

PONTIFICIA UNIVERSIDAD CATOLICA DE VALPARAISO  
FACULTAD DE INGENIERIA  
ESCUELA DE INGENIERIA QUIMICA



PROYECTO PARA OBTAR AL TITULO DE  
INGENIERO CIVIL QUÍMICO

# **DISEÑO Y FACTIBILIDAD ECONOMICA DE PLANTA DE TRIPOLIFOSFATO DE SODIO**

**Profesores Guía: José Torres Titus**

**Jorge Santana Cardo**

**Alumno:**

**Louis Bujanda Rufatt**

**2008**

## **RESUMEN**

En el presente trabajo se estudia la factibilidad técnica y económica para la instalación de una planta de Tripolifosfato de Sodio (STPP). Este producto es un aditivo vigorizante en la formulación de detergentes sintéticos, que básicamente le confiere la capacidad de ablandamiento del agua de lavado, defloculación y emulsificación de grasas y aceites.

Inicialmente se analiza su importancia en la industria de detergentes sintéticos y los problemas de contaminación que causa en las aguas de desecho, haciendo referencia a productos alternativos.

La demanda de tripolifosfato se cuantifica y proyecta sobre la base del volumen de importación, lo que se determina directamente de los registros de importación.

Por consideraciones de disponibilidad y abastecimiento de materias primas, y costos de transporte, se elige la localización de la planta en la zona industrial de Curacavi, para operar con una capacidad instalada de 48250(ton/año).

Los procesos de fabricación de este producto son variados, dada la cantidad de patentes publicadas en la literatura. Como criterio de selección de las diferentes alternativas de producción, se utiliza la disponibilidad de materias primas y la eficiencia del proceso.

El proceso seleccionado utiliza soda cáustica y ácido fosfórico de menor concentración y con un mayor contenido de impurezas, debido a la existencia de una etapa de purificación previa, incluida en el proceso. Esta configuración permite usar un ácido de menor costo.

La inversión total de la planta asciende a U\$ 10.771.836, para cuyo financiamiento se consideran: U\$ 8.000.000 de un préstamo pagadero a 10 años y el capital restante de inversionistas privados.

Los criterios de factibilidad dados por los indicadores económicos demuestran que el proyecto es rentable para los precios actuales de mercado de las materias primas y productos.

# INDICE

Cap.	DESCRIPCION	Pág.
I	INTRODUCCION	1
II	GENERALIDADES	5
2.1	Características del Tripolifosfato de Sodio	6
2.2	Usos del Tripolifosfato de Sodio	9
2.3	Industria de Detergentes Sintéticos	10
2.4	Relación con la Contaminación Ambiental	21
	Referencias	24
III	ESTUDIO DE MERCADO	25
3.1	Introducción	26
3.2	Análisis de la Demanda	26
3.3	Proyección de la Demanda Futura a Partir de la Importación de STPP	27
3.4	Análisis de la Oferta	28
3.5	Mercado de las Materias Primas	29
3.6	Mercado del Proyecto	30
IV	ESPECIFICACIONES DEL PRODUCTO Y MATERIAS PRIMAS	33
4.1	Especificaciones del Producto	33
4.2	Materias Primas	34
V	CAPACIDAD MINIMA ECONOMICA Y POSIBLE LOCALIZACION DE LA PLANTA	39
5.1	Determinación de la Ubicación Geográfica de la Planta	46
5.2	Tamaño Mínimo de la Planta	47
VI	PROCESOS Y TECNOLOGIAS DE PRODUCCION	42
6.1	Introducción	49
6.2	Procesos de Producción	49
6.3	Elección del Proceso	53
6.4	Descripción del Proceso Seleccionado	53
VII	BALANCES DE MASA Y ENERGIA (BASES DE DISEÑO)	53
7.1	Balances de Masa	54
7.2	Balances de Energía	60

