnico
Fórmula	:	$Al_2(SO_4)_3 \cdot 14 H_2O$
Peso Molecular	:	594.41
Al_2O_3	:	16.0/16.5%

USOS

En la potabilización de aguas, aprovechando sus propiedades de coagulantes, floculante y bactericida, en el curtido de pieles finas como gamuzas, previles, etc. En la industria del papel, como mordiente en los teñidos textiles, como agente protector de la humedad en concreto, como agente clarificante de grasas y aceites, como deodorizantes y blanqueador en los procesos de refinación de petróleos, como agente precipitante en el tratamiento de aguas servidas.

ALMACENAMIENTO

Se recomienda el almacenamiento en rumas de 5 bolsas x 50 Kgs. c/u en parihuelas, preferiblemente bajo techo para proteger de las lluvias. Nuestros envases son bolsas de papel Klupac de 4 pliegos x 50 kgs.

También puede ser envasado en bolsas y cilindros de polietileno o fibra.

2.1.3.3 SULFATO DE ALUMINIO LIQUIDO, TIPO B

Es el Sulfato de Aluminio disuelto en agua, formando una solución lechosa, color crema, de reacción ligeramente ácida y de basicidad negativa.

FORMA DE EMPAQUE

En tanques tipo cisternas.

PROPIEDADES FISICO QUIMICAS

Grado	:	Técnico
Marca	:	Pantera
Fórmula	:	$Al_2(SO_4)_3 \cdot 14H_2O$
Peso molecular	:	594.41
Al_2O_3	:	7.8 - 8.2%

USOS

Este producto en solución, su uso exclusivo es en el tratamiento de aguas para su potabilización, aprovechando sus propiedades de coagulante tipo catiónico, floculante y bactericida.

También sus uso puede aplicarse a la purificación de aguas en piscinas, etc.

TRANSPORTE Y ALMACENAMIENTO

El transporte de la solución de Sulfato de Aluminio, tipo Líquido, deberá hacerse en tanques cisternas de acero inoxidable, tipo 304.0 fibra de vidrio con válvulas de acero inoxidable y manparas.

2.2 SITUACION DE LA INDUSTRIA DEL SULFATO DE ALUMINIO EN EL PERU

2.2.1 OFERTA HISTORICA DEL SULFATO DE ALUMINIO

2.2.1.1 ANALISIS DE LA OFERTA

El estudio de la oferta se realiza a partir de los datos recabados del Instituto de Comercio Exterior (ICE). A continuación se presentan las importaciones de las materias primas a partir de las cuales se obtiene sulfato de aluminio, de acuerdo a las siguientes partidas arancelarias.

PRODUCTO	PARTIDA ARANCELARIA
Sulfato de aluminio	28.38.01.06
Bauxita	26.01.04.00
Hidróxido de aluminio	28.20.02.00
Alumbre de aluminio	28.38.02.01

IMPORTACIONES

BAUXITA. MINERALES METALURGICOS DE ALUMINIO		
AÑO	TONELADAS METRICAS	\$ CIF/TM
1982	3664	83.7
1983	6527	110.1
1984	5923	99.54
1985	1700	170.0
1986	283	174.4
1987	1789	139.2
1988	2504	133.4
1989	3022	140.7
1990	555	220.3

HIDROXIDO DE ALUMINIO HIDRATADO		
AÑO	TONELADAS METRICAS	\$ CIF/TM
1982	879	404.1
1983	678	454.0
1984	1 609	316.1
1985	1 778	319.6
1986	1 171	462.6
1987	1 491	628.0
1988	2 173	391.1
1989	564	524.6
1990	1 164	531.8

SULFATO DE ALUMINIO		
AÑO	TONELADAS METRICAS	\$ CIF/TM
1982	13.96	2320.0
1983	12.10	747.9
1984	1.84	790.0
1985	7.67	350.0
1986	15.3	1210.0
1987	0.44	6350.0
1988	12.64	1710.1
1989	10.42	2070.0
1990	12.95	2350.0

(*) Fuente : ICE, Anuarios de Comercio Exterior
Año 1990 (Solo: Enero-Agosto)

Si aplicamos un Balance de Materia a los datos indicados en la tabla, ya que a partir de Bauxita e Hidróxido de aluminio se produce sulfato de aluminio, según procesos de elaboración de Rayón Industrial y Sulfatos del Perú se puede determinar la cantidad de sulfato de aluminio total importado por año, según la fórmula siguiente:

$$\frac{594}{156} \times (\text{PESO HIDRÓXIDO DE ALUMINIO}) + 0.65 \frac{594}{156} (\text{PESO DE BAUXITA}) + \text{PESO DE SULFATO DE ALUMINIO}$$

Así por ejemplo para el año 1983:

$$3.8077 \times 677906 + 2.475 \times 6526810 + 12102 = 18'747,220 \text{ Kg}$$

$$\text{ó} = 18,747 \text{ T.M}$$

Análogamente se hace para los siguientes años y se obtiene totalizando:

AÑO	(SO ₄) ₃ Al ₂ IMPORTADO	VALOR CIF , \$
1982	12 429	694 268
1983	18 747	1 035 848
1984	20 788	1 099 767
1985	10 985	859 711
1986	5 176	609 595
1987	10 106	1 188 319
1988	13 214	1 080 377
1989	9 637	742 640
1990*	5 818	771 714

* Año 1990 (sólo : Enero-Agosto)

De los datos se observa que los años 1983 y 1984 el consumo aumentó por los desastres naturales que ocurrieron en la zona norte del país, generando un mayor consumo para el tratamiento de aguas.

Se observa que en los últimos años (1986, 1987, 1988) el consumo está incrementándose, saliendo del Perú en el año 1988, un millón ochenta mil trescientos setente y siete mil dólares

americanos; lo que llama la atención, para la búsqueda de una tecnología adecuada para producir en el Perú sulfato de aluminio a partir de materia prima nacional.

2.2.2 ESTRUCTURA DE LA OFERTA DE LAS MATERIAS PRIMAS E INSUMOS

2.2.2.1 FUENTE DE SULFATO DE ALUMINIO

BAUXITA e HIDROXIDO DE ALUMINIO HIDRATADO

La bauxita (Alúmina : 52-57%) y el hidróxido de aluminio (grado técnico) son materiales importados y sirven como fuente de alúmina para la producción de sulfato de aluminio (STA) en el país.

Los países de origen y la estructura de importación de la bauxita e hidróxido de aluminio en los últimos años fue la siguiente:

BAUXITA : AÑO 1989	
PAIS	%
Guyana°	99
Otros (Alemania, Guy, Fran)	1

BAUXITA : AÑO 1990°°	
PAIS	%
U S A	90
Guayana	9
Suiza	1

(°) Esta estructura de importación se mantuvo en años anteriores, Guyana fue el principal proveedor de la década pasada, pero actualmente es USA.

(°°) Sólo Enero/Agosto

HIDROXIDO DE AL AÑO 1989	
PAIS	%
Alemania Occ.	73
U S A	10
Reino Unido	9
China-Taiwan	3
Otros(Colombia, Francia, Suiza)	5

HIDROXIDO DE AL AÑO 1990	
PAIS	%
Alemania Occ.	36
U S A	27
Reino Unido	19
China-Taiwan	15
Otros(Colombia, Francia, Suiza)	3

INFORMACION ARANCELARIA SOBRE LA MATERIA PRIMA

NABANDINA	DESCRIPCION	ADV	S/T	IGV	ISC
26.01.04.00	Bauxita	15 %	-	-	-
28.20.02.00	Hidróxido de Al-Hidratado	15 %	-	14 %	-

(+) Tasas Arancelarias están referidas al valor CIF.

2.2.2.2 ARCILLAS CAOLINITICAS

Las arcillas caoliniticas tambien son fuente de alúmina y existe producción nacional como demostraremos en el presente trabajo y toda la investigación tecnológica ha sido enfocado con el propósito de aprovechar al máximo el grupo aluminato que tiene.

Estos materiales se encuentran disponibles en el mercado interno para diversidad de aplicaciones, siendo su caracterisitca física semejante (Ejm. Granulometría malla 325 : 100%).

ARCILLA CAOLIN.	PRODUCTOR	PRECIO : \$ x Tm.
Caolin PZ 400	Agregados Calcáreos S.A.	205
Kaofill	Minerales Andinos S.A.	150

Nota: Véase también estados de las materias primas.

FORMA DE COMERCIALIZACION

Se comercializa directamente entre el productor y el usuario final, aunque también es posible la distribución a proveedores locales. Los materiales se ofertan en bolsas de papel con 20 Kg. de producto.

2.2.2.3 ACIDO SULFURICO CONCENTRADO

ACIDO SULFURICO 98% (GRADO : INDUSTRIAL)

ORIGEN : NACIONAL

PROVEEDOR	TARIFA	OBSERVACIONES
Minero Perú S.A. (Productor)	Precio: \$ 70 x Tm Flete Local: \$10 x Tm	Compra Mín: 1 Tm Documentos y Autori zaciones en regla
Mundo Químico S.A.	Precio: \$ 40 x Tm Flete Local: Asume el cliente	Compra Mín: Damajua na X. 100 Kg. Documentos y autori zación en regla

Otros Proveedores: QUIMEXSA, REPRESOL, COMERCIAL LIDER etc.

2.2.2.4 ACIDO CLOHIDRICO CONCENTRADO

ACIDO CLOHIDRICO 33-34 % (GRADO : TECNICO)

ORIGEN : NACIONAL

PROVEEDOR	TARIFA	OBSERVACIONES
Química Pacífico S.A. (Productor)	Precio: \$100 x Tm Flete Local: \$10 x Tm	Compra Min: 5 Tm Documentos y Autorizaciones en regla
QUIMEXSA	Precio: \$0.16 X Kg. Flete Local: Asume el cliente	Compra Min: Damajuna x 70 Kg. Documentos y autorización en regla

Otros Proveedores : Mundo Químico S.A. Represol, Comercial Lider.

2.2.2.5 AGUA OXIGENADA

AGUA OXIGENADA 50 % (GRADO TECNICO)

ORIGEN : BRASIL

PROVEEDOR	TARIFA	OBSERVACIONES
Mundo Químico S.A.	Precio: \$ 1.42 x Kg. Flete Local: Asume el Cliente	Compra Min: Bidón x 65 Kg

Otros Proveedores : Quimexsa, Prodinsa, Proveedor 1.

2.2.2.6 KEROSENE DOMESTICO

PROVEEDOR	TARIFA	OBSERVACIONES
PETROPERU S.A.	Precio: \$ 260 x m ³ Flete Local: \$ 10 x m ³	Compra Min: 3000 galones Documentos y Autorizaciones en regla
Concesionarios Petroperú	Precio: \$0.28 x lt Flete Local: Asume el Cliente	Compra Max: 55 Gal.

2.2.2.7 RESINA AMBERLITE L-A1, Origen : U S A

PROVEEDOR	TARIFA	OBSERVACIONES
RICARDO CUSTER S.A. (Rep. ROHM and HAAS)	Precio: \$ 30 x Kg.	No existe stock local, la importación se hace por pedidos directos. Plazo de entrega: +/- 2 meses

2.2.2.8 AGUA DESIONIZADA

PROVEEDOR	PRECIO	OBSERVACION
Víctor Martoneti S.A.	\$ 0.065 x Lt.	-----

2.2.3 ANALISIS DE LA DEMANDA DEL SULFATO DE ALUMINIO

El estudio de la demanda se efectúa a partir de la información proporcionada por la Dirección General de Industria - Sector Productos Químicos del MICTI. Aquí se señala información de los Planes de Producción Anual con carácter de Declaración Jurada, de las empresas Insumidores de sulfato de aluminio.

Entre ellas se encuentran principalmente, considerando dichas empresas como la base de la producción nacional:

Rayón Industrial

Sulfatos del Perú

En menor grado producen algunas fábricas papeleras para su autoabastecimiento, importando directamente Bauxita y $Al(OH)_3$.

AÑO	RAYON INDUSTRIAL		SULFATO DEL PERU		TOTAL PROD.NAC. TM
	PRODUCE	EXPORTA	PRODUCE	EXPORTA	
1987	8089	1390	5200	---	11,899
1988	7404	1320	4080	---	11,364
1989*	6200*	1400	5646**	---	10,446

* Proyectado por Rayón Industrial

** Proyectado por regresión lineal desde los años 1986, 1987, 1988

Según se observa de los datos, se puede deducir que actualmente la demanda está cubierta por las importaciones sin embargo la demanda se puede ver incrementada por la elaboración de sulfato de alúmina en las plantas papeleras cuando ellas lo requieran, ya sea por un mal abastecimiento de este insumo por diversas razones, lo que implicaría aún una mayor producción de este insumo y de la demanda, por tanto se requerirán mayores importaciones.

Por tanto la producción nacional (necesidades) podrían no ser cubiertas por la oferta, como se produjo en el año 1987.

La tabla 2.2.3.A-B muestran los planes de producción anual de Rayón Industrial y Sulfato del Perú desde 1986 a 1988.

NOTA: Actualmente el precio del Sulfato de aluminio fuera de impuesto es de \$0.64 por kilogramo.

TABLA 2.2.3 - A

PRODUCCION NACIONAL TM/AÑO

EMPRESA	LINEA DE PRODUCCION	DESCRIPCION DEL PRODUCTO	AÑO 1986		AÑO 1987		AÑO PROGRAMADO 1988			
			REAL		REAL		PROYECTADO		ENERO - DICIEMBRE	
			CANTIDAD (TM)	VALOR I/. MILES	ENE - SEPT. CANT.	SEPT. VAL.I/.	ENE - DIC. CANT.	DIC. VAL.I/.	CANTIDAD (TM)	VALOR I/ MILES.
SULFATOS DEL PERU	SULFATO DE ALUMINIO	TIPO A	237	864,	1018	4'610	3600	16'200	2880	24'480
		TIPO B	—	—	75	232,	1600	4'960	1200	29'880
TOTAL			237	864,	1093	4'843,	5200	21'160	4080	29'880
EMPRESA	LINEA DE PRODUCCION	PRESCRIPCION DEL PRODUCTO	AÑO 1987 REAL		AÑO 1988				AÑO PROG. 1989	
RAYON INDUSTRIAL	SULFATO DE ALUMINIO	TIPO A	2268	11'738	1881	36'712	1000	61'180	2700	194'886
		TIPO B	5821	13'707	3223	33'274	1300	42'367	3500	152'565
TOTAL			8089	25'445	5104	69980	2300	103'547	6200	347'451

EXPORTACIONES

EMPRESA	LINEA PRODUCCION	PAIS	UNIDAD MEDIDA	AÑO 1987		AÑO VIEGENTE 1988				AÑO PROG. 1989	
				REAL		REAL		PROYECCION			
				CANTIDAD (TM)	U\$ FOB	ENE-SET. CANTIDAD	U\$ FOB	ENE-DIC. CANTIDAD	FOB	CANT.	U\$ FOB
RAYON INDUSTRIAL	SULFATO DE ALUMINIO	ECUADOR Y BOLIVIA	TM	1390	317,739	920	212,638	400	90,400	1400	315,000

2.2.4 DEMANDA APARENTE DEL SULFATO DE ALUMINIO

Estadísticas referentes a producción nacional, importación y exportación del sulfato de aluminio, no discriminan sus tipos (A, B u otro especial), por lo tanto las cifras dadas en 2.2.3, engloban todos los tipos existentes de este producto.

La producción nacional del sulfato de aluminio (producida a partir de Bauxita e Hidróxido de Aluminio importados) siempre ha satisfecho la demanda interna. Además, existen importaciones del STA que representan aproximadamente un 0.2% del consumo nacional, que puede corresponder a sulfato de alúmina para análisis.

Las exportaciones del Sulfato de Alúmina actualmente ya no existen. La demanda interna aparente corresponde a la suma de las importaciones más la Producción Nacional menos las Exportaciones. Observamos que para el año 1983 hubo un consumo grande esto se debe como ya se mencionó a la gran demanda ocasionada para el tratamiento del agua debido a las fuertes lluvias ocasionadas por el fenómeno del niño en el norte del país. Luego la disminución ocasionada desde 1985 casi constante se explica por la recesión económica y la sustitución de otros productos para el tratamiento del agua como son los polielectrolitos sintéticos.

TABLA 2.2.3 DEMANDA APARENTE DEL SULFATO ALUMINIO-PERU (Tm)

AÑO	PRODUCCION NACIONAL	IMPORTACION	EXPORTACION	CONSUMO APARENTE
1982	14 155	14	640	13 529
1983	23 961	12	114	23 859
1984	14 995	2	1 121	13 876
1985	6 120	8	1 338	4 790
1986	7 474	15	1 476	6 013
1987	8 184	1	834	7 351
1988	5 914	13	301	5 626
1989	5 400	10	—	5 410
1990°	5 097	13	—	5 110

(°) Proyectado

2.2.5 TENDENCIA Y PROYECCION DE LA DEMANDA

Considerando el consumo nacional del sulfato de aluminio en los últimos años y la coyuntura política del actual gobierno (recien elegido) en cuanto a medidas que reactiven el aparato industrial del país, se estima una demanda interna para los próximos 5 años de 7000 toneladas por año (en promedio).

2.2.6 SITUACION Y CARACTERISTICAS DEL MERCADO DEL SULFATO DE ALUMINA

La oferta del sulfato de aluminio en el país es suficiente para satisfacer la demanda interna.

Políticas de carácter económico, industrial y tecnológico han llevado a un nivel de producción nacional de Sulfato de Alúmina de solo el 20% de su capacidad instalada.

La oferta de Sulfato de Alúmina importados es mínima (+/- 0.2 % del consumo nacional anual) por lo que se considera que deben tratarse de productos especiales de aplicación específica (Ejm. tipo QP, Análisis USP) y que no compiten con la producción nacional.

Los fabricantes de sulfato de aluminio en el país como ya mencionamos son:

Rayón Industrial S.A.

Sulfato del Perú S.A.

2.2.6.1 **TECNOLOGIA**

El proceso industrial nacional del sulfato de aluminio, consiste en la reacción de hidróxido de aluminio, bauxita (mena de hidróxido de Al, pobre de Fe) con ácido sulfúrico, en caliente.

La solución libre de sustancias insolubles se concentra en evaporadores abiertos, y solidifica y tritura.

Los minerales de bauxita e hidróxido de Al son materiales importados y sirven como fuente de alúmina para la producción de Sulfato de Alúmina. Otras materias primas son de origen nacional.

2.2.6.2 **ECONOMICO**

El precio promedio del producto (\$ 0.60 x Kg) ha perdido competitividad en el mercado externo (Precio Internacional \$ 0.20-0.25 x Kg) razón por la cual el comercio exterior del sulfato de aluminio ya no existe, afectando a las empresas productoras. Estas solo atienden al mercado interno que también sufre una considerable reducción de la demanda en razón a los problemas económicos que atravieza el país.

2.3 FORMAS DE COMERCIALIZACION Y PRECIO DEL SULFATO DE ALUMINIO

El Sulfato de Alúmina se envasa en bolsas de papel tipo skraff por 50 Kg. c/u, aunque también puede ser despachado a granel.

El Sulfato de Alúmina se comercializa directamente de fábrica o a través de proveedores locales.

Cuadro 2.3 Precio de Sulfato de Aluminio (US\$ x Kg)

PRODUCTOR	SULFATO DE ALUMINIO	
	TIPO A	TIPO B
Rayón Industrial S.A.	0.64	0.35
Sulfato del Perú S.A.	0.53	0.30

EL precio de Sulfato de Alúmina en el mercado internacional (Ecuador) es de \$ 0.20 x Kg. del tipo A (1990).

2.3.1 INFORMACION ARANCELARIA (*)

NABANDINA	DESCRIPCION	ADV	S/T	IGV	ISC
28.38.01.06.00	Sulfato de Aluminio	25 %	10%	14 %	-

(*) Tasas arancelarias están referidas al valor CIF

ISC = Impuesto selectivo al consumo

CAPITULO TERCERO

ESTUDIO Y TRATAMIENTO DE LAS MATERIAS PRIMAS

ESTUDIO Y TRATAMIENTO DE LAS MATERIAS PRIMAS

3.1 INTRODUCCION

En este capítulo desarrollo todo lo correspondiente a los criterios que se han realizado en la selección de la materia prima y en una planta industrial futura, claro está que las bases de la selección se han hecho en función a la calidad y al rendimiento que obedecía al proceso, desarrollado en el laboratorio, si bien es cierto que si una materia prima no cumple con el proceso en el laboratorio, con más razón no se podría utilizar en la Planta Piloto.

Además se desarrolla en una forma general los aspectos geológicos de la formación de las arcillas caoliníticas, también se hace un estudio mineralógico de las arcillas, su clasificación y la situación del caolin como materia prima importante de la presente investigación en dicha clasificación.

Estos conceptos geológicos y mineralógicos son muy importantes analizarlos, debido a que con estos parámetros uno puede escoger la mejor "cantera" tanto en potencial de aprovisionamiento como en calidad de la materia prima para el proceso de la futura planta.

3.2 GEOLOGIA GENERAL DE LAS ARCILLAS

Las rocas arcillosas son rocas sedimentarias de mayor difusión y en cuanto a su origen se puede ubicar en una situación intermedia entre las rocas puramente químicas y las clásticas.

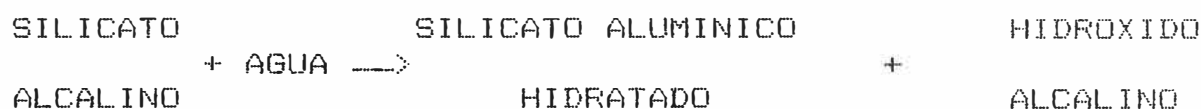
En la mayoría de las rocas arcillosas su origen se debe a la meteorización química de rocas magmáticas y otras, pero también hay otras formas de originarse.

Estos productos de meteorización (o de intemperismo) pueden acumularse en el lugar de su origen formando un depósito fluvial (o arcillas residuales), pero en la mayoría de los casos son arrastrados por las aguas corrientes, para ser depositados en los mares, ríos y lagos.

Los minerales no metálicos más importantes presentes en la composición de las arcillas son: la caolinita, montmorillonita, halloisita, dickita, hidrómicas, etc.

Haciendo un resumen podemos decir que las arcillas pueden producirse por:

1. Hidrólisis e Hidratación de un silicato (feldespatos) mediante la reacción.



2. Acción de los agentes atmosféricos sobre rocas sedimentarias ricas en arcilla (esquistos) o efecto de una meteorización física.

3. Sustitución de una roca por arcilla-invasora y arrastre de los componentes de aquella en parte o en su totalidad por el agua.

La acción meteorizante es un proceso mediante el cual los minerales se desintegran mecánicamente o químicamente por la variación de la temperatura, la acción del agua, oxígeno, ácido carbónico y organismos. Es así que las rocas que se encuentran en la superficie terrestre están sometidos a un ambiente físico-químico nuevo, se tornan inestables y se empiezan a desintegrar por los factores que anteriormente se han mencionado.

Las arcillas también pueden producirse por una alteración hidrotérmica del granito; éste fenómeno de descomposición es la acción del feldespato para formar la caolinita (arcilla) que es una matriz blanda. El cuarzo y la mica permanecen endurecidas sin ningún cambio.

Muchos yacimientos de arcilla han sido transportadas después de la acción de los agentes atmosféricos por gravedad, por el viento, las corrientes de agua, etc., siendo depositados luego en lechos, capas, bolsas dentro de otras capas sedimentarias.

Después de ser despositados pueden ser alterados poco o radicalmente por soluciones que se llevan SiO_2 y álcalis o que introducen compuestos beneficiosos o perjudiciales. Puede haber sustitución de iones, fomento de cristalización o recristalización.

Las arcillas y enquistos se presentan en rocas de todas las edades desde la paleozoica hasta el período actual cuaternario.

3.2.1 CLASIFICACION MINERALOGICA DE LAS ARCILLAS

Actualmente, las arcillas se pueden clasificar en dos grandes grupos:

A. Cuatro grupos cristalinos:

Grupo del Caolín

Grupo de la Montmorillonita

Grupo de la Illita, Bavaizita o hidrómica

Grupo de la Attapulgita

B. Un grupo no cristalino

– Grupo de la Alofana

Si nosotros observamos superficialmente, estas arcillas son semejantes pero muestran propiedades mineralógicas, físicas térmicas y tecnológicas muy diferentes. Basándome en estos puntos haré una selección de la materia prima más conveniente para el proceso. El estudio de las arcillas es muy complicado y se requiere el uso de técnicas bastantes sofisticadas tales como:

Análisis de Rayos X

Microscopía polarizante

Análisis químico

Densidad de Refracción eléctrica

Deshidratación (o cambio de base)

Microfotografías Electrónicas

Imágenes de difracción electrónica o de rayos "X".

Análisis térmico diferencial (DTA).

De estos análisis podemos decir que el análisis químico de una arcilla tiene un valor limitado para revelar la entidad de la muestra a utilizar pues sólo nos revela la composición como óxidos.

