

Universidad Nacional de Ingeniería

PROGRAMA ACADÉMICO DE INGENIERÍA

QUÍMICA Y MANUFACTURERA



**INSTALACION DE UNA PLANTA DE PURIFICACION Y
NEUTRALIZACION DE ACIDO FOSFORICO AGRICOLA
PARA PRODUCIR TRIPOLIFOSFATO DE SODIO**

T E S I S

PARA OPTAR EL TITULO PROFESIONAL DE

INGENIERO QUÍMICO

**EUGENIA MEDICO BAO
MIGUEL ORLANDO PINGO ORDINOLA**

LIMA - PERU - 1977

EN AGRADECIMIENTO A LAS
PERSONAS QUE COLABORARON
EN EL DESARROLLO DE ESTE
TRABAJO. DE MANERA ESPE
CIAL AL ING°MANUEL NIETO

A NUESTROS PADRES
Y HERMANOS.

I N D I C E

INTRODUCCION

ANTECEDENTES

I.- RESUMEN

1.1 Objetivo del Proyecto

1.2 Mercado

1.3 Tamaño y Localización

1.4 Ingeniería del Proyecto

1.5 Inversión y Financiamiento

1.6 Costos de Producción

1.7 Organización y Administración

II.- CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

III.- ASPECTOS GENERALES

3.1 Dentro del Marco del Desarrollo Industrial

3.2 Dentro del Marco de Integración Latinoamericana

3.3 Dentro del Marco Legal

IV.- MERCADO

4.1 Características del Mercado de Tripolifosfato de Sodio

4.2 La demanda de Tripolifosfato de Sodio en el Perú

4.3 La demanda de Tripolifosfato de sodio en América Latina

V.- TAMAÑO Y LOCALIZACION

5.1 Tamaño

5.2 Localización

VI.- INGENIERIA DEL PROYECTO

6.1 Tecnología

6.1.1 El Acido Fosfórico y el Tripolifosfato de Sodio

6.1.2 Procesos de purificación del ácido fosfórico agrícola

6.1.3 Selección del proceso de purificación

6.1.4 Materia Prima

6.2 Ingeniería

6.2.1 Secciones de la planta de purificación

6.2.2 Requerimientos de equipos principales

6.2.3 Requerimientos de mano de obra

6.2.4 Requerimientos de área

VII.- INVERSION Y FINANCIAMIENTO

7.1 Inversión

7.2 Financiamiento

VIII.- COSTOS DE PRODUCCION

8.1 Introduccion

8.2 Estructura de los costos de producción

IX.- ORGANIZACION Y ADMINISTRACION

ANEXOS

BIBLIOGRAFIA Y REFERENCIAS

NOMENCLATURA

I N D I C E D E A N E X O S

- IV-3 Metodología de Proyección
- VI-B Procesos de Producción del
Acido Fosfórico
- VI-C Análisis Típico de los Tipos
de Acido Fosfórico
- VI-2 El Tripolifosfato de Sodio en
los detergentes
- VI-5 Balance de Materias
- VI-6 Diseño de los equipos
- VII-7 Estructura de la Inversión

I N T R O D U C C I O N

INTRODUCCION

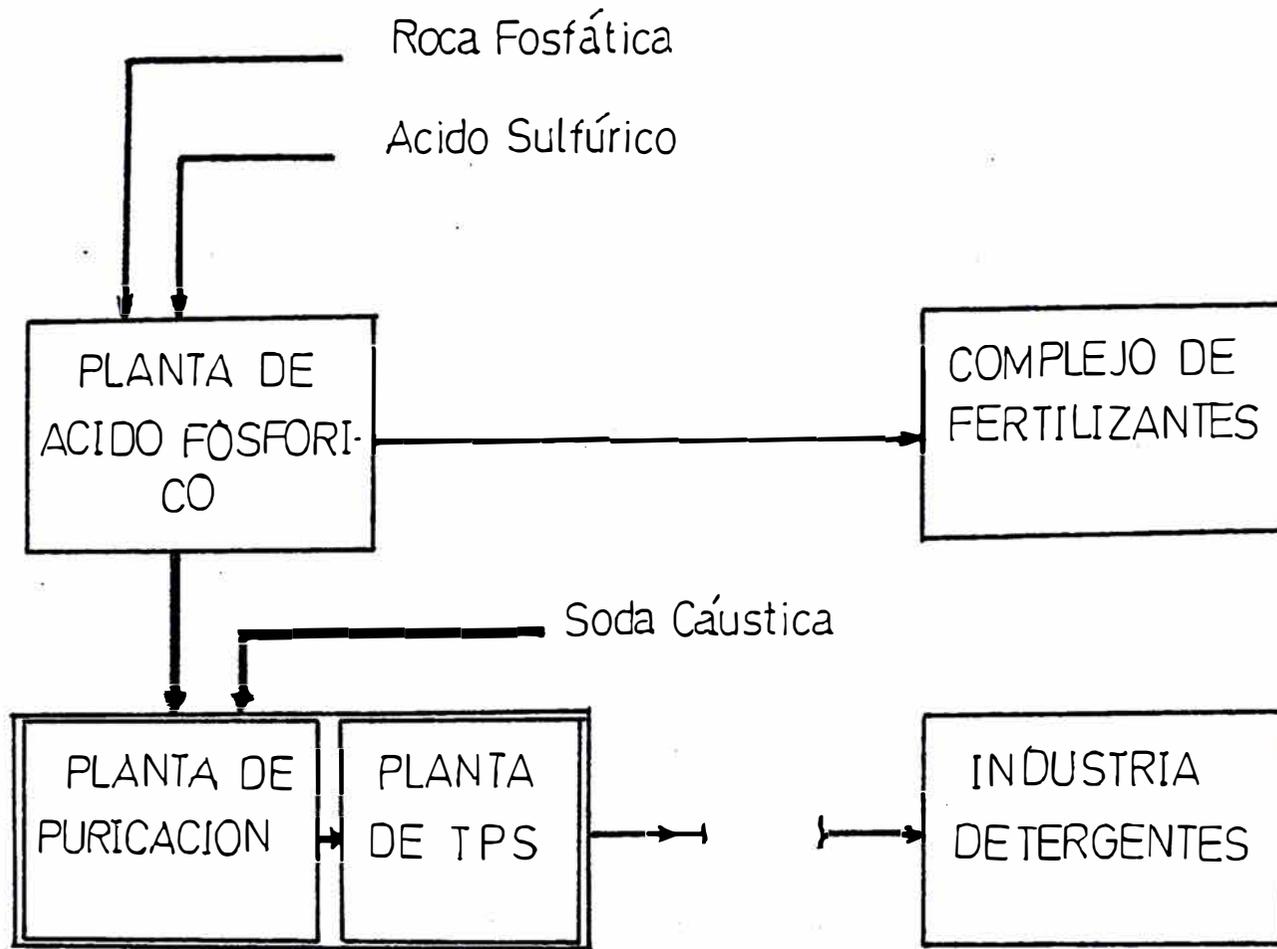
El estudio que se presenta en este trabajo trata del proyecto de Instalación de una Planta de Purificación de Acido Fosfórico grado fertilizante, que operará en forma simultánea y anexa a una planta de producción de tripoli - fosfato de sodio.

En esta misma planta de purificación se neutralizará también el ácido purificado con la finalidad de suministrar directamente el insumo básico a la planta de tripoli fosfato.

El proyecto cumple con lo planteado en el Plan Nacional de Desarrollo, es decir propone la elaboración de un producto esencial, como insumo que contribuye decididamente al proceso productivo de una sal tan importante en la Industria de los Detergentes Sulfonados como es el Tripoli fosfato de Sodio; eliminándose las fluctuaciones del mercado extranjero abastecedor de insumos así como un significativo ahorro de divisas.

Se ha desarrollado el estudio a nivel de Pre-factibilidad y es necesario mencionar que, debido a su relación directa con el Proyecto Bayóvar (encargado a MINERO PERU), hemos supuesto que en el año 1982 se estará produciendo Acido Fosfórico en un tonelaje anual suficiente como para destinar una parte a la producción de Tripolifosfato de Sodio y el mayor volumen a la Planta de Fertilizantes. Es necesario suponer además que la planta de Cloro-Soda del Complejo Petroquímico estará en funcionamiento para este año.

A N T E C E D E N T E S



PROYECTO

PLANTA DE PURIFICACION EN BAYOVAR

ANTECEDENTES

El Acido Fosfórico es uno de los ácidos minerales más importantes al igual que los ácidos sulfúrico y clorhídrico. En su fabricación puede emplearse el Proceso Húmedo ó conocido como método por Vía Húmeda, en el cual se trata la Roca fosfórica con suficiente ácido sulfúrico obteniendo como productos el Acido fosfórico y sulfato de calcio, que se separa por filtración. También se produce ácido fosfórico quemando fósforo elemental y absorbiendo el pentóxido de fósforo en agua; el fósforo se obtiene de los fosfatos naturales en horno eléctrico o en un alto Horno (este último no se emplea).

Gran importancia y economías se han logrado en los últimos años por el Método por Vía Húmeda, originado por su buen rendimiento y bajo costo comparado con el método Térmico. Debido a la alta pureza del ácido fosfórico vía térmica, se ha empleado mayormente este tipo de ácido en la producción del tripolifosfato de sodio.

En las dos últimas décadas, numerosos procesos de purificación del Acido vía Húmeda se han desarrollado, con excelentes resultados, ya que algunos de ellos obtienen ácidos de mayor pureza que el producido por el proceso térmico. Mediante la purificación se remueven el hierro, los silicatos de aluminio, los fluorsilicatos, etc., impurezas que perjudicarían la calidad del tripolifosfato de sodio haciéndolo un producto de grado inferior y de propiedades físicas y químicas muy pobres. En los Estados Unidos de --

Norteamérica, estas impurezas son inicialmente precipitadas aplicando un exhaustivo control de la temperatura; complementando este procedimiento con la separación de los sólidos precipitados. En Europa y México, las técnicas de extracción por solvente se utilizan en la eliminación de las impurezas, consiguiéndose notables rendimientos y un producto de bajo costo y pureza óptima.

Uno de los últimos adelantos en el Acido obtenido por el proceso húmedo es la recuperación del Uranio. Casi todos los fosfatos marinos naturales contienen de 100 - 200 - gr. de Uranio por tonelada de roca fosfórica. En el proceso Húmedo se encuentra que casi todo el Uranio es disuelto por el ácido sulfúrico y queda en el filtrado de ácido fosfórico impuro y recientemente se han desarrollado varios procesos de Extracción por solventes para recuperarlo. Como información mencionamos que en E.E.U.U. la producción total de Acido fosfórico por medio húmedo está probablemente entre 5.5 y 6.0 millones de libras de U_3O_8 .

I.- R E S U M E N

I. R E S U M E N

1.1 OBJETO DEL PROYECTO

El proyecto elaborado tiene por objeto determinar - la prefactibilidad de una planta de purificación de - ácido fosfórico grado agrícola y su neutralizado, eva luándose de esta manera la primera parte de la planta de tripolifosfato de sodio, a instalarse en Bayóvar , Piura.

1.2 MERCADO

Los requerimientos de ácido fosfórico purificado se han estimado en base a las necesidades de tripolifosfato de sodio en el sector de detergentes de nuestro país, analizando además la importación realizada por los miembros del Area Andina.

AÑO	PRODUCCION DETERG. PERU	IMPORTACIONES PERU	TPS (Ton.) GRAN
1971	20,786	8,694.1	47,394
1974	26,398	9,618.8	44,233

Considerando la demanda de tripolifosfato en el Perú durante los últimos años, se ha efectuado la proyección aplicando el método estadístico de los mínimos cuadrados. Los volúmenes proyectados son los siguientes:

AÑO	DEMANDA TPS (Ton)
1977	11,949.18
1982	15,685.66
1987	19,422.11

Con respecto a los precios del TPS, el precio promedio actual es de 500US\$/Ton, estimando que en el año 1982 se cotizará a 805US\$/Ton.

1.3 TAMAÑO Y LOCALIZACION

La capacidad de producción de la planta de tripoli-fosfato de sodio se ha determinado en 30,000 Ton/Año, iniciándose la producción en 1982 con un volumen de 20,000 Ton/Año.

Es importante tener en cuenta que la producción del ácido fosfórico grado fertilizante (insumo básico), así como la soda cáustica, han sido programados por el Gobierno Central para 1982.

El proyecto estará localizado dentro del Complejo Bayóvar, Piura.

1.4 INGENIERIA DEL PROYECTO

El procedimiento de extracción por solventes se ha seleccionado como el más adecuado para purificar el ácido fosfórico grado fertilizante. Se utilizará la tecnología del Proceso USSAC, obteniéndose un ácido purificado con 44% P_2O_5 , luego es neutralizado con suficiente soda cáustica para producir una solución de fosfato monosódico y disódico.

El equipo de extracción y re-extracción se compone de unidades mixer-settler.

1.5 INVERSION Y FINANCIAMIENTO

El monto de la inversión total requerida es de US\$ 5'279,882.00, que se realizará de acuerdo al programa de inversión planteado. El capital de trabajo asciende a US\$ 2'254,727.00.

El esquema de financiamiento es el siguiente:

FUENTE	MONTO	%
Aporte de Capital (Planta de TPS)	791,982.30	15
Deuda interna (COFIDE) =	1'055,976.40	20
Deuda externa	3'431,933.30	65

1.6 COSTOS DE PRODUCCION

El costo de producir el insumo básico para la planta de tripolifosfato, fluctua, durante los años considerados entre US\$202.88/Ton y 618.02/Ton. Este costo en realidad constituirá un valor agregado a la producción de tripolifosfato de sodio.

1.7 ORGANIZACION Y ADMINISTRACION

La gestión de la planta de purificación corresponderá a la planta futura de tripolifosfato de sodio, cuyo organo director no ha sido definido aún.

II.- CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

A- CONCLUSIONES

De los resultados obtenidos en el presente estudio - se ha determinado la conveniencia de una planta de Purificación del ácido fosfórico agrícola, exclusivamente para producir tripolifosfato de sodio.

El costo unitario de producción de este producto intermedio justifica ampliamente los costos incurridos - en la instalación de la planta, constituyendo este costo unitario el 25% del precio de venta del tripolifosfato.

Si tenemos en cuenta lo anterior, se ha demostrado que el proyecto debe ser materializado a fin de evitar pérdidas que ocasionaría el retraso en la construcción y operación de la planta.

También es un factor importante en el éxito del estudio, la realización de los proyectos que comprende el complejo Bayóvar, ya que al ponerse en marcha la explotación de una riqueza nacional, originará un beneficio inmediato, tanto en la zona donde está situado como en la nación.

B- RECOMENDACIONES

Considerando que el Estudio ha sido elaborado a nivel de Pre-Factibilidad y siendo la acción inmediata a tomar la realización del Proyecto a nivel de Factibilidad, se recomienda:

- Analizar la Demanda actual del Tripolifosfato aplicando el Método de Análisis Conceptual, en el cual se

identifican los sectores de la economía que consumirán TPS a través de los proyectos específicos. En forma si multánea se analizará la demanda de los productos que requieren de este insumo para su producción .

- Estudiar y verificar los planes de desarrollo correspondientes a Bayóvar, asegurandose de esta manera el suministro de insumos básicos, así como también de disponer de un área industrial adecuada.

- Revisión del monto de Inversión, observando la cotización de diferentes proveedores, corrigiéndose los factores de precio y costo supuestos.

- Evaluar la inversión necesaria para instalar el equipo, mano de obra y otros requerimientos para producir el tripolifosfato de sodio; realizándose luego un detallado análisis de la Rentabilidad que permitirá verificar la elevada conveniencia del proyecto.

III.- A S P E C T O S G E N E R A L E S

3.1 DENTRO DEL MARCO DEL DESARROLLO INDUSTRIAL

El proyecto de la Planta de Purificación de Acido fosfórico para la producción de tripolifosfato de sodio se encuadra dentro de las metas del sector industrial, trazadas en el Plan Nacional de Desarrollo 1971 - 1975 y en igual forma en el Plan cuatrienal 1975 - 1978 ya que este último no significa una ruptura con el anterior; es, antes bien, un avance en la misma línea fundamental.

El proyecto cumpliendo con el objetivo delineado en el Plan de Industrias, contribuye al desarrollo - de la química orgánica e inorgánica, petroquímica y fertilizantes, sustentándose en la utilización óptima de los recursos naturales del país, en la integración de las Industrias desde los productos finales a los básicos, así como el aprovechamiento máximo de los mercados ampliados y las economías de escala.

3.2 DENTRO DEL MARCO DE INTEGRACION LATINOAMERICANA

La Integración Económica constituye un instrumento colectivo para acelerar el Desarrollo Latinoamericano y debe ser una de las metas de cada uno de los países de la región, para cuyo cumplimiento habrán de realizar, como complemento necesario de los planes Nacionales, los mayores esfuerzos posibles. Hacia este objetivo, se encuentran dirigidos los dos acuerdos Internacionales más importantes: Acuerdo de Cartagena (Grupo Andino, GRAN) y el Tratado de Montevideo que constituye la Asociación Latinoamericana de Libre Comercio (ALALC).

3.2.1 El Tripolifosfato de Sodio en el GRAN

Los miembros de GRAN (Bolivia, Colombia, Ecuador, Perú y Venezuela) se han encaminado hacia la formación de un Mercado Subregional Libre en 1980 y para este fin se llegará gradualmente a la liberación Aduanal de todo el intercambio mediante:

-Desgravación total para lo no producido en el Area.

-Desgravación Lineal Automática a razón de 10% por año.

-Programación Industrial de algunos sectores (Producciones a nivel de subregión).

El Tripolifosfato de Sodio (Código NABANDIANA 28.40.03.02) es uno de los productos que se encuentra comprendido en la lista Común de la

ALALC, es decir que por acuerdo de los miembros del GRAN está libre de todo gravamen arancelario y restricciones a la importación en Colombia y Perú (Chile también estuvo afectado por esta disposición, hasta el momento en que se retiró del GRAN) desde el 14 de Abril de 1970. Por la decisión 12 se le ha fijado un Arancel Externo Mínimo Común, AEMC, (al igual que otros productos incluidos en Lista Común) del 40%, como protección ante terceros países productores de tripolifosfato, evitando de esta manera una competencia desleal y protegiendo la producción dentro del Area Andina.

3.2.2 La ALALC y el Tripolifosfato de Sodio

Los países Integrantes de la ALALC, Argentina, Brasil, Chile, México, Paraguay, Perú y -- Uruguay en el Tratado de Montevideo (Febrero de 1960) acordaron la formación de un Area de Libre Comercio, es decir, exento de derechos arancelarios, dentro de un plazo de 12 años que fue posteriormente extendido hasta 1980. Los mecanismos son básicamente tres: Lista Común (liberación total), listas Nacionales (reducciones en el arancel según el país) y los acuerdos complementarios (tomados entre, como mínimo, tres países).

El tripolifosfato de Sodio (Código NABALAC 28.40.03.5) forma parte de las Listas Naciona-

les, que significa que cada uno de los países ha ofrecido determinadas reducciones en sus derechos arancelarios, a fin de permitir más fácilmente la importación en los países de la zona; es así que por acuerdo la importación de tripolifosfato de Colombia se beneficiará con una disminución del 20% y Chile con el 10%, en el caso que estas naciones produzcan esta sal.

3.2.3 El Acido Fosfórico como Insumo en América Latina.

En la subregión la producción de ácido fosfórico está destinada principalmente a la producción de fertilizantes fosfatados; sólo en los últimos años se han analizado las posibilidades de crear plantas de tripolifosfato de sodio a fin de disminuir los grandes volúmenes de importación.

Dentro del área de América Latina el 75% de los países, cuenta actualmente con plantas de ácido fosfórico y un 40% produce tripolifosfato, siendo Venezuela el único país de la Subregión comprendido en este último porcentaje.

En resumen, el área productora de ácido fosfórico y tripolifosfato estaría formada por Argentina, Brasil, México y Venezuela, siendo posible entonces la importación de cualesquiera de estos países.

Actualmente Perú y Colombia cuentan con ya

cimientos de roca fosfórica y sales potásicas no explotadas industrialmente. El yacimiento peruano de Bayóvar, de gran volumen de fosfatos, se considera como uno de los más grandes del mundo, habiéndose estimado una reserva equivalente de 500 millones de TM de roca fosfórica con ley del 30%. Desde 1971, el Gobierno peruano ha iniciado un programa de inversiones, encaminado a la producción de diversos fertilizantes y otros derivados.

Estudios a nivel andino originaron la propuesta 47, que presentó la junta del Acuerdo de Cartagena en 1974 y considera que Colombia requiere de una producción integral de fertilizantes, la inversión sería de 250 millones de dólares y un plazo no menor de cuatro años para el montaje de 5 plantas básicas.

3.3 DENTRO DEL MARCO LEGAL

3.3.1 Régimen Legal

a. Ley General de Industrias

De acuerdo a la Ley General de Industrias (D.L. 18350), la industria de los Fertilizantes se considera una Industria de Primera Prioridad, por lo cual está reservada para el Sector Público. Asimismo el tripolifosfato de sodio, ha sido listado (denominado polifosfato de sodio) como industria de primera prioridad por ser un insumo orgánico fundamental para la industria química y otras industrias.

Con respecto a la Industria de los fertilizantes, la producción de Acido Fosfórico también está reservada para el Sector Público, por lo tanto se asegura un abastecimiento normal de este insumo y beneficiándose por un menor precio.

a.1 Utilización de Bienes o Insumos Nacionales

Los bienes o insumos nacionales, debidamente inscritos en el registro Nacional de Manufacturas, será de uso obligatorio para todas las empresas o entidades públicas y/o privadas que los necesiten.

Para efectuar importaciones de estos bienes, o insumos se requiere obligatoriamente el dictámen favorable de la Dirección General de Industrias, que sóloamente lo dará cuando no existe producción Nacional debidamente comprobada y calificada o cuando esta sea deficitaria.

En las licitaciones, concursos de precios o contratos de ejecución de obra, deberá establecerse como cláusula especial bajo sanción de nulidad lo antes expresado con referencia a la obligatoriedad del uso de la producción nacional.

a.2 Distribución de las Actividades Industriales In

Las empresas industriales que se constituyan en el futuro se ubicarán en la zona del territorio nacional - que especifica el Ministerio de Industria y Comercio de acuerdo al Plan - de Desarrollo Industrial.

a.3 El artículo 8° del D.L. 18350 establece que el sector privado y el sector social podrán tener participación en las industrias básicas (mediante contratos de concesión, por

un determinado período) de acuerdo a los planes de desarrollo industrial permanente y autosostenido, de dos formas: con participación del estado y en el otro caso sin ella.

b. El Sector Público y la Industria

Las empresas públicas industriales que se dediquen a las industrias básicas deben regirse por sus leyes orgánicas de creación y funcionamiento con sus correspondientes estatutos.