VIII	DISEÑO DE EQUIPOS	72
IX	DISTRIBUCION DE PLANTA (LAY OUT)	133
8.1	Introducción	135
8.2	Zona de Proceso	135
8.3	Bodegas y Talleres	135
8.4	Edificios de Administración y Casino	136
8.5	Laboratorio y Baños	136
8.6	Muros de Cierre y Caminos	136
X	COSTOS DEL PROYECTO	137
9.1	Inversiones en Activo Fijo	139
9.2	Capital de Trabajo	144
9.3	Costos Operacionales	147
XI	EVALUACION ECONOMICA DEL PROYECTO	151
10.1	Criterios de Evaluación	152
10.2	Estudio de Sensibilidad	152
XII	CONCLUSIONES	167
	ANEXO	171

# I.- INTRODUCCIÓN

Después de la segunda guerra mundial, se produjo un significativo cambio en el mercado de los jabones, que fueron reemplazados rápidamente por los detergentes sintéticos. El más conocido de estos primeros detergentes fue el alquilbenceno sulfonado (ABS), existiendo también en paralelo otros tipos, que fueron competitivos tanto por su comportamiento como por su costo.

Con este cambio, se inició la industria del detergente, con un importante desarrollo de los diferentes productos que forman parte en la formulación del detergente sintético. Entre estos productos, se encuentran los fosfatos, principalmente el tripolifosfato de sodio, en menor grado el pirofosfato tetrasódico y el pirofosfato tetrapotásico, cuya acción es como vigorizante en las diferentes formulaciones, debido a su carácter secuestrante. Los polifosfatos confieren a la solución una serie de propiedades que ayudan la acción detergente del agente tensoactivo.

El incremento en el uso de este tipo de detergentes, ha producido, hoy en día, una serie de problemas de contaminación en las aguas superficiales, como son, los ríos y los lagos.

El origen del problema se debe a la existencia de cadenas ramificadas por parte del ingrediente activo, que inhiben la acción de las bacterias degradantes. Es por ello que tanto a nivel gubernamental como legislativo, se promueve el uso constante de detergentes domésticos “biodegradables”, llamados también “detergentes blandos”, cuya base se funda en la existencia de cadenas lineales a veces exentas de grupos aromáticos, que son completamente biodegradables.

Análogamente, los efectos ambientales causados por los fosfatos, también tienen relación con las aguas superficiales (ríos y lagos) y residen en el fenómeno llamado “Eutroficación” o sobre-fertilización de dichas aguas, por parte del fósforo contenido en ellas. El fósforo hace crecer exageradamente ciertas algas de agua dulce, existiendo el peligro de obstrucción de dichas vías naturales a la navegación. Además estas algas producen una absorción desequilibrada del oxígeno contenido en el agua, en desmedro de otras especies existentes en el mismo medio.

En Europa y Estados Unidos, se están buscando sustitutos para el fósforo contenido en las formulaciones de detergentes sintéticos. Estos posibles sustitutos deben ser inocuos tanto para el hombre, los animales y el medio ambiente en general.

El primer producto que encontró cierta aceptación fue el ácido nitilotriacético (NTA), probado alrededor del año 1970. Previo a la aplicación de este aditivo en los detergentes, se hicieron cuidadosos estudios y ensayos en el hombre y en el medio ambiente, con el fin de poder comprobar su total aceptabilidad dado que no habría precedentes en el uso masivo de este tipo de productos. Como consecuencia de estos ensayos, han surgido nuevas interrogantes que significaron la suspensión del NTA en los detergentes, en los Estados Unidos, aunque se les siguió usando en Canadá y en los países escandinavos (1970-71). También se han ensayado otros productos tales como el ácido etilendiaminatetracético (EDTA) y ciertas sales de ácido cítrico, pero hasta el momento no hay conclusiones favorables para su aplicación, existiendo sólo anuncios de nuevas sustancias por parte de los productores.

Como solución alternativa al problema, últimamente se han desarrollado métodos que permiten recuperar económicamente el fósforo en las plantas de tratamiento de las aguas servidas y de los desechos alimenticios del hombre. Estos procesos consisten en la precipitación de los fosfatos con calizas, hidróxido de aluminio, compuestos de hierro y otros.