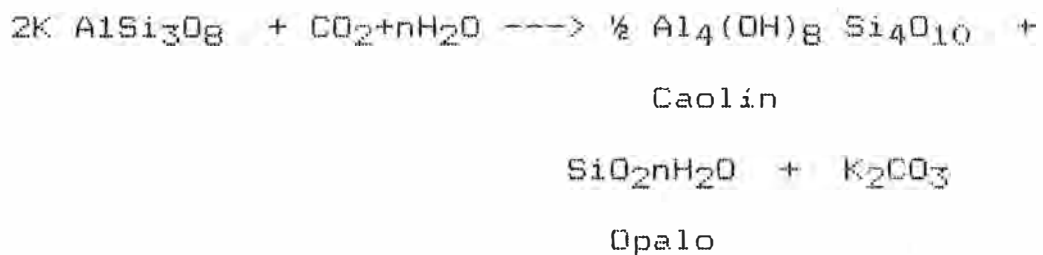
Mientras que un análisis de DTA, Rayos X son métodos potentes para hallar la estructura mineralógica.

Seguidamente haré un esbozo de las características mineralógicas principales del grupo cristalino y no cristalino.

A.1 GRUPO DEL CAOLIN

El caolín básicamente resulta de un proceso de meteorización química mediante un fenómeno de disolución e hidrólisis de las rocas magmáticas y metamórficas ricas en aluminosilicatos (granitos neises, pórfidos cuarcíferos) especialmente feldespatos por ser minerales de mayor difusión entre las rocas magmáticas.

La reacción que tiene lugar es:



El caolín es un mineral bastante estable en las condiciones de la superficie terrestre. Pero la descomposición de los aluminosilicatos por hidrólisis no siempre acaba, una vez formado el caolín, bajo condiciones favorables sino que tiene lugar un proceso de descomposición ulterior que se manifiesta en lugares tropicales y subtropicales, y así se rompe el enlace entre el aluminio y la sílice dando origen a la bauxita, sílice, etc.

En su conjunto el proceso de descomposición total de los feldespatos por acción del H₂O y CO₂ puede representarse según GORSHKOV-YAKUSHOVA, por:

FELDESPATOS -----> MINERALES INTERMEDIO
HIDROMICAS

-----> CAOLIN

Opalo
Bauxita
Carbonatos y
Bicarbonatos solubles
de K, Na, Ca.

A.1.1 RECONOCIMIENTO DEL MINERAL CAOLIN

Dentro del grupo del Caolín los minerales más importantes son:

1. Propiedades opticas típicas de la Caolinita.

- a) Indices de Refracción - 1.561
1.565 1.564
1.565
- b) Carácter Optico: negativo
- c) Angulo Axial: 2v, 10-57°
- d) Dispersión: r mayor que v
- e) Rayos X: es casi perpendicular a (001)
- f) Angulos de extinsión : 3.5°

2. Los Estudios de Rayos X han mostrado que los minerales de caolín tienen una red cristalina de dos capas:

a) Una lámina de óxido de silicio (SiO_2)

b) Una lámina de Alúmina-gibbsita.

NOTA: El espaciamiento interplanar normal al cruceo (001) es el criterio más importante en los diferentes grupos de minerales arcillosos.

3. En el análisis térmico diferencial

La caolinita muestra una fuerte aguja (tipo de pico agudo) endotérmica aproximadamente a unos 620°C que da la diferencia de otros minerales arcillosos.

4. La Micrografía y la Microfotografía Electrónica

Muestra que la caolinita está constituida de láminas o plateletas pseudo exagonales. Aproximadamente equidimensionales.

5. La capacidad para el cambio de cationes de la caolinita es pequeña menos de 10 miliequivalentes por 100 grs. de arcilla seca.

6. El teñido de los minerales del caolín con materias colorantes, produce "pleoclorismo" artificial variado, que puede suficientemente selectivo para el diagnóstico de las especies minerales.

A.2 LA HALLOISITA (O HALLOISITA)

Este mineral se ha encontrado también en sitios en que ha dominado la descomposición por los agentes atmosféricos. Esta puede originarse en el mismo medio que la caolinita y en algunos precede a ésta, en el cual se convierte por recristalización.

Se han encontrado indicios que la intervención de aguas con sulfato ácidos en la formación de la halloisita. La diferencia entre la halloisita y la caolinita es pequeña, en su estructura tiene el mismo tipo de capas de silicato de aluminio, pero la diferencia está en que las capas están sobrepuestas de una manera menos ordenada en la halloisita que en la caolinita.

En la Tabla (3.2.1) se muestra un análisis típico de unas muestras de rocas con contenido de caolín. Se hizo con un difractómetro de Rayos X.

TABLA 3.2.1 ANALISIS TIPICO DE MUESTRAS DE ROCAS

MUESTRA	% CAOLIN	% CUARZO	% CALCITA	% ILLITA	% HEMATITA	% TOTAL
A	37	61	---	---	2	100
B	29	52	4.5	10*	2	97.5
C	23	59	0.6	13*	2	97.6
D	14	49	1.2	26	2	92.2
E	--	45	0.5	97	2	94.5

* Se halló por diferencia

A.3 GRUPO DE LA MONTMORILLONITA

Las rocas de bentonita están formadas generalmente por la montmorillonita, sepanita, beidelita.

1. Las propiedades ópticas de los minerales de este tipo no puede ser posible debido a que los cristales son muy pequeños. Sin embargo, evaporando suspensiones de las arcillas en una placa de cristal, se deposita una película pseudocristalina pudiéndose determinar en ella los índices "Y" de refracción.

La técnica indica que las películas de arcilla deben mojarse con acetona para expulsar al aire y después se deja reposar varias horas en el aceite de inmersión antes de medir los índices de refracción.

2. El análisis con rayos X muestra que las arcillas de la montmorillonita tiene red cristalina de tres capas.

3. Las curvas de análisis térmico diferencial (DTA) para la montmorillonita muestran tres picos endotérmicos y uno exotérmico que caen respectivamente entre los límites:

150-320; 695-730; 870-920; 925-1050°C

4. La capacidad general de cambio de cationes en este grupo es la más elevada entre los minerales arcillosos, esto se debe a que la red cristalina está ligada debidamente, además, las tres capas se dilatan a un volumen mayor cuando la arcilla está mojada. Esto hace que puede activarse la unidad y utilizarse como absorbentes de blanqueo y catalizador.

Este grupo se ha formado por descomposición superficial de rocas por: Agentes atmosféricos, Proceso hidrotermales a baja temperatura, acción las aguas circulantes de origen desconocido a lo largo de las fracturas y vetas.

Es menester hacer saber que, esta unidad puede formarse por síntesis artificial en los laboratorios, además la formación de la montmorillonita es opuesta al de la caolinita. Es así si se cambia el sistema montmorillonita en otro de oxidación con una pequeña acidez, se manifiesta cierta tendencia a formarse la caolinita.

A.4 GRUPO DE LA ILLITA-BRAVAISITA-HIDROMICA

Estos minerales contienen potasio, su estudio todavía no está definido ya que se encuentra mezclado con capas identificatorias de la montmorillonita.

A medida que el Ca, Mg, Na son sustituidos por el K en condiciones que pueden fijarse, la arcilla va cambiando de los tipos de capas mixtas a BRAVAISITA.

1. Las propiedades ópticas todavía no son bien conocidas debido a las dificultades técnicas para hacer las medidas en cristales muy pequeños de los minerales.

2. Las curvas de DTA de la Illita muestran tres agujas endotérmicas en los intervalos 100-150, 500, 650; y 900°C. Una aguja exotérmica aproximadamente en 940°C, inmediatamente después de la aguja endotérmica más alta.

A.5 GRUPO DE LA ATTAPULGITA Y SEPIOLITA

Su estructura es reticular en forma de una cadena. Se extrae como una tierra de batán. Esta arcilla tiene una gran riqueza en Mg.

1. LA CURVA DE DTA PRESENTE:

Fuertes agujas endotérmicas entre 100-200°

Débiles agujas endotérmicas entre 250-300°

Moderada aguja endotérmica en 500°

Aguja exotérmica aproximadamente a los 875° que asciende hasta 950°.

La Sepiolita o Espuma de Mar es un silicato de Mg hidratado, tiene semejanza a la attapulgita.

B.1 GRUPO DE ALOFANAS

Este mineral corresponde a los llamados no cristalinos. Es una arcilla amorfa, la cual esta en forma de una solución sólida de SiO_2 Al_2O_3 y agua. Su composición y cantidad de agua es variable.

1. Los análisis de difracción de Rayos X no muestran líneas características dadas por los cristales. La pérdida de agua gradual durante el calentamiento confirma el carácter amorfo de la alofana.

Luego de haber hecho un estudio de la mineralogía de las arcillas y observar sus diferencias creo que podemos establecer un resumen para la selección óptima del material que como se ha visto se necesita de equipo y técnicas sofisticadas.

En el caso del Caolín hay dos formas que la originan, una residual o in situ que es producto de la descomposición del granito y otras rocas, la cuales son muy cuarcíferos y no aptos para la industria papelera. Mientras que los yacimientos de caolín provenientes de los pegmatitas ricas en feldespatos y otros que se han formado en lechos sedimentarios son bastante puros y muestran propiedades coloidales más intensas que el residual.

En cuanto a los caolines peruanos sabemos que son muy jóvenes, es decir, todavía están en una etapa geológica de transición y son en su mayoría productos de la meteorización de los granitos y de la andesita de grado fino permaneciendo compactadas y mezcladas con cuarzo muy finamente distribuidos que aumenta la abrasividad del producto y no ser apta para la utilización en la industria papelera.

3.4 ANALISIS Y SELECCION DE LA MATERIA PRIMA EN EL LABORATORIO

Antes de hacer un estudio comparativo de control de calidad de las muestras nacionales se describiera brevemente el proceso de obtención del caolín puro seguido

3.4.1 CARACTERIZACION DE LA MATERIA PRIMA

Como ya he mencionado la materia prima de interés son las arcillas silico-aluminosas. Dentro de ellas se ubican

principalmente aquellas con un porcentaje de alúmina mayor de 26% (1).

En la elección de los recursos arcillosos para su conversión en sulfato de alúmina de interés comercial, existen problemas de contenido de óxido de aluminio -mayor de 26%- y disponibilidad que deben evaluarse antes de decidirse el empleo de alguno en particular.

La consideración de estos hechos, como se muestra en el cuadro 3.4., hizo posible la elección de la arcilla ADRIEL, una arcilla de Huancavelica, disponible en planta, que satisface los requerimientos mencionados, como materia prima para este estudio.

CUADRO 3.4 ARCILLAS CAOLINITICAS

MUESTRA	REVOREDO		CIA. MINOMET OXIDO TIPO				HUANCVELICA ADRIEL - SALAZAR					
	CALCINAC.	DIGEST.	CALCINACION			DIGESTION	CALCINACION				YETSI	
ESCALA DE CALCINACION	6.5	-	4.5	7.0	8.5	- . -	4.5	7.0	7.5	8.5	CALC.	
<u>Análisis de la materia Prima</u>												
Oxido de aluminio												
Método gravimétrico-Oxina	%	13.17	3.34	35.72	41.42	25.14	21.07	19.47	32.63	37.05	26.42	-
Método volumétrico-EDTA	%	10.05	3.52	36.55	42.51	-	22.83	20.85	35.29	-	-	-
Método gravimétrico-amoniaco	%	15.15	-	-	-	-	-	-	-	-	-	23.
Promedio	%	12.79	3.43	36.14	41.96	25.14	21.95	20.16	33.96	37.05	26.42	23
Oxido de fierro	%	0.11	0.13	0.65	0.52	1.85	1.85	1.15	3.22	3.57	1.85	0.12
Oxido de silicio + Residuo Ins.	%	74.50	86.10	24.38	12.70	29.46	49.97	54.96	39.13	35.62	48.04	52.
Humedad	%	0.62	0.62	3.26	3.26	4.31	4.31	4.31	4.31	4.31	4.31	24.88
Pérdida por ignición	%	8.04	8.04	31.45	31.45	31.45	19.38	19.38	19.38	19.38	-	-
Otros	%	3.94	1.67	4.13	10.11	10.17	0.00	0.00	0.03	0.07	0.00	-

El cuadro 3.4.1. muestra las propiedades químicas de la muestra en estudio.

En el anexo A.1 y A.2 se encuentran los métodos de análisis químico para el Aluminio y Hierro respectivamente.

La arcilla ADRIEL en bruto, es un material friable, terroso, untuoso al tacto, de color blanco con manchas amarillas (lo cual indica la presencia de hierro como Fe_2O_3). En el agua no se hincha y se desmorona, forma una masa plástica. Teniendo en cuenta estas características la muestra puede ser clasificada dentro del grupo del caolin.

Debido al bajo contenido de SiO_2 respecto del caolin-teórico- se puede deducir que la arcilla es de origen supérgeno, por el proceso de desilificación producido. Esta alteración se debe al intemperismo e hidrólisis.

CUADRO 3.4.1.

<u>Análisis Químico</u>		<u>ARCILLA ADRIEL</u>	<u>CAOLIN TEORICO</u>
Oxido de silicio (SiO_2)	en %	35.62	46.548
Oxido de aluminio (Al_2O_3)	en %	37.05	39.496
Oxido de hierro (Fe_2O_3)	en %	3.57	---
Humedad	en %	4.31	---
Agua de cristalización	en %	19.33	13.953
Otros	en %	0.12	---

3.4.2 ANALISIS POR DIFRACCIÓN R.X

En el caso de las arcillas la preparación de los especímenes requiere secado, preparación mecánica (pulverización y tamizado), sedimentación, glicolación, etc. La aplicación directa permite la identificación y cuantificación de fases arcillosas.

El difractograma de R-X basado en la Ley de Bragg ($n\lambda = 2d \cdot \text{seno}\theta$) indica los picos característicos para cada mineral a un determinado ángulo de reflexión de los R-X, así por ejemplo para el ángulo $\theta = 26.70^\circ$ y considerando una longitud de onda emitido por el blanco Cu/Ni igual a 3.00 \AA la distancia intercrystalina es:

$$d = \frac{n * \lambda}{2 \text{ seno}\theta} = \frac{(1) (3.00)}{(2)(\text{sen}(26.7^\circ))} = 3.34 \text{ \AA}$$

Esta distancia calculada coincide con el valor standard mostrado entre paréntesis en el gráfico 3.4.2

Se concluye que del análisis por difracción de rayos X la arcilla ADRIEL tiene en su composición básicamente:

DIFRACTOGRAMA RX

José Dióses

Fración m+200

Muestra: Arcilla Caolín

Componentes:

Caolinita = $Al_2Si_2O_5(OH)_4$

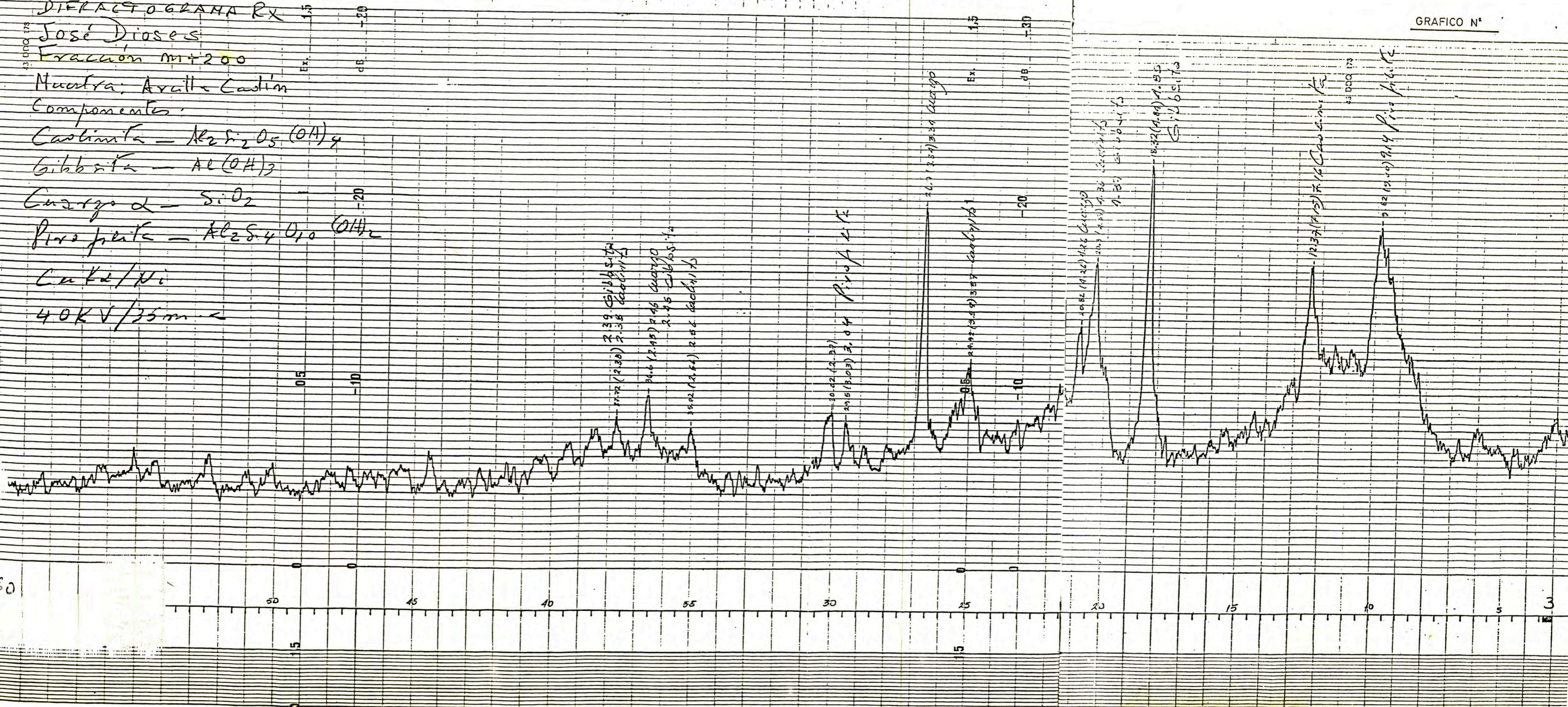
Gibbíta = $Al(OH)_3$

Cuarcita = SiO_2

Pirofrita = $Al_2Si_4O_{10}(OH)_2$

Cu K α /Ni

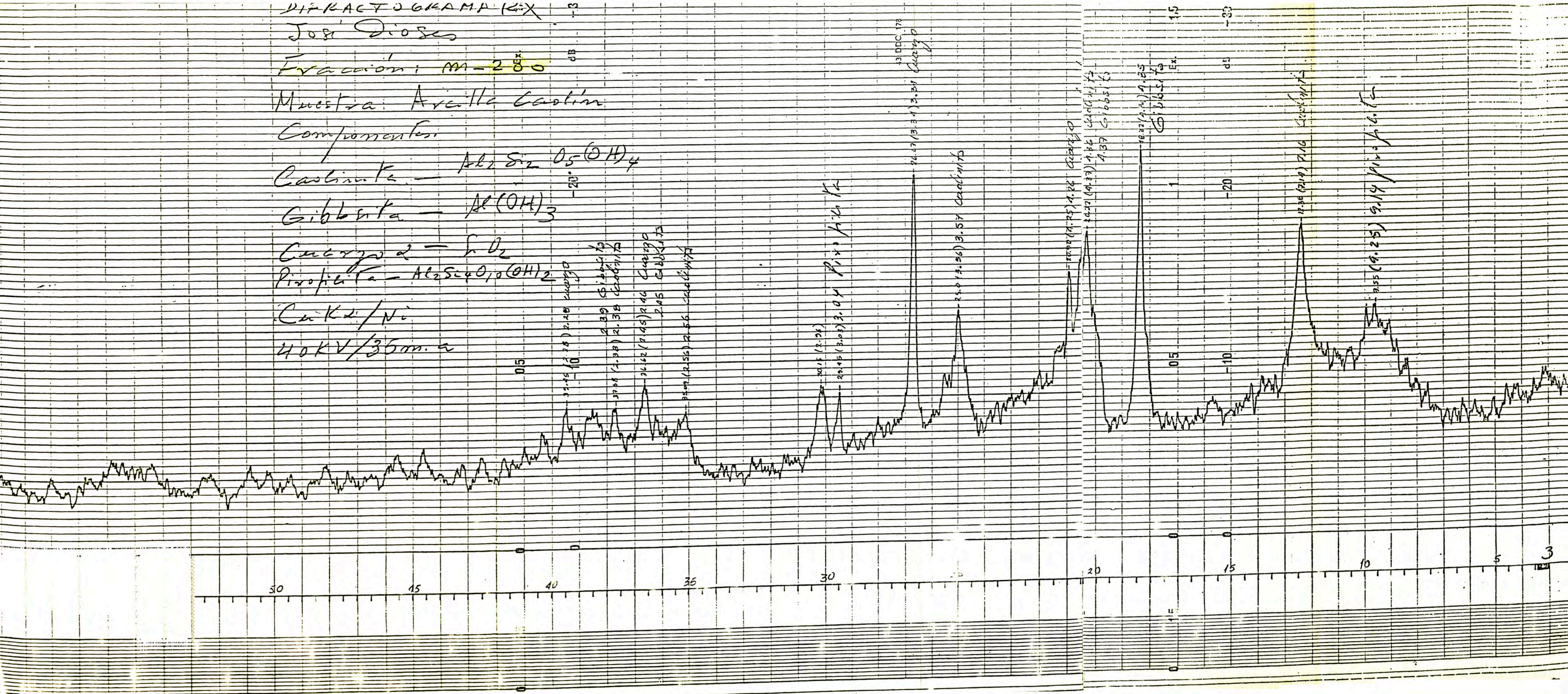
40KV/35mA



60

DIFRACCIÓN DE RAYOS X
 José Diógenes
 Fracción: M-280

Muestra: Arcilla Caolín
 Componentes:
 Caolinita — $Al_2Si_2O_5(OH)_4$
 Gibbinita — $Al(OH)_3$
 Cuarzo — SiO_2
 Pirrofitina — $Al_2Si_4O_{10}(OH)_2$
 Cu/K α /Ni
 40KV/35mA



caolinita	$Al_2Si_2O_5(OH)_4$
gibbsita	$Al(OH)_3$
cuarzo alfa	SiO_2
pirofilita	$Al_2Si_4O_{10}(OH)_2$

Los minerales componentes están ordenados de mayor a menor abundancia.

No existe gran diferencia entre los análisis de difractograma para las fracciones - 200 y +200 de la muestra de ADRIEL.

Además la muestra malla -200 y +200 contiene los siguientes elementos en las siguientes proporciones:

MUESTRA	ELEMENTOS			
	MAYORES	MENORES	TRAZAS	VESTIGIOS
Fracción	Si	Fe	Ca Na V	Ag
+ 200	Al		Ti Cu	Zn
- 200			Mg Ni	Db
			Mn	

donde los : Elementos Mayores es decir $>$ que el 10%
Elementos menores son entre 10 y 11%
Elementos trazas son entre 1 y 0.001%
Elementos vestigios son menores que 0.001%

CAPITULO CUARTO
INGENIERIA DEL PROYECTO

INGENIERIA DEL PROYECTO

4.1 PROCEDIMIENTO EXPERIMENTAL

Para la producción de sulfato de alúmina, libre de fierro se trató en primer lugar pruebas experimentales que consistieron en la digestión de la arcilla silico aluminosa con ácido sulfúrico, con la finalidad de obtener parámetros óptimos de trabajo para el proceso de digestión.

Posteriormente se determina un método de purificación adecuado para eliminar la mayor cantidad de fierro de la arcilla silico aluminosa y obtener de esta manera un producto que se adecue a las normas establecidas de calidad requeridas.

Finalmente, se estudia el tamaño de partícula óptimo (distribución de tamaño de partícula) para el proceso de lixiviación o digestión de la primera parte.

A continuación se presentan las investigaciones experimentales desarrolladas a escala de laboratorio.