3.3.2 Régimen Tributario

a. Ley General de Industrias

El artículo 9° del D.L. 18350 señala que las empresas instaladas o que se ins talen fuera del área de Lima y Callao, de acuerdo a la planificación y distribución territorial de las actividades industriales, pagarán por todo concepto, en lo que se refiere a la importación, los derechos fijados en el Arancel de acuerdo al siguiente régimen:

Primera prioridad:

- 1) Bienes de capital: 5% del Arancel
- 2) Insumos :15% del Arancel

Todas las importaciones pagarán, además el 4% sobre los fletes de mar, a que se refieren las leyes N°11537 y 13836.

b. Empresas Industriales Descentralizadas -
(D.L. 18977)

De acuerdo a este decreto Ley, el artículo 15° establece que las empresas industriales de primera prioridad, quedan exoneradas de impuesto de alcabala de enajenaciones y adicional siempre que los inmuebles sirvan adecuadamente para la instalación de una nueva actividad industrial.

c. Tasa de Depreciaciones de la Dirección -
General de Contribuciones

La siguiente tabla de depreciaciones, dada por resolución 15° se aplica a todas las industrias excepto modificatorias realizadas para la industria minera.

<u>CONCEPTO</u>	<u>MIN. %</u>	<u>MAX. %</u>
EDIFICIOS Y CONST.	3	3
MAQUINA INDUSTRIAL	5	10
MOBILIARIO Y ENSERES	5	15
EQUIPO DE OFICINA	5	15
HERRAMIENTAS IND	5	15
EQUIPO DE CONSTRUC	5	30

d. Impuestos para Asistencia Social

Obreros Empleados

d.1 SEGURO SOCIAL DEL
PERU

a. Prestaciones de Salud	6.0%	3.5%
b. Sistema Nac. de Pensiones	5.0%	5.0%
d.2 SERVICIO NACIONAL DE APRENDIZAJE Y TRABAJO INDUSTRIAL (SENATI)	1.5%	1.5%
d.3 ACCIDENTES DE TRABAJO (Producción de sustancias corrosivas) D.L. N° 18846	5.3%	7.0%
TOTAL (aplicado a la empresa)	17.8%	17.0%

IV.- M E R C A D O

4.1 CARACTERISTICAS DEL MERCADO DE TRIPOLIFOSFATO DE SODIO.

Las propiedades excelentes del tripolifosfato de sodio, insumo básico primordial, de la industria de los Detergentes (componente insustituible hasta nuestros días en la formulación de los detergentes domésticos) y otras industrias como la textil, petrolera y alimenticia en menor importancia, determina la necesidad de integrar el sector industrial una planta de tripolifosfato, a fin de eliminar totalmente las importaciones, ocasionando un importante ahorro de divisas.

Las plantas de Detergentes en nuestro País, importan tripolifosfato de diferentes proveedores, desde sus inicios de producción, mostrando preferencia por los mercados europeos. En el Cuadro IV-1A se detallan los precios CIF Callao por tonelada de tripolifosfato, la producción de detergentes, el consumo de tripolifosfato, así como el índice de insumo TPS por tonelada métrica de detergente durante el período 1969 - 1976. Así mismo en el gráfico IV-1 se muestran los montos pagados a los principales países proveedores durante dicho período, agrupados como: Europa, Países Latinos y Estados Unidos de Norteamérica.

Es importante mencionar que la importación de tripolifosfato es aproximadamente el 100% realizada por la Industria de Detergentes; otros sectores industriales también hacen uso de este producto, pero a una es

cala poco significativa comparada con este sector creciente de los detergentes.

TABLA IV-1A

A Ñ O	PRODUCCION DETERGENTE T.M.	CONSUMO TPS T.M.	PRECIO US \$/T.M.	<u>Kg.TPS</u> Ton Det
1970	18,519	5,741.3*	180.56	310.0
1971	20,786	8,694.1*	354.71	432.7
1972	24,994	9,423.2*	331.21	377.0
1973	25,107	8,822.5	233.17	351.4
1974	26,398	9,618.8	409.27	364.4
1975	-.-	13,091.1	603.96	-.-
1976	-.-	5,459.3 ⁺	506.74	-.-

+ Dato correspondiente al primer Semestre de 1976.

* Aproximación realizada de la partida general de importación de sales fosfatadas, considerando - que el 94% es tripolifosfato de sodio.

En 1970, el tripolifosfato se cotizó a un promedio de 180 Dol/Ton CIF Callao, observándose en el año si guiente una fluctuación entre los 250 y 300 Dol/Ton. Cabe notar además que la diferencia en el volumen im portado entre estos dos años, es notable debido qui - zás a las perspectivas de que los proveedores cotiza- rían su producto a un mayor precio en el próximo año, esto es en 1972.

Durante los siguientes cinco años, el precio de es ta sal ha seguido sufriendo alzas significativas, tal es así, que en 1976 se importó de diversos países a

precios CIF Callao de 483, 520 y 630 Dol/Ton. Esta misma tendencia, de elevación de precios, se espera - en los años venideros, fundamentada en que la materia prima básica, ácido fosfórico técnico y soda cáustica, al igual que otros insumos industriales, también están experimentando alzas en un porcentaje similar, según informa el "Chemical Marketing Report".

El Cuadro IV-1B, muestra los precios CIF Callao, pagados a los principales proveedores durante los últimos años.

CUADRO IV-1B

País Proveedor	PRECIOS DOL CIF CALLAO/TON			
	1973	1974	1975	1976
Alemania Occ.	240.59	360.21	676.34	630.1
Países Bajos	230.05	383.32	551.46	520.18
Reino Unido	1080.0*	.-	415.48	483.15

* La cantidad importada fue de 0.717 Ton.

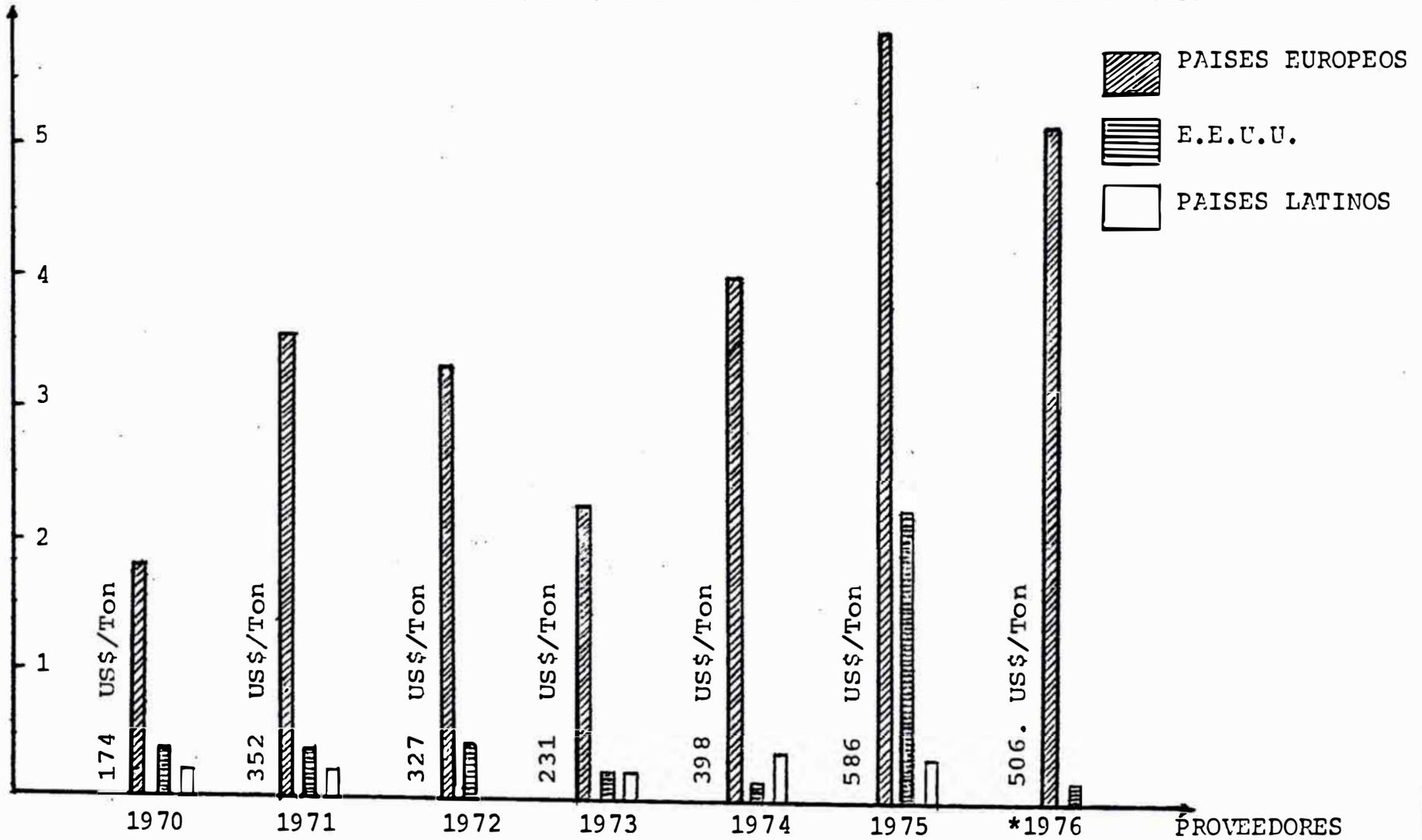
Considerando para este año un precio promedio de - 500 DOL/TON y un incremento del 10% anual, el tripoli-fosfato se cotizaría en los próximos años de la siguiente manera:

AÑO	1977	1978	1979	1980	1981	1982
<u>DOL CIF</u> <u>TON</u>	500	550	605	665	732	805

Millones
US\$ CIF CALLAO

GRAFICO IV-1

MONTO PAGADO A LOS PAISES PROVEEDORES DE TRIPOLIFCSFATO



* Valor estimado

4.2 LA DEMANDA DE TRIPOLIFOSFATO DE SODIO EN EL PERU

En el Perú, las excelentes propiedades del tripoli fosfato de sodio están siendo aprovechadas, principalmente, por la Industria de Detergentes. Como agente coadyuvante o sinérgico, viene a ser el ingrediente más importante en las formulaciones de detergentes después del ingrediente activo. El contenido, en la formulación puede variar desde 10 - 55% según el uso para el que se ha destinado.

Lo anteriormente mencionado, permite deducir que los requerimientos de tripolifosfato de sodio están en función de la producción de Detergentes.

4.2.2 La Industria Nacional de Detergentes

En la actualidad existen tres fábricas (Cuadro IV - 2) que producen detergentes de uso do méstico y unas cuatro ó cinco pequeñas compa rándolas con las anteriores que se dedican a detergentes especializados y un pequeño porcentaje a detergentes líquidos, prácticamente sin significancia aún como % del mercado, no llegando ni al 0.5 por ciento del total producido.

Lo que si es importante notar que el consumo per cápita de detergentes en el país es muy bajo, del orden de 1.5 á 2 Kg., comparado con el consumo en naciones como Alemania, Estados Unidos, en las cuales se ha calculado ser del orden de 4 á 5 Kg. por persona.

El funcionamiento de los equipos en las

plantas de detergentes se está realizando a una capacidad promedio del 70% de su capacidad máxima, permitiendo que la producción nacional programada abastezca en su totalidad la demanda y como consecuencia se elimine la importación de este producto.

CUADRO IV-2

FABRICANTES DE DETERGENTES EN EL PERU

<u>FABRICANTE</u>	<u>LOCALIZACION</u>
Industrias Detergentes S.A.	Lima
Deter Perú S.A.	Lima
Química Ventanilla S.A.	Callao

Finalmente, en el Cuadro estadístico de producción Nacional (Tabla IV-1) se aprecia un crecimiento normal en la producción de detergentes considerándose del orden de 8 á 12% anual.

4.2.3. Demanda de Detergentes en el Perú

Para los efectos de este estudio es necesario determinar la magnitud de la demanda de detergentes en los próximos años (Cuadro IV-3), que serán cubiertas totalmente por la Industria Nacional, sin necesidad de recurrir a importaciones, lo que implica que en aproximadamente 5 años estarán trabajando las plantas al máximo -

de su capacidad y ejecutando sus planes de ampliación necesarios.

La visión del mercado nacional hacia países del área andina, es quizás una realidad a largo plazo, si consideramos la escasez de la materia prima básica para los jabones y como principal factor si se llevan a cabo los planes de producir insumos nacionales dentro de los cuales están programados el Dodecil Benceno y el Tripolifosfato de sodio.

CUADRO IV-3

DEMANDA TOTAL DE DETERGENTES 1977
y 1982

<u>AÑO</u>	<u>DEMANDA EN TM</u>
1977	33607
1978	35708
1979	37810
1980	39912
1981	42014
1982	44115

La metodología considerada, para la proyección de la demanda de detergentes es de los Mínimos Cuadrados, y se detalla en el Anexo IV-3.

4.2.4 La Demanda de Tripolifosfato de Sodio en el Perú

Para el análisis de la demanda de tripolifos

fato de sodio consideraremos básicamente el crecimiento del sector demandante de detergentes , debido a que este sector realiza casi toda la importación de este insumo básico.

Como anteriormente mencionamos, el porcentaje de tripolifosfato varía en los detergentes y para los efectos del cálculo de la demanda estableceremos como contenido promedio el 32%, aún sin obviar que unos fabricantes emplean mayor porcentaje en sus formulaciones, de acuerdo a la tecnología adquirida y política de desarrollo de sus productos.

Es importante tener en cuenta que las múltiples aplicaciones industriales del tripolifosfato, hacen preveer que en la próxima década, incluyendo con cierta incertidumbre los años 1979 y 1980, los requerimientos de esta sal en otros sectores sean significativos; principalmente en la Industria del papel que está siendo promovida por el sector Público.

Con la finalidad de asegurar el abastecimiento de otros sectores, adicionaremos un 10% a la Demanda en el sector de los Detergentes, obteniendo de esta manera la Demanda Global de Tripolifosfato en nuestro País.

El Cuadro IV-4, reúne los requerimientos de Detergentes, Tripolifosfato para la producción de detergentes, y la demanda global de esta sal

C U A D R O IV-4

DEMANDA DE DETERGENTES Y TRIPOLIFOSFATO DE SODIO 1977 - 1990

(TONELADAS)

I T E M S	1977	1978	1979	1980	1981	1982	1983
Requerimiento de Detergentes	33607.06	35708.83	37810.60	39912.37	42014.14	44115.91	46217.68
Requerimiento de TPS para los Detergentes	10754.26	11426.83	12099.39	12771.96	13444.52	14117.09	14789.66
Requerimiento de otros sectores	1194.92	1269.65	1344.38	1419.11	1493.84	1568.57	1643.30
Requerimiento total de TPS	11949.18	12696.48	13443.77	14191.07	14938.36	15685.66	16432.96

C U A D R O IV-4

DEMANDA DE DETERGENTES Y TRIPOLIFOSFATO DE SODIO 1977-1990

(Toneladas)

I T E M S	1984	1985	1986	1987	1988	1989	1990
Requerimiento de Detergentes	48319.45	50421.2	52522.99	54624.76	56726.53	5828.30	60930.07
Requerimiento de TPS para los Detergentes	15462.22	16134.79	16807.36	17479.90	18152.49	18825.06	19497.62
Requerimiento de otros sectores	1718.02	1792.75	1867.48	1942.20	2016.67	2091.67	2166.40
Requerimiento total de TPS	17180.24	17927.54	18674.84	19422.11	20169.43	20.916.73	21664.02

en el período 1977 - 1990.

4.2.5 La Demanda de Tripolifosfato de Sodio en América Latina

Información recopilada por la Sociedad Nacional de Industrias en el Area Andina (incluyendo Chile) revelaron que la demanda de Tripolifosfato de sodio es en un 75% para la fabricación de detergentes y el 25% restante para la industria textil, alimenticia, petrolera y tratamiento de agua para calderas. Estadísticas de los años 1971 y 1974 se muestran en el Cuadro IV-5, observándose una reducción en la tasa de crecimiento del 2.5% debido a la reducción del mercado de Chile que bajó 10,500 ton. comparado con 1971. De haberse tenido un año normal de abastecimiento la demanda se estima que hubiera crecido a razón del 8% anual.

CUADRO IV-5

INFORMACION ESTADISTICA DEL TRIPOLIFOSFATO EN

EL AREA ANDINA (Incluye Chile)

(SOCIEDAD NACIONAL DE INDUSTRIAS)

AÑO	IMPORTACION (Bolivia, Colombia, Chile, Ecuador, Perú y Venezuela)
1971	47,394 TM
1974	44,233 TM

El Cuadro IV-6 contiene la información anterior por países dándonos una visión de los mayores - consumidores de tripolifosfato en la región andina. Los fabricantes actuales en América Latina se listan en el Cuadro IV-7, al igual que los proyectos futuros.

El abastecimiento de tripolifosfato en Venezuela a partir de este año (1977) disminuirá en un 50% las importaciones realizadas por el Area Andina y preveemos que cubrirá los requerimientos de Industria de Detergentes de este país, - que es la segunda más grande de los países del GRAN, con una capacidad máxima de producción global de 75,000 Ton. por año.

C U A D R O IV-6

ESTADISTICA DEL TRIPOLIFOSFATO DE SODIO EN EL AREA ANDINA

(Comité de la Industria Química de la Sociedad Nacional de Industrias)

P A I S	I M P O R T A C I O N 1971		I M P O R T A C I O N 1974	
	T.M.	US \$ CIF (miles)	T.M.	US \$ CIF (miles)
Bolivia	122*	28.7	250	98
Colombia	6200	144.6	7200	2592
Ecuador	190	38.5	664	265
Perú	9258	3308.7	9619	3936
Venezuela	16640	ND	22000	ND
Chile**	14984	2929.1	4500	1534
TOTALES	47394	ND	44233	ND

* De la partida de importación global de sales fosfatadas de sodio.

** Actualmente retirado del Acuerdo de Cartagena, por propia decisión.

ND: No determinado.

C U A D R O IV-7

FABRICANTES Y PROYECTOS DE TRIPOLIFOSFATO EN AMERICA LATINA

P A I S	EMPRESA PRODUCTORA	UBICACION	PROYECTOS
Argentina	"SUDAMFOS"	Buenos Aires -	-
Brasil	INDUSTRIAS QUIMICAS REUNIDAS	Sao Paulo -	-
México	HOOKER MEXICANA	Lechería, Nuevo México City	-
Colombia	-	-	En estudio (1978) Cap. 10,000 Ton.
Venezuela	TRIPOLVEN (1976-1977)	MORON	Finalizado para 30,000 Ton/año en 1977

FUENTES : Sociedad Nacional de Industrias
The Chemical Industry of The Americas (Chemical Data Services)

V.- T A M A Ñ O Y L O C A L I Z A C I O N

5.1 TAMAÑO

En la determinación del tamaño de la planta de purificación, tomaremos en cuenta dos aspectos importantes; en primer término la relación tamaño-mercado en cuyo análisis entra en juego la demanda y su distribución geográfica. En segundo lugar se encuentra la relación entre el tamaño y costo de producción; y como factor secundario la localización y su influencia en los costos de producción.

A. Tamaño-Mercado

El tamaño de la planta de purificación de ácido fosfórico negro está definida por la máxima capacidad de producción de la planta de tripolifosfato de sodio, cuyos requerimientos serían de 73,500 Ton/año de producto purificado.

La producción de tripolifosfato se iniciará en 1982, con un volumen de 20,000 Ton/año que correspondería al 75% de su capacidad máxima (30,000Ton/año) calculada en función del estudio de mercado y cubriendo en un 30% las necesidades de esta sal entre los países miembros del GRAN.

Es importante mencionar que Venezuela produce tripolifosfato para autoabastecerse, limitándose los restantes países del GRAN a seguir importando de terceros. Se predice que para el año 1982, el Grupo Andino, exceptuando a Perú y Venezuela (no se incluye Chile) importara aproximadamente 15000 TON.

B. Tamaño-Técnica

En relación con el aspecto técnico, el tamaño de planta supera las escalas mínimas aplicables industrialmente; se garantiza entonces un costo de producción e inversión económicamente rentables.

C. Tamaño-Localización

El área geográfica del mercado abarca principalmente el territorio nacional (Lima, Departamento en el cual se encuentran localizadas todas las industrias de detergentes) y Colombia, con posibilidades de entrar en el mercado Chileno, por lo tanto la entrega del producto no involucrará un excesivo costo de transporte.

En nuestro caso, la planta de purificación se localizará próximo al Complejo de Fertilizantes - de Bayóvar, abastecedor del ácido fosfórico negro, cuyo transporte a largas distancias implica peso (25% es agua e impurezas), peligro y elevado costo de los materiales usados en el transporte, debido a que las soluciones de ácido fosfórico son corrosivas para la mayoría de los materiales comunes.