## REFRERENCIAS

- Davidsohn, A. & Milwidsky, B. M. , “Sintetic Detergents”, Ed. Logman Scientific & Technical. 1987.
- *RIEGEL'S HANDBOOK OF INDUSTRIAL CHEMISTRY* , J.A. Kent (ed.) Van Nostrand Reinhold . 1992.

## **II.- GENERALIDADES**

## 2.1 CARACTERISTICAS DEL TRIPOLIFOSFATO DE SODIO

### 2.1.1 Clasificación de los fosfatos:

El estudio de las diversas sales del ácido fosfórico (fosfatos), revela una amplia variedad de estructuras y propiedades. De acuerdo a estas, existe una clasificación bastante conveniente, en cuyo primer nivel se encuentran los fosfatos cristalinos llamados comúnmente vítreos.

En el segundo nivel de esta clasificación, desde el punto de vista estructural, están los

- i) Fosfatos lineales y poli fosfatos.
  - ii) Polifosfatos cíclicos.
- i) Fosfatos lineales y polifosfatos: Este grupo incluye
    - Ortofosfatos, conteniendo el ión  $\text{PO}_4^{-3}$
    - Pirofosfatos, conteniendo el ión  $\text{P}_2\text{O}_7^{-4}$
    - Tripolifosfatos, conteniendo el ión  $\text{P}_3\text{O}_{10}^{-5}$

Estos iones poseen las siguientes estructuras electrónicas básicas, descritas utilizando el espacio bidimensional, dadas por:



Fig.2.1: estructura electrónica de los aniones de fosfatos lineales y polifosfatos

Aniones derivados de los ácidos ortofosfórico, pirofosfórico y trifosfórico respectivamente.

La estructura de estos iones se debe a la posibilidad que tiene el átomo de fósforo de ser rodeado tetraédricamente por cuatro átomos de oxígeno, los cuales a su vez se enlazan por medio de átomos de oxígeno compartidos, con enlaces P-O-P en igual ángulo que los O-P-O<sup>2</sup>.

El tripolifosfato de sodio pertenece al último grupo mencionado con una estructura molecular descrita en la figura 2.2.

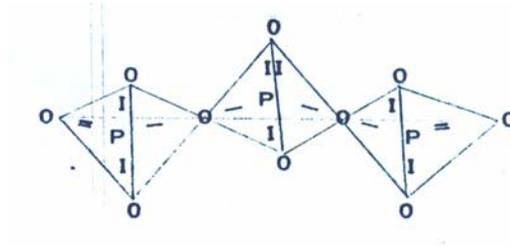


Fig. 2.2: estructura molecular del tripolifosfato de sodio

- ii) Fosfatos cíclicos: Formados debido a la posibilidad que tiene el ión  $\text{PO}_4^{-3}$  para estructurar aniones cíclicos de manera análoga a los polisilicatos. Los aniones más característicos de este grupo son los iones trimetafosfatos y tetrametafosfatos.

### 2.1.2 Descripción del Tripolifosfato de Sodio

El tripolifosfato de sodio cristalino fue primeramente descrito por Schwartz en 1895. La preparación original de cristales relativamente puros, se realizó fundiendo una mezcla en la razón molar apropiada de pirofosfato tetrasódico y metafosfato de sodio, y enfriando lentamente. Su existencia se cuestionó posteriormente por varios autores, siendo en la actualidad totalmente aceptada.

Su fórmula global es  $\text{Na}_5\text{P}_3\text{O}_{10}$ , siendo también denominado tripolifosfato pentasódico.

Se le conoce en dos formas cristalinas anhídridos, una variedad de alta temperatura o forma I y una de baja temperatura o forma II. También se le conoce una forma cristalina hexahidratada. La transición de las dos formas anhídridos es caprichosa<sup>3</sup> (la forma I se puede obtener de la forma II, sin embargo, el proceso inverso no es posible

sin obtener impurezas). Tanto es así que ha sido dificultoso preparar cada una de estas formas sin obtener un mínimo variable de pirofosfato tetrasódico y metafosfatos de sodio cristalino contaminando la muestra.