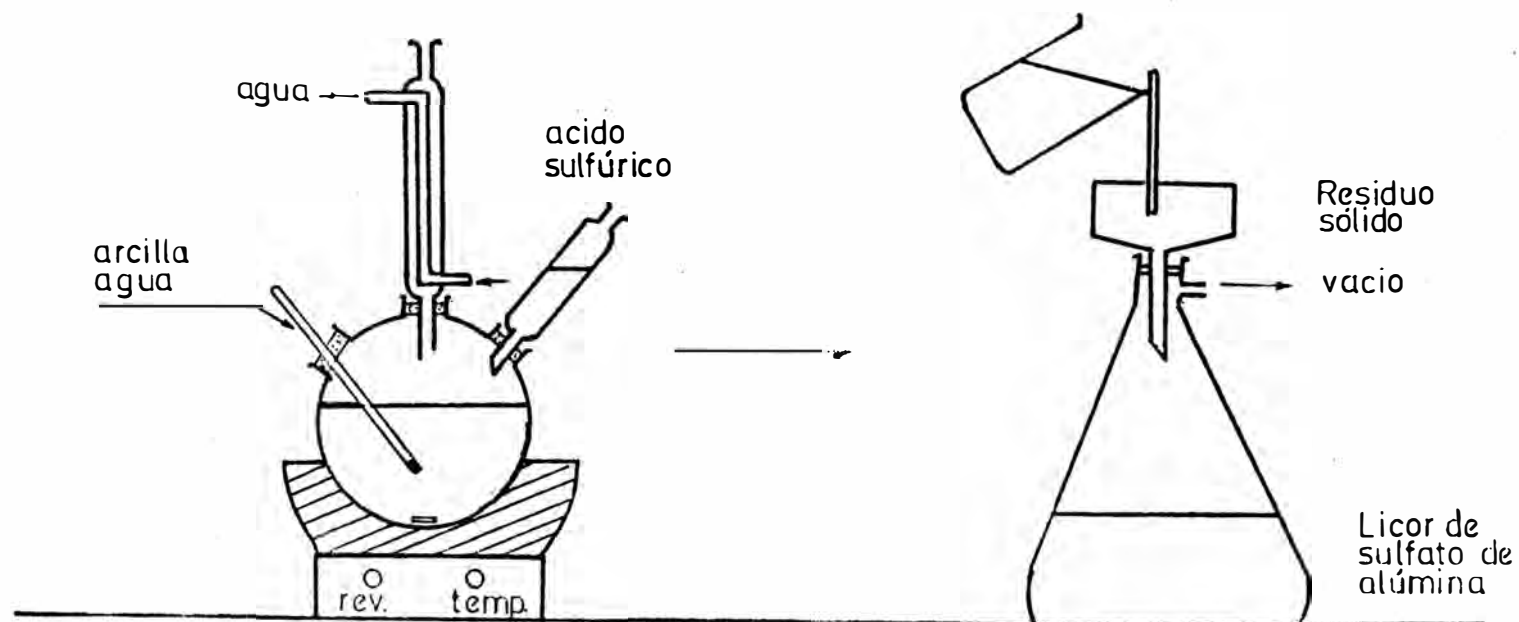
4.1.1 DIGESTION DE LA ARCILLA SILICO ALUMINOSA CON ACIDO SULFURICO

Se instala un balón de reacción de 500 ml. de capacidad con tres bocas sobre una plancha de calefacción. A dicho balón se conecta un condensador de reflujo. Se adiciona agua, arcilla y ácido sulfúrico en cantidades definidas de tal manera que se forme una suspensión que se pueda agitar mediante un magneto. La temperatura del sistema se eleva de 70 a 80°C, depende de la cantidad de ácido utilizada. Luego el sistema se calienta, con la ayuda de una plancha eléctrica hasta ebullición, para lograr la mayor conversión, esto se efectúa para diferentes tiempos de reacción. Después de un determinado tiempo de reacción se procede a separar la solución de sulfato de aluminio de la arcilla remanente mediante un Kitasato y vacío, enjuagando la torta con porciones de agua caliente para disolver el sulfato de aluminio retenido en la arcilla remanente.

En la solución de sulfato de aluminio se efectúa el análisis cuantitativo de aluminio y fierro para determinar la conversión del óxido de aluminio y contenido de impurezas.

La arcilla se neutraliza con hidróxido de amonio diluido, se filtra en un Kitasato y se seca para luego dejar enfriar a temperatura ambiente. Finalmente se pesa y se determina la cantidad de sólidos extraídos. En el esquema 4.1.1 se muestra el equipo utilizado.

ESQUEMA DEL EQUIPO UTILIZADO A NIVEL LABORATORIO PARA LA
OBTENCION DE SULFATO DE ALUMINA A PARTIR DE ARCILLAS
SILICO ALUMINOSAS



REACTOR DE
LIXIVIACION

SEPARACION
DE FASES

En el cuadro 4.1.1 se muestran las condiciones de trabajo óptimas obtenidas.

En el gráfico 4.1.1 se muestran los perfiles de concentración de ácido sulfúrico vs. conversión del Al_2O_3 .

CONDICIONES OPTIMAS DE TRABAJO PARA LA

CUADRO 4.1.1

DIGESTION A ESCALA DE LABORATORIO

MUESTRA	ADRIEL
MALLA	80/100
ENSAYO	DIGESTION A ESCALA LABORATORIO
TIPO DE REACTOR	TANQUE AGITADO (BATCH)
METODO DE OPERACION	AGITADO

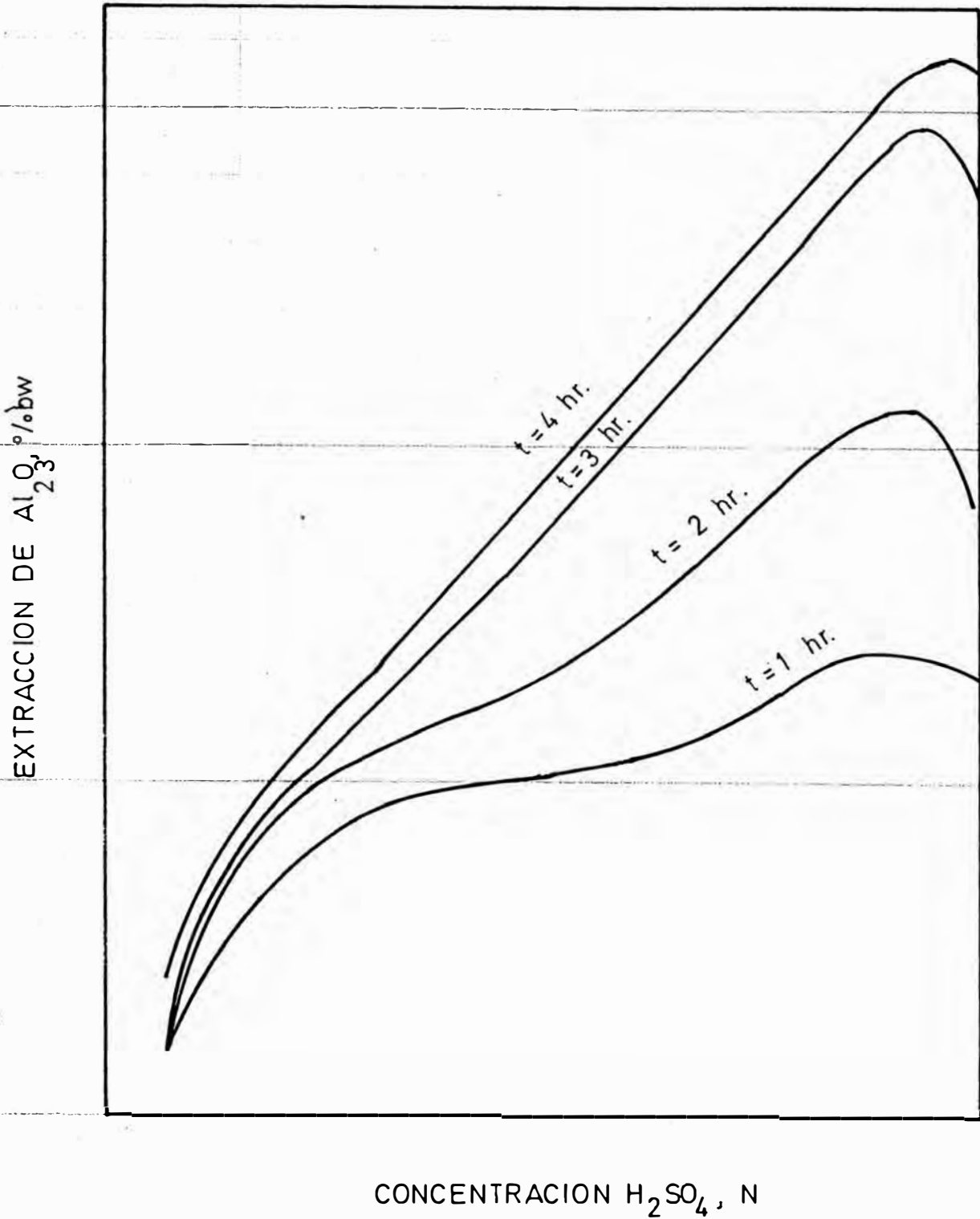
CONDICIONES DE LA DIGESTION

Arcilla/Solución ácida	Relación	1/4
Concentración de H_2SO_4	Normal	9.3
Tiempo de reacción	Horas	4.0
Temperatura de reacción	°C	106.0
Presión	atm.	1.0
Velocidad de agitación	Escala	90 RPM

ANALISIS FISICO QUIMICO DEL PRODUCTO

Contenido de $(SO_4)_3Al_2$	gr./lt.	150.0
Contenido de Fe_2O_3	gr./lt.	3.9
Densidad a 15°C	°Be	23.0
pH		1.1

GRAFICO N° 4.1.1



Perfiles de extraccion de alúmina de la arcilla ADRIEL vs diferentes concentraciones de H_2SO_4 a difentes tiempos de digestión.

Se recomienda investigar reactores tipo autoclave, donde el incremento de temperatura del sistema, permite reducir el tiempo de reacción, mejorando los rendimientos aún.

4.1.2 OPTIMIZACION DEL TAMAÑO DE PARTICULA EN LA DIGESTION DE LA ARCILLA ADRIEL CON ACIDO SULFURICO

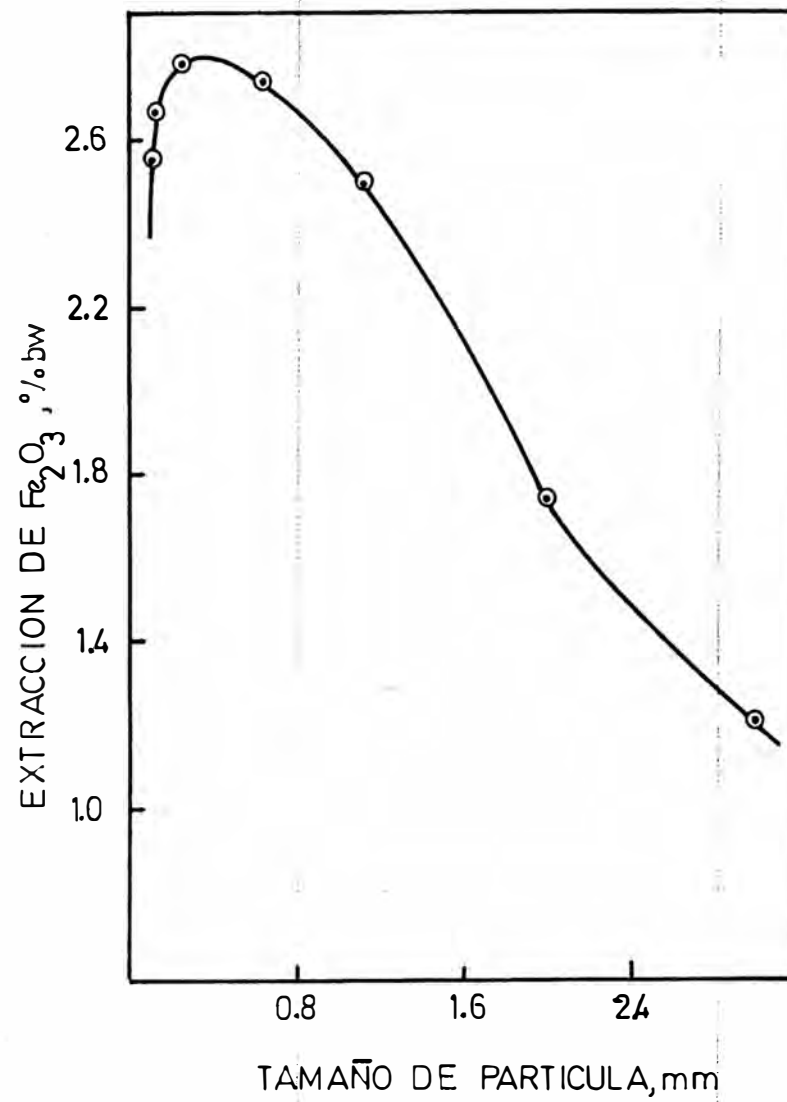
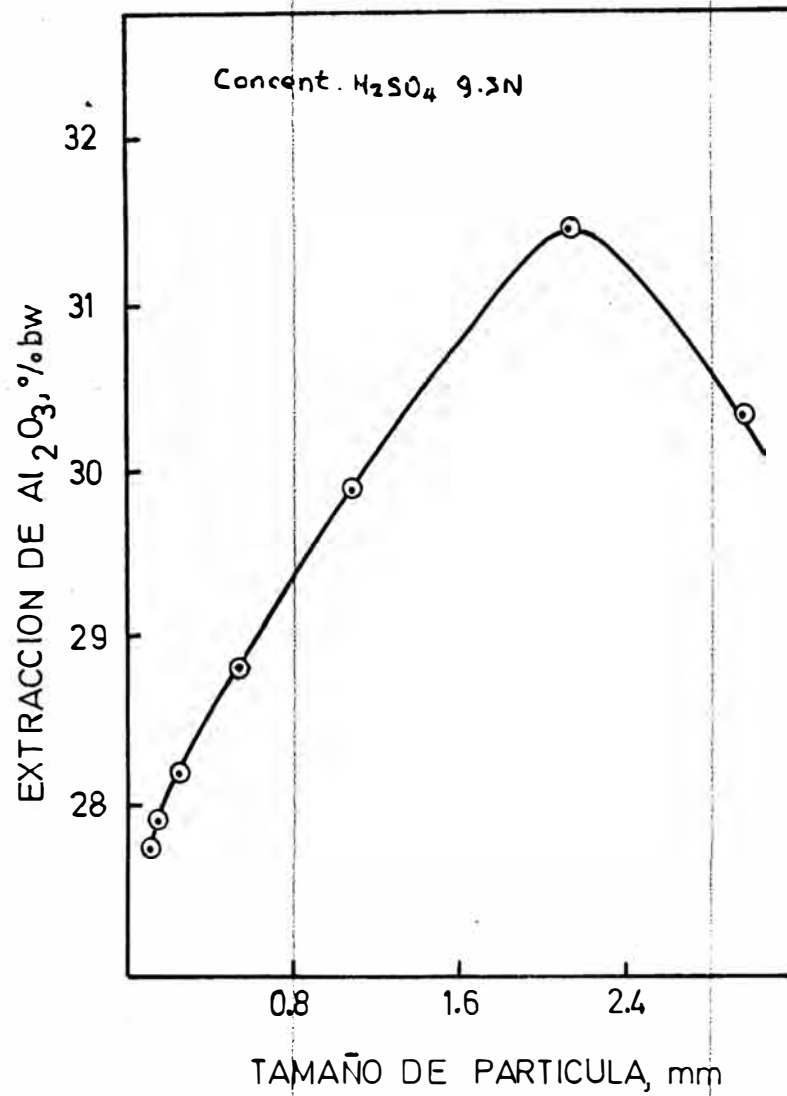
El estudio del tamaño de partícula, adecuado para la digestión de la arcilla silicoaluminosa con ácido sulfúrico, se llevó a cabo de la siguiente manera:

Se trituró el caolin en bruto suavemente en un mortero, pasando luego la muestra los tamices Tyler 4,7,14,20,40,50,100,200.

Se tomaron muestras de las mallas 4/7, 7/14, 14/20, 40/50, 50/100, 100/200. Dichas muestras se llevaron a digestión con ácido sulfúrico, en las condiciones óptimas señaladas en el cuadro 4.1.1.

Se muestra la extracción de óxido de aluminio y óxido de fierro como función del tamaño de partícula en las gráficas 4.1.2 a y b.

4.1.3. PURIFICACION DE LA ARCILLA ADRIEL



TAMAÑO DE PARTICULA OPTIMA PARA LA DIGESTION DE LA ARCILLA
ADRIEL CON ACIDO SULFURICO

GRAFICO N° 4.1.2A-8

Las pruebas experimentales para la purificación de la arcilla ADRIEL consistieron en la eliminación de fierro -como Cl_3Fe mediante una lixiviación con HCl previa a la lixiviación con H_2SO_4 - bajo ciertas condiciones tales como tiempo de digestión (Purificación) y agitación. Las condiciones utilizadas para la purificación fueron determinadas según los resultados mostrados en las gráficas 4.1.3 a y b., de los cuales observamos que para una concentración de 2N de HCl no se logra la extracción total de fierro, pero para una concentración de 7N se logra prácticamente exhaustar el Fe, y a su vez también la cantidad de alumina se ve afectada formándose cloruro de aluminio y esta se verá afectada en el rendimiento final de la obtención de sulfato de aluminio lo cual no es recomendable este método para la eliminación del fierro y es por esta razón que se optó por la extracción con una resina de intercambio que se discutirá más adelante.

4.1.3.1 MECANISMO DE LA REACCION

El ácido clorhídrico reacciona sobre el óxido de fierro presente en la arcilla de la siguiente manera:



Otra reacción secundaria que se presenta durante la purificación es la siguiente:

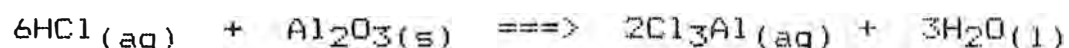
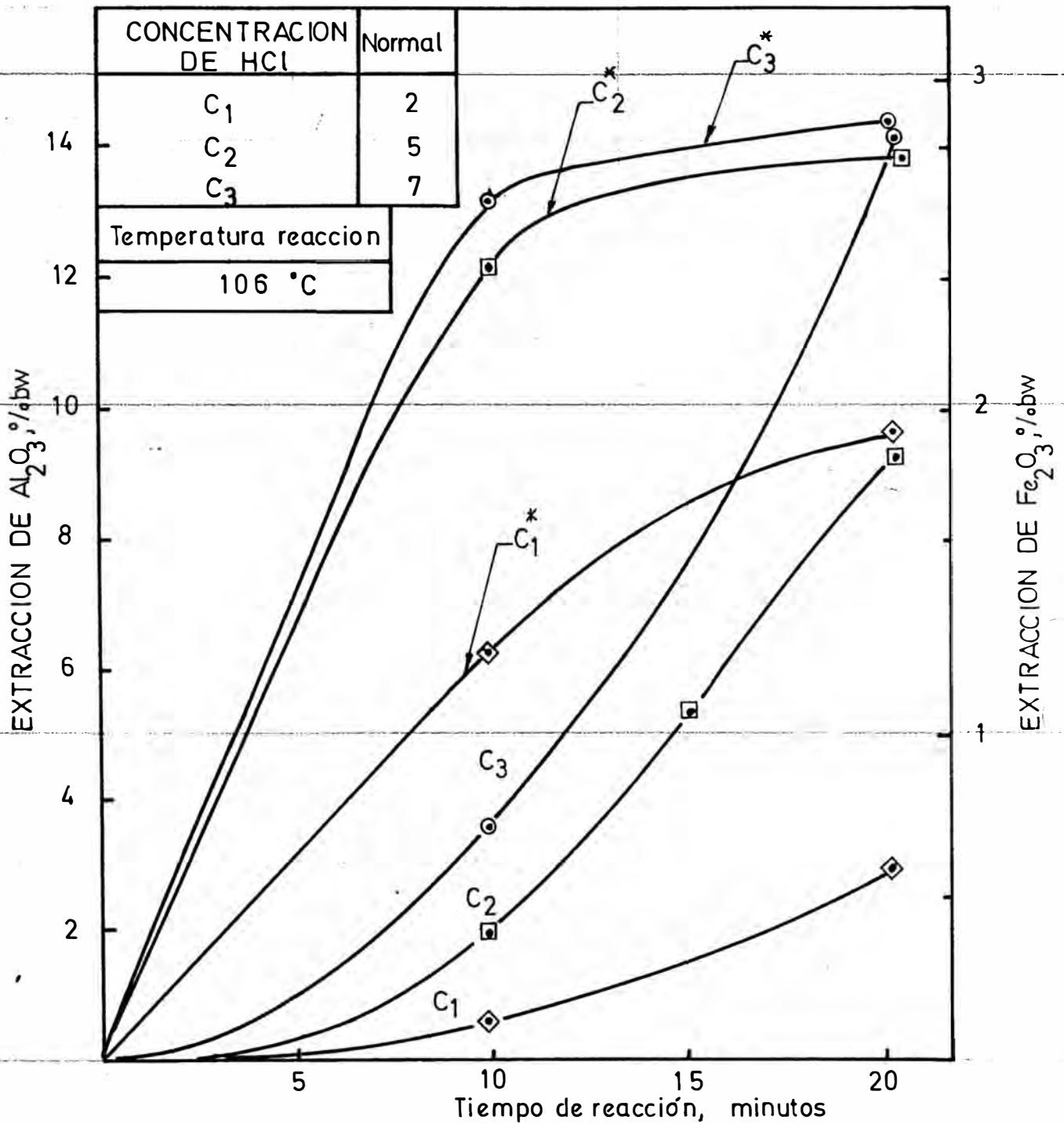


GRAFICO N° 4.13a

PURIFICACION CON HCl

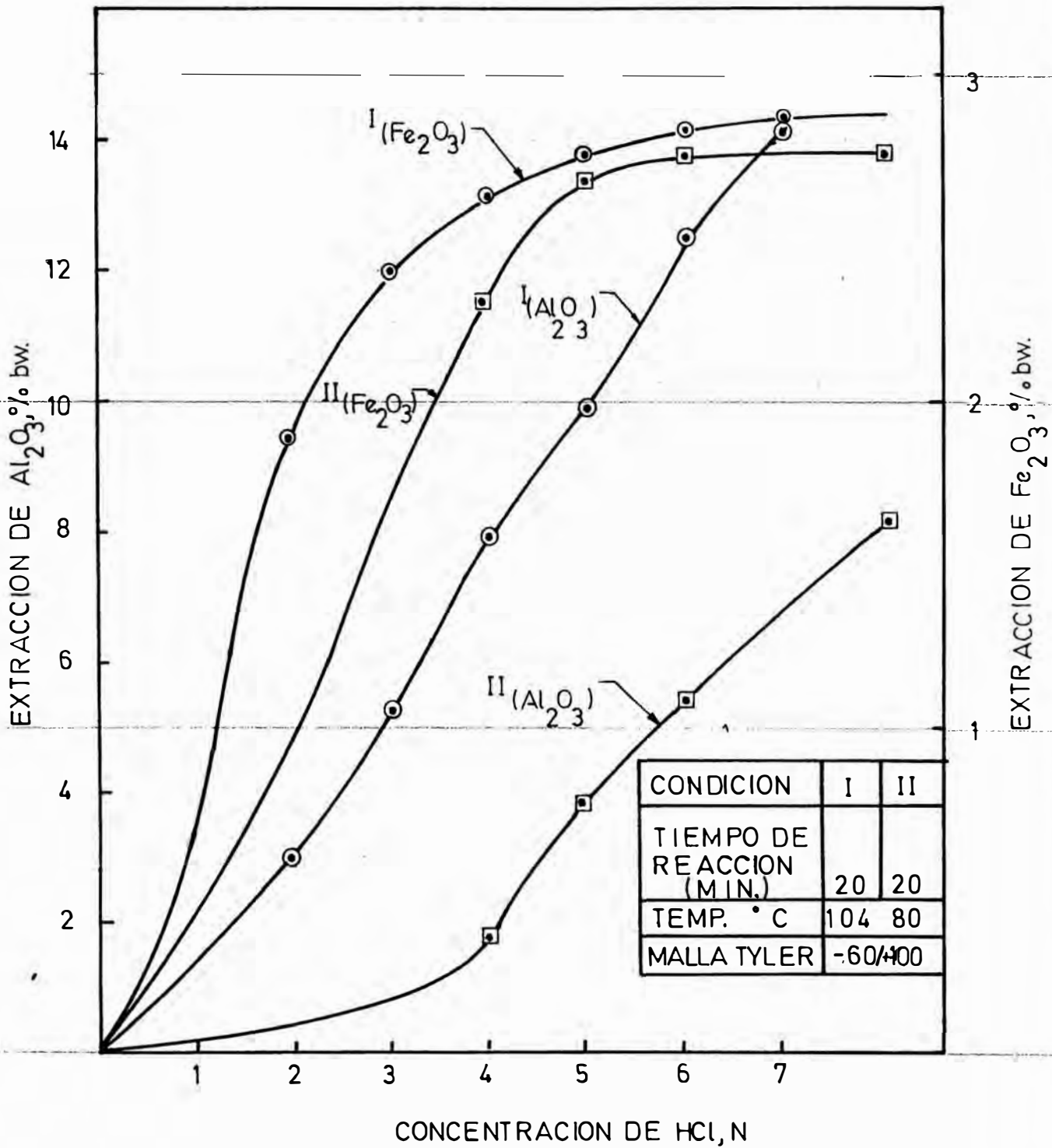


Curvas que muestran la extracción de Al_2O_3 y Fe_2O_3 vs. el tiempo de digestión de la arcilla ADRIEL con HCl para la purificación del licor de sulfato de alúmina.

Nota: El asterisco sobre la letra 'c' se refiere sólo a la extracción de Al_2O_3 .

GRAFICO N° 4.13-B

PURIFICACION CON HCl



Curvas que muestran la extracción de Al_2O_3 y Fe_2O_3 vs. la concentración de HCl en la digestión de la arcilla ADRIEL a diferentes concentraciones de HCl, para la determinación de las condiciones óptimas de reacción.

El esquema mostrado en la fig. 4.1.1 se adecúa del mismo modo para este tratamiento.

La variante que se presenta después de separar sólidos y líquidos después de la filtración es que los sólidos son digeridos con ácido sulfúrico para producir la solución de sulfato de aluminio; mientras que el líquido -solución de cloruro férrico básicamente- se desechó, previo análisis del contenido de Al_2O_2 y Fe_2O_3

Se muestran los perfiles de extracción de óxido de hierro y óxido de aluminio después de la digestión con ácido clorhídrico, considerando variaciones en la concentración del mismo, tiempo y temperatura de digestión. Ver gráfico 4.1.3 a y b.

4.2 DISEÑO DE LAS ALTERNATIVAS TECNOLOGICAS

Una vez efectuadas las pruebas experimentales a nivel laboratorio se propone a continuación, las alternativas de proceso más consistentes.