5.2 LOCALIZACION

La localización de la planta se orienta hacia la obtención del costo unitario mínimo; es así que de acuerdo a los planes del Gobierno la planta de trip-

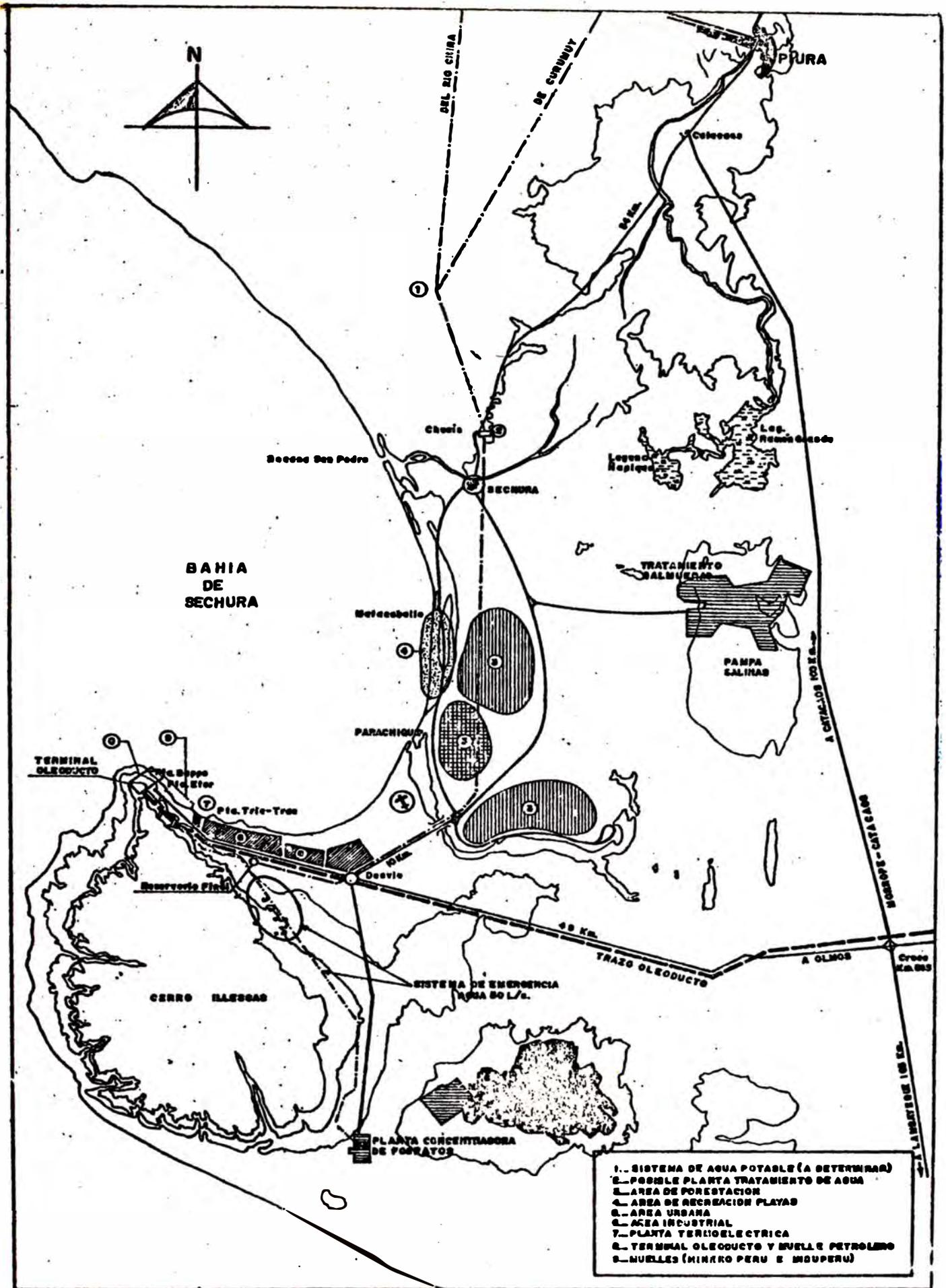
lifosfato de Sodio (Proyecto INDUPERU) debe ubicarse en Bayóvar, por lo tanto la planta de purificación - se localizará también en esta zona industrial. Lo que sí, no se ha definido aún es la inclusión o no - de estas plantas en el complejo de fertilizantes fosfatados considerando que económicamente es ventajoso, reduciendo de esta manera los costos de producción.

Haciendo referencia al proyecto Bayóvar, esta futura zona industrial dispondrá de los principales recursos que disminuyen los costos de producción: agua, electricidad, carreteras, puertos, desarrollo urbano (viviendas, escuelas, hospitales, etc.), instalaciones portuarias acondicionadas y otros proyectos. Los plazos de ejecución y entrega son aún poco claros, pero muchas de las plantas deben estar en producción o próximas a ello hacia 1982.

En resumen, la planta de tripolifosfato y purificación de ácido fosfórico se ubicará próximo al Cerro Illescas, cercano al muelle y a la planta de fertilizantes fosfatados, según se muestra en el gráfico V-1.

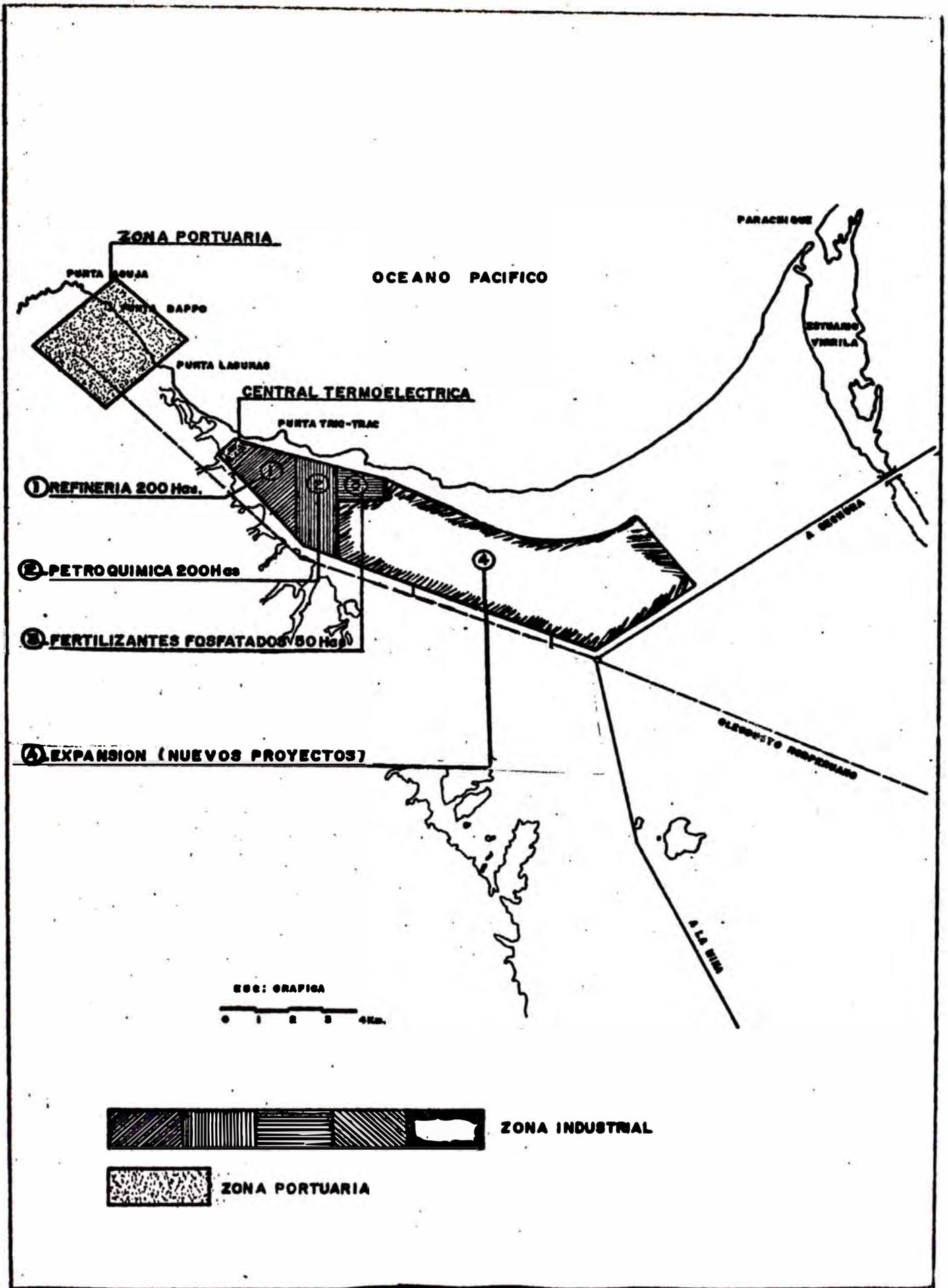
Con respecto al transporte de los productos, las características geográficas y topográficas de la zona son óptimas para un rápido y fácil acceso al complejo industrial de Bayóvar, tanto por vía terrestre aérea o marítima. Una vez efectuados los proyectos viales, se constituirá en un dinámico centro produc-

tor abastecedor de insumos de los diferentes sectores industriales localizados en el país.



- 1.- SISTEMA DE AGUA POTABLE (A DETERMINAR)
- 2.- POSIBLE PLANTA TRATAMIENTO DE AGUA
- 3.- AREA DE RECREACION
- 4.- AREA DE RECREACION PLAYAS
- 5.- AREA URBANA
- 6.- AREA INDUSTRIAL
- 7.- PLANTA TERMIELECTRICA
- 8.- TERMINAL OLEODUCTO Y BUENAS PETROLERO
- 9.- MUELLES (MINIKO PERU E INDUPERU)

ESQUEMA GENERAL DE ACONDIC. DEL TERRITORIO - BAYOVAR				
DIRECCION PLANIFICACION	AUTOR	DIBUJO J. R. R.	ESCALA 1:400,000	FECHA 30-7-75



SECUENCIA DE LAS AREAS ASIGNADAS A LOS PAQUET. DE PROY.-ZONA INDUST.

DIRECCION PLANIFICACION	AUTOR	DIBUJO J.R.R.	ESCALA	FECHA 30-7-76
----------------------------	-------	------------------	--------	------------------

VI.- I N G E N I E R I A D E L P R O Y E C T O

6.1 TECNOLOGIA

6.1.1 El ácido fosfórico y el tripolifosfato de sodio

A. Generalidades sobre el Acido Fosfórico

El Acido Ortofosfórico, comunmente denominado ácido fosfórico (H_3PO_4), es un ácido tribásico, fuerte en la primera disociación, moderadamente débil en la segunda y muy débil en la tercera. Las constantes de ionización a 25°C son $K_1 = 0.75 \times 10^{-2}$, $K_2 = 0.6 \times 10^{-7}$ y $K_3 = 3 \times 10^{-12}$. El ácido ortofosfórico 100% puro es un sólido blanco cristalino (monoclínico) que se funde a 42.4°C y se convierte en un líquido siruposo con fuerte tendencia al sobreenfriamiento.

- El ácido fosfórico fuerte a baja temperatura no tiene la fuerza deshidratante y corrosiva de los ácidos sulfúrico y nítrico. La solución acuosa caliente disuelve los óxidos y confiere a las superficies metálicas una protección temporaria contra la oxidación.

Como información complementaria, el cuadro VI-1, muestra las propiedades físicas de las soluciones acuosas de ácido fosfórico.

CUADRO VI-1

PROPIEDADES FISICAS DE LAS SOLUCIONES ACUOSAS DE
ACIDO FOSFORICO

Concentración		Densidad 25 °C	Punto Ebul °C	Indice n	Cal Esp Cal/gr°C
% H ₃ PO ₄	%P ₂ O ₅				
0	0	0.997	100	1.3332	-.-
5	3.62	1.024	100.1	1.3377	0.973
10	7.24	1.052	100.2	1.3420	0.939
20	14.49	1.113	100.8	1.3503	0.871
30	21.73	1.180	101.8	1.3584	0.798
50	36.22	1.332	108	-.-	0.656
75	54.32	1.574	139	-.-	0.542
85	61.57	1.685	158	-.-	0.493
100	72.43	1.864	261	-.-	-.-
115	83.29	2.044	-.-	-.-	-.-

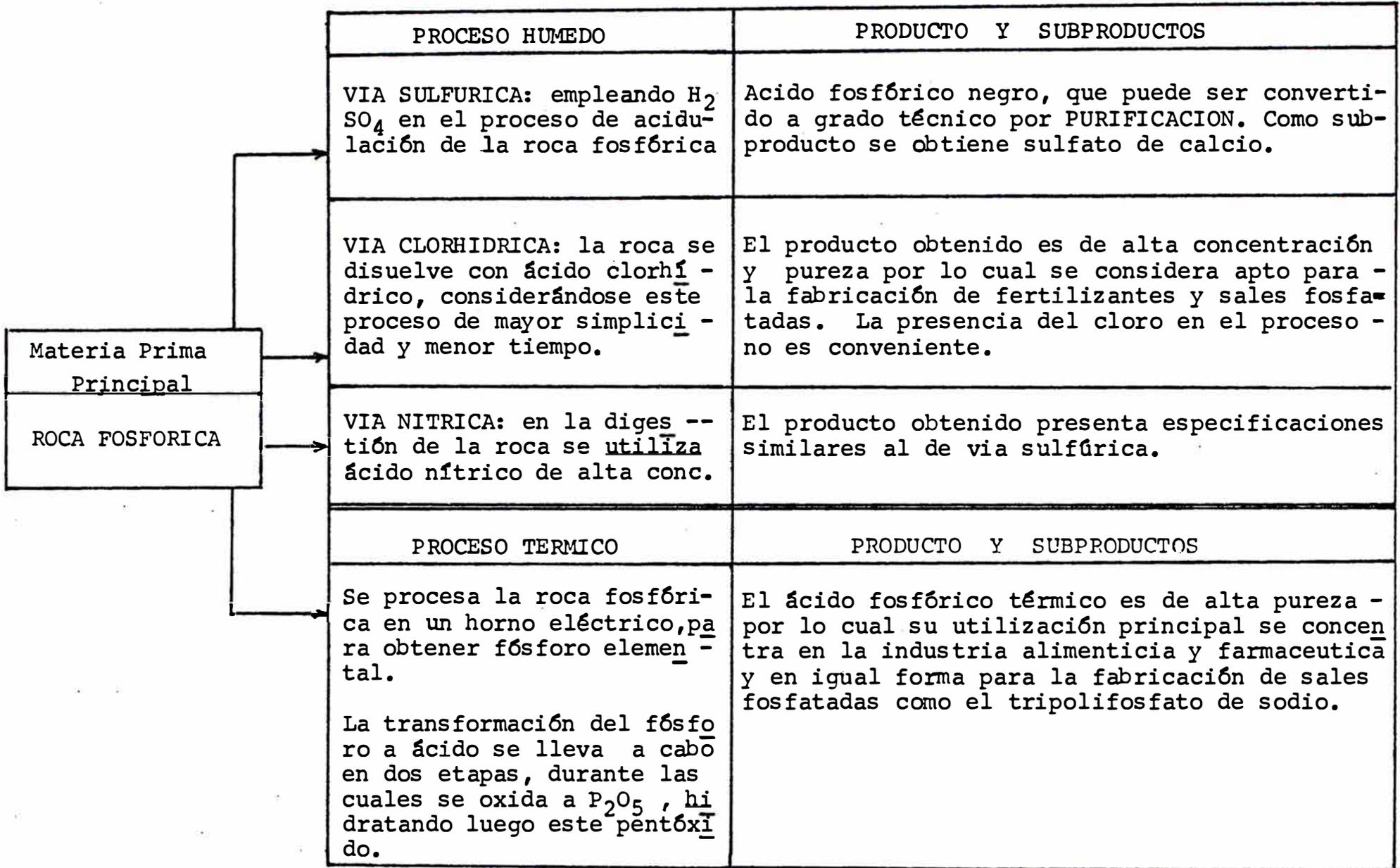
B. Procesos de Producción del Acido Fosfórico

Los procesos convencionales de producción de ácido fosfórico y todas sus variantes se agrupan como:

- Método por Vía Húmeda o Proceso Húmedo.
- Método por Vía Seca o Proceso Térmico.

Ambos procesos emplean la roca fosfórica como materia prima, pero los productos que se obtienen difieren ampliamente en su contenido de impurezas y costo. El diagrama VI-B muestra en una forma simple los procesos de producción y sus variantes; así mis

D I A G R A M A VI-B



mo en el Anexo VI-B se explican ambos métodos tradicionales.

De acuerdo a los estudios realizados - por MINERO PERU y la estructura del Proyecto Bayóvar, el ácido fosfórico a producirse empleando la Vía Sulfúrica requerirá de 705,000 TM/año de concentrado de roca fosfórica y 550,000 TM/AÑO de ácido sulfúrico concentrado. Este último insumo procederá de la planta a instalarse en la fundición de cobre de la SOUTHER PERU COOPER CORPORATION (SPCC) localizada en ILO.

C. El Acido Fosfórico Técnico y el Tripoli - fosfato de Sodio

C.1 Especificaciones del Acido Fosfórico

Dependiendo del grado de pureza y su destino final, el ácido fosfórico se divide en tres grandes categorías:

-Acido Fosfórico Negro o Grado fertilizante.

-Acido Fosfórico Verde purificado o Grado Técnico.

-Acido Fosfórico Blanco o Grado Alimenticio.

En realidad se trata del mismo producto químico, diferenciándose sólo - por la ruta de fabricación y su grado

de pureza.

La principal diferencia entre los grados de pureza radica en el contenido de arsénico y metales pesados, exigidos por las normas técnicas vigentes.

Según la clasificación NABANDINA, los tres tipos de ácido se agrupan bajo el mismo ITEM 28.10.01.00 (o NABALAC 28.10.2.01). En el Anexo VI-C se reúnen los análisis típicos correspondientes a los diferentes tipos de ácido fosfórico que se fabrican y emplean en la Industria química y otros sectores industriales.

C.2 Usos del Acido Fosfórico Técnico

El ácido fosfórico negro convertido a grado técnico por purificación se utiliza en la fabricación de sales fosfáticas de uso industrial entre las que destacan por su volumen e importancia el Tripolifosfato de sodio, otro fosfato de sodio, ortofosfato de amonio, fosfato de calcio dibásico y pirofosfato de sodio.

Para la producción de tripolifosfato de sodio, el ácido debe estar libre de impurezas orgánicas y también

de iones de calcio, magnesio, hierro y otros metales pesados; en el caso de fosfato bicálcico es importante disminuir previamente el contenido de fluor en el ácido.

C.3 Generalidades sobre el Tripolifosfato de Sodio

El tripolifosfato de Sodio (TPS) es un producto obtenido por el procedimiento de pulverizado a partir del ácido fosfórico técnico y soda cáustica. Este procedimiento permite obtener productos muy puros y con densidades distintas.

El TPS es cristalino y por consiguiente no forma una masa pegajosa y adherente en atmósfera húmeda y posee casi todas las propiedades útiles y ninguna de las propiedades indeseables. En todas las pruebas muestra una acción secuestradora tan elevada como los vidrios de fosfatos; es también defloculante como el pirofosfato.

En países industrializados se entrega a granel almacenándose en silos. En nuestro país la Industria

Detergentes lo recibe en bolsas multipliego de papel.

Actualmente el costo de este producto ha sufrido fuertes alzas, obteniéndose a precios del orden de 500 Dol/Ton CIF Callao.

En el Anexo VI-2, se resumen las principales aplicaciones industriales del tripolifosfato, así como también los porcentajes que se emplean en los diferentes tipos de detergentes.

6.1.2 Procesos de Purificación del Acido Fosfórico Húmedo

El procedimiento y número de pasos requeridos en la purificación del ácido fosfórico depende de la tecnología empleada en la manufactura del ácido y también de los productos finales que se desean obtener. Los nuevos procesos de purificación permiten obtener ácidos de elevada pureza, semejantes al ácido de grado alimenticio.

La purificación del ácido, se realiza principalmente por las siguientes rutas:

A. Método de Extracción por Solventes.

B. Método de precipitación.

B.1 Selectiva

B.2 Por solventes

C. Purificación Indirecta

D. Método de Intercambio Iónico

Técnica desarrollada ampliamente en la recuperación de Uranio del ácido.

A. Purificación por Extracción

La extracción Líquido-Líquido, es un método de separación física fundamentada en la repartición desigual de los constituyentes de una mezcla de dos fases. La mezcla inicial se encuentra en solución en un primer medio líquido y la extracción se efectúa por adición de un solvente inmiscible que presenta una afinidad particular y selectiva para uno o varios constituyentes de la mezcla inicial.

Idealmente, el objeto es extraer esencialmente en forma completa el ácido fosfórico, aplicando luego una re-extracción con agua. En este último paso se busca obtener una solución acuosa lo más concentrada posible.

Como la concentración del producto es claramente un factor importante, es necesario elegir un solvente tal que la transferencia del ácido fosfórico desde la fase orgánica a la solución acuosa final sea favorecida.

El refinado formado por el solvente, ácido y agua es enviado al sistema de recupera-

ción de solvente el cual es posteriormente -
reciclado. Así mismo el ácido fosfórico del
extracto es extraído con agua pura y como re-
sultado obtenemos una solución de ácido fos-
fórico purificada y una corriente de solven-
te con agua, esta última puede ser tratada -
en paralelo en el sistema de recuperación de
solvente.

B. Purificación por Precipitación

B.1 Precipitación Selectiva

Mediante el proceso de precipita -
ción selectiva, se logran eliminar la
mayor parte de las sales metálicas y -
otras impurezas orgánicas que colorean
el ácido fosfórico. El procedimiento
involucra una serie de pasos complemen-
tados con filtraciones así como exhaus-
tivos controles de las condiciones de
operación.

La secuencia e importancia de las
precipitaciones, dependerá principal -
mente de la materia prima utilizada en
la producción del ácido fosfórico; es
así que si la roca fosfórica es trata-
da con ácido sulfúrico procedente de
la combustión de las piritas, el ácido
fosfórico resultante contendrá aprecia

bles cantidades de arsénico y plomo - que pueden ser eliminadas con sufi -- ciente sulfuro de hidrógeno, el exce- so de H_2S es eliminado luego por ca - lentamiento del ácido a una temperatura no menor de $50^{\circ}C$.

Factores de tiempo, corrosión de - materiales, requerimiento de energía, y el empleo de diversas sustancias que contaminan en cierta medida el á- cido, ha dado lugar a que este proceso, de amplio uso en sus inicios está ac- tualmente prácticamente en desuso.

B.2 Precipitación por solventes

El procedimiento comprende el tra- tamiento del ácido impuro con metanol y una pequeña cantidad de amoniaco, a fin de precipitar la mayor parte de las impurezas como sales de amonio y compuestos de fluor. Los lodos son - separados por centrifugación y el li- cor resultante se destila obteniendo metanol con determinada cantidad de - agua y ácido fosfórico de alta concen- tración. En una columna de fracciona- miento se recupera el metanol.

El proceso involucra un alto costo

para las operaciones de destilación, pero se compensa con la elevada pureza del ácido producido.

C. Purificación Indirecta

Este proceso se ha desarrollado recientemente por la TVA (Tennessee Valley Authority). El método considera el empleo de una solución de urea al 99%, precipitando el fosfato de urea. Por centrifugación se separa el licor madre de los cristales. El cake de fosfato se somete a una pirólisis (250°F) para obtener el polifosfato de amonio fundido y urea no descompuesta; este producto se disuelve en agua, adicionándosele amoníaco para ajustar el PH.

La solución clara obtenida contiene el 15% de las impurezas originales.

