

UNIVERSIDAD DE CHILE
FACULTAD DE CIENCIAS FISICAS Y MATEMATICAS
DEPARTAMENTO DE INGENIERIA QUIMICA

OBTENCION DE FERTILIZANTES FOSFATADOS (S.F.T.) A PARTIR DE ROCA
FOSFORICA IMPORTADA Y ACIDO SULFURICO NACIONAL, ANTEPROYECTO
DE UNA FACTIBILIDAD TECNICO ECONOMICA.

ANDRES ROBERTO SOTO BUBERT

2000

**UNIVERSIDAD DE CHILE
FACULTAD CIENCIAS FISICAS Y MATEMATICAS
DEPARTAMENTO DE INGENIERIA QUIMICA**

**OBTENCION DE FERTILIZANTES FOSFATADOS (S.F.T.) A PARTIR DE ROCA
FOSFORICA IMPORTADA Y ACIDO SULFURICO NACIONAL,
ANTEPROYECTO DE UNA FACTIBILIDAD TECNICO ECONOMICA.**

ANDRES ROBERTO SOTO BUBERT

COMISION EXAMINADORA	CALIFICACIONES		FIRMA
	Nota (n°)	(Letras)	
PROFESOR GUIA SR. RALPH WERKMEISTER	:	_____	_____
PROFESOR CO – GUIA SR. ABDON ZOMOSA	:	_____	_____
PROFESOR INTEGRANTE SR. DONALD KERRIGAN	:	_____	_____
NOTA FINAL DE EXAMEN DE TITULO	:	_____	_____

**MEMORIA PARA OPTAR AL TITULO DE
INGENIERO CIVIL QUIMICO**

SANTIAGO DE CHILE
OCTUBRE 2000

RESUMEN DE LA MEMORIA
PARA OPTAR AL TITULO DE
INGENIERO CIVIL QUIMICO
POR: ANDRES SOTO BUBERT
FECHA: 20/10/2000
PROF. GUIA: SR. RALPH WERKMEISTER

OBTENCION DE FERTILIZANTES FOSFATADOS (S.F.T.) A PARTIR DE ROCA
FOSFORICA IMPORTADA Y ACIDO SULFURICO NACIONAL, ANTEPROYECTO
DE UNA FACTIBILIDAD TECNICO ECONOMICA.

El objetivo del presente trabajo de título es estudiar el anteproyecto de factibilidad técnico económica de una planta de fabricación de Superfosfato Triple (S.F.T.), para dar uso al ácido sulfúrico excedente en la región central y generar un producto de alta demanda en el mercado nacional de fertilizantes cuyo origen es actualmente importado. Ya que se cuenta con las materias primas de los fertilizantes nitrogenados (salitreras) y potásicos (Salar de Atacama), la elaboración de fertilizantes fosfatados en nuestro país permitiría contar con los tres elementos esenciales necesarios para elaborar toda clase de fertilizantes.

Para elaborar superfosfato triple es necesario en primer lugar reducir el tamaño de la roca importada mediante un proceso de molienda y cribado, hasta llegar a un tamaño que varía entre 150 y 200 mallas. Posteriormente dicha roca pulverizada se hace reaccionar con ácido sulfúrico concentrado proceso que dura algunas horas. Los productos principales obtenidos son ácido fosfórico y yeso. Luego mediante procesos de filtración y evaporación se separan ambos productos para obtener el ácido fosfórico concentrado. Dicho ácido se hace reaccionar con roca fosfórica para generar el superfosfato en una reacción muy veloz, el cual es posteriormente tratado para obtener condiciones de humedad y granulometría adecuadas.

La planta técnicamente elabora 100.000 toneladas de P_2O_5 /año de producto de buena calidad con un contenido de P_2O_5 de 43,5%. La planta se ubicaría preferentemente en la Quinta Región cerca de los puertos de Valparaíso o de San Antonio. La inversión fija alcanza los US\$ 20.243.103, siendo el proceso húmedo el más caro con US\$ 11.508.068. El capital de trabajo asciende a US\$ 12.541.500. El costo de producción de la planta es muy bajo con cifra US\$ 156,79/ton S.F.T.. El principal costo de producción es el de la roca fosfórica (compra, importación y traslado) con valor US\$ 66,76/ton S.F.T.. El valor presente neto, VPN, presenta valores muy elevados, a plazo de 15 años. De este modo a tasas de 10% se prevé un VPN de US\$ 16.983.882 y a tasas de 20% el VPN sería en el mismo lapso de tiempo cercano a los US\$ 2.916.689. La TIR es de un 24%.

La producción de superfosfato triple en el país es factible técnica y económicamente a partir de ácido sulfúrico nacional (Quinta Región) y roca fosfórica importada.

INDICE.

	Tema	Páginas
I.	Antecedentes Generales	1
I.1	Introducción.	1
I.1.1	El fósforo.	2
I.1.2	Aspectos Ambientales.	3
I.2	Los fertilizantes.	3
I.2.1	Clasificación de los fertilizantes fosfatados.	5
I.2.2	Superfosfato normal.	6
I.2.3	Superfosfato triple.	7
I.2.4	Fosfato de amonio.	8
I.3	Materias primas para elaborar superfosfato triple.	9
I.3.1	Acido sulfúrico.	9
I.3.1.1	Dióxido de azufre. (SO ₂).	9
I.3.1.2	Caracterización del ácido sulfúrico.	11
I.3.2	Roca fosfórica.	13
I.3.2.1	Contexto nacional.	13
I.3.2.2	Antecedentes generales de la roca fosfórica.	14
I.4	Antecedentes generales del mercado de los fertilizantes.	16
I.5	Justificación del estudio.	17
II.	Descripción general de los procesos de producción de fertilizantes fosfatados.	19
II.1	Superfosfatos simples.	19
II.2	Superfosfatos concentrados.	21
II.2.1	Proceso húmedo (desde roca fosfórica y ácido sulfúrico).	22
II.2.2	Acido superfosfórico.	24
II.3	Proceso de horno de arco eléctrico a partir de roca fosfórica.	25
III.	Estudio de Mercado.	29
III.1	Mercado de los fertilizantes.	29
III.2	Mercado del ácido sulfúrico.	34
III.3	Roca Fosfórica.	38
IV.	Capacidad y localización de la planta.	40
IV.1	Capacidad instalada de la planta.	40

IV.2	Localización de la planta.	40
V.	Descripción detallada del diagrama de proceso de la planta.	47
V.1	Etapa de preparación de la roca.	47
V.1.1	Chancado.	47
V.1.2	Lavado y clasificación.	47
V.2	Generalidades del proceso.	48
V.3	Consideraciones previas.	50
V.4	Acidulación de la roca.	52
V.5	Concentración del ácido fosfórico.	55
V.6	Obtención del superfosfato triple.	57
V.7	Flowsheet del proceso seleccionado.	60
VI.	Balances de Masa y Energía.	65
VI.1	Balances de masa.	65
VI.1.1	Planta de chancado.	65
VI.1.2	Proceso Húmedo.	66
VI.1.3	Obtención de S.F.T.	71
VI.1.4	Corrientes reales de flujo de proceso.	73
VI.2	Balance de Energía.	76
VI.2.1	Proceso Húmedo.	76
VI.2.2	Obtención de S.F.T.	77
VI.3	Dimensionamiento de equipos principales.	79
VI.3.1	Planta de chancado.	79
VI.3.2	Proceso Húmedo.	84
VI.2.4	Proceso de obtención de obtención de S.F.T. granulado.	97
VII.	Inversiones.	107
VIII.	Costos.	109
VIII.1	Costos Fijos.	109
VIII.1.1	Mano de obra y supervisión.	109
VIII.1.2	Depreciación.	111
VIII.1.2.1	Depreciación del activo inmovilizado.	111
VIII.1.2.2	Depreciación de edificaciones.	111
VIII.1.3	Mantenimiento.	111
VIII.1.4	Seguros.	112
VIII.1.5	Gastos generales.	112

VIII.1.6	Interés del préstamo.	112
VIII.1.7	Resumen de costos fijos.	115
VIII.2	Costos variables.	115
VIII.2.1	Inventario de materias primas.	115
VIII.2.1.1	Acido sulfúrico.	115
VIII.2.1.2	Roca fosfórica.	115
VIII.2.2	Suministros.	116
VIII.2.2.1	Energía eléctrica.	116
VIII.2.2.2	Agua de proceso.	116
VIII.2.2.3	Fuel Oil N°5.	116
VIII.2.2.4	Vapor de agua.	117
VIII.2.2.5	Envases.	117
VIII.2.2.6	Otros productos químicos.	117
VIII.2.2.7	Traslado del ácido.	117
VIII.2.2.8	Traslado de la roca.	118
VIII.2.2.9	Eliminación de desechos.	118
VIII.2.3	Resumen de costos variables.	119
VIII.3	Costo de producción.	120
VIII.4	Ingresos.	121
VIII.5	Punto de equilibrio de la planta.	121
IX.	Evaluación económica de la planta.	123
IX.1	Utilidades anuales.	123
X.	Discusiones.	130
XI.	Conclusiones.	136
	Referencias.	138
	Anexo A..	142
	Anexo B.	145
	Anexo C.	159
	Anexo D.	162
	Anexo E.	171
	Anexo F.	173
	Anexo G.	180

I. Antecedentes Generales.

I.1 Introducción.

El hombre desde tiempos ancestrales ha tenido que buscar formas de alimentación para sobrevivir. Sin duda que la aparición de la agricultura como fuente de suministro de insumos alimenticios fue un gran acierto. Pero a medida que el tiempo transcurre, la población aumenta y los sitios aptos para cultivo requieren incrementar su producción para satisfacer las necesidades de la humanidad. Es conocido que el clima como los fertilizantes son los factores críticos que controlan la producción y son responsables de la calidad de los productos.

Los fertilizantes son sustancias que contienen los nutrientes esenciales responsables del crecimiento de las plantas. El uso de los fertilizantes se conoce desde el año 500 AC donde los Celtas y otros pueblos Europeos usaban tiza para mejorar el suelo. Los Griegos y Romanos para estimular el crecimiento de las plantas usaban estiércol de animal. Sin embargo el estudio de estas técnicas recién se hizo presente a mediados del siglo XVII cuando se publica por científicos alemanes que el crecimiento de las plantas responde al uso de algunas sustancias. En 1804 se publica un artículo que se basa en el uso de nutrientes minerales para plantas. En 1830 se plantea que el uso de nitrógeno favorece el desarrollo vegetal y en 1845 se descubre que tanto el potasio como el fósforo también generan un aporte en este sentido. En 1849 se desarrolla la primera industria fabricante de fertilizantes en Estados Unidos [7].

Hoy en día se acepta que todo suelo contiene un número de elementos químicos que son necesarios para el crecimiento de las plantas. Los elementos más importantes son: nitrógeno, fósforo, potasio, calcio, magnesio, azufre, hierro, manganeso, cobre, zinc, boro y en algunos casos molibdeno sin contar el carbono, hidrógeno y oxígeno que son los constituyentes orgánicos que se encuentran en mayores proporciones. Uno de ellos, el fósforo, es de interés ya que la agricultura no posee sustituto, siendo la fuente tradicional disponible, la roca fosfórica. La explotación continua de los terrenos sin aplicación del

fósforo agota rápidamente las reservas de este elemento en el suelo, generando problemas de producción y calidad.

I.1.1 El Fósforo.

El fósforo es un elemento esencial en el metabolismo de las plantas y animales. El contenido total de P_2O_5 en el cuerpo humano adulto es de aproximadamente 1,6 Kg., la mayor parte del cual se encuentra formando los huesos.

Este nutriente ingresa a la planta a través de las raíces del vegetal en forma de aniones derivados del ácido fosfórico como son el $H_2PO_4^-$ y el HPO_4^{2-} .

El fósforo es un constituyente de varios compuestos orgánicos en plantas tal como el ácido nucleico y fosfolípidos. Una deficiencia de fósforo interfiere con la síntesis de estos compuestos y como resultado disminuye la división celular y la producción de la semilla. El fósforo, como los fosfatos, también actúan en el proceso de catálisis de la reacción que genera etilalcohol y dióxido de carbono a partir de azúcares. El desarrollo de la raíz y la madurez de una temprana cosecha son dependientes del fósforo. El fosfato se encuentra presente en varias coenzimas; la más famosa es el adenosin trifosfato (ATP), que transporta energía usada por un número importante de procesos bioquímicos [7].

Pequeñas cantidades de fósforo se encuentran disponibles a partir de huesos molidos y en los depósitos de guano, principalmente en regiones áridas como los famosos depósitos peruanos. Sin embargo, comercialmente, la roca fosfórica es la fuente principal de todos los productos químicos fosforados. El origen de este mineral puede ser ígneo o sedimentario. El fósforo se encuentra formando el mineral llamado apatita, el cual, cuando es puro, contiene alrededor del 40 a 42% en peso de P_2O_5 . En la naturaleza se encuentran dos variedades de apatita, la cloroapatita, $Ca_5(PO_4)_3Cl$ y la fluorapatita, $Ca_5(PO_4)_3F$. Esta última es el mineral comercial del que dispone Estados Unidos.

A parte de Estados Unidos, los principales depósitos de roca fosfórica se localizan en Marruecos, Túnez, Argelia, Egipto. La matriz de roca fosfórica se lava, tamiza y clasifica para dar una fracción de -20 +35 mallas, la cual se envía a la planta de flotación. Los concentrados se producen por flotación de espuma, empleándose agentes separadores tales como sustancias cáusticas, aceites combustibles y ácidos grasos. Una segunda flotación elimina la sílice mediante el uso de agentes tensoactivos catiónicos tales como

una amina de ácidos grasos de elevado peso molecular. El concentrado final contiene aproximadamente 68 a 74% de fosfato de calcio llamado en Estados Unidos BPL (Bone Phosphate of Lime) y puede usarse directamente en la fabricación de superfosfatos, fósforo elemental o ácido fosfórico. La roca fosfórica se vende en el comercio tomando como base el porcentaje de fósforo de calcio o fosfato de huesos (BPL) que se encuentra presente.

I.1.2 Aspectos Ambientales.

Algunos problemas ambientales se pueden generar a partir del uso de fertilizantes fosfatados. En particular ellos son la Eutroficación y la acumulación de metales pesados.

La eutroficación surge como un problema de contaminación de masas de agua con poca circulación como por ejemplo lagos o mares con poca corriente, con nutrientes de plantas en exceso. Surge así la eutroficación, o sea, se genera crecimiento excesivo de algas y otras plantas acuáticas. La putrefacción de estos organismos requiere mucho oxígeno, al punto que este se agota. Los peces mueren, y la purificación biológica del agua cesa. El contenido de P_2O_5 por litro debe ser menor a 0,015 mg para evitar este fenómeno. El mayor aporte de esta clase de contaminación es por parte de los detergentes con un 45%, siendo el aporte atribuido a los fertilizantes de un 10%.

La acumulación de metales pesados se debe a que la roca fosfórica que se emplea en la producción del fertilizante, contiene metales pesados. Por ejemplo el Cadmio es un metal que se encuentra en ciertas cantidades dependiendo del tipo de roca (origen). Según el proceso de fabricación del fertilizante, se tendrá un mayor o menor grado de metales pesados en el producto. Al agregar a los suelos los fertilizantes, dichos metales se acumulan con el tiempo generando depósitos que son indeseados. Por tanto elaborar fertilizantes a partir de rocas fosfóricas con bajo contenido de metales pesados es el ideal [7].

I.2 Los fertilizantes.

Las raíces vegetales pueden absorber muchos elementos minerales del medio, pero de ellos tan solo trece son indispensables como nutrientes. Estos suelen clasificarse como mayores y menores. Los mayores son aquellos que se requieren en cantidades significativas en comparación con aquellos clasificados como menores que requieren tan solo pequeñas porciones. Se presenta a continuación una descripción.

Elementos mayores:

Primarios (esenciales): Nitrógeno (N)
Fósforo (P)
Potasio (K)

Secundarios: Azufre (S)
Calcio (Ca)
Magnesio (Mg)

Elementos Menores:

Fierro (Fe)
Zinc (Zn)
Manganeso (Mn)
Cobre (Cu)
Boro (B)
Molibdeno (Mo)
Cloro (Cl)

Los elementos mayores clasificados como primarios son en general aquellos que no son suministrados en forma suficiente por los suelos. Los secundarios, en cambio, en general están presentes en suficientes cantidades en los suelos. El crecimiento de los cultivos no se ve afectado severamente por la falta de carbono, hidrógeno u oxígeno, excepto si existen fenómenos climáticos muy adversos (sequías, heladas, mal drenaje) o enfermedades. Sin embargo, a pesar de que los elementos esenciales, no constituyen más de

un 5% en peso de la planta fresca, son ellos los que limitan el crecimiento y producción de las plantas al escasear uno o un conjunto de ellos en el suelo [7].

Entre los productos que se agregan al suelo hay que distinguir entre fertilizantes y enmiendas. Cuando un producto se agrega con el objetivo de mejorar algunas propiedades físico químicas del suelo y no para aportar los nutrientes que contiene, se denomina enmienda. Por ejemplo la cal se aplica generalmente como enmienda a los suelos para disminuir la acidez de estos. El caso opuesto es un fertilizante.

Para la aplicación eficiente de fósforo al suelo agrícola, es importante el pH del suelo, pues determina la solubilidad y disponibilidad del fertilizante. En suelos muy ácidos, con pH menor que seis, el fósforo tiende a formar complejos con el aluminio y el hierro contenidos en la tierra, inhibiendo su disponibilidad. En un ambiente alcalino con pH superior a 7,2 se tiende a formar fosfato tricálcico insoluble. Por tanto suelos ácidos deben tratarse con cal previamente y los suelos alcalinos deben considerar el uso de fertilizantes muy solubles en agua [23].

Respecto a otros fertilizantes, los fertilizantes fosfatados son menos solubles, debido a su alta reactividad con las arcillas y materias orgánicas. Aquellos que presentan mayor solubilidad se usan en cultivos anuales y se incorporan en general al suelo junto a la primera aplicación de fertilizantes nitrogenados. Aquellos que poseen baja solubilidad tienden a permanecer en el lugar de aplicación sin percolar con las aguas de riego por lo que su uso se restringe para cultivos de varios años, permaneciendo latente en el suelo por largo tiempo.

Dentro de los fertilizantes existe una amplia clasificación que se detalla a continuación.

I.2.1 Clasificación de Fertilizantes Fosfatados.

Hay de distintos tipos. Ellos difieren entre sí en su grado de solubilidad. Este es un factor muy importante ya que el aprovechamiento que hacen los vegetales del fósforo presente en estos fertilizantes depende justamente de esta propiedad. Según la acidez del suelo, la clase de las plantas y el modo de aplicación se pueden diferenciar algunos productos de este tipo.

El grado de aprovechamiento de los fertilizantes fosfatados se suele estimar basándose en su solubilidad en agua y ácido cítrico. De este modo, dentro del contenido total de fósforo de un fertilizante, se debe distinguir entre aquel que es soluble en agua, aquel que es soluble en reactivos cítricos y aquel que es insoluble en ambas situaciones anteriores.

Sobre la base de lo anterior, se reconocen tres tipos de fosfatos, de acuerdo a su aprovechamiento:

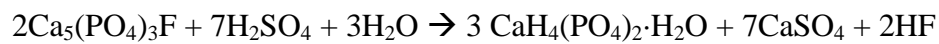
- a) Aquellos altamente solubles en agua, como los fosfatos de aluminio y los superfosfatos.
- b) Aquellos poco solubles en agua pero solubles en ácido cítrico o citrato de amonio. Entre estos se encuentran los fosfatos Rhenania, el fosfato dicálcico BIFOS, Escorias Thomas y otros.
- c) Aquellos poco solubles en los reactivos antes mencionados, como son los superfosfatos naturales entre los cuales están los hiperfosfatos (fosforitas molidas) y las harinas de huesos.

Los principales fertilizantes en el país son el superfosfato normal, el triple y el fosfato de amonio. Se presenta a continuación algunas características de ellos [23].

I.2.2 Superfosfato normal.

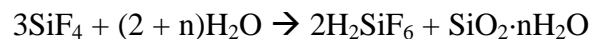
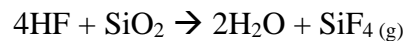
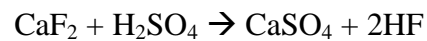
La roca fosfórica es insoluble en agua, y por lo tanto el fósforo no se encuentra disponible para uso agrícola. Si se aplica al suelo directamente roca fosfórica finamente molida hay una lenta conversión del fósforo a una forma soluble, dependiendo de la acidez y naturaleza del suelo. Sin embargo, por lo general, antes de que la roca fosfórica pueda utilizarse como fertilizante es indispensable tratarla en alguna forma para convertir el fósforo a una forma soluble.

El método clásico es el de acidulación de la roca con ácido sulfúrico para producir superfosfato normal, reacción que puede representarse de la siguiente manera:



El sulfato de calcio se encuentra normalmente como anhidrita, y solo pequeñas cantidades en forma de yeso, $\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$. Sin embargo, el fosfato monocálcico se presenta principalmente como un hidrato cristalino.

En muchas rocas comunes, el flúor se halla en exceso al requerido por la fórmula de la fluorapatita. Se supone que este exceso de flúor está presente como CaF_2 , el cual reacciona con el ácido sulfúrico de acuerdo con las ecuaciones siguientes:

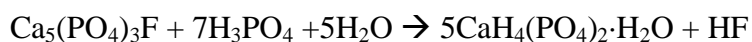


El ácido fluorhídrico producido por acidulación, reacciona con la sílice para formar un tetrafluoruro de silicio que es volátil. En un frasco lavador de gases empleando agua, reacciona con esta para formar ácido fluosilícico y sílice en estado de gel hidratado; el ácido fluosilícico se desecha o se recupera como fluosilicatos. En la práctica, aproximadamente la mitad del flúor presente en la roca se desprende, el resto permanece en el fertilizante de superfosfato [8].

I.2.3 Superfosfato Triple.

Aun cuando el ácido sulfúrico es el reactivo más barato que se puede emplear para acidular la roca, tiene una desventaja; el P_2O_5 disponible en el producto es aproximadamente del 20% debido a las grandes cantidades de sulfato de calcio que se forman en la reacción.

Se puede obtener un producto mucho más concentrado, acidulando la roca con ácido fosfórico para producir superfosfato triple. La reacción es la siguiente:



Como en el caso de superfosfato normal, alrededor de la mitad del flúor se desprende como SiF_4 , que se absorbe en el agua, se desecha o se convierte en fluosilicatos.

La mayor parte del superfosfato triple se fabrica empleando ácido fosfórico del proceso húmedo porque es más barato que el ácido obtenido en el arco eléctrico. La concentración teórica del ácido requerida para el superfosfato triple es del 88% de H_3PO_4 . Sin embargo, el uso de ácido a esta concentración origina reacciones colaterales indeseables y también da reducidos rendimientos de fosfato monocálcico debido a que algo de agua debe estar presente para que la reacción se aproxime a su consumación a una velocidad razonable. Si el superfosfato triple no se seca artificialmente, la concentración del ácido es normalmente de 70% a 78% de H_3PO_4 . Esto introduce algo de humedad en el producto final pero no la suficiente para causar problemas en el manejo. Sin embargo, si el superfosfato triple se seca antes de embarcarse o si ha de ser subsecuentemente amoniado o incorporado a fertilizantes mezclados, la concentración del ácido puede ser del 34% de H_3PO_4 .

Comercialmente, existe poca diferencia entre la fabricación del fosfato triple y el normal, excepto que el superfosfato triple fragua más aprisa.

Dependiendo del tipo de roca y de la concentración del ácido fosfórico que se usen, el superfosfato triple contiene de 40 a 49% en peso de P_2O_5 disponible. Esto representa más del doble de la concentración en el superfosfato normal. Cuando el producto debe enviarse a distancias considerables no hay duda que el superfosfato triple es más económico desde el

punto de vista del productor y del consumidor. En la actualidad, parece ser que existe una tendencia al uso de fertilizantes más concentrados [8].

1.2.4 Fosfato de amonio

Existen tres tipos de fosfatos de amonio: monoamónico, diamónico y triamónico. El primero es un fertilizante soluble con un valor nutriente doble, ya que aporta alrededor de un 11% en nitrógeno y un 48% en P_2O_5 . Se obtiene a partir de la neutralización de amoníaco con ácido fosfórico. Su fórmula química es $NH_4H_2PO_4$. Por su contenido amoniacal genera un efecto ácido en el suelo.

El fosfato diamónico por su parte, posee un 18% de N y un 46% de P_2O_5 y tiene por fórmula química $(NH_4)_2HPO_4$. Es el más soluble de todos y su contenido en fósforo es totalmente aprovechable. Es de carácter ácido. Se fabrica a partir de solución monoamónica, ácido fosfórico y amoníaco.

El tercer y último caso es el triamónico, pero su uso no es común como fertilizante. Su fórmula química corresponde a $(NH_4)_3PO_4$.

I.3 Materias Primas para elaborar superfosfato triple.

I.3.1 Acido Sulfúrico.

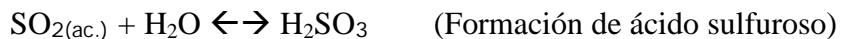
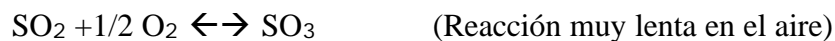
El azufre existe en la atmósfera en 3 formas: SO_2 , H_2S y sulfato (aerosol).

Sus principales fuentes de contaminación son: los carburantes fósiles (SO_2). Entre ellos los productos de carbón poseen 3% de azufre y los derivados del petróleo 0,03%. Los procesos biológicos, principalmente en zonas costeras aportan H_2S , al igual que la descomposición de productos orgánicos. La tostación de minerales sulfurados aporta SO_2 .

Esta clase de contaminación acarrea problemas los cuales se mencionan a continuación.

I.3.1.1 Dióxido de Azufre (SO₂).

- a) **A la salud del ser humano:** Produce irritación en el tracto respiratorio por ser soluble en fluidos del cuerpo, su acción es aguda; datos de laboratorio revelan que el SO₂ inhibe los movimientos ciliares en el tracto respiratorio, lo cual explica una mayor facilidad de infección de las vías respiratorias ya que estos son los encargados de limpiar esta zona de microorganismos y partículas tóxicas. Caso típico es el de la neblina de Londres de 1952 (5-8 de Diciembre) que causó un aumento de 3500-4000 defunciones sobre el valor normalmente previsto; esta niebla presentaba altos niveles de partículas y SO₂. Las ecuaciones que pueden describir el fenómeno son:



- b) **A la salud de animales:** Sobre 100-500 [ppm] los expone con mayor facilidad a infecciones.
- c) **Daño a los vegetales:** Se produce daño a la célula de la hoja, esta destruye la clorofila (color marfil) en otros casos, el tejido de las hojas toma coloración café (coloración, clorosis, necrosis), además puede producir daños ocultos, los cuales se traducen en la afección de la fotosíntesis levemente, el crecimiento, la productividad e incluso la sobrevivencia de la planta. La explicación del mecanismo se puede explicar del siguiente modo: El SO₂ entra a las hojas como gas y actúa sobre las células; las plantas según tipo y edad poseen una tolerancia límite. Si se sobrepasa dicho límite, el vegetal no alcanza a desintoxicarse del SO₂ o sulfato lo que generan el desplome. Entre las

más sensibles se hallan la alfalfa, la cebada, el algodón y el trigo; las más resistentes serían las papas, cebolla y maíz.

En ambientes con concentración menor a 100 [$\mu\text{g}/\text{m}^3$] no se ve afectada ninguna especie. En concentraciones de 300 a 700 [$\mu\text{g}/\text{m}^3$] el daño en las hojas se manifiesta (785 [$\mu\text{g}/\text{m}^3$] durante 8 hrs produce manchas en las hojas y clorosis). La explicación se apoya en el hecho de que las plantas basan su ruta metabólica en la participación del ácido glicólico el cual se asocia a los procesos de fotorrespiración de estos vegetales; en presencia de SO_2 esta ruta metabólica se ve afectada.

d) **En materiales** (exceso de 200 [ppm]):

1) Metales: Los fierros y aceros en ambientes húmedos aceleran su corrosión por la presencia del SO_2 al igual que el Aluminio que desprende un polvo blanco $\text{Al}_2(\text{SO}_4)_3 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$ (Se observa formación muy rápida de H_2SO_4 en la superficie del material a partir de SO_2 por la presencia de la humedad), cosa que en el cobre produce un recubrimiento verdoso (sulfato de cobre CuSO_4) y en el níquel produce sulfato de níquel. Para el cobre se tiene:



2) Las piedras carbonatadas, piedra caliza y mármol se desgastan con gran facilidad; los textiles como el algodón, la lana, el nylon e incluso materiales como el cuero absorben SO_2 y lo traducen incluso en ácido sulfúrico al hidratarse. El papel también sufre por poseer impurezas de metales en su fabricación volviéndose quebradizo y poco plegable.

I.3.1.2 Caracterización del Acido Sulfúrico.

El ácido sulfúrico puede resultar muy tóxico en altas concentraciones, afecta las vías respiratorias al punto de producir hemorragia pulmonar. Sobre 0,06 [ppm] empiezan los problemas en seres humanos.

El ácido sulfúrico es el reactivo químico más usado en el mundo. Es un reactivo muy utilizado por ser un ácido fuerte y un agente oxidante. Entre sus principales usos se encuentran la fabricación de fertilizantes (superfosfatos). También se utiliza en la potabilización de agua, para producir sulfato de aluminio a partir de bauxita. Otro uso es en la fabricación de detergentes (sulfonación de dodecibenceno). En la industria papelera tiene relación con la producción de pulpa de papel. En metalurgia se utiliza en el decapado de metales. También a partir de este se puede fabricar una serie de sulfatos, entre ellos, el de cobre (agro fito sanitarios), cromo (curtido de cueros) y aluminio (agua potable, curtiembre, industria del papel y para producir sales de aluminio). Se aplica además en una serie de procesos químicos, de refinación y producción de baterías.

El ácido sulfúrico fumante u OLEUM, es una disolución de anhídrido sulfúrico (SO_3) en ácido sulfúrico 100% (H_2SO_4). La producción se realiza en una instalación complementaria de la unidad productora de ácido sulfúrico 98%. Las propiedades de este ácido se presentan a continuación. Este ácido puro, es líquido a temperatura ambiente; presenta una afinidad extremadamente grande por el agua y forma diversos compuestos o hidratos, como $\text{H}_2\text{SO}_4 \cdot \text{H}_2\text{O}$ y $\text{H}_2\text{SO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$. Concentrado es extremadamente corrosivo. Su dilución desprende una cantidad de calor no despreciable. Alrededor de 800 KJ de calor se liberan por un mol de ácido sulfúrico se diluye en agua. Para diluir el ácido concentrado, se debe agregar este en forma de chorro muy delgado al agua con agitación constante.

El ácido sulfúrico comercial contiene cerca de 93% de H_2SO_4 en peso siendo el resto agua. Es un buen agente deshidratante y en soluciones acuosas diluidas, es un ácido fuerte que se disocia en agua completamente generando un ion de sulfato de hidrógeno. Su acidez sin embargo depende de la concentración. Esta propiedad le otorga reactividad con los metales y sus óxidos. A temperatura ambiente es un oxidante suave, pero concentrado y caliente su acción es bastante agresiva.

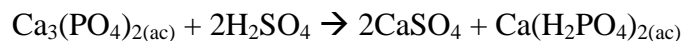
Respecto a sus características físico químicas se presentan los datos más relevantes a continuación:

Datos Físico Químicos [12]:

- a) Peso molecular: 98 gr/mol
- b) Punto de ebullición a 760 mm Hg: 270 °C
- c) Peso específico: 1,84 gr/cc
- d) Punto de fusión: 3°C
- e) Presión de vapor a 20°C: 0,001 mm Hg
- f) Miscibilidad en agua a 20°C: miscible en todas proporciones.
- g) Condiciones que le otorgan inestabilidad: no hay.
- h) Reactividad violenta: con materiales orgánicos tales como carburos, cloratos, fulminatos y pieratos, puede fabricar incendios y explosiones. En contacto con metales puede liberar emanaciones tóxicas de SO₂ y H_{2(g)} inflamable.
- i) Al descomponerse puede liberar gases tóxicos como CO, SO₂ o vapores de ácido según sean las condiciones químicas o los reactivos presentes.
- j) Algunos plásticos, caucho y revestimientos pueden ser descompuestos por la presencia de este ácido.

La mayor parte del ácido sulfúrico es usado por la industria fertilizante para convertir rocas fosfatadas a fosfato soluble. Estas rocas se pueden representar químicamente por la fórmula Ca₃(PO₄)₂.

La reacción que ocurre es la siguiente:



El producto de mezcla que contiene dihidrógeno de calcio fosfato soluble, Ca(H₂PO₄), es secado, pulverizado y vendido como fertilizante superfosfato.

I.3.2 Roca Fosfórica.

I.3.2.1 Contexto Nacional.

La principal fuente de materias primas para la producción de fertilizantes fosfatados es la fosforita.

En Chile existe un yacimiento de fosforita sedimentaria en Mejillones, que es de origen marino. También hay yacimientos en Bahía Inglesa, en Bahía Salado y en el sector costero desde Carrizal Bajo hasta Punta de Sarco. El fosfato se encuentra mezclado con arcilla y calcita. El contenido estimado de P_2O_5 es de 7,1 % por tanto de ser utilizada debería ser beneficiada. La alternativa de producción de superfosfato triple a partir de este insumo se analizó en un tema de memoria, sin embargo, el proyecto nunca se llevó a cabo.

El mineral de tipo fosforita no difiere cristalinamente de las apatitas. Generalmente se presenta en masas fibrosas compactas o en forma de nódulos. En general son minerales de baja ley, los cuales contienen muy poco o nada de flúor y en los que el óxido de calcio (CaO) no está distribuido en forma regular a través de la estructura, como ocurre en el caso de la apatita. Sin embargo, en muchos casos la diferencia entre apatita y fosforita no es precisa, siendo la estructura de ambas, a menudo muy similar.

Materia prima importada puede tener un alto contenido de P_2O_5 como se indica en la tabla I del anexo A. El porcentaje alcanza cerca de un 30% de P_2O_5 para los tres minerales presentados. A pesar que los costos de importación de fosforita son mayores en esta segunda alternativa, es una posibilidad interesante y en ella se centra el trabajo realizado en esta memoria.

I.3.2.2. Antecedentes Generales de la Roca Fosfórica.

En el ámbito mundial, un 85% de la roca fosfórica se usa en la producción de fertilizantes, incluyendo su aplicación directa al suelo.

La roca fosfórica comercial puede ser expresada según su contenido de P_2O_5 ; el rango usual porcentual de éste va entre el 28% y el 38%. En los últimos años el promedio mundial del porcentaje de P_2O_5 de las rocas fosfóricas comerciales usados para producción va entre el 32,5% y el 32,7%.