De aquí se seleccionará una metodología de producción que técnicamente y con aproximación económica sea factible.

4.2.1 Alternativas de proceso

A) PROCESO CON PURIFICACION PREVIA DE LA MATERIA PRIMA

Tratamiento previo de la arcilla
Purificación de la arcilla mediante lixiviación con HCl.
Separación sólido/líquido (sedimentación).
Digestión de la arcilla con ácido sulfúrico.
Separación de fases (Sedimentación).
Purificación del producto mediante extracción líquida-líquida.

B) PROCESO CON DIGESTION DIRECTA

Tratamiento previo de la arcilla.
Digestión de la arcilla con ácido sulfúrico.
Separación de fases.
Purificación del producto mediante extracción líquida-líquida.

C) PROCESO CON SEPARACION FISICA DEL FIERRO

Tratamiento previo de la arcilla .
Separación magnética de hierro metálico.
Digestión de la arcilla con ácido sulfúrico.
Sedimentación.

Purificación del producto mediante extracción líquida-líquida.

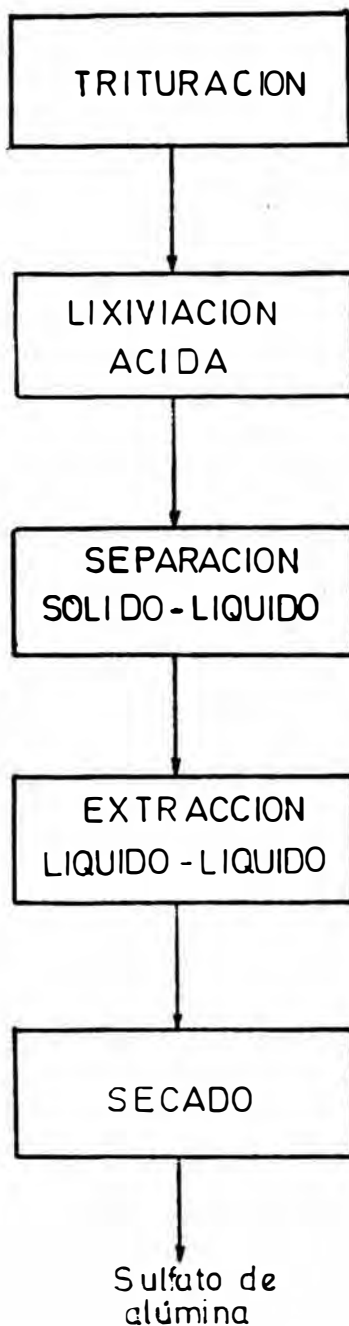
El método de producción elegido fue el "B". Este método consiste sólo de cuatro (4) operaciones mientras que las demás requieren de cinco (5) o más operaciones, por lo tanto un mayor costo directo fijo, para un producto de similar calidad. Las alternativas que incluyen "purificación de la arcilla con ácido clorhídrico, separación magnética del fierro metálico" requieren un mayor consumo de energía. Siendo la eliminación de fierro de la solución por extracción líquida-líquida un método sencillo, da un producto de mejor calidad, y es selectivo. En consecuencia no es recomendable seguir la primera etapa, señalada, para eliminar el fierro.

De acuerdo a la bibliografía existen otros métodos para eliminar las impurezas de fierro de la solución de sulfato de aluminio, por ejemplo:

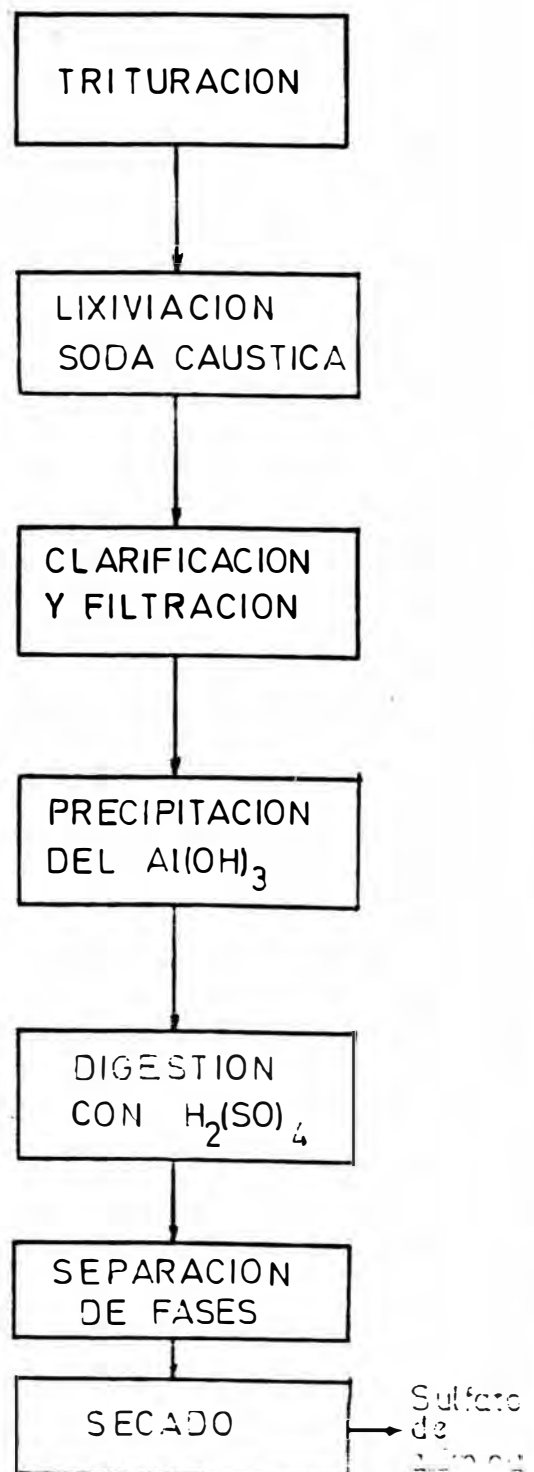
- a) Remoción selectiva de fierro desde licores de aluminio utilizando un compuesto orgánico ácido fosfatado. El inconveniente de este método es que después de la purificación la solución queda turbia y se clarifica por calentamiento a ebullición. Además el extractante se regenera con ácido fosfórico, que es muy corrosivo (18).

COMPARACION DE LOS CIRCUITOS DE PROCESAMIENTO
DE LIXIVIACION ACIDA Y ALCALINA DE LAS ARCILLAS
SILICO ALUMINOSAS

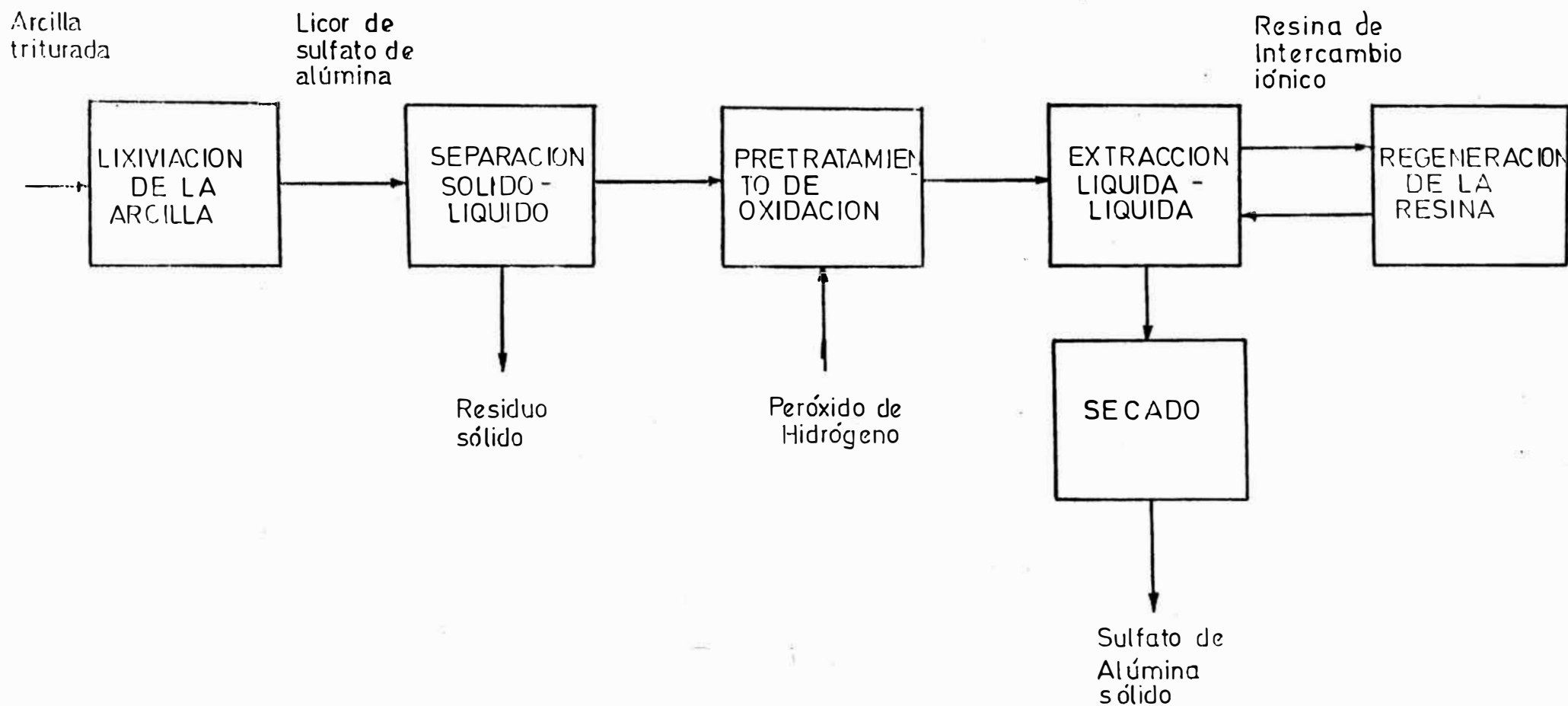
Circuito acido



Circuito alcalino



CIRCUITO PARA LA ELABORACION DE SULFATO DE ALUMINA
A PARTIR DE ARCILLAS CAOLINITICAS



- b) Remoción de hierro desde licores de sulfato de aluminio mediante una diketona (extracción por solvente) para formar un quelato de hierro, el cual es regenerado con HCl, por extracción con solventes. El hierro debe encontrarse en forma de Fe (+3) para que se forme el quelato (19). No existe información en la patente sobre datos de equilibrio.

Una doble extracción de aluminio de la arcilla con ácido sulfúrico tampoco es recomendable, debido al alto consumo de vapor y ácido sulfúrico subsecuente.

4.2.2 Alternativas de tratamiento previo de la arcilla

- a) Trituración y disgregación en agua
- b) Trituración y molienda

Debido al carácter blando de la arcilla (ver anexo A.7), sea un work index de 3.29 Kwhatt-hr/t y una fácil disgregación de la arcilla que se escogió la primera alternativa.

4.3 DISCUSION DE LOS RESULTADOS

4.3.1 Discusión de los resultados sobre la digestión

Las investigaciones muestran lo siguiente:

- 19 La solubilidad del óxido de aluminio (Al_2O_3) ligado a la caolinita en la arcilla, depende decisivamente en la concentración de ácido sulfúrico, tiempo de digestión, tamaño de partícula de la arcilla; además que un aumento en la temperatura hace incrementar siempre la velocidad de reacción. El sistema de reacción se trabajó siempre manteniendo la presión y volumen del reactor constantes.
- 29 Incrementando la severidad de las condiciones de lixiviación o digestión (e.g. mayor concentración de ácido sulfúrico y tiempo de reacción) la extracción de Al_2O_3 , es máxima, por tanto lo es también la producción de sulfato de aluminio.
- 39 Se demuestra que la máxima conversión de la arcilla ADRIEL a sulfato de alúmina ocurre con una concentración de ácido sulfúrico equivalente a 9.3 N, para un tiempo de reacción de cuatro (4) horas, y una relación de sólidos a líquidos en peso 1:4.
- Así mismo se obtiene un máximo de conversión para los tiempos de reacción de uno, dos y tres horas, en condiciones similares a las señaladas anteriormente. Ver gráfico 4.1.1.
- 49 Se comprueba que la extracción de sólidos totales de la arcilla ADRIEL por la adición de H_2SO_4 durante la digestión aumenta con el tiempo de reacción y concentración de ácido utilizada, representando este valor para las condiciones óptimas, desde el punto de vista técnico (cuadro 4.1.1) un

45% en peso de la arcilla. Lo que se extrae de la arcilla es Al_2O_3 agua de cristalización y Fe_2O_3 .

59 Se prueba de la misma manera que para una relación molar:

$$\frac{\text{mol H}_2\text{SO}_4}{\text{mol Al}_2\text{O}_3} = 2.1$$

Se convierte 43% del Al_2O_3 , en sulfato de alúmina, independiente del tiempo de reacción, según se muestra en el gráfico 4.1.1.

4.3.2. Discusión de resultados sobre la optimización del tamaño de partícula

Las investigaciones muestran lo siguiente:

19 Se demuestra que la máxima extracción de óxido de aluminio ocurre para la muestra 7/14 (pasa la malla 7 y queda retenida en la malla 14). Ver gráfico 4.1.2-a.

20 El análisis químico de la solución de sulfato de alúmina obtenida da los siguientes datos; para la muestra 7/14.

Extracción de óxido de aluminio, %	:	31.2
Extracción de óxido de fierro, %	:	1.7

Estos resultados estan en base al 100% de muestra de arcilla.

39 La presencia de la impureza de óxido de fierro y fierro en forma metálica (limaduras) en la malla 7/14 facilita la solubilidad del óxido de aluminio ya que el ácido al ir en busca del óxido de fierro también lo irá por el óxido de aluminio.

Si el tamaño de partícula es menor, quiere decir que el óxido de fierro está liberado y no se facilita de este modo la solubilidad del óxido de aluminio.

4.3.3 DISCUSION DE LOS RESULTADOS SOBRE LA PURIFICACION CON HCL

19 Se demuestra que la solubilidad del óxido de fierro ligado a la caolinita depende decisivamente de la concentración del ácido clorhídrico, tiempo de digestión, temperatura digestión y tamaño de partícula.

29 Se demuestra que aumentando el tiempo de digestión y concentración de ácido clorhídrico la extracción de fierro llega a ser constante; mientras que la extracción de óxido de aluminio crece rápidamente. Ver gráfico 4.1.3.a

39 Las condiciones óptimas de trabajo son:

Tiempo de reacción, minutos	:	20
Temperatura de reacción, °C	:	80
Concentración del HCl, N	:	5

Según se deduce de los gráficos 4.1.3. a y b.

Obteniéndose una extracción de óxido de hierro de 2.7% en base a la arcilla (e.g. 77% de conversión de óxido de hierro).

49 Para las condiciones señaladas anteriormente, la extracción de óxido de aluminio fue de 4% en base a la arcilla (e.g. 10.8% de conversión de óxido de aluminio).

59 El análisis químico del producto obtenido después de la digestión con HCl y H₂SO₄ en las condiciones óptimas y un tamaño de partícula 80/100 fue el siguiente:

concentración (SO ₄) ₃ Al ₂	, gr/lt.	:	112
concentración Fe	, ppm.	:	457

69 Por lo tanto, según lo anterior, se deduce que es necesario efectuar posteriormente una purificación de la solución de sulfato de alúmina para obtener las especificaciones requeridas en la planta de papel:

concentración (SO ₄) ₃ Al ₂	, gr/lt.	:	112
concentración Fe	, ppm.	:	150

CAPITULO QUINTO

DISEÑO A ESCALA DE PLANTA PILOTO

5. DISEÑO A ESCALA DE PLANTA PILOTO

5.1 DESARROLLO DEL DISEÑO DEL PROCESO

Como se ha mencionado la investigación desarrollada es la elaboración de sulfato de aluminio en solución TIPO A para un normal abastecimiento en las plantas papeleras.

Las operaciones y procesos unitarios necesarios son los siguientes:

- a) Tratamiento previo de la materia prima
- b) Lixiviación de la arcilla con ácido sulfúrico
- c) Separación de fases
- d) Purificación del producto
- e) Secado del producto - opcional

Como parte de la investigación del proceso, se efectuó lo siguiente:

Experimentos de laboratorio

Producción de muestras del producto final

Se proyectará una planta piloto para la elaboración de 239.2 Kg. de sulfato de alúmina TIPO A para un batch de 8 hrs. En este capítulo se desarrollará el dimensionamiento y obtendrá información del diseño y proceso y su factibilidad técnica. Estas informaciones sirven para llevar adelante las etapas subsiguientes del diseño.

El diseño tecnológico planteado será contrastado con la evaluación económica la que ampliamente se indica en el capítulo VI, como lo indicamos el costo unitario es relativo porque al nivel de planta piloto los volúmenes de producción son bajos y no se puede hablar de una rentabilidad neta.

El presente trabajo como se ha mencionado está enmarcado solamente hasta el diseño de la planta piloto, y se realizará un esbozo económico lo que permitirá proyectar los alcances del tamaño de planta y la posible rentabilidad.

5.1.1 Diseño del proceso productivo a nivel planta piloto

Comunmente y como se ha mencionado el sulfato de aluminio se obtiene a partir de la bauxita, pero actualmente se dirigen los estudios a la obtención a partir de arcillas silicoaluminosas y este trabajo es un aporte porque a base de pruebas experimentales ha demostrado disponer de la tecnología adecuada.

Existen muchos métodos diferentes para preparar el sulfato de aluminio. Se ha diseñado un diagrama de flujo según se observa en los gráficos 5.1 A. y B. que corresponde a la elaboración de sulfato de aluminio libre de fierro. El proceso se describe de la siguiente manera:

GRAFICO N° 5.1.A

DIAGRAMA DE FLUJO PARA LA OBTENCION DE SULFATO DE ALUMINA A PARTIR DE ARCILLAS CAOLINITICAS A NIVEL DE PLANTA PILOTO

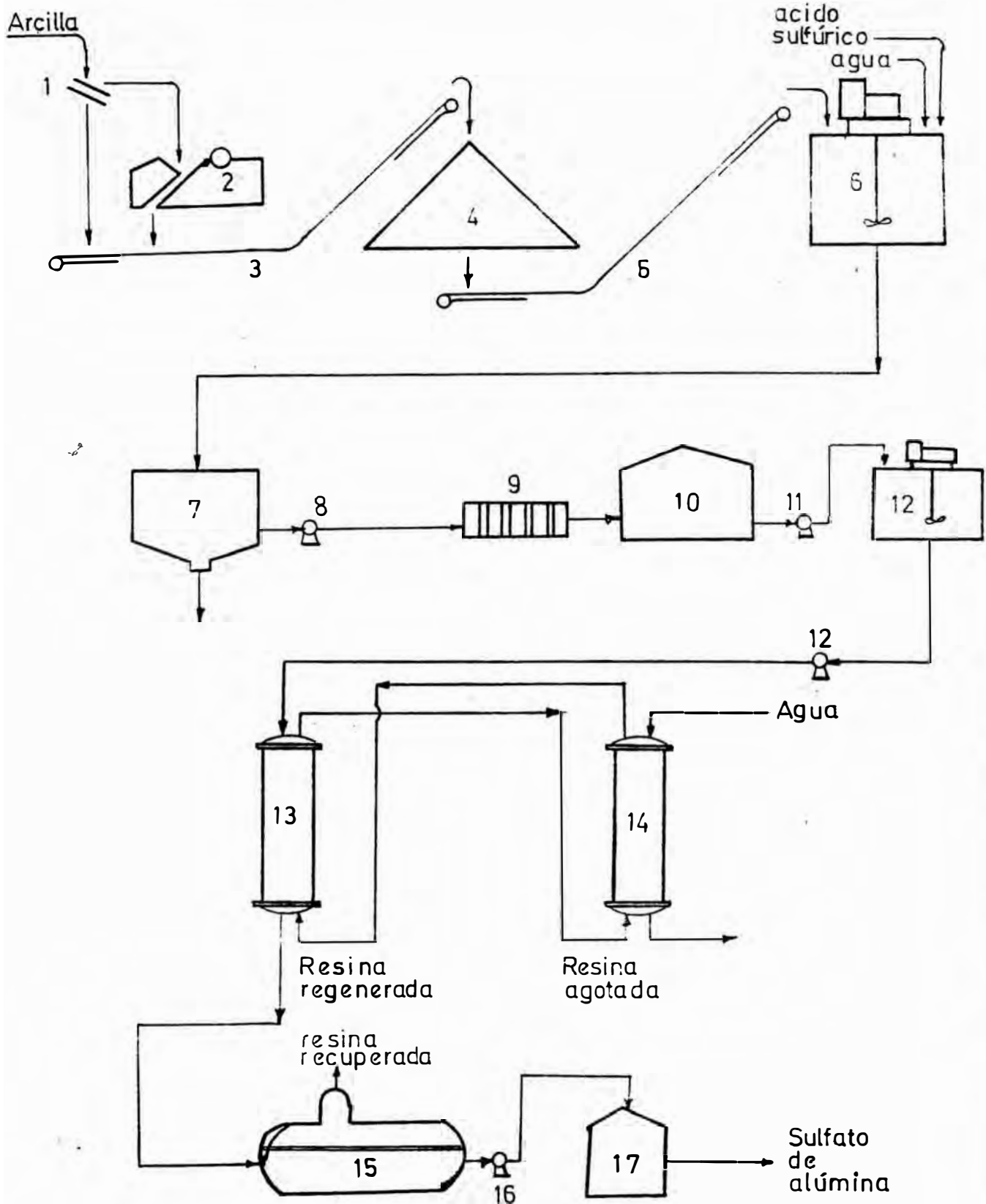
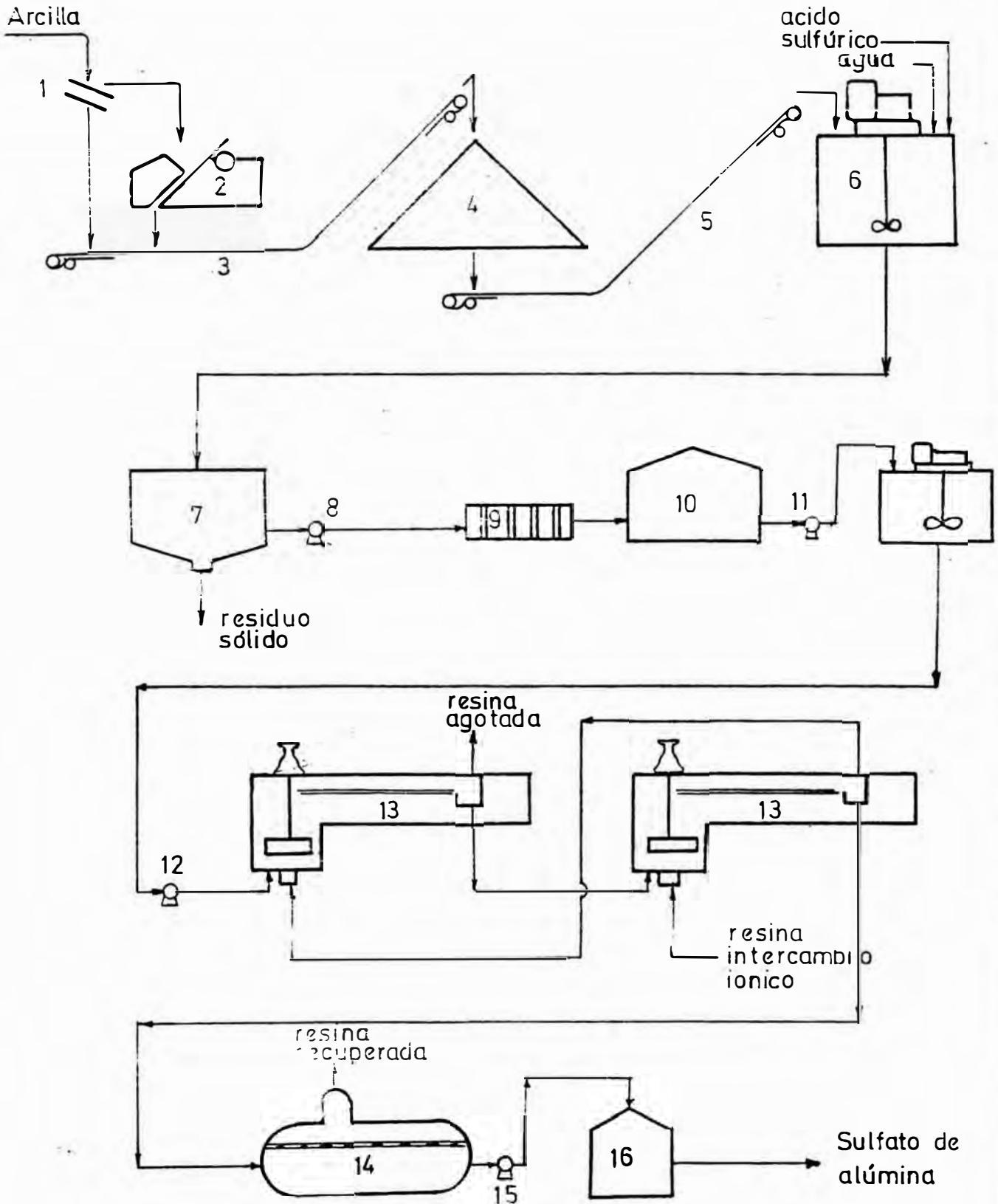


GRAFICO N° 5.1. 3

DIAGRAMA DE FLUJO PARA LA OBTENCION DE SULFATO DE ALUMINA A PARTIR DE ARCILLAS CAOLINITICAS A NIVEL DE PLANTA PILOTO



La arcilla silicoaluminosa es sometida a un sistema de conminución, para obtener la adecuada reducción tamaño, necesaria para liberar la alúmina y ésta pueda reaccionar con ácido sulfúrico. Consiste en hacer reaccionar la arcilla silicoaluminosa con ácido sulfúrico, luego se separa el líquido de los sólidos. El líquido se pone en contacto con peróxido de hidrógeno, posteriormente se purifica con una resina intercambio iónico; el producto obtenido en solución se pueda usar directamente en la planta o secarlo para su venta en forma sólida.