El fosfato de urea luego de ser purificado se trata con ácido nítrico formándose cristales de nitrato de urea y una solución de ácido fosfórico concentrado.

La desventaja principal del proceso está en su alto costo de operación y equipos, sin embargo la calidad del ácido obtenido, el bajo costo de las

D. Intercambio Iónico

La importancia de extraer impurezas mediante el intercambio de iones, radica en que es aplicable a soluciones de muy bajo contenido de sales minerales, permitiendo obtener un producto final de alta pureza. Este tipo de proceso requiere normalmente que la solución de alimentación esté previamente filtrada.

Generalmente, se está aplicando - el Intercambio Iónico en la recuperación de Uranio de las soluciones crudas del ácido fosfórico, obtenido por vía húmeda sulfúrica, es decir un ácido con 30% P_2O_5 debido a que la extracción es más eficiente que si se empleará el ácido con 54% P_2O_5 .

Este método constituye en si una técnica de Extracción por solventes en la cual el uso ácidos alquil-fosfóricos en Kerosen o como agentes de extracción del Uranio, ha dado lugar a que este procedimiento se denomine "Intercambio Iónico en Fase Líquida".

6.1.3 Selección del Proceso de Purificación

De los conocimientos generales sobre los dos procesos de purificación del áci-

do fosfórico negro, se ha seleccionado el proceso de purificación de Extracción por solventes en base a las siguientes consideraciones:

-Constituye un proceso ampliamente difundido y producto de numerosas y rigurosas investigaciones, garantizando un ácido de elevada pureza.

-Las posibilidades de este proceso son muy numerosas y puede permitir responder a numerosos requerimientos de la industria química. Todas estas posibilidades corresponden a las múltiples variantes de las plantas de este tipo de purificación.

-Pueden ser adaptadas a cada tipo de fábrica y permite obtener altos rendimientos globales de P_2O_5 , cercanos al 99%.

-Las condiciones de la instalación son muy flexibles y seguras.

-El mantenimiento de las unidades involucra bajo costo.

-Los procesos de precipitación implican largos tiempos de operación y las condiciones de trabajo exigen la manipulación de soluciones de ácido fosfórico a temperaturas superiores a la ambiente. Juega entonces papel importante la corrosión, que au-

menta con la concentración del ácido, la temperatura y la cantidad de impurezas.

En el Cuadro VI-4, se listan las tecnologías de Extracción por solventes, de las cuales se ha elegido el Proceso USSAC para purificar el ácido fosfórico agrícola; teniendo en cuenta que:

-Se adapta a la calidad de la alimentación, es decir un ácido impuro del 54% de P2O5.

-El solvente es de fácil recuperación y bajo costo.

-El producto final se alimentaría directamente a la planta de tripolifosfato de sodio.

-Las condiciones óptimas de operación de este proceso permiten rangos de temperatura cercanos al ambiente.

6.1.4 Materia Prima

Acido Fosfórico Agrícola

El proceso de purificación tiene como materia prima principal el Acido Fosfórico Grado Fertilizante (o agrícola), producido en el Complejo de Fertilizantes - de Bayóvar.

La composición del ácido de alimentación se muestra en la Tabla VI-5 (datos

C U A D R O VI-4

TECNOLOGIAS DE EXTRACCION POR SOLVENTE

EMPRESA	EXTRACCION	RE-EXTRACCION	OBSERVACIONES
ISRAEL MINING INDUSTRIES (IMI)	Emplea como solvente el Di-sopropil-eter, de bajo costo y no degradable a las condiciones de operación.	Se realiza con agua a condiciones ambiente. El éter remanente en la solución de ácido fosfórico se recupera con vapor.	La extracción del ácido en el éter es exotérmica. Se necesita refrigeración. Se recupera el 90% de P ₂ O ₅ .
USS AGRI-CHEMICALS (USSAC)	El solvente a usar es el Heptanol o una mezcla de Hexanol-octanol.	Las etapas de re-extracción se efectúan con agua y una solución de fosfato de sodio.	Se recupera el 80% de P ₂ O ₅ y un 100% si el refinado es aprovechado en la fabricación de fertilizantes.
PHONE POULENC	El solvente empleado es el Tributílfosfato, débilmente tóxico y no inflamable.	Con agua, en un mínimo número de etapas.	Recomendable en la purificación de ácidos de concentración menor de 52% P ₂ O ₅ . Recupera el 92% P ₂ O ₅ .
ALBRIGHT and WILSON	La más recomendable es la Metil-Isobutil-Cetona, ligeramente soluble en el ácido fosfórico formando un azeótropo.	Se aplica re-extracción con agua y ácido fosfórico para dar la suficiente concentración.	El solvente es solo recomendable para ácidos del 50-54% de P ₂ O ₅ . Se recupera el 70% del ácido de la alimentación.
TOYO SODA MANUFACTURING CO. Ltda.	Extrae el ácido con alcoholes alifáticos, seguido de lavado con agua y concentración del ácido por evaporación.	_____	Se recupera el 97% de P ₂ O ₅ . Recomendable para alimentaciones con 30-50% P ₂ O ₅ .

de MINERO PERU) y proporciona una idea global sobre los tipos y contenido de impurezas principales en este ácido.

El precio de este ácido grado fertilizante al igual que los otros tipos de ácido fosfórico están sufriendo fuerte variaciones en sus precios, tal es así que se espera que en el año 1977 llegue a un precio F.O.B. máximo de 172.80 Dol la Tonelada.

En el caso de ser importado de los Estados Unidos se pagaría 207.26 Dol. CIF Callao/Ton. Para los efectos de nuestro estudio tendremos en cuenta los precios F.O.B. internacionales vigentes.

El pago de esta materia prima al igual que otros insumos industriales se realiza por Ton. de componente básico, - es decir por Ton. de H_3PO_4 .

TABLA VI-5

ACIDO FOSFORICO A OBTENER EN BAYOVAR

(Proyecto de MINERO PERU)

P ₂ O ₅	54%
SO ₄	1.9%
F	7000 ppm
Ca	1400 ppm
Mg	2400 ppm
Fe	2100 ppm
Al	530 ppm
Si	1400 ppm
Cl	0 ppm
Na ₂ O	0 ppm
K ₂ O	0 ppm
Sól. suspend.....		1.0%

El ácido de 54% P₂O₅ equivale a un ácido de 74.53% de H₃PO₄ y:

3.9% de impurezas (CaO, SO₄, SiO₂..)

21.57% de agua

Heptanol Normal (Solvente)

Esta materia prima secundaria, debido a que no se produce en nuestro país ni en los países de América del Sur, deberá importarse de los Estados Unidos.

Actualmente el heptanol se cotiza en 970.32 DOL/TON, CIF Callao.

Soda Caústica (50% NaOH)

Es una materia prima de manufactura Nacional, existiendo en Lima dos fábricas, Química del Pacífico y Alcalis Peruanos. Ambas producen por el método - Electrolítico a partir del ClNa. Esta soda se recibe en camiones-Tanques en una solución aproximadamente del 50% de NaOH. Las especificaciones de dicha Soda Caústica se tabulan en el Anexo VI-5.

El pago de la Solución de Soda Caústica se efectúa como NaOH al 100% (el precio del agua no se incluye) y su precio en Enero 1977 fue de 16000 Sol/Ton ó 213 Dol/Ton y en el caso de ser importada este valor se eleva a más del do-ble. Es importante notar que la elevación del precio de esta materia prima, ha sido en corto tiempo, muy elevada cotizándose en el año 1976 hasta en 11,000 Sol/Ton equivalente al 68% de su valor -

actual.

La Tabla VI-6 reúne los requerimientos y especificaciones de materia prima al igual que los productos y subproductos del proceso USSAC los cuales permitirán realizar los Balances de materia, detallados en el Anexo VI-6. El Gráfico VI-6 muestra el diagrama del flujo de dicho proceso.

T A B L A VI-6

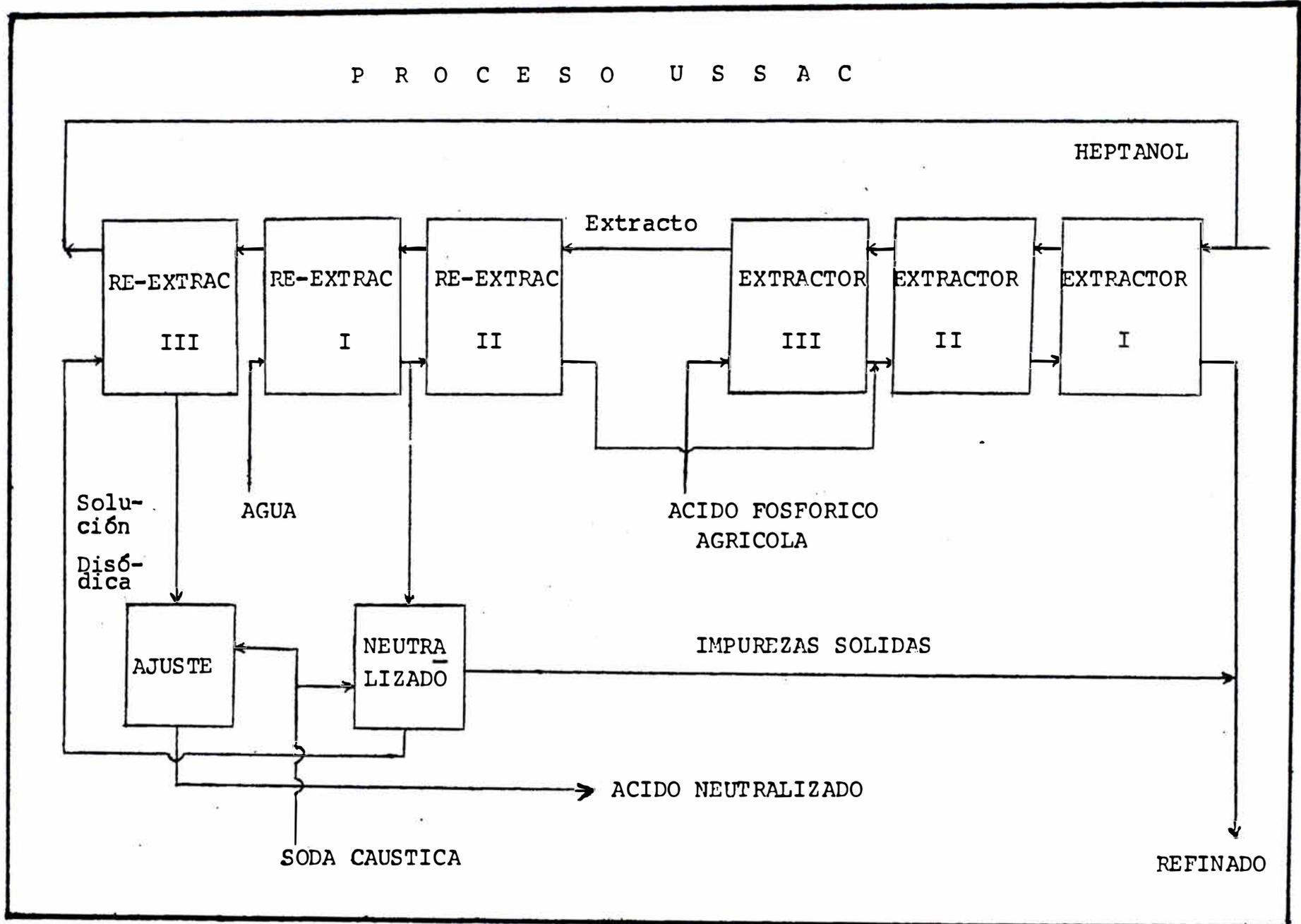
REQUERIMIENTOS DEL PROCESO USSAC POR 100

TON/DIA DE TRIPOLIFOSFATO

-Acido Fosfórico a purificar (54% P_2O_5 , 25 °C)	135.41 Ton.
-Solvente fresco (Heptanol puro, 25°C)	0.16 Ton.
-Soda Caústica (50% , NaOH, 25°C)	105.59 Ton.
-Agua de Proceso (25°C)	54.68 Ton.
-Refinado (solución impura de áci do fosfórico)	56.45 Ton.
-Ortofosfato (producto de la puri ficación neutralizada, a la plan ta de tripolifosfato).	239.41 Ton.

GRAFICO VI-1

P R O C E S O U S S A C



6.2 INGENIERIA

La planta proyectada está compuesta por las siguientes secciones:

Extracción-Reextracción.

Neutralización

A las principales secciones de la planta, se añaden la sección de recepción de materiales y almacenaje y el laboratorio de control de calidad.

6.2.1 Secciones de la Planta de Purificación

A. Extracción y Re-extracción

Extracción.- En el proceso de extracción , la solución impura de ácido fosfórico (74.83% H_3PO_4), procedente de la planta de producción de este ácido o de un tanque de almacenamiento, ingresa a un sistema Mezclador-Sedimentador o Separador de Fases (Mixer Settler) de tres etapas, circulando en contracorriente con el solvente que entra por otro orificio, El solvente utilizado es el heptanol normal.

Mediante la extracción, el ácido fosfórico es extraído por la fase orgánica, de modo que la fase ácida se vá haciendo cada vez más pobre y la orgánica se va cargando de ácido, hasta alcanzar el equilibrio de intercambio.

Cada etapa consta de un mezclador y un se-

dimentador. En el primer compartimiento se produce la transferencia de masa de la solución acuosa a la orgánica y en el sedimentador las dos soluciones se separan en fases.

Re-Extracción.- Denominada también etapa de Elución o Stripping. El proceso se realiza en instalaciones semejantes a la extracción y comprende:

-2 etapas de stripping con agua, y 1 etapa de stripping con fosfato disódico.

En la sección de re-extracción, en el mezclador, el orgánico ingresa cargado de ácido fosfórico que está exento de la mayor parte de impurezas, e ingresa en contracorriente agua pura.

En la primera etapa de Re-Extracción, el agua pura extrae la mayor parte del ácido contenido en extracto purificado proveniente de la segunda etapa, obteniéndose un ácido fosfórico purificado (44% P_2O_5) que pasará inmediatamente a la etapa de neutralización.

Una parte del Acido purificado, es usado en la segunda etapa de Re-Extracción, con el objetivo de aumentar la eficiencia de la extracción.

En resumen las dos etapas de stripping o Re-Extracción con agua permiten extraer el

90% del ácido cargado en el extracto y el restante se extrae en la tercera etapa, circulando en contracorriente el fosfato disódico.

Descripción y Diseño de la Instalación.-

La instalación para la extracción-reextracción está constituida por 12 compartimientos Mixer-Settler, dispuestos unos tras otros.

Cada mezclador es un depósito cuadrado con un agitador, aquí se mezclan las dos fases orgánico acuoso, de manera tal que se forma una emulsión estable. El tamaño de los mezcladores depende del volumen de las soluciones acuosa y orgánica que se va a tratar, así como también del tiempo de retención.

El tiempo de retención depende a su vez de la velocidad con que se produce el equilibrio de la extracción.

La mezcla emulsionada rebosa al sedimentador (settler), donde se produce la descomposición de la emulsión inestable de la solución orgánica con el ácido fosfórico y la solución acuosa que contiene los elementos sin valor, es decir las impurezas. Con ayuda de tabiques de rebose se separa fácilmente la fase orgánica de la fase acuosa.

Los sedimentadores son depósitos en forma

de bandejas y el área de este equipo depende del volumen de las fases que circulan en el sistema. Generalmente, el tamaño de un sedimentador, según datos proporcionados por los fabricantes es siete veces el tamaño del mezclador.

Los Gráficos VI-2 muestran el sistema de extracción por solventes en un típico Mixer Settler y en el Cuadro VI-5 se listan las características del sistema, necesarios en el diseño del equipo (Anexo VI-6).

CUADRO VI-5

CARACTERISTICAS DEL SISTEMA

Extracción

Tiempo de retención promedio..... 3 min

Número de etapas 3

Extractor Heptanol

Stripping (Re-Extracción)

Tiempo de retención promedio..... 4 min

Etapas ..,.... 2 (extractor: agua pura)

..... 1 (extractor: fosfato disódico)

Equipo*

Capacidad del sedimentador..... 7 Cap.Mez.

Altura del Mixer-Settler(convencio-

nal 5-6 pies

* Datos de equipos similares en la industria química, fabricados por Denver Equipment - Company.

GRAFICO VI-2A

UNIDADES MIXER-SETTLERS

(Vista Superior)

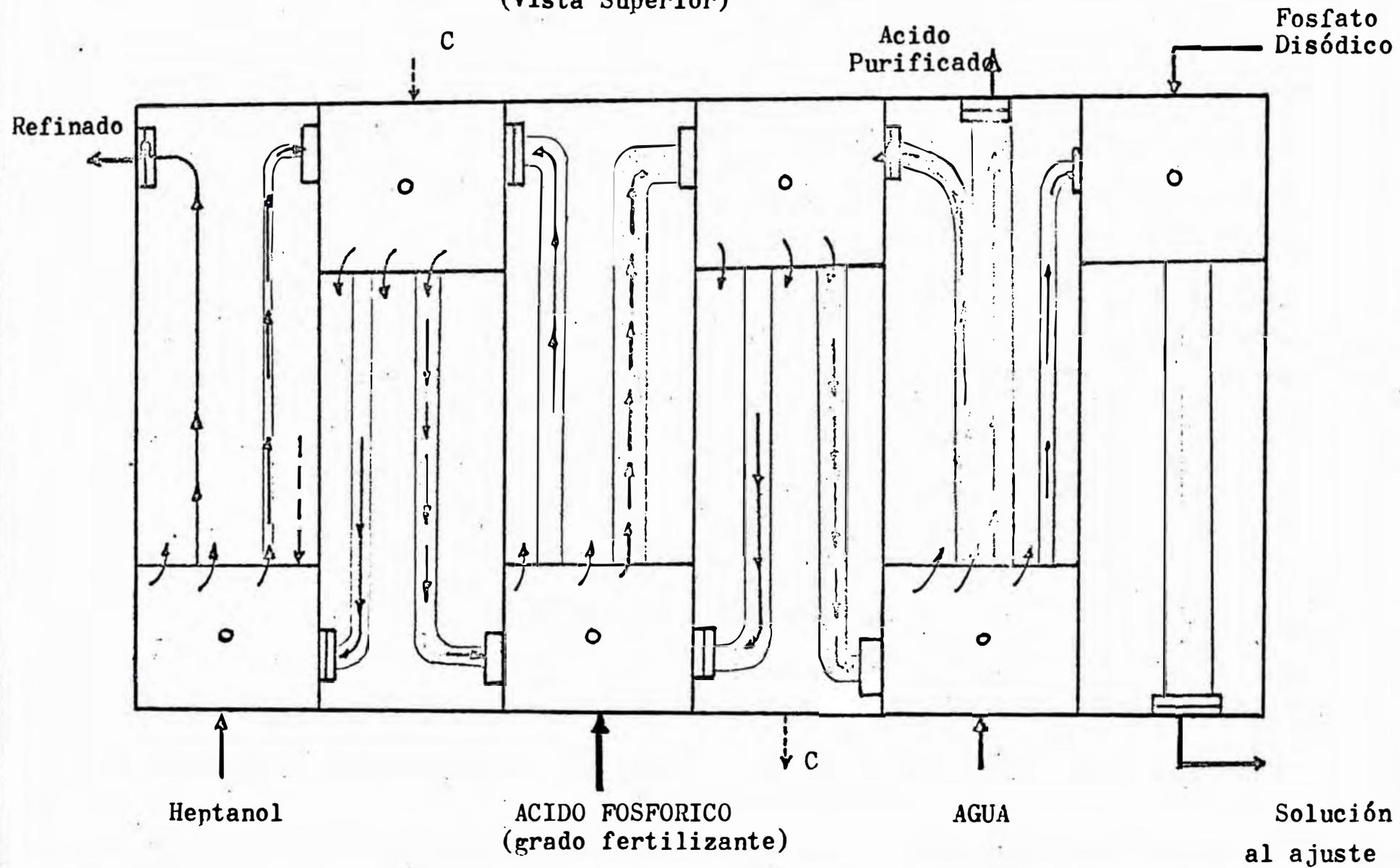
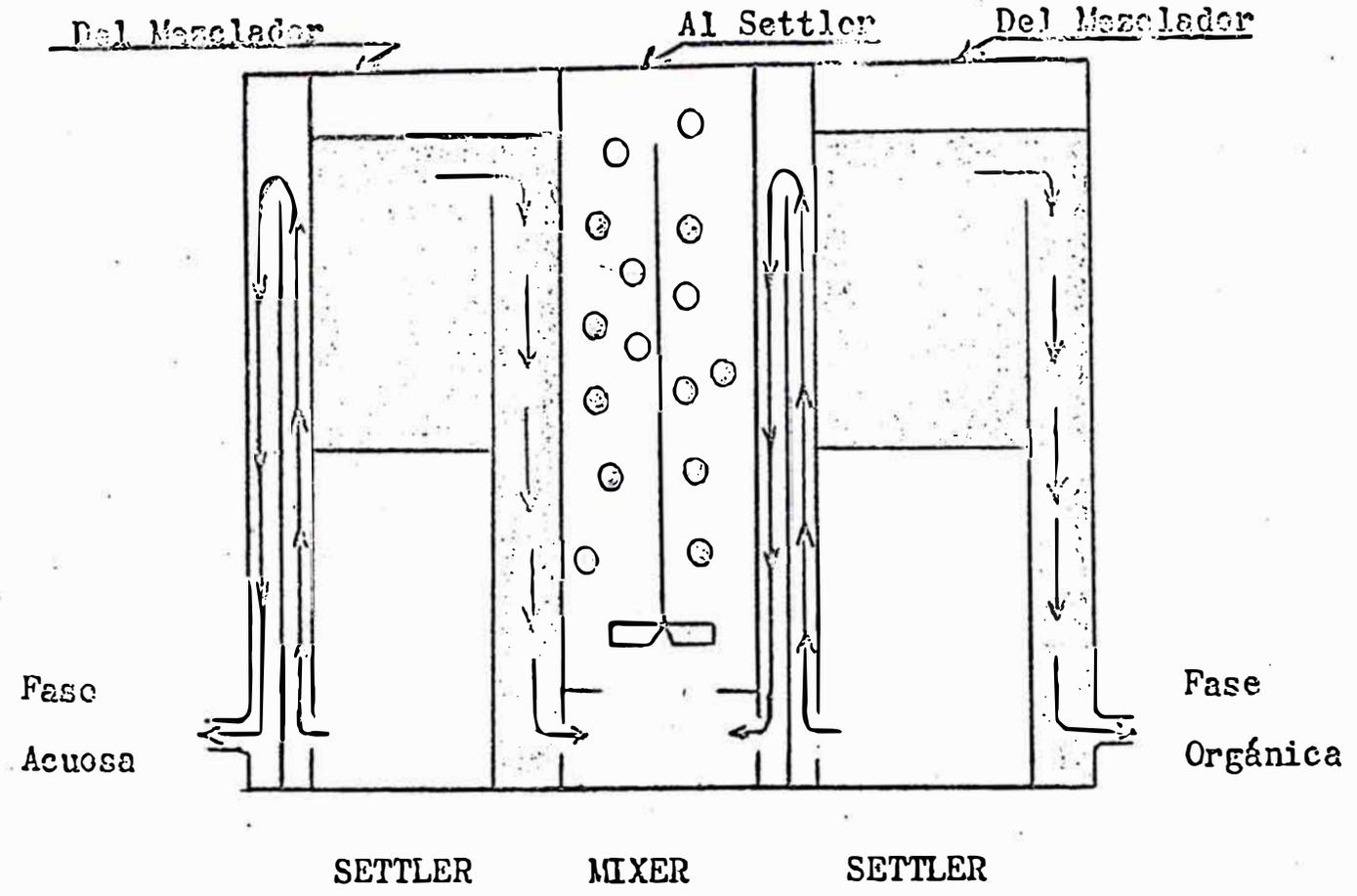