El grado de P_2O_5 es comúnmente expresado en términos del fosfato de tricalcio, conocido en el comercio como limaduras de fosfatos de huesos “bone phosphate of lime (BPL)”. Los factores de conversión son:

$$P_2O_5 \rightarrow BPL * 0,4576$$

$$BPL \rightarrow P_2O_5 * 2,1852$$

Mientras mayor es el contenido de BPL o P_2O_5 , mayor será el contenido de fosfato del mineral. El precio de la roca varía principalmente según el grado de P_2O_5 o BPL, la ubicación, costos en las faenas mineras y procesos de beneficio, calidad del producto y factores medioambientales. Además el valor de los depósitos es relativo según la composición que estos presentan; los depósitos de fosfato presentan cantidades relativas de otros minerales.

Los componentes más comunes son sílice que se presenta como cuarzo, cristobalita, algunas formas de silicatos y/o carbonatos como calcita o dolomita.

Muchos países exportan roca, pero los principales son E.E.U.U. y Marruecos.

La roca fosfórica puede ser clasificada de acuerdo a su origen como sedimentaria, metamórfica o ígnea. Cerca del 85% de la roca usada industrialmente posee origen sedimentario, el resto es mayoritariamente ígneo.

Existen dos clases de fosfatos: apatíticos y alúminos. Las apatitas son rocas fosfatadas que contienen fluorapatita como principal apatita dentro de la clasificación comercial. La fórmula de la fluorapatita pura es $Ca_{10}F_2(PO_4)_6$. Sin embargo fluorapatita pura raramente se encuentra. La estructura de la apatita es responsable de muchas sustituciones siendo las más comunes Mg, Sr y Na por Ca; OH y Cl por F; As y V por P y $CO_3 + F$ por PO_4 .

Un gran porcentaje de la roca sedimentaria cae en este grupo llamado francolita o apatitas carbonatadas. Lehr y McClellan propusieron una fórmula empírica para el grupo de la francolita [10]:



Donde 'a' representa la sustitución molar de Na por Ca, 'b' representa la sustitución molar de Mg por Ca y 'x' es la sustitución molar de CO₃ y F por PO₄.

Los autores demostraron que si 'x' aumenta, la reactividad aumenta. Los valores de 'x' van en el rango de 0 a 1,2 en roca fosfórica comercial. El contenido de P₂O₅ en fluorapatita pura es de 42,2%. Si se lleva al valor máximo encontrado la sustitución aumentando el grupo carbonato en desmedro del fosfato, el contenido de P₂O₅ llega a un valor mínimo de 34%.

Un número significativo de rocas fosfóricas presenta la sustitución del grupo OH por F. Ejemplos de esta situación son las rocas de Nauru, Islas Christmas, Curazao y las apatitas ígneas brasileñas. Estas últimas rocas son deficientes en flúor.

Los aluminofosfatos principales son la Crandalita, la Milisita y la Wavelita. Sus composiciones típicas son:

Wavelita:	$4\text{AlPO}_4 \cdot 2\text{Al}(\text{OH})_3 \cdot 9\text{H}_2\text{O}$
Crandalita:	$\text{CaO} \cdot 2\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot \text{P}_2\text{O}_5 \cdot 5\text{H}_2\text{O}$
Milisita:	$2\text{CaO} \cdot \text{Na}_2\text{O} \cdot 6\text{Al}_2\text{O}_3 \cdot 4\text{P}_2\text{O}_5 \cdot 17\text{H}_2\text{O}$

Al igual que las apatitas, varias sustituciones son posibles pero Fe por Al es la más común.

Esta clase de rocas fosfóricas contribuye solo en un pequeño porcentaje al uso mundial. Sin embargo se utilizan en la manufactura de fertilizantes por técnicas nitrofosfatadas y en otros casos por directa aplicación tras calcinación. Estos fosfatos son minerales poco abundantes en comparación con las apatitas.

I.4 Antecedentes generales del mercado de los fertilizantes.

En el mundo, la producción de roca fosfórica (fosforita) alcanzó para el año 1996 los 141,307 millones de toneladas métricas. Los principales productores mundiales por continente son: por Africa, Marruecos con 20,792 millones de toneladas; por América, Estados Unidos, con 44,663 millones de toneladas; por Asia, China con 29 millones de

toneladas métricas; otro productor destacado es la ex USSR. Europa y Oceanía si bien producen fosforita, sus aportes son menores. En el contexto sudamericano, la producción alcanzó los 4,159 millones de toneladas métricas y los países productores para este año fueron Brasil, Colombia, Perú y Venezuela, destacando Brasil con 3,823 millones de toneladas. Chile produce una cantidad despreciable de fosforita pero sin embargo consume una cantidad apreciable de ella. En 1997 importó 112000 toneladas métricas, de las cuales se consumieron 82000 toneladas métricas. Obviamente las exportaciones de este producto son despreciables.

En 1999, Chile importó 213396 toneladas de superfosfato equivalentes a un valor CIF de 36,6 millones de dólares. Sin duda que esta cifra no es insignificante. Así esta clase de productos es considerada como uno de los principales productos de importación si se analiza respecto a su rubro.

I.5 Justificación del estudio.

Según la FAO la población mundial era de $4,8 \cdot 10^9$ habitantes en 1985 y fines del año 2000 llegará a $6,2 \cdot 10^9$ habitantes. El crecimiento depende especialmente del desarrollo de los países. Se estima que al año aumenta en un 2%.

La producción de alimentos comparado con el crecimiento de la población se apoya en un incremento en la producción de cereales de $1019 \cdot 10^6$ ton en 1965 a $1842 \cdot 10^6$ ton en 1985. Esta característica se da en todos los lugares del mundo.

En Sudamérica sin embargo, el ritmo de crecimiento de la población ha sido rápido si se compara con la producción de alimentos. A pesar que con el tiempo se han dispuesto mayores cantidades de terrenos para las faenas agrícolas, la producción aún está por debajo del óptimo. Las tendencias a un mayor consumo de fertilizantes fosfatados concentrados en Latinoamérica y en nuestro país, en particular de superfosfato triple, nos hacen pensar en buscar la razón por la cual es de origen importado.

Dada la condición de mercado de los fertilizantes fosfatados en Chile, analizar la posibilidad de fabricar este producto no solo es una idea atractiva, sino que claramente es una opción prioritaria. La idea de contar con una industria de este tipo en el país, resulta

interesante pero debe evaluarse este proyecto para ver si la intuición presenta un soporte técnico y económico. En nuestro país existe una planta instalada (COSAF) para producir fertilizantes fosfatados pero cesaron sus funciones en 1976 por razones técnico económicas. Nunca esta planta operó mas allá del 50% de su capacidad instalada. En ese tiempo el alto precio de la roca y del azufre generó la quiebra. La posibilidad de implementar una planta que permita fabricar S.F.T. dadas las condiciones actuales de mercado es el objetivo que persigue esta memoria.

Del punto de vista de los insumos que se deben utilizar en la fabricación de superfosfato triple, el ácido sulfúrico y la roca fosfórica son los de mayor interés dado que se utilizan en el proceso por vía húmeda que sería el más apropiado para generar esta clase de producto.

El ácido sulfúrico es uno de los insumos en la fabricación de fertilizantes fosfatados por vía húmeda. En Chile, debido a las diversas faenas mineras [19], se producen óxidos de azufre, los que, debido a su alto nivel de toxicidad son normados ambientalmente no pudiendo propasar un valor de emisión. Por esta razón, las empresas se ven obligadas a abatir este posible tipo de contaminación, instalando plantas auxiliares destinadas a este fin. Obtienen así como subproducto ácido sulfúrico o bien azufre elemental [28].

El año 1999 se exportaron un total anual de 132600 toneladas con un valor FOB de 1493000 dólares. De este modo encontrar una utilidad del producto en el país en producción de fertilizantes es interesante.

Respecto a la roca fosfórica, su origen sería extranjero. En dos trabajos de tesis, se analizó la posibilidad de utilizar la fosforita nacional de Mejillones, la cual posee bajo porcentaje en fósforo, pero a pesar de presentar resultados positivos de factibilidad técnico económica, CORFO decidió no realizar el proyecto. Por tanto utilizar roca fosfórica importada con mayor contenido en fósforo es una alternativa distinta y digna de análisis.

II. Descripción General de los procesos de producción de fertilizantes fosfatados.

Hay dos tipos básicos de procesos para la producción de ácido fosfórico: el proceso húmedo y el de horno (eléctrico o a presión). De estos dos últimos el eléctrico sigue vigente pero su función es producir azufre elemental y a partir de esto generar ácido fosfórico. Este ácido sin embargo no se aplica para elaborar fertilizantes. El proceso húmedo se usa para elaborar ácido fosfórico y generalmente el producto se destina a la fabricación de fertilizantes. Existen tres ácidos principalmente con los cuales se puede elaborar el ácido fosfórico, estos son el sulfúrico, el nítrico y el clorhídrico.

Los procesos que usan nítrico se designan por “nitrofosfatos”. Aquellos que usan clorhídrico no son competitivos en el mercado. Los procesos que usan ácido sulfúrico son los más comunes y por tanto se verán con mayor detalle [14].

Los fabricantes de fertilizantes son los principales consumidores de azufre (en forma de ácido sulfúrico), de la industria de fertilizantes. La fosforita es prácticamente insoluble en la mayoría de los suelos, a menos que el mineral

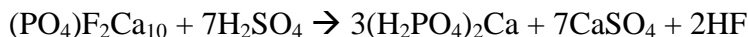
esté finamente triturado y la acidez del suelo sea la apropiada. Por ello se usa un ácido mineral para disolver la fosforita y convertirla en fertilizante. En el anexo A tabla I se presentan los principales procesos a partir de roca fosfórica.

II.1 Superfosfatos Simples.

Los primeros métodos de fabricación consistían en mezclar a mano minerales fosfatados con ácido sulfúrico, dejando reposar la mezcla en una cámara o depósito. Tras un período de curado apropiado, la masa sólida se sacaba a mano. Los procedimientos modernos se basan en el mismo principio, aunque se utilizan métodos semicontinuos o continuos de acidulación y métodos mecánicos de manipulación, por razones de economía y uniformidad del producto [16].

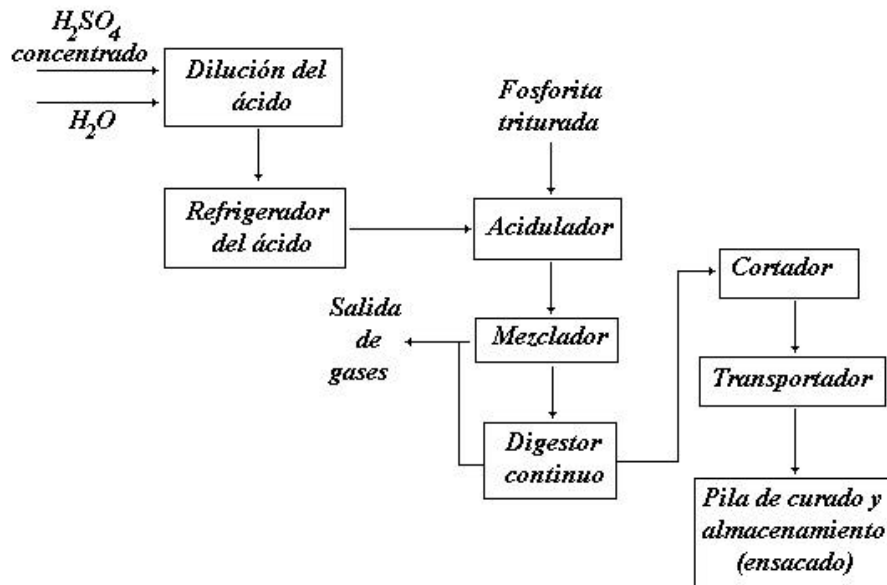
Además de fosfato cálcico las fosforitas contienen con frecuencia carbonato cálcico, compuestos de hierro y aluminio, arcillas y otras sustancias orgánicas. Estas impurezas deben reducirse hasta límites apropiados antes de comenzar la fabricación del fertilizante, para que la calidad del producto sea aceptable y el consumo de ácido sulfúrico y de otros elementos de elaboración sea mínimo. Por ello con frecuencia las fosforitas se lavan y desoxidan por flotación u otros medios antes de ser utilizadas. Las cantidades considerables de carbonato cálcico o de sustancias orgánicas deben ser eliminadas por calcinación o tratamientos químicos, para facilitar la elaboración.

Las reacciones entre el ácido sulfúrico y la fosforita son complejas, pero cuando el superfosfato simple se fabrica en condiciones normales, pueden resumirse empíricamente así:

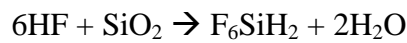


El proceso es el siguiente:

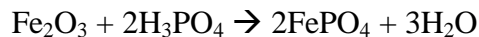
Figura 1: Fabricación de superfosfato simple por método continuo.



El HF obtenido reacciona con la sílice contenida en casi todas las fosforitas de la manera siguiente:

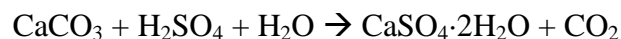


La reacción general entre el hierro y otras impurezas similares, como el aluminio que contiene la fosforita, es la siguiente:



Estos fosfatos son insolubles en agua, por lo que es importante utilizar fosforita de gran pureza para obtener un alto rendimiento de fosfatos hidrosolubles.

Si la fosforita contiene también carbonato cálcico, este reaccionará inútilmente con el ácido sulfúrico y producirá anhídrido carbónico capaz de perturbar también la elaboración; por ejemplo:



Es evidente que para producir superfosfatos simples de alta calidad, es necesario emplear fosforita rica, de pocas impurezas y gran reactividad. Es también importante seleccionar la proporción adecuada de ácido y de mineral. La insuficiencia de ácido hará que parte del P_2O_5 del mineral quede en forma insoluble en el agua, en tanto que el exceso de ácido derrochará este material y hará que el fertilizante después de ensacado, corroa los

sacos de fibra o de papel, a no ser que se neutralice mediante una sustancia alcalina apropiada.

Durante la fabricación y después de ella se desprenden vapor de agua y gases que contienen flúor. El producto curado contiene normalmente de un 6% a un 10% de humedad. Los superfosfatos simples son fundamentalmente mezclas de fosfato monocálcico, yeso y varias impurezas, con cierto grado de humedad. La concentración del P_2O_5 soluble en el agua oscila normalmente entre el 16 y el 20%.

II.2 Superfosfatos Concentrados.

La presencia de yeso en el superfosfato simple hace que se obtenga un fertilizante fosfatado pobre, de modo que es posible aumentar el contenido de P_2O_5 desde un 20% hasta cerca de un 50% eliminando el yeso del producto. Esto se logra obteniendo primero ácido fosfórico y haciéndolo después reaccionar con la fosforita para producir superfosfato concentrado o triple (SPT). En la tabla I, anexo A, se presenta la composición de la roca fosfórica utilizada en la producción de superfosfato triple.

El ácido fosfórico puede fabricarse por dos procesos, el proceso húmedo y el proceso térmico o del horno eléctrico. El ácido producido por el método húmedo es más barato pero resulta bastante impuro; se usa principalmente en la fabricación de fertilizantes y en aquellos productos químicos donde la pureza no es importante. El ácido producido en el horno eléctrico es más caro pero mucho más puro y puede producirse partiendo de roca fosfórica de bajo grado. El empleo principal de este ácido es para la fabricación de productos químicos y, en particular, sales del ácido fosfórico que se requieren en las industrias alimenticias y de detergentes [7].

II.2.1 Proceso húmedo (desde roca fosfórica y ácido sulfúrico).

El proceso húmedo produce ácido fosfórico por la acción de ácido sulfúrico sobre roca fosfórica acompañada por la precipitación de sulfato

de calcio. La solución resultante de ácido es separada del precipitado de yeso por filtración y luego se concentra mediante evaporación.

Inicialmente la roca fosfórica es molida. La roca con tamaño adecuado se mezcla en uno o múltiples tanques donde se hace reaccionar con ácido sulfúrico diluido y con suficiente ácido fosfórico que se recicla de etapas posteriores de filtración y lavado para producir una solución de 55% de ácido sulfúrico. En los tanques múltiples el ácido es recirculado manteniendo así la temperatura uniforme en los distintos reactores. En el fondo de los reactores se agita por medio de propulsores o turbinas de modo tal que la pulpa posea un buen mezclado y no se destruyan los cristales de sulfato de calcio ya formados. El calor de la reacción es removido por medio de aire frío o por un evaporador flash bajo vacío. En ambos casos el vapor de agua y las impurezas gaseosas son llevadas a un absorbedor donde el ácido fluosilícico (H_2SiF_6) es recuperado rociando agua sobre los gases.

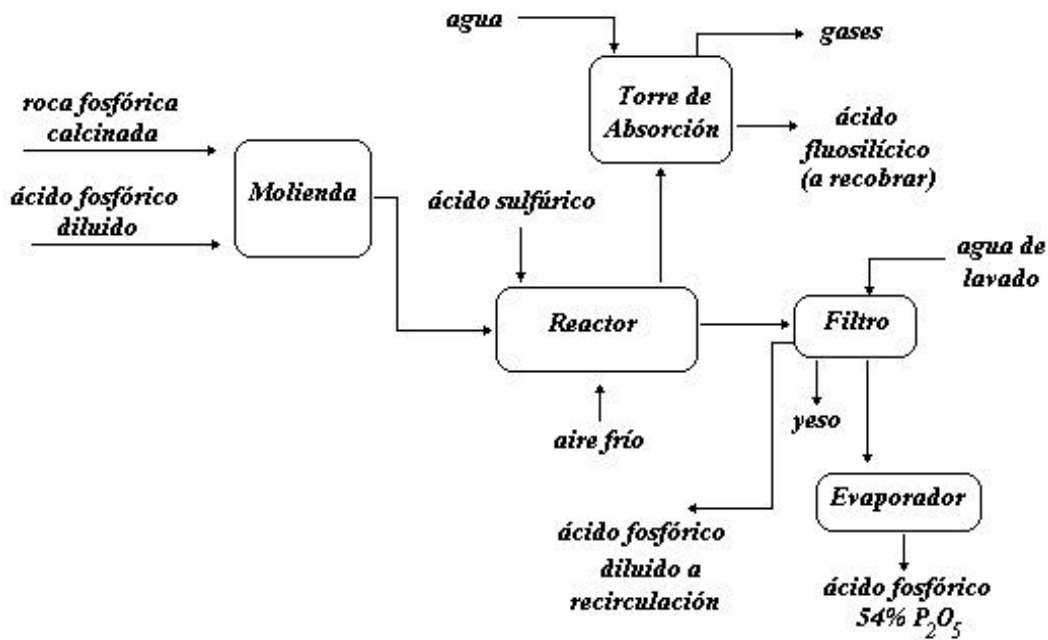
Usualmente la digestión del ácido necesita de 4 a 8 horas a 75 u 80°C. El propósito de una agitación adecuada (para tiempos de reacción uniformes) y un buen control de temperatura es lograr una producción uniforme, fácil filtración y de lavado simple para los cristales de sulfato de calcio (yeso).

Si la temperatura fuera muy alta, anhidrita podría formarse y después hidratarse después y tapar las tuberías. La pulpa del digestor pasa a un filtro horizontal, rotatorio de vacío, donde el ácido fosfórico de 30 a 35% de P_2O_5 es removido de la torta. Este tipo de filtro permite separar los licores por el lavado progresivo en platos incrementando la recuperación y minimizando la dilución. El polipropileno es la tela del filtro remendado. La torta de yeso se lava (dos o más veces) con agua residual y van a un estanque desde donde el agua se bombea de vuelta a la planta [14].

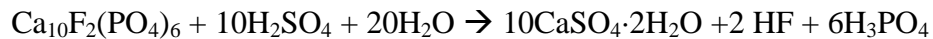
El ácido filtrado es evaporado hasta la concentración deseada, usualmente un 54% de P_2O_5 . Evaporadores de circulación forzada provistos de intercambiadores de calor son los más comúnmente usados. El contenido de flúor en compuestos puede ser recobrado desde una cámara de condensado flash.

El proceso es el siguiente:

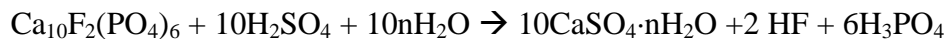
Figura 2: Proceso de fabricación de ácido fosfórico por vía húmeda.



La eficiencia del ácido fosfórico es del 95% respecto a la siguiente reacción:



Esta última ecuación sin embargo se puede abordar con mayor detalle ya que el sulfato de calcio puede estar hidratado y no de forma única como se muestra en la siguiente ecuación:

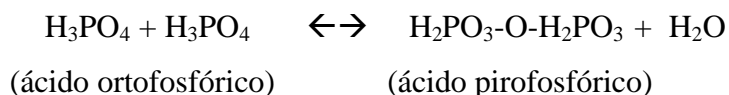


Donde 'n' puede tomar los valores 0, ½ y 2. Esta última ecuación se obtiene como resultado de dos etapas. En una primera etapa, el ácido fosfórico reacciona con la apatita formando fosfato monocálcico y en una segunda etapa este fosfato monocálcico reacciona con ácido sulfúrico para formar ácido fosfórico y sulfato de calcio. Para estas dos etapas no necesariamente se utilizan dos reactores, sino que al contrario lo más común es el uso de un solo reactor que permita ambas situaciones simultáneamente.

La roca fosfórica contiene un gran número de impurezas, lo que genera un gran número de reacciones paralelas a la principal. Muchas rocas contienen una relación CaO/P₂O₅ mayor que el de la fluorapatita pura. Esto genera un mayor consumo de ácido sulfúrico formando mayor cantidad de sulfato de calcio. Además el HF formado, reacciona con la sílice y otras impurezas (Na, K, Mg y Al) generando fluosilicatos y otros compuestos más complejos. Según las condiciones de proceso y el tipo de roca empleada, es la fracción de estos compuestos generados que son volatilizados.

II.2.2 Acido Superfosfórico.

Dos o más moléculas de ácido fosfórico pueden perder agua para formar polímeros de bajo peso molecular de acuerdo con la siguiente reacción:



Aún a concentraciones de ácido menores del 100% de H₃PO₄, se hallan presentes algunos de los polímeros de peso molecular más elevado en cantidades que están en equilibrio en soluciones concentradas. Por ejemplo, a 95% de H₃PO₄, aproximadamente un tercio del ácido ortofosfórico se encuentra convertido a la forma nonorto. Esta mezcla de ácido ortofosfórico, pirofosfórico y sus polímeros se conoce como “ácido superfosfórico”.

El ácido superfosfórico puede prepararse fácilmente a partir del fósforo elemental, ya que solo es necesario limitar la cantidad de agua que se añade al P₂O₅. Sin embargo, se conoce la posibilidad de producir ácido superfosfórico a partir del proceso húmedo. Esto puede hacerse ya sea empleando proceso de combustión sumergida o por el uso de evaporación convencional al vacío a temperaturas aproximadas de 177°C para producir H₃PO₄ de 95 a 100% de concentración.

El ácido superfosfórico posee tres ventajas sobre el ácido diluido. Primero, involucra sin lugar a dudas un ahorro por concepto de transporte [27]. En segundo lugar, la tendencia a producir fertilizantes de alto análisis ha creado la demanda de ácidos más

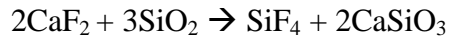
concentrados. En tercer lugar, los polímeros del ácido fosfórico tienen la capacidad de adherir sólidos que de otra forma precipitarían de la solución. Por su puesto, esta es la base del uso de los fosfatos en la industria de los detergentes para ablandar el agua dura. Así, concentrando el ácido del proceso húmedo a las concentraciones de superácido, las impurezas de hierro y aluminio y algunas otras no precipitarán, aún cuando se emplee amoniación; por lo tanto, este ácido puede emplearse directamente para aplicaciones de fertilizante líquido y algunas otras donde solamente es posible usar ácido producido en el horno eléctrico que es más caro.

II.2.3 Proceso de horno de arco eléctrico a partir de roca fosfórica.

El proceso de horno eléctrico se basa en el hecho de que la sílice tiene propiedades de ácido fuerte a temperaturas elevadas. Si una mezcla de roca fosfórica, sílice y carbón se calienta a temperatura suficientemente alta, la sílice puede reemplazar al radical fosfato para formar un silicato de calcio, y el fósforo elemental puede destilarse de la mezcla reaccionante.

En este proceso la roca fosfórica es reducida a fósforo elemental por la acción de coke y calor en presencia de arena. Luego se oxida con aire a pentóxido de fósforo y enseguida por hidratación se logra ácido fosfórico.

En detalle, la roca fosfórica es transformada por un horno donde es nodulizada para facilitar el escape de los vapores de fósforo en el horno eléctrico y prevenir la entrada de polvo o finos que contaminen el vapor. El material crudo es clasificado según tamaño y los finos son retornados al horno. El coke y la arena se unen y la mezcla es dirigida al horno eléctrico. Aquí se encuentran tres electrodos de carbono que cuelgan y que se hallan conectados a corriente alterna trifásica. La sílice reacciona con la roca a temperaturas sobre los 1200°C (en general se usa 1315°C) para liberar pentóxido de fósforo, que es reducido a fósforo elemental por medio del coque incandescente. La escoria y el ferrofósforo se colectan en el fondo del horno y periódicamente se eliminan mediante una purga. Generalmente la roca fosfórica posee impurezas, donde cerca de un 20% de flúor presente en la roca también reaccionará, según la siguiente ecuación:

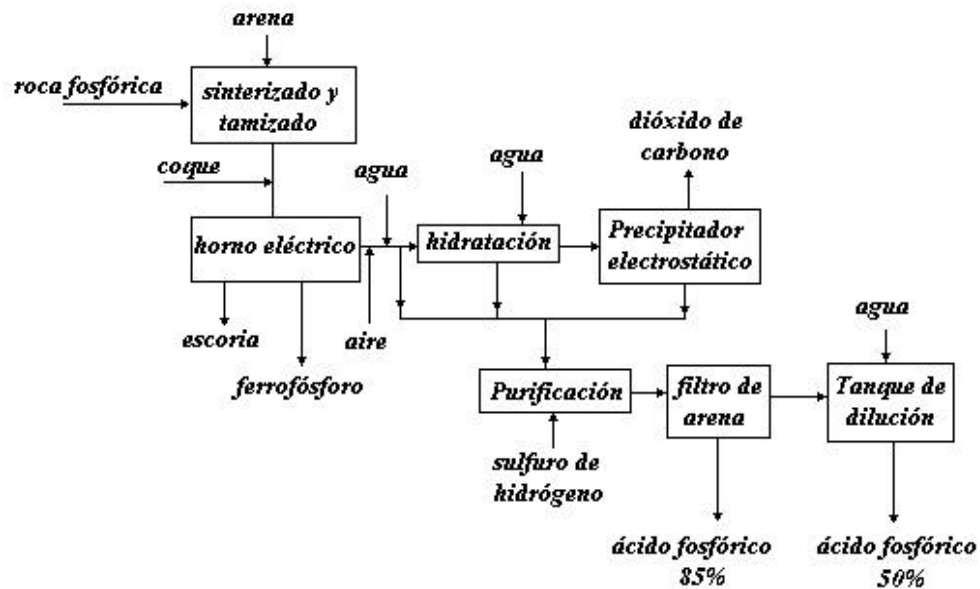


El hierro y el aluminio presentes en la roca fosfórica serán convertidos a los correspondientes silicatos; además, se obtienen alrededor de 0,09 toneladas de ferrofósforo como subproducto por tonelada de fósforo producido.

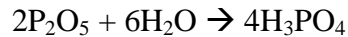
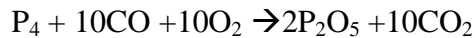
Los gases del horno, fósforo y monóxido de carbono, son retirados del horno por medio de un ventilador. Luego se oxidan ambos gases uno a pentóxido de fósforo y el otro a dióxido de carbono por medio de una cámara de combustión. Enseguida los gases pasan a una torre empacada donde reciben un rocío con agua, donde se forma una niebla de ácido fosfórico y de ahí pasa a un precipitador electrostático (en general se usan tres) de grafito (resistente a la acción del ácido fluorhídrico) para remover cualquier resto de ácido fosfórico. Los gases de escape de la torre son principalmente monóxido de carbono. El ácido fosfórico crudo (85%) es generalmente purificado con arsénico por acción de sulfuro de hidrógeno. Según las condiciones, el ácido puede ser purificado de impurezas tales como sales de calcio por medio de adición de ácido sulfúrico quien las precipitaría. El ácido fluorhídrico puede ser removido por adición de polvos de sílice. Usualmente estos pasos tienen lugar antes de remover el arsénico. Cualquier material en suspensión, sílice, sulfato de calcio o trisulfuro de arsénico, se elimina pasando el ácido por un filtro de arena. El ácido de 85% puede luego ser diluido en agua hasta un 50%.

El proceso es el siguiente:

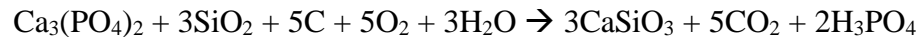
Figura 3: Producción de SFT por horno de arco eléctrico.



Las reacciones que describen el proceso son:



La reacción general es:



El rendimiento del fósforo es aproximadamente de 87 al 92% de la cantidad presente en la roca. Más de la mitad del fósforo restante se combina con el hierro para formar ferrofósforo que es un subproducto valioso. En algunas condiciones, la escoria de silicato de calcio puede también encontrar mercado. El consumo potencial es aproximadamente de 12000 a 13000 Kw Hr/Ton de fósforo producido. Este es el factor de costo más importante del proceso, por lo cual una fuente de electricidad barata es esencial para que el proceso sea económico [14].

III. Estudio de Mercado.

El objetivo de este estudio es señalar el comportamiento que ha tenido el mercado de los fertilizantes fosfatados en el país en los últimos años, con el fin de determinar el producto más conveniente a producir, pronosticar la posible situación del producto en el futuro y determinar en que cantidad sería adecuada fabricarlo. Además se incluye la situación de mercado de las principales materias primas involucradas en el proceso de producción.

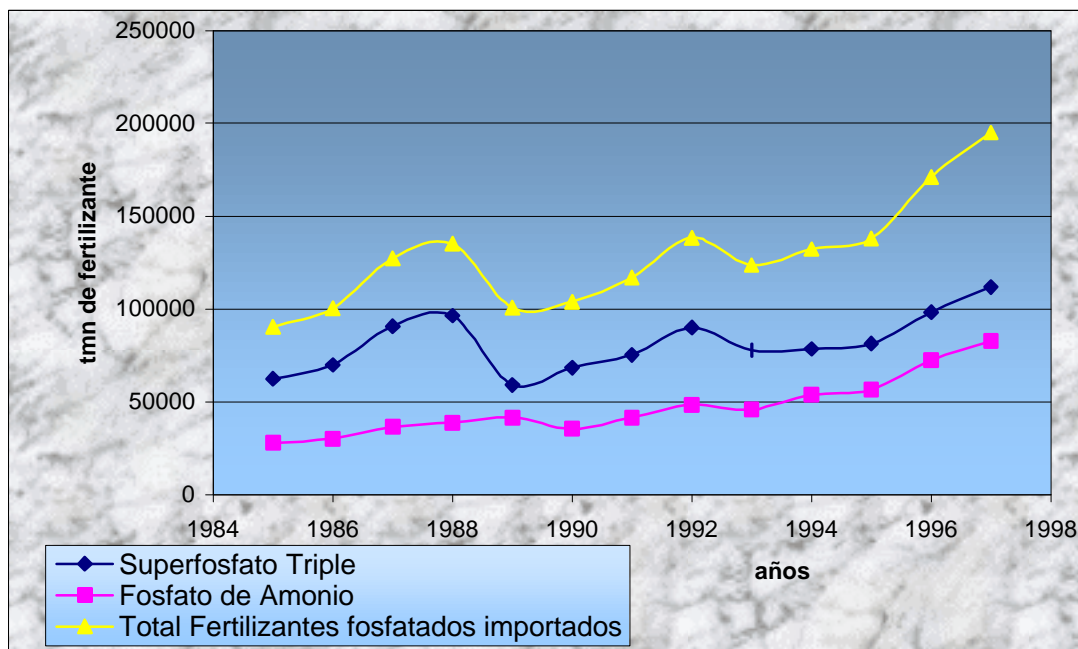
III.1. Mercado de los fertilizantes.

En nuestro país se fabrican fertilizantes fosfatados aunque la cantidad está lejos de cubrir la demanda nacional. El año 1996 se produjeron 4000 toneladas de superfosfato simple, cifra que coincide con el consumo en nuestro país de este producto (anexo B, tabla XII). Este es el único producto de superfosfato elaborado en Chile. Las importaciones ese año alcanzaron las 171067 toneladas de fertilizantes fosfatados; de esto 98452 tmn corresponden a SPT y 72615 a fosfatos de amonio. En 1997 el total importado fue de 195000 tmn de fertilizantes fosfatados (anexo B, tabla I). Según otra fuente de información el valor para este año es de 163558, para 1998 es de 224163 y para 1999 es de 213396,292 tmn (anexo B, tablas XI y XII). Sin lugar a dudas a pesar de las discrepancias entre las fuentes de información, las importaciones de fertilizantes han aumentado en nuestro país.

De estas importaciones, los principales fertilizantes fosfatados son el superfosfato triple o concentrado y el fosfato de amonio. En el anexo B, se presenta la tabla I que señala las cantidades importadas de ambas sustancias en los últimos años en Chile.

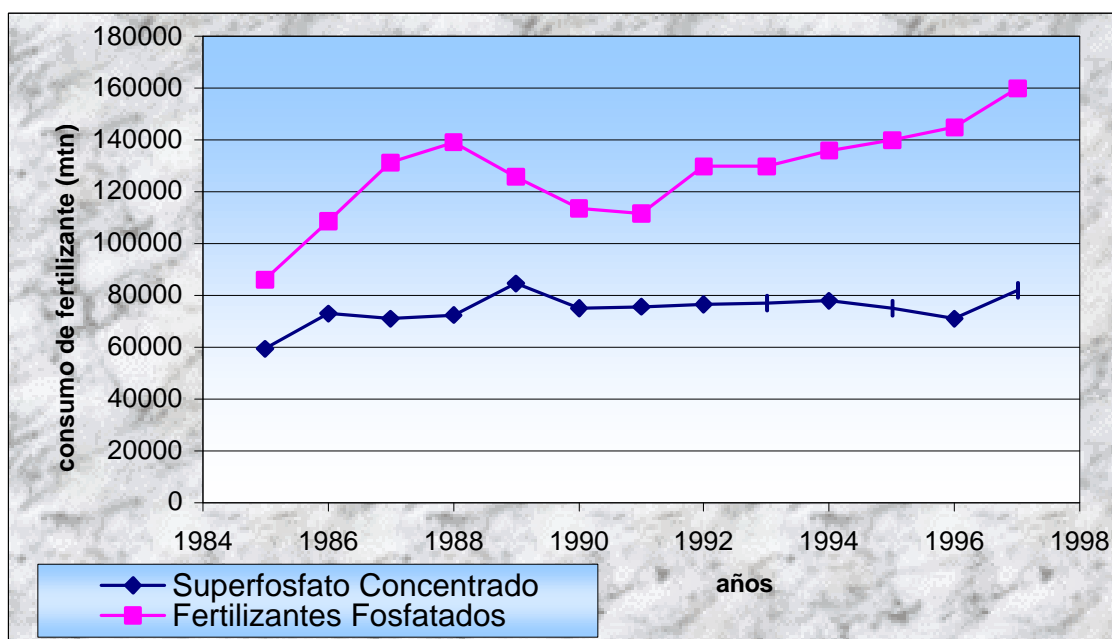
Observando la tabla I, anexo B, es mayor la importación de SPT que de fosfato de amonio lo cual demuestra que el SPT es el principal fertilizante fosfatado importado al país al menos hasta el año 1997. La situación a partir de 1998 se desconoce lo cual obliga a desarrollar una proyección posteriormente. A continuación se presenta un gráfico que describe el detalle de las importaciones de los fertilizantes fosfatados en nuestro país entre los años 1985 y 1997.