La arcilla se carga en un reactor que tiene agua. mezcla se agita y se agrega luego ácido sulfúrico, calentándose la mezcla reaccionante hasta aproximadamente 75°C (por el calor de la disolución) luego se calienta exteriormente (con vapor a través de un serpentín) hasta alcanzar una temperatura de 106°C hasta el final de la reacción. Después de la eliminación de los sólidos que no reaccionan, la mezcla que ha reaccionado (solución) se dirige a través de un filtro prensa y se almacena en un tanque de almacenamiento.

Para la purificación de la solución mediante extracción líquida-líquida es necesario oxidar el Fe(+2) a Fe con peróxido de hidrógeno. Durante la extracción líquida-líquida mediante la resina de intercambio iónico Amberlite LA-1 (8) reducirá el Fe a 50 ppm. La resina agotada se regenera en una columna de extracción con agua, la eficiencia puede ser de casi el 100%.

La resina se almacena en un tanque de donde nuevamente se alimenta a la columna de purificación.

El producto en solución se almacena en tanques para su posterior uso en plantas.

La máxima conversión obtenida experimentalmente del óxido de aluminio durante la lixiviación de la arcilla con ácido sulfúrico fue de 85,7% en un tiempo de reacción de cuatro (4) horas.

Una solución al 3% de peróxido de hidrógeno en suficiente cantidad oxida el ion ferroso a ion férrico, este proceso se realiza en aproximadamente treinta minutos.

La extracción del fierro mediante la resina de intercambio iónico aconseja utilizar: una razón Acuosa/Orgánica (A/O) en cinco (5) etapas a 25°C. La regeneración de la resina se efectúa mezclándola con ácido sulfúrico al 15% a temperatura ambiente. (A/O=1/8), luego es lavada con agua, el lavado es suficiente cuando el agua contiene 0,5% de ácido sulfúrico.

La cinética de la disolución del óxido de aluminio de la arcilla en ácido sulfúrico está controlada por los mecanismos de difusión y tiene lugar en 3 etapas:

1. Difusión en una capa líquida laminar alrededor de la partícula.

Reducción en la razón debido al incremento en la profundidad de la capa y decrece el potencial concentración.

3. Gradual decremento en la razón debido a la difusión de los iones hidronio a través de la capa de solido exterior de las partículas. (16)

La sedimentación se ve favorecida por el uso de floculantes tipo poliacrilamida. El contenido de sólidos suspendidos en la solución de sulfato de aluminio después de 60 min. de sedimentación en presencia de este floculante, fue de 0.014-0.05% .

ESCALAMIENTO

La experiencia adquirida no constituye una base adecuada aún para el diseño final. Por lo tanto resulta necesario "realizar ensayos en planta piloto" para poder diseñar el equipo requerido para la planta industrial. Los resultados de estos ensayos deben ser llevados a la escala de la planta comercial.

A continuación presentamos los factores más importantes en el diseño de los equipos necesarios (ver apéndice). Esta tabla indica las variables más importantes que caracterizan las dimensiones o la capacidad del equipo y la relación máxima de

aumento de escala admisible para esas variables. También incluye información sobre las necesidades de datos provenientes de plantas piloto, factores de seguridad y valores operativos esenciales.

5.2 BALANCE DE MATERIALES

5.2.1 DESCRIPCION DEL PROCESO PRODUCTIVO

El proceso productivo del sulfato de aluminio (STA) planteado en el presente proyecto se inicia con la trituración de la arcilla caolinítica bruta. La alúmina (Al_2O_3) contenida en esta arcilla es lixiviada con Acido Sulfúrico en un reactor tipo batch, formándose el STA en solución. Los lodos, sedimentos y material insoluble se elimina mediante operaciones de sedimentación y filtración.

La solución de STA se somete a un proceso de oxidación para acondicionar los contaminantes de fierro en su máximo estado de oxidación (Fe^{3+}).

El fierro (ahora como Fe^{3+} existente en la solución de STA, se despoja mediante un tratamiento de intercambio iónico en operaciones continuas a contracorriente. En una columna de extracción líquida-líquida para lo cual se usa la resina Amberlita LA-1 disolviendose en un solvente orgánico kerosene y luego se ^{de}odorizará el licor de sulfato de aluminio con pigmentos orgánicos oleofílicos. Por otro lado el extractante orgánico es recuperado por lavados sucesivos con agua.

Para obtener un producto granulado, la solución de STA (libre de Fe) se concentra y se seca en un secador de bandejas.

5.2.2 BALANCE DE MATERIALES

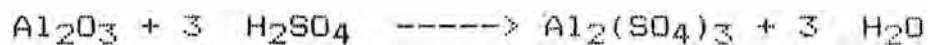
a. Reactor de Lixiviación

Base de cálculo:

Composición Arcilla Caolinítica

SiO ₂	35.62 %
Al ₂ O ₃	37.05 %
Fe ₂ O ₃	3.57 %
Agua	23.64%
Otros	0.12 %
<hr/>	
Total	100.0 %

Reacciones Químicas Principales:



Conversión : 85.7 %



Conversión : 46.0 %

Alimentación

Arcilla Caolinítica	100.0	Kg.
Ac. Sulfúrico sol. 98% (sp-gr: 1.84)	150.8	Kg.
Agua	233.0	Kg.
	<hr/>	
Peso Total :	483.8	Kg.

Descarga

Arcilla Caolinítica (Residuo)	48.9	Kg.
Sulfato de Aluminio (STA)	106.3	Kg.
Sulfato de Fierro (STFe)	4.1	Kg.
Ac. Sulfúrico	53.4	Kg.
Agua	212.7	Kg.
	<hr/>	
Peso Total :	483.8	Kg.

b. Sedimentador

Alimentación

Arcilla Caolinítica (Residuo)	48.9	Kg.
Sulfato de Aluminio (STA)	106.3	Kg.
Sulfato de Fierro (STFe)	4.1	Kg.
Ac. Sulfúrico	53.4	Kg.
Agua	212.7	Kg.
Mas : Flocculante	1.0	Kg.
Agua	207.0	Kg.
	<hr/>	
Peso Total :	691.8	Kg.

Descarga

L O D O S

A.C. (R)	48.9	Kg.
STA	2.7	
Ac. Sulfúrico	1.3	
Flocculante	1.0	
Agua	12.2	
	<hr/>	
Peso :	66.1	Kg.

LIQUIDO CLARIFICADO

STA	103.6	Kg.
STFe	4.1	
Ac. Sulfúrico	51.1	
Água	466.9	
	<hr/>	
Peso:	625.7	Kg.

Peso Total (Lodos+Líquido Clarificado): 691.8 Kg.

c. Filtro Rotatorio

Alimentación

Arcilla Caolinítica (Residuo)	48.9	Kg.
Sulfato de Aluminio (STA)	2.7	Kg.
Ac. Sulfúrico	1.3	Kg.
Floculante	1.0	Kg.
Agua	12.2	Kg.
	<hr/>	
Peso :	66.1	Kg.

Descarga

TORTA HUMEDA (CAKE)		FILTRADO	
A.C. (R)	48.9 Kg.	STA	2.1 Kg.
STA	0.6	Ac. Sulfúrico	1.1
Ac. Sulfúrico	0.2	Agua	9.5
Floculante	1.0		
Agua	2.6		
	<hr/>		<hr/>
Peso :	53.4 Kg.	Peso:	12.7 Kg.

Peso Total (Cake + Filtrado) : 66.1 Kg.

d. Filtro Prensa

Alimentación

Líquido Clarificado del Sedimentador 625 Kg.

Descarga

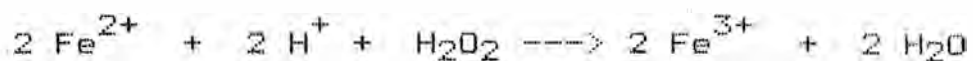
STA	103.6 Kg.
STFe	4.1
Ac. Sulfúrico	51.1
Agua	466.9
<hr/>	
	625.7 Kg.

En esta operación se eliminan los sólidos en suspensión, cuyo peso se considera despreciable.

e. Reactor de Oxidación

Bases de Cálculos:

Reacción Química :



Alimentación

Líquido clarificado del sedimentador + Filtrado del filtro rotatorio + Agua oxigenada.

STA	103.6 + 2.1 :	105.7 Kg.
STFe		4.1
Ac. Sulfúrico	51.1 + 1.1 :	52.2
Agua	466.9 + 9.5 :	476.4
Además H ₂ O ₂ (35%)		1.2
		<hr/>
	Peso Total :	639.6 Kg.
	Sp-Gr. :	1.259

Descarga

STA	105.7 Kg.
STFe	4.1
Otros	529.8
	<hr/>
	639.6 Kg.

Observaciones

°° Por relaciones estequiométricas se tiene:

Fe = 1.145 Kg.

So₄ = 2.955 Kg.

Total STFe =

4.100 Kg.

°° Considerando que el Fe existente (Fe: 1.145) en la carga del reactor de oxidación presenta un grado de oxidación de +2 (Fe^{++}), entonces los requerimientos de agua oxigenada con 20% de exceso, según la reacción química anterior es:

$$\text{H}_2\text{O}_2 : \frac{1.145 \times 34 \times 1.2}{2 \times 55.8} = 0.42 \text{ Kg.}$$

$$\text{H}_2\text{O}_2 : (100 \text{ vol; } 35\%) = \frac{0.42}{0.35} = 1.20 \text{ Kg.}$$

f. Intercambio Iónico

Fase Acuosa

Alimentación

STA	105.7 Kg.
STFe	4.1
Agua 476.4 + 0.78:	477.18
Otros	52.62

Peso Total : 639.6 Kg.

Cálculo de la concentración de

Fe^{3+} ; X_1 (gr Fe^{3+} /lt Sol Ac)

Peso de Fe (III) : 1.145 gr.

Volumen de solución acuosa : 639.6-1.145 = 507.1 lt

1.259

$$X_1 = 1145/507.1$$

$$X_1 = 2.26 \text{ gr Fe (III)/lt sol Ac.}$$

Cálculo de % de sólidos totales

Sólidos totales	162.42 Kg.	25%
Agua libre	477.18 Kg.	75%
	<hr/>	
	639.60 Kg.	100%

Refinado

STA	105.7 Kg.
STFe	0.2
Otros	55.43
Agua	477.18
	<hr/>

Peso Total : 638.51 Kg.

Nota : Por intercambio iónico se han transferido 1.09 Kg. de Fe (III) a la fase orgánica.

Cálculos de la concentración de Fe^{3+} (máximo tolerable);

X₂.

De acuerdo a las normas ITINTEC, para el STA seco tipo A, tenemos :

Fierro (como % Fe_2O_3) : 0.05% (bases seca).

Que también es equivalente:

Fierro (como % $\text{Fe}_2(\text{SO}_4)_3$) : 0.1235 % (base seca)

Correlacionando este último % de fierro (0.1235%) con los sólidos totales de la alimentación, se tiene que la cantidad de fierro (como STFe) en el refinado debe ser:

$$\text{STFe} \quad : \quad 162.42 \times 0.001235$$

$$\text{STFe} \quad : \quad 0.2 \text{ Kg.}$$

$$\text{o equivalente } 0.2 \times 0.2793 \quad : \quad 0.056 \text{ Kg. de Fe}^{3+}$$

También podemos decir que se han transferido de la fase acuosa a la fase orgánica:

$$(4.1 - 0.2) \times 0.2793 \quad : \quad 1.09 \text{ Kg. de Fe}^{3+}$$

$$\text{Por lo tanto: } X_2 = \frac{56}{507.1}$$

$$X_2 = 0.11 \text{ gr Fe (III)/lt sol Ac.}$$

Fase Orgánica

Solvente

Resina LA 1 (30 % en Kerosene)

Concentración de Fe : $Y_2 = 0 \text{ gr Fe (III)/lt sol. Org.}$

Extracto

Fe^{3+} extraído 1.09 Kg.

Resina LA 1 (30% en kerosene)

Concentración de Fe:

Planteando un balance de materia alrededor del intercambiador iónico se tiene:

$$\frac{X_1 - X_2}{Y_1 - Y_2} = \frac{B}{A}$$

Si los flujos de las corrientes Acuosa y Orgánica (A y B) son iguales, entonces tenemos:

$$\frac{2.26 - 0.11}{Y_1 - 0} = 1$$

$$Y_1 = 0.46 \text{ gr Fe (III)/lt sol Org.}$$

Condiciones de Operación

Tiempo de Operación : 8 horas (480 minutos)

Flujos de Corrientes Acuosa y Orgánica iguales a:

$$\frac{507.1}{480.0} = 1.056 \text{ lt/min}$$

g. Secado

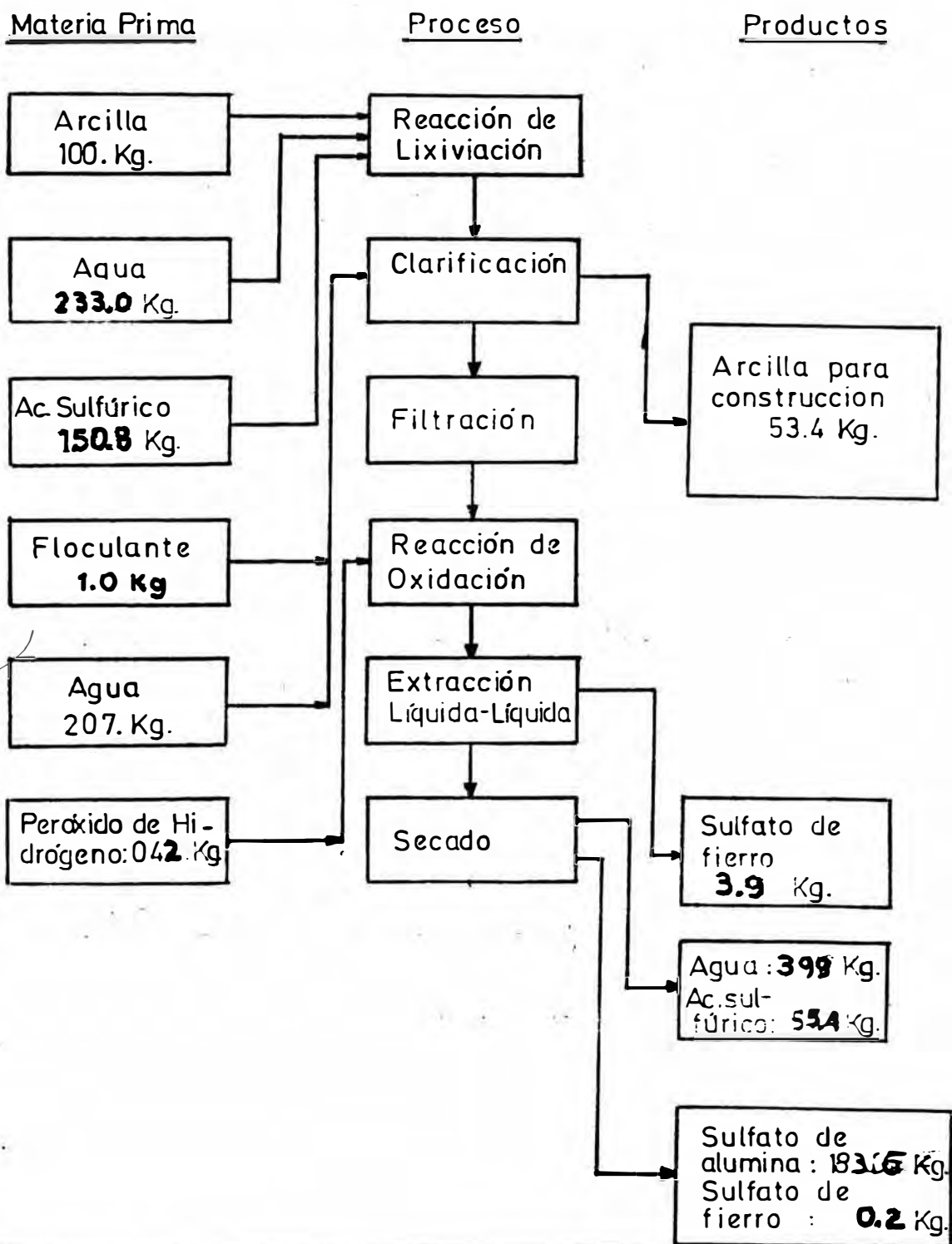
Base de Cálculo

Reacción Química: $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 (\text{ac}) \rightarrow \text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 14 \text{H}_2\text{O}$

DIAGRAMA 5.2

DIAGRAMA CUANTITATIVO PARA LA ELABORACION DE SULFATO DE ALUMINA A PARTIR DE ARCILLAS CAOLINITICAS

BASE : UN(01) BATCH DE OPERACION



Alimentación

STA	105.70 Kg.
STFe	0.20 Kg.
Agua Libre	477.18 Kg.
Otros	55.43 Kg.
	<hr/>
	638.51 Kg.

Descarga

Producto Seco

STA	105.7 Kg.
Agua Cristalizada	77.9
STFe	0.2
Otros	55.4
	<hr/>
	239.2 Kg.

Agua Evaporada

Agua 399.31 Kg.

Peso total (Productos seco + Agua Evaporada): 638.51 Kg.

5.3 Diseño y Selección de los Equipos

5.3.1 Triturador/Chancador

Tipo : Quijada- Denver de laboratorio
Material de fabricación : Fe templado
Capacidad de Producción : 50 Kg/hr
Reducción de tamaño

- Alimentación : 80% pasa tamiz 3.5 cm.
- Producto final : 80% pasa tamiz 0.3 cm.

Tamaño : 3 1/4" x 4 1/2"
 RPM : 350
 Potencia : 2.0 HP
 Forro de mandíbula : Babitt

5.3.2Diseño del Reactor de Lixiviación

Cada batch se efectúa en 6 hr. (tiempo de reacción más descarga y lavado); el reactor se mantiene a una temperatura de 106°C y a presión atmosférica.

$$V = \frac{100}{2.6} + \frac{237}{1.0} + \frac{146.8}{1.83} \left(\frac{\text{kg.}}{\text{kg/lt}} \right)$$

$$V = 355 \text{ litros}$$

Considerando una densidad de pulpa igual a 1.2590 gr./lt.

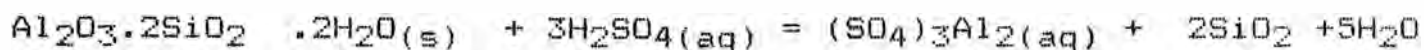
$$V = (100 + 237 + 146.8) / 1.259$$

$$V = 385 \text{ lt.}$$

O también si consideramos un 75% de llenado del reactor, el volumen necesario final del reactor será 385/0.75 = 515 lt.

Luego el reactor a elegir $V = 500 \text{ lt.}$

5.3.2.1 Cálculo del calor de reacción



$$\Delta H_r = H_f(\text{productos}) - H_f(\text{reactantes})$$

Los calores de formación, de productos y reactantes se encuentran en la tabla I (ver anexo).

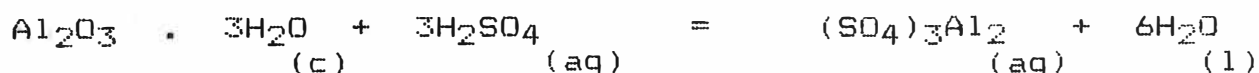
$$\begin{aligned} H_f 25^\circ\text{C} (\text{productos}) &= -906 - 2 \times 203.35 - 5 \times 68.315 \\ &= -1654.275 \text{ Kcal/mol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} H_f 25^\circ\text{C} (\text{reactantes}) &= -979.6 - 3 \times 269.508 \\ &= -1788.124 \text{ Kcal/mol} \end{aligned}$$

$$\Delta H_r = -1654.275 - (-1788.124)$$

$$\Delta H_r^{25^\circ\text{C}} = 133.849 \text{ Kcal/mol}$$

Paralelamente se realiza la reacción de la Gibbsita con ácido sulfúrico, que según el análisis por difractómetro muestra su presencia en la acrilla ADRIEL.



$$\begin{aligned}
 H_f (\text{productos}) &= -906 - 6 \times 68.315 = -1315.890 \\
 H_f (\text{reactantes}) &= -612.5 - 3 \times 269.508 = -1421.024 \\
 \Delta H_r^{25^\circ\text{C}} &= -1315.890 - (-1421.024)
 \end{aligned}$$

$$\Delta H_r^{25^\circ\text{C}} = 105.134 \text{ Kcal/mol}$$

El calor de reacción es endotérmico. Para mejorar la extracción se necesita añadir calor al sistema.

Las proporciones aproximadas de caolinita y gibsita en la arcilla son 55% y 35% en peso respectivamente.

$$Q \text{ necesario} = \left(\frac{0.55 \times 100}{258} \right) \left(\frac{133.849}{3.5} \right) + \left(\frac{0.35 \times 100}{156} \right) \left(\frac{105.314}{3.5} \right) \frac{\text{Kcal}}{\text{hr.}}$$

$$Q \text{ necesario} = 14.903 \text{ Kcal/hr.}$$

Flujo de vapor

Condiciones del vapor:

Entrada

$$\begin{aligned}
 \text{Presión} &= 1.7 \text{ atm.} \\
 \text{Temperatura} &= 121^\circ\text{C} \\
 \text{Entalpía} &= 108.9 \text{ cal/gr.}
 \end{aligned}$$

Salida

$$\begin{aligned}
 \text{Presión} &= 1.36 \text{ atm.} \\
 \text{Temperatura} &= 108.5^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

Entalpia = 108.9 cal/gr.

$$Mv H_2 O = \frac{Q_r}{\Delta H} = \frac{14.903 \text{ kcal/hr.}}{(647.9 - 108.9) \text{ kcal/Kg.}} = 27.6 \text{ gr/hr}$$

Area de transferencia de calor

$$\Delta T_{\text{efect}} = \frac{(120 - 105) - (108.5 - 105)}{\ln \left(\frac{121 - 105}{108.5 - 105} \right)} = 8.2^\circ\text{C}$$

Utilizando un coeficiente de transferencia de calor para recipientes con camisa.

- Fluido dentro de la camisa : vapor de agua
 - Fluido en el recipiente : agua
 - Material de la pared : Fundición y revestimiento de plomo
 - Agitación : agitado
 - U kcal/hrm² .°C : 32
- Referencia (10) pg. 740.

$$A = \frac{Q}{U T_{em}} = \frac{14.903 \text{ kcal/hr}}{32 \times 8.2 \text{ (kcal/hrm}^2) (\text{°C})}$$
$$A = 0.0568\text{m}^2 = 567.9 \text{ cm}^2$$

5.3.2.2 ESPECIFICACIONES DEL REACTOR DE LIXIVIACION

Se necesita un reactor de 500 lt. con una superficie

de calentamiento que equivale a 570 cm^2 .

Material de fabricación acero inoxidable 316

Dimensiones principales :

Diámetro : 77.7 cm

Lado Recto : 122.0 cm

Capacidad nominal 500 lts

Características

Cuerpo del reactor Plancha Ac.Inox de 1/8" de espesor

Techo del reactor Plano y manhole semicircular

Fondo del reactor : Bombeado con brida $\varnothing 3"$ para
descarga

Serpertín : Tubería Ac.Inox sch 40 $\varnothing \frac{1}{2}" \times 8$ mt

Agitador : Eje y paletas de Ac.Inox 316

Motoreductor 9 HP con salida a 85-90 RPM

Selección del Agitador del Reactor

De los datos experimentales de laboratorio

RPM_1 400 (Medido de Tacómetro)

V_1 = 1 lt.