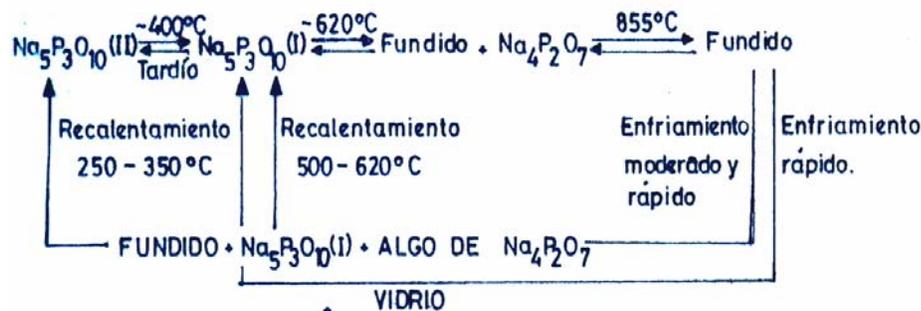


Fig.2.3: transiciones térmicas conocidas para el tripolifosfato de sodio.

La celda unitaria de la red cristalina de las formas I y II están constituidas por cuatro moléculas de tripolifosfato, en tanto que el hexahidratado posee dos solamente.

Consideraciones respecto a una variedad polimérica  $(\text{Na}_5\text{P}_3\text{O}_{10})_n$ , con  $n$  entero y variable, aparecido en diferentes patentes y publicaciones, ha sido descartada tras cuidadosos estudios y trabajos.

Dentro de los fosfatos condensados hay varios tipos, cada uno con características similares y preparados por métodos semejantes. Estos incluyen pirofosfatos y tripolifosfatos más otras sales de alto peso molecular de propiedades y estructuras conocidas, siendo los más importantes miembros dentro de las sales de sodio, el pirofosfato tetrasódico ( $\text{Na}_4\text{P}_2\text{O}_7$ ) y el tripolifosfato de sodio ( $\text{Na}_5\text{P}_3\text{O}_{10}$ )

Los procesos de fabricación de pirofosfato tetrasódico ( $\text{Na}_4\text{P}_2\text{O}_7$ ) y tripolifosfato de sodio ( $\text{Na}_5\text{P}_3\text{O}_{10}$ ) son variados, obteniéndose por el calentamiento de las sales del ácido correspondiente. Se puede obtener uno u otro, dependiendo de la razón óxido de sodio- pentóxido de fósforo ( $\text{Na}_2\text{O}/\text{P}_2\text{O}_5$ ) en la solución, que enseguida es secada y calcinada para obtener un producto seco.

En especial el tripolifosfato de sodio es manufacturado principalmente a partir de una mezcla de ortofosfato monosódico ( $\text{NaH}_2\text{PO}_4$ ) y ortofosfato di sódico ( $\text{Na}_2\text{HPO}_4$ ),

ambas sales del ácido ortofosfórico ( $H_3PO_4$ ), por medio de procesos que se trataran en un capitulo posterior.

Finalmente, el porcentaje de las formas I y II en el producto tiene importancia industrial, pues el material de forma I causa cementación por adición de agua, dañando las cañerías y válvulas por donde las pulpas de este compuesto son transportadas.

## **2.2 USOS DEL TRIPOLIFOSFATO DE SODIO**

Los principales usos dados al tripolifosfato de sodio son:

- Vigorizante (Builder) en la formulación de detergentes sintéticos.
- Ablandamiento de agua.
- Secuestrante en alimentos.
- Defloculante en cementos tipo slurries.

De estos, los tres primeros se utilizan en el país, siendo el uso como vigorizante en detergentes sintéticos (95%) el más importante, con los mayores volúmenes de importación.

Se le utiliza preferentemente en los detergentes de servicio pesado, por la eficiencia detergente que les confiere con respecto a los otros fosfatos y vigorizantes al mezclarse con un compuesto tensoactivo, como lo muestra la figura 2.4. , en el rango de 10 a 30% en peso de ingredientes tensoactivos, que es el contenido habitual en este tipo de detergentes.