Gráfico I: Importaciones de fertilizantes fosfatados en tmn de P₂O₅.



Se presenta en la tabla I y II del anexo B, los consumos de SPT y del total de fertilizantes fosfatados en Chile entre los años 1985 y 1997. Los datos de la tabla II se completaron por medio del desarrollo de la mejor curva (menor error y mejor correlación), para poder interpolar los valores que faltaban. Con los nuevos datos se construyó la tabla III del segundo anexo, en la cual se analizó además una posible proyección de datos a futuro (hasta el año 2010). Dicha proyección posee baja correlación por lo cual se desecha, sin embargo los datos que se interpolaron para proyectar el consumo se aceptan. De esta información se presenta el siguiente gráfico.

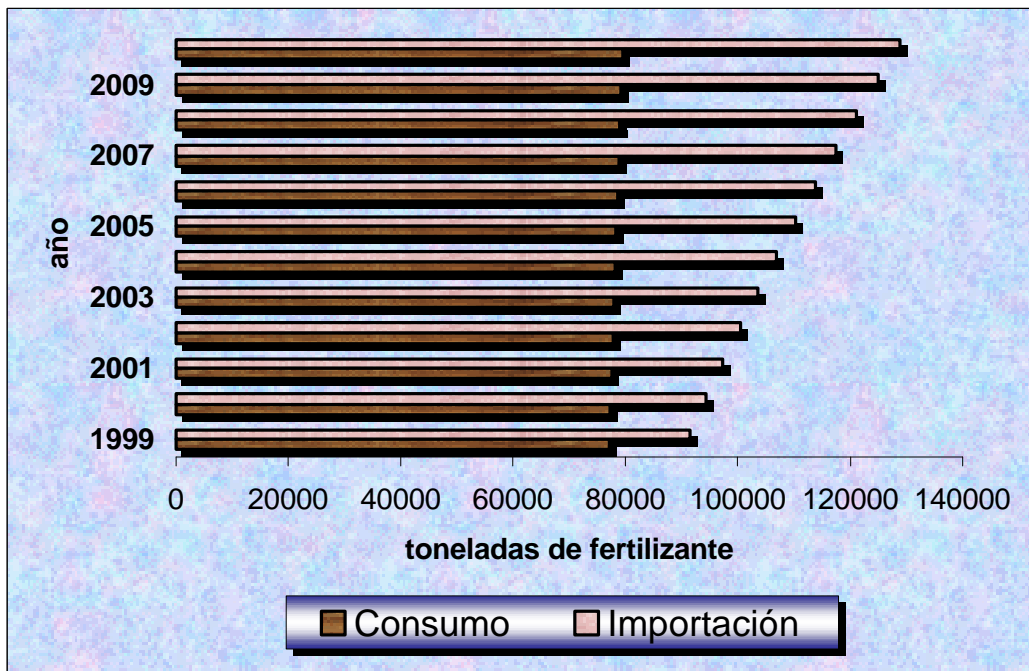
Gráfico II: Consumo de fertilizantes fosfatados y superfosfato triple en Chile.



Un segundo método es por medio de suavización exponencial [1]. Este método consiste en pronosticar valores a partir de los datos reales con los cuales se cuenta. En las tablas IV y V del anexo B se presentan los resultados obtenidos a partir de la suavización exponencial sobre las importaciones y el consumo de SPT. A partir de los datos pronosticados, se obtiene la extrapolación para el próximo año en cuestión. Como se requiere un dato real para seguir proyectando a futuro, el método no es capaz de predecir los datos más allá de 1998. Sin embargo, si se obtiene la mejor curva sobre los datos pronosticados, se logra una correlación aceptable de 0,84 y 0,91 para importaciones y consumo de SPT en Chile respectivamente. Se obtienen extrapolando a partir de estas curvas los futuros valores para ambas situaciones (hasta el año 2010). Esta información se detalla en las tablas VI y VII del anexo B.

A partir de esto se presenta el siguiente gráfico, que explica las proyecciones estimadas a futuro tanto en las importaciones y el consumo de superfosfato triple en Chile para el período 1997 y 2010.

Gráfico III: Proyecciones para las importaciones y el consumo de SPT entre los años 1999 y 2010.



Se observa en esta última figura una tendencia de crecimiento en las importaciones y en el consumo. Resulta curioso que ambos comportamientos presenten crecimientos marcadamente distintos. Las importaciones crecen a un ritmo mayor que el consumo. Esta tendencia proviene sin embargo de datos reales entre los años 1990 y 1997.

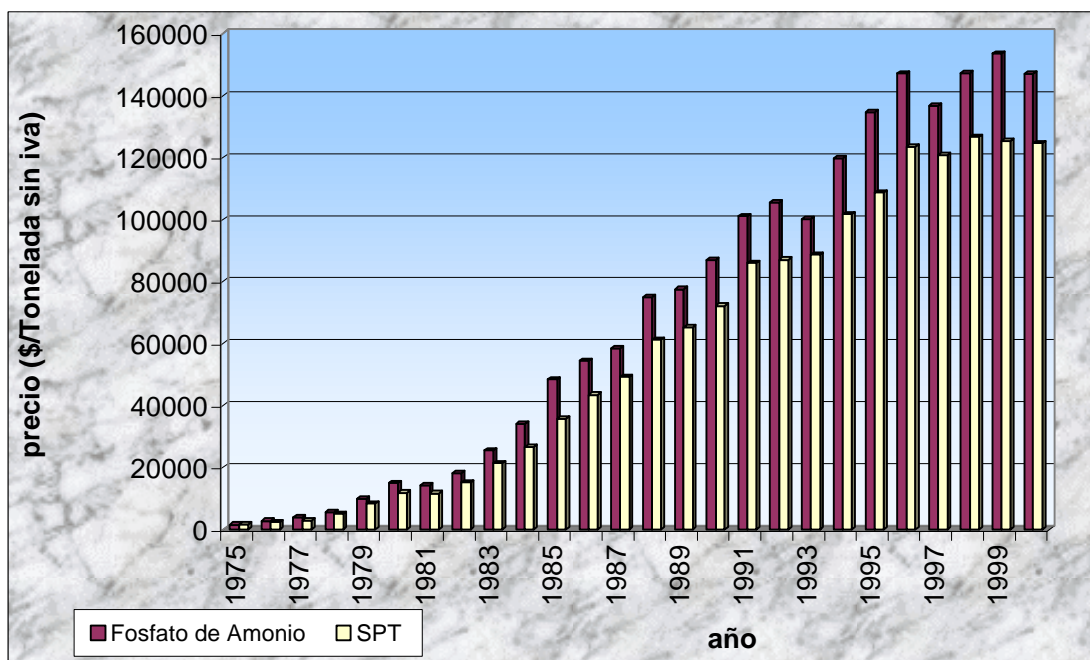
Se pronostica un consumo de superfosfato simple casi invariante entre los años 1999 y 2010, con un alza insignificante. Se puede definir un valor constante en torno a las 79000 toneladas.

Se han presentado y proyectado cifras relativas a las importaciones y consumo de fertilizantes fosfatados, las cuales no están completas sin un análisis de precios.

Los precios promedios ponderados en el mercado mayorista, en Santiago entre los años 1975 y el año 2000 para el superfosfato triple y para el fosfato de amonio se presentan en el anexo B, tabla IX y X; los precios pagados de SPT se presentan en la tabla VIII.

El gráfico que describe la variación de precios del superfosfato triple y del fosfato de amonio en el tiempo es el siguiente.

Gráfico IV: Precio del Superfosfato triple y del fosfato de amonio entre los años 1975 y 2000.



El precio de fosfato de amonio es siempre superior que el de superfosfato triple. Esto significa que podría ser igualmente rentable elaborar una planta del primer producto, ya que a pesar de ser menos consumido en nuestro país, su precio es más alto. El análisis de este asunto escapa a los objetivos planteados en este estudio.

Desde 1975 hasta 1996 se nota un creciente aumento del precio de superfosfato triple. En 1997, el precio se mantiene relativamente constante, situación que se mantiene hasta el año 2000. Esta invarianza del precio coincide con el comienzo de la crisis asiática, lo cual podría explicar este comportamiento.

Del Banco Central se obtienen las estadísticas de importaciones de superfosfatos, fosfato monoamónico y diamónico para los años comprendidos entre 1997 y 1999 se presentan a en el anexo B, tabla XI. Esta tabla presenta la situación hasta el año 1999 pero las unidades están expresadas en toneladas del material y no sobre la del contenido de P_2O_5 .

Del mismo lugar se obtiene además una tabla que explica las procedencias de las importaciones en 1999 de superfosfatos, las cuales se presentan en la tabla XII del segundo anexo. Se observa en ella que los principales proveedores de superfosfatos son México y

Estados Unidos con 110095 y 62128 toneladas respectivamente, alcanzando un valor de 30,6 millones de dólares CIF de un total importado de 36,3 millones de dólares para 1999.

Sin duda que la fabricación en nuestro país de fertilizantes fosfatados resulta interesante debido a los volúmenes importados. La posibilidad de fabricar superfosfato triple es la alternativa más interesante en conjunto con una posible fabricación de fosfato de amonio.

Como dato adicional se podría señalar la cantidad de ácido fosfórico que el país importó el año 1999 de los distintos países y el valor CIF correspondiente a cada uno. Se detalla esta información en el anexo B, tabla XVII.

El valor CIF de este producto es cercano a los tres millones de dólares y significaría fabricar cerca de 5000 toneladas de ácido fosfórico, pero exige un producto muy puro lo cual exigiría pos tratamientos si se fabricara por vía húmeda, a fin de cubrir este mercado.

Existieron exportaciones a Perú y Bolivia de este ácido pero la cifra es despreciable (2145 KN), lo que alcanzó un valor CIF de 3 mil dólares para el año 1999.

En los últimos tres años (1997 – 1999) la cantidad, el precio y el valor CIF de las importaciones de ácido fosfórico, se presentan por medio de la tabla XVIII del segundo anexo.

Se observa a partir de esta última tabla una tendencia a un mayor consumo del ácido fosfórico y un descenso paulatino del precio. El valor CIF es cercano a los 3 millones de dólares en los tres últimos años. Purificar el ácido fosfórico por vía húmeda podría ser una alternativa para cubrir este eventual mercado, sin embargo la vía de fabricación por horno eléctrico resulta más conveniente si se desea un producto rentable de buena calidad para este fin.

III.2. Mercado del ácido sulfúrico.

El ácido sulfúrico es uno de los insumos en la fabricación de fertilizantes fosfatados por vía húmeda. En Chile, debido a las diversas faenas mineras, se producen óxidos de azufre, los cuales son reducidos a azufre elemental para producto de venta o bien, se oxidan a ácido sulfúrico. El ácido fabricado a partir de gases metalúrgicos se obtiene mayoritariamente por grandes compañías como son CODELCO y ENAMI. La producción

se consume localmente o bien se exporta si no es utilizada en nuestro país. La normativa ambiental vigente, obliga a las empresas a tratar, por métodos de abatimiento, estos óxidos, y a medida que sea más rigurosa la legislación o mayores sean las faenas mineras, mayor será la producción de este ácido [22].

En el último año (1999), las exportaciones del ácido sulfúrico (oleum) se detallan en la tabla XIX del anexo B, mostrando los países destino, las cantidades y el valor FOB.

Si se desean revisar los datos de los últimos tres años respecto a importaciones y exportaciones del ácido sulfúrico se puede observar la tabla XX del segundo anexo.

Claramente las importaciones superan a las exportaciones. Esta situación se debe a que el traslado del ácido es caro dadas las distancias entre la zona centro y norte del país, por lo cual es más barato comprar el ácido importado (de una zona cercana), que la distribución nacional [21].

Por otro lado, la producción y el consumo de ácido sulfúrico ha tenido un gran crecimiento en Chile durante los '90 cuya causa principal se encuentra en el desarrollo de la hidrometalurgia del cobre y en la aplicación de normas ambientales sobre emisión de gases sulfurados, que obliga a las fundiciones a abatir el anhídrido sulfuroso vía la producción de ácido sulfúrico. Para situar el contexto de las estimaciones del futuro comportamiento de la producción y el consumo, se presenta la tabla a continuación con las cifras del período 1989 a 1998 sobre la producción histórica y el consumo aparente, expresado éste como el resultado de sumar los flujos de producción y de importación y restar el flujo de las exportaciones.

Tabla I: Producción y consumo aparente de ácido sulfúrico en el período 1989 – 1998.

(Miles de Toneladas)

	1989	1990	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997	1998
Producción	744,0	875	1003,5	1172,4	1229,1	1588,8	1780,3	2033,4	2333,8	2572,6
Importaciones	178,3	175,6	143,2	49,5	91,3	15,3	122,3	299,3	396,5	522,7
Exportaciones	0,4	102,0	0,0	29,2	6,0	34,5	54,7	21,4	57,1	57,6
Consumo aparente	921,9	948,6	1146,7	1192,7	1314,4	1468,6	1847,9	2311,3	2673,2	3037,7

Fuente: Cochilco, Estadísticas del cobre y otros minerales 1989 – 1998 [2]

La producción de ácido prevé un fuerte crecimiento en los próximos años, lo que permitiría proyectar la producción hacia el año 2006 dentro de un rango entre un nivel base de 5 millones de toneladas hasta un máximo de 6,5 millones de toneladas, según el grado de materialización de los proyectos productivos potenciales. El principal productor chileno es la empresa estatal CODELCO – Chile, basado en sus plantas de la división Chuquicamata, más las nuevas plantas recientemente construidas en la división El Teniente y en la división El Salvador, en cumplimiento de los planes de descontaminación fijados para sus fundiciones. A ellas se sumará una segunda planta en El Teniente, a contar del año 2001.

Por su parte ENAMI, también de propiedad estatal, es el siguiente productor en importancia actualmente. En sus plantas, ubicadas en las fundiciones de Las Ventanas y Paipote, ha incrementado su nivel de producción debido a una mayor captación de gases en dichas fundiciones, alcanzando su plena producción en 1999. Su participación irá disminuyendo a partir del año 2000, por los mayores crecimientos de producción previstos en CODELCO y en empresas privadas.

El sector privado está representado principalmente por las fundiciones de cobre de Disputada (Chagres) y ALTONORTE (La Negra), más la planta de La Cascada (Sagasca) que produce ácido a partir de azufre y MOLYMET cuya planta produce ácido a partir de gases sulfurados de la tostación de molibdenita.

La mayor producción se concentra en la segunda región, la cual incrementará su producción con la significativa ampliación de ALTONORTE, ya programada a contar del año 2003.

Las tablas XXIII y XXIV del anexo B muestran los principales productores y consumidores de ácido sulfúrico en el país.

A la base productiva descrita, existe el potencial de agregar mayor producción, aunque las empresas que lo tienen considerado no han tomado la decisión definitiva para su materialización. Existe la posibilidad de ampliación de plantas en fundiciones existentes, como consecuencia de ajustes operacionales en las fundiciones y de mayor protección medio ambiental. Además podría generarse una nueva planta integrada a un proyecto de fundición y refinería prevista en la segunda región a contar del año 2004. A partir de estos antecedentes puede establecerse una producción límite o máxima de ácido. La siguiente tabla muestra esta situación.

Tabla II: Producción estimada de ácido sulfúrico para el período 1999 – 2006.

(miles de toneladas)

	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006
Producción base	3286	3600	4026	3990	4731	4848	4997	4989
Ampliación potencial	0	0	33	33	218	275	518	523
Nueva planta potencial	0	0	0	0	0	400	700	1000
Producción máxima	3286	3600	4059	4023	4949	5523	6215	6512

Fuente: Elaborado en la Comisión Chilena del Cobre [2].

Otro aspecto importante en consideración es el consumo base. Las principales características que presenta el consumo actual de ácido sulfúrico en Chile son las siguientes:

- Más del 95% del ácido requerido se destina a la minería del cobre, en los procesos de lixiviación de óxidos y sulfuros secundarios. El resto del consumo es por parte de diversas aplicaciones industriales, incluyendo la minería no metálica.
- En su conjunto, CODELCO mantiene el liderazgo con su participación del 29,5% del consumo nacional, siendo Chuquicamata el principal ente consumidor. ENAMI por su parte no es un consumidor significativo.
- Los principales consumidores privados son El Abra, Escondida, Lomas Bayas, Zaldivar, Manto Verde, Michilla, Collahuasi, Cerro Colorado, La Cascada, Mantos Blancos y Quebrada Blanca. Estas once empresas consumieron en 1999 2,13 millones de toneladas equivalentes a un 60% del consumo de ácido nacional.
- La ubicación de las principales operaciones de lixiviación condiciona la distribución geográfica del consumo del ácido sulfúrico.
- El mayor consumo se concentra en la segunda región, que seguirá creciendo hasta el año 2002, para disminuir posteriormente si no se concretan los proyectos potenciales. Luego le sigue la primera región con un perfil de consumo estabilizado y luego la tercera región cuyo consumo base seguirá creciendo moderadamente. El resto de las regiones tienen un bajo nivel de consumo, el que disminuirá a contar del 2000 por el cierre programado de la mina Lo Aguirre de la S.M. Pudahuel.

Se puede proyectar un consumo potencial y un máximo por la posibilidad que existe en tres divisiones de CODELCO de generar ampliación de sus operaciones vigentes. Contribuyen además los proyectos nuevos que podrían comenzar su construcción (no se considera aquel que se describe en esta memoria). La tabla III presenta estos datos.

Tabla III: Consumo estimado de ácido sulfúrico para el período 1999 – 2006.

(miles de toneladas)

	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006
Consumo base	3599	3743	4351	4559	4434	4255	4255	4261
Ampliación potencial	0	131	494	644	1371	2056	2015	2098
Proy. nuevos potenciales	0	6	29	114	435	685	1235	1235
Consumo máximo	3599	3880	4874	5317	6240	6996	7525	7594

Fuente: elaborado en la Comisión Chilena del Cobre [2].

Dadas las condiciones de producción y consumo en Chile, se observa que el ácido cumple las funciones de autoabastecimiento (35%). Así hay una menor disponibilidad del ácido para terceros. Hacia el año 2006 se estima que el autoconsumo podría representar el 41,5% de la producción y el 35,8% del consumo. En el anexo B las tablas XXI y XXII muestran los balances de ácido nacional y regional en el caso máximo y base, entre los años 1999 y 2006. Si bien en el caso base se presume un saldo positivo de ácido; en la situación máxima se pronostica el caso opuesto. Regionalmente sin embargo, se muestra que de la cuarta a la décima región habrán excedentes, lo cual no se repite en la zona norte donde se da el caso contrario.

III.3. Roca fosfórica.

La situación de la roca fosfórica a escala nacional según importaciones y exportaciones se presenta en las tablas XIV, XV y XVI del anexo B. Las cifras son pequeñas y la producción nacional es insuficiente.

Existen en nuestro país recursos de esta clase de minerales, pero su ley es bastante baja. La producción por la vía húmeda, exige o bien un enriquecimiento de este mineral pobre, o bien trabajar con uno que posea una alta ley directamente y ahorre esta faena. Al ser esta última alternativa la de interés, la situación obliga a recurrir a importaciones de este mineral. La cantidad a importar, dependerá del número de toneladas anuales que se deseen producir de SPT.

IV. Capacidad y Localización de la Planta.

La ubicación y capacidad de una planta son fundamentales, ya que el éxito o fracaso de la futura operación de la instalación depende en gran medida de esta decisión. A continuación se describe el análisis, factores relevantes y el criterio adoptado para fijar estas variables.

IV.1 Capacidad instalada de la planta:

Como se desprendió del estudio de mercado, el consumo nacional que se prevé para los próximos diez años de superfosfato triple bordea las 80000 toneladas métricas de P_2O_5 .

Una segunda estadística hace referencia a las importaciones, la cual señala una tendencia de consumo creciente, alcanzando un valor de 120000 toneladas el año 2010. Sobre la base de estos dos valores se puede establecer que un valor adecuado de capacidad para la planta de SPT es de 100000 toneladas al año de producto en base a P_2O_5 . Esta cifra asume un margen de error en torno a un 20% respecto a la situación más optimista y la más pesimista.

IV.2 Localización de la planta.

Muchos son los factores que intervienen en la determinación del emplazamiento más conveniente de una fábrica. Algunos de ellos pueden ser las restricciones de suministros [29], la distribución del producto a los mercados consumidores, la geografía, la mano de obra, la cercanía a puertos, clima, calidad de los suministros, costos de ellos, etc.

Además, una vez establecida una planta de tamaño considerable como son las de fertilizantes, no es fácil un traslado [21]. Por esta razón se busca el mejor emplazamiento, para evitar inconvenientes como el excesivo costo de transporte de las materias primas o de los productos acabados; el inadecuado suministro de servicios públicos; las deficiencias de la eliminación de desperdicios o de otros servicios; inclusive afectan a esta decisión las políticas gubernamentales. Sin duda que de todos estos aspectos, el problema de minimizar

el costo de transporte es el de mayor relevancia ya que los costos de envío a larga distancia de fosfatos minerales pueden oscilar entre 100 y 200% del precio en fábrica.

A continuación se presenta un análisis de los principales criterios considerados para ubicar la planta.

a) Abastecimiento de materias primas:

Dadas las condiciones de fabricación, se obtendría la roca fosfórica por vía de embarques ya que el origen es importado, lo cual sugiere como lugar de ubicación de la planta una zona cercana a un puerto.

Por otra parte el ácido sulfúrico, se obtiene principalmente en las fundiciones mineras. En Chile las principales fundiciones son de ENAMI y CODELCO. Por la existencia de los planes de descontaminación, se deben reducir las emisiones de SO₂ y por este motivo la solución es generar ácido sulfúrico o bien azufre elemental. El detalle de los cronogramas de reducción de emisiones se detalla en el anexo D. Se presenta la tabla III con los valores límite de emisión de anhídrido sulfuroso. Las normativas ambientales han obligado a estas empresas y sus divisiones a generar plantas de tratamiento de gases.

El 11 de Agosto de 1998 se aprobó el proyecto de transporte de ácido sulfúrico excedente de la fundición Caltones, fase I y el 20 de Julio de 1999 se aprobó el proyecto fase II de transporte del ácido. Existe en trámite el proyecto en la división Salvador de transporte de ácido sulfúrico en camión a la II y IV regiones. La situación del ácido sulfúrico en Chile por región es la siguiente:

- La primera región presenta una situación de déficit estable, creciendo levemente desde las 289 mil toneladas de ácido sulfúrico en 1999 para situarse el año 2006 en torno a las 342 mil toneladas, según el caso base o 382 mil según el caso máximo.
- En la segunda región el déficit presenta la mayor intensidad dado que actualmente asciende a 873 mil toneladas correspondientes al 34,1% del consumo regional. Esta situación irá en aumento hasta el 2002 con 1,7 millones de toneladas en el caso base y 2,4 millones de toneladas en el caso máximo. Sin embargo el año 2003 la situación varía; para el caso base se espera una disminución a 908 mil toneladas y para el caso máximo un aumento a 2,6 millones de toneladas.

- La tercera región presentará un claro excedente entre los años 2000 y 2002. A partir del año 2003 la situación sigue esta tónica en el caso base. De existir consumo potencial por parte de la división Salvador, se llegaría a un virtual equilibrio.
- El resto de las regiones, desde la cuarta al sur, presentan bajo consumo de ácido (existen algunas faenas mineras en la cuarta región y gran cantidad de pequeños consumidores industriales en el centro y sur) concentrando un gran excedente, que supera las 900 mil toneladas. Dichas situación se incrementará con la aparición de la segunda planta de ácido de El Teniente, llegando en el caso base el excedente a 1,7 millones de toneladas el año 2005. En el caso máximo dicha cifra disminuiría levemente. La quinta región tiene una oferta estable entre 594 mil a 666 mil toneladas por año. Este volumen se transporta hacia el norte, preferentemente por vía marítima, para lo cual cuenta con la infraestructura adecuada. Lo más relevante se concentra en el caso del transporte del ácido ofertado desde El Teniente en la VI región, que debe ser transportado por vía terrestre al Puerto de San Antonio. El flujo es actualmente de 400 mil toneladas por año, pero crecerá a 800 mil toneladas el año 2001 y a 1,1 millones de toneladas el año 2003. La división El Teniente programó sin embargo, una cuantiosa inversión para habilitar hacia el año 2001, una solución definitiva que consiste en un nuevo trayecto vial desde Caletones a una estación de transferencia en la red ferroviaria (Los Lirios) y efectuar el transporte por ferrocarril hacia la costa. Así son la cuarta, quinta y la sexta regiones las que ofrecen las mejores perspectivas en la instalación de una planta, ya que en general el traslado del ácido es bastante caro y por lo tanto es recomendable estar cerca de las fuentes que producen este insumo. Ya que el traslado del ácido de la sexta región se enviaría a la costa de la quinta región, la mejor ubicación sería esta última zona geográfica.

b) Cercanía con los mercados consumidores:

Otro aspecto en cuestión, como ya se mencionó, es la cercanía a los mercados consumidores. Por desgracia no se cuenta con la información que señale el consumo regional de SPT, pero una buena estimación se puede hacer asumiendo que el consumo de este fertilizante debe ser proporcional a la cantidad de hectáreas empleadas en el rubro

agrícola. Esta estimación se basa en la estabilidad que presenta en el tiempo la explotación de la tierra en nuestro país. En la tabla I del anexo D se presenta la situación nacional del uso de tierras, mostrando las estadísticas de los últimos años, las cuales demuestran que el territorio agrícola está restringido y por otro lado presenta cierta estabilidad la cifra de hectáreas utilizadas en los diversos usos de suelos en nuestro país. Aceptando la hipótesis anterior, se presenta la tabla II del mismo anexo, que refleja las tierras totales en cultivo de las principales regiones dedicadas al rubro. Se observa que el desarrollo de los cultivos se da principalmente entre la cuarta y la décima región. Entre la sexta y la novena región sin embargo el uso del suelo es mayor que en el resto [36], favoreciendo ubicar la planta en torno a las regiones VII, VIII y IX. Si se analiza la distribución del uso del suelo por región y la distancia, por cercanía a los mercados, la séptima y la octava región serían las más favorables.

c) Abastecimiento de suministros:

Obviamente los suministros de agua serán mayores avanzando hacia el sur del país. Por tanto es favorable en este sentido ubicar la planta al Sur de la sexta región. Este recurso además asegura el suministro de energía eléctrica.

Respecto a combustibles, el país importa el petróleo por medio de la ENAP. Este recurso es procesado en distintas regiones entre las cuales las zonas privilegiadas son la V (Con-Con), R.M., la octava (PETROX) y la XII. En esta última región se encuentran reservas probadas de gas natural que ascienden a 70 mil millones de Nm^3 con un poder calorífico unitario de 8000 Kcal/Nm^3 . La explotación y comercialización de este recurso son realizadas por ENAP.

En general las zonas industriales serán las más favorecidas en este sentido.

d) Clima:

El clima en Chile presenta mayor estabilidad entre la cuarta y la octava región, donde la oscilación térmica es menor. Ubicando la planta cerca del mar otorga una estabilidad adicional en este sentido.

e) Factores específicos:

- Ubicando la planta cerca de grandes centros urbanos, permite ubicar mano de obra calificada. Además ubicar la instalación en una región donde se presenta alta cesantía genera un beneficio extra. Por tanto este aspecto privilegia a las regiones V, R.M., VIII y X. Además este mismo criterio beneficia criterios comunales como son la disponibilidad de casas para empleados y obreros, disponibilidad de escuelas y colegios, disponibilidad de hospitales y asistencia médica.
- Un factor estratégico es ubicar a la industria en una región cercana a una zona donde exista una alta concentración industrial. Por tanto las regiones V, VI, VIII, X y metropolitana serán las favorecidas bajo este criterio.
- La existencia de carreteras, ferrocarriles y la cercanía al mar (puertos), son un factor importante, tal vez la existencia de ferrocarriles y puertos puede marcar una diferencia en este sentido ya que todo el país, hasta la undécima región cuenta con buenas carreteras. El principal ferrocarril se presenta entre la región metropolitana y la décima región (Temuco). Existen dos compañías; ferrocarriles del estado y ferrocarriles del pacífico. La capacidad de carga máxima del tren es 2400 Ton incluyendo vagones. Cada vagón puede cargar de 30 a 50 toneladas de carga sin incluir su propio peso (18 ton) Respecto a los puertos los principales están ubicados en Iquique, Antofagasta, Caldera, Valparaíso, Talcahuano, Puerto Montt y Punta Arenas.
- Por criterios de legislación industrial, el gobierno anunció que la instalación de fabricas en torno a la región metropolitana, asumirán un costo adicional por tema de impuestos. En este sentido, las políticas son descentralizar la actividad nacional. Por tanto ubicar la planta en regiones extremas se verían favorecidas incluso por la presencia de zonas francas.

- En cuanto a la eliminación de desperdicios, la presencia de alcantarillados o la cercanía a ríos o el mar favorecen costos en este sentido. Un problema ambiental sin embargo generaría el escape de riles de fertilizante a estos sitios. Antecedentes de este aspecto se presentan en la introducción (capítulo I). Sin embargo la fabrica desea obviamente minimizar dichas fugas de producto lo cual evitaría esta clase de problemas. Botaderos también sería importante ubicar. La presencia de mar se da en todo el país salvo en la región metropolitana y ríos con caudal significativo se encuentran al sur de la cuarta región y aumentando en esta dirección. El río más caudaloso es el Bío - Bío, en la octava región.

Para ubicar la planta se utiliza el método de los “puntajes ponderados”. Este método resume la información descrita anteriormente, estimando por medio de puntajes la mejor ubicación [18]. Se presenta una columna con puntajes ideales (máximos), y se establece en el resto de las columnas los puntajes para las localidades analizadas según los distintos ítems. A continuación se presenta una tabla resultado con la aplicación de este método para las regiones comprendidas entre la V y la X, incluyendo la metropolitana.

Tabla I: Puntajes ponderados para las principales regiones de análisis.

FACTORES	PUNTAJE IDEAL	REGIONES							
		IV	V	VI	VII	VIII	IX	X	R.M.
Disponibilidad de roca									
distancia a puertos	80	80	80	60	60	80	60	80	60
ubicación puertos	20	20	17	15	13	10	7	5	15
Disponibilidad de ácido									
distancia	100	80	100	90	50	30	20	10	50
Mercados									
demanda v/s distancia	90	30	50	60	90	80	50	30	40
Abastecimiento y costos									
de energía y combustible									
combustible	50	30	50	35	25	50	25	40	50
energía y agua	50	25	35	40	45	50	50	50	35
Clima									
humedad y temperatura	30	30	30	25	20	20	15	10	25
Transporte									
ferrocarriles	20	10	10	20	20	20	20	20	20
caminos (camiones)	40	30	40	40	40	40	30	30	30
barcos	40	20	40	0	0	40	0	20	0
Desperdicios									
legislación	30	30	20	30	30	30	30	30	10
evacuación	30	15	30	20	20	30	30	20	10
contaminación	30	30	20	30	30	20	20	15	5
Disponibilidad de Personal									
mano obra calificada	40	20	40	30	20	40	20	30	40
obreros	40	15	40	25	25	40	25	30	40
Factores estratégicos									
centros industriales	30	5	25	15	10	25	5	15	30
viviendas del personal	30	5	30	25	10	30	15	30	30
TOTAL	750	475	657	560	508	635	422	465	490

Fuente: personal.

Según este análisis la planta debería ubicarse en la quinta región o bien en la octava. Establecer cual de los dos emplazamientos es el mejor, es una decisión que obedece a un análisis más detallado que escapa a los objetivos de esta memoria.

V. Descripción detallada del diagrama de procesos de la planta.

V.1 Etapa de Preparación de la roca.

V.1.1 Chancado.

Asumiendo que el mineral posee una dureza relativamente baja, de aspecto arcilloso y que su tamaño medio no supera las 3 pulgadas, se presentan dos fases en esta operación. En la primera fase se reduce la fracción de reducción es de 5/1 y en la secundaria se lleva a malla -200. En ambas fases se usan chancadores. La descarga del segundo chancador permite un material adecuado para la etapa posterior de proceso o bien de concentración (si es necesario). En esta etapa los principales equipos de proceso son para el chancado primario un chancador de impacto y un harnero vibratorio plano y para el chancado secundario se usa un molino de bolas y harneros vibratorios planos, junto con colectores de polvo, correas transportadoras y puentes grúas [23].

V.1.2 Lavado y Clasificación.

El mineral chancado, con un tamaño máximo que varía entre 8 y 12 mallas, se recibe en harneros vibratorios provistos de duchas de agua. En estos se produce el primer lavado de mineral, removiendo la arcilla, arena y partículas finas de fosfatos. El sobretamaño de piedras de los harneros primarios es enviado posteriormente a un harnero rotatorio cuya finalidad es romper las bolas de barro formadas en la etapa anterior. El sistema cuenta con un sistema de aspersion de agua. El material que no logra dispersarse al igual que las partículas compactas que no pasan la criba rotatoria, son enviadas a un molino de martillos y luego recirculado. La separación final de tamaños se efectúa en una última etapa de harneado, en donde se descarta la fracción +10M, con un muy bajo contenido de P_2O_5 .

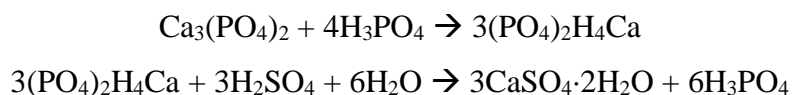
Las fracciones de tamaño -10M, que se separan en las dos etapas de harneado vibratorio, son enviadas a un estanque pulmón previsto de agitación. La pulpa homogénea

alcanzada, con cerca de un 30% de sólidos, es evacuada hacia los hidrociclones donde se produce el deslamado. Las lamas son retiradas a diques de desecho, que permite recuperar el 90 o 95% del agua empleada. La fracción de partículas sólidas entre -10 y +150 mallas es filtrada hasta una humedad máxima de 1%. Esta etapa de concentración será obviada ya que no se desea concentrar la roca sino tan solo reducir su tamaño (esta etapa no se considera en el proceso) [10].

V.2 Generalidades del proceso.

En el capítulo II se mencionó que la presencia de yeso en el superfosfato hace la diferencia entre la concentración de P_2O_5 desde un 20% hasta casi un 50%. Esto se logra obteniendo primero ácido fosfórico y haciéndolo reaccionar después con la fosforita para producir superfosfato concentrado o triple (SPT).