GRAFICO VI-2 B

MIXER-SETTLER (Vista Frontal)



De acuerdo a los datos de la tabla anterior y el volumen de ácido a purificar y neutralizar la sección de extracción-Re-Extracción presenta las siguientes dimensiones y características:

C U A D R O VI-5A
SECCION EXTRACCION-RE-EXTRACCION - CARAC
TERISTICAS DE LAS CO
RRIENTES

FLUJO	TON.	GRAV.ESP.	GPM
Alimentación	125.94	1.574	14.68
Solvente	150.00	0.824	33.399
Extracto	290.97	1.084*	49.232
Refinado Tot	52.5	1.300	7.410
Ac.Purific.N	96.98	1.5265*	11.656
Corr.Purif.C II	37.46	1.5265*	4.502
Corr. C	67.39	1.4803*	8.352
Agua	50.86	1.000	9.33
Re-Extr.I	177.45	0.8699*	37.426
Re-Extr.II	260.68	1.0454*	45.75

* Gravedad Específica Ponderada

C U A D R O VI-5A

SECCION EXTRACCION-RE-EXTRACCION - CARACTE

RISTICAS DE LAS CORRIENTES

FLUJO	%H ₃ PO ₄	% P ₂ O ₅	% H ₂ O	% Hep.
Alimentación	74.83	54	21.56	---
Solvente	---	--	---	100
Extracto	40.50	--	7.11	51.5
Refinado Tot.	44.16	32	49.47	0.2
Ac.Purific.N	60.73	44	37.35	---
Corr.Purif.C II	60.73	44	37.35	---
Corr.C	70.00	--	28.94	---
Agua	---	--	100	---
Re-Extr.I	6.64	--	8.91	84.45
Re-Extr.II	35.84	--	57.4	57.48

C U A D R O VI-5C

COMPOSICION DEL ACIDO PURIFICADO

P ₂ O ₅	44%
SO ₄	1.2%
F	900 ppm
Ca	74 ppm
Mg	235 ppm
Fe	613 ppm
Al	86 ppm
Cl	0 ppm

Exento de sólidos suspendidos.

C U A D R O VI-5D

DIMENSIONES DEL EQUIPO

EXTRACCION - RE-EXTRACCION

EQUIPO	FLUJO TOTAL GPM	TAMAÑO GAL.	AREA PIES CUADRAD.
Extracción	56.4425		
Mixer (c/u)		169.32	4.527
Settler (c/u)		1185.29	31.691
<u>Re-Extracción</u>			
Re-Extrac. I	55.0814		
Mixer		220.32	5.891
Settler		1541.64	41.237
<u>Re-Extrac. II</u>	53.733		
Mixer		214.932	5.740
Settler		1504.524	40.180
<u>Re-Extrac. III</u>	66.544		
Mixer		266.176	7.117
Settler		1863.232	49.819

- Area Neta de mezclado (mixer)
y separación de fases (settler) : 17.33 m²
o 186.544 pies².
- Altura del equipo (neta) : 5 pies (1.524m)

Los equipos necesarios en las operaciones de Extracción y Re-Extracción se instalan dentro de una misma unidad, la cual comprende los compartimientos de mezclado y separación de fases, agitadores y los demás accesorios complementarios.

De los materiales de construcción existentes, se recomienda el uso del Fiber Glass reforzado con poliéster (FRP) en la fabricación de las tuberías y determinadas partes del equipo, fundamentada en su excelente resistencia a la corrosión de las soluciones ácidas, especialmente el ácido fosfórico impuro, y las ventajas económicas que ofrece si los comparamos con las magníficas características del acero inoxidable 316 (SS 316).

B. Neutralización

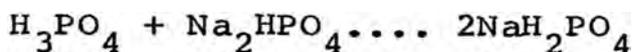
La etapa de Neutralización tiene por finalidad obtener una solución que contenga fosfato disódico y fosfato monosódico en una relación molar de 2: 1, realizando simultáneamente la recuperación del solvente empleado y re-extrayendo el ácido fosfórico restante que da lugar a la formación del monosódico.

Reacciones:

1) Formación de Fosfato disódico



2) Formación del Fosfato monosódico (Re-Extracción III)



La etapa III de Re-Extracción permite recuperar el solvente y evitar la pérdida del ácido fosfórico remanente en la fase orgánica.

Realizada la neutralización se ajusta el Ph de la solución de fosfato de sodio, adicionando soda caústica. Los Cuadros VI-5E y VI-5F, muestran las características y equipo necesario en la neutralización.

C. Sección de Almacenamiento y Otros

La sección de almacenamiento comprenderá principalmente el almacenaje del solvente Heptanol, que constituye un insumo importado.

Se considerará un almacenamiento para dos meses de operación normal.

Tanque de Almacenamiento de Heptanol

Material:	Acero Inoxidable 18 - 8
Capacidad:	10.922 m ³ (2885.68 Gal.) 9.000 Ton.
Diámetro:	2.0 mt.
Altura:	3.47 mt.

Almacenamiento de Acido Fosfórico Impuro y Soda Caústica.

Las materias primas principales del proce-

C U A D R O VI-5E

SECCION DE NEUTRALIZACION

CARACTERISTICAS DE LAS CORRIENTES

CORRIENTE	TON	GRA. ESP.	COMPOSICION	GPM
Acido Purificado	96.9795	1.5265 ⁺	60.73% H ₃ PO ₄ , 37.35% H ₂ O	11.656
Soda Caústica	96.1600 2.0400	1.5253 1.5253	50.0% NaOH , 50% H ₂ O 50% NaOH , 50% H ₂ O	11.564 0.246
Solución Disódica	193.013	1.2165 ⁺	44.215% Na ₂ HPO ₄	29.118
Producto Purific.	222.6500	1.2338 ⁺	12.956% NaH ₂ PO ₄ 30.664% Na ₂ HPO ₄	33.109
Re-Extracción I	177.45	0.8699	6.64 H ₃ PO ₄ a recuperar	37.426

Gr. Espec. Na H₂PO₄ H₂O 2.040

Gr. Espec. Na₂H PO₄ 1.674

+ Gravedad Específica ponderada.

C U A D R O VI-5F

DIMENSIONES DEL EQUIPO

NEUTRALIZACION

EQUIPO	CARACTERIS TICAS	CAPACIDAD	DIMENSIONES
<u>NEUTRALIZADOR</u> Tanque Agitado	- Tiempo de Residencia: 60 minut. - Flujo: 23.2 EPM	1393.2 Gal (5.273 m ³)	h = 2.62mt. D = 1.6 mt.
<u>AJUSTE DE PH</u> Tanque agitado	- Tiempo de Residencia: 15 minut. - Flujo: 29.3 GPM	440.46 Gal (3.294 m ³)	h = 2.91 D = 1.2

so no serán almacenadas, teniendo en cuenta que las plantas de producción de estos insu-
mos bombearán directamente a la planta de
purificación, previo plan de suministro es-
tablecido. Con la finalidad de asegurar
cualquier inconveniente o paro de la produc-
ción de soda o ácido, diseñaremos tanque de
suministro para una operación regular de 8
horas, es decir que en cada turno se debe
controlar el suministro de dichos productos.
No se considera un tiempo de suministro ma-
yor por cuanto fallas operativas de planta
cuentan con planes de emergencia que resti-
tuyen en corto tiempo las condiciones norma-
les de operación.

Tanque de Suministro de Acido Fosfórico -

Impuro

Material: Fiber Gtass reforzado con Po-
lyester (FRP)
Capacidad: 26.67 m³ (7046.4 Gal)
41.98 Ton
Diámetro: 3.00 mt.
Altura: 3.77 mt.

Tanque de Suministro de Soda Caústica (50%)

Material: Planchas de Fierro Negro
Capacidad: 21.456 m³ (5668.8 Gal)
32.73 Ton.
Diámetro: 2.4 mt.

Altura: 4.74 mt.

Tanque de Suministro de Heptanol

Material: PVC

Capacidad: 7.585 lt.

0.05 Ton.

Diámetro: 0.2 mt.

Altura: 0.24 mt.

6.2.3 Requerimientos de Equipos Principales

<u>EQUIPO</u>	<u>CANTIDAD</u>
a) Unidad de Extracción-Re-Extracción	1
b) Neutralizador	1
c) Tanques	
Dosificador de solvente...	1
Ajuste del Ph	1
Suministro de Acido Fosf..	1
Suministro de Soda Caústica	1
d) Tanques de almacenamiento	
Almacenamiento de Heptanol	1

6.2.4 Requerimientos de Mano de Obra

El requerimiento de mano de obra es mínimo por tratarse de una planta controlada automáticamente y con variables de proceso simples: control de nivel y flujo principalmente.

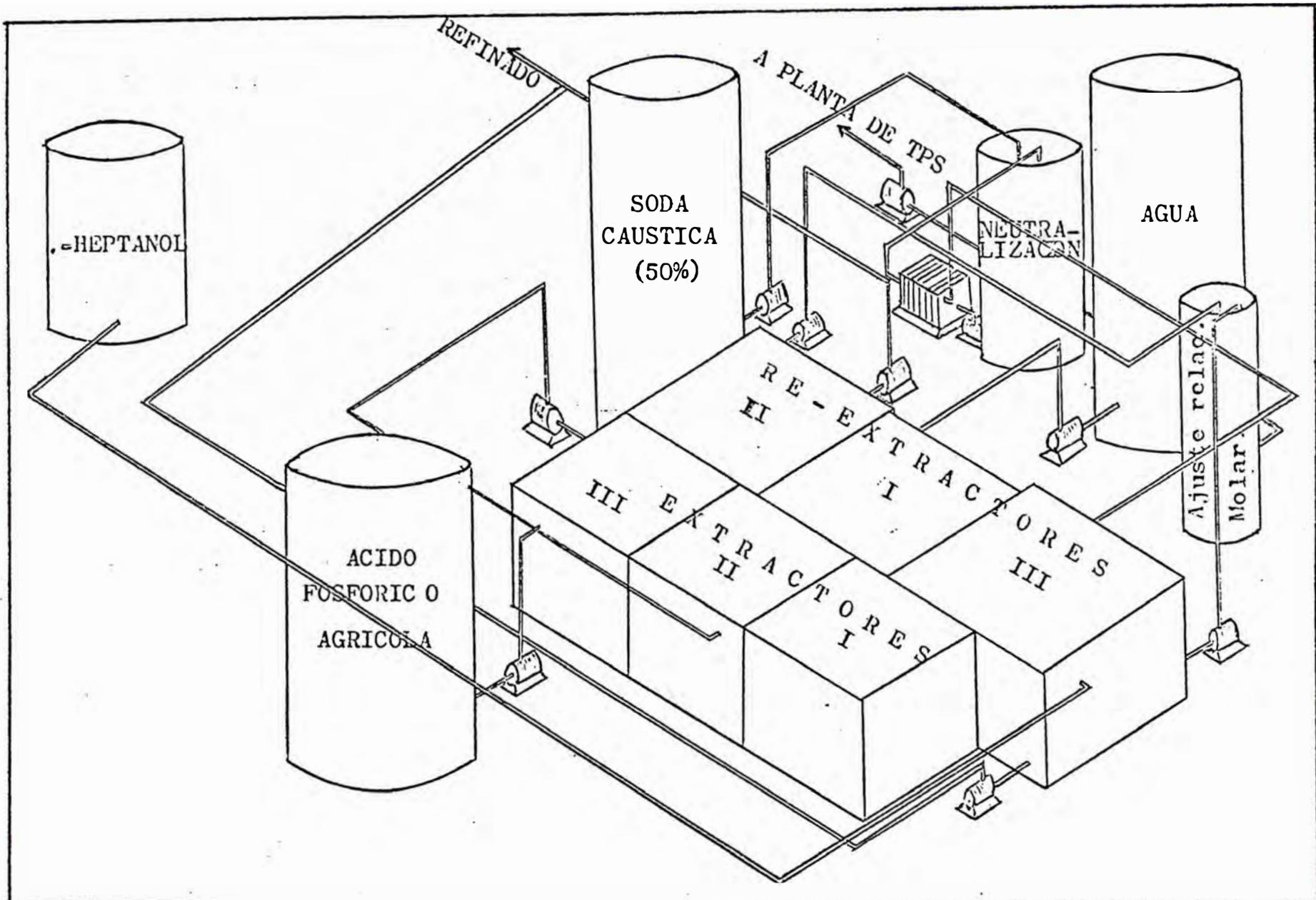
<u>PERSONAL REQUERIDO</u>	<u>TURNO</u>		
	I	II	III
Supervisor de planta.....	1	1	1
Operador del tablero de control.....	1	1	1
Mantenimiento y limpieza de los equipos.....	1	1	1
TOTAL PERSONAL	3	3	3

6.2.5 Requerimientos de Area

<u>INSTALACION</u>	<u>AREA PIES²</u>	<u>AREA M²</u>
Unidad de Extracción-Re-Extracción	746	70
Sección de Neutralización	646	60
Tanques de Suministro....	238	50
Tanques de Almac.....	108	10
Taller de mantenimiento , caseta de control,.....	646	60
Otras áreas.....	646	60
TOTAL	3330Pies ²	300 m ²

Es importante, tener en cuenta que las secciones que comprenden oficinas, comedores, atención médica, etc., se instalarán como parte de la planta de tripolifosfato.

Un esquema preliminar de la disposición de equipos en la planta, se muestra en el diagrama siguiente y consideramos importante notar nuevamente que los insumos básicos se suministrarán directamente. El refinado, conteniendo 32% P_2O_5 se enviará a la Planta de fertilizantes en la cual se puede utilizar provechosamente.



D I S P O S I C I O N D E E Q U I P O S

PLANTA DE PURIFICACION DE ACIDO FOSFORICO AGRICOLA

VII.- I N V E R S I O N Y F I N A N C I A M I E N T O

7.1 INVERSION

7.1.1 Introducción

El presente capítulo trata de los requerimientos de recursos monetarios para la implementación completa de la Planta de Purificación de Acido Fosfórico Agrícola.

La estructura de la inversión se ha determinado en base al Método del Porcentaje de Equipo, considerando que los datos más exactos de que se disponen corresponden al Costo del Equipo, estimándose los demás rubros en base a un porcentaje de este costo y correlaciones costo-capacidad (Anexo VII-1).

Los precios considerados para el equipo principal han sido estimados en base al precio actual 1977.

7.1.2 Inversión Fija

a) Equipos de Proceso

Comprende los costos de adquisición del equipo principal de proceso, la Unidad de Extracción y Re-Extracción, y los equipos auxiliares, tanques de suministro, tanques de neutralizado y ajuste del p^H y bombas necesarias.

Unidad de Extracción y Re-Extracción

Incluyendo las tuberías, instrumentación y accesorios adecuados. De acuerdo a datos proporcionados por el fabricante y los requer

mientos del proceso:

$5000 \text{ US\$/pie}^2 (186.544 \text{ pies}^2) = 932,500 \text{ US\$}$

Con respecto a la inversión en equipos auxiliares, este rubro se detalla en el Cuadro VII-1.

b) Terrenos y Construcción Civil

La inversión por este concepto corresponde a la adquisición de 300 m^2 y cimientos adecuados para las instalaciones de la planta de purificación solamente, 6% del costo del equipo : 58,138.00 US\$.

c) Ingeniería

Comprende los costos referentes a la elaboración de los estudios y diseños definitivos, supervisión y puesta en marcha: 279,750 US\$.

d) Puesta en Marcha

El período de puesta en marcha se ha estimado en un mes, y el costo por este concepto se determina en base a los requerimientos de mano de obra, materias primas e insumos para dicho período (Cuadro VII-1) : US\$ 1'359,249.45.

e) Contingencias

Posibles gastos que afronte la instalación y puesta en marcha de la planta, como mejoras, gastos adicionales de material, etc.,-

estimándose en 2 % de la Inversión Física e Ingeniería.

f) Instalación de Maquinarias y Equipo

Comprende los costos de montaje de las instalaciones mecánicas y eléctricas, estimado en: US\$ 326,375.

7.1.3 Capital de Trabajo

El capital de trabajo se ha estimado en base a las necesidades de existencias de materia prima requerida para un período de 60 días; tiempo que la práctica recomienda como razonable y suficiente, para balancear los efectos de eventuales problemas en el normal abastecimiento de las mismas.

Asímismo se consideran los requerimientos de mano de obra durante dos meses, incluyendo en el costo el pago de los beneficios sociales.

El capital de trabajo está compuesto por:

Sueldos y salarios (incluye beneficios sociales)	US\$ 5,100.00
Materia prima (ácido fosfórico, heptanol soda y agua)	2'249,627.53
TOTAL CAPITAL DE TRABAJO	2'254,727.53

El detalle se presenta en los cuadros VII-1 y VII-2. Como se puede observar en el capital de trabajo la planta requiere de los servicios de un operador y dos ayudantes por turno de 8 horas. Sobre el total de sueldos y salarios

CUADRO VI-1RUBROS QUE COMPRENDE EL CAPITAL FIJO

(US \$)

CAPITAL	FIJO	COSTO	SUB-TOTALES
I.- TERRENO Y CONSTRUCCION CIVIL			
	-Oficinas, mobiliarios, servicios sanitarios, maestranza, etc.	57,418.00	58,138.00
II.- MAQUINARIAS Y EQUIPOS DE OPERACION			
	-Tanque agitado de neutralización	3,514.00	
	-Tanque agitado de ajuste de pH	1,761.00	
	-Bombas	7,350.00	
	-Filtro	1,000.00	
	-Unidad de Extracción y Re-extracción	932,500.00	
	-Tanque de ácido fosfórico agrícola	4,200.00	
	-Tanque de almacenaje de solvente	2,460.00	
	-Tanque de soda caústica	1,982.00	
	-Tuberías	14,211.00	968,978.00
	Van		1'027,116.00

CUADRO VII-1 (Continuación)

CAPITAL FIJO	COSTO	SUB-TOTALES
	Vienen.....	1'027,116.00
III.- INSTALACION DE MAQUINARIAS Y EQUIPOS		326,375.00
IV.- INGENIERIA DEL PROYECTO		
-Investigaciones, experiencias, estudios previos incluyendo el proyecto, supervisión de la puesta en marcha, etc.	179,750.00	
-Patentes (Know-How)	100,000.00	279,750.00
V.- CONTINGENCIAS		
-Se considera el 2% de rubros de I a IV	32,665.00	32,665.00
VI.- PUESTA EN MARCHA		
-Sueldos y salarios	2,550.00	
-Acido fosfórico agrícola	635,840.00	
-Heptanol (150 ton.)	218,250.00	
-Soda caústicas	432,080.00	
-Agua para el proceso	338.00	
-Agua de refrigeración	3,379.00	
-Otros	2,376.00	
-Impuestos	64,436.00	1'359,249.00
		<u>3'025,155.00</u>

CUADRO VII-2

CAPITAL DE TRABAJO

(Dos meses de existencias en 1982)

ITEMS	PRECIO US\$	CANTIDAD	TOTAL US\$
<u>MATERIA PRIMA</u>			
Acido fosfórico grado agrícola	259.20/Ton	2,453.09Ton/mes	1'271,681.80
Heptanol	1,455.00/Ton	4.125Ton/mes	6,001.88
Soda Caústica	320.00/Ton	1,350.25Ton /mes	864,160.00
Agua	0.24/m ³	1,405.84 m ³ /mes	674.80
Impuestos (5% sobre compras)			107,446.55
TOTAL MATERIA PRIMA			2'249,627.53
<u>SUELDOS Y SALARIOS</u>			
3 Operadores (1/turno)	330/op. x mes		1,980.00
6 Ayudantes (2/turno)	200/ay. x mes		2,400.00
BENEFICIOS SOCIALES			720.00
TOTAL SUELDOS Y SALARIOS			5,100.00
TOTAL CAPITAL DE TRABAJO			2'254,727.53

se asume el 30% debido a las cargas sociales ya que el personal será de mando técnico y por el riesgo de trabajar con sustancias corrosivas - (Fondo Nacional de Bienestar Social, Gratificaciones, SENATI, Riesgos por accidentes de trabajo, etc.)

7.1.4 Inversión Total

De los estimados realizados, se concluye que el proyecto requiere de una inversión total compuesta por lo siguientes montos:

<u>Concepto</u>	<u>Inversión US\$</u>
Inversión Fija	3'025,155.00
Capital de Trabajo	2'254,727.00
Inversión Total US\$	5'279,882.00

7.1.5 Programa de Inversión

Dado que la planta comenzará a operar en el año de 1982, la inversión de capital fijo deberá empezar en 1980, en tanto que el capital de trabajo estimado entrará en actividad el año 1982. En el Cuadro VII-3, se muestra el programa de inversiones a seguir.