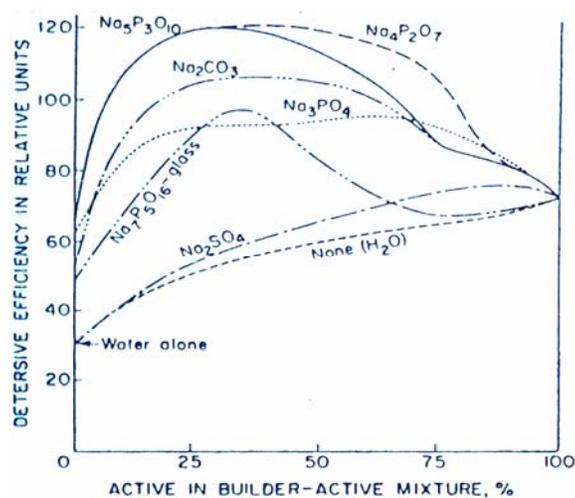


Fig. 2.4: eficiencia detergente para una serie de vigorizantes (builders), al mezclarse con un agente tensoactivo

Las características que le proporciona el tripolifosfato de sodio al detergente son:

- Ablandamiento de agua (capta iones calcio y magnesio libres).
- Remueve los iones metálicos Fe y Mn por separación.
- Previene la redeposición de la suciedad sobre la ropa, por dispersión y suspensión.
- Emulsiona las grasas y aceites.
- Induce a la formación de miscelas, incrementando la eficiencia del agente tensoactivo.
- Confiere la alcalinidad necesaria para un buen lavado.

Ningún otro material conocido o combinación de materiales, pueden dar estas funciones tan bien como los polifosfatos, haciendo que su sustitución sea difícil, siendo además un material seguro y no tóxico.

Este compuesto además, por algunas de las características antes señaladas, principalmente por su acción secuestrante, se utiliza para el ablandamiento de agua.

El producto usado para estos fines se denomina tripolifosfato de sodio “grado técnico”, que será el especificado y de interés para el proyecto. Existiendo también el tripolifosfato de sodio “grado alimenticio”, usado en la industria alimenticia y cuyo

tratamiento se omitirá, considerando que solo el 0,65% de las importaciones corresponden a este producto.

## **2.3 INDUSTRIA DE DETERGENTES SINTETICOS**

### **2.3.1 Reseña Histórica de la Industria de Detergentes Sintéticos:**

Una breve introducción sobre el desarrollo de la industria de detergentes sintéticos haría necesario definir el término en cuestión, para así, evitar confusión con el término “jabón”.

Varias definiciones de detergente sintético han sido propuestas, todas muy extensas debido a una exhaustiva precisión en cuanto al producto a definir. De ellas se puede destacar la del “Comité Internacional de Derives Tensio Actifs”, que tras varios años de deliberación aceptó la siguiente: “Es un producto cuya formulación es especialmente ideada para promover el desarrollo de la detergencia”. (Nota: Un detergente es una formulación que comprende constituyentes esenciales (agentes tensoactivos) y constituyentes auxiliares (vigorizantes, rellenos y auxiliares).

Sin embargo, en general el uso del término detergente se asigna al material que lava(o utilizado para lavar), dándose por entendido que la definición no incluye a los jabones.

El primer detergente incluido en esta definición fue desarrollado en Alemania durante la primera guerra mundial, con el fin de permitir el uso de las grasas en otros propósitos. Estos detergentes fueron del tipo alquil-naftaleno de cadena corta sulfonados (todavía producidos por sus buenas cualidades como agente humectante en la industria textil).

En las siguientes dos décadas, más bien a comienzos de los años treinta, fueron sulfonados alcoholes de cadena larga (grasos), incluyendo kerilbenceno-sulfonado, alcanos sulfonados y otros. Estos productos no causaron mucho impacto en el mercado total de los detergentes. En general en esta época se desarrollaron una gran variedad de tipos, en los distintos países productores, cada uno de los cuales tenía ventajas y desventajas de acuerdo a los siguientes factores de análisis:

- Disponibilidad de materias primas.
- Facilidad de manufacturación.
- Costo de la materia prima.
- Conveniencia del producto terminado.