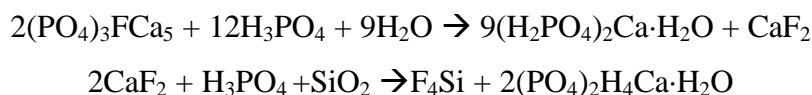
La fosforita triturada y beneficiada, cuyo contenido de P_2O_5 oscila normalmente entre el 31 y el 33%, reacciona con una mezcla de ácido sulfúrico concentrado (generalmente de un 90 a un 98%) y ácido fosfórico reciclado, para obtener una cantidad adicional de ácido fosfórico y de yeso, como muestra empíricamente la ecuación siguiente:



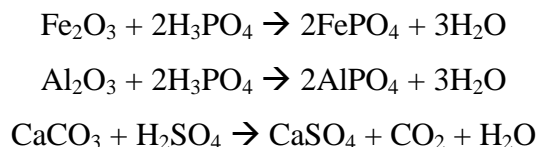
Las impurezas contenidas en la fosforita consumen inútilmente ácido sulfúrico. El yeso se elimina por filtración, y se evapora el ácido fosfórico hasta que alcanza una concentración máxima de P_2O_5 del 54%, según las necesidades. El yeso correspondiente a la mayor parte del ácido sulfúrico utilizado en el proceso se arroja a una pila de desecho cercana [16].

Los superfosfatos concentrados o triple se fabrican del mismo modo que los simples pero se utiliza ácido fosfórico concentrado en vez de sulfúrico.

Las reacciones principales en este sentido son las siguientes:

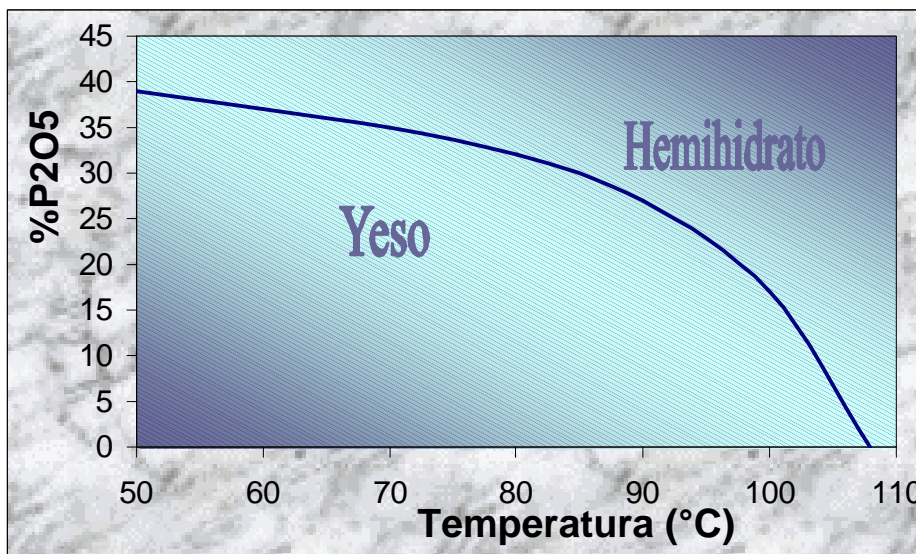


Las impurezas tales como el carbonato cálcico, los fluoruros y los compuestos de hierro y aluminio, consumen también ácido fosfórico y suponen también un derroche de ácido sulfúrico. Por tanto es de suma importancia utilizar fosforita de alta calidad y finamente triturada. Las reacciones principales son las siguientes:



Prácticamente todo el hierro y aluminio solubles, presentes en el mineral, se encuentra en solución como fosfato de hierro o aluminio. El carbonato de calcio, que forma parte tanto de la ganga como de la estructura de la apatita, aumenta el consumo de ácido sulfúrico [10]. La forma usual de precipitación del sulfato de calcio es la dihidratada ($\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$). La relación de este comportamiento dihidratado o hemihidratado ($\text{CaSO}_4 \cdot 1/2\text{H}_2\text{O}$) se refleja según un gráfico de equilibrio práctico que se presenta a continuación [7].

Gráfico : Temperatura de transición de hemihidrato a yeso a varias concentraciones de P_2O_5 .



A pesar de ser el método húmedo un sistema impuro de fabricación del ácido fosfórico, es adecuado a la hora de aplicarse para fabricación de fertilizantes en particular. Esto se debe a que es bastante económico y a que obviamente el producto no requiere una pureza como sería de esperar si se deseara por ejemplo para una aplicación distinta como fabricar reactivos químicos.

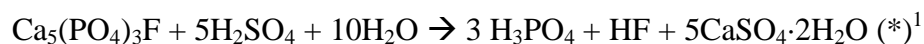
Hay varios procesos de fabricación de superfosfatos concentrados. En uno de ellos, la fosforita y el ácido se combinan en un mezclador mecánico continuo, efectuándose el curado parcial en una cinta transportadora con listones, dentro de un depósito, antes de desintegrar el superfosfato y transportarlo a una pila de almacenamiento para un período de curado posterior de varias semanas. En otros se utiliza un mezclador no mecánico y una cinta transportadora de caucho, en la que se efectúa el curado. Las materias recuperadas en la pila de almacenamiento pueden utilizarse tal como se encuentran, o cribarse o granularse hasta que las partículas sean de determinado tamaño. En otro proceso la fosforita se mezcla con ácido fosfórico de una concentración de alrededor del 45% de P_2O_5 , y se combina con un producto sólido granulado y reciclado, secado y tamizado, para obtener un superfosfato triple concentrado y granulado completamente curado [14].

A través de este capítulo se afinarán detalles del proceso y finalmente se concluirá el esquema del proceso definitivo de la planta, señalando las operaciones unitarias que intervienen y las líneas de proceso, de modo de identificar mediante este esquema los balances de masa y energía del próximo capítulo.

V.3 Consideraciones Previas.

El ácido fosfórico puede fabricarse por acidulación completa de la roca fosfórica empleando un ácido fuerte, tal como el ácido clorhídrico, nítrico o sulfúrico. Sin embargo, se prefiere el ácido sulfúrico por su bajo precio y al hecho de que los productos de la reacción pueden separarse fácilmente por filtración. Pueden emplearse los ácidos clorhídrico y nítrico, pero son más caros y existe el problema de separar las sales solubles de calcio del ácido fosfórico producido [10].

En la práctica la reacción entre el ácido sulfúrico y la roca fosfórica se efectúa continuamente de acuerdo con la ecuación:



La pureza del ácido sulfúrico tiene una importancia sólo relativa, por lo que se puede usar ácido sulfúrico de cámara de plomo, de contacto o inclusive ácido sulfúrico de rechazo de las refinerías petroleras, siempre y cuando no estén presentes cantidades apreciables de lodos orgánicos, cloruros o impurezas metálicas. Se utiliza generalmente un ácido de 60°Bé si es de cámara de plomo o uno de 66°Bé si es producido por medio de una cámara por contacto. Se recomienda un ácido de cámara por contacto como fuente del ácido ya que contiene menos agua a evaporar en la fabricación del SPT.

Respecto a la roca, se requiere una de grado relativamente bueno, ya que los carbonatos consumirán ácido sulfúrico, originarán espumeo, el hierro y el aluminio son solubles en ácido fosfórico y pueden producir fosfatos insolubles en agua en los fertilizantes, etc. Es necesario también contar con algo de sílice que reaccione con HF y reduzca la corrosión. Las rocas fosfóricas típicas para producir ácido fosfórico por el método húmedo contienen de 31 a 35% de P_2O_5 , de 1,5 a 4% de $\text{Al}_2\text{O}_3 + \text{Fe}_2\text{O}_3$ y de 2 a 10% de SiO_2 (ver anexo D, tabla I).

Las reacciones secundarias más importantes son las siguientes: (1) Cualquier carbonato presente en la roca reaccionará desprendiendo dióxido de carbono y formará el correspondiente sulfato. (2) El hierro y el aluminio formarán fosfatos que son solubles en el ácido fosfórico. Estos reducen la concentración del ácido y pueden aparecer como lodos pesados cuando el ácido se concentra; estas impurezas por lo general, deben eliminarse si el ácido se destina a diferente uso que el de producción de fertilizantes. (3) La mayor parte del HF reaccionará con la sílice para formar SiF_4 . Sin embargo, debido a la humedad en los gases de salida se formará sílice hidratada, la que se deposita en los ductos del gas y en el tren de lavado de la planta. (4) Los cloruros deben eliminarse del sistema lo más posible, ya que los iones cloruro en soluciones ácidas aumentan considerablemente la velocidad de corrosión. (5) Las impurezas orgánicas o los agentes de flotación remanentes pueden

¹ * La fórmula química de la roca fosfórica según algunos textos es $\text{Ca}_{10}\text{F}_2(\text{PO}_4)_6$.

originar un ácido sucio, causar espumeo y reducir la velocidad de filtración. Las rocas fosfóricas que tengan estas características requieren una calcinación previa para eliminar los contaminantes orgánicos [10].

V.4 Acidulación de la roca.

Un buen proceso de fabricación de ácido fosfórico deberá extraer la máxima cantidad de P_2O_5 de la roca fosfórica, precipitar sulfato de calcio en forma tal que filtre rápidamente y se lave con facilidad, y producir ácido fosfórico cuyo contenido de P_2O_5 sea lo más elevado posible. En la práctica, siempre hay algunos obstáculos, ya que no todos estos objetivos se pueden alcanzar simultáneamente. Por lo general, la presencia de roca sin descomponer origina pérdidas de P_2O_5 , lo mismo sucede con la formación de sulfatos insolubles, y cualquier pérdida de ácido fosfórico causada por derrames, fugas, arrastres con el vapor o lavados que pasan al drenaje. El primer tipo de pérdida puede reducirse moliendo la roca a mayor finura y permitiendo un tiempo de reacción suficientemente largo. Sin embargo, otro factor que debe considerarse es la posible formación de una capa de sulfato de calcio insoluble en la superficie de la roca que evita el ataque completo de las partículas. Este efecto se origina al usar ácido concentrado, y generalmente se observa a concentraciones de ácido sulfúrico de 4% o mayores.

La posible formación de fosfatos insolubles resulta del hecho de que tanto el fosfato dicálcico ($CaHPO_4 \cdot 2H_2O$) como el yeso forman cristales monoclinicos. Esto es, bajo ciertas condiciones, los iones fosfatos pueden reemplazar a los iones sulfato en la disposición cristalina del yeso. La magnitud de este efecto depende de la concentración de los iones sulfato y fosfato en la solución de la cual se cristalizará el yeso. En la práctica, las pérdidas se hacen excesivas cuando la concentración de sulfato está por debajo de 1%.

Los otros tipos de pérdida pueden reducirse simplemente con un buen manejo de la planta. Sin embargo, un punto de importancia crítica en la determinación de las pérdidas de P_2O_5 en la torta del filtrado es la naturaleza del yeso que se produce. Altas concentraciones de sulfato producirán conglomerados de yeso en forma de agujas fáciles de filtrar pero difíciles de lavar. Las bajas concentraciones producen cristales rómbicos que son fáciles de

ácido, roca y yeso de recirculación se hacen pasar a través de varios reactores agitados, en los cuales se da el tiempo necesario para la reacción (6 a 7 horas). La primera etapa de reacción del circuito consta de cinco tanques agitados en serie. En los tanques 3, 4 y 5 se conecta un suministro de aire frío que permite un control de la temperatura. Una porción considerable de mezcla de los reactores 4 y 5 se recircula al reactor 1. Puesto que las reacciones son exotérmicas (en condiciones normales cerca de 280 Btu/lb de roca), comúnmente se inyecta aire a través de la suspensión para eliminar el calor de la reacción. El aire pasa a través de un sistema de extracción de humos donde los compuestos volátiles del flúor se eliminan por medio de absorción en agua, recobrando el flúor en forma de ácido fluosilícico [8].

La roca fina se suministra al primer reactor mediante un tornillo transportador. Ácido sulfúrico de 93 a 94% y ácido fosfórico proveniente de la primera filtración (20% P_2O_5) se suministran a una unidad de mezcla (stripper) donde se agrega aire provocando un agotamiento de la composición de flúor. La agitación presente en estos reactores no permite buenas condiciones para la formación de yeso, sin embargo un alto porcentaje del ácido que se forma por este proceso se obtiene en esta etapa (99%).

En la segunda etapa de reacción, el objetivo es separar el yeso del ácido fosfórico más que extraer ácido de la roca. Se cuenta para esto con 4 reactores en serie. Menos del 1% del ácido se obtiene por medio de estos tanques de reacción. Sin embargo se logra generar condiciones propicias para la generación de yeso. Las operaciones de filtrado y mezcla de la pulpa con ácido tienen por objetivo lograr una buena separación de ácido fosfórico y yeso. El yeso se filtra y generalmente se desecha. Bajo buenas condiciones de operación, el rendimiento de ácido fosfórico es de 95% o más basado en el contenido de P_2O_5 de la roca. El detalle del proceso se presenta en la figura 4.

Otra posibilidad es el uso de un reactor de un solo tanque que se encuentra dividido en una serie de compartimentos mediante el uso de mamparas, y este tipo de reactor parece tener preferencia en las instalaciones. Las condiciones de operación son muy estrictas y deben tomarse en cuenta tanto la resistencia a la corrosión como a la erosión. Los digestores por lo general, están recubiertos con ladrillos de carbón (el ladrillo de sílice es fácilmente atacado por el flúor), usándose acero recubierto con hule o plástico para las tapas, tuberías y sistemas de extracción de humos. Las bombas, filtros y agitadores

generalmente se hacen de acero inoxidable tipos 316 y 317, aunque otras aleaciones puedan necesitarse en determinadas condiciones. Otros reactores se presentan en el anexo C.

La filtración del yeso es una operación particularmente crítica puesto que esto afecta a las pérdidas de P_2O_5 en la torta del filtro, así como a la concentración del ácido fosfórico producido. Durante años se han usado varios tipos de filtros, pero prácticamente todas las plantas grandes utilizan los filtros horizontales del tipo fabricado por Eimco o Prayon. Estos filtros consisten de una serie de bandejas rectangulares de poca profundidad montadas en una banda de hule. Los fondos de las bandejas están calafateadas para soportar la maya filtrante, y se aplica vacío mediante una estrecha caja de aire. A medida que la banda se mueve, la suspensión cae en las charolas, la succión seca la torta, la cual se lava y el yeso se desecha cuando las bandejas se encuentran en la posición contraria en la banda.

V.5 Concentración del ácido fosfórico.

La mayor parte del ácido fosfórico del proceso húmedo se usa en la fabricación de superfosfato triple donde se requiere, por lo general, una concentración del 45 a 55% de P_2O_5 . Sin embargo, el ácido obtenido en el proceso húmedo tiene una concentración aproximadamente del 30 al 33% de P_2O_5 . Los factores que limitan la máxima concentración del ácido son los siguientes:

- (a) Los cristales de yeso precipitados de soluciones que contengan más del 33% de P_2O_5 son demasiado finos y difíciles de lavar.
- (b) Los ácidos más concentrados necesitan menores temperaturas de operación, y los requerimientos de enfriamiento se hacen excesivos a temperaturas menores de $66^\circ C$.
- (c) La viscosidad y densidad del ácido concentrado se suman a los problemas de lavado y filtración.
- (d) Los ácidos más concentrados limitan la cantidad de agua que puede usarse para el lavado, tendiendo a disminuir el rendimiento.

Por estas razones, el ácido del proceso húmedo debe concentrarse por evaporación hasta una concentración de 38 a 55% de P_2O_5 , dependiendo del uso del material. Esta

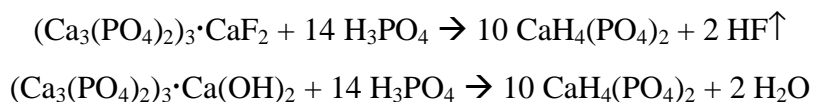
evaporación es difícil y costosa debido a la naturaleza corrosiva del ácido y a la presencia de hierro, aluminio, flúor y otras impurezas. Se han empleado varios tipos de evaporadores de calentamiento directo y de combustión sumergida, pero los evaporadores al vacío de circulación forzada son los más aceptados. El intercambiador consiste en tubos Karbate calentados exteriormente y a su vez cementado en cabezales también Karbate. La solución ácida se hace recircular a alta velocidad a través de los tubos para minimizar los depósitos, y pasa luego a una cámara de vacío, recubierta con caucho, donde el agua se evapora debido a la diferencia de presión causada por un eyector de vapor y un condensador barométrico. El punto de ebullición del ácido comercial de 55% de P₂O₅ es de 90°C a 3 pulgadas de Hg absolutas [10].

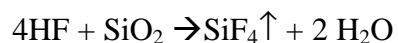
Una cantidad importante del flúor contenido en la roca se desprende durante la concentración del ácido. Este flúor puede recuperarse como ácido fluosilícico, siempre que haya mercado para él. Las impurezas de hierro y aluminio presentes en el ácido son menos solubles en el ácido concentrado, por lo que precipitan durante la concentración. Debido a la incrustación, las unidades de evaporación deben limpiarse según un programa regular, y el tiempo de trabajo generalmente se estima alrededor del 85% del tiempo total. Si la capacidad de la planta es mayor que la que se puede obtener mediante el uso de una sola unidad, pueden emplearse varias unidades en serie. Nótese que las operaciones en serie son más eficientes que las operaciones en paralelo debido a que las primeras etapas operan a concentraciones más bajas de ácido.

V.6 Obtención del Superfosfato Triple.

El superfosfato triple generalmente contiene entre un 43 a un 50% en peso de P₂O₅. Se utiliza para su fabricación el ácido fosfórico manufacturado a partir del proceso por vía húmeda. El otro insumo es la roca fosfórica.

Las principales reacciones que definen este proceso son las que se mencionan a continuación:

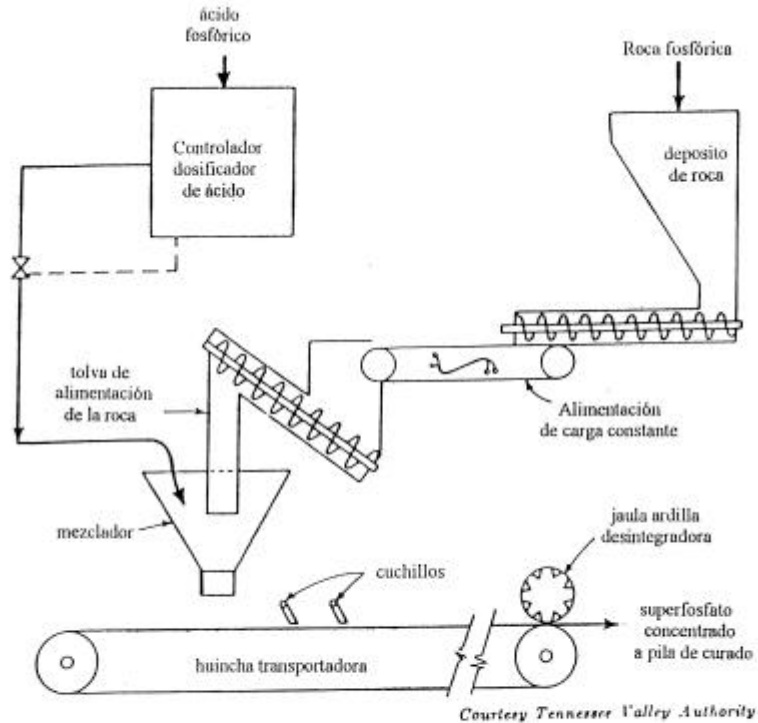




Si el ácido fosfórico se encuentra caliente y concentrado al acidular a la roca fosfórica una cantidad de gases que contienen flúor son liberados. Con dilución y ácido fosfórico frío prácticamente no se liberan dichos gases. Si el 70 a 78% del ácido fosfórico (51 a 51,6% de P_2O_5) se encuentra disponible para la acidulación de la roca fosfórica, el producto resultante podría encontrarse suficientemente seco después de un curado adecuado, haciendo innecesario un secado artificial. Un 56% de P_2O_5 a partir de ácido fosfórico de vía húmeda se obtiene por evaporadores de tipo vacío como se señaló en el punto anterior.

A 44°C el H_3PO_4 de 70 a 78%, reacciona bastante rápido con la roca fosfórica, formando la pasta al cabo de 3 o 4 minutos después de la mezcla. Se obtiene así un proceso continuo para la fabricación del superfosfato triple. En la figura 5 se presenta el proceso.

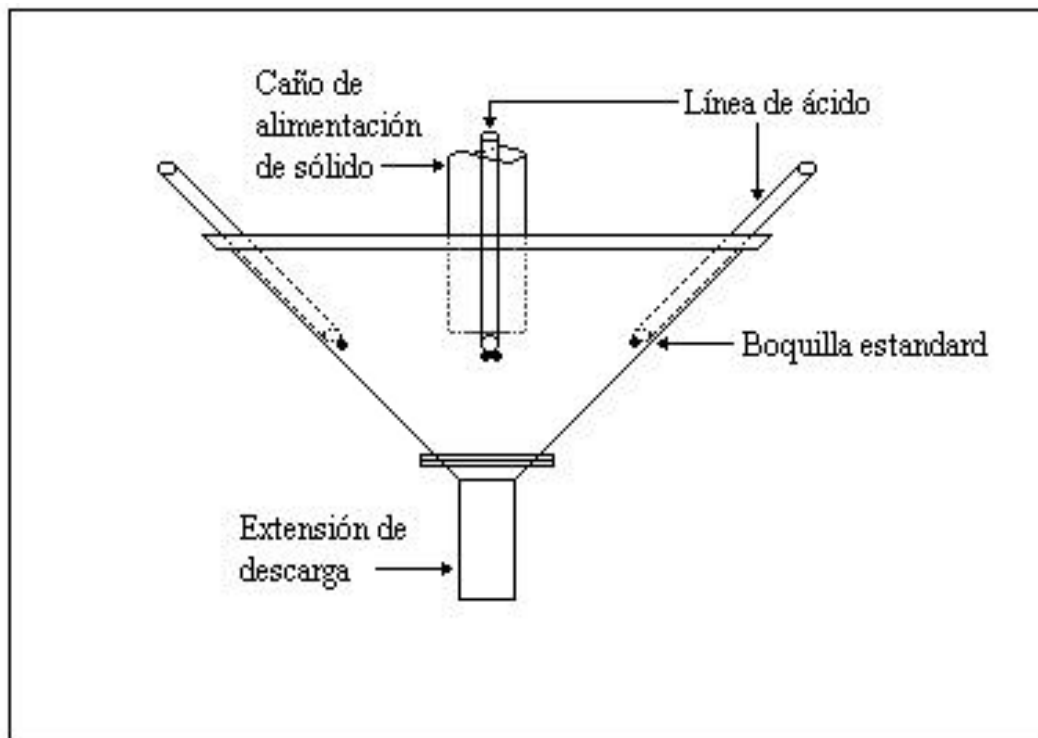
Figura 5: Proceso continuo de fabricación de superfosfato triple.



La roca fosfórica y el ácido fosfórico son mezclados por uno a dos minutos en un mezclador tipo embudo en el que toda la agitación es proporcionada por el ácido que es introducido tangencialmente en el mezclador. Se logra así una pulpa espesa y homogénea.

El mezclado se efectúa en un recipiente cónico invertido, el cual posee cuatro tubos, provistos de boquillas terminales, ubicados equidistantes alrededor del perímetro. El ácido es alimentado a través de este sistema y la colocación de las boquillas paralelas a las paredes del cono, formando un ángulo de 45° con la horizontal, otorgan un movimiento de rotación a lo largo de éstas. El sólido se forma al centro del vórtice que se forma por la introducción tangencial del ácido. El nivel de fluido debe estar levemente sobre la “extensión de descarga del mezclador”, el cual está lleno todo el tiempo. El ácido y el sólido se mezclan completamente cuando ellos descargan al cono favoreciendo este proceso la turbulencia creada cuando la pulpa cae sobre la correa transportadora [8]. A continuación se presenta un esquema del mezclador cónico [23].

Figura : Mezclador cónico.

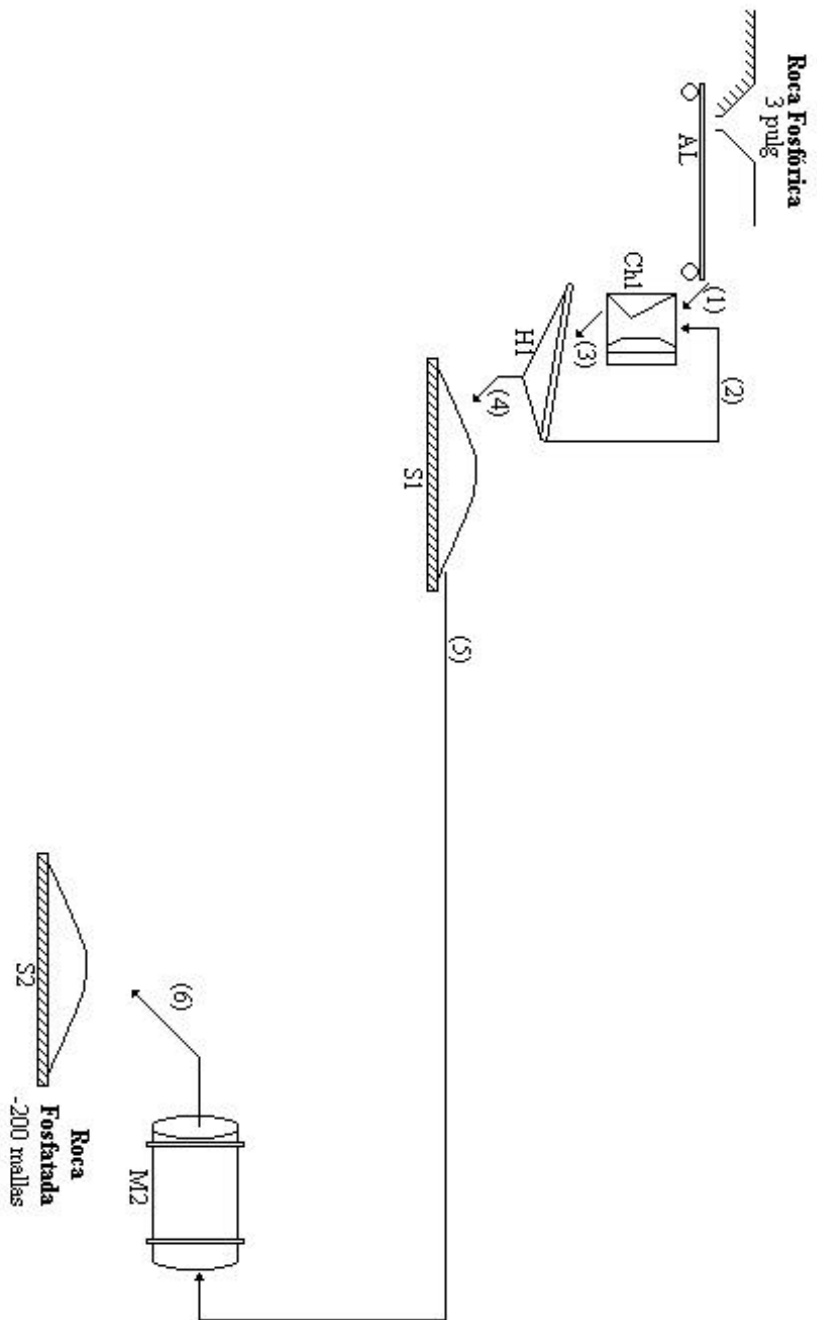


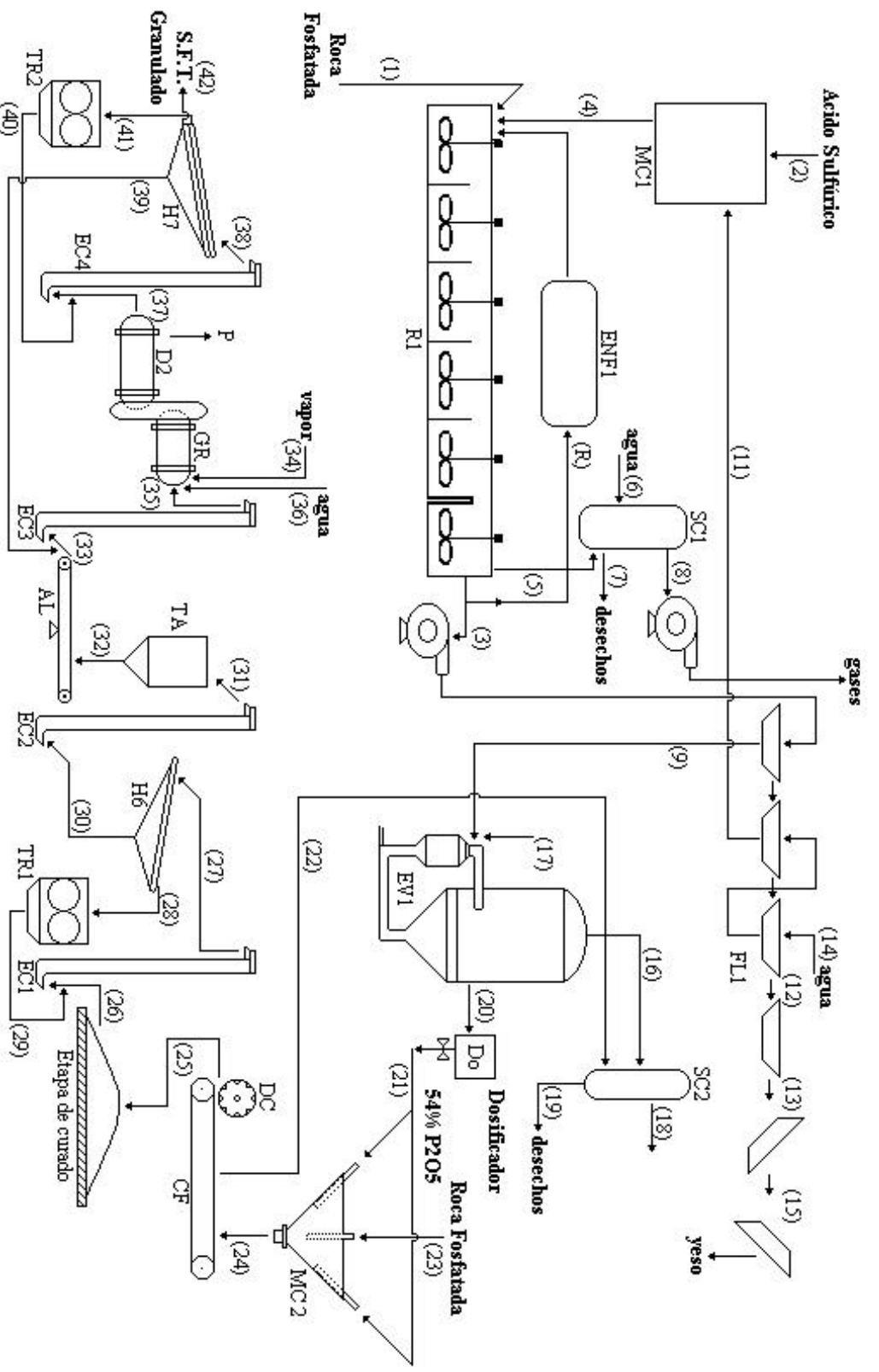
La correa transportadora avanza lentamente bajo el cono, de modo que su largo total permita que la pulpa alcance el estado sólido en ella. Sobre la correa y a todo lo ancho, debe existir una serie de cuchillos en línea que corten el material en franjas angostas. Inmediatamente sobre la polea terminal de la correa, se encuentra un disgregador “tipo jaula”, que esparce el superfosfato a medida que el producto se descarga en la cinta. A continuación, el superfosfato triturado es enviado hacia grandes pilas, donde se le da un tiempo de reposo suficiente para alcanzar la máxima conversión (tiempo de curado), el cual varía entre 2 y 4 semanas.

El S.F.T. curado se saca del depósito y se alimenta a un harnero. El tamaño que excede la malla se muele y recircula; el material fino es enviado a un tambor granulador rotatorio. Se riega el material con agua y se inyecta vapor por debajo de la capa, para proporcionar un material granulado húmedo. Los granos húmedos son descargados a un secador rotatorio. Las partículas secas se tamizan y las que excedan de tamaño se muelen y recirculan. Los finos regresan al granulador. El rendimiento del proceso es de 1 tonelada de S.F.T. granulado por 1,02 toneladas de material curado [15].

V.7 Flowsheet del Proceso seleccionado.

A continuación se presentan los principales equipos de proceso y líneas de producción por medio de diagramas de proceso (flowsheet). Se detalla además las operaciones unitarias definiendo la notación que se aplicará en el próximo capítulo referente a los balances de masa y energía y al cálculo de los equipos de proceso.





ETAPAS Y OPERACIONES UNITARIAS DE PROCESO.

CHANCADO DEL MINERAL FOSFORICO:

- T1: Tolva de alimentación primaria.
Al: Alimentador tipo placa.
Ch1: Chancador de mandíbula primario.
M2: Molino de bolas.
H1: Harnero vibratorio.
S1: Stock pila media.
S2: Stock pila –200 mallas.
(i): Corriente 'i' con 'i' entre 1 y 6.

FABRICACION DE ACIDO FOSFORICO POR VIA HUMEDA:

- MC1: Mezclador.
R1: Zona de reacción de múltiples compartimentos.
ENF1: Enfriador de vacío.
SC1: Lavador de gases.
FL1: filtro y lavado en contracorriente.
EV1: Evaporador (concentración del ácido).
SC2: Lavador de gases.
(i): Corriente 'i' con 'i' entre 1 y 22.

FABRICACION DE SFT GRANULADO:

- Do: Dosificador de ácido fosfórico.
- MC2: Mezclador cónico.
- CF: Cinta transportadora (fraguado del superfosfato).
- DC: Disgregador cilíndrico.
- EC1: Elevador de capachos.
- TR1: Triturador material de primer harneado.
- H6: Harnero vibratorio.
- EC2: Elevador de capachos.
- TA: Tolva de alimentación.
- AL: Alimentador tipo placa.
- EC3: Elevador de capachos.
- GR: Granulador.
- D2: Secador.
- EC4: Elevador de capachos.
- H7: Harnero vibratorio de doble salida.
- TR2: Triturador material de segundo harneado.
- (i): Corriente 'i' con 'i' entre 23 y 42.

VI Balances de Masa y Energía.

El objetivo de este capítulo es dimensionar los distintos equipos de proceso, señalando las principales características de ellos, así como establecer los balances de masa y energía de la planta especificando cada una de las líneas de proceso.

Para desarrollar los balances de masa y energía se utiliza la notación descrita en el capítulo anterior.

VI.1 Balances de Masa.

VI.1.1 Planta de Chancado.

Se usa como base de cálculo 100 unidades físicas (U.F.) de fosforita de 33% en P_2O_5 . Se asume que no existen pérdidas de masa en los procesos de molienda. La roca molida en este proceso abastece la materia prima para el proceso húmedo y para la obtención de superfosfato triple.

Chancador Primario	Entra		Sale
Corriente	C1	C2	C3
Masa (U.F.)	100,0	15	115
Tamaño (pulgadas)	3	+ 0,5	+ - 0,5

Harnero Vibratorio	Entra	Sale	
Corriente	C3	C2	C4
Masa (U.F.)	115	15	100
Tamaño (pulgadas)	+ - 0,5	+ 0,5	- 0,5

Molino de Bolas (M2)	Entra		Sale
Corriente	C5	C6	C7
Masa (U.F.)	100,0	15	115
Tamaño (pulgadas)	- 0,5	+ 0,00299 (*)	+ - 0,00299 (*)

(*) Malla -200

VI.1.2 Proceso Húmedo.