CUADRO VII-3 PROGRAMA DE INVERSION

ITEMS	% a INVERTIR			TOTAL US \$
	1980	1981	1982	
Terreno	100	---	---	720,000.00
Construcción Civil	60	40	---	56,928.00

Dirección de la Construc ción Civil	45	45	10	490.00
Maquinaria y Equipo	---	100	---	968,978.00
Instalación de Maq. y E- quipo	---	90	10	326,375.00
Ingeniería del Proyecto	80	20	---	279,750.00
Contingencias	50	20	30	32,665.00
Puesta en marcha	---	100	---	1'359,249.00
Capital de Trabajo	---	---	100	2'254,727.00

7.2 FINANCIAMIENTO

Para este proyecto de inversión debe conseguirse - una financiación con un bajo interés y a largo plazo, además es conveniente que se conceda un período de - gracia para la mortización de tres años, para dar -- tiempo a la instalación y puesta en marcha de la planta, período de prueba de la misma y formación de capital de trabajo propio y adecuado.

Una parte del capital se prevee que lo suministrará la planta de tripolifosfato de sodio (15%), el resto preferencialmente con inversionistas privados, nacionales o extranjeros y/o inversión del estado (20%) del 65% restante, parte de los equipos serán financiados por los fabricantes de los mismos a bajo interés y mediano plazo, la otra parte del equipo y la construcción con préstamo a largo plazo y bajo interés.

Como posibles fuentes de financiamiento nacional , puede considerarse la Corporación Financiera de Desarrollo (COFIDE), tal como se prevee en el presente - trabajo, así como el Fondo de Inversiones Privadas del Banco Central de Reserva del Perú.

El monto de las inversiones requeridas asciende a US \$ 5'279,882.00 y se seguirá el siguiente esquema - de la inversión fija e intangible:

<u>FUENTE</u>	<u>TOTAL, US\$</u>	<u>PORCENTAJE</u>
Aporte de Capital	791,982.30	15%
Deuda interna (COFIDE)	1'055,976.40	20%
Deuda externa	<u>3'431,923.00</u>	<u>65%</u>
TOTAL	<u>5'279,882.00</u>	<u>100%</u>

Para el financiamiento de la deuda Interna y Externa se consideran las siguientes condiciones:

-13 años, incluyendo tres años de gracia.

-8% de interés anual a rebatir.

El Cuadro VII-4, muestra la amortización y servicio de la deuda.

CUADRO VII-4AMORTIZACION Y SERVICIO DE LA DEUDA

(US \$)

AÑO	PRINCIPAL	CUOTA	INTERESES	SALDO
1983	5'279,882.00	527,988.20	422,390.56	4'751,893.80
1984	4'751,893.80	"	380,151.50	4'223,905.60
1985	4'223,905.60	"	337,912.44	3'695,917.40
1986	3'695,917.40	"	295,673.39	3'167,929.20
1987	3'167,929.20	"	253,434.33	2'639,941.00
1988	2'639,941.00	"	211,195.28	2'111,952.80
1989	2'111,952.80	"	168,956.22	1'583,964.60
1990	1'583,964.60	"	126,717.16	1'055,976.40
1991	1'055,976,40	"	84,478.11	527,988.20
1992	527,988.20	"	42,239.10	- . -

VIII.- C O S T O S D E P R O D U C C I O N

8.1 INTRODUCCION

La planta de purificación del ácido fosfórico grado fertilizante como proyecto que se integrará dentro de la planta de tripolifosfato de sodio, muestra una estructura de costos no convencional en razón de no incurrirse en gastos de ventas, ya que el producto purificado obtenido es un insumo principal en la producción de tripolifosfato de sodio, generando por lo tanto un valor agrgado a la obtención final de mencionada sal.

8.2 ESTRUCTURA DEL COSTO DE PRODUCCION

Los costos de producción están compuestos por los siguientes rubros (Cuadro VIII):

a) Costos directos

Comprende todo aquello que contribuye directamente en la producción del ácido fosfórico purificado y neutralizado, tal como:

- Materia prima
- Mano de obra
- Mantenimiento y reparación.

b) Costos indirectos

Comprende la mano de obra indirecta. Se prevee que el supervisor, el laboratorista y el resto del personal administrativo de la planta de tripolifosfato de sodio serán los que prestarán los servicios simultáneamente, a la planta de purificación del ácido -

fosfórico.

c) Depreciación

Comprende lo correspondiente a la pérdida de valor que sufren tanto los equipos y edificios al transcurrir de la vida útil de los mismos.

Para el caso de la planta de purificación de ácido fosfórico se considera que la vida útil de los equipos y edificios es de 15 años, sufriendo una depreciación anual del 6.7%, tal como recomienda IMI, Institute for research and Development (4).

d) Gastos de ventas

Tratándose que el producto purificado de esta planta pasará inmediatamente como insumo de la planta de tripolifosfato de sodio, no se considera este rubro sobre el costo de producción.

e) Imprevistos

Comprende los requerimientos disponibles para poder afrontar los gastos que ocasione cualquier contingencia durante el proceso de producción. Se considera que equivale al 5% del costo directo.

f) Gastos financieros

Corresponde a las condiciones de financiamiento planteado en 7.2.

En los cuadros siguientes se muestran detalladamente los rubros que constituyen el costo de producción

para el año 1982 y elaborados en base a los precios unitarios, Cuadro VII-1; y los requerimientos de insumos, Cuadro VII-2.

Los costos totales de producción hasta el año 1994, se reúnen en el Cuadro VIII-9.

CUADRO VIII-1
PRECIOS UNITARIOS
(US \$)

AÑO	ACIDO FOSFORICO AGRICOLA, TON (74.83%)	SODA CAUSTICA 100% , TON	HEPTANOL, TON	AGUA PU RIFICA- DA m ³
1982	259.20	320.0	320.0	0.24
1983	285.12	352.0	352.0	0.24
1984	313.632	378.20	387.20	0.24
1985	344.99	425.85	425.92	0.24
1986	379.49	468.39	468.51	0.24
1987	417.44	551.23	515.36	0.24
1988	459.18	566.75	566.89	0.24
1989	505.10	623.42	623.57	0.24
1990	555.61	685.77	685.92	0.24
1991	611.18	754.34	754.51	0.24
1992	672.29	829.78	829.96	0.24

NOTA:- Considerando, que el alza en los precios de insumos industriales no sigue una tendencia definida a nivel mundial, se supone que en 1982 se habrán elevado el 50% - de su valor actual, incrementándose el 10% en los años siguientes.

CUADRO VIII-2

REQUERIMIENTOS ANUALES DE INSUMOS

AÑO	CAPACIDAD DE OPERACION %	ACIDO FOSFORICO AGRICOLA (70.8%) TON	SODA (50%) CAUSTICA TON	HEPTANOL TON	AGUA PURIFICADA m ³
1982	75	31170.15	24304.5	37.125	12652.2
1983	75	31170.15	24304.5	37.125	12652.2
1984	80	33248.16	25924.8	39.6	13495.68
1985	80	33248.16	25924.8	39.6	15182.64
1986	90	37404.18	29165.4	44.55	15182.64
1987	90	37404.18	29165.4	44.55	15182.64
1988	95	39482.19	30782.4	47.025	16026.12
1989	95	39482.19	30782.4	47.025	16026.12
1990	100	41560.2	32406.0	49.5	16869.6
1991	100	41560.2	32406.0	49.5	16869.6
1992	100	41560.2	32406.0	49.5	16869.6

NOTA:- Calculado en base al Cuadro VI-6 y los resultados del balance de materias.

CUADRO VIII-3

COSTOS DE MATERIA PRIMA E INSUMOS

(Primer año de producción:1982)

(US \$)

I T E M S	PRECIO	CANTIDAD/ AÑO M_3PO_4	TOTAL
<u>MATERIA PRIMA</u>			
Acido fosfórico (100%)	259.20/Ton	23,324.623Ton.	6'054,742.20
Heptanol	1455.00/Ton	37.125Ton.	54,016.88
Soda Caústica (100%)	320.00/Ton	12,152.250Ton.	3'888,720.00
Impuestos (5% sobre compras)			499,873.95
COSTO DE MATERIA PRIMA :			10'497,353.03
<u>INSUMOS</u>			
Agua para el proceso	0.24/m ³	12,652.20 m ³	3,036.52
Agua de refrigeración	0.21/m ³	144,817.20 m ³	30,411.61
Otros (electr.)	0.01/kwh	2'139,159.0 kwh	21,391.50
COSTO DE INSUMOS :			54,839.63
COSTO TOTAL MATERIA PRIMA E INSUMOS :			10'552,192.66

CUADRO VIII-4 COSTO DE MANO DE OBRA
(Primer año de producción: 1982)
(US \$)

PUESTO	SUELDO	N°	T O T A L
OPERADOR *	330.0	3	990.00
AYUDANTE **	200.0	6	1,200.00
TOTAL		9	2,190.00
CARGAS SOCIALES			657.00
COSTO MENSUAL DE MANO DE OBRA			2,847.00
COSTO TOTAL ANUAL MANO DE OBRA			34,164.00

(*) : De mando técnico

(* *) : Con experiencia

CUADRO VIII-5 COSTOS DIRECTOS
(Primer año de
Producción:1982)
(US \$)

<u>I T E M S</u>	<u>COSTO</u>
MATERIA PRIMA E INSUMOS	10'552,192.66
MANO DE OBRA DIRECTA	34,164.00
MANTENIMIENTO Y REPARACIONES	142,039.00
COSTO TOTAL DIRECTO	10'728,395.66

CUADRO VIII-6 COSTO DE DEPRECIACION
(US \$)

<u>I T E M S</u>	<u>VALOR INICIAL</u>	<u>DEPRECIACION</u>
MAQUINARIA Y EQUIPOS	968,978.00	64,921.53
EDIFICIOS	42,601.00	2,840.00
COSTO DE DEPRECIACION		67,761.53

NOTA:- La vida útil del equipo y edificios, se considera, para plantas de sustancias corrosivas, en 15 años (depreciación del 6.7% anual).

CUADRO VIII-7 COSTO DE PRODUCCION
(Primer año de producción : 1982).
(US \$)

I T E M S	COSTO
COSTO DIRECTO	10'728,395.66
DEPRECIACION	67,761.53
IMPREVISTOS (5% costo directo)	536,419.75
GASTOS FINANCIEROS	- . -
<hr/>	
TOTAL COSTO DE PRODUCCION	11'332,576.74

CUADRO VIII-9

COSTOS DE PRODUCCION ANUAL

(U.S. \$)

I T E M S	A Ñ O S					
	1982	1983	1984	1985	1986	1987
CAPACIDAD DE OPERACION, %	75	75	80	80	90	90
COSTO DIRECTO	10'728,395.66	11'388,513.0	13'508,153	14'884,616	18'412,443	20'798,409
DEPRECIACION	67,761.53	67,761.53	67,761.53	67,761.53	67,761.53	67,761.53
IMPREVISTOS	536,419.75	569,425.70	675,407.65	744,230.80	920,622.20	1'039,920.40
GASTOS FINANCIEROS		422,390.56	380,151.50	377.912.44	295,673.39	253,434.33
TOTAL COSTO DE PRODUCCION	11'332,576.74	12'448,090.79	14'631,473.68	16'034,520.77	19'696,500.12	22'147,937.26
PRODUCCION, TON	55,855.88	55,855.88	59,579.60	59,579.60	67,027.05	67,027.05
COSTO UNITARIO DE PRODUCCION (US\$/TON)	202.88	222.86	245.58	269.13	293.86	330.60

CUADRO VIII-9

COSTOS DE PRODUCCION ANUAL

(U.S. \$)

ITEMS	A Ñ O S						
	1988	1989	1990	1991	1992	1993	1994
CAPACIDAD DE OPERACION, %	95	95	100	100	100	100	100
COSTO DIRECTO	23'501,129	25'944,277	29'919,027	32'903,618	36'186,667	39'798,022.00	43'770,551.00
DEPRECIACION	67,761.53	67,761.53	67,761.53	67,761.53	67,761.53	67,761.53	67,761.53
IMPREVISITOS	1'175,056.4	1'297,213.80	1'495,951.3	1'645,180.90	1'809,333.30	1'989,901.10	2'188,527.50
GASTOS FINANCIEROS	211,195.28	168,956.22	126,717.16	84,478.11	42,239.10		
TOT. COST. PRODUC.	24'955,142.21	27'478,208.55	31'609,457.43	34'701.038.53	38'106,000.93	41'855,684.63	46'026,839.83
PROD. TON	70,750.78	70,750.78	74,474.50	74,474.50	74,474.50	74,474.50	74,474.50
CO. UN. PR. (US\$/TON)	352.72	388.38	424.43	465.95	511.50	562.01	618.02

IX. ORGANIZACION Y ADMINISTRACION

9.1 ORGANIZACION

De acuerdo a los planes del complejo de Bayóvar, la planta de purificación estará integrada a la planta de tripolifosfato de sodio, siendo INDUPERU el encargado de ponerla en marcha y entregar al Organo Director que corresponda, la Gestión de la empresa.

Esta empresa puede ser Estatal, Estatal Asociada o mixtas con participación Estatal.

Debido entonces a la estrecha relación que existe en tre las operaciones de purificación y la de producción de tripolifosfato de sodio, se considera que la planta de purificación del ácido fosfórico grado agrícola se integrará verticalmente a la segunda de las nombradas.

Para la gestión de la planta de tripolifosfato se - considerará el organigrama que se detalla en el gráfico X-1, con las siguientes funciones del personal:

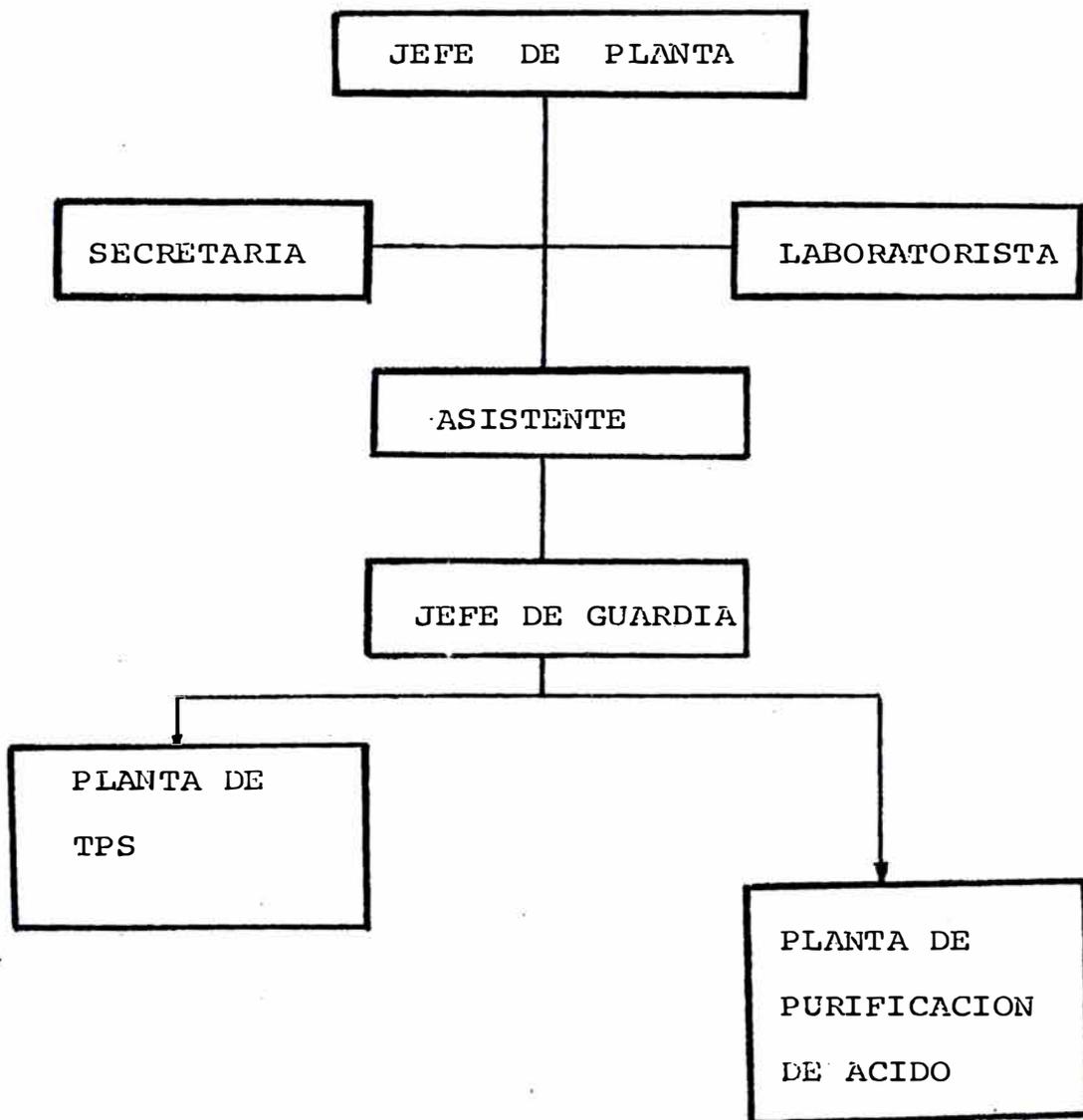
- Jefe de planta, responsable de la misma y del cumplimiento del programa de producción;
- Asistente del Jefe; reemplazará al jefe y a los jefes de turno en vacaciones, sobretiempos, etc.;
- Jefes de Turno; supervisará el normal funcionamiento de la planta y el trabajo del personal;
- Jefe de Laboratorio; se encargará del laboratorio y del control de calidad.

9.2 ADMINISTRACION

La administración quedará supeditada a la planificación que tomará todo el complejo de fertilizantes de Bayóvar, puesto que la planta de purificación del áci-

do fosfórico formará parte de este.

GRAFICO IX-1.- ORGANIGRAMA, PLANTA DE TRIPOLIFOSFATO DE SODIO.



A N E X O S

ANEXO IV-3

METODOLOGIA DE PROYECCION

ANEXO IV-3METODOLOGIA DE PROYECCION

La proyección de la demanda de los detergentes se ha efectuado por el método estadístico de los mínimos cuadrados, tomando como variables los valores "X" para los años é - "Y" para los tonelajes de detergentes de acuerdo a los datos que figuran en el siguiente cuadro:

PRODUCCION DE DETERGENTES1969 - 1974

<u>AÑO</u>	<u>PRODUCCION.TM</u>
1969	16480
1970	18519
1971	20786
1972	24994
1973	25107
1974	26398

FUENTE: Ministerio de Industria y Turismo, Of. de Estadística e informática, Diciembre de - 1976.

TABULACION DE LOS DATOS PARA LA APLICACION DELMETODO

<u>X</u>	<u>Y</u>	<u>XY</u>
1	16480	16480
2	18519	37038

3	20786	62358
4	24994	99976
5	25107	125535
6	26398	158388

De donde:

$$\Sigma X = 21 \quad ; \quad \Sigma XY = 499775$$

$$\Sigma Y = 132284 \quad ; \quad \Sigma X^2 = 91$$

Por otro lado tenemos que la recta de regresión de la -
tendencia será:

$$Y = aX + b$$

donde los valores de los coeficientes "a" y "b" están de terminados por:

$$a = \frac{N (\Sigma XY) - (\Sigma X) (\Sigma Y)}{N \Sigma X^2 - (\Sigma X)^2}$$

$$b = \frac{(\Sigma Y) (\Sigma X^2) - (\Sigma X) (\Sigma XY)}{N \Sigma X^2 - (\Sigma X)^2}$$

Luego de reemplazar los valores de la tabla en las dos últimas ecuaciones tenemos que:

$$a = 2101.77$$

$$b = 14691.13$$

Con lo que la recta de proyección o tendencia queda como:

$$Y = 2101.77 X + 14691.13$$

ANEXO VI-B

PROCESOS DE PRODUCCION DEL ACIDO FOSFORICO

A N E X O VI-BPROCESOS DE PRODUCCION DEL ACIDO FOSFORICOa) METODO TERMICO

El proceso electrotérmico comprende dos etapas principales:

Preparación del fósforo elemental.- En esta etapa se mezcla la roca fosfórica sinterizada, coque y arena y se cargan a un horno eléctrico provisto de electrodos entre los cuales se establece un arco voltaico. A la altura del arco, la carga alcanza una temperatura de 1300-1500°C que dan lugar a la reducción del fosfato - desprendiéndose vapores de fósforo y monóxido de carbono. Los gases provenientes del horno se limpian en precipitadores electrostáticos y se envían a enfriadores donde se condensa el fósforo, separándose del monóxido de carbono.

Preparación del P_2O_5 e Hidratación.- Se inyecta fósforo líquido a una cámara de combustión, provista de camisa enfriadora de agua, junto con aire en 20% en exceso para la combustión del fósforo. La combustión del fósforo se realiza a 2200 °C y los gases salen a 820°C. Estos pasan a la parte superior de la torre de hidratación donde se mezclan chorros frios de ácido de 100% H_3PO_4 y algo de ácido diluido de 48%. El ácido resultante (100%) se envía a un enfriador y luego a almace-

VI-B/2

namiento. Una parte se diluye a 48% y se devuelve al proceso.

b) METODO HUMEDO - VIA SULFURICA

Es un proceso de acidulación, que consiste en hacer reaccionar la apatita de la roca fosfórica con ácido sulfúrico, aunque otros ácidos pueden ser utilizados. Los productos obtenidos son el gypsum ($\text{CaSO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$) y una solución de ácido fosfórico; dicha mezcla es filtrada posteriormente para separar las partículas de gypsum del ácido que contiene aproximadamente un 30% P_2O_5 .

El ácido obtenido contiene impurezas indeseables como fluor, hierro, aluminio, silicio y Uranio, compuestos presentes en la roca fosfórica.

El siguiente paso es concentrar este ácido por evaporación a un producto que contenga 54% P_2O_5 , el cual es utilizado para la fabricación principalmente de fertilizantes. Si el contenido de materia orgánica en la roca no es excesivo, la digestión originará un ácido negro y si el contenido orgánico está fuera de lo permisible, la roca es calcinada antes de la digestión para quemar antes la materia orgánica resultando un ácido con tinte verdoso.

ANEXO VI-C

ANALISIS TIPICO DE LOS TIPOS DE ACIDO FOSFORICO

VI-C/2

menor que 10 partes por millón (ppm), Arsénico como As_2O_3 menor que 1.0 ppm.

- Tanto el contenido como el tipo de impurezas en el ácido dependerá básicamente de la materia prima empleada en su fabricación así como del método seguido.