Para el escalamiento de laboratorio a nivel piloto se puede usar la siguiente correlación (Chem. Eng. Enero 1975).

$$R = \left[\frac{V_2}{V_1} \right]^{1/3}$$

$$N_2 - N_1 \left[\frac{1}{R} \right]^{3/4}$$

Donde V_1 = Volumen del laboratorio = 1 lt
 V_2 = Neto en Planta Piloto = 500 lt
 N_1 y N_2 = Los RPM con laboratorio y Planta Piloto respectivamente.

$$\text{Luego } R = \left[\frac{500}{1} \right]^{1/3} = 7.94$$

$$N_2 = 400 \left[\frac{1}{7.94} \right]^{3/4} = 35 \text{ RPM}$$

$$N_2 = 85 \text{ RPM}$$

Características

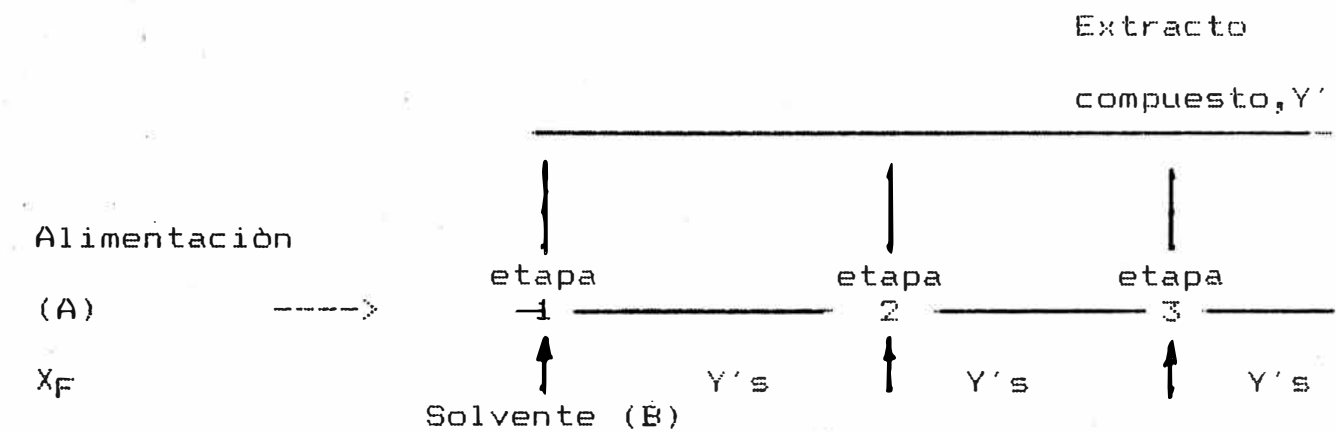
- Eje de acero inoxidable 316 de $1\frac{1}{2}$ " ϕ * 1.20 mt. de largo.
- Diámetro del Impulsor = 8 $\frac{1}{2}$ " tipo turbina.

5.3.3 Diseño de la columna de extracción líquida - líquida.

5.3.3.1 Cálculo de Números de etapas para corrientes cruzadas

Esta extracción puede operar en forma continua o discontinua.

El siguiente esquema, muestra cómo se efectúa la extracción:



Para cualquier etapa n , el balance de fierro es el siguiente:

$$A x'_{n-1} + B_n Y'_s = B_n Y'_n + A x'_n \dots (1)$$

Rearreglando se obtiene:

$$-\frac{A}{B_n} = \frac{Y'_s - Y'_n}{x'_{n-1} - x'_n} \dots (2)$$

Esta es la ecuación de la línea de operación para la etapa n , de pendiente $-A/B_n$, que pasa por los puntos (x'_{n-1}, Y'_s) y (x'_n, Y'_n)

Para estos casos se expresan convenientemente las concentraciones de soluto como masa/volumen. Se aplican las ecuaciones (1) y (2) con x' e y' expresadas como masa de

soluto/volumen y A y B como volumen/tiempo (o como volúmenes) para operaciones discontinuas.

Despreciando la cantidad de solución de H_2O_2 alimentada al reactor. La alimentación al extractor viene a ser:

FASE ACUOSA: A - 1035 ml/min.

La data de equilibrio y análisis de la solución de sulfato de aluminio a tratar se muestra en la tabla 5.3.3.1 A, B y C. Para $A/B=1$ y una concentración de resina 0.05 M

FASE ORGANICA : B - 1035 ml/min.

De acuerdo a las especificaciones del alumbre.

$x'_n = 0.05$ gr/lit (contenido de Fe para el sulfato de aluminio del Tipo A)

En el gráfico 5.3.3.1 se muestra la construcción de las etapas, obteniéndose 8.5 etapas, para una concentración de resina 0.05M. Análogamente se efectúa para:

diferentes relaciones A/B y
concentración de resina 0.1 M, 0.05M

Los resultados se muestran en la tabla 5.3.3.1-D gráficos 5.3.3.1-A, 5.3.3.1 -B, 5.3.3.1-C.

El Balance global alrededor del equipo de extracción es:

$$(A)(X_F) + (B)(Y'_s) = (A)(X'_n) + (B)(Y')$$

$$2.4 + 0 = 0.05 + Y'$$

$$Y' = 2.35 \text{ gr Fe/lt.}$$

TABLA 5.3.3.1- A

**Análisis típico del licor de sulfato
aluminio después de la oxidación con H_2O_2**

Sulfato de aluminio 14 H_2O	625.5 g./lt
Acido libre	3.475 g./lt
Fierro total como Oxido Ferroso	1.075 g./lt
pH	1.0

TABLA 5.3.3.1 - B

DATOS DE EQUILIBRIO

Extracción desde la solución de sulfato de aluminio usando una resina de intercambio (Amberlite LA-1) iónico 0.05M en Kerosene.

Concentraciones iniciales		Concentraciones de equilibrio	
Acuosa (g.Fe/l.)	Razón No	Acuosa (g.Fe/l.)	Resina (gFe/mol)
0.750	1	0.480	5.4
0.480	1	0.250	4.6
0.250	1	0.150	2.0
0.150	1	0.080	1.4
0.080	1	0.014	1.2

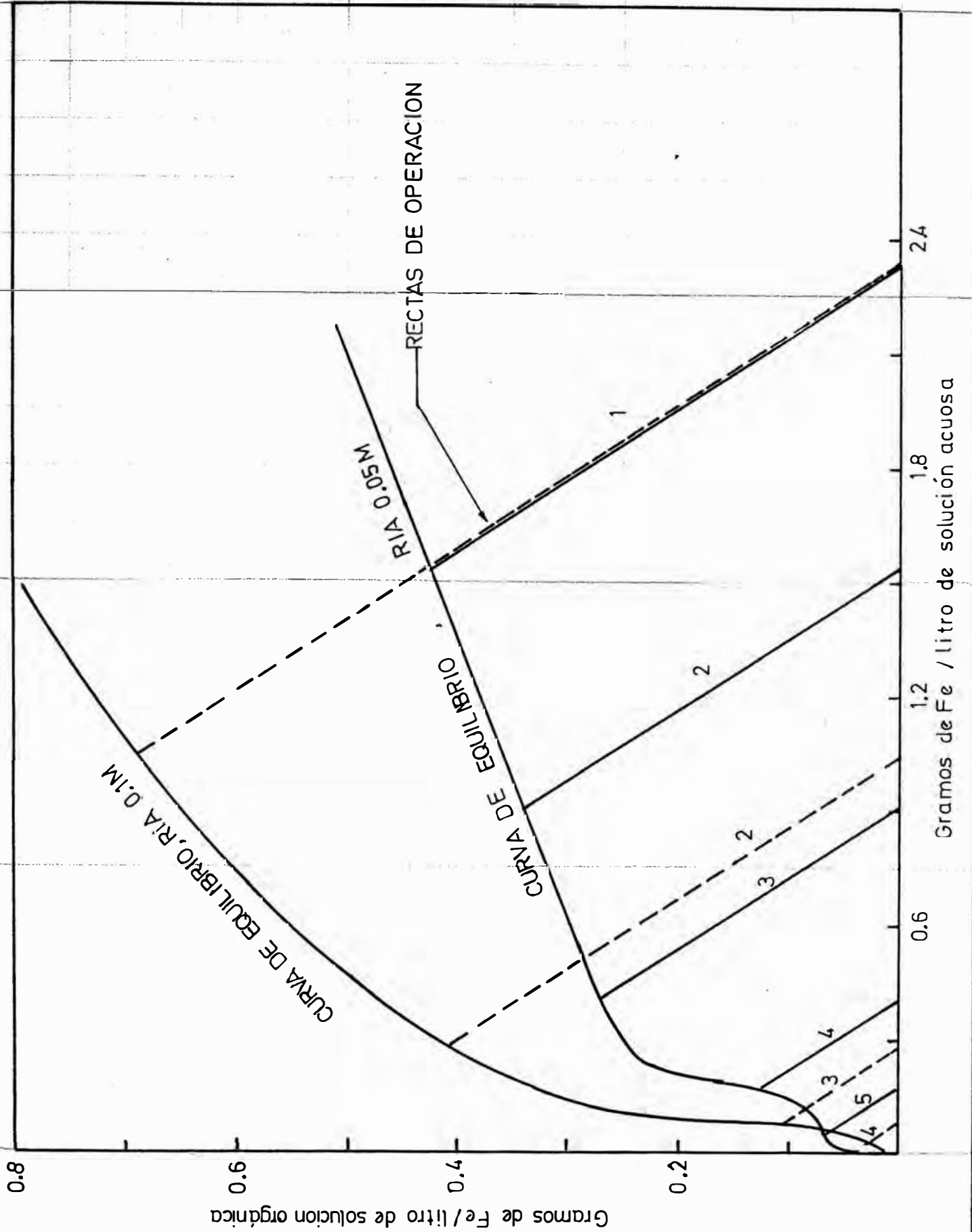
TABLA 5.3.3.1 - C

DATOS DE EQUILIBRIO

Extracción desde la solución de sulfato de aluminio usando una resina de intercambio iónico, D.IM en Kerosene.

Concentraciones iniciales		Concentraciones de equilibrio	
Acuosa (g.Fe/lit)	Razón A/B	Acuosa (gFe/l)	Resina (g.Fe/mol)
0.750	1	0.330	4.20
0.330	1	0.100	2.20
0.100	1	0.50	0.50
0.50	1	0.25	0.25
0.25	1	0.006	0.15

GRAFICO N° 5331A



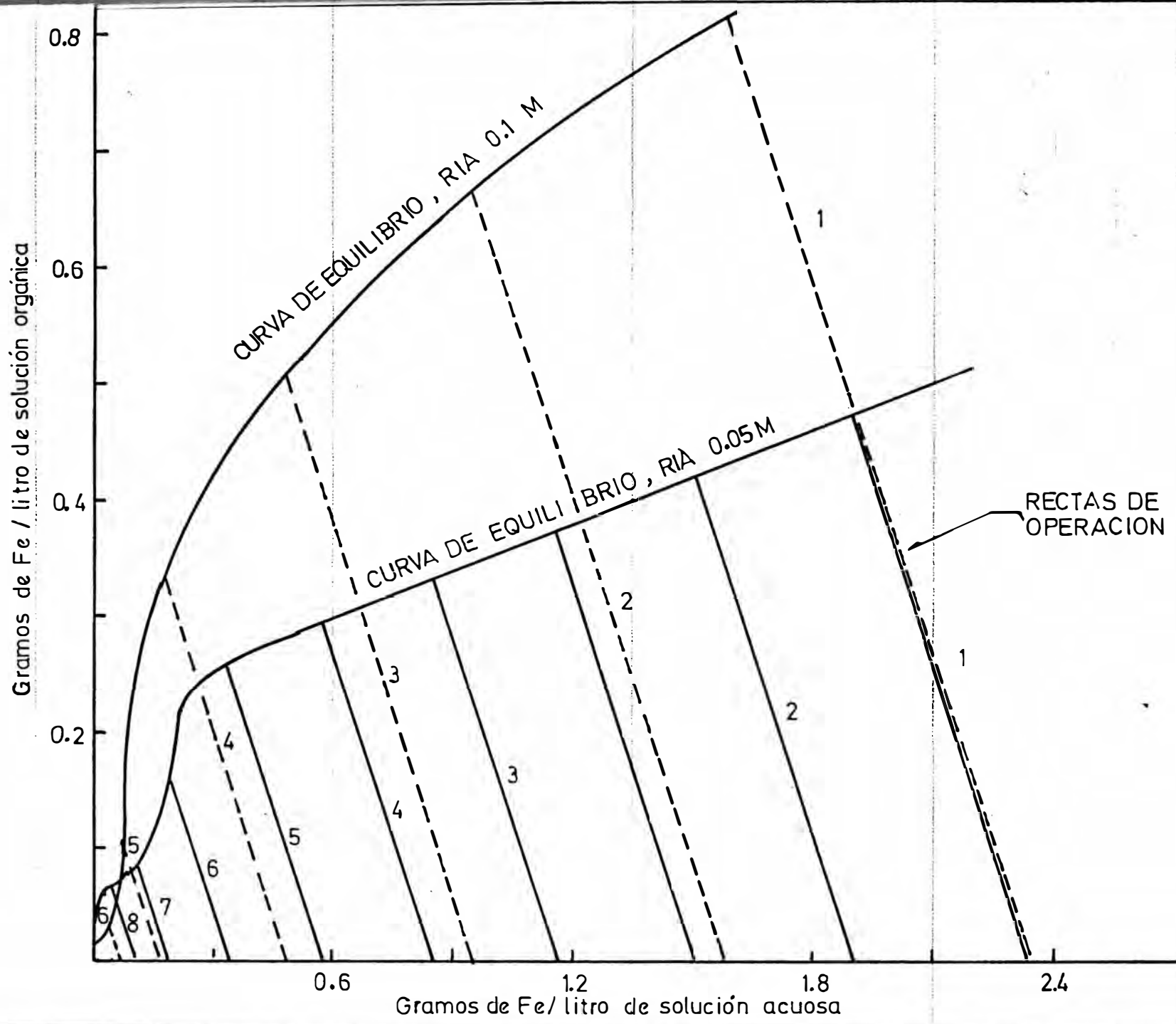


GRAFICO N.º 5.3.31-B

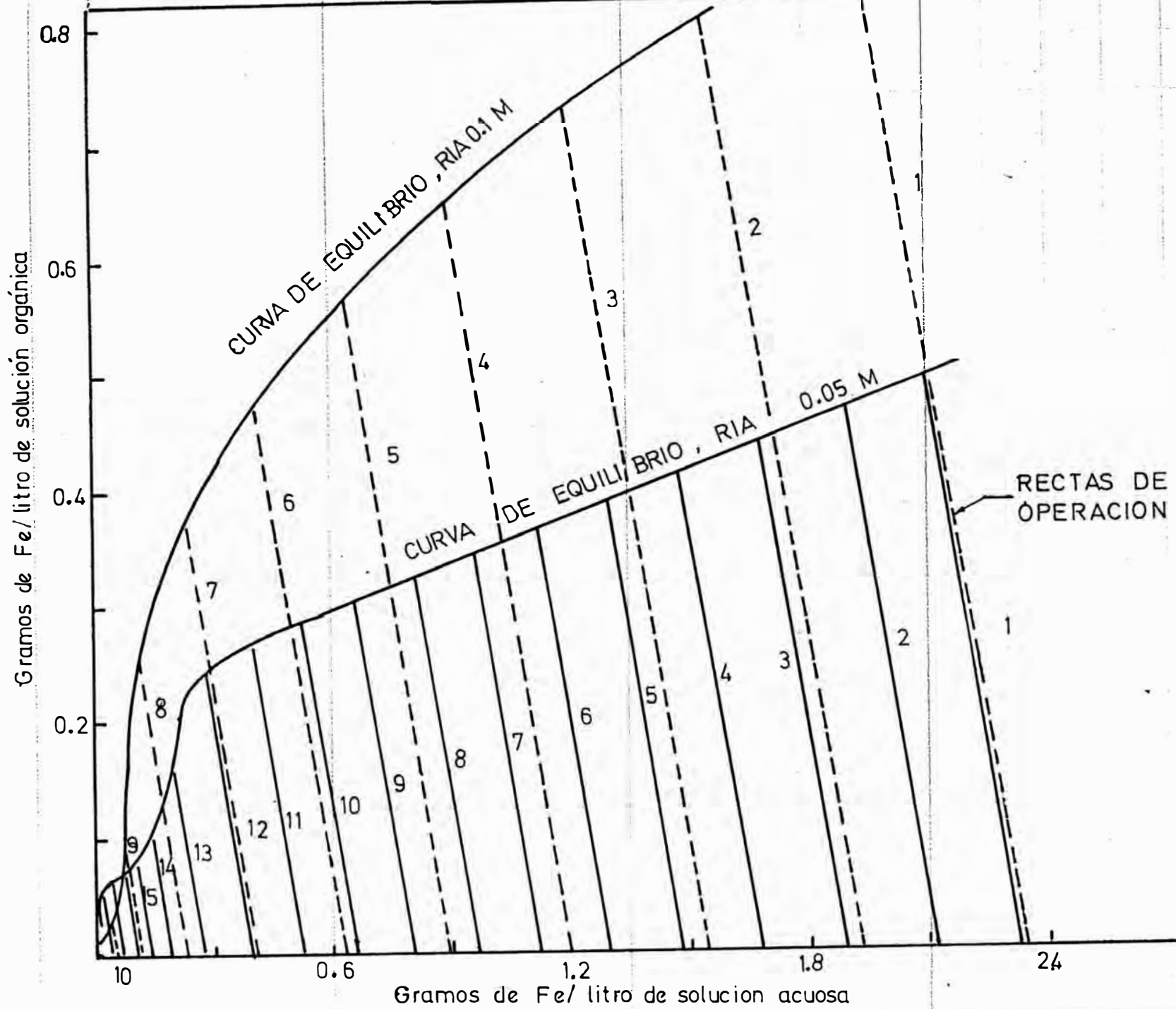


GRAFICO N.º 5.3.3.1.C

TABLA 5.3.3.1

Concentraci3n de RIA, M	Relaci3n A/B	N3mero de etapas te3ricas	Cantidad de extractante,ml.
0.05	0.5	5.0	10500
0.05	1.0	9.0	9300
0.05	2.0	17.0	2700
0.10	0.5	3.7	7500
0.10	1.0	5.5	5700
0.10	2.0	10.0	5100

TABLA 5.3.3.2-D

CONCENTRACION DE RESINA, M	RELACION A/B	NUMERO DE ETAPAS TEORICAS	CANTIDAD DE EXTRACTANTE ml./min.
0.005	0.2158		A 00
0.05	0.2031	4.8	5100
0.05	0.1918	3.9	5400
0.05	0.1817	3.5	5700
0.10	0.4143		2500
0.10	0.4106	4.6	2520
0.10	0.3191	3.3	3250
0.10	0.2766	2.6	3750
0.10	0.2340	2.2	4430

5.3.3.2 Extracción líquida-líquida continua con etapas múltiples en contracorriente

En este caso son constantes el contenido de solvente de todos los extractos y el contenido de A para todos de la planta para el fierro es:

$$B Y'_s + A x'_1 = A x'_{NP} + B y'_1 \dots (3)$$

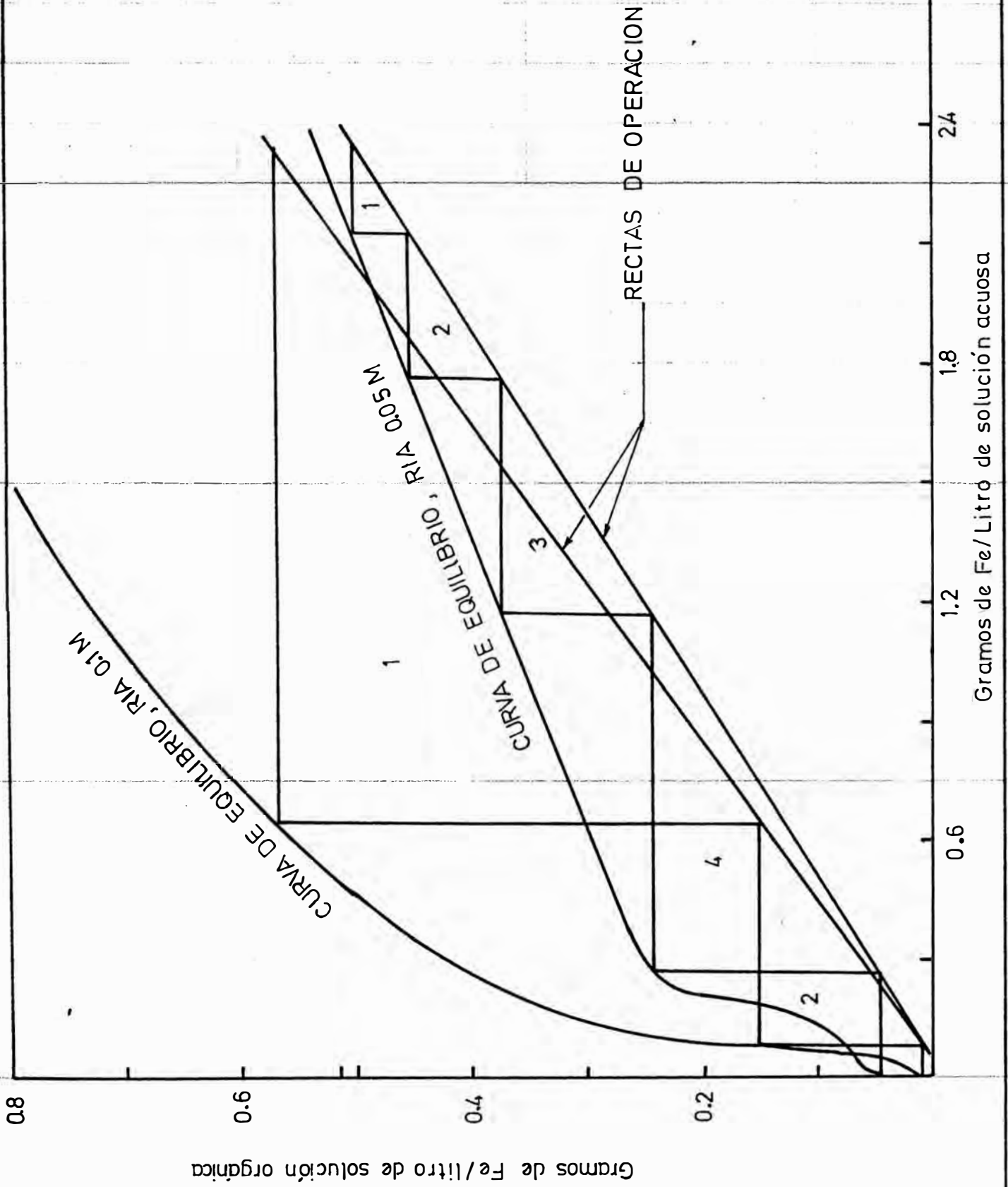
reordenando:

$$\frac{A}{B} = \frac{y'_1 - y'_s}{x'_F - x'_{NP}} \dots (4)$$

La ecuación (4) es una línea recta, la línea de operación, dependiente A/B, que pasa por los puntos (y'_1, x'_F) y (y'_s, x'_{NP}). Pueden expresarse x e y también como masa/volumen, con A y B como volumen/tiempo.