Para poder realizar los cálculos deben adoptarse algunos supuestos. El primero y de mayor relevancia es asumir que la composición de la roca es una media con un 33% de P_2O_5 . El detalle de la composición de la roca se presenta en el anexo F tabla I.

A continuación se presenta un listado con los principales supuestos [10].

- 1- Se asume que el 94% en masa del total de P_2O_5 es recuperado.
- 2- Se considera que no todo el CaO de la roca reacciona con el ácido debido a la presencia de SO_3 , P_2O_5 insoluble (3,3%) y la formación de CaF_2 .
- 3- Basándose en lo anterior, el P_2O_5 que no reacciona (1%) y el que es insoluble ($CaHPO_4$) y cocrystaliza con el yeso (2,3%) conforman el dato de 3,3% mencionado.
- 4- El 15% del flúor se combina con CaO para formar CaF_2 . Podría complicarse más esta relación ya que en realidad las reacciones son más complejas generando compuestos insolubles distintos a los mencionados en la torta del filtro; como ejemplo de esto se menciona al $Ca_4SO_4SiF_6(OH)*12H_2O$.
- 5- Se asume un exceso de ácido sulfúrico que se calcula asumiendo que el 30% del P_2O_5 ácido contiene 1,5% libre de ácido sulfúrico.
- 6- El ácido sulfúrico se aplica con una concentración del 93%.

Estos supuestos permiten construir la tabla III del anexo F. En ellos se observa el detalle de insumos necesarios para la fabricación de fertilizantes.

Se considera como base de calculo la cantidad de una tonelada de P_2O_5 . Además se utiliza como supuestos adicionales los siguientes:

- 1) La cantidad de ácido sulfúrico en el interior del reactor es inferior al 4%.
- 2) El porcentaje de ácido fosfórico en peso que se recircula al reactor posee una composición en el rango 15 a 25%.
- 3) Las concentraciones de entrada del evaporador poseen un 33% en P_2O_5 y la de salida del evaporador una concentración que varía entre el 45% y 54%.

A partir de estos datos se presenta el detalle de los balances de materia por cada uno de los equipos de proceso.

Mezclador MC1

Componentes	Entra		Sale
	L2	L11	L4
Acido Sulfúrico	2780	0	2780
Agua	209	15450	15659
Acido fosfórico	0	3863	3863
Total corriente.	2989	19313	22302
Total balance.	22302		22302

Las unidades están referidas a kilogramos de componente por tonelada de P_2O_5 . Estas unidades se utilizan como una referencia y serán también empleadas en el resto de las tablas.

Reactor (R1)

Componentes	Entra			Sale	
	L4	L1	LR	L5	L3
Acido sulfúrico	2780		250		50
Agua	15659		77985		15597
Acido fosfórico	3863		27505		5501
Ca ₁₀ F ₂ (PO ₄) ₆		2990	0		180
Impurezas		333	2400		438
F		119	65		13
CaSO ₄ *2H ₂ O			19460		3892
HF			130		26
SiO ₂		64	0		
SiF ₄			0	111	
Total corriente.	22302	3506	127795	111	25697
Total balance.	25808			25808	

Separación entrada de filtro (FL1)

Componentes	Entra	Sale	
	L3	L9	L10
Acido sulfúrico	50	50	
Agua	15597	1247.8	14349.2
Acido fosfórico	5501	1638	3863
Impurezas	618	403	215
F	13	13	
CaSO ₄ *2H ₂ O	3892		3892
HF	26	26	
Total corriente.	25697	3377.8	22319.2
Total balance.	25697	25697	

(*) las impurezas consideran la roca no reaccionante.

Filtros y lavados (FL1)

Componentes	Entra		Sale	
	L10	L14	L11	L15
Agua	14349.24	2367	15450	1266
Acido fosfórico	3863		3863	
Impurezas	215			215
CaSO4*2H2O	3892			3892
Total corriente.	22319.24	2366.76	19313	5373
Total balance.	24686		24686	

La concentración de ácido fosfórico en la línea de recirculación es: 0.20002

Evaporador (EV1)

Componentes	Entra	Sale	
	L9	L20	L16
Acido sulfúrico	50	50	
Agua	1247.8	206.8	1041
Acido fosfórico	1638	1638	
Impurezas	403	301	102
F	13	13	
HF	26		26
Total corriente.	3419.8	2208.8	1211
Total balance.	3419.8	3419.8	

% P₂O₅ entrada evaporador: 0.32

% P₂O₅ salida del evaporador: 0.48

Lavador - reactor de gases (SC1):

Componentes	ENTRA		SALE	
	L5	L6	L7	L8
Agua		25,56	12,78	0
SiF ₄	111			0
SiO ₂			21,28	
H ₂ SiF ₆			102,5	
Total corriente.	111	25,56	136,56	0
Total balance.	136,56		136,56	

Lavador –Reactor (SC2)

Componente	ENTRA		SALE	
	L16	L22	L18	L19
Agua	1041		0	1035
HF	26			26
SiF ₄		52	0	
SiO ₂				10
H ₂ SiF ₆				48
Total corriente.	1067	52	0	1119
Total balance.	1119		1119	

VI.1.3 Obtención de S.F.T.

La reacción entre la roca fosfórica (fluorapatita y ácido fosfórico se realiza en exceso del primer reactivo de modo que el 94% de la fluorapatita reacciona con el ácido.

El balance de masa de esta última etapa del proceso se presenta considera por una parte la reacción fosforita – ácido fosfórico y además una segunda reacción que considera la reacción entre sílice y ácido fluorhídrico para formar tetrafluoruro de silicio.

La base de cálculo utilizada es referente a la salida del evaporador del proceso por vía húmeda.

El detalle de las principales líneas de proceso se menciona por equipos y presenta a continuación.

Mezclador (MC2):

Composición	ENTRA		SALE
	L21	L23	L24
Acido sulfúrico	50		50
Agua	207		10
Acido fosfórico	1638		
Impurezas	301	161	462
F	13	9	22
Ca ₁₀ F ₂ (PO ₄) ₆ reacciona.		1204	
Ca ₁₀ F ₂ (PO ₄) ₆ no reacciona.		76	76
CaO libre		79	79
SiO ₂		31	1
SiF ₄			52
Ca(H ₂ PO ₄) ₂ *H ₂ O			3009
HF			8
Total corriente.	2209	1560	3769
Total balance.		3769	3769

Correa Transportadora (CF):

Composición	ENTRA	SALE	
	L24	L25	L22
Acido Sulfúrico	50	50	
Agua	10	10	
Impurezas	462	462	
F	22	22	
Ca ₁₀ F ₂ (PO ₄) ₆ no reacciona.	76	76	
CaO libre	79	79	
SiO ₂	1	1	
SiF ₄	52		52
Ca(H ₂ PO ₄) ₂ *H ₂ O	3009	3009	
HF	8	8	
Total corriente.	3769	3717	52
Total balance.	3769	3769	

Harnero 6 (H6):

Componentes	Entra	Sale	
	L27	L30	L28
Agua	15	10	5
Sólidos	5647.5	3717	1930.5
Total corriente.	5662.5	3727	1935.5
Total	5662.5	5662.5	

Granulador – Secador (GR - D2):

	Entra			Sale	
Composición	L35	L36 (vapor)	L34 (agua)	Pérdidas	L37
Sólido	4063			69.9	3993.1
Agua	26	151.8	670	647.1	200.7
Total corriente	4089	151.8	670	717	4193.8
Total	4910.8			4910.8	

Harnero 7 (H7):

	Entra		Sale	
Componentes	L38	L42	L41	L39
Agua	235.23	185.2	34.03	16
Sólidos	4694.66	3647.1	701.56	346
Total corriente.	4929.89	3832.3	735.6	347
Total	4929.89	4929.89		

VI.1.4 Corrientes Reales de Flujo de Proceso.

La capacidad de producción es de 100000 ton P_2O_5 basándose en el superfosfato triple.

La modalidad de operación es de 335 días/año con 24 horas al día o sea en tres turnos diarios de 8 horas cada uno. Esto se traduce en producir 28,56 toneladas por hora del fertilizante, o sea 685,44 toneladas al día.

A partir de los resultados presentados en los balances por equipos y conociendo la modalidad de operación recién expuesta, se presenta a continuación los flujos de masa de la planta.

Planta de Chancado:

C1: 37,75 ton/hr.
C2: 5,66 ton/hr.
C3: 43,41 ton/hr.
C4: 37,75 ton/hr.
C5: 37,75 ton/hr.
C6: 37,75 ton/hr.

Proceso Húmedo:

LR: 952,62 ton/hr.

L1: 26,13 ton/hr.
L2: 22,28 ton/hr.
L3: 191,55 ton/hr.
L4: 166,24 ton/hr.
L5: 0,83 ton/hr.
L6: 25,56 ton/hr.
L7: 136,48 ton/hr.
L8: 0,0 ton/hr.
L9: 25,17 ton/hr.
L10: 166,37 ton/hr.
L11: 143,96 ton/hr.
L12: 40,05 ton/hr.
L13: 40,05 ton/hr.
L14: 17,64 ton/hr.
L15: 40,05 ton/hr.
L16: 9,02 ton/hr.
L17: 15,94 ton/hr.
L18: 0,0 ton/hr.

L19: 9,46 ton/hr.
L20: 16,46 ton/hr.
L21: 16,46 ton/hr.
L22: 0,44 ton/hr.

Producción S.F.T.:

L23: 11,62 ton/hr.
L24: 28,10 ton/hr.
L25: 27,71 ton/hr.
L25': 0,39 ton/hr.
L26: 27,71 ton/hr.
L27: 42,21 ton/hr.
L28: 14,43 ton/hr.
L29: 14,43 ton/hr.
L30: 27,78 ton/hr.
L31: 27,78 ton/hr.
L32: 27,78 ton/hr.
L33: 27,78 ton/hr.
L34: 4,99 ton/hr.
L35: 30,48 ton/hr.
L36: 1,13 ton/hr.
L37: 31,26 ton/hr.
LP: 5,34 ton/hr.
L38: 36,75 ton/hr.
L39: 2,58 ton/hr.
L40: 5,48 ton/hr.
L41: 5,48 ton/hr.
L42: 28,56 ton/hr.

VI.2 Balances de Energía.

VI.2.1 Proceso Húmedo.

Reactor:

La temperatura en el reactor no debe superar los 82 °C. Sin embargo la reacción que se produce entre el ácido y la roca, es exotérmica. Además la dilución del ácido genera un calor adicional. En el anexo F se presentan los resultados de cálculo del calor generado. El calor a disipar para ácido de 93% es de 329 Kcal /Kg de P₂O₅. El total de roca que entra por hora al reactor es de 26,13 ton, donde el 33% es P₂O₅. Por tanto se deben disipar 2836934,1 Kcal/hr [10].

El flujo recirculado para tal efecto es de 952,62 ton/hr, flujo que debe ser enfriado de modo que pierda el flujo de calor señalado. El calor específico a presión constante es de 0,8 Kcal/Kg °C. Por tanto si se enfría desde 82°C, la temperatura a la cual debe llegar el flujo recirculado es de 78,3 °C.

Si se usa agua para enfriar dicha corriente, asumiendo que la temperatura de entrada de esta es de 15°C, y asumiendo una temperatura de salida de 70°C, el flujo de agua a suministrar sería de 51,58 ton/hr de agua ($C_p \text{ agua} = 1 \text{ Kcal/Kg} \cdot \text{°C}$).

Evaporador:

El ácido fosfórico formado en el reactor se encuentra cerca de 82 °C. Al abandonar el reactor y ser filtrado, asumimos que pierde calor enfriándose hasta una temperatura de 70 °C para la entrada del evaporador.

Para el evaporador, es necesario determinar la cantidad de vapor saturado (W_s) suministrado al sistema para evaporar. Según bibliografía [10] el valor debería ser cercano a 1,9 veces la masa en P₂O₅ a concentrar, o sea de unas 15,94 ton/hr de vapor.

Usando balances de energía sin embargo la cifra se encuentra por debajo [23]:

Vapor vivo usado:	1,5 Kgf/cm ²
Vacío en las cámaras:	0,63 atm.
Calor latente vapor saturado (λ_s):	532,3 * 10 ³ Kcal/ton
Temperatura de vaporización (T2):	74,3 °C
Temperatura alimentación ácido (T1):	70 °C
Flujo alimentado ácido fosfórico (Mac):	25,17 Ton/hr.
Flujo salida vapor de agua (Mv):	9,02 Ton/hr.
Calor latente vapor salida (λ):	555 Kcal/Kg
Cp _{ac} (liq) ácido fosfórico	0,88 Kcal/(Kg°C)

El balance de energía para el evaporador queda definido por [18]:

$$W_s * \lambda_s = M_{ac} * C_{p_{ac}} (T_2 - T_1) + M_v * \lambda$$

Luego $W_s = 9,58$ ton/hr.

La diferencia entre el dato bibliográfico [10] y el calculado en el balance de energía puede disminuir si se considera que en este último cálculo no se estimó el calor que se debe aplicar para generar vapor de agua sobrecalentado que asegure la evaporación mas allá del cambio de fase.

VI.2.2 Obtención de S.F.T.

Secador Rotatorio:

Para este secador se recomienda realizar el siguiente balance de energía [18]:

$$Q_t = M \cdot C_p \cdot (T_s - T_e) + E \cdot 660$$

donde:

- Q_t : Calor transferido (kcal/hr)
 M : Producto húmedo a secar (Kg/hr)
 T_s : Temperatura de producto de salida (°C)
 T_e : Temperatura del producto de entrada (°C)
 E : Agua a evaporar (Kg/hr)

Asumiendo:

$$T_e = 40 \text{ °C}$$

$$T_s = 80 \text{ °C}$$

$$C_p = 0,2 \text{ Kcal/Kg}$$

$$M = 30,48 \text{ ton/hr}$$

$$E = 4,8 \text{ ton/hr}$$

Se tiene que $Q_t = 3411840 \text{ Kcal/hr}$.

Se calcula además la temperatura de entrada del aire según la ecuación:

$$G = \frac{Q_t}{0,24 \cdot (t_e - t_s)}$$

donde:

G : aire o gas (Kg/hr)

t_e : temperatura de entrada del aire (°C)

t_s : temperatura de salida del aire (°C)

El valor de G se considera en 26 Ton/hr y t_s en 85 °C. Luego, con los datos señalados se obtiene que t_e es 631,8 °C.

El consumo de combustible se evalúa de acuerdo a la siguiente expresión [18]:

$$C_d = \frac{Q_t \cdot 1,2}{H_v}$$

donde:

- C_d: Consumo de combustible de diseño (Kg/hr)
- H_v: Poder Calorífico inferior del combustible (Kcal/Kg)
- Q_t: Calor transferido = 3411840 (Kcal/hr).

Se conoce el dato de H_v fuel Oil: 11000 (Kcal/Kg).

Luego se consumen 372,2 Kg de Fuel Oil por hora, o sea cerca de 9 toneladas diarias.

VI.3 Dimensionamiento de Equipos Principales.

VI.3.1 Planta de Chancado.

Para la elaboración de superfosfatos normales y concentrados, la finura de la molienda varía de 65% en malla menos 200 a 85% en malla menos 200. En general se usan molinos de bolas en la trituración de roca fosfatada [3]. La capacidad de molienda de las rocas fosfatadas varía ampliamente según su procedencia. Sin embargo los tamaños de las rocas deben ser inferiores a los ¾ de pulgada para aplicar el uso de estos equipos; más aún dado que los porcentajes van entre 65 y 85% el tamaño de alimentación inicial debe ser de ½ a 3/8 de pulgada como máximo. Por esta razón se debe realizar una reducción previa mediante chancadores.

En general las rocas provenientes de Túnez, Marruecos y de las islas del Pacífico son más fáciles de pulverizar.

Chancador Primario (Ch1):

El tamaño máximo del mineral recibido desde la mina, será del orden de las 3 pulgadas [23]. Para una alimentación de este tamaño se espera que el chancador trabaje con una razón de reducción de 5 a 1 o mayor, por lo tanto el tamaño máximo de descarga será de 0,6 a 0,5 pulgadas. Considerando además que la apatita presenta una dureza media, se selecciona el siguiente chancador:

Tipo:	Triturador Symons de cono estándar.
Capacidad máxima:	80 ton/hr
Razón de reducción:	100% roca atraviesa 1 pulgada.
Potencia consumida:	100 HP
Abertura de la alimentación:	$5\frac{5}{8} - 9\frac{3}{4}$ pulgadas (5/1)
Velocidad:	485 rpm
Tamaño en pies:	4
Descarga:	0,5 pulgadas.

Molino de Bolas (M2):

El molino de bolas utilizado procesa como máximo entre $\frac{1}{2}$ y $\frac{3}{8}$ en pulgadas y posee un tamaño en pies de $11\frac{1}{2} * 24$. La capacidad es de 66 ton/hr si la roca es de Florida. Para rocas provenientes de Marruecos esta capacidad puede ser del 10 a 30% superior. El producto posee un porcentaje de la malla -200 del 80%. La potencia total conectada al sistema es de 35,3 HP-h/ton. Según los cálculos de la planta el flujo no supera las 45 ton/hr, con lo cual trabajaría entre un 60 a 70 % de su capacidad. La potencia alcanzaría con este flujo los 1590 HP de potencia [3].

Alimentadores:

Un factor de la productividad de un chancador es la buena o mala distribución de la alimentación. Alimentando a través de un buzón, por medio de correas alimentadoras, se reducen los costos de instalación, pero se elevan los costos de operación, debido a la mala distribución de la alimentación. Esto último causa esfuerzos mecánicos extras, lo que aumenta el consumo de energía [23].

Para el chancador primario se contempla una tolva de almacenamiento primaria, de una capacidad de 30 ton/hr. El material será alimentado a través de un alimentador “tipo placa”, con una capacidad de 50 ton/hr y una potencia efectiva de 1,5 HP.

Para el chancador secundario se considera un alimentador vibratorio del tipo electromagnético, con una capacidad individual de 50 ton/hr y una potencia efectiva de 0,5 HP [3].

Harneros Vibratorios:

El uso de este equipo, y su eficiencia, tiene un efecto directo sobre la operación del chancador. Tradicionalmente las plantas de chancado se diseñan con un sistema de harneado por cada chancador [13]. En el proceso se contemplan dos etapas de harneado vibratorio: alimentación desde chancador primario y descarga desde chancador secundario. Los mejores resultados se logran cuando el harnero seleccionado es de un 10 a 20% de oversize y una superficie de harnero de 50% de área abierta. La abertura rectangular en la superficie de la criba incrementa la capacidad de harneado de 10 a 50%. La superficie de harneado se determina según la ecuación [23]:

$$A = \frac{T}{C \cdot M \cdot K \cdot Q}$$

donde:

- A: Área de harnero requerida (ft²)
- T: Toneladas cortas por hora de alimentación al harnero.
- C: Capacidad en toneladas cortas por pies cuadrado de área efectiva de harnero por hora.
- M: Factor aplicado por porcentaje de sobretamaño en la alimentación al harnero.

- K: Factor aplicado por porcentaje de alimentación al harnero pasando la mitad del tamaño de abertura.
- Q: Factor adicional dependiente del peso del mineral por pie cúbico, contenido de humedad, superficie de tamizado usada, pendiente del harnero, etc.

Harnero (H1):

Las variables en cuestión se obtienen a partir de experiencias similares, cambiando la escala de operación. Los datos se obtienen según especificaciones del catalogo ALLIS CHALMERS [23].

Para el harnero se obtiene:

T: 43,41 ton/hr.
 Abertura: 0,6'' → C = 3,5 ton corta/ft²
 Sobretamaño: 15% → M = 0,96
 Porcentaje que pasa 0,3'': 40% → K = 1,0
 Se asume Q = 1,2

$$A = \frac{43,41}{3,5 \cdot 0,96 \cdot 1 \cdot 1,2} = 10,8 \text{ ft}^2$$

Correas Transportadoras:

Las correas transportadoras cumplen la función de trasladar gran cantidad de material a través de grandes distancias con un costo muy bajo si se compara con otros sistemas de transporte.

El ancho mínimo de una correa para transportar un cierto volumen requerido de material, depende de la velocidad y de la carga permisible en el área seccional sobre la correa. La carga seccional en la correa se determina según el ángulo de los polines, que en el caso de minerales de apatita es del orden de 20° .

El cálculo del ancho de la correa y la potencia consumida se determinan mediante la siguiente relación:

$$V = KD^2$$

Donde:

V: flujo volumétrico de material (ft^3/hr).

D: ancho de la correa (pulgadas)

K: constante con valor 3,5

La fórmula anterior es válida para velocidades de correa (v) de 100 ft/min . El largo de la cinta se fija según necesidades, la que junto a datos de densidad, velocidad y ancho determinan la potencia consumida (usando gráficos) [23].

Cálculo del ancho de las correas:

La densidad promedio del material es de 75 - 85 lb/ft^3 . Se necesita transportar alrededor de 44 ton/hr de mineral. Luego se tiene:

V: 1294 ft^3/hr .

v: 100 ft/min .

K: 3,5

Luego D es de 19,2 pulgadas.

Las correas a utilizar son las siguientes:

Tipo:	Transportador de banda
Anchura de la banda:	20 pulgadas
Velocidad de la banda:	100 pie/min
Tamaño terrones:	Menores a 3 pulgadas.
Capacidad:	45 ton/hr. (75 lb/pie ³)
HP/ elevación 10 pies:	0,52
HP/ por centros de 100 pies:	0,61
HP descargador:	1,00

Por tanto, la longitud de las correas determina los HP a utilizar. Por cada 9 metros de correa con inclinación 20°, se consumen cerca de 0,52 HP.

Se especifican a continuación las dimensiones de las correas y la potencia [3]:

a) 2 correas 15 mts (corresponde al traslado de las pilas): 1,8 HP

b) 2 correas de 20 metros (alimentación a las plantas): 2,3 HP

Total: 4,1 HP

VI.3.2 Proceso Húmedo:

Reactor (R1):

En este reactor se lleva a cabo la reacción entre el ácido sulfúrico y la roca fosfatada (33% P₂O₅). Para este proceso se utilizará un reactor rectangular que se divide conceptualmente en dos secciones, una correspondiente al ataque de la roca y otra que se refiere a la etapa de digestión. Cada una de estas secciones esta provista de agitación. Para lograr una buena conversión en el reactor se otorga al material un tiempo de residencia de 4

horas, donde una hora se asigna a la sección de ataque y tres horas se asocian a la de digestión.

Cálculo del reactor:

El volumen del reactor se fija como la suma de los volúmenes de la sección de ataque y digestión [23]:

Sección de ataque:

Flujo másico:	1145 ton/hr.
Densidad de la pulpa:	1,3 ton/m ³ .
Tiempo de residencia:	1 hora.

Luego el volumen de la sección de ataque (Va) es: 881 m³.

Sección de digestión:

Flujo másico:	191,55 ton/hr.
Densidad de la pulpa:	1,3 ton /m ³
Tiempo de residencia:	3 horas.

Luego el volumen de la sección de digestión (Vd) es: 442 m³.

El volumen total del reactor (Vr) es luego: $(442 + 881) \text{ m}^3 = 1323 \text{ m}^3$.

Dado el tamaño tan grande del reactor, se decide el uso de 2 reactores en paralelo cuyo volumen será de 661,5 m³.

Diseño del reactor:

Para satisfacer el volumen de reacción se establecen las siguientes dimensiones:

Altura (H): 3,4 m

Ancho (d): 8 m

Largo (l): 26 m

La sección de ataque tendrá un largo de 17,5 m y estará dividida en cinco compartimentos, todos ellos con iguales dimensiones. La sección de digestión tendrá un solo compartimento de largo de 8,5 m. El reactor se construirá de concreto y se revestirá con caucho. Se dispondrá de baffles o cortacorrientes en las paredes y en el fondo para favorecer la agitación.

En la zona de ataque la agitación se hará mediante dos agitadores por compartimento haciendo un total de 10 unidades por reactor. La zona de digestión contará con un solo agitador de mayor tamaño.

Los agitadores elegidos tienen las siguientes características:

Agitador zona ataque:

Tipo: turbina.

Diámetro paletas: 1,2 m

Número de paletas: 6

Potencia consumida: 15 HP

Número de unidades: 20

Agitador zona digestión:

Tipo turbina.

Diámetro paleta: 2,7 m

Número de paletas: 6

Potencia consumida: 50 HP

Número de unidades: 2

Filtro (FL1):

El filtro corresponde al tipo “correa horizontal continua”, (belt filter), de vacío. En la sección inicial de esta cinta se efectúa la filtración propiamente tal. El resto de la sección se emplea para realizar las dos etapas posteriores de lavado.

La capacidad máxima de filtrado de este equipo es de 3 toneladas de roca, base seca, por pie cuadrado de filtro y por día, promediando en operación 1,5 a 2,0 ton roca /(ft^2 día)

Las características del filtro seleccionado son [23]:

Alimentación sólidos secos:	726	ton/día
Capacidad máxima de filtrado:	3	ton roca/ $(\text{ft}^2$ día)
Capacidad promedio de filtrado:	1,5	ton roca/ $(\text{ft}^2$ día)
Área total de filtro:	485	ft^2
Velocidad de avance:	7 a 14	ft/min. (2,2 a 4,3 mts/min)
Número de unidades necesarias:	2	

Evaporador:

El evaporador usado concentra ácido fosfórico desde un 34 a un 51% en peso de P_2O_5 . La ecuación de diseño es [25]:

$$W_s * \lambda_s = A * U * \Delta T$$

Donde:

W_s : vapor saturado de calentamiento (ton/hr)

λ_s : calor latente de vaporización (Kcal/ton)

U : coeficiente global de transferencia de calor {Kcal/(hr m^2 °C)}

A : área de transferencia de calor (m^2)

ΔT : diferencia de temperatura entre el líquido y el vapor en la cámara ($^{\circ}\text{C}$), o sea entre la temperatura de saturación del vapor (T_{sat}) y la de evaporación del ácido (T_{vap}) a la presión existente en el evaporador.

Condiciones de operación:

Alimentación:	Acido fosfórico;	25,17 ton/hr.
Descarga:	Acido fosfórico;	16,46 ton/hr.
	Vapor saturado;	8,8 ton/hr
	Impurezas;	0,22 ton/hr.

Vapor vivo usado:	1,5 Kgf/cm ²
Vacío en las cámaras:	0,63 atm.
λ s:	532,3 *10 ³ Kcal/ton
U:	3420 Kcal/(m ² hr $^{\circ}\text{C}$)
T_{sat} :	110,7 $^{\circ}\text{C}$
T_{vap} :	74,3 $^{\circ}\text{C}$

Falta determinar el flujo de vapor saturado (W_s), para dimensionar el área de transferencia necesaria. El cálculo de este parámetro se obtiene mediante balances de energía. El valor de W_s es 9,58 ton/hr.

Luego evaluando los valores en la ecuación de diseño se despeja el área de transferencia de calor cuyo valor es:

$$A = 41 \text{ m}^2$$

El evaporador será del tipo “vertical de tubos largos”, con sistema de calentamiento externo y flujo ascendente. Los tubos serán de acero revestido con grafito.

La selección se hace en función del área de transferencia y se adquiere con todos los accesorios correspondientes, o sea, tuberías de vapor y condensado, bombas y bases, eyectores, condensador, etc.

Bombas:

Cálculo de Bombas:

Las características de una bomba se presentan basándose en su altura de elevación y caudal impulsado. Ambos antecedentes constituyen los parámetros de selección, los que deben acondicionarse a la disponibilidad de bombas en el mercado [17].

La altura de elevación teórica de una bomba se determina a partir de la ecuación de energía aplicada a un fluido incompresible y en estado estacionario:

$$\frac{V_1^2}{2g} + \frac{p_1}{\rho} + h_1 = \frac{V_2^2}{2g} + \frac{p_2}{\rho} + h_2 + H_e + \Delta H$$

donde:

V: velocidad del fluido (m/seg)

p: presión (N/cm²)

h: altura geométrica (m)

g: 9,8 (m/s²)

ρ : $\rho \cdot g$

ρ : densidad (gr/cm³)

H_e: altura de elevación efectiva (m)

ΔH : pérdida de carga (m)

El cálculo de las velocidades se hace a partir del flujo volumétrico de fluido y del diámetro óptimo económico de tubería. En el caso de pulpas, dicho diámetro debe satisfacer las condiciones de velocidad límite. El cálculo de propiedades físicas de pulpas y las condiciones de operación límites en el bombeo, se encuentran en literatura.

Las pérdidas de carga totales se obtienen a partir de las pérdidas por fricción y por la existencia de singularidades en la red. Par estimar esta variable se debe suponer además la longitud total de la tubería [23].

La potencia de la bomba (P_B) se evalúa a través de la expresión [18]:

$$P_B = \frac{\Delta H_t \cdot Q_f \cdot d}{n_B \cdot 550}$$

donde:

P_B : Potencia al freno requerida (HP)

Q_f : flujo volumétrico de fluido a bombear (ft^3/seg)

d : densidad del fluido (lb/ft^3)

n_B : eficiencia de la bomba.

ΔH_t : altura de impulsión (ft)

550: factor de conversión.

Bomba1:

Esta bomba se usará para impulsar la pulpa de reacción, que corresponde al producto, hasta el filtro. El flujo total de producto es 191,55 ton/hr; pero como existen dos filtros el flujo impulsado por cada bomba será 95,8 ton/hr. Luego se tiene:

Flujo másico:	95,8 ton/hr.
Densidad de pulpa:	1,3 ton/m ³
Diámetro de tubería:	15,22 cm
Altura de elevación teórica (He):	1,35 mts (4,43 pies)
Potencia efectiva ($n_B = 70\%$):	0,67 HP

La bomba seleccionada tiene las siguientes características:

Tipo:	Duke & Ockenden 3" x 3"
Potencia:	8,6 HP
Flujo volumétrico:	73,7 m ³ /hr (324 gal/min)

Número de unidades requeridas: 1

Bomba 2:

Su función es impulsar el producto de reciclado, desde la sección de digestión hasta el segundo o tercer compartimento de la sección de ataque. El resultado teórico se define como:

Flujo másico:	952,62 ton/hr (317.54 ton/hr * 3)
Densidad de pulpa:	1,3 ton/m ³
Diámetro de tubería:	44,7 cm (10,74 cm por cada bomba)
Altura de elevación teórica (He):	1,5 mts (4,92 pies)
Potencia efectiva ($n_B = 70\%$):	6,5 HP (0,9 HP por cada bomba)

La bomba seleccionada tiene las siguientes características:

Tipo:	10 x 8 x 13 HOC
Potencia:	10 HP (1000 rpm)
Flujo volumétrico por unidad:	288 m ³ /hr
Flujo volumétrico deseado:	732,8 m ³ /hr (3226 gal/min)
Número de unidades requeridas:	3

Bomba 3:

Esta bomba se usa para transportar el ácido sulfúrico desde almacenamiento al mezclador (MC1). Las especificaciones se mencionan a continuación:

Flujo másico:	22,28 ton/hr
Densidad de pulpa:	1,8 ton/m ³

Diámetro de tubería:	7,46 cm	
Altura de elevación teórica:	7 mts	(22,96 pies)
Potencia efectiva ($n_B = 45\%$):	1,3 HP	

La bomba seleccionada tiene las siguientes características:

Tipo:	Centrifuga Lee – Howl, sin prensaestopas (para ácidos)	
Potencia:	1,5 HP	
Flujo volumétrico:	12,4 m ³ /hr	(54,5 gal/min)
Número de unidades requeridas:	1	

Bomba 4:

Esta bomba impulsa el fluido del mezclador MC1 al reactor. Las características principales son las siguientes.

Flujo másico:	166,24 ton/hr	
Densidad de pulpa:	1,4 ton/m ³	
Diámetro de tubería:	19,9 cm	
Altura de elevación teórica:	5 mts	(16,4 pies)
Potencia efectiva ($n_B = 70\%$):	4,33 HP	

La bomba seleccionada tiene las siguientes características:

Tipo:	Wallace & Tiernan, de diafragma.	
Potencia:	5 HP	
Flujo volumétrico:	118,8 m ³ /hr	(522,8 gal/min)
Número de unidades requeridas:	1	

Bomba 5:

Es la bomba necesaria para evacuar el ácido fosfórico de filtración hasta los evaporadores. Se utilizará una bomba la cual dirige el fluido a un estanque. Se tiene luego:

Flujo másico:	25,17 ton/hr
Densidad de pulpa:	1,2 ton/m ³
Diámetro de tubería:	8,9 cm
Altura de elevación teórica:	6 mts (19,68 pies)
Potencia efectiva ($n_B = 55\%$):	1 HP

La bomba seleccionada tiene las siguientes características:

Tipo:	3 x 2 x 8 HOC
Potencia:	1 HP (1450 rpm)
Flujo volumétrico:	21 m ³ /hr (92,4 gal/min)
Número de unidades requeridas:	1

Bomba 6:

Se usará para retirar el ácido proveniente del primer lavado para alimentar el mezclador (MC1).

Flujo másico:	143,96 ton/hr
Densidad de pulpa:	1,1 ton/m ³
Diámetro de tubería:	20,11 cm
Altura de elevación teórica:	9 mts. (29,53 pies)
Potencia efectiva ($n_B = 75\%$):	6,3 HP

La bomba seleccionada tiene las siguientes características:

Tipo:	Alfa – Laval, centrífuga, serie HH - 3
Potencia:	8 HP
Flujo volumétrico:	130,9 m ³ /hr (576,2 gal/min)
Número de unidades requeridas:	1

Bomba 7:

Se utilizará para bombear el agua de lavado necesaria para el filtro. Las características son las siguientes:

Flujo másico:	17,64 ton/m ³
Densidad del agua:	1 ton/m ³
Diámetro de tubería:	8,1 cm
Altura de elevación teórica:	18 mts (59 pies)
Potencia efectiva (45%):	2,5 HP

La bomba seleccionada tiene las siguientes características:

Tipo:	Duke & Ockenden, de diafragma para aguas.
Potencia:	3 HP
Capacidad:	1790 rpm
Flujo volumétrico:	17,7 m ³ /hr (77,7 gal/min)
Número de unidades requeridas:	1

Bomba 8:

Su función es bombear el agua evaporada para su posterior uso en la etapa de lavado. Las condiciones técnicas son las siguientes:

Flujo másico:	9,02 ton/hr.
Densidad del agua:	1 ton/m ³
Diámetro de tubería:	5,95 cm
Altura de elevación teórica:	3 mts (9,84 pies)
Potencia efectiva ($n_B = 40\%$):	0,25 HP

La bomba seleccionada tiene las siguientes características:

Tipo:	Duke & Ockenden de diafragma para aguas.
Potencia:	1,1 HP
Capacidad:	2000 rpm
Flujo volumétrico:	9,02 m ³ /hr (39,7 gal/min)
Número de unidades requeridas:	1

Bomba 9:

Se usará para bombear el ácido fosfórico concentrado desde la salida del evaporador hasta la planta de producción de S.F.T. La bomba que se requiere debe cumplir:

Flujo másico:	16,46 ton/hr
Densidad de pulpa:	1,3 ton/hr
Diámetro de tubería:	3,27 cm
Altura de elevación teórica:	7 mts (22,96 pies)
Potencia efectiva ($n_B = 40\%$):	1,05 HP

La bomba seleccionada tiene las siguientes características:

Tipo:	Alfa Laval, Centrífuga, tipo GM
Potencia:	1,5 HP
Flujo volumétrico:	12,66 m ³ /hr (55,74 gal/min)
Número de unidades requeridas:	1

Estanques:

Estanque 1:

Este estanque es necesario para recibir el agua de condensación (9,02 ton/hr, con densidad de 1 gr/cc), proveniente del evaporador. El estanque cilíndrico, se dimensiona para mantener el flujo volumétrico de media hora, luego se tiene [23]:

Diámetro: 2 mts.