CUADRO VI-B2

ANALISIS TIPICO DE UN ACIDO FOSFORICO TECNICO DE LA CALIDAD PARA LA INDUSTRIA DE SALES FOSFATADAS

$+P_2O_5$	49%
SO_4	0.83%
F	370 ppm
Fe	46 ppm
Al	3 ppm
Ca	3 ppm
Mg	2.5ppm

Porcentaje que se eleva a 54% previa evaporación del agua.

CUADRO VI-B3

ANALISIS TIPICO DEL ACIDO FOSFORICO NEGRO DE LA CALIDAD PARA LA INDUSTRIA DE FERTILIZANTES

	<u>ZANTES</u>	<u>CASO A</u>	<u>CASO B</u>
P_2O_5	53%	55.1%
SO_4	3.2%	2.5%
F	3500 ppm	9000 ppm

Fe	9600 ppm	8500 ppm
Al	3300 ppm	8800 ppm
Ca	100 ppm	500 ppm
Mg	5100 ppm	2500 ppm

-Caso A.- Corresponde al ácido producido por el proceso - húmedo, a partir de la Roca fosfórica de Carolina del Norte (Desarrollado por IMI).

-Caso B.- Acido Fosfórico producido de la Roca Fosfórica de Florida (Desarrollado por IMI) por el método húmedo.

ANEXO VI-2

EL TRIPOLIFOSFATO DE SODIO EN LOS DETERGENTES
Y OTRAS APLICACIONES INDUSTRIALES

ANEXO VI-2EL TRIPOLIFOSFATO DE SODIO EN LOS DETERGENTES
Y OTRAS APLICACIONES INDUSTRIALESI) Función del tripolifosfato en los Detergentes

Secuestrante de la dureza del agua.

Dispersión y suspensión de la suciedad.

- Regulador de la alcalinidad de la solución de lavado, actúa como tampón.
- Emulsifica las suciedades tipo aceitosas ó grasosas. Ayuda a reducir el nivel de gérmenes.

Desde el punto de visra de seguridad y calidad podemos enumerar:

No es tóxico.

No afecta los colores en tejidos.

- No afecta las fibras ni los tejidos en sí.

No afecta las máquinas lavadoras por no ser corrosivo.

No es inflamable.

II) Contenido del tripolifosfato en los detergentes

<u>TIPO DE DETERGENTES</u>	<u>%TPS</u>
Formulación de alta espuma (para agua tibia)	30
- Formulación de espuma contralada (para todo uso)	35
- Formulación de baja espuma.....	40

Formulación de baja espuma (alto
contenido de no iónicos)..... 40

III) Aplicaciones Industriales del tripolifosfato

Ablandador de aguas

Ablandador en la industria textil, para aumentar el
poder distersivo.

- Dispersante de pigmentos, a cargas y abrillantado
res en pinturas y colas.

En aprestos como defloculante.

Industria del papel, como defloculante y para blan-
queo de la pasta.

Dispersante en la industria cerámica.

- Regulador de viscosidad en las suspensiones de ce -
mento.
- Defloculante de los barros en perforaciones petrolí
feras.

Elaboración de leche condensada.

Tratamientos de pieles y cueros.

ANEXO VI-5

BALANCE DE MATERIAS

ANEXO VI-5BALANCE DE MATERIAS

(Base: 1 día)

A. CARACTERISTICAS DE LAS CORRIENTESI. Características de la Alimentación (F)

F = 125.94 Ton
 Temp = Ambiente (25°C)
 Densidad = 1.574

Composición:

H ₃ PO ₄	74.53%	93.8729	Ton
CaO	0.20%	0.2519	"
SO ₄	1.90%	2.3928	"
F	0.70%	0.8815	"
SiO ₂	0.30%	0.3778	"
Fe ₂ O ₃	0.30%	0.3778	"
Al ₂ O ₃	0.10%	0.1259	"
Cl	-	-	-
MgO	0.40%	0.5037	"
Sólidos Suspend.....		1.00%	1.2594	"
H ₂ O	21.57%	27.1555	"

Cantidades Globales: Acido Fosfórico 93.8729
 (toneladas)

Impurezas 4.9116

Agua 27.1555

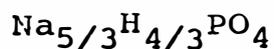
II. Características del Producto (P)

P = 222.65 Ton

Temp = Ambiente

% P₂O₅ = 23

Formulación: 2 moles de Disódico/1 mol de monosódico.



III. Características de la Soda Caústica (SC)

SC = 98.20 Ton

%NaOH = 50

Temp = Ambiente

Densidad : 1.5253

Impurezas :	Cu.....	1.0 ppm (máximo)
	As.....	1.0 ppm (máximo)
	Fe.....	5.8 ppm
	Sulfitos.....	0.2 - 1.1 ppm
	CO ₃ ^N C ₂	0.2 - 0.25%

IV. Características del Refinado Total (RT)

RT = 52.8 Ton

Temp = Ambiente

% P₂O₅ = 32, (16.8 Ton)

V. Características del Solvente

Requerimiento de operación : 0.15 Ton

Temperatura: Ambiente (25°C)

Concentración: 100% Heptanol
 Densidad: 0.824
 Solubilidad en el agua: 0.18 grs/100gr
 Relación SOLVENTE/ACIDO FOSFORICO CIRCULANTE recomendada por el fabricante: 1.6

VI. Impurezas Eliminadas

Impurezas en la alimentación:

Sólidos suspendidos = 1.2594 Ton
 Mg, Fe, F y Al = 12,030 ppm
 SO_4 = 2.3928 Ton

Impurezas eliminadas:

92.5% de Mg
 87.5% de Al
 77.5% de Fe
 90% de F
 Parte de iones sulfato.
 80% de sólidos suspendidos.

En el desarrollo de los cálculos consideraremos una eliminación global del 80% de impurezas y parte de sulfato como sulfato de sodio.

B. CALCULOS DE LAS CORRIENTES DEL PROCESO

I. Cálculo del Producto y del agua:

Balance total:

$$SC + AGUA + F + S = RT + P \quad (b1)$$

$$P - AGUA = 171.794 \quad (1)$$

Balance de P₂O₅ en b1 :

$$\begin{aligned}
 O + O + 68.07 &= 16.8 + 0.23 P \\
 P &= 222.65 \text{ Ton} \\
 \text{de (1) AGUA} &= 50.86 \text{ Ton} \\
 \text{AGUA} &= 2.13 \text{ m}^3/\text{h}
 \end{aligned}$$

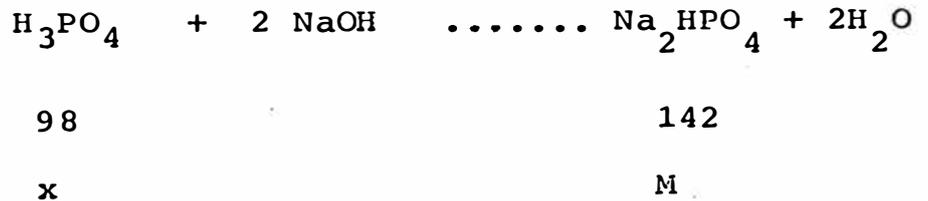
II. Balance de Acido Fosfórico

El ácido fosfórico reacciona con la soda caústica en el paso de neutralización y también con el fosfato disódico en el tercer Stripping., por lo tanto en el balance se considera el término generación:

$$\begin{aligned}
 \text{Entra} + \text{Genera} &= \text{Sale} \\
 93.8729 + \text{Genera} &= 23.1887 \\
 \text{Genera} &= -70.6842 \\
 \text{Consume} &= 70.6842 \text{ Ton}
 \end{aligned}$$

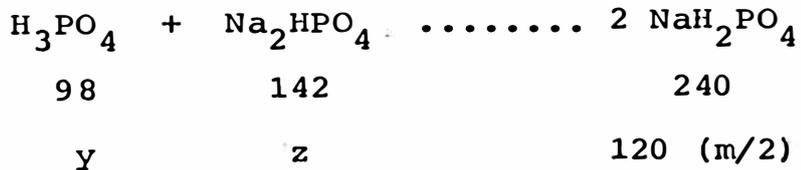
III. Formación del Fosfato monosódico y disódico:

Reacción en el paso de Neutralización:



$$x = 98 M/142 \dots\dots\dots b2$$

Reacción en el Stripping 3:



$$y = 120 (m/2) \cdot 98/240 \dots\dots b3$$

De II : $x + y = 70.6842$ (ácido consumido) ..b4

De la formulación: En el producto se tiene la relación , m moles de Disódico ó 142 m Ton
 m/2 moles de monosódico ó 60 m Ton

Luego:

$$M = 142 m + z$$

$$M = 142 m + 120 m (142) (240)/2$$

$$M = 177.5 m \dots\dots\dots b5$$

b2 y b3 en b4 :

$$m = 0.4808 \text{ ó } 68.2736 \text{ Ton Disódico}$$

$$M/2 = 0.2404 \text{ ó } 28.8480 \text{ Ton Monosódico}$$

Producto :

TOTAL DE SAL : 97.1216 Ton

Agua + Imp. : 125.5284 Ton

Consumo de soda caústica:

$$\text{Consumo} = 177.5 (0.4808) (80)/142$$

$$\text{Consumo} = 48.08 \text{ Ton.}$$

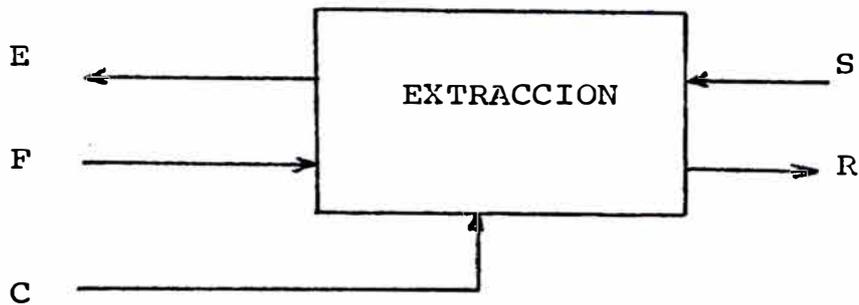
Agua generada por la reacción:

$$\text{Agua generada} = 177.5 (0.4808) (36)/142$$

$$\text{Agua generada} = 21.636 \text{ Ton}$$

IV. Balance de Acido de las Corrientes

a) Sección de Extracción:

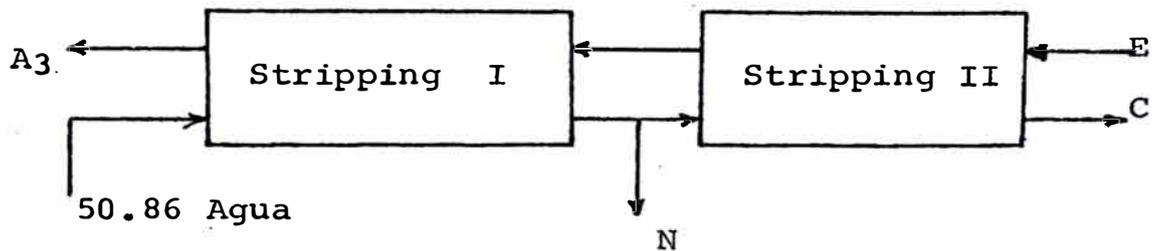


Entra + Genera = Sale

$$(93.8729 + Ca) + (0) = 23.1887 + Ea$$

$$Ea - Ca = 70.6842 \dots (a)$$

b) Sección de Stripping con agua



El ácido consumido en la formación de fosfato disódico en el paso de neutralización, se calcula a partir de la cantidad de fosfato disódico que debe contener el producto y que se consume en la reacción a monosódico, por lo tanto:

Total de Acido Consumido a Fosfato Disódico = Na

$$Na = 177.5 (0.4808) (98)/142$$

$$Na = 58.898 \text{ Ton } H_3PO_4 \dots\dots\dots b$$

Efectuando el balance de ácido en el Gráfico IV-b

$$(Ea) = Na + Ca + A3 \dots\dots\dots c$$

De (a) y (c)

$$A_3 = 11.7862 \text{ Ton } H_3PO_4$$

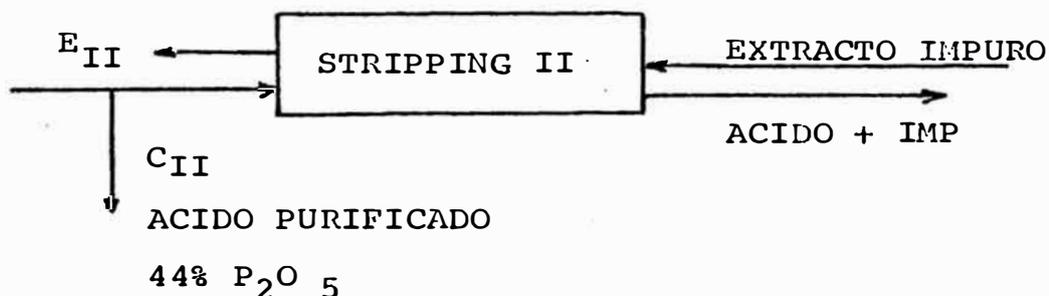
La corriente N de ácido purificado contiene, de acuerdo a las especificaciones USSAC 44% de P₂O₅, que corresponde a 42.671 Ton., luego:

$$\begin{array}{r}
 N \begin{cases} 58.898 \text{ Ton } H_3PO_4 \\ 38.08115 \text{ Ton Agua más Impurezas} \end{cases} \\
 \hline
 96.9795 \text{ Ton}
 \end{array}$$

$$\text{Acido Purificado : } 96.9695 \frac{\text{Ton}}{\text{Día}} \times 330 \frac{\text{Días de Prod.}}{\text{Año}}$$

$$\text{Acido Purificado} = 32,003.235 \text{ Ton/año (44\% P}_2\text{O}_5)$$

Balance en el Stripping II:



Con la finalidad de obtener un ácido purificado de alta concentración y lograr una mayor eficiencia de las etapas, es conveniente el uso de una corriente purificada en la segunda etapa de re-extracción, esta corriente C_{II} circula a una relación de 1/4 el peso del solvente en el extracto:

Solvente en el Extracto	149.85 Ton
Corriente C _{II} (44% P ₂ O ₅)	37.4625 Ton

Acido Fosfórico C_{II}	22.7518
Agua más Impurezas	14.7107

Acido en el Extracto Impuro : El 10% del ácido cargado en el extracto impuro no se extraen en las dos etapas de Re-Extracción con agua:

$$E a = 11.7862/0.1 = 117.862$$

$$Ca = 47.1778 \text{ Ton}$$

Efectuando un balance en el Stripping II:

$$Ca_{II} + E a = Ca + Ea_{II}$$

De los datos anteriores:

$$E a_{II} = 93.436 \text{ Ton } H_3PO_4$$

V. Balance de Impurezas

Toneladas de Impurezas (sin el SO_4)	2.51880
Toneladas de Impurezas eliminadas (80%)	2.01504
Sulfato que no forma sulfato de sodio	1.16886
Impurezas en el Refinado	3.18394
Impurezas no eliminadas (en Acido Purificado)	0.50376
Sulfato en el Acido Purificado	1.22400
Sulfato de Sodio en el Producto neutralizado.	1.81050
Total de Impurezas en el Ortofosfato	2.74776

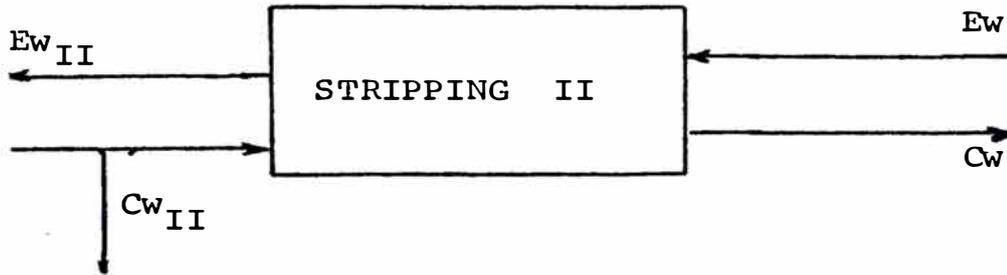
Es importante notar que el exceso de Soda Caústica adicionada en 1.02 Ton., dá lugar a la formación del Sulfato de sodio y el ajuste del Ph.

El porcentaje de impurezas eliminadas agrupa en forma

general los iones F, Al, Mg, Fe al igual que los sólidos suspendidos.

VI. Balance de Agua en las Corrientes

Stripping II:



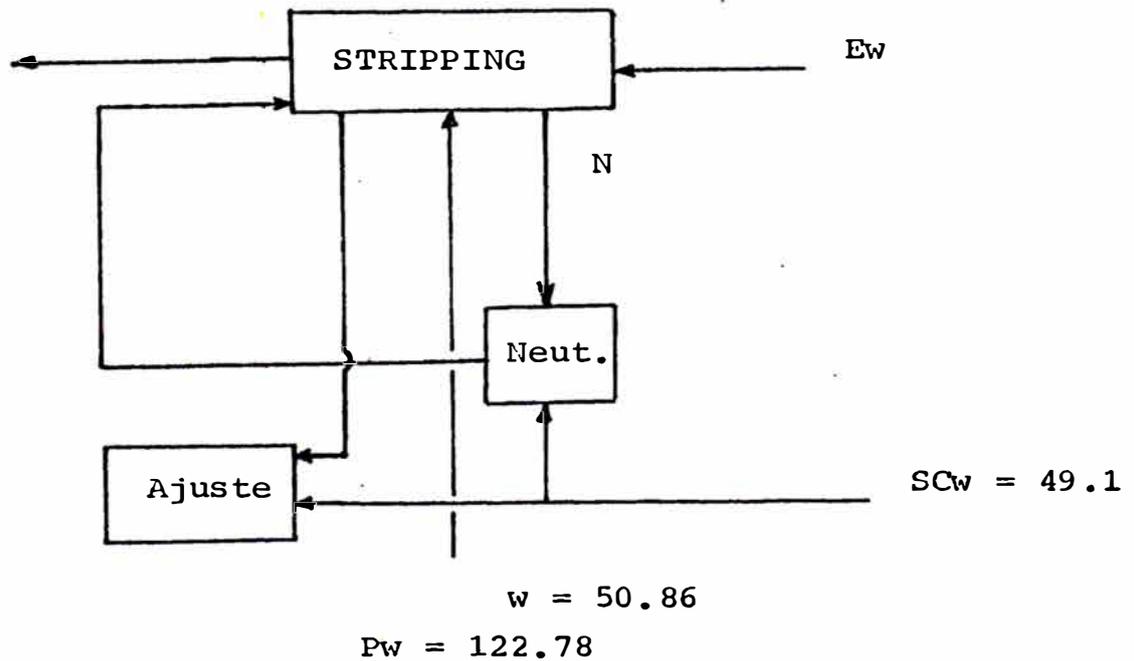
$$Ew + Cw_{II} = Cw + Ew_{II}$$

De IV y V se determina:

$$Cw_{II} = 13.9947 \text{ Ton H}_2\text{O}$$

$$Ew_{II} = (Ew - Cw) + 13.9947 \dots\dots (a)$$

-Balance global en el Stripping y neutralizado:



$$(E_w + 50.86 + 49.1) + (21.636) = C_w + 122.78$$

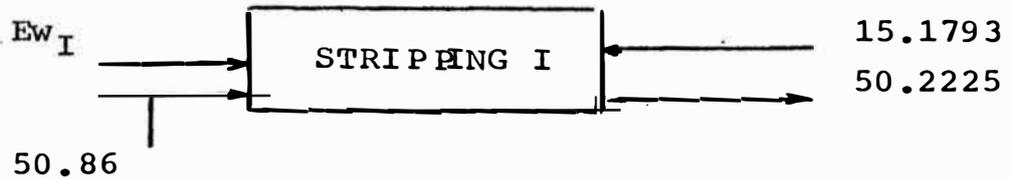
$$\text{Entra} + \text{Genera} = \text{Sale}$$

$$E_w = C_w = 1.18464 \text{ Ton H}_2\text{O} \dots\dots\dots(b)$$

Reemplazando (b) en (a) :

$$E_{wII} = 15.1793 \text{ Ton H}_2\text{O}$$

-Balance en el Stripping I :



$$E_{wI} = 15.8168 \text{ Ton H}_2\text{O}$$

Los diagramas A-VI-5a y A-VI-5b, indican los resultados finales del balance de materias.

VII. Balance de la Etapa de Neutralización

En la etapa de neutralización la adición de soda cáustica forma 85.342 ton. de fosfato Disódico, de los cuales se consumen 17.0684 ton. en la formación del fosfato monosódico, los balances y reacciones se detallan en III.

El ajuste del Ph se realiza adicionando 1.02 ton. de NaOH ó 2.04 NaOH 50%, formándose sulfato de sodio y obteniendo un Ph adecuado.

En el diagrama A-VI-5c, se esquematiza el balance, correspondiente a la etapa de neutralización.