Para efectos de visualizar el balance de masa en el extractor elegimos las siguientes características, según se señalan en la tabla 5.3.3.2 - D

Relación A/B	:	0.4016
Concentración de resina, M	:	0.10
Número de etapas	:	4.6
Extractante, ml./min.	:	2520



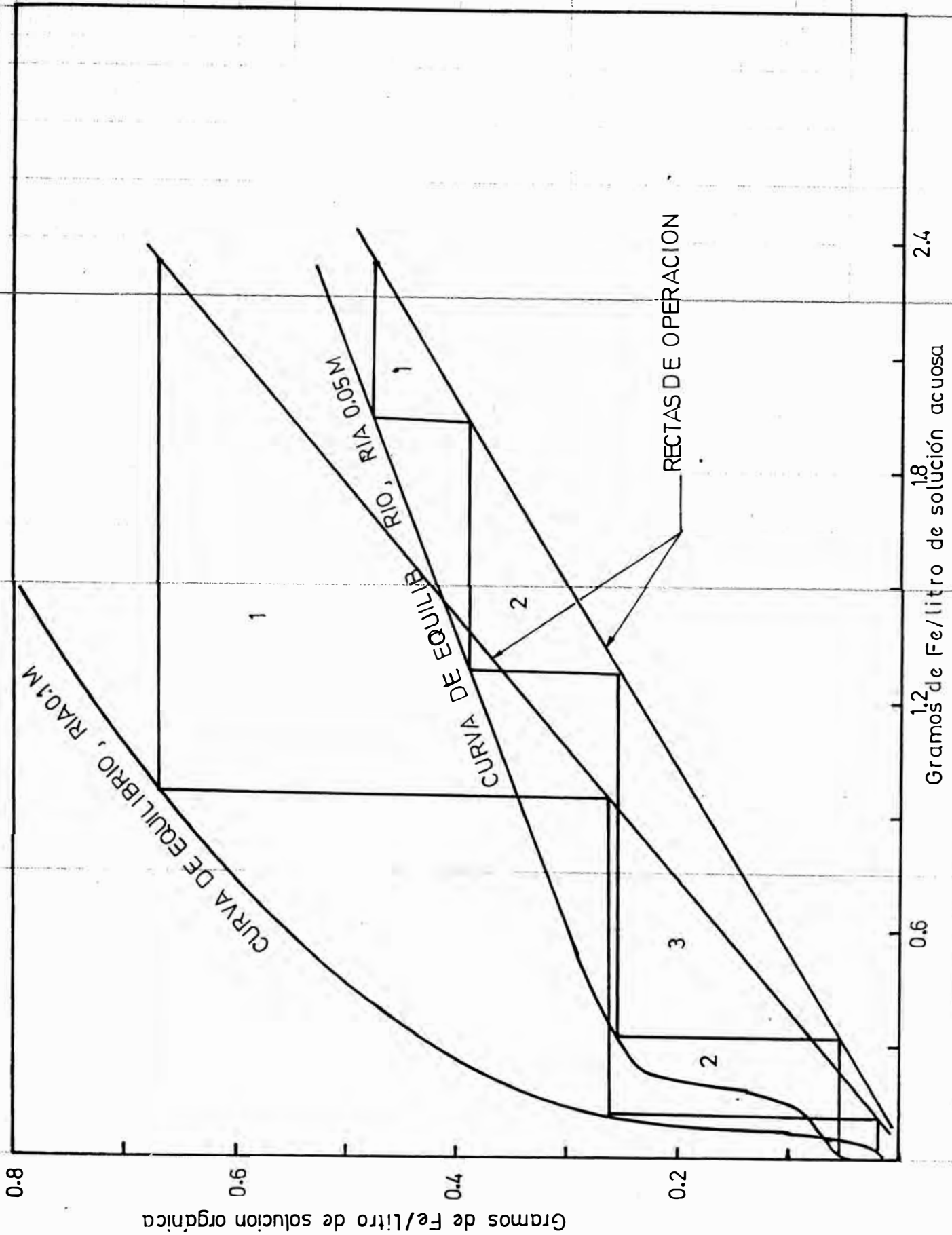
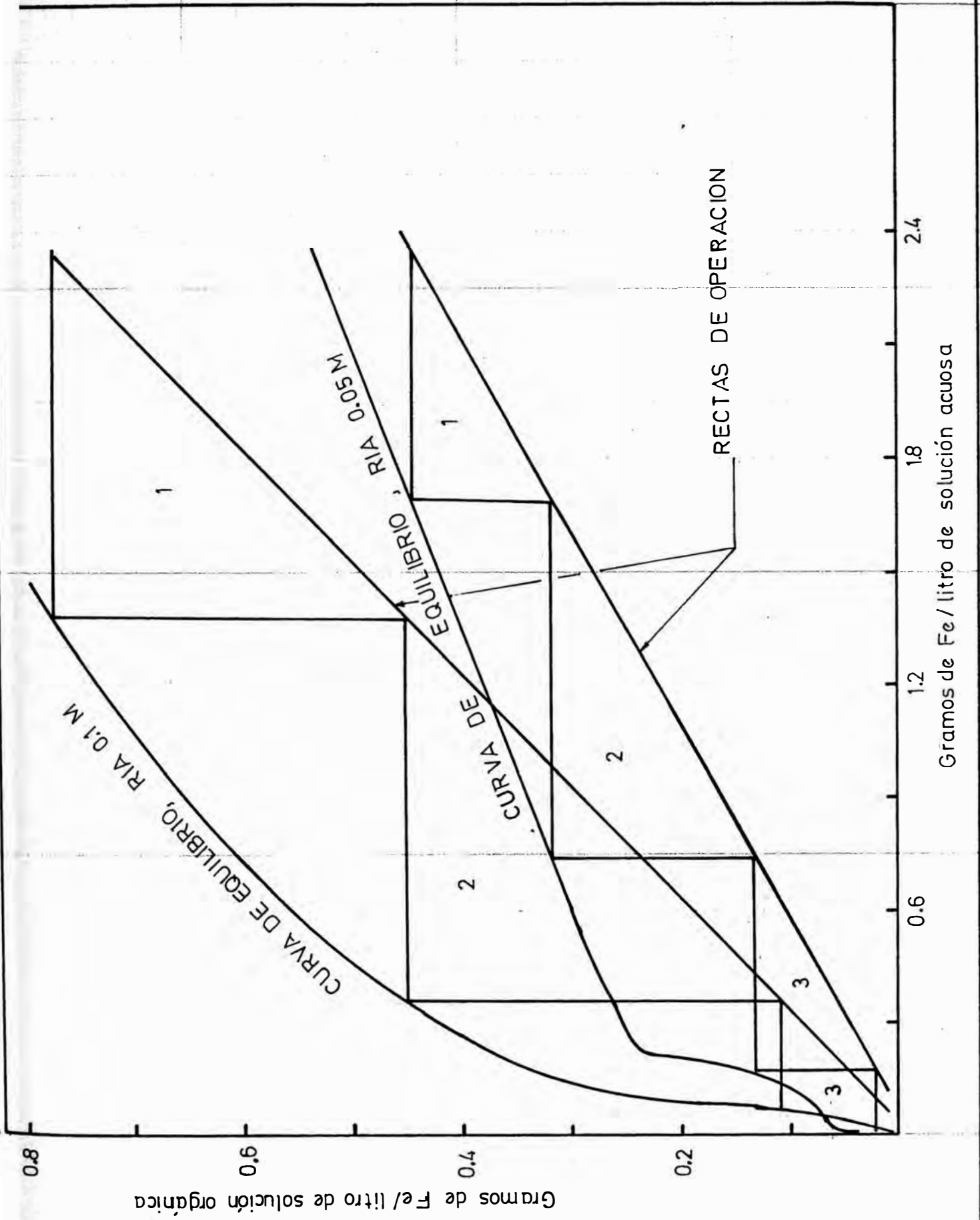


GRAFICO N° 5.3.32C



A :	1035 ml/min.	B :	2520 ml/min.
x'F :	2.4 gr.Fe/lt	y'1 :	?
A :	1035 ml./min.	B :	2520 ml./min.
x'1 :	0.05 gr.Fe/lt.	y's :	0

$$(A)(x'_F) + (B)(y'_s) = (A)(x'_1) + (B)(y'_1)$$

$$1035 \times 2.4 + 2520 \times 0 = 1035 \times 0.05 + 2520 \times y'_1$$

$$y'_1 = 0.96 \text{ gr.Fe/lt.}$$

Los componentes que ingresan en la fase acuosa durante todo el tiempo de operación son:

<u>COMPONENTES</u>	<u>CANTIDAD</u>	
	<u>INGRESA</u>	<u>SALE</u>
	<u>(KGR.)</u>	
AGUA	477.18	477.18
SULFATO DE ALUMINIO	105.7	105.7
SULFATO DE FIERRO	4.10	0.05
ACIDO SULFURICO	52.62	52.62

5.3.3.3 Diseño del Extractor líquido - líquido - altura y diámetro de la torre - columna empacada.

Se utilizará una solución de resina de intercambio iónico en Kerosene 0.1M, 2520 ml/min, para extraer Fe(+3) del licor de sulfato de aluminio, 1035 ml/min, en una torre rellena con relleno plástico 1/4 de pulgada. Se dispersará la fase orgánica. Las propiedades físicas son: para la fase acuosa, densidad= 1.2590 gr/cc, viscosidad= 1.8 cp; para la fase orgánica, densidad = 0.85 gr/cc, tensión interfacial 45 dn/cm.

Cálculo del diámetro de la torre

$$\sigma = 45 \times 6.85 \times 10^{-5} = 3.082 \times 10^{-3} \text{ lb/pie}$$

$$\Delta\rho = (1.259 - 0.850) \times 62.4 = 25.5216 \text{ lb/pie}^3$$

$$g_c/g = 1$$

$$d_{fc} = 2.42 \left(\frac{\sigma \cdot g_c}{g} \right)^{1/2}$$

$$d_{fc} = 2.42 \left(\frac{3.082 \times 10^{-3}}{25.5216} \right)^{1/2} \times \frac{12}{12} = 0.3191 \text{ plq.}$$

De modo que son satisfactorias el relleno plástico de 1/2 plq.

El relleno de plástico debe estar preferentemente mojada por medio de la fase acuosa continua.

De tablas $e = 0.60$, $Ap. = 274$

Inundación : La abscisa de la figura 10.10 es ref. (12) p. 485, es:

$$\frac{\mu'}{\Delta P} \left(\frac{\sigma}{\rho_c} \right)^{0.2} \left(\frac{ap}{e} \right)^{1.5} = \frac{1.8}{25.52} \left(\frac{45}{78.6} \right)^{0.2} \left(\frac{274}{0.6} \right)^{1.5}$$

Y la correspondiente ordenada es 22. Por lo tanto,

$$V_{cf} = \frac{125 ap / \mu'_c}{\left\{ 1 + (V_0/V_a)^{0.5} \right\}^2 \rho_c} = \frac{125 \times 274 \times 1.8}{\left\{ 1 + (2520/1035)^{1/2} \right\}^2 78.6}$$

$$V_{df} = 94.4 (2520/1035) = 229.8 \text{ pie/hr.}$$

Diámetro de la torre: sea $\phi_D = 0.2$

$$\frac{V_d}{0.6 \times 0.2} + \frac{1035 V_d / 2520}{0.6 \times (1 - 0.2)} = V_k (1 - 0.2)$$

$$\frac{V_k}{V_d} = 11.48$$

$$\text{Luego } dp = 0.92 \left(\frac{\sigma g_c}{\Delta P g} \right) \frac{V_k}{V_d} e \phi_D$$

$$dp = 0.92 \left(\frac{3.082 \times 10^{-3}}{25.52} \right)^{1/2} \times 11.48 \times 0.6 \times 0.2$$

$$dp = 0.0139 \text{ pie}$$

Luego:

$$P = \frac{4Re^4}{3 C_D We^2} = \frac{\rho_c^{2.5} (\sigma g_c)^3}{g \mu_c^4 \Delta P}$$

$$P = \frac{78.6^2 \times \{3.032 \times 10^{-3} \times 4.18 \times 10^8\}^3}{4.18 \times 10^8 \times \{1.8 \times 2.42\}^4} \quad (25.52)$$

$$P = 3.439^9 \times 10$$

$$P^{0.15} = 26.94$$

La ordenada de la fig. 10.11 (Ref. (12) p.486) es:

$$\frac{4 \Delta \rho \, dp^2 \, g P^{0.15}}{3 \sigma \rho} = \frac{4(25.52) (0.139)^2 (26.94)}{3(3.082 \times 10^{-3})}$$

$$= 57.46$$

y por lo tanto la abcisa = 11

$$\frac{Re}{P^{0.15}} = \frac{dp \, Vt \, \rho_c}{\mu_c \, P^{0.15}} = \frac{0.0139 \times Vt \, (786)}{1.8 \times 2.42 \times 26.94} = 11$$

$Vt = 1181$ pie/hr, velocidad terminal de la gota.

La abcisa de la fig. 10.9 (Ref. (12) p.484), con $df = 1/48 = 0.0208$ pie., es:

$$\frac{\Delta \rho \, g}{\rho \, Vt^2} \left\{ 0.38 \, df - 0.92 \left(\frac{\sigma \, \rho_c}{\Delta \rho \, g} \right)^{0.5} \right\}$$

$$\frac{25.52 \times 4.18 \times 10^8}{49.92 \times 1181^2} \left\{ 0.38 \times 0.0208 - 0.92 \left(\frac{3.082 \times 10^{-3}}{25.52} \right)^{1/2} \right\}$$

$$= 0.8729$$

La correspondiente ordenada es $0.52 = \frac{V_k}{Vt} (1 - e^{-7.2T})$

$$V_k = 0.52 \times 1140 = 592.8 \text{ pie/hr.}$$

$$V_d = \frac{V_k}{10.56} = \frac{592.8}{10.56} = 56.13 \text{ pie/hr}$$

Esta velocidad es el 25% de la de inundación, por tanto es muy aceptable. La sección transversal de la torre es por lo tanto,

$$\frac{2520 \text{ cm}^3 / \text{min.}}{56.13 \times 30.48/60 \text{ cm/min.}} = 88.37 \text{ cm}^2$$

Correspondiendo a un diámetro de 10.60 cm.

Se evaluará una columna de extracción con una altura de 1.2 mt, con relleno plástico.

Distribuidores de la fase dispersa

Ya que $d_p = 0.0139$ pie, las toberas del distribuidor deberían producir gotas algo más grandes. Para diámetros de tobera de 1/8 plg. de diámetro, $d_o = 0.125/12 = 0.0104$ pie, y con una velocidad de orificio $V_o = 0.3$ pie/sg., la abcisa de la fig. 10.13 es: 0.0296. El parámetro es 0.187 por lo que d_p en la tobera es de 0.0185 pie. El régimen volumétrico a través de un agujero es:

$$\left(\frac{\pi}{4}\right) (0.0104)^2 (0.3)(3600) = 0.0917 \text{ pie}^3 / \text{hr.}$$

De manera que $2520/0.0917 \times 30.48^3/60 = 58$ orificios son los necesarios.

5.3.3.4 Diseño del extractor líquido - líquido - columna con platos perforados

Se utilizará una solución de resina de intercambio iónico (AMBERLITE L-A1) en Kerosene de concentración 0.1M, y un flujo de 2520 ml/min, para extraer Fe(+3) del licor de sulfato de aluminio, 1035 ml/min, en una torre con bandejas perforadas. Se dispersará la fase orgánica. Las propiedades físicas son para la fase acuosa, densidad = 1.2590 gr/cc, viscosidad = 1.8 cp; para la fase orgánica, densidad = 0.85 gr/cc, tensión interfacial 45 dn/ cm.

Cálculo del diámetro de la torre:

Las perforaciones se harán de un diámetro de 3/16 plg.

$$d_o = \frac{3}{12 \times 16} = 0.01561 \text{ pie, y el área de cada perforación} = (0.01561)^{2/4} = 0.000191 \text{ pie}^2. \text{ Se utilizará una velocidad a través del orificio igual a } 0.4 \text{ pie/sg., y } V_o = 1440 \text{ pie/hr.}$$

Para $5.3396 \text{ pie}^3/\text{hr}$ de resina, $5.3396/1440 (0.000191) = 20$ perforaciones por plato. Si se las ubica en las esquinas de

triángulos equiláteros de lados 3/4 plg. debe dedicarse a las perforaciones 0.02115 pie^2 de la sección transversal de la torre.

La velocidad de la fase acuosa en el conducto descendente, se establecerá a la velocidad de decantación de las gotitas de Kerosene de 1/32 plg. de diámetro, $d_p = 1/30 (12) = 0.0026 \text{ pie}$. $p^{0.15} = 26.94$. La ordenada de la fig.10.11 ref.(12)p. 486. Se transforma en:

$$\frac{4 \Delta \rho d_p^2 p^{0.15}}{3 \sigma g_c} = \frac{4 \times 25.25 \times 0.0026^2 \times 26.94}{3 \times 45 \times 6.85 \times 10^{-5}} = 2.01$$

Y por lo tanto a abcisa es de 0.8. Entonces:

$$V_t = \frac{0.0026 \times V_t \times 62.4 \times 1.2590}{1.8 \times 2.42 \times 26.94} = 0.8$$

$$V_t = 459 \text{ pie/hr.}$$

$$V_d < V_t$$

Para $2.1930 \text{ pie}^3/\text{hr.}$ de licor, la sección transversal del conducto descendente luego es $A_d = 2.1930/459 = 0.0048 \text{ pie}^2$. La sección transversal dedicada a los conductos y a las perforaciones $= 2 \times 0.0048 + 0.0215 = 0.0311 \text{ pie}^2$ Manteniendo las perforaciones a por lo menos 1/2 plg. de las paredes de la torre para colocar un soporte anular del plato; y a 1/2 plg. de los conductos descendentes, se lleva la sección

transversal total de la torre a $A_t = 0.0455 \text{ pie}^2$, correspondiente a un diámetro de 2.88 plg. o sea 3 plg. (7.5 cm). Para una torre dispuesta como en la fig. 10.14, los conductos descendentes segmentarios están formados por cordones de 95 plg. de longitud, colocados a 1 plg. del centro de la torre. Se establecerá en 8 plg.

La distancia entre bandejas y prolongando las cañerías descendentes 3plg. por debajo de cada plato.

El área neta $A_n = A_t - A_d = 0.0455 - 0.0048 = 0.0407 \text{ pie}^2$ y la velocidad de la fase dispersa basada en esta es $V_n = 5.3396/0.0407 = 131.19 \text{ pie/hr}$

De la ec. (10.8):

$$h_o = \frac{(V_o^2 - V_n^2) \rho_p}{2 g_c (0.67)^2 \Delta \rho}$$

$$h_o = \frac{(1440^2 - 132^2) 0.85 \times 62.4}{2 \times 4.18 \times 10^8 (0.67)^2 25.52} = 0.0114 \text{ pie}$$

A esta velocidad la perforación $h_t = 0.0696 \text{ pie}$ por lo que $h_d = 0.0114 + 0.0696 = 0.0810$.

De la ec. (10.10)

$$h_c = \frac{4.5V_{\text{m}}^2 \rho_c}{2 g_c \Delta \rho}$$

$$h_c = \frac{4.5 \times (459^2) (1.259 \times 62.4)}{2 \times 4.18 \times 10^8 \times 25.52} = 0.0035 \text{ pie}$$

De la ec. (10.6)

$$\begin{aligned} h &= h_o + h_c \\ &= 0.0810 + 0.0035 = 0.0845 \text{ pie} \end{aligned}$$

Esta corresponde a 1.01 plg., y por lo tanto no se inundará la torre.

Altura de la torre

Distancia entre cabeza y la primera etapa, cm = 20.32 (8 plg.)

Distancia entre fondo y la última etapa, cm = 20.32

Espacio entre las etapas $\left(\frac{4.6}{0.7} \times 20.32 \right)$ cm. = 133.5

Total = 174,17 cm.

Finalmente se eligió los siguientes parámetros:

Columna de intercambio iónico:

Material de fabricación : Plástico PVC

Tipo : Columna empacada, anillo rashing ϕ ½" PVC

Dimensiones : Diámetro 1/4"
Altura 120 cm
Característica

Además debe contar con accesorios y elementos auxiliares para su normal operación (tuberías de PVC, rotámetros bomba de dosificación y estructura metálica para su montaje).

Se contará con dos unidades operativas de igual característica (intercambiador + regenerador).

5.3.4 Sedimentador:

Función: Separar la solución rica en alúmina de la no-reaccionada

Material de Fabricación: Acero inoxidable 304

Dimensiones principales:

Diámetro : 90 cm

Lado recto : 120 cm

Altura de Cono: 25 cm

Capacidad nominal : 650 lt.

Características : X

Cuerpo del tanque : Plancha acero inoxidable 304
1/8" espesor.

Fondo del Tanque : Cónico (20 cm de alto) con
brida \varnothing 3" para descarga.

5.3.5 Filtros de discos rotatorios:

Dimensiones	:	Discos \varnothing 18"
No. de discos	:	06 unidades
Superficie sumergida	:	50%

Características:

Equipo de laboratorio (Dor Oliver)

Equipos de complementos auxiliares completos (sistema de vacío 20" Hg. max, motor reductor para rotación y otros).

Superficie expuesto a la suspensión ácida (PH : 1.1)

Serán construidos con acero inoxidable

5.3.6 Filtro Prensa

Tipo	:	Placas y marcos 10" x 10" con espesor ½"
No. de Placas/marcos	:	12
Características	:	
Material de filtros	:	Lonas
Material de Placas/marcos:	:	Fibra de vidrio recubierta con resina epóxica.

5.3.7 Bomba de Transferencia: La bomba seleccionada

Tipo : Centrifuga

Material de fabricación: voluta e impulsor de ácido al carbono.

Potencia : 2 HP

Características :

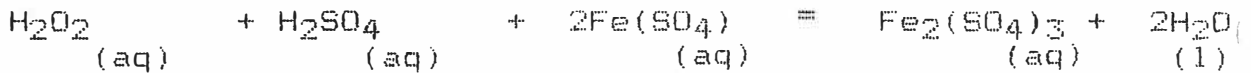
La bomba transferirá líquido clarificado (sp-gr: 1.26) y lodos provenientes del sedimentador.

5.3.8 Cálculos para el reactor de oxidación

Tipo de reactor : RTA (Reactor de Tanque agitado)

Volumen del reactor, m³ : 1000 lt

Cálculo del calor de reacción



$$H^{25^\circ\text{C}} \text{ productos} = -2 \times 68.315 - 653.3 = -789.93 \text{ Kcal/mol}$$

$$H^{25^\circ\text{C}} \text{ reactante} = -1 \times 45.80 - 269.508 - 2 \times 236.2$$

$$H^{25^\circ\text{C}} \text{ reactante} = -787.708 \text{ Kcal/mol}$$

$$\Delta H^{25^\circ\text{C}} r = -789.93 - (-787.708) = -2.22 \text{ Kcal/mol}$$

El calor de reacción es exotérmico.

El calor que se retira es:

$$Q \text{ retirado} = \left(\frac{4.1 \text{ Kg.}}{399.88 \text{ Kg/mol.}} \right) \left(2.2 \frac{\text{Kcal}}{\text{mol}} \right)$$

Q retirado 22.5568 cal.

Si este calor se libera instantáneamente, es necesario utilizar agua de enfriamiento. El coeficiente de transferencia de calor utilizado en el caso en que se utiliza agua para los materiales señalados en el acápite anterior es: 220 Kcal/hr.m^2

Tipo de agitador : hélice o turbina (600 R.P.M)
Horsepower motor, cv : 3 - 10
Area de intercambio de calor : es despreciable
Material de fabricación : Fibra de vidrio reforzado
Dimensiones principales : Diámetro : 100 cm
Lado recto: 125 cm
Capacidad nominal : 1000 lt

5.3.9 Diseño del secador

Solamente un especialista puede dar una decisión confiable tanto para la elección y el dimensionamiento y precio subsiguiente del secador. Por consiguiente, es usualmente necesario consultar a los fabricantes para un estudio serio.

Sin embargo se sugiere un tipo de secador para este proceso:

Secador

Tipo : Bandejas
Capacidad : 120 Kg/carga

Potencia : 10 Kw

5.3.10 Dimensionamiento de los tanques de almacenamiento

Se debe prever dos tanques para almacenar el sulfato de aluminio. Uno para el licor decantado proveniente del sedimentado, y otro para almacenar el producto purificado. Ambos se dimensionaran para un día de operación o sea 3 batch.

TK = 1 .

$$V = \frac{627.87}{1.2590} \times 3 \times \frac{1}{0.85} = 1.760 \text{ M}^3$$

TK = 2 .

$$V = \frac{638.73}{1.2590} \times 3 \times \frac{1}{0.85} = 1.790 \text{ M}^3$$

Ambos tanques son cilíndricos y verticales:

Altura : 1.4 mt.
Diámetro : 1.3 mt.
Forma del techo : Base plana

5.3.11 Tamaño y capacidad de planta

La Planta Piloto de Sulfato de Aluminio ha sido diseñado para producir 239.2 Kg de producto Tipo A por batch de 08 horas.

Para las proyecciones de la capacidad de Planta se considera un año operativo a 312 días laborables (08 hrs./día) por lo cual la capacidad de producción de la Planta Piloto de Sulfato de Alúmina es de 74,630 Kg.

Luego las características de la Planta Piloto de Sulfato de Alúmina a proyectar serán:

- °° Materias Primas & insumos : Origen Nacional 100%
- °° Producto : Sulfato de Aluminio Tipo A
Bolsas por 50 Kg.
- °° Capacidad de producción
For mes operativo : 6 219 Kg.
For año operativo :74 630 Kg.
- °° Costo Unitario de Sulfato de Alúmina: 0.31 US\$
- °° Ratios de Producción : STA/Arcilla: 2.39
STA/Acido sulfúrico 1.59

CAPITULO SEIS

EVALUACION DE LOS COSTOS DE PRODUCCION PARA
LA PLANTA PILOTO

6.0 EVALUACION DE LOS COSTOS DE PRODUCCION PARA LA PLANTA PILOTO

En este capítulo se tratará de estimar los costos de producción considerando la restricciones que implica que el escalamiento ha sido realizado a nivel de Planta Piloto bajo el supuesto que la tecnología probada y consolidada por muchas corridas experimentales a nivel de laboratorio funcionará, también a la escala piloto planteada es decir; producir 239.2 Kg. de Sulfato de Aluminio Tipo A.

6.1 COSTOS DE FABRICACION

6.1.1 Materias Primas

MATERIA PRIMA	Kg/batch	Kg/año	US\$/Kg	US\$/año
Arcilla Caolinitica	100.0	31 200	0.21	624
Ac. Sulfúrico 98%	150.8	47 049	0.08	3 764
Agua Oxigenada 35%	1.2	374	1.42	532

SUB TOTAL 4 920

Mas 14% IGV 689

Total : 5 609

6.1.2 Remuneraciones

C O N C E P T O	US\$/MES	US\$/año
Mano de obra directa (02) Obreros	160	2 560
Mano de Obra Indirec <u>t</u> a (01) Ingeniero	200	3 200
Personal Administra <u>t</u> ivo (01) Empleado	120	1 920
	TOTAL :	7 680

6.1.3 Mantenimiento y Reparación

Se considera un monto de 2% de las inversiones de capital fijo (24 700 US\$), vale decir 500 US\$ por año operativo.

6.1.4 Suministro de Operaciones

Comprende los gastos efectuados como por ejemplo: Lubricantes, gastos por análisis químico y control de calidad, regenerantes de resina de intercambio iónico, envases y otros materiales que no son de mantenimiento y/o reparación. Se estima un monto de 791 US\$.

6.1.5 Potencial y Servicios

a. Energía Eléctrica

Se ha considerado una potencia suscrita de 20 Kw-mes y un consumo mensual de 3500 KWh para el tamaño y máquinas de esta planta piloto de Sulfato de alúmina. Incluyendo arbitrios y tributos municipales se tiene un monto anual de US\$ 5 000.

b. Agua

Cálculos previos nos indican que el presente proyecto tendrá un consumo mínimo de agua (menos de 32 M³ mes). El desembolso anual alcanza al suma de 120 US\$.

6.1.6 Depreciación

Se le ha asignado un monto aproximado del 10% de las inversiones de capital fijo (US\$ 24 700), vale decir US\$ 2 470 por año.