Altura: 2 mts.

Estanque 2:

Se emplea para mantener un stock intermedio de ácido fosfórico que se alimenta al evaporador (25,17 ton/hr, densidad del ácido fosfórico puro 1,83 gr/cc, al 33% de ácido). Las dimensiones del estanque cilíndrico serán tal de mantener una carga de ácido equivalente a media hora. Se asumirá una densidad media de 1,2 gr/cc. Luego el tamaño es tal que [18]:

Diámetro: 2,5 mts.

Altura: 2,5 mts.

VI.3.3 Proceso de obtención de S.F.T. granulado.

Alimentador y Báscula:

El material fosfatado es alimentado a una tolva receptora, ubicada sobre una báscula de alimentación. El equipo consiste en [3]:

Báscula

Tipo:	Merrick - Feedweight
Capacidad:	20 ton/hr

Alimentador

Tipo:	tolva y tornillo
Capacidad:	20 ton/hr
Potencia:	1 HP
Número de unidades requeridas:	1

Correas Transportadoras:

Correa 1:

La descarga del mezclador es recibida en esta correa transportadora de caucho, que avanza horizontalmente bajo el mezclador. La cinta debe correr sobre una cubeta guía. Sobre la correa se ubican una serie de cuchillos que cortan el superfosfato en tiras angostas. Las características de la correa, para tener un tiempo de residencia del material del orden de 50 segundos, son [23]:

Ancho, D:	0,6 m
Largo, L:	12 m
Velocidad de avance:	12 a 13 m/min
Potencia:	0,1 Hp
Capacidad:	30 ton/hr.

Correa 2:

El superfosfato, endurecido y triturado, que proviene de la banda transportadora del mezclador, es enviado por medio de una correa transportadora hacia las pilas de curado. Las características de estas son:

Ancho, D:	0,5 m
Largo, L:	10 m
Velocidad de avance:	30 m/min
Potencia:	0,1 HP
Capacidad:	30 ton/hr.

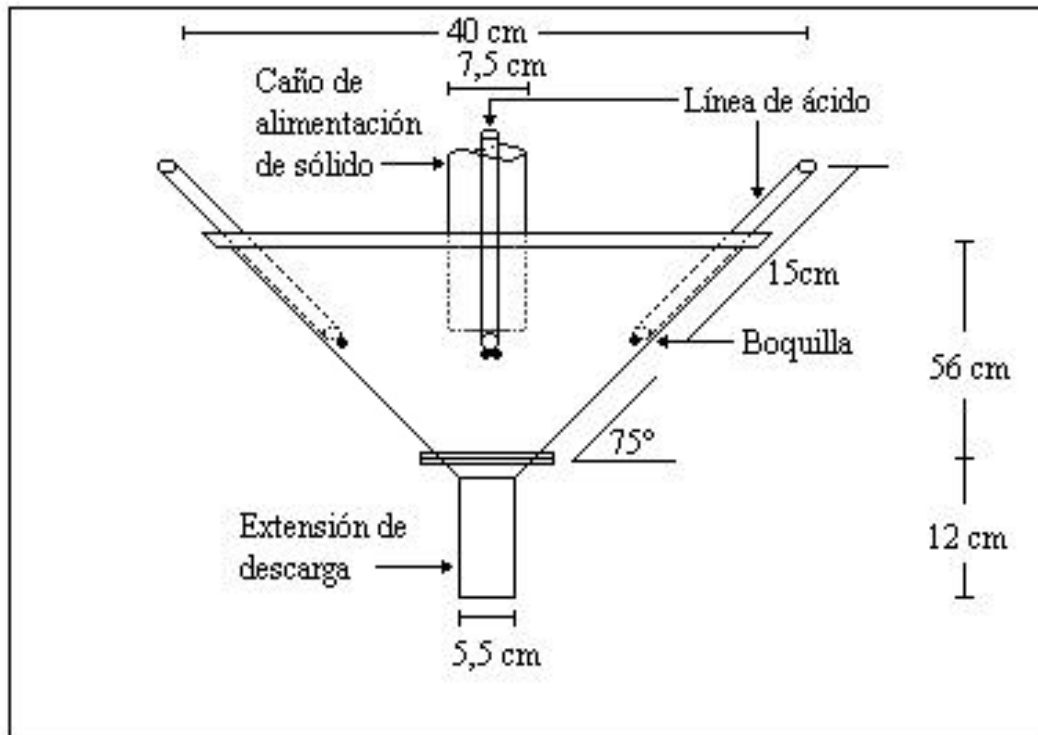
Correa 3:

Los finos de la última etapa de harneado del S.F.T. granulado, son recirculados al granulador. El flujo másico a transportar es de 2,58 ton/hr. Estos son enviados a través de una correa transportadora que cumple los siguientes requisitos:

Ancho, D:	0,76 m
Largo, L:	45 m
Potencia:	0,1 HP
Velocidad:	1 a 2 m/min
Capacidad:	2 a 5 ton/hr.

Mezclador:

El proceso de mezclado de roca fosfórica y ácido fosfórico se realiza en un mezclador cónico invertido. El ácido es alimentado a través de cuatro tubos equidistantes a lo largo del perímetro del mezclador. Cada tubo está provisto de una boquilla terminal de 45°. El equipo se presenta a continuación con sus dimensiones [23]:



Disgregador:

Un disgregador rotatorio montado sobre la correa transportadora del mezclador, en un punto inmediatamente sobre la polea de cabeza, disgrega el superfosfato a medida que este va descargando desde la correa transportadora. Las dimensiones y características del equipo son:

Tipo:	Jaula
Diámetro:	0,6 m

Largo:	0,6 m
Potencia:	5 HP
Velocidad de rotación:	90 rpm
Número de cuchillos:	12 (paralelos al eje de rotación y de acero inoxidable)
Capacidad:	30 ton/hr
Número de unidades:	1

Harneros:

Harnero vibratorio:

El superfosfato curado y triturado, es previamente harneado antes de ser enviado al granulador. Para tal efecto, el harnero vibratorio plano, calculado debe cumplir con [13]:

Capacidad:	43 ton/hr
Area total requerida:	48,5 ft ²
Abertura:	1/16"
Potencia:	3 HP

Harnero vibratorio 2:

El S.F.T. granulado, cuyo tamaño varía entre 4 y 8 mallas, (0,185'' a 0,093''), es obtenido al retirar la fracción sobre 4 mallas e inferior a 8 mallas; para esto se utiliza un harnero vibratorio de doble cubierta que cumple con las siguientes condiciones [23]:

Malla superior:

Capacidad:	37 ton/hr
Area total:	33 ft ²

Abertura: 0,185 pulgadas

Malla inferior:

Capacidad: 32 ton/hr

Area total: 16 ft²

Abertura: 0,093 pulgadas

Potencia total: 4 HP

Trituradores:

Molino de bolas:

El material con sobretamaño de S.F.T. curado, descartado en el primer harnero, equivalente a 14,43 ton/hr, debe ser triturado a tamaños más finos. Para esto se hace uso de un molino de bolas cuyas características son [3]:

Tipo: Molino de bolas Marcy

Tamaño: 5 x 8 pies

Capacidad: 20 ton/hr

Tamaño de descarga: 100% menor a 20 mallas

Potencia Instalada: 80 HP

Potencia: 0,375 HP/ (ton/hr)

Molino de Jaula:

El sobretamaño de S.F.T. granulado, producido en la separación de tamaños en el último harnero de doble cubierta, equivalente a 5,48 ton/hr, debe ser triturado y recirculado nuevamente a dicho harnero. El molino que se utiliza tiene por características [23]:

Tipo:	Molino de Jaula
Tamaño:	30 pulgadas
Número de líneas:	4
Número de motores:	2
Velocidad de rotación:	1200 rpm
Potencia total:	20 HP
Capacidad:	5 a 7 ton/hr
Número de unidades requeridas:	1

Elevadores de Capachos:

Su selección se hace basándose en el flujo másico y densidad del material tratado, recurriendo a tablas o manuales [3].

Elevador 1:

El S.F.T., curado, cuya densidad varía entre 0,85 y 0,9 gr/cm³, debe ser transportado hasta el primer harnero ubicado a una altura del orden de 7 m. La cantidad total de material tratado es de 27,71ton/hr. Luego, el elevador seleccionado cumple las siguientes especificaciones:

Tipo:	Descarga centrífuga
Tamaño de capacho:	10 x 6 x 6 ¼ (pulgadas)

Capacidad:	52 ton/hr, (100 lb/pie ³ o 1,6 gr/cc)
Elevación de los centros:	75 pies
Velocidad de los capachos:	260 pie/min
Potencia total requerida:	7,2 HP
Anchura de la banda:	11 pulgadas.
Número de unidades:	1

Elevador 2:

El undersize del primer harnero debe ser enviado hasta una tolva de recepción que se encuentra a una altura de 6 a 7 metros, desde la cual se alimentará el material al sistema de granulación. El total de superfosfato transportado es del orden de 27,78 Ton/hr. Para tal efecto, el elevador seleccionado es:

Tipo:	Descarga centrífuga
Tamaño del capacho:	10 x 6 x 6 ¼ (pulgadas)
Capacidad:	52 Ton/hr., (100 lb/pie ³)
Elevación de los centros:	75 pies
Velocidad de los capachos:	260 pie/min
Potencia total requerida:	7,2 HP
Anchura de la banda:	11 pulgadas
Número de unidades:	1

Elevador 3:

El tercer elevador trata 30,36 ton/hr, (0,85 – 0,9 gr/cm³), provenientes de las corrientes 33 y 39. Las características de este elevador son:

Tipo:	Descarga centrífuga
-------	---------------------

Tamaño del capacho:	12 x 7 x 7 ¼ (pulgadas)
Capacidad:	75 Ton/hr., (100 lb/pie ³)
Elevación de los centros:	25 pies
Velocidad de los capachos:	260 pie/min
Potencia total requerida:	4,7 HP
Anchura de la banda:	13 pulgadas
Número de unidades:	1

Elevador 4:

El cuarto elevador trata 36,74 ton/hr, (1,1 a 1,2 gr/cm³), provenientes de las corrientes 37 y 40. Las características de este elevador son:

Tipo:	Descarga centrífuga
Tamaño del capacho:	12 x 7 x 7 ¼ (pulgadas)
Capacidad:	75 Ton/hr., (100 lb/pie ³)
Elevación de los centros:	25 pies
Velocidad de los capachos:	260 pie/min
Potencia total requerida:	4,7 HP
Anchura de la banda:	13 pulgadas
Número de unidades:	1

Granulador:

El S.F.T. curado, de una fineza adecuada, es tratado en un granulador cilíndrico por espacio de una hora aproximadamente. Se deben tratar 30 toneladas de material aproximadamente. El equipo seleccionado tiene las siguientes características:

Diámetro:	2 mts
Largo:	8 mts
Capacidad de sólidos:	18 ton/hr
Potencia requerida:	5 HP
Nº unidades:	2

Condiciones de Operación:

Tiempo de retención del material:	1 hr
Inyección de agua por ton/hr de alimentación:	0,16 ton
Inyección de vapor por ton/hr de alimentación:	0,036 ton

Secador Rotatorio:

El S.F.T. descargado del granulador, con un contenido de humedad de 15 al 25% es secado hasta una humedad máxima de 4% [23]. Las condiciones de operación son las siguientes [12]:

Alimentación:	30,48 ton/hr
Cp sólido:	0,2 Kca/ Kg
Temperatura de entrada del sólido:	40 °C
Temperatura de salida del sólido:	80 °C
Flujo de entrada del aire (G):	26000 Kg/hr
Humedad de entrada de aire:	0,01 Kg agua/Kg aire seco
Temperatura de entrada de aire:	631,8 °C
Temperatura de salida de aire:	85 °C
Humedad de salida de aire:	0,196 Kg agua/ Kg aire seco.
Velocidad másica del aire (Gs):	6000 Kg/hr*m ²
Temperatura de bulbo húmedo:	24 °C.

Se calculan las siguientes variables [18]:

Diámetro:

$$D = \sqrt{\frac{G \cdot 1,3}{0,785 \cdot Gs}}$$

Largo:

$$L = \frac{Q_t}{0,68 \cdot D \cdot (Gs)^{0,67} \cdot \Delta t_m}$$

donde:

Q_t : calor transferido

Δt_m : diferencia media logarítmica entre la temperatura de entrada y salida del gas y la de bulbo húmedo.

Luego las características del secador son las siguientes:

Diámetro: 2,7 mts

Largo: 23 mts.

Potencia total consumida: 30 HP

Horno de combustión:

El aire secado, del S.F.T. granulado, debe ser calentado desde 27°C hasta 631,8°C en un horno de combustión, a humedad constante.

El calor total transferido es del orden de 3411840 Kcal/hr.

Tamaño: 13 m³.

Como combustible líquido se usará Fuel Oil N°5, cuyo consumo alcanza: 9 ton/día.

VII. Inversiones.

El cuadro siguiente resume las inversiones necesarias para el anteproyecto. Los costos de los equipos se han obtenido de la literatura [18] y actualizado mediante el uso de índices de M & S con valor al año 2000 de 1080,6 [4]. Para el detalle de los costos involucrados se debe revisar el anexo G. La paridad cambiaria es 1US\$ = \$540 [31].

PROCESO			
ITEM	Chancado (US\$)	Ácido fosfórico (US\$)	S.F.T. (US\$)
Costo equipos instalados	663.906	3.397.988	1.656.617
Obras Civiles	162.070	1.019.396	115.963
Instrumentación	99.586	509.698	248.493
Aislación	5.107	203.879	23.193
Pinturas y terminaciones	13.278	67.960	33.132
Instalación eléctrica	66.391	1.437.610	165.662
Instalaciones auxiliares	204.279		509.728
Edificios, servicios y otros	127.674	784.151 + 407.758	993.970 + 382.296 + 165.661 + 248.493
Total activo inmovilizado	1.342.291	7.828.440	4.543.208
Terreno	30.642	156.830	76.459
Ingeniería	228.189	1.174.266	681.481
Contingencias	335.573	1.565.688	908.642
Construcción	134.229	782.844	454.321
Total costo indirecto	728.633	3.679.628	2.120.903

Tabla resumen de las inversiones del proyecto.

	Chancado	Proceso Húmedo	S.F.T.
Costo Directo	1.342.291	7.828.440	4.543.208
Costo Indirecto	728.633	3.679.628	2.120.903
Total por planta	2.070.924	11.508.068	6.664.111
Total inversión fija	20.243.103		
Capital de trabajo	12.541.500		

El capital de trabajo se estima para las tres plantas en conjunto. El valor señalado se deriva a partir de cálculos realizados en el anexo G. Se observa así que la inversión fija alcanza la cifra de US\$ 20.243.103 y el capital de trabajo asciende a US\$ 12.541.500. La cifra total por tanto es de US\$ 32.781.603.

VIII Costos.

Se calculan en este capítulo los costos fijos y variables, como también el costo de producción sobre la base de ingreso por venta de los productos y a los costos totales, se determina el punto de equilibrio, que indica el porcentaje de capacidad mínima de operación de la planta.

VIII.1 Costos Fijos.

VIII.1.1 Mano de obra y supervisión.

Se deben fabricar 298,5 TON al día (trabajando 335 días) de S.F.T. con contenido en P_2O_5 . Existen 7 etapas principales de operación relativas a las 3 plantas. Usando la relación:

$$M = 15,2 * P^{0,25}$$

Donde:

P: capacidad de la planta en ton/día

M: horas hombre necesarias.

Luego $M = 63$ horas hombre por etapa.

Ya que son 7 etapas, se requieren 441 horas hombre en total. Ya que la planta operará en forma continua en tres turnos de 8 horas, el personal por turno sería de 18 hombres por turno.

El costo de sueldos y salarios, se calcula sobre la base del personal necesario estimado, como se muestra en la siguiente tabla:

Sueldos y Salarios:

PERSONAL DE LA PLANTA	CANTIDAD	SUELDO UNITARIO (US\$/MES)	COSTO UNITARIO (US\$/MES)	COSTO TOTAL (US\$/MES)
Administrador	1	3750	4500	4500
Jefe de Adquisiciones y ventas	1	2100	2520	2520
Secretaria	2	1000	1200	2400
Subgerente de planta	1	3000	3600	3600
Laboratorista químico	1	2000	2400	2400
Jefe de turno	3	2500	3000	9000
Operador de reactor	6	630	756	4536
Operador de filtro	6	630	756	4536
Operador de granulador	6	630	756	4536
Operador de molienda	3	630	756	2268
Operador de evaporador	3	630	756	2268
Chofer de cargadores	3	630	756	2268
Cuidador	3	500	600	1800
Jefe de taller	2	1000	1200	2400
Mecánico	5	750	900	4500
Electricista	3	750	900	2700
Instrumentista	1	1000	1200	1200
Cocinero	1	630	756	756
Ayudante	3	500	600	1800
TOTAL	54			60888

El costo unitario está compuesto por el sueldo unitario y las leyes sociales, que corresponden a un 20% sobre el sueldo líquido.

Costo mensual de sueldos y salarios = US\$ 60.888

VIII.1.2 Depreciación.

VIII.1.2.1 Depreciación del activo inmovilizado.

El costo físico de la planta (activo inmovilizado) sin incluir el valor del terreno ni de las obras civiles se deprecia en 15 años.

Monto a depreciar = US\$ 10.626.678

Depreciación = US\$ 708.445 / año

VIII.1.2.2 Depreciación de edificaciones.

Las edificaciones se deprecian en 25 años, traduciéndose esto en una pérdida del valor del 4% anual.

Monto a depreciar = US\$ 3.087.261

Depreciación = US\$ 123.490 / año

Luego la depreciación total es = US\$ 831.935 / año

VIII.1.3 Mantención.

El costo de mantención de la planta, se estima en un 2% anual del activo inmovilizado.

Costo de mantención = US\$ 274.279 / año

VIII.1.4 Seguros.

El costo del seguro de la planta se calcula como un 1% del activo inmovilizado.

Costo de seguro = US\$ 137.139/ año

VIII.1.5 Gastos Generales.

Este valor se estima como el 50% de los sueldos y salarios anuales.

Costo de gastos generales = US\$ 365.328 / año

VIII.1.6 Interés del préstamo.

Las condiciones del préstamo son las siguientes:

Monto : 75% del costo físico total de la planta.
Plazo : 10 años con dos años de gracia.
Interés : 15% anual sobre el saldo insoluto.
Forma de pago: Cuotas anuales iguales de amortización e interés.

Ya que el costo total de la planta = US\$ 20.240.103 se tiene:

Monto de préstamo = US\$ 15.180.077

Inversión fija (propia)= US\$ 5.060.025

El capital de trabajo lo financia el privado íntegramente el primer año: US\$ 12.541.500

La cuota anual “a” de reembolso constante está dada por:

$$a = \text{frc} * P$$

donde:

frc : factor de recuperación del capital.

P: monto del préstamo.

$$\text{frc} = \frac{i(1+i)^n}{(1+i)^n - 1}$$

donde:

i: tasa de interés del préstamo

n: período de pago del préstamo

ya que

$$i = 0,12$$
$$n = (10-2) = 8$$

$$\text{frc} = 0,2013$$

$$a = 3.055.792,7$$

Si se descompone la cuota anual en amortización e interés, se obtiene la siguiente tabla de valores:

Servicio del préstamo.

AÑO	DEUDA US\$	ANUALIDAD (US\$/AÑO)	AMORTIZACIÓN (US\$/AÑO)	INTERÉS (US\$/AÑO)
0	15.180.077,0	1.821.609,3	0,0	1.821.609,3
1	15.180.077,0	1.821.609,3	0,0	1.821.609,3
2	15.180.077,0	3.055.792,7	1.234.183,4	1.821.609,3
3	13.945.893,6	3.055.792,7	1.382.285,5	1.673.507,2
4	12.563.608,1	3.055.792,7	1.548.159,7	1.507.633,0
5	11.015.448,4	3.055.792,7	1.733.938,9	1.321.853,8
6	09.281.509,5	3.055.792,7	1.942.011,6	1.113.781,1
7	07.339.497,9	3.055.792,7	2.175.053,0	880.739,7
8	05.164.444,9	3.055.792,7	2.436.059,3	619.733,4
9	02.728.385,6	3.055.792,7	2.728.386,4	327.406,3
TOTAL (US\$)	0,0	28.089.560,2	15.180.077,8	12.909.482,4

Costo total del préstamo = US\$ 12909482,4

Con el interés de tener un valor medio de los intereses anuales, se divide el costo total del préstamo por el número de años durante los cuales se pagan intereses, y se estima que el valor resultante es el costo del interés del préstamo.

Costo del interés del préstamo = US\$ 1290948,24 / año

VIII.1.7 Resumen de Costos Fijos.

A continuación se presenta una tabla resumen de los costos fijos:

ITEM	COSTO (US\$/AÑO)
Mano de obra y supervisión	730.656
Depreciación	831.935
Mantenición	27.279
Seguros	137.139
Gastos Generales	365.328
Interés del préstamo	1.290.948
TOTAL DE COSTOS FIJOS	3.630.285

VIII.2 Costos Variables.

VIII.2.1 Inventario de Materias Primas.

VIII.2.1.1 Acido sulfúrico

Consumo Mensual	= 15.223 TON
Precio Estimado	= 30 US\$ / TON
Costo Mensual	= US\$ 456.690
Costo Anual	= US\$ 5.480.280
Costo por TON S.F.T.	= US\$ 23,87

VIII.2.1.2 Roca Fosfórica

Consumo Mensual	= 27.180 TON
Precio	= US\$ 30 / TON.
Costo Mensual	= US\$ 815.400

Costo Anual = US\$ 9.784.800
Costo por TON S.F.T. = US\$ 42,61

VIII.2.2 Suministros.

VIII.2.2.1 Energía Eléctrica.

Consumo Mensual = 1.300.000 KWH / mes
Precio = US\$ 0,07 / KWH
Costo de energía eléctrica = US\$ 91.000 / mes
Costo Anual = US\$ 1.092.000
Costo por TON S.F.T. = US\$ 4,76

VIII.2.2.2 Agua de proceso.

Consumo Mensual = 37.440 m³ / mes
Precio = US\$ 2 / m³
Costo de agua de proceso = US\$ 74.880 / mes
Costo Anual = US\$ 522.095,48
Costo por TON S.F.T. = US\$ 2,27

VIII.2.2.3 Fuel Oil N°5.

Consumo Mensual = 270 TON / mes
Precio = US\$ 312 / TON
Costo de Fuel Oil = US\$ 84.240 / mes
Costo Anual = US\$ 1.010.880
Costo por TON S.F.T. = US\$ 4,40

VIII.2.2.4 Vapor de agua.

Consumo Mensual	= 15.069 TON / mes
Precio	= US\$ 15 / TON
Costo de vapor de agua	= US\$ 226.035 / mes
Costo Anual	= US\$ 2.712.420
Costo por TON S.F.T.	= US\$ 11,81

VIII.2.2.5 Envases

	Consumo anual	= 229.622,4 ton
Precio	= 10 US\$/ ton	
Costo anual	= US\$ 229.622,4	
Costo por TON S.F.T.	= US\$ 10	

VIII.2.2.6 Otros productos químicos:

Consumo anual	= 400 ton	
Precio anual	= US\$ 5.000/ ton	
	Costo anual	= US\$ 2.000.000
Costo por TON S.F.T.	= US\$ 8,71	

VIII.2.2.7 Traslado del ácido

Consumo mensual	= 15.223
Precio traslado a planta	= US\$ 10 / ton
Costo traslado mensual	= US\$ 152.230
Costo anual	= US\$ 1.826.760
Costo por TON S.F.T.	= US\$ 7,96

VIII.2.2.8 Traslado de la roca (flete, seguro e internación (30%) más IVA):

Consumo mensual	= 27.180
Precio traslado a planta	= US\$ 17 / ton
Costo traslado mensual	= US\$ 462.060
Costo anual	= US\$ 5.544.720
Costo por TON S.F.T.	= US\$ 24.15

VIII.2.2.9 Eliminación de desechos:

Consumo mensual	= 28.836
Precio	= US\$ 1/ ton
Costo mensual	= US\$ 28.836
Costo anual	= US\$ 346.032
Costo por TON S.F.T.	= US\$ 1,51

VIII.2.3 Resumen de Costos Variables.

ITEM	COSTO (US\$/TON S.F.T)
Acido sulfúrico	23,87
Roca fosfórica	42,61
Traslado ácido	7,96
Traslado roca fosfórica	24,15
Materias Primas	98,59
Energía eléctrica	4,76
Agua de proceso	2,27
Fuel Oil N°5	4,40
Vapor de agua	11,81
Envases	10,00
Eliminación de desechos	1,51
Otros insumos químicos	8,71
Suministros y otros	43.46
Total de Costos Variables	142,05

VIII.3 Costo de Producción.

Con los valores ya calculados es posible calcular el costo de producción como se muestra en la siguiente tabla:

ITEM	COSTO POR UNIDAD DE PRODUCTO (US\$/TON S.F.T.)
Costos Directos:	
Acido sulfúrico	23,87
Roca fosfórica	42,61
Traslado ácido	7,96
Traslado roca fosfórica	24,15
Energía eléctrica	4,76
Agua de proceso	2,27
Fuel Oil N°5	4,40
Vapor de agua	11,81
Envases	10,00
Eliminación de desechos	1,51
Otros insumos químicos	8,71
Mano de obra y supervisión	3,18
Mantenimiento	0,12
Total Costos Directos	145,35
Costos Indirectos:	
Depreciación	3,62
Seguros	0,60
Gastos Generales	1,59
Interés del préstamo	5,63
Total Costos Indirectos	11,44
Costo de Producción	156,79

VIII.4 Ingresos.

Los ingresos anuales del proyecto provienen de la venta del S.F.T. obtenido por el proceso de fabricación.

La producción anual de esta planta es de 229622,4 TON S.F.T (43%P₂O₅)/año.

Ya que el precio del S.F.T. es 218 US\$/TON S.F.T., entonces el ingreso anual por ventas es de:

Ingresos = US\$ 50.057.683

VIII.5 Punto de equilibrio de la planta.

El punto de equilibrio indica la producción mínima anual a partir de la cual los ingresos por ventas son superiores a los costos totales.

Si se escribe una expresión analítica para los costos totales anuales se tiene que:

$$C_T = C_F + b \cdot q$$

Donde:

C_T : Costo total anual (US\$/año)

C_F : Costo fijo anual (US\$/año)

b: Costo variable por TON S.F.T. (US\$/TON S.F.T.)

q: Producción anual de S.F.T. (TON S.F.T.)

$$C_F = \text{US\$ } 3.630.285 \text{ /Año.}$$

$$b = \text{US\$ } 142,05 \text{ /TON S.F.T.}$$

$$C_T = 3.630.285 + 142,05 \cdot q$$

La producción mínima anual que cubra los costos totales es tal que cumple con:

$$I = C_T \Leftrightarrow 218 \cdot q = 3630285 + 142,05 \cdot q$$

Luego $q = 47.798$ TON S.F.T./año

Esta cantidad representa aproximadamente el 20,8% de la capacidad instalada.

A continuación se presenta el un gráfico que representa la situación anterior.

Gráfico: Punto de equilibrio relativo a ingresos y costos.



IX Evaluación económica de la planta.

IX.1. Utilidades anuales.

Para calcular las utilidades anuales del proyecto deben hacerse previamente algunas consideraciones:

- i) La planta alcanza su plena capacidad de producción al tercer año de operación. En el primer año se produce a un 40% de su capacidad y en el segundo año a un 70%.
- ii) La cantidad vendida de S.F.T, a partir del tercer año se estima en 229622 ton a un 43,5% P₂O₅.
- iii) El precio de venta sin iva es de US\$ 218/ton S.F.T.
- iv) El impuesto a las utilidades brutas es de un 45%.
- v) El perfil del proyecto se establece en 15 años.

Utilidades Anuales (US\$)

Año	Ventas	Costo Operación	Intereses	Utilidad Bruta	Impuesto a utilidad	Utilidad Neta
1	20023073	16980508	1821609	1220956	549430	671526
2	35040378	26993175	1821609	6225594	2801517	3424076
3	50057683	37005843	1821609	11230231	5053604	6176627
4	50057683	37005843	1673507	11378333	5120250	6258083
5	50057683	37005843	1507633	11544207	5194893	6349314
6	50057683	37005843	1321854	11729986	5278494	6451492
7	50057683	37005843	1113781	11938059	5372127	6565933
8	50057683	37005843	880739	12171101	5476996	6694106
9	50057683	37005843	619733	12432107	5594448	6837659
10	50057683	37005843	327406	12724434	5725995	6998439
11	50057683	37005843	0	13051840	5873328	7178512
12	50057683	37005843	0	13051840	5873328	7178512
13	50057683	37005843	0	13051840	5873328	7178512
14	50057683	37005843	0	13051840	5873328	7178512
15	50057683	37005843	0	13051840	5873328	7178512

Ingresos Anual (US\$)

Año	Ventas	Recuperación de Capital de Trabajo.	Saldo del valor de Inversión Fija	Total Ingresos
1	20023073	0	0	20023073
2	35040378	0	0	35040378
3	50057683	0	0	50057683
4	50057683	0	0	50057683
5	50057683	0	0	50057683
6	50057683	0	0	50057683
7	50057683	0	0	50057683
8	50057683	0	0	50057683
9	50057683	0	0	50057683
10	50057683	0	0	50057683
11	50057683	0	0	50057683
12	50057683	0	0	50057683
13	50057683	0	0	50057683
14	50057683	0	0	50057683
15	50057683	12541500	1234900	63834083

Egresos Anuales (US\$)

Año	Inversión	Amortización e Interés	Costos	Impuestos	Total de Egresos
0	5060025	0	0	0	5060025
1	12541500	1821609	16980508	549430	31893047
2	0	1821609	26993175	2801517	31616302
3	0	3055793	37005843	5053604	45115240
4	0	3055793	37005843	5120250	45181886
5	0	3055793	37005843	5194893	45256529
6	0	3055793	37005843	5278494	45340130
7	0	3055793	37005843	5372127	45433762
8	0	3055793	37005843	5476996	45538631
9	0	3055793	37005843	5594448	45656084
10	0	3055793	37005843	5725995	45787631
11	0	3055793	37005843	5873328	45934964
12	0	3055793	37005843	5873328	45934964
13	0	3055793	37005843	5873328	45934964
14	0	3055793	37005843	5873328	45934964
15	0	3055793	37005843	5873328	45934964

Beneficios Anuales (US\$)

Año	Total Ingresos	Total de Egresos	Beneficios
0	0	5060025	-5060025
1	20023073	31893047	-11869974
2	35040378	31616302	3424076
3	50057683	45115240	4942443
4	50057683	45181886	4875797
5	50057683	45256529	4801154
6	50057683	45340130	4717553
7	50057683	45433762	4623921
8	50057683	45538631	4519052
9	50057683	45656084	4401599
10	50057683	45787631	4270052
11	50057683	45934964	4122719
12	50057683	45934964	4122719
13	50057683	45934964	4122719
14	50057683	45934964	4122719
15	63834083	45934964	17899119

Indices de Rentabilidad: VPN (US\$) y TIR

Año	Beneficios	tasa 10%	tasa 20%	tasa 21%	tasa 22%	tasa 23%
0	-5060025	-5060025	-5060025	-5060025	-5060025	-5060025
1	-11869974	-10790886	-9891645	-9809896	-9729487	-9650386
2	3424076	2829815	2377831	2338690	2300508	2263254
3	4942443	3713331	2860210	2789880	2721838	2655990
4	4875797	3330235	2351368	2274595	2200930	2130224
5	4801154	2981139	1929476	1851053	1776423	1705376
6	4717553	2662936	1579899	1503158	1430731	1362342
7	4623921	2372802	1290451	1217623	1149454	1085612
8	4519052	2108171	1050987	983477	920807	862594
9	4401599	1866708	853059	791666	735143	683069
10	4270052	1646290	689637	634716	584568	538743
11	4122719	1444988	554868	506459	462621	422890
12	4122719	1313625	462390	418562	379198	343813
13	4122719	1194205	385325	345919	310818	279523
14	4122719	1085641	321104	285883	254769	227254
15	17899119	4284907	1161751	1025773	906639	802149
VPN		16983882	2916689	2097533	1344934	652422

Año	tasa 24%	tasa 25%	tasa 24,02%	tasa 24,03%
0	-5060025	-5060025	-5060025	-5060025
1	-9572560	-9495979	-9571016	-9571016
2	2226897	2191409	2226179	2225820
3	2592249	2530531	2590995	2590368
4	2062334	1997127	2061004	2060339
5	1637711	1573242	1636391	1635731
6	1297737	1236678	1296482	1295855
7	1025790	969706	1024633	1024055
8	808488	758171	807446	806925
9	635061	590773	634140	633680
10	496840	458493	496039	495639
11	386852	354139	386167	385824
12	311978	283311	311374	311073
13	251595	226649	251068	250805
14	202899	181319	202442	202213
15	710406	629769	708689	707833
VPN	14251	-574687	2006	-4881

La tasa interna de retorno TIR se puede asumir como 24,02% ya que entrega el valor un VPN cercano a cero (2006).

X. Discusiones.

El fósforo es uno de los tres elementos fundamentales involucrados en el crecimiento y metabolismo de las plantas y animales. El propio consumo en los suelos de este elemento por parte de los vegetales, provoca su agotamiento. Por ser insustituible, se debe proveer a los suelos de este elemento. La forma tradicional de realizar esto es por medio de fertilizantes.

Existen muchos tipos de fertilizantes fosfatados pero los más usados en nuestro país son los fosfatos amoniacales y el superfosfato triple. En este estudio se analiza la posibilidad de fabricación de este último fertilizante.

En el País prácticamente no se fabrican productos de este tipo salvo unas pocas toneladas de superfosfato simple con bajo contenido de P_2O_5 , sin embargo, se importan más de 100.000 toneladas al año de superfosfato triple (en P_2O_5) y se consumen más de 80.000 toneladas al año. Su consumo es el más alto de esta clase de fertilizantes en el país.

El precio de fabricación es cercano a los US\$ 218 por tonelada de producto y no ha sufrido marcadas fluctuaciones en los últimos tres años. En general tiende a una leve alza.