Fue hasta después de la segunda guerra mundial, cuando el desarrollo de procesos sencillos y de bajo costo para fabricar alquilbencenos de cadena larga a partir del propilén tetrámero, produjo un fuerte impacto en el mercado, desplazando en forma acelerada a todos los otros detergentes básicos, y para el periodo 1950-65 más de la mitad de los detergentes usados en el mundo se basaban en este agente tensoactivo.

Por otro lado, al revisar la historia de la industria del detergente no se pueden omitir los aditivos y vigorizantes que contiene.

Después de la guerra, cuando los detergentes aparecieron en apreciables cantidades en el mercado, se notaba en estos, una deficiencia en la capacidad de mantener la suciedad en suspensión, detectado por la apariencia gris de las prendas después del lavado. El problema fue resuelto a través de la adición de carboximetilcelulosa (CMC), que eliminaba el fenómeno de reposición. La CMC había sido conocida por la industria muchos años antes existiendo patentes al respecto. Se confirmó su uso como aditivo de detergente sintético tras reportes publicados por la industria alemana. Por otra parte, con el fin de mejorar las propiedades de lavado de los detergentes de servicio pesado, los fabricantes trabajaron sobre la base de analogías con la industria del jabón. Estos últimos, para el lavado de algodón habían sido reforzados con materiales alcalinos tales como carbonatos, silicatos, bórax y ortofosfatos. Ingredientes que al ser probados con detergentes, solos y combinados, obtuvieron un éxito moderado.

Los fosfatos condensados habían empezaron a aparecer en el mercado en cantidades crecientes, y desde 1947 se introdujeron en la formulación de detergentes para servicio pesado, inicialmente el pirofosfato tetrasódico y después el polifosfato de sodio con un éxito sorprendente, iniciándose así en definitiva la industria del detergente.

En los últimos años, esta industria se ha visto afectada significativamente tanto en sus tipos, niveles y crecimiento potencial debido a diversos factores; de carácter ambiental y de seguridad:

- Biodegradabilidad: La necesidad de los ingredientes activos o compuestos tensoactivos más biodegradables por la bacteria presentes en las corrientes de desecho (ríos, lagos y plantas de tratamiento de residuos).
- Fosfatos: La adición de fosfatos como vigorizante en los detergentes de uso domestico, ha sido considerada como el mayor contribuyente de fósforo a los ríos y lagos fomentando el fenómeno de “Eutroficación”, es decir la sobrefertilización del medio, que produce un crecimiento sostenido de algunos tipos de algas, y la absorción desequilibrada del oxígeno contenido en las aguas.
- Seguridad: Una mayor atención dada a los aspectos globales de seguridad de los diferentes detergentes, tales como, biodegradabilidad intermedia, toxicidad y residuos.

Análogamente, se plantea el factor económico que afecta los costos y con ello la elección del ingrediente activo, materia prima o productos intermedios, tanto desde el punto de vista del productor como de la formulación.

### **2.3.2 Formulación de Detergentes Sintéticos:**

En la formulación de detergentes sintéticos, los compuestos empleados comercialmente son, una mezcla compleja de tipo orgánico e inorgánico cuyo fin es remover la suciedad de cualquier superficie, sean tejidos, vajilla, dientes, piel, etc. El hecho de mezclar el compuesto activo o agente tensoactivo con otros productos mejora sus propiedades, abarata los costos, y a veces, adiciona un cierto efecto estético incluyendo tinturas y perfumes para caracterizar el producto.

Según el uso del detergente, sean estos líquidos o sólidos granulados, se emplean por regla general dos tipos de formulaciones: Detergentes de servicio liviano y de servicio pesado, según su contenido de fosfatos.

**i) Detergentes de Servicio Liviano:** utilizados para el lavado de vajilla y cierto tipo de tejidos y ropa, que usualmente es hecho a mano, por lo que no debe irritar la epidermis al contacto con ella. Además debe ser lo suficientemente enérgico para hacer una limpieza eficiente.

Los requerimientos generales para un detergente de servicio liviano son: color brillante y uniforme, de preferencia blanco, inodoro, estructura