6.1.7 Seguros, Impuesto y Alquileres

De igual forma, se estima que alcanza el 2% del valor de los activos fijos (US\$ 24 700). Esto es US\$ 500 por año aproximadamente.

6.2 GASTOS ADMINISTRATIVOS

a. Suministro para Oficina

Comprende los gastos de material de oficina en general.
Se estima un monto anual de US\$ 250.

b. Gastos Diversos Administrativos

Se tiene los gastos de comunicaciones, servicios de limpieza, asuntos tributarios contables y etc. Se estima un monto anual de 700 US\$.

6.3 RESUMEN DE LOS COSTOS DE FABRICACION

Bases de Cálculo

Período de Tiempo : 1 año operativo
Volumen de Producción : 74 630 Kg. de Sulfato de Alúmina Tipo A.
Programa de Producción : 312 días laborables/año operativo, 1 Turno/día.

ESTRUCTURA DEL COSTO TOTAL DEL PRODUCTO (US\$)		
CONCEPTO/AÑO OPERATIVO		AÑO
Costo de Fabricación		
Materiales directos		5 609
Mano de obra directa		2 560
Costos Indirectos de Fabricación		
Mantenimiento/Reparación	500	
Suministro de Operaciones	791	
Mano de obra indirecta	3 200	
Energía Eléctrica	5 000	
Agua	120	
Amortización de Intangibles	200	
Depreciación	2 470	
Seguros/Impuestos/Alquiler	500	<u>12 781</u>
Total Costo de Fabricación		20 950
Gastos de Administración		
Remuneración		1 920
Suministro de Oficina		250
Gastos Diversos Administrativos		700
	COSTO TOTAL US\$	23 820

COSTO UNITARIO DE SULFATO DE ALUMINA: \$ 0.319
--

6.4 INVERSION EN MAQUINARIAS Y EQUIPOS PRINCIPALES PLANTA PILOTO DE SULFATO DE ALUMINIO (en US\$).

MAQUINARIA Y EQUIPO	PRECIO (\$)
Triturador/chancador	1200
Reactor de Lixiviación c/motorreductor	6500
Sedimentador	2000
Filtro de Discos Rotatorios	3000
Filtro Prensa	1500
Bomba de Transferencia	1000
Reactor de Oxidación (Tk Fibra de Vid.)	300
Columna de Intercambio Iónico	1000
Secador	1500
Estructuras metálicas para montaje de Eq. y maquinarias	
TOTAL US\$	19000

Nota: Las características de estos equipos aparecen en la sección 5.3

6.5 INVERSIONES

C O N C E P T O	MONTO EN US\$
<u>Inversión Fija</u>	
a. Tangibles	
Maquinaria & Equipo (Anexo B)	19 000
Cañerías y Tuberías	700
Accesorios Eléctricos	800
Obras Civiles	800
Equipo de Laboratorio (Básico)	2 000
Equipo de Oficina	600
Muebles y Enseres	800
Total Activos Fijos	24 700
b. Intangibles	
Ingeniería, Montaje y Instalación del Proyecto	2 000
c. Imprevistos (10% Anterior Acumulado)	2 700
INVERSION FIJA US \$ 29 400	
<u>Capital de Trabajo</u> (10% de Inversión Fija)	3 000
INVERSION	TOTAL US\$ 32 400

CAPITULO SEPTIMO

SIMBOLOGIA

SIMBOLOGIA

ap	=	superficie de lb relleno, pie ² /pie ³
A	=	componente A, de líquido A/hr
Ad	=	sección transversal del conducto descendente, pie ²
An	=	sección transversal neta de torre: At-Ad, pie. ²
At	=	sección transversal de la torre, pie ²
B	=	componente B, lb de líquido B/hr
df	=	tamaño de relleno, pie
dfc	=	tamaño crítico de relleno, pie
do	=	diámetro de perforación o tobera, pie
dp	=	diámetro de gota, pie
g	=	aceleración debida a la gravedad, pie/h ²
gc	=	factor de conversión, 4,17 x 10 ⁸ lbm. pie/lbf h ²
hc	=	profundidad de líquido dispersado en una bandeja debido al flujo continuo de líquido, pie
h	=	profundidad de líquido dispersado acumulándose en una bandeja, pie.
hd	=	profundidad del líquido disperso en una bandeja debido al flujo del líquido disperso, pie.
ho	=	altura necesaria para provocar el flujo a través de un orificio, pie
Nd	=	número de etapas ideales, adimensional
P	=	grupo adimensional
Re	=	número de Reynolds, adimensional
Vd	=	velocidad a través del conducto descendente, pie/h
Vk	=	velocidad característica, pie/hr

V_{t1}	=	velocidad terminal de decantación
x	=	concentración de soluto masa/volumen A
y	=	concentración de soluto masa/volumen B
	=	diferencia
e	=	volumen de la fracción de vacío en un lecho relleno, adimensional
μ	=	viscosidad, cp
ρ	=	densidad, lbm/pie ³
σ	=	tensión interfacial, lbf/pie
ϕ_D	=	fracción de volumen en la fase dispersa, adimensional
STA	=	Sulfato de Aluminio
STF	=	Sulfato de hierro

SUBINDICES

F	=	alimentación
f	=	condición de inundación
Np	=	última etapa de una cascada

A.1. DETERMINACION DE ALUMINIO (COMO Al₂O₃)

Método Gravimétrico

Para la determinación gravimétrica se emplea una solución de oxina (8 - hidroxiquinoleína) al 5%, en ácido acético 2N; 1 ml. de esta solución es suficiente para precipitar 0.003 gr. de aluminio. El precipitado de "oxinato de aluminio se filtra por crisol de Gooch, tarado, a una temperatura mayor de 60°C.

Se lava bien con agua caliente, se seca a 130 - 140°C, hasta constancia de peso y se pesa Al(C₉H₆ON)₃(5).

Reacción:



$$\text{Peso de Al}(\text{C}_9\text{H}_6\text{ON})_3 \times 0.1109 = \text{Peso de Al}_2\text{O}_3$$

A.2. Determinación de hierro por Espectrofotometria

El hierro ferroso reacciona con la orto fenantroleína para dar un complejo anaranjado rojizo ((C₁₂H₈N₂)₃Fe)⁺⁺

La intensidad de la coloración no depende de la acidez en el intervalo de pH 2 - 9 y es estable durante largo tiempo.

El hierro férrico puede reducirse con clorhidrato de hidroxilamina o con hidroquinona (6).

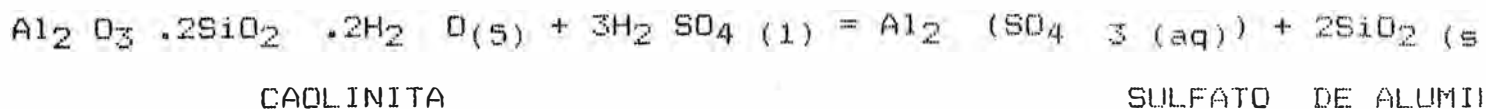
La lectura de absorvancia se lee a una longitud de onda de 510 nm. sin filtro.

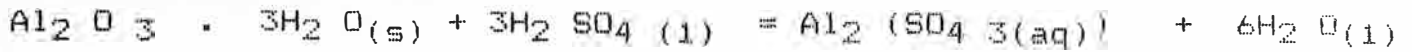
Condiciones de operación del Espectrofotómetro UV - VIS Coleman-139:

Slit	:	0.26
Sensibilidad:		
Fino	:	8
Grueso	:	4
Longitud de onda	:	510
Filtro	:	blanco

A.3. Reacciones químicas en el Proceso de elaboración de sulfato de alúmina Tipo A

a. Lixiviación de la arcilla con H₂SO₄

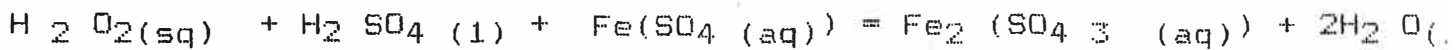




GIBBSITA

SULFATO DE ALUMINA

B. Oxidación de la solución de sulfato de fierro con peróxido de hidrógeno



PEROXIDO DE
HIDROGENO

SULFATO
FERROSO

SULFATO
FERRICO

c. Purificación de la solución de sulfato de alúmina mediante extracción líquida - líquida

Preparación de la resina

Se la hace reaccionar con ácido sulfúrico.

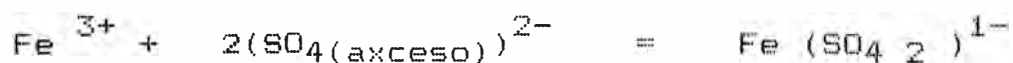


R' = resina de intercambio iónica (Amberlite: LA-1)

$(SO_4)_2R_2 =$ resina convertida a la forma de sal de sulfato
 (R = R'H)

Presencia del hierro en la solución

Cuando el hierro es disuelto en soluciones de sulfato concentradas, usualmente formado por la lixiviación de arcillas que contienen aluminio, esta forma un radical aniónico complejo. Esto puede ser ilustrado por las siguientes reacciones:



Reacción de purificación

El radical aniónico de hierro reaccionará con la resina de la siguiente manera:



A.4 DIRECTORIO INDUSTRIAL / COMERCIAL

No.	EMPRESA	DIRECCION	TELEFONO
01	Minero Perú S.A.	Jr. Bernardo Monteagudo No. 222 Magdalena del Mar.	62 - 0740, 61 - 7641
02	Mundo Químico S.A.	Jr. Miguel Capurro No. 190 Callao (Alt. Cdra. 12 Av. Argentina)	65 - 6325, 65 - 0124
03	Comercial Lider srl	Calle Federico Villarreal No. 128 Miraflores	22 - 6546, 22 - 4257
04	Química Pacífico S.A.	Carretera A Ventanilla Km. 8 Callao	52 - 1636
05	Quimexsa	Mz. D Lt. 16 Urb. Industrial La Milla - San Martín de Porras	71 - 9077
06	Represol srl	Jr. Jorge Chávez No. 013 Breña	32 - 2240
07	Prodinsa Import S.A.	Calle Apolo No. 116 Urb. Olimpo Ira. Etapa Salamanca de Mont.-ATE	35 - 9104
08	Rayón Industrial S.A.	Av. Industrial No. 491 Lima	52 - 1134, 52 - 9140
09	Sulfato del Perú S.A.	Calle R. Treneman No. 937 Lima	31 - 4371
10	Víctor Martinoti S.A.		24 - 7279
11	Proveedor		72 - 9230, 729836

A.5 INDICADORES ECONOMICOS : 1982/1990

A Ñ O	Producción Global: FBI (Tasa de Crecimiento Anual)	Producción Sector Manufact. (Tasa de Crecimiento Anual)
1982	0.2	- 1.2
1983	- 12.6	-18.1
1984	4.8	5.7
1985	2.3	4.5
1986	9.2	15.6
1987	8.5	12.8
1988	- 7.9	-10.4
1989	- 11.2	-17.8
1990 (E/A)	8.0	

Fuente : Perú en Cifras 1990, Instituto Nacional de Estadística

A.6 TARIFAS DE SERVICIOS LOCALES

1. ELECTRICIDAD

Tipo : Industrial Menor (Tarifa No. 30)

Suministros con alimentación a tensiones normales 220-440 voltios. Potencia Contratada : Menor 50 Kw.

DENOMINACION	UNIDAD	PRECIO
Precio Contratada	US\$/Kw-mes	4.100
Energía Activa	US\$/Kw-hr	0.075

Nota: Adicionar 25% al valor facturado por tributos y arbitrios municipales.

2. AGUA POTABLE

Tipo : Industrial (Ø: 1")

DENOMINACION	TARIFA
Agua Potable	0.35 US\$/m ³

Nota: Consumo mínimo : US\$ 11 x mes (32 m³ de agua)

Esta tarifa incluyen impuestos, DL 163

3. TELEFONO

Tarifa básica de Usuario (Abonado/mes)°

T I P O	P R E C I O
Doméstico / Residencial	US\$ 1.30
Comercial/ Industrila	5.50
Por llamada adicional al básico Comercial/ Doméstico	0.08

(°) Solo 100 lamadas por mes

4. COMBUSTIBLE

Combustible. Precio promedio de venta al público-Lima Metropolitana.

PRODUCTO	UNIDAD DE MEDIDA	PRECIO ACTUAL, US\$
° Gas. Motor		
De 84 Octanos	Galón	1.55
De 95 Octanos	Galón	2.55
° Petróleo		
Diesel 2	Galón	1.70
Residual	Galón	1.10
° Kerosene		
Doméstico	Galón	1.00
° Gas Líquido		
24 Libras	Balón	3.75
100 Libras	Balón	15.00

A.7 COTIZACIONES PRECIOS VARIOS

1. Maquinaria, Equipo, Accesorios y Servicios Auxiliares.
Diversos Motorreductor de Velocidad (Marca: Delcrosa/Perú).

POTENCIA (HP)	VELOC. SALIDA (RPM)	PRECIO (US\$)
4.8	56, 77, 96	1203
6.6	56, 80, 95	1590
9.0	80, 95	1689
9.0	56	4580
12.0	95, 80	4671

2. Tubería Plástica PVC - Fierro

Marca: Fortiplast - Acersa

D E N O M I N A C I O N		US \$
Tb PVC	∅ ½" x 5 m C110 A s/p c/r	1.5 2.3
Tub. PVC	∅ 1" x 5 m C110 A c/r	7.0
Tub. PVC	∅ 1.5" x 5 m C110 A s/p	8.0
Tub. PVC	∅ 4" x 5 m C17.5 A	22.0
Tub. PVC	∅ 6" x 5 m C110 A	33.0
Tub. PVC	∅ 4" x 3 m C1 pes. D	4.5
Tub. Fierro Galv. st	∅ 1.5" x 6.4 m	75.0
Tub. Fierro Galv. st	∅ 1.0" x 6.4 m	48.0
Tub. Fierro Galv. st	∅ ½" x 6.4 m	19.0
Tub. Fierro negro st	∅ ½" x 6.4 m	17.0
Tub. Fierro negro st	∅ 1" x 6.4 m	30.0
Tub. Fierro negro st	∅ 1.5" x 6.4 m	48.0
Tub. Fierro negro st	∅ 2" x 6.4 m	65.0
Tub. Ac negro sch 40 (c/cost)	∅ 1" x 6.4 m	36.0
Tub. Ac negro sch 40 (c/cost)	∅ 2" x 6.4 m	79.0
Tub. Ac Inox. sch 40 st	∅ 1" x 1.0 m	66.0

Planchas de Fierro / Acero Inoxidable

DESCRIPCION	PRECIO US\$
Plancha Fe Lac-Sider 1/8" x 4 x 8	48.0
Plancha Fe Lac-Sider 3/16" x 4 x 8	70.0
Plancha Fe Galvanizado 1/16" x 4 x 8	103.0
Plancha Ac. Inox. C316 1/16" 4 x 8	500.0
Plancha Ac. Inox. C316 1/8" 4 x 8	900.0
Plancha Ac. Inox. C304-2B 1/8" 4 x 8	500.0
Plancha Ac. Inox. C304-2B 3/16 4 x 8	1100.0

Fuente: Polimetales S.A. / Avisos Económicos el Comercio.

Bomba Centrífugas Standar (SErviceio: Agua)

POTENCIA (HP)	∅Carga/Descarga	PRECIO (US\$)
1/2	1" x 1"	100
1	1" x 1"	200
1.5	1.5" x 1.5"	270

Marca de origen importado

Fuente: Avisos Económicos El Comercio

Distribuidoras.

Revestimientos Tanques/Tubos

Polipropileno	2 mm x m ²	80 US\$
Polipropileno	4 mm x m ²	100 US\$

Fuente : Teléfono : 31-9088 23-0491

A.7 DETERMINACION DEL WORK INDEX DE LA ARCILLA ADRIEL

Para la determinación del índice de trabajo en el laboratorio (W_i), se preparò la muestra hasta una granulometria: -6 mallas (-4698 micrones), los datos obtenidos y los cálculos realizados en detalle se adjuntan a continuación:

MALLA	MICRONES	ALIMENTACION		PRODUCTO	
		PESO	ACUM. (-)	PESO %	ACUM. (-)
6	4698	20.22	79.78		
14	1410	36.52	43.26		
20	841	11.16	32.10		
65	210	18.76	13.34		
85	175	1.14	13.20		
100	149	2.28	9.92	27.80	72.20
200	74	5.10	4.82	29.50	42.70
270	52	4.82		21.26	21.44
325	44			3.26	17.82
-325	-44			17.83	

CALCULOS :
 Datos :
 W_i : Índice de trabajo
 P_1 : Malla de corte (210 micrones)
 G_{bp} : Grado de moliendabilidad :

$$\frac{8.843 + 9.8258 + 11.3181}{3} = 9.9956$$

F : 4700
80
P : 180
80

Fórmula : $W_i = \frac{44.5}{1 \times \left(\frac{0.23}{P} + \frac{0.82}{P} \left(\frac{10}{\sqrt{P}} + \frac{10}{\sqrt{4700}} \right) \right)}$

$$W_i = \frac{44.5}{(210) \times (9.9956) \left(\frac{10}{\sqrt{180}} + \frac{10}{\sqrt{4700}} \right)}$$

$$W_i = 3.29 \text{ kwatt-hr/t}$$

A.8 ANALISIS GRANULOMETRICO DE LA ARCILLA ADRIEL

En el gráfico A.4 se muestran la gráfica de Gaudin-Schumann para la muestra original y su representación es:

Rango Fino $F(x) = 366.7 - 72.83 \log/x$

Rango Grueso $F(x) = 106.3 - 3.78 \log/x$

* F(x) en %

** x en micrones

MUESTRA ORIGINAL

MALLA Nº	% PESO PARCIAL	% PESO ACUMULADO
2 1/4"	20.44	20.44
1 1/4"	10.11	30.55
1"	6.60	37.15
3/4"	12.80	49.95
1/2"	12.77	62.72
1/4"	17.19	79.91
10	11.73	91.64
28	4.06	95.70
65	1.83	97.53
150	0.84	98.37
200	0.45	98.82
-200	1.18	100.00

DISGREGACION DE MUESTRA ORIGINAL CON AGUA Y AGITACION

Una fracción de muestra original de 0.500 kg. de peso se introduce en un recipiente donde se agrega agua en una relación S/L de 1:2 y se agita por 3 etapas de 10 minutos, descargando y tamizando el material de cada etapa por malla 14, los productos luego del secado son pesados, los resultados se presentan en el siguiente cuadro:

ANALISIS GRANULOMETRICO - MUESTRA ORIGINAL DISGREGADA

MALLA NO	% PESO PARCIAL	% PESO ACUMULADO
1/2"	16.70	16.70
14	32.85	49.55
-14	50.45	100.00

TABLA I

COMPUESTO	ESTADO	CALOR DE FORMACION H ₂₅ ^o , Kcal/mol	
Kaolinita	c	-979.6	(21)
Gibbsita	c	-612.5	(21)
Sulfato de aluminio	aq	-906	(21)
Acido sulfùrico	aq	-269.508	(10)
Cuarzo	c	-203.35	(10)
Sulfato ferroso	c	-236.2	(10)
Sulfato fèrrico	aq 400	-653.3	(10)
Feròxido de hidrògeno	aq 200	- 45.80	(10)
Agua	e	- 68.315	(10)

TABLA II

TIPO DE FILTRO	CONCENTRACION DE SOLIDOS %	TAMANO DE PARTICULA MINIMO. mm.	MANIPULACION DEL CAKE *		
			RECUPERADO	LAVADO	SECADO
Hojas verticales	< 1-5	1-5 a 25-50	XX	X	X
Hojas	< 5-10	1-5 a 25-50	XX	XX	XX
Bastidos automáticos	1 a 50	1-5 a 25-50	XX	XX	XX
Rotatorio al vacío	5 a 25	5-50 a 150-250	XX	X	X
Corres o faja	5-10 a 50	15-50 a 150-250	XX	XX	X
Disco horizontal al vacío	5-10 a 50	15-50 a 150-250	XX	XX	X

* XX Convencional

* X Posible

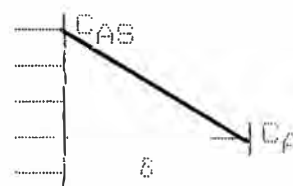
A.9 Cinética de la reacción

Para la reacción sólido líquido predomina básicamente la disolución que la reacción intrínseca.

Aplicando la ley de Fick: $J_A = -D_A \frac{dC}{dz}$

$$N'_A = -AD_A \frac{dC_A}{dz} \dots (1)$$

$$\lim_{\delta \rightarrow 0} \frac{C_A}{z} = \frac{C_A - C_{AS}}{\delta}$$



reemplazando: $N'_A = -AD_A (C_A - C_{AS})/\delta$

$$N'_A = -K (C_A - C_{AS}) \dots (2)$$

$$N'_A = -V \frac{dC_A}{dt} \dots (3)$$

(2)=(3)

ordenando e integrando:

$$\int_0^{C_A} \frac{dC_A}{(C_{AS} - C_A)} = -K \int_0^t dt$$

donde $k = AD_A/V\delta$

ECUACION CINETICA:

$$\ln (C_{AS} - C_A) = -kt + \ln (C_A) \dots (4)$$

donde

t = tiempo de reacción, hr

C_A = concentración de sulfato de aluminio a un determinado t (mol/lit)

C_{AS} = concentración de saturación de sulfato de aluminio

K = constante de reacción *incluye la reacción intrínseca y difusión del producto)

Data:

t , hr	C_A , mol/lit
1	0.5282
2	0.6148
3	0.6949
4	0.7060

donde C_{AS} para las condiciones de temp. es igual a 1.2383

reemplazando datos en la última ecuación (4) se tiene un valor para $K = 0.1236$ con un índice de regresión igual a 0.9683.

Cantidades iniciales $C_{A0} = 0.3632$ moles de Al_2O_3

$C_H = 1.4269$ moles de H_2SO_4

Vol. reactor = 385 lt

Reacción química: $Al_2O_3 + 3 H_2SO_4 \implies Al_2(SO_4)_3 + 3 H_2O$

CAPITULO OCTAVO

BIBLIOGRAFIA

BIBLIOGRAFIA

1. GOLL, G., SCHULZE H., & Schmidt, T.- "Posibilities for de production of Kaolin concentrate used as raw material for the extraction of mineral acidic alumina". Aufbercitungs - Technik. Nr.9. 1985 Freiberg DDR.
2. OJEDA, Maria y MENDOZA Atilio.- "Geoquímica y Estructura de arcillas" TECNIA. Vol. 3, Nº 1. pàg. 41-47. 1986. Universidad Nacional de Ingeniería, Lima - Perú
3. S KAY, Carl - U.S Patent Office 3.079.228
- 4.- TREADWELL, F.P.- "Tratado de Química analítica. Anàlisis cualitativo" Tomo I. 1944. Ed.Manuel Marin - Barcelona. p.432
5. VOGEL, Arthur.- "Química Analítica Cuantitativa". Vol. I, p.627, Ed. Kapeluz, Bs. As. 1960. (traducido de la segunda edición inglesa).
6. VOGEL, Arthur.- op.cit., vol. I, p.903
7. "Manual de análisis Químico".- LABORATORIO DE INVESTIGACIÓN DE S.F.L. LIP-408.
8. U.S. Patent Office .- 3.331.662. July 18, 1967
9. Useful Information for Pulp and paper Manufactures, p.20E
10. PERRY, John.- "Manual del Ingeniero Químico"
11. CHOPPIN, G.- "Química: ciencia de la materia, la energía y el cambio", 7ª ed., 1970, Mexico, Pub. Cultural.
12. TREYBAL.- "Transferencia de Masas" Ed. John Willey, 1960. United States. pa. 488, 516, 527, 535, 545.

13. "Pulp and Paper Manufacture".- Papermaking and paperboard making. Second Edition. prepared under the direction of the joint Textbook Committee of the paper industry. Mc.Graw Hill. New York, 1970. Vol. III, p. 43-44.
14. D'A. CLARK, James .- "Pulp technology and treatment for paper".- Miller Freeman Publication Inc. - San Francisco, USA, 1978. p.676.
15. TSANKOV .- "Study of the acid extraction of aluminum oxide from chukurovo clays in relation to the hydratation temperature. Metalurgia (Sofia) 1981, 36(5), 13-15. (Bulgaria).
16. ALY, F.H.- "Production of Aluminum sulfate from Egyptian clays. PartII. Disolution Kinetics of ALuminum oxide from Egyptian clays in sulfuric acid." J.Mines, Met. Fuels 1981, 29(12), 360-6 (Eng.)
17. ZAPOL'SKII, A.K.- "Study of the effect of different flocculants on the settling of solutions of aluminum sulfate during it's production from Kaolin." Khim. Tekhnol. (Kiev) 1980, (1), 10-12 (Russ.)
- FELLER, Harold.- "Extracting Iron from Aluminum Salt solutions using Bis(2-ethylexyl) phosphoric acid. U.S. 3.320.032, May 16, 1967.
19. STROMBERY, Carl.- "Process of removing iron from aluminum salt solutions" U.S. 3.254.948. June 7, 1966.
20. SMITH, J.M.- "Ingenieria de la Cinética Química" Compañia Editorial Continental, S.A., Mèxico, 1986. p.46, 55, 1335.
21. LANGE.- "Manual de Lange"
- CHAUVEL, Alain.- "Manual of Economic Analysis of Chemical Processes", Institute Francais du Pètrole. Mc. Graw Hill, 1976, p.249,265.