Existió una planta de fabricación de fertilizantes fosfatados (COSAF) que funcionaba en Penco, pero paralizó en 1976. A partir de ese año las actividades productivas es el país de esta clase de insumos ha sido irrelevante.

El único producto que compite en el país con el superfosfato triple es el fosfato de amonio, pero su consumo es menor. Los principales proveedores del superfosfato son México y EEUU.

De ofrecer un superfosfato nacional de buena calidad a un precio de mercado, el consumo debería incluso aumentar por la disminución que significa los costos de importación del superfosfato, que encarecen el producto.

En cuanto al ácido sulfúrico, se sabe que existe un déficit nacional, pero una sobreproducción en la Quinta y Sexta Región que en el caso base aumentaría de 917000 toneladas en 1999 a 1723000 toneladas en el año 2006. Para el caso máximo se tendrían 917000 toneladas en 1999 y 1654000 toneladas el año 2006. Claramente se espera un alza

del saldo de ácido sulfúrico, y la eventual construcción de una planta en las cercanías de la zona de producción aseguraría este suministro sin mayores riesgos. Se espera un consumo por esta planta de 15223 ton al mes, o sea, 182676 toneladas al año lo cual se traduce en un 20% de consumo del total de sobreproducción en el peor de los casos. Además la cercanía a la zona de producción puede disminuir significativamente los gastos por concepto de almacenaje de este producto, ya que podría comprarse periódicamente el suministro.

Para fabricar el fertilizante se requiere previamente elaborar ácido fosfórico. Existen varias vías para esto, sin embargo la tradicional es a partir de ácido sulfúrico por medio de la vía húmeda. En este proceso se utiliza roca fosfórica (materia prima responsable del contenido de fósforo), el cual reacciona con el ácido y genera yeso y ácido fosfórico.

Existen sustitutos al ácido sulfúrico como son el ácido nítrico y clorhídrico pero las ventajas del uso del primero, permiten optar por esta opción. Ellas son el bajo costo de mercado de este ácido, cercano a US\$ 30 por tonelada (o menos) y la sobreproducción en la Quinta y Sexta Región del país sin una aplicación directa en la zona. La calidad de fabricación del producto en Ventanas es buena y muy concentrado (98%). La dificultad se presenta si se desea trasladar el producto grandes distancias. Por esto uno de los principales criterios de ubicación de la planta, es su cercanía a una fuente proveedora de ácido. Se elige la Quinta Región por su cercanía a este recurso, al mercado consumidor del fertilizante y por ser un puerto que permite menos gastos si se considera el traslado de roca fosfórica importada.

Si se analiza la situación de la roca fosfórica, existen recursos nacionales en la zona de Mejillones, pero con un bajo contenido de fósforo (7%) si se compara con roca de origen extranjero que por lo general presenta porcentajes mayores (30%).

Se elige la posibilidad de uso de roca fosfórica importada debido a que el proceso no requiere etapas de beneficio del mineral o concentración de éste, requiere menores volúmenes de roca a trasladar (por su mayor porcentaje en fósforo) y simplifica las operaciones de eliminación de desechos. Además, el proceso se simplifica notoriamente ya que el uso de roca nacional involucra un proceso adicional de formación de Brushita para la

formación del ácido fosfórico deseado. Una posibilidad no analizada en esta memoria es la formación de una mezcla formada a partir de roca nacional e importada.

Las desventajas de importar este insumo son el precio que involucra el traslado del material (desde Marruecos) y su internalización en el país hasta su llegada a fábrica. El uso de roca nacional disminuye estos costos pero aumenta los costos de proceso.

La posibilidad de generar este tipo de planta en el norte del país es interesante si se tiene en cuenta que existen en la zona los otros dos insumos de abonos principales como recursos: en el Salar de Atacama se cuenta con Potasio y en las salitreras se cuenta con los nitratos. Por tanto la producción de Fosfatos en Mejillones es atractiva. Se podría realizar la mezcla de ellos y generar una gama amplia de fertilizantes de distintos tipos y de todos los gustos. Sin embargo se desechó en primera instancia por su lejanía a los mercados consumidores y al uso del ácido de carácter nacional. En Perú existe ácido sulfúrico a precio razonable y con gran oferta pero uno de los fines que persigue esta memoria es hacer uso del ácido sulfúrico de la zona central en un proyecto rentable.

La instalación de la planta en Penco (octava región), aprovechando la planta existente de COSAF, es atractiva por ser el lugar mejor ubicado para distribuir el producto. Hay que señalar en este sentido que entre la cuarta y novena regiones se centra la actividad agrícola del país, siendo las zonas de mayor producción la séptima octava y novena regiones. Sin embargo, la lejanía que se presenta respecto al abastecimiento del ácido deciden que no sea el mejor lugar para situar la instalación productora.

En cuanto al proceso, se escoge el de vía húmeda por ser muy barato. Su desventaja es producir un ácido fosfórico impuro, pero si se desea utilizar para fines de producción de fertilizantes esto no es un inconveniente.

Se debe cuidar en el proceso eliminar materia orgánica de la roca si se encuentra en alguna porción, evitar generar producto con alto contenido de metales pesados, lo cual dependerá exclusivamente de las características de la roca que se compre, y abatir los gases fluorados que se presentan en la etapa de reacción.

Existe la posibilidad de generar otros gases en esta etapa como es el CO_2 , a partir de reacciones entre el carbonato de calcio y el ácido sulfúrico, pero su contenido es difícil de determinar. Por esta razón se estiman en el diagrama de procesos de la planta dos líneas en

los lavadores de gases (o cámara de reacción de ellos), pero se estima una cifra cero; en la práctica la situación será distinta, pero se espera un valor pequeño. No se considera la dimensión de los equipos donde se realiza esta última operación, ya que no se cuenta con valores confiables, al respecto se puede señalar que serán de tamaño pequeño.

Otras impurezas como el aluminio o el fierro consumen ácido fosfórico en reacciones paralelas de modo que se obtienen fosfatos de hierro o aluminio solubles en solución. Por tanto que bajos contenidos de estos minerales aseguran un proceso que gaste menor cantidad de insumos.

El caso del contenido de silicio como impureza es diferente, ya que es importante en cierta medida su presencia de modo que asegure la formación de SiF_4 , gas que asegura la eliminación de flúor, presente en forma ácida (HF), el cual es indeseable debido al deterioro de los materiales por causa de la corrosión. Además este gas se puede hidratar en etapas posteriores de tratamiento para formar ácido fluorsilícico que puede ser eventualmente vendido como subproducto.

El diseño del reactor utilizado es el recomendado en la bibliografía pero existen otras alternativas que podrían ser interesantes de analizar con mayor detalle. Algunos modelos se presentan en el anexo C. Se debe realizar suficiente agitación y control de temperatura, de modo que los sólidos de sulfato de calcio no se destruyan, ni tampoco tapen las tuberías por formación de anhidrita si la temperatura fuese excesiva. Se recomienda el uso de un enfriador de vacío, equipo que no fue analizado en el presente trabajo. En su lugar se estimó una cifra de agua que debería circular de modo de remover el calor por contacto indirecto. Es muy probable que la opción elegida no sea la óptima en esta situación. El tiempo de residencia debe estimarse en un estudio piloto, ya que los tiempos pueden variar de un par de horas a 12 horas o más.

Respecto al evaporador, se podría sugerir evaporar aún más para lograr mayores concentraciones de ácido; en la práctica, eso no es recomendable ya que el manejo de ácido fosfórico muy concentrado es complicado al interior del evaporador.

Los procesos de molienda de la roca no consideran etapas de concentración y beneficio del mineral ya que se asume el uso de roca ya beneficiada o con alto contenido de P_2O_5 . Se recomienda roca finamente molida y por tanto se considera que un 80% de roca que atraviese la malla 200 es suficiente; el valor es discutible, podría ser una malla menor

como la 100 o 150, pero la malla 200 asegura buenos resultados y probablemente disminuya el tiempo de reacción. Es probable que la etapa de molienda para llevar la roca a ese tamaño, se realice en un lapso de tiempo breve de modo que factores como la humedad ambiental o el apilamiento excesivo no provoquen aglomeramiento de material.

El proceso de fabricación de S.F.T. es relativamente estándar. Algunos aspectos interesantes de señalar es la importancia que reviste la concentración de P_2O_5 en el ácido fosfórico a reaccionar con la roca. Si la concentración es mayor a 51% es innecesario secar artificialmente y basta solo usar curado. Este es un detalle importante si se manufactura en un proceso semicontinuo el fertilizante.

El proceso esta diseñado de modo que ahorre el máximo de suministros e insumos. Un ejemplo de esto es el agua de proceso que se recircula y el calor generado en la reacción, se aprovecha en calentar el agua de lavado usada en la etapa de filtración (proceso húmedo).

Si se acepta la eliminación de gases como CO_2 tanto en la etapa de formación de ácido fosfórico como en la de obtención de superfosfato triple, la concentración del ácido como la que se logra en la obtención del S.F.T. podría ser algo mayor.

En el aspecto económico, el monto de la inversión fija alcanza los US\$ 20.243.103, siendo el proceso húmedo el más caro con US\$ 11.508.068. El capital de trabajo alcanzaría los US\$ 12.541.500. Estas cifras podrían aumentar si se considera el gasto en equipos omitidos relativo al enfriamiento de la corriente que se recircula en el reactor, y el gasto asociado al lavado de gases y equipos de reacción del ácido fluorsilícico. Sin embargo, se espera que estos equipos sean de pequeñas dimensiones y que el ítem relativo a contingencias pudiese absorber esta clase de omisión y otras de la misma índole. A cambio se compensa con un gasto de agua de proceso que seguramente está sobrestimado con relación a esta operación.

En relación con los costos fijos del proceso, su valor difícilmente podría variar de forma significativa; la cifra estimada US\$ 3.630.285 podría variar, ya que los costos de los equipos de proceso no se cotizaron sino que se estimaron de acuerdo a índices y referencias bibliográficas. Sin embargo dichas estimaciones no deberían generar grandes fluctuaciones.

Los costos variables por su parte presentan que el mayor gasto se genera por consumo de ácido y roca por motivos de precio en el caso del ácido y por precio e importación en el caso de la roca. Otros costos relevantes son el costo de envasado y el del uso del suministro de vapor de agua.

El punto de equilibrio se encuentra en un 20,8% lo cual proyecta un proceso que a baja producción se autofinancia, y en general esta lejos de una eventual quiebra.

La planta es rentable con valores altos de tasa interna de retorno, TIR, (24%), lo cual presenta una oportunidad excelente para el privado.

El valor presente neto, VPN, presenta valores muy elevados, a plazo de 15 años. De este modo a tasas de 10% se prevé un VPN de US\$ 16.983.882 y a tasas de 20% el VPN sería en el mismo lapso de tiempo cercano a los US\$ 2.916.689. Sin duda el proyecto parece bastante favorable.

Los inconvenientes se podrían presentar si el precio de la roca o su importación enfrentaran cambios bruscos, o bien si el valor del precio del S.F.T. cae violentamente en el mercado. Un análisis de estas situaciones se puede realizar mediante un estudio de análisis de sensibilidad. Sin embargo, estas dos últimas situaciones son poco probables por lo cual no se desarrolla este estudio en este trabajo.

XI. Conclusiones.

- La producción de superfosfato triple en el país es factible técnica y económicamente a partir de ácido sulfúrico nacional (Quinta Región) y roca fosfórica importada.
- El capital fijo necesario para implementar una planta de producción de S.F.T. de 229622 toneladas al año de (43,5% de P_2O_5) equivalentes a 100.000 toneladas al año basándose en P_2O_5 , considerando todas las etapas de producción asciende a US\$ 20.243.103. El capital de trabajo por su parte requerido para lograr el funcionamiento deseado es de US\$ 12.541.500.
- Actualmente el consumo en el país de Superfosfato Triple es de 80.000 ton en base de P_2O_5 , todo de origen importado. Los principales abastecedores de este producto son Estados Unidos y México.
- El superfosfato triple junto al fosfato de amonio son los principales fosfatos consumidos en Chile. Un consumo que puede también considerarse es el que presenta el superfosfato simple o fosfato de calcio.
- No existe producción de superfosfatos en el ámbito nacional. La última experiencia en el rubro la tuvo COSAF quién producía fertilizantes fosfatados pero cesaron sus operaciones el año 1976.
- El mejor lugar para ubicar la planta es la Quinta Región dada su cercanía a los insumos de ácido, su cercanía al puerto y situarse en el área de consumo.
- Los principales costos de producción son los relativos a insumos. Dentro de los costos de suministros, el costo de producción del vapor es el mayor, junto al costo por concepto de envases.
- Cerca de un 20% del ácido sulfúrico de la Quinta Región se emplearía de realizarse este proyecto.
- El costo de producción de la planta es muy bajo con cifra US\$ 156,79/ton S.F.T.. El principal costo de producción es el de la roca fosfórica (compra, importación y traslado) con valor US\$ 66,76/ton S.F.T.. El costo de producción del ácido sulfúrico le sigue con valor igual a 23,87 US\$/ton S.F.T..
- La Tasa Interna de Retorno es de un 24%, por lo tanto el proyecto es muy atractivo desde el punto de vista privado.

- El valor presente neto a una tasa de 10% presenta a 15 años plazo una cifra de US\$ 16.983.882. El valor medio es de 1.132.259 millones de dólares al año.

Referencias

- [1] “Administración de Operaciones”, R. Schoeder, McGraw Hill, capítulo 3, 1983.
- [2] “Balance del ácido sulfúrico en Chile proyectado al año 2006”, Comisión Chilena del Cobre, Colección de Estudios, 1999.
- [3] “Biblioteca del Ingeniero Químico”, Robert Perry & Cecil Chilton, Mc Graw Hill, Quinta Edición, 1986.
- [4] “Chemical Engineering”, revista, Julio 2000.
- [5] “Diseño de plantas y evaluación”, Max Peters, Mc Graw Hill, 1958.
- [6] “Elementos de preparación de minerales”, Taggart, Ediciones Interciencia, Madrid, 1966.
- [7] “Enciclopedia Ullmann’s”, volumen A10, páginas 323 – 431, 1985.
- [8] “Encyclopedia of Chemical Technology”, Kirk & Othmer, Volumen 6, New York, páginas 376 - 452, 1960.
- [9] “Fertilizantes”, Anuario FAO, Italia, 1997, volumen 47, páginas 35 – 126.
- [10] “Fertilizer Manual”, Development and transfer of technology series N°13, Naciones Unidas, Nueva York, 1980.
- [11] “Física General”, Sears & Zemansky, Cuarta edición, Madrid, 1957.
- [12] “Handbook of Chemistry and Physics, CRC”, 52 edición, Ohio, 1971.

- [13] "Handbook of Ore Dressing", Taggart, New York, 1927.
- [14] "Industrial Chemicals", Faith, Keyes and Clark, cuarta edición, páginas 628-639, 1975.
- [15] "Industrias de Proceso Químico", Norris Shreve, Editorial Dossat, Madrid, 1954.
- [16] "Introducción a los Procesos Químicos Industriales", Richard Stephenson, México, Editorial Continental, 1974.
- [17] "Manual de Bombas", Luis Jiménez, Editorial Blume, Barcelona, 1977.
- [18] "Manual de Proyectos de Ingeniería Química", Abdón Zomosa, Santiago, Chile, 1983.
- [19] "Memoria Anual CODELCO 1999", CODELCO, Santiago, Chile, año 2000.
- [20] Memoria "Alternativas de obtención de fertilizantes desde fosforitas nacionales", Eugenio Ibacache y Daniel Mardones, Facultad de Ciencias Físicas y Matemáticas, Departamento de Ingeniería Química, U. de Chile, Santiago, Chile, 1986.
- [21] Memoria "Estudio de factibilidad técnico económica de un sistema de almacenamiento y entrega de ácido sulfúrico en la fundición de Ventanas", Jaime Riadi, U. de Chile, Santiago, Chile, 1986.
- [22] Memoria "Factibilidad técnico económica de una planta de ácido sulfúrico a partir de gases metalúrgicos mediante absorción de SO_3 en torres venturi", Alex Rey, U. de Chile, Departamento de Ingeniería Química, 1995.
- [23] Memoria "Obtención de fertilizantes fosfatados a partir de fosforita de Mejillones, anteproyecto de factibilidad técnico económica", Héctor A. Garrido S., Facultad de

Ciencias Físicas y Matemáticas, Departamento de Ingeniería Química, U. de Chile, Santiago, Chile, 1980.

- [24] “Microfichas del Banco Central”, 1999.
- [25] “Operaciones Básicas de la ingeniería química”, George Brown, Barcelona, 1959.
- [26] “Precios de fertilizantes y agroquímicos, mensual Marzo 2000”, ODEPA, Ministerio de Agricultura, Santiago, abril, 2000.
- [27] “Preparación, evaluación y realización de proyectos de fabricación de fertilizantes químicos”, serie Industria de Fertilizantes, Monografía N°1, Naciones Unidas, Nueva York, 1969.
- [28] “Reporte Ambiental 1999 CODELCO”, CODELCO, Santiago, Chile, año 2000.
- [29] “Riquezas minerales de Chile a nivel mundial”, Alvaro González Letelier, U. de Chile, Facultad de Ciencias Físicas y Matemáticas, Santiago, Chile.

Referencias por direcciones electrónicas:

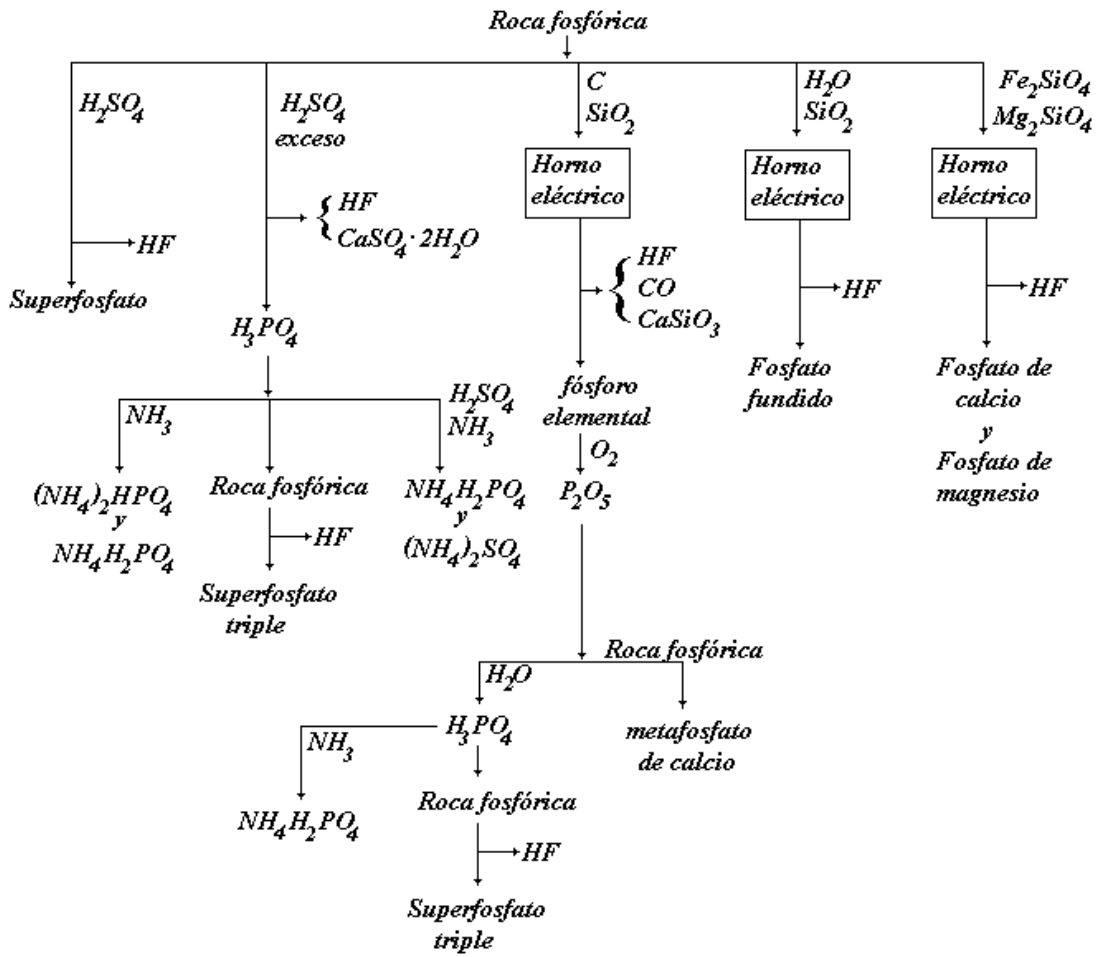
- [30] <http://apps1.fao.org>
- [31] <http://www.bcentral.cl>
- [32] <http://www.cochilco.cl>
- [33] <http://www.codelco.com>
- [34] <http://www.corfo.cl>

- [35] <http://www.ksbchile.cl>
- [36] <http://www.odepa.gob.cl>
- [37] <http://www.sec.cl>
- [38] <http://www.siss.cl>
- [39] <http://www.virtualmedia.cl/lerco>
- [40] <http://www.wittersheim.co.cl>

ANEXO A

“PROCESOS DE PRODUCCIÓN DE FERTILIZANTES FOSFATADOS”

Figura I: Fertilizantes fosfatados a partir de roca fosfórica.



Fuente [8].

Tabla I: Composición aproximada de la roca fosfórica usada para manufacturar Superfosfato triple.

COMPONENTES	COMPOSICIÓN, % EN PESO DE ROCA DE LANDPEBBLE	COMPOSICIÓN, % EN PESO DE ROCA CAFÉ DE TENNESSE	COMPOSICIÓN, % EN PESO DE LA ROCA DE IDAHO, WYOMING
P ₂ O ₅	30 - 36	30 - 36	27 - 33
Fe ₂ O ₃	0.7 - 2.6	2.2 - 3.4	0.5 - 2.1
Al ₂ O ₃	0.7 - 1.1	1.2 - 2.7	0.5 - 1.9
CaO	46 - 50	42 - 49	43 - 47
MgO	0.04 - 0.6	0.02 - 0.3	trazas - 0.3
F	3.8 - 4	3.2 - 3.8	2.9 - 6.9
Cl	0.003 - 0.03	0.005 - 0.07	0.01 - 0.03
I	0.0008 - 0.002	0.0009 - 0.003	0.0001 - 0.0003
SiO ₂	2 - 10	5 - 9	5 - 17
MnO	0.002 - 0.05	0.05 - 0.3	0.002 - 0.05
Na ₂ O	0.05 - 0.6	0.1 - 0.3	0.1 - 0.8
K ₂ O	0.05 - 0.5	0.2 - 0.7	0.2 - 0.6
SO ₃	0.2 - 1.5	0.6 - 2.7	0.3 - 3.1
TiO ₂	0-03 - 0.08	0.05 - 0.2	0.05 - 0.1
BaO	trazas	0.01 - 0.03	0.07
CuO	0.0005 - 0.003	0.002 - 0.003	0.003 - 0.01
NiO	0.003	0.0005	-
ZnO	0.0005	0.001	0.001 - 0.025
SnO ₂	0.002	0.001	-
MoO ₃	0.002	0.002	-
V ₂ O ₃	trazas - 0.02	-	0.05 - 0.4
Cr ₂ O ₃	trazas - 0.015	0.003 - 0.007	0.05 - 0.15
B ₂ O ₃	0.002 - 0.01	0.003 - 0.007	0.002 - 0.007
As ₂ O ₃	0.001 - 0.005	0.002 - 0.004	0.001 - 0.015
Se	trazas	trazas	trazas - 0.006
CO ₂	1.5 - 4.4	1 - 2	0.7 - 4.2
Orgánicos	0.25 - 0.4	0.005 - 0.025	0.7 - 2.7
N	0.005 - 0.02	0.005 - 0.025	0.01 - 0.1

Fuente [8].

ANEXO B

“ESTUDIO DE MERCADO”

Tabla I. Importaciones de Fertilizantes Fosfatados en Chile.

Año	IMPORTACIONES EN TONELADAS MÉTRICAS DE P ₂ O ₅			CONSUMO (TMN)
	Superfosfato Triple	Fosfato de Amonio	Total Fertilizantes fosfatados importados	Fertilizantes Fosfatados
85	62234	27975	90209	85959
86	70072	30186	100258	108768
87	90625	36560	127185	131285
88	96512	38736	135248	139248
89	59115	41694	100809	125900
90	68643	35447	104090	113750
91	75210	41725	116935	111600
92	90000	48526	138526	130000
93	77827	45750	123577	130000
94	78435	53762	132197	136000
95	81487	56616	138103	140000
96	98452	72615	171067	145000
97	112000	83000	195000	160000

Fuente [9].

Tabla II. Consumo de Superfosfatos Concentrados (triple)

SUPERFOSFATO CONCENTRADO	
Año	Consumo (Mt)
1985	59425
1986	73014
1989	84600
1990	75200
1994	78000
1995	75000
1996	71000
1997	82000

Fuente [9].

Tabla III. Proyección de la importación y consumo de SPT por medio de la mejor curva.

AÑO	PERÍODO	IMPORTACIÓN DE SPT MT	CONSUMO DE SPT MT
1985	1	62234	59425
86	2	70072	73014
87	3	90625	70878 *
88	4	96512	72466 *
89	5	59115	84600
90	6	68643	75200
91	7	75210	75657 *
92	8	90000	76438 *
93	9	77827	77135 *
94	10	78435	78000
95	11	81487	75000
96	12	98452	71000
97	13	112000	82000
98	14	85805 *	79804 *
99	15	86381 *	80229 *
2000	16	86923 *	80629 *
01	17	87436 *	81006 *
02	18	87922 *	81363 *
03	19	88384 *	81703 *
04	20	88824 *	82026 *
05	21	89246 *	82335 *
06	22	89649 *	82630 *
07	23	90037 *	82914 *
08	24	90409 *	83186 *
09	25	90768 *	83448 *
2010	26	91114 *	83700 *

Datos proyectados (*)

Para las importaciones se tiene:

- Ecuación: $Im\ portación = 66429,9026909 \cdot Período^{0,0969781799}$
- Correlación: 0,4427
- Covarianza: 0,0554

Para el consumo se tiene:

- Ecuación: $Consumo = 65129,5936415 \cdot Período^{0,0769982}$
- Correlación: 0,6679
- Covarianza: 0,0674

Tabla IV. Suavización exponencial de las importaciones de SPT.

PERÍODO	AÑO	DT (IMPORTACIÓN)	FT (A=0,3)	DT -FT	MAD: DESV. PROM. ABS.	T (SEÑAL RASTREO)
1	1985	62234	75000	-12766	10830	-1.18
2	1986	70072	71170	-1098	7910	-1.75
3	1987	90625	70841	19784	11473	0.52
4	1988	96512	76776	19736	13952	1.84
5	1989	59115	82697	-23582	16841	0.12
6	1990	68643	75622	-6979	13882	-0.35
7	1991	75210	73528	1682	10222	-0.32
8	1992	90000	74033	15967	11946	1.07
9	1993	77827	78823	-996	8661	1.36
10	1994	78435	78524	-89	6089	1.91
11	1995	81487	78497	2990	5159	2.84
12	1996	98452	79394	19058	9329	3.61
13	1997	112000	85112	26888	14597	5.03
14	1998		93178			

Tendencia = 33705
 Desviación = 124727
 MAD_o = 10000

Tabla V. Suavización exponencial respecto al consumo de superfosfato triple.

PERÍODO	AÑO	DT (CONSUMO)	FT (A=0,3)	DT -FT	MAD: DESV. PROM. ABS.	T (SEÑAL RASTREO)
1	1985	59425	76000	-16575	10573	-1.57
2	1986	73014	71028	1987	7997	-1.82
3	1987	70878	71623	-745	5821	-2.63
4	1988	72466	71400	1066	4395	-3.25
5	1989	84600	71720	12880	6940	-0.20
6	1990	75200	75584	-384	4973	-0.36
7	1991	75657	75469	188	3538	-0.45
8	1992	76438	75525	913	2750	-0.24
9	1993	77135	75799	1336	2326	0.29
10	1994	78000	76200	1800	2168	1.14
11	1995	75000	76740	-1740	2040	0.36
12	1996	71000	76218	-5218	2993	-1.50
13	1997	82000	74653	7347	4299	4.52
14	1998		76857			

Tendencia = -4492

Desviación = 44832

MADo = 8000

Tabla VI. Proyección de las importaciones en función de los pronósticos de suavización exponencial.

AÑO	IMPORTACIÓN (PRONÓSTICO) TON
1999	91535
2000	94429
2001	97415
2002	100495
2003	103673
2004	106951
2005	110333
2006	113822
2007	117421
2008	121134
2009	124964
2010	128916

- Ecuación: $importaciones = 73611,64 \cdot \exp(0,031131 \cdot periodo)$
- Covarianza: 0,11
- Correlación: 0,84
- La ecuación se desarrolló de acuerdo a los períodos a partir de 1993, siendo este último el primer período.

Tabla VII. Proyección del consumo en función de los pronósticos de suavización exponencial.

AÑO	CONSUMO (PRONÓSTICO) TON
1999	77128
2000	77338
2001	77549
2002	77761
2003	77973
2004	78186
2005	78400
2006	78613
2007	78828

2008	79043
2009	79259
2010	79475

- Ecuación: $consumo = 75259,173883 \cdot \exp(0,0027253 \cdot periodo)$
- Covarianza: 0,0158
- Correlación: 0,91

Tabla VIII. Precios pagados por el superfosfato triple.

SUPERFOSFATO CONCENTRADO	
Año	Precios Pagados (Mn/Mt)
1994	215,057
1995	226,496
1996	274,787
1997	274,823

Fuente [30]

Tabla IX. Precios nominales promedios anuales del superfosfato de amonio y del superfosfato triple en los últimos 25 años.

AÑO	FOSFATO DE AMONIO \$/TON (SIN IVA)	SUPERFOSFATO \$/TON (SIN IVA)	TRIPLE
1975	1573	1618	
1976	2799	2407	
1977	3985	2978	
1978	5594	5032	
1979	9946	8362	
1980	15022	11922	
1981	14211	11714	
1982	18292	15180	
1983	25621	21495	
1984	34087	26693	
1985	48462	35699	
1986	54522	43494	
1987	58485	49363	
1988	75035	61279	
1989	77584	65293	
1990	86988	72225	
1991	101045	86110	

1992	105544	87065
1993	100189	88748
1994	119748	101804
1995	134732	108793
1996	147107	123593
1997	136760	120818
1998	147293	126747
1999	153516	125291

Fuente [26]

Tabla X. Situación de los primeros meses del año 2000.

AÑO 2000	FOSFATO DE AMONIO \$/TON (SIN IVA)	SUPERFOSFATO TRIPLE \$/TON (SIN IVA)
Enero	147035	124680
Febrero	146425	124375
Marzo	146425	124375

Fuente [26].

Tabla XI. Importaciones de fertilizantes fosfatados en Chile (años 1997 - 1999).

AÑO	FERTILIZANTES SUPERFOSFATOS	FOSFATO DIAMÓNICO	FOSFATO MONOAMÓNICO
1997			
Cantidad (tmn)	163558	74777	62191
Precio (US\$)	187	227	235
Valor (millón US\$ cif)	30,6	17	14,6
1998			
Cantidad (tmn)	224163	72915	63194
Precio (US\$)	184	227	242
Valor (millón US\$ cif)	41,3	16,6	15,3
1999 (hasta Octubre)			
Cantidad (tmn)	212267	63621	68839
Precio (US\$)	171	216	224
Valor (millón US\$ cif)	36,2	13,7	15,4

Fuente [31].

Tabla XII. Importaciones de superfosfatos en 1999 según procedencias.

PROCEDENCIA DE SUPERFOSFATOS	CANTIDAD (KN)	VALOR CIF EN MILES DE US\$
Marruecos	10661490	1752
Venezuela	5549220	536
México	110956320	20148
Uruguay	5322107	646
Estados Unidos	62128418	10496
Israel	18778740	2783
Total importado	213396295	36361

Fuente [24]

Tabla XIII. Producción nacional de fertilizantes fosfatados.

FERTILIZANTES FOSFATADOS (SUPERFOSFATO SIMPLE)	
Año	Producción (Mt)
1994	5,000
1995	5,000
1996	4,000

Fuente [30].

Tabla XIV. Importaciones de fosforita.

FOSFORITA	
Año	Importaciones cant (Mt)
1994	21,100
1995	4,500
1996	13,200

Fuente [30].

Tabla XV. Valor de las importaciones de fosforita.

FOSFORITA	
Año	Importaciones valor (1000\$)
1994	3,305
1995	7,857
1996	4,685
1997	3,311

1998	2,404
------	-------

Fuente [30].

Tabla XVI. Exportaciones de fosforita.

FOSFORITA	
Año	Exportaciones valor (1000\$)
1994	24
1995	3
1996	44
1997	314
1998	198

Fuente [30].

Tabla XVII. Importaciones de ácido fosfórico en 1999 según procedencias.

PROCEDENCIA DE ACIDO FOSFÓRICO	CANTIDAD (KN)	VALOR CIF EN MILES DE US\$
Colombia	713595	439
México	860000	471
Brasil	770183	438
Argentina	503998	355
Estados Unidos	53779	43
Israel	130185	66
República Popular China	1726133	936
Hong Kong RAE	19800	10
Reino Unido	2	
Bélgica	97923	54
Alemania	838	2
Total importado	4876486	2813

Fuente [24].

Tabla XVIII. Importaciones de ácido fosfórico a partir de 1997.

AÑO	CANTIDAD (TMN)	PRECIO (US\$)	VALOR (MILLONES US\$ CIF)
1997	3988	675	2,7
1998	4796	633	3,0
1999	4876	577	2,8

Fuente [31].

Tabla XIX. Embarques de ácido sulfúrico (OLEUM) según destinos.

PAÍS DESTINO DEL OLEUM	CANTIDAD EXPORTADA EN TONELADAS NORMALES EN 1999	VALOR FOB EN MILES DE DÓLARES.
Cuba	12798,380	114
México	10,527	52
Brasil	100637,655	566
Bolivia	9300,000	645
Estados Unidos	9853,680	117
Total exportado	132600,242	1493

Fuente [24].

Tabla XX. Importaciones y Exportaciones del ácido sulfúrico OLEUM a partir de 1997.

AÑO	IMPORTACIONES			EXPORTACIONES		
	Cantidad (tmn)	Precio (US\$)	Valor (millón US\$ CIF)	Cantidad (tmn)	Precio (US\$)	Valor (millón US\$ FOB)
1997	396489	45	17,8	57145	30	1,7
1998	522706	41	21,5	57646	19	1,1
1999 (hasta Octubre)	347147	33	11,6	121884	11	1,4

Fuente [31].