A-VI-5a

BALANCE DE MATERIAS - EXTRACCION CON
HEPTANOL

EXTRACTO E

117.862	H ₃ PO ₄ (40.5%)
149.850	Heptanol
20.688	H ₂ O
2.5697	Impurezas

<u>HEPTANOL</u>	
Reciclo	149.85
Suminis	0.15



ALIMENTACION F

93.8729	H ₃ PO ₄ (74.83%)
27.1555	H ₂ O
4.9116	Impurezas

CORRIENTE C

47.1778	H ₃ PO ₄ (70%)
19.5030	H ₂ O
0.7160	Impurezas

REFINADO R

23.1887	H ₃ PO ₄
0.1500	Heptanol
25.97086	H ₂ O
3.0645	Impurezas

Sólidos 0.12594

REFINADO TOTAL

52.5 Ton

RT

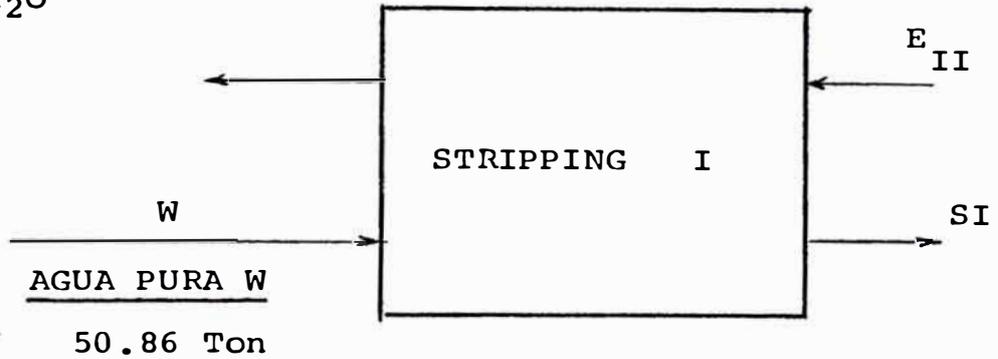
VI-5/11

DIAGRAMA A-VI-5b

BALANCE DE MATERIAS - RE- EXTRACCION

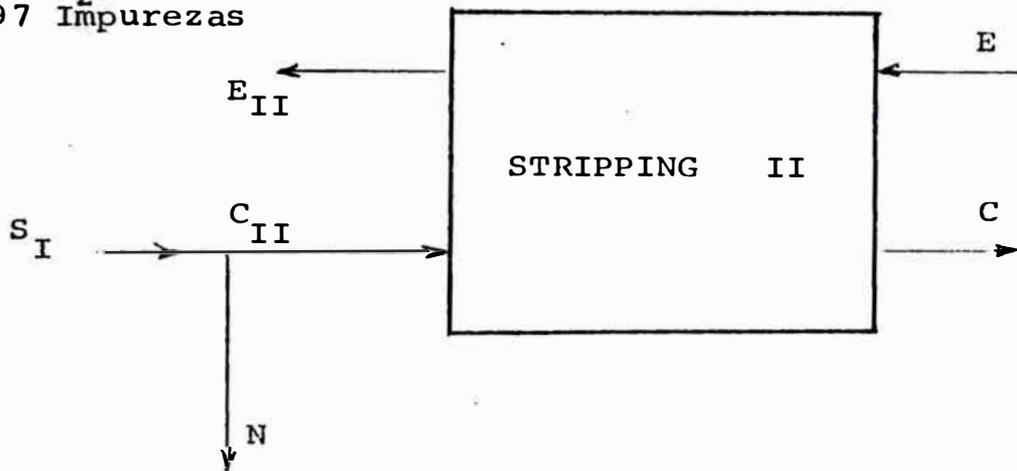
Re-Extracción I

149.85 Heptanol
 11.7862 H₃PO₄
 15.8168 H₂O



Re-Extracción II E_{II}

149.85 Heptanol
 93.436 H₃PO₄
 15.1793 H₂O
 2.5697 Impurezas



ACIDO FOSFORICO PURIFICADO

58.898 H₃PO₄
 36.2278 H₂O
 1.8537 Impurezas

96.9795 Ton (44%P₂O₅)

CORRIENTE C_{II}

22.7518 H₃PO₄
 13.9947 H₂O
 0.7160 Impurezas

37.4625 Ton (44%
 P₂O₅)

DIAGRAMA AVI-5c

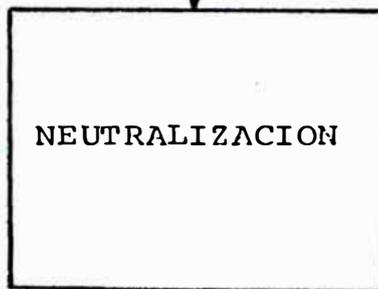
A. Neutralizado

ACIDO PURIFICADO N

SODA CAUSTICA SC

48.08 NaOH

48.08 H₂O



SC

SD

SOLUCION DISODICA SD

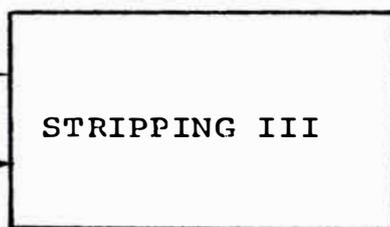
85.342 Na₂HPO₄

105.944 H₂O

1.72776 Impurezas

B. Recuperación del Solvente y ajuste

149.85 Ton Heptanol



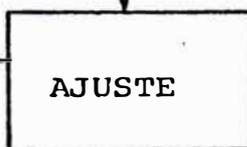
RE-EXTRACCION I

SD

SODA AJUSTE

1.02 H₂O

1.02 NaOH



PRODUCTO P

28.848 Ton Monosódico.

68.2736 Disódico.

122.78064 H₂O

2.74776 Impurezas

222.65 Ton

c) CALCULO DEL AGUA DE REFRIGERACION

Base: T = 25°C (Temperatura ambiente)

Como las reacciones de formación de fosfato monosódico y disódico son exotérmicas, es necesario disponer de agua de refrigeración.

DATOS DISPONIBLES:

<u>COMPUESTO</u>	<u>CALOR DE FORMACION A 25°C</u>
H ₃ PO ₄	-306.2 Kcal/molgr.
NaH ₂ PO ₄	-367.7 Kcal/molgr.
Na ₂ HPO ₄	-417.4
H ₂ O líq.	-68.3174
NaOH	-101.99

Aplicando la ecuación:

$$\Delta H_R = \Sigma \Delta H_{f,p} - \Sigma \Delta H_{f,r}$$

$$\Delta H_{R_1} \text{ (fosfato Disódico)} = - 44.1448 \text{ Kcal/molgr.}$$

$$\Delta H_{R_2} \text{ (fosfato monosódico)} = - 11.5 \text{ Kcal/molgr.}$$

Balance de Calor

Máxima temperatura del agua : 66°C.

$$Q = \text{Calor Absorbido} = m (10^{-3} \frac{\text{Kcal}}{\text{gr}^\circ\text{C}}) (66-25)$$

$$Q_1 = \text{Calor Liberado (1)} = \frac{(44.1448) (0.4808 \times 10^6 \text{ molgr/día})}{24 \frac{\text{horas}}{\text{día}}}$$

$$Q_2 = \text{Calor Liberado (2)} = \frac{(11.5) (0.2404 \times 10^6 \text{ molgr/día})}{24 \text{ (hor/día)}}$$

$$Q = Q_1 + Q_2 = 999,550.15 \frac{\text{KCal}}{\text{h}}$$

Luego el agua necesaria:

$$\frac{999559.15 \text{ KCal/hr}}{10^3 \frac{\text{KCal}}{\text{gr}^\circ\text{C}} (41^\circ\text{C}) (10^6 \frac{\text{gr}}{\text{m}^3})} = 24.38 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

Finalmente:

$$\text{Agua de Refrigeración: } 24.38 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

ANEXO VI-6
DISEÑO DE LOS EQUIPOS

ANEXO VI-6DISEÑO DE LOS EQUIPOS

I. Diseño de los Mezcladores y Sedimentadores

Extracción (Cada etapa)

$$\clubsuit \text{Flujo total} = \text{Fase acuosa} + \text{Fase orgánica}$$

$$-\text{Flujo total} = (F + C) + S \text{ en GPM}$$

$$-\text{Flujo total} = (14.68 + 8.363) + 33.399$$

$$-\text{Flujo total} = 56.442 \text{ GPM}$$

$$\begin{aligned} \clubsuit \text{Tamaño del Mezclador} &= \text{Flujo total} \times \text{Tiempo de Reten} \\ &= 56.442 \times 3 = 169.32 \text{ Gal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \clubsuit \text{Tamaño del Sedimentador} &= 7 \times \text{tamaño mez.} \\ &= 1185.29 \text{ Gal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \clubsuit \text{Area del Mezclador} &= 169.32 \text{ Gls} / (7.48 \text{ gal/pie}^3) \text{ (5pies)} \\ &= 4.527 \text{ pies}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \clubsuit \text{Area del sedimentador} &= 7 \times \text{Area del mez.} \\ &= 31.691 \text{ pies}^2 \end{aligned}$$

Re-Extracción con Agua (I etapa)

$$\clubsuit \text{Flujo Total} = 45.7514 + 9.33 = 55.0814 \text{ GPM}$$

$$\clubsuit \text{Tamaño del Mezclador} = 55.0814 \times 4 = 220.32 \text{ Gal}$$

$$\clubsuit \text{Tamaño del Sedimentador} = 220.32 \times 7 = 1541.64 \text{ Gal}$$

$$\begin{aligned} \clubsuit \text{Area del mezclador} &= 220.32 \text{ gal} / (7.48 \text{ gal/pies}^3) \text{ (5pies)} \\ &= 5.891 \text{ pies}^2 \end{aligned}$$

$$\clubsuit \text{Area del sedimentador} = 41.237 \text{ pies}^2$$

Re-Extracción con Agua (II etapa)

$$\clubsuit \text{Flujo Total} = 4.503 + 49.23 = 53.733$$

$$\clubsuit \text{Tamaño del Mezclador} = 214.932 \text{ Gal.}$$

- ✦Tamaño del Sedimentador = 1504.524 Gal
- ✦Area del mezclador = 5.74 pies²
- ✦Area del sedimentador = 40.180 pies²

Re-Extracción con Fosfato (III etapa)

- ✦Flujo total = 37.426 + 29.118 = 66.544
- ✦Tamaño del mezclador = 66.544 x 4 = 266.176 Gal.
- ✦Tamaño del sedimentador = 266.176 x 7 = 1863.232Gal.
- ✦Area del mezclador = 7.117 pies²
- ✦Area del sedimentador = 49.819 pies²

II. Diseño de los Equipos de Neutralización

Neutralizador

- Tiempo de residencia a considerar = 60 min.
- Flujos de entrada :
 - a) N = 11.564 = 11.656 GPM
 - b) SCL= (23.22) GPM (50% NaOH)
- Capacidad = 23.22 x 60 = 1393.2 Gal (6 5.273 m³)
- Altura = 2.622 mt.
- Diámetro = 1.6 mt.

Tanque de Ajuste

- Tiempo de residencia a considerar = 15 min.
- Flujos de entrada:
 - a) 29.1180 GPM del Stripping III
 - b) SC2 = 0.246 GPM (NCOH 50%)
- Capacidad = 29.36 x 15 = 440.46 Gal
- Altura = 2.91 mt.
- Diámetro = 1.2 mt.

III. Almacenaje de Materia Prima y Otros.Tanque de Suministro de Acido Fosfórico Impuro

- Tiempo máximo de suministro = 8 horas.
- Tonelaje = 41.98
- Capacidad = 7046.4 Gal = 26.67 m³
- Altura = 3.77 mt.
- Diámetro = 3 mt.

Tanque de Suministro de Soda Caústica

- Tiempo máximo de suministro = 8 horas
- Tonelaje = 32.73
- Capacidad = 5668.8 Gal = 21.456 m³
- Diámetro = 2.4 mt.
- Altura = 4.74

Tanque de Suministro de Heptanol

- Tiempo máximo de suministro = 60 min.
- Tonelaje = 0.05
- Capacidad = 7.585 lt.
- Diámetro = 0.2 mt.
- Altura = 0.24 mt.

Tanque del Almacenamiento de Heptanol

- Tiempo de abastecimiento = 60 días
- Tonelaje = 9.0
- Capacidad = 2885.68 Gal = 10.922 m³
- Diámetro = 2.0 mt.
- Altura = 3.47mt.

A N E X O VII-1

ESTRUCTURA DE LA INVERSION

ANEXO VII - 1

ESTRUCTURA DE LA INVERSION

A- METODO DEL PORCENTAJE DE EQUIPO

Mediante este método de porcentaje de equipo, se estimará la inversión considerando la siguiente estructura válida solamente para la Industria de Procesos Químicos, que manipula mayor número de corrientes líquidas :

EQUIPO PRINCIPAL	100%
Terreno y Construcción	6%
Ingeniería y Supervisión	30%
Instalación	35%
Tuberías*	66%

* Sólo el equipo auxiliar (el equipo principal incluye tuberías).

B- METODO DE ESTIMACION DE COSTOS: FACTOR 0.6.

Aplicado en casos que se disponga de datos de costo del equipo, pero de una capacidad diferente.

En este método se conoce el costo de una pieza determinada a una capacidad y el costo de una similar X veces mas grande, puede ser aproximadamente $X^{0.6}$ veces el precio del equipo inicial:

$$E_b = E_a (C_b/C_a)^{0.6}$$

Donde:

E_a = Costo del equipo a

VII-1/2

E_b = Costo del equipo b

C_a = Capacidad del equipo a

C_b = Capacidad del equipo b

C- CALCULO DEL COSTO DE LOS EQUIPOS

DATOS DE COSTO DISPONIBLES:

- 1) Tanque para Soda Caústica (50%), (fierro negro)

Capacidad 40 m³
 Costo 180,000 soles
 (1974).

- 2) Tanque de FRP (considerando el costo similar al -
 material Rubber Lined)

Capacidad 100 gal
 Costo US\$930 (Gráf.
 7.1-1960)

- 3) Bombas (material resistente a las sustancias áci -
 das corrosivas)

Capacidad 50 GPM
 (Head:20 pies)
 Costo US\$525.00

- 4) Filtro (Gráfico 7.2-1960)

Area 50 pies²
 Costo US\$ 2,000.00

- 5) Tanque de Acero Inoxidable

Capacidad 1,000 Gal.
 Costo Us\$1,920 (Gráf.
 7.1-1960)

COSTO DE LOS EQUIPOS

1) Tanque Soda Caústica:

$$\frac{180,000}{75.00} \times \frac{21.456}{40.00}^{0.6} \text{ (factor 1.2) = US\$ 1982.00}$$

2) Tanque de Acido Fosfórico:

$$930 \times \frac{7046.4}{1000}^{0.6} \text{ (factor 1.4) = US\$ 4200.00}$$

3) Tanque de Heptanol:

$$930 \times \frac{2885.68}{1000}^{0.6} \text{ (factor 1.4) = US\$ 2460.00}$$

4) Tanque de ajuste (Acero Inox.)

$$1920 \times \frac{440.46}{1000}^{0.6} \text{ (factor 1.5) = 1761.00}$$

5) Tanque de Neutralización (Acero Inox.)

$$1920 \times \frac{1393.2}{1000}^{0.6} \text{ (factor 1.5) = 3514.00}$$

6) Filtro

$$2000 \times \frac{9}{50}^{0.6} \text{ (factor 1.4) = 1000.00}$$

7) Bombas (10)

Consideramos que 50 GPM es la capacidad promedio necesaria:

$$525 \times 10 \times \text{(factor 1.4)} = 7350.00$$

Los factores corresponden:

1.2 Incremento del 20% en el costo para 1982.

1.4 Incremento del 40% en el costo para 1982.

1.5 Compuesto por incremento en el costo del 40% más el 10% por el sistema de agitación.

Figura.- 7.1 Costo de tanques

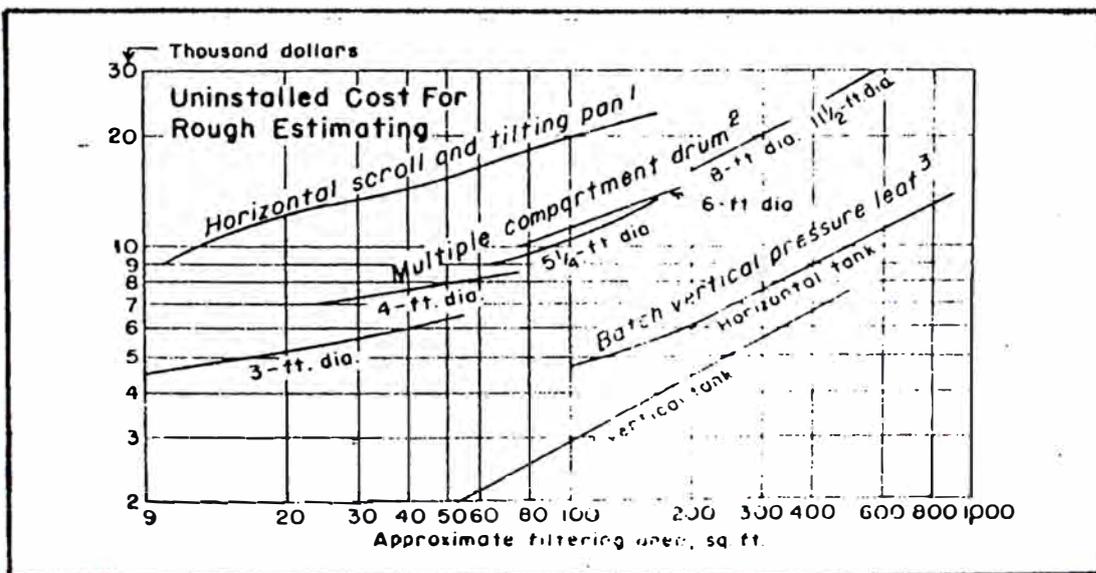
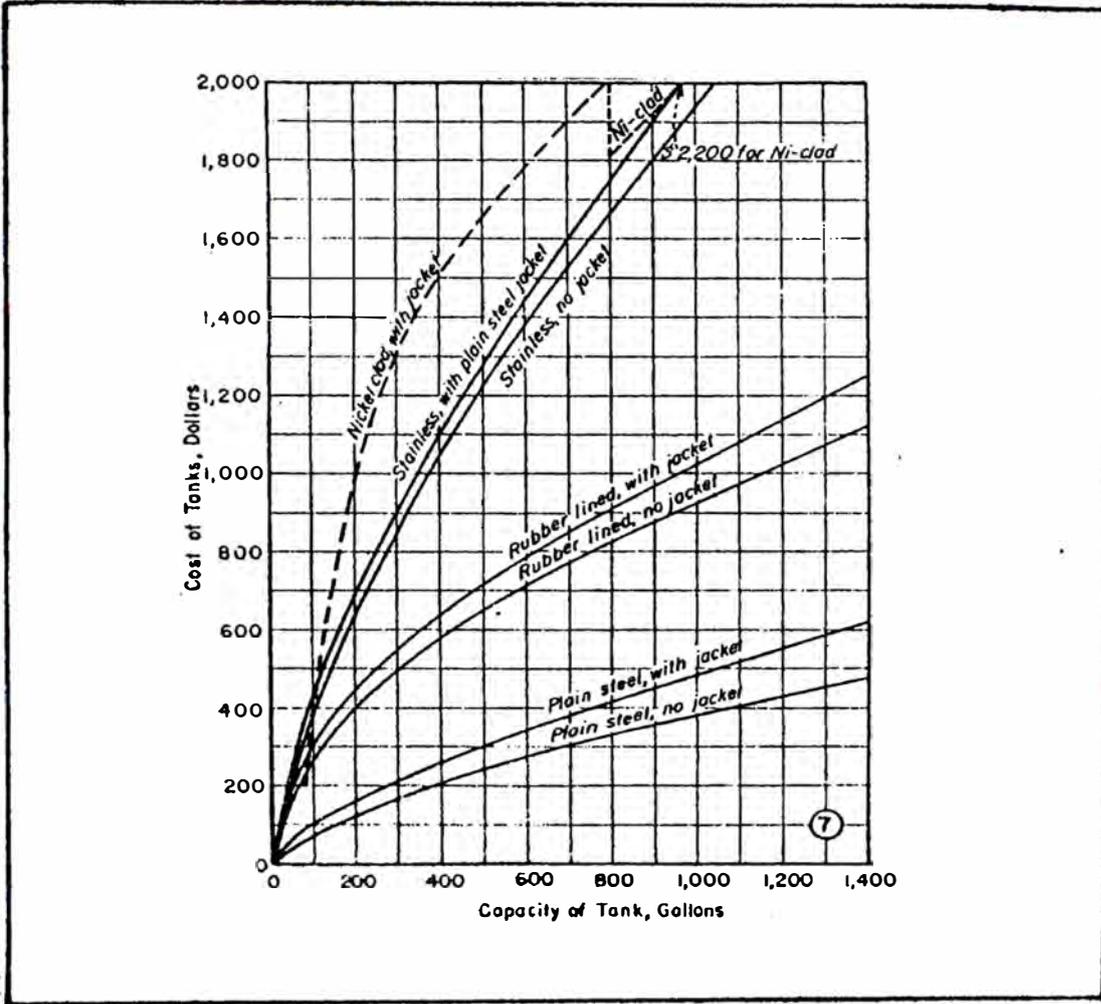


Figura.- 7.2 Costo de los filtros

BIBLIOGRAFIA Y REFERENCIAS

I) Referencias

- (1) Banco Industrial; "Plan Nacional de Desarrollo" 1975-78.
- (2) Chemical Marketing Reporter; "Precio de los materiales químicos", Nov.15, 1976, Pag.28-54
- (3) DENVER - BULLETIN N°A1-Bb; "Solvent Extraction Mixer-Settler Units".
- (4) Igal Raz, "Solvent Extraction Upgrades Wet Process Phosphoric Acid", Chem. Eng., Jun.10,1974.
- (5) Ingeniero Andino; "Proyectos Bayóvar", Marzo-1976, Pag. 3
- (6) Mc Cullough John, Tennessee Valley Authority ; "Phosphoric Acid Purification: Comparing the process Choices". Chem. Eng. Aug.4,1975, Pag. 119-121.
- (7) Mc Dowell Jr.; "Handling Phosphoric Acid and Phosphate Fertilizers-I". Chem. Eng. Dic 6, 1976 Pag.101-103.
- (8) Mangin P. Rhone-Poulinc Chimie Minerale; "Nuevo procedimiento de purificación de ácido fosfórico húmedo". Informations Chimie N°152, Feb 1976, Pag. 135-138.
- (9) Phosphorus and Potassium, "Pure Phosphoric Acid by Allbright and Wilson's New Process". N° 71, May/June 1974.

- (10) Phosphorus and Potassium, "Spanich Phosphoric Acid Process Makes use of plastic equipment"N° 84, Jul/Aug 1976
- (11) Toyo Soda, "Low Cost Treat for Wet Acid"; Chem. Week., Oct.22,1966

II) Bibliografía

- (12) Treybal Robert
"Extracción Líquido-Líquido"
Mc Graw Hill.
- (13) Wayne C.Hazen
"Solvent Extraction Techniques"
Denver Equipment Company Publications

NOMENCLATURA

I) Letras mayúsculas y minúsculas indican el mismo ítem:

W, w	agua
E, e	Extracto
C, c	Corriente
N, n	Neutralización
AJ, aj	Ajuste
P, p	Producto
S, s	Solvente
SC, sc	Soda Caústica
RT, rt	Refinado total
R, r	Refinado

II) Otras abreviaciones

Pond.	Gravedad específica hallada en forma ponderada, es decir de acuerdo al peso de cada uno de los componentes de la fase.
-------	-------	--

III) Traducciones

Stripping	Re- extracción o despojo.
Mixer	Mezclador
Settler	Sedimentador, separador de fases.

IV) A.P.H.A. American Public Health Association.

V) FOB Franco a bordo, indicando puerto de embarque.

VI) CIF Costo, seguro, flete, indicando puerto de destino.

t. j a b e h.  **encuadernación**

av. francisco pizarro 585 ● block 4 - 101 ● rímac ● teléf. 81-63733