**Tabla XXI. Balance nacional y regional del ácido sulfúrico (caso base)
(miles de toneladas)**

DISTRIBUCIÓN	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006
I Región								
Producción	125	135	135	135	135	135	135	135
Consumo	-414	-424	-444	-463	-473	-473	-473	-477
Saldo	-289	-289	-309	-328	-338	-338	-338	-342

II Región								
Producción	1689	1679	1682	1657	2073	2184	2264	3172
Consumo	-2562	-2710	-3305	-3423	-3288	-3151	-3190	-914
Saldo	-873	-1031	-1623	-1766	-1215	-967	-926	-908
III Región								
Producción	303	593	606	606	706	706	706	706
Consumo	-331	-399	-394	-469	-469	-469	-451	-451
Saldo	-28	194	212	137	237	237	255	255
IV a X Región								
Producción	1169	1193	1603	1592	1817	1823	1892	1884
Consumo	-252	-210	-208	-204	-204	-162	-161	-161
Saldo	917	983	1395	1388	1613	1661	1731	1723
Total País								
Producción	3286	3600	4026	3990	4731	4848	4997	4989
Consumo	-3559	-3743	-4143	-4559	-4434	-4255	-4275	-4261
Saldo	-273	-143	-325	-569	297	593	722	728

Fuente [2].

Tabla XXII. Balance nacional y regional del ácido sulfúrico
(caso máximo)
(miles de toneladas)

DISTRIBUCIÓN	1999	2000	2001	2002	2003	2004	2005	2006
I Región								
Producción	125	135	135	135	135	135	135	135
Consumo	-414	-424	-444	-483	-513	-513	-513	-517
Saldo	-289	-289	-309	-348	-378	-378	-378	-382
II Región								
Producción	1689	1679	1682	1657	2073	2584	3131	3431
Consumo	-2562	-2841	-3779	-4016	-4671	-5158	-5710	-5685
Saldo	-873	-1162	-2097	-2359	-2598	-2574	-2579	-2254
III Región								
Producción	303	593	639	639	739	739	739	739
Consumo	-331	-399	-404	-479	-716	-775	-753	-839
Saldo	-28	194	235	160	23	-36	-14	-100
IV a X Región								
Producción	1169	1193	1603	1592	2002	2065	2210	2207
Consumo	-252	-216	-247	-339	-340	-550	-549	-553
Saldo	917	977	1356	1253	1662	1515	1661	1654

Total País								
Producción	3286	3600	4059	4023	4949	5523	6215	6512
Consumo	-3559	-3880	-4874	-5317	-6240	-6996	-7525	-7594
Saldo	-273	-280	-815	-1294	-1294	-1473	-1310	-1082

Fuente [2].

Tabla XXIII. Productores de ácido sulfúrico en Chile.

PRODUCTOR	REG	FUENTE DE INFORMACIÓN		CONDICION DE LA PRODUCCION			OFERTA COMERCIAL	
		empresa	estimada	base	Ampliac. potencial	Nueva potencial	Producción excedente	Producción total
LA CASCADA	1	X		X			X	
ALTONORTE	2	X		X				X
CODELCO Chuquicamata	2	X		X	X		X	
OUTOKUMPU	2		X			X		X
CODELCO Potrerillos	3	X		X			X	
ENAMI Paipote	3	X		X	X		X	
DISPUTADA Chagres	5		X	X			X	
ENAMI Ventanas	5	X		X				X
MOLYMET	Met.	X		X			X	
CODELCO El Teniente	6	X		X	X		X	

Fuente [2].

Tabla XXIV. Consumidores de ácido sulfúrico. (Fuente [2])

PRODUCTOR	REG	FUENTE DE INFORMACIÓN		CONDICION DE LA PRODUCCION			ABASTECIM.	
		Empresa	estimada	Base	Ampliac. potencial	Nueva potencial	Propio	Externo
Cerro Colorado	1	X		X				X
Collahuasi	1	X		X				X
La Cascada	1	X		X			X	
Pircas Negras	1		X			X		X
Quebrada Blanca	1	X		X				X
COSAYACH	1		X	X				X
QUIBORAX	1	X		X				X
Antucoya	2	X				X		X
CODELCO Chuquicamata	2	X		X	X		X	
CODELCO R.Tomic	2	X		X	X		X	
Chimborazo	2		X			X		X
Doña Ada	2	X		X				X
El Abra	2	X		X	X			X
El Tesoro	2	X		X				X
ENAMI Planta Total	2	X		X				X
Escondida	2	X		X	X	X		X
Iván	2	X		X				X
Lomas Bayas	2		X	X	X			X
Mantos Blancos	2	X		X				X
Michilla	2		X	X				X
Spence	2		X			X		X
Zaldivar	2	X		X	X			X
SQM	2	X		X				X
CODELCO Salvador	3	X		X	X	X	X	
Dos Amigos	3	X		X				X
ENAMI Pl. O. Mart./Vall.	3		X	X			X	
Manto Verde	3	X		X				X
Punta del Cobre	3	X		X	X			X
Carmen de Andacollo	4	X		X				X
Disputada El Soldado	5		X	X			X	
Pudahuel	Met.	X		X				X
MOLYMET	Met.	X		X			X	
El Teniente	6	X		X	X		X	

ANEXO C

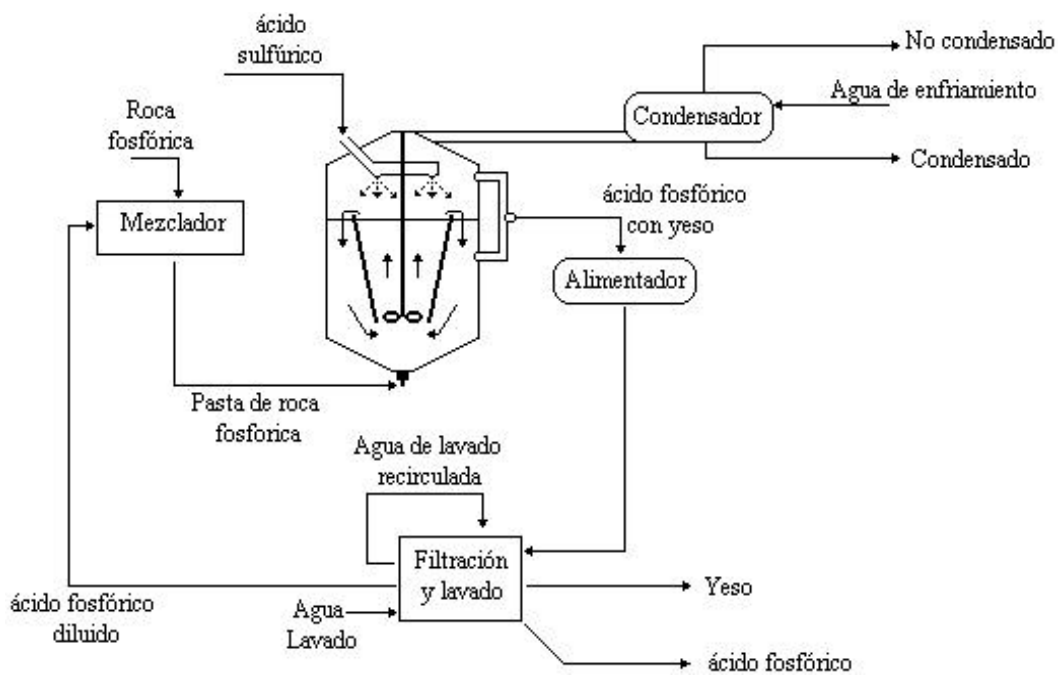
**“REACTORES DE CAMARA SIMPLE PARA EL PROCESO DE FABRICACION
DE ACIDO FOSFORICO POR VIA HUMEDA”**

I - Proceso Isotérmico para fabricación de ácido fosfórico por vía húmeda. (Swenson – Gulf)

Este proceso usa un cristizador Swenson como reactor [10]. En el reactor se inyecta el ácido sulfúrico como spray sobre la pasta que se forma entre ácido fosfórico y roca fosfórica pulverizada. La temperatura varía en un rango de 0,3 °C de una parte del reactor a otra como máximo. Los costos de mantención, operación y capital son bajos para este equipo. Además es excelente si se desea un control de la contaminación atmosférica.

El proceso se presenta por medio del siguiente esquema:

Figura 1: Proceso Swenson Gulf.

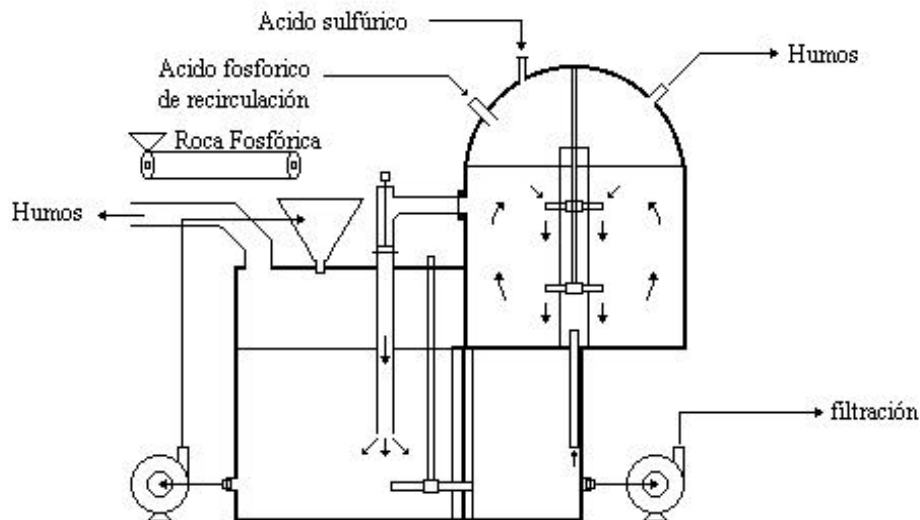


II - Proceso Somerville de fabricación de ácido fosfórico.

Este tipo de sistema de reacción [10], mezcla roca fosfórica pulverizada con pasta recirculada en un cono mezclador y luego se procede a descargar al reactor. El ácido sulfúrico es premezclado con ácido fosfórico recirculado y la mezcla es descargada en un enfriador de vacío. Una fracción pequeña del flujo de pasta es enviada desde el reactor vessel al enfriador de vacío y recirculada al reactor de modo de mantener control sobre la temperatura de reacción. Las temperaturas típicas de reacción son 84°C en el reactor y 73°C en el enfriador. Este tipo de proceso se recomienda para producciones menores que 360 toneladas por día de P_2O_5 . Ventajas de este proceso es la mejor filtración de yeso, su bajo contenido de P_2O_5 en la torta de yeso filtrada y bajos costos de capital y operación. Es especialmente recomendado para plantas con producción de 20 a 50 toneladas al día.

A continuación se presenta un esquema del proceso:

Figura 2: Proceso Somerville.



ANEXO D

“CAPACIDAD Y LOCALIZACIÓN DE LA PLANTA”

Tabla I: Uso de las tierras del territorio nacional.

Año	No arable no permanente	Superficie agrícola	Praderas y pastos perm.	Tierras arables y cultivo perm.	tierras arables o labranza	tierras de cultivos permanentes
1991	71941	15789	12850	2939	2685	254
1992	72174	15556	12850	2706	2440	266
1993	72303	15477	12900	2577	2304	273
1994	72330	15450	12900	2550	2276	274
1995	72480	15330	12930	2400	2120	280
1996	72580	15222	12932	2300	1985	315
1997	72583	15232	12925	2297	1982	315
1998	72586	15219	12925	2294	1979	315

Todos los valores se refieren a miles de hectáreas.

Fuente [36].

Tabla II: Total de tierras en cultivo por región para los años 1989 –1997.

Región	1989/90	1990/91	1991/92	1992/93	1993/94	1995/96	1996/97	1997/98
IV	56120	51130	51430	47180	46990	-	72037	45222
V	112140	114460	113070	105690	104710	-	109745	100588
R.M.	163730	173630	164500	163920	160120	159020	162770	155493
VI	246810	249880	254200	244170	247800	251864	253595	265588
VII	298290	314200	310070	279830	287680	283168	294942	330709
VIII	383230	362830	338640	321230	324570	333929	326019	285309
IX	399870	395450	374700	376020	349870	366678	380758	369598
X	255310	240150	250140	227670	241860	206730	200702	180932

El período 1994/95 no presenta datos.

Fuente [36].

Cronogramas de reducción de emisiones asociados a los planes de descontaminación.

Fundición Chuquicamata: Debe cumplir con las normas de calidad de aire de anhídrido sulfuroso aplicables al campamento de Chuquicamata a más tardar el 31 de Diciembre de 1999.

Fundición Potrerillos: Debe cumplir con las normas de calidad de aire de anhídrido sulfuroso a partir del año 2003.

Fundición Hernán Videla Lira (Paipote): Debe cumplir con las normas de calidad de aire para anhídrido sulfuroso a más tardar el 31 de Diciembre de 1999.

Fundición Ventanas: Debe cumplir conjuntamente con la planta termoeléctrica de Chilgener, las normas de calidad de aire para anhídrido sulfuroso a más tardar el 30 de Junio de 1999.

Fundición Caletones: Debe cumplir las normas de calidad de aire para anhídrido sulfuroso a partir del año 2003.

Tabla III: Emisiones anuales de azufre entre los años 1993 y 2003 según el decreto que aprueba el plan de descontaminación.

Año	Chuquicamata SO ₂ (TM/año)	Potrerillos (Salvador) SO ₂ (TM/año)	Paipote SO ₂ (TM/mes)	Ventanas	Caletones (Teniente) SO ₂ (TM/
-----	---	--	--	----------	--

)		año)
1 9 9 3	2520 00				
1 9 9 4	2340 00		(1) (2)		
1 9 9 5	1980 00				
1 9 9 6	1980 00				
1 9 9 7	1980 00				
1 9 9 8	1620 00				7500 00

1 9 9 9	C.N. C.A.	3520 00				4940 00
2 0 0 0		1000 00		C.N .C. A.		4940 00
2 0 0 1		1000 00				2300 00
2 0 0 2		1000 00				2300 00
2 0 0 3		C.N. C.A.				C.N. C.A.

Fuente: Decreto que aprueba el plan de descontaminación.

(1) Meses de Junio, Julio y Agosto.

(2) Meses de Septiembre a Mayo.

C.N.C.A. : Cumplimiento de la normas primarias de calidad de aire.

Fuente [32].

Tabla IV: Balances Regionales del ácido sulfúrico en su caso base para el período 1999-2006.

(miles de toneladas)

I REGION								
Producción								
Autoabastecimiento								
Oferta Neta								
Consumo Regional								
Autoabastecimiento								
Demanda Neta								
Saldo Regional								

Producción								
Autoabastecimiento								
Oferta Neta								
Consumo Regional								
Autoabastecimiento								
Demanda Neta								
Saldo Regional								
III Región								
Producción								
Autoabastecimiento								
Oferta Neta								
Consumo Regional								
Autoabastecimiento								
Demanda Neta								
Saldo Regional								
IV a X Región								
Producción de								
Autoabastecimiento								
Oferta Neta								
Consumo de								
Autoabastecimiento								
Demanda Neta								
Saldo de las								

Fuente [2].

Tabla VI: Antecedentes para el caso base de las Regiones IV a X respecto al ácido sulfúrico para el período 1999-2006.

(miles de toneladas)

IV REGION								
Consumo								
Demanda								
V REGION								
Producción								
Oferta								
Consumo								
Demanda								
REGION								
Producción								

Oferta								
Consumo								
Demanda								
VI REGION								
Producción								
Oferta								
Consumo								
VI a X REGIÓN								
Demanda								
VII a X REGION								
Consumo								

Fuente [2].

Tabla VII: Antecedentes para el caso máximo de las Regiones IV a X respecto al ácido sulfúrico para el período 1999-2006.

(miles de toneladas)

IV REGION								
Consumo								
Demanda								
V REGION								
Producción								
Oferta								
Consumo								
Demanda								
REGION								
Producción								
Oferta								
Consumo								
Demanda								
VI REGION								
Producción								
Oferta								
Consumo								

VI a X REGIÓN								
Demanda								
VII a X REGION								
Consumo								

Fuente [2].

ANEXO E

“DESCRIPCION DETALLADA DEL PROCESO”

Tabla I: Composición aproximada de un superfosfato triple concentrado.

COMPONENTE DEL SUPERFOSFATO TRIPLE	PORCENTAJE EN PESO
Total de P ₂ O ₅	48
P ₂ O ₅ insoluble en ácido cítrico	2
P ₂ O ₅ disponible	46
P ₂ O ₅ soluble en agua	44
CaO	21
Sulfatos	2
Flúor	2
Humedad	3
Acido libre	4

Fuente [10]

ANEXO F

“BALANCES DE MASA Y ENERGIA”

Balances de masa:

Tabla I: Análisis típico de roca fosfórica comercial.

Constituyentes	RANGO	MEDIA
P ₂ O ₅	29 – 38	33
CaO	46 – 54	51
SiO ₂	0,2 – 8,7	2
Al ₂ O ₃ + Fe ₂ O ₃	0,4 – 3,4	1,4
MgO	0,1 – 0,8	0,2
Na ₂ O	0,1 – 0,8	0,5
CO ₂	0,2 – 7,5	4,5
F	2,2 – 4,0	3,7
Cl	0,0 – 0,5	<0,02
SO ₃	0,0 – 2,9	1
Razón de peso CaO/P ₂ O ₅	1,35 – 1,70	1,5

Fuente [10].

Tabla II. Aberturas nominales de las mallas.

TAMIZ BRITISH STANDARD	ABERTURA NOMINAL
Malla N°	μm
300	53
200	76
150	104
100	152
72	211
52	295
36	422
25	599
18	853
14	1204
10	1676
7	2411
5	3353

Fuente [6].

Tabla III. Balance General de Insumos de acuerdo a datos y supuestos teóricos.

ITEM		KG POR TON DE P ₂ O ₅ RECOBRADO
1- P ₂ O ₅ requerido de recuperarse el 94%	$\frac{1000}{0,94}$	1064
2- Kg de roca requeridos:	$\frac{1064}{0,33}$	3224
3- CaO presente en la roca:	$3224 \cdot 0,51$	1644
4- CaO consumido por SO ₃ :	$3224 \cdot 0,01 \cdot 56/80$	22,6
5- CaO combinado con P ₂ O ₅ en el filtro:	$0,033 \cdot 1064$	35,1
6- CaO combinado con flúor:	$0,15 \cdot 0,037 \cdot 3224 \cdot \frac{56}{19} \cdot 2$	26,4
7- Total CaO que no reacciona con sulfato		84,1
8- CaO que reacciona con H ₂ SO ₄ :	$1644 - 84,1$	1559,9
9- H ₂ SO ₄ requerido para formar CaSO ₄ :	$1559 \cdot \frac{98}{56}$	2729,8
Exceso de H ₂ SO ₄ :	$1,5 \cdot 1000 / 30$	50,0
Total H ₂ SO ₄ requerido:		2779,9
H ₂ SO ₄ requerido basándose en CaO:	$1644 \cdot \frac{98}{56}$	2877

Fuente [10].

Tabla IV: Análisis típico del ácido fosfórico por vía húmeda.

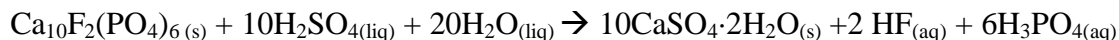
COMPONENTES.	PROCESO HÚMEDO (%).
H ₃ PO ₄	69 – 77
P ₂ O ₅	50 – 56
Metales pesados	0,5 – 1,5
CaO	0,014 – 0,35
Fe ₂ O ₃	0,86 – 2,30
Al ₂ O ₃	0,3 – 2,45
Mg	0,0 – 0,8
H ₂ SO ₄	1,0 – 5,6
SiO ₂	0,04 – 0,10
F	0,25 – 1,10

Fuente [10].

Balances de Energía.

Calores de reacción:

La reacción relacionada con la producción de ácido fosfórico a partir de fluorapatita y ácido sulfúrico por medio del proceso dihidratado se puede representar por la siguiente ecuación:



El calor de reacción puede ser calculado usando los calores de formación de los reactantes y productos.

Compuesto	CALOR DE FORMACIÓN A 25°C [Kcal/gr*mol]
$\text{Ca}_{10}\text{F}_2(\text{PO}_4)_6(\text{s})$	3262,2
$\text{H}_2\text{SO}_4(\text{liq})$	193,91
$\text{H}_2\text{O}(\text{liq})$	68,317
$\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}(\text{s})$	483,06
$\text{HF}(\text{aq})$	75,56
$\text{H}_3\text{PO}_4(\text{aq})$	308,25

Fuente [10].

El calor de reacción calculado es de 256,94 [Kcal/gr*mol] de apatita lo que es equivalente a 600[Kcal/Kg] de P_2O_5 . El calor requerido para aumentar la temperatura desde 25°C hasta 82°C se calcula usando como datos C_p yeso = 0,272 y C_p ácido fosfórico (30% P_2O_5) = 0,703. El resultado es 197 Kcal/Kg de P_2O_5 . El exceso de calor por tanto debe ser removido y equivale a 403 Kcal/Kg de P_2O_5 . Dicho calor puede utilizarse para calentar el agua de lavado.

Si se presenta más calcio (10 a 20%) en la roca del estequiométrico, éste utilizará más ácido sulfúrico, lo cual se traduce en una cantidad adicional de calor al formar yeso. Dicho calor aumenta el calor de reacción por kilo de P_2O_5 entre un 11 y 16%.

El HF presente en el sistema reacciona con sílice y genera ácido fluosilícico. Los efectos térmicos de estas impurezas y de otras son difíciles de precisar.

El calor de reacción es afectado apreciablemente por la concentración de ácido sulfúrico como muestra la siguiente tabla:

CONCENTRACIÓN % H₂SO₄	CALOR DE REACCIÓN A 25°C [Kcal/gr*<i>mol</i>] de apatita	EXCESO DE CALOR A DISIPAR [Kcal/Kg] de P₂O₅
100	256,94	403
98	247,54	385
93	224,54	329
90	211,54	299
85	191,94	253
80	174,24	211
75	160,74	180

Fuente [10].

Si las condiciones son tales que el sulfato de calcio cristaliza en forma deshidratada o hemihidratada en vez de yeso, el exceso de calor disipado es 100 Kcal/Kg de P₂O₅ menor que los valores antes señalados.

ANEXO G

“INVERSIONES”

I - INVERSIONES EN EQUIPOS DE PROCESO.

I.1 Planta de Chancado

ITEM	CAPACIDAD	PRECIO UNITARIO US\$, FOB	NÚMERO DE UNIDADES	VALOR TOTAL US\$, FOB
Tolva almacenamiento	30 ton/hr	1310	1	1310
Chancador primario	80 ton/hr	60600	1	60600
Molino Bolas	66 ton/hr	142240	1	142240
Alimentadores	50 ton/hr	2810	1	2810
	50 ton/hr	4200	1	4200
Correas Transportadoras	D = 19,2” L = 15 mts	28450	2	56900
	D = 19,2” L = 20 mts	34140	2	68280
Harneros Vibratorios	10,8 ft ²	5790	1	5790
Total FOB				342.130

Se calcula el costo final de la planta agregando un 15% por costo de transporte y seguros (CIF), 10% por retiro de aduanas y 18 por IVA, todo sobre el costo FOB. El valor final es:

$$\text{Costo final} = \text{Costo FOB} * 1,15 * 1,1 * 1,18 = \text{US\$ } 510.697$$

I.2 Proceso Húmedo de obtención de ácido fosfórico.

ITEM	CAPACIDAD	PRECIO UNITARIO US\$, FOB	NÚMERO DE UNIDADES	VALOR TOTAL US\$, FOB
Reactor	V = 661 m ³	67820	2	135640
Agitadores de Turbina con motor, acero 316	Potencia 15 HP	13010	20	260200
	Potencia 50 HP	26700	2	53400
Filtro de vacío	485 ft ²	489130	2	978260
Evaporador tubos largos Karbate	41 m ² (441 ft ²)	191030	1	191030

Bombas	D&O 3" x 3"	12800	1	12800
	10 x 8 x 13 HOC	10970	3	32910
	Lee – Howl centrífuga	1850	1	1850
	Wallace, diafragma	28450	1	28450
	3 x 2 x 8 HOC	4570	1	4570
	Alfa l. Centrífuga 8HP	8540	1	8540
	Alfa l. Centrífuga 1,5 HP	2130	1	2130
	D&O diafragma 3HP	7110	1	7110
	D&O Diafragma 1,1HP	4270	1	4270
Estanques cilíndricos	2 x2 mts	13920	1	13920
	2,5 x 2,5 mts	16000	1	16000
TOTAL FOB				1.751.080

Costo final = valor FOB * 1,15 * 1,1 * 1,18 = US\$ 2.613.837

I.3 Planta de Obtención del Fertilizante.

ITEM	CAPACIDAD	PRECIO UNITARIO US\$, FOB	NÚMERO DE UNIDADES	VALOR TOTAL US\$, FOB
Mezclador cónico	20 ton/hr	3280	1	3280
Báscula	20 ton/hr	1970	1	1970
Alimentador de Tolva y tornillo	20 ton/hr	1640	1	1640
Desintegrador tipo jaula	D = L = 0,6 m	4920	1	4920
Correas Transportadoras	D = 0,6 m, L = 12 m	22210	1	22210
	D = 0,5 m, L = 10 m	16380	1	16380
	D = 0,76 m, L = 45 m	96640	1	96640
Harneros	48,5 ft ²	49790	1	49790
Vibratorios	33 ft ² x 16 ft ²	22480	1	22480
Molinos con motor	Bolas 5 x 8 pies	140860	1	140860
	Jaula 30 pulgadas	41000	1	41000

Granulador cilíndrico con motor	D = 2 mts L = 8 mts	16051	1	32102
Elevador de capacho, descarga centrifuga	10 x 6x 6 1/4 pulg elev c. 75 pies.	11470	2	22940
	12 x 7 x 7 1/4 pulg elev c. 25 pies.	13110	2	26220
Secador rotatorio completo	D = 2,7 mts L = 23 mts	343500	1	343500
Horno de combustión	V = 13 m ³	27770	1	27770
Total FOB				853.702

Costo final = FOB * 1,15 * 1,1 * 1,18 = US\$ 1.274.321

II Costos Directos E indirectos de la planta.

Inversiones en infraestructura, servicios y otros.

1) Planta de chancado:

Costo Directo:

- 1) Costo de equipos instalados: El costo de equipos instalados corresponde al costo final de equipos más un 30% por concepto de instalación: US\$ 663.906
- 2) Obras Civiles: Stockpile fina y gruesa: US\$ 111.000
Resto obras civiles. Construcción, tuberías y desagües: 10% del costo (ya que es planta de sólidos) de equipos: US\$ 51.070
- 3) Instrumentación: Se considera como un 15% del costo de equipos instalados: US\$ 99.586
- 4) Aislación: 10% del valor de las cañerías de proceso: US\$ 5107
- 5) Pinturas y terminaciones: 2% del costo de equipos instalados: US\$ 13.278
- 6) Instalación eléctrica: 10% del costo de los equipos instalados: US\$ 66.391
- 7) Instalaciones auxiliares: 40% del valor del equipo sin instalar: US\$ 204.279
- 8) Edificios y servicios: 25% del valor de los equipos sin instalar: US\$ 127.674

Total costo físico de la planta o directo: US\$ 1.342.291

Costo Indirecto:

- 1) Terreno: 6% del valor del equipo sin instalar: US\$ 30.642
- 2) Ingeniería: Se considera como un 17% del costo directo: US\$ 228.189

- 3) Contingencias: Representa un 25% del costo directo: US\$ 335.573
- 4) Construcción: corresponde a los honorarios de los contratistas y se estima en un 10% del costo físico de la planta: \$US 134.229

Costo indirecto o no depreciable: US\$ 728633

El costo total de la planta o capital fijo se estima en la suma del costo directo y el indirecto: US\$ 2.070.924

2) Planta de ácido fosfórico.

Costo Directo:

- 1) Costo de equipos Instalados: costo final de equipos más un 30% por concepto de instalación: US\$ 3.397.988
- 2) Tubería de proceso: Corresponde a un 30% del costo de equipos instalados: US\$ 1.019.396
- 3) Instrumentación: Se considera como un 15% del costo de equipos instalados: US\$ 509.698
- 4) Aislación: corresponde a un 20% del valor de las tuberías: US\$ 203.879
- 5) Edificios: un 30% del costo de equipos sin instalar: US\$ 784.151
- 6) Pintura y terminaciones: corresponde al 2% del costo de los equipos instalados: US\$ 67.960

- 7) Servicios auxiliares: Se considera como un 55% del costo de equipos. Contempla servicios de distribución de vapor, agua, electricidad y aire comprimido; instalaciones contra incendios; comunicaciones; calderas; etc: US\$ 1.437.610
- 8) Líneas de suministros externos a la planta: Las líneas serán de una longitud intermedia, por lo tanto la inversión será del orden de un 12% del costo de equipos instalados: US\$ 407.758

El costo físico de la planta es por tanto: US\$ 7.828.440

Costo Indirecto:

- 1) Ingeniería de Proyecto: Se considera una inversión del 15% del costo directo de la planta: US\$ 1.174.266
- 2) Terreno: se estima en un 6% del costo de los equipos sin instalar: US\$ 156.830
- 3) Imprevistos: Por imprevistos se considera una inversión del 20% del costo directo de la planta: US\$ 1.565.688
- 4) Construcción: honorarios de los contratistas, se estima en un 10% del costo total de la planta: US\$ 782.844

El costo indirecto por tanto asciende a la suma de US\$ 3.679.628

El costo total de esta planta es por tanto la suma del costo físico y el costo indirecto, lo cual da como cifra: US\$ 11.508.068

3) Planta S.F.T.

Costo Directo:

- 1) Costo de equipos instalados: Esta inversión corresponde al costo final de los equipos mas un 30% por concepto de instalación: US\$ 1.656.617
- 2) Tubería de proceso: Dado que las corrientes de flujo son esencialmente sólidos, se asigna un 7% del costo del ítem anterior a esta inversión. US\$ 115.963
- 3) Instrumentación: Para la planta totalmente automática se considera este costo como un 15% del primer ítem: US\$ 248.493
- 4) Aislación: se considera como un 20% del valor de las cañerías: US\$ 23.193
- 5) Obras civiles: La inversión en obras civiles y construcción se asume como un 60% del primer ítem: US\$ 993.970
- 6) Pinturas y terminaciones: equivale al 2% del costo de los equipos instalados: US\$ 33.132
- 7) Instalación eléctrica: se estima en un 2% del costo de los equipos instalados: US\$ 165.662
- 8) Servicios auxiliares: Se debe considerar servicios y edificios; se estima en un 30% del valor de los equipos sin instalar: US\$ 382.296
- 9) Instalaciones auxiliares: Se estima en un 40% del costo de equipos sin instalar: US\$ 509.728
- 10) Pavimentación y urbanización: 13% del costo de los equipos sin instalar: US\$ 165.661

- 11) Líneas de suministros externos a la planta: Se considera como un 15% del ítem 1: US\$ 248.493

El costo físico o depreciable asciende a: US\$ 4.543.208

Costo Indirecto:

- 1) Ingeniería de Proyecto: dado que una planta de este tipo es relativamente sencilla, el costo por ingeniería y construcción se estima en un 15% del costo directo: US\$ 681.481
- 2) Imprevistos: Se consideran como un 20% del costo directo. US\$ 908.642
- 3) Terreno: se estima en un 6% del costo de los equipos sin instalar: US\$ 76.459
- 4) Construcción: honorarios de los contratistas, se estima en un 10% del valor de la obra: US\$ 454.321

El costo indirecto de esta planta es entonces: US\$ 2.120.903

Luego el costo total de esta planta es la suma del costo directo e indirecto de ella:
US\$ 6.664.111

III Capital de Trabajo.

Se calcula como la suma de los siguientes ítems:

1. Inventario de Materias Primas.

1.1. Acido Sulfúrico

Consumo Mensual = 15223 TON (al 98%)

Precio Estimado = US\$ 30 / TON

Costo Mensual = US\$ 456.690

1.2. Roca Fosfórica

Consumo Mensual = 27.180 TON

Precio Estimado = US\$ 30 /TON

Costo Mensual = US\$ 815.400

Total Costo Materias primas = US\$ 1.272.090

2. Inventario de Materias en Proceso.

Criterio: Una semana a costo de producción.

Producción semanal = 4798,1

Costo de Producción = US\$ 156,79

Costo de Inventarios de materias en proceso = US\$ 752.294

3. Inventario de Productos Terminados.

Criterio : Un mes a costo de producción.

Producción mensual = 20563,2 TON

Costo de Producción = US\$ 156,79

Costo de inventario de productos terminados = US\$ 3.224.104

4. Dinero para cubrir créditos.

Criterio: Un mes de productos a precio de venta.

Producción mensual = 20.563 TON

Precio Internacional = 218 US\$/TON (Precio mayorista, Agosto 2000)

Dinero para cubrir créditos = US\$ 4.482.734

5. Efectivo de caja.

Se refiere a gastos de salarios, materias primas y suministros.

Criterio: Un mes a precio de costo.

5.1. Salarios.

Un mes de sueldos y salarios = US\$ 60.888

(Este valor se detalla en el capítulo 8)

5.2. Materias Primas.

Costo de materias primas = US\$ 1.272.090

5.3. Suministros.

5.3.1. Energía Eléctrica.

Consumo Mensual = 1.300.000 KWH/mes

Precio = 0,07 US\$/KWH

Costo de energía eléctrica = US\$ 91.000 / mes

5.3.2. Agua de proceso.

Consumo Mensual = 37.440 m³/mes

Precio = 2 US\$/m³

Costo de agua de proceso = US\$ 74.880 /mes

5.3.3. Fuel Oil N°5

Consumo Mensual = 270 ton/mes

Precio = US\$ 312 /ton

Costo del Fuel Oil = US\$ 84.240

5.3.4. Vapor de agua

Consumo Mensual = 15.069 TON / mes

Precio = US\$ 15 / TON

Costo de vapor de agua = US\$ 226.035 / mes

5.3.5 Envases

	Consumo mensual	= 19.135,2 ton
Precio		= 10 US\$/ ton
Costo mensual		= US\$ 191.352

5.3.6 Otros productos químicos:

Consumo mensual		= 33,3 ton
Precio		= US\$ 5.000/ ton
Costo mensual		= US\$ 166.667

5.3.7 Traslado del ácido

Consumo mensual		= 15.223
Precio traslado a planta		= US\$ 10 / ton
Costo traslado mensual		= US\$ 152.230

5.3.8 Traslado de la roca (llegada a puerto y envío a planta):

Consumo mensual		= 27.180
Precio traslado a planta		= US\$ 17 / ton
Costo traslado mensual		= US\$ 462.060

5.3.9 Eliminación de desechos:

Consumo mensual		= 28.836
-----------------	--	----------

Precio = US\$ 1/ ton

Costo mensual = US\$ 28.836

5.3.10. Resumen de efectivos de caja.

ITEM	COSTO (US\$/MES)
Salarios	60.888
Materias Primas	1.272.090
Suministros	1.477.300
Efectivo en Caja	2.810.278

6. Resumen de capital de trabajo.

ITEM	COSTO (US\$)
Inventario de Materias Primas	1.272.090
Inventario de Materias en proceso	752294
Inventario de Productos terminados	3.224104
Dinero para cubrir créditos	4.482.734
Efectivos de caja	2.810.278
Capital de trabajo	12.541.500

IV Resumen de Inversiones.

ITEM	COSTO (US\$)
Activo Inmovilizado	13.713.939
Activo Nominal	6.529.164
Capital de Trabajo	12.541.500
TOTAL DE INVERSIONES	32.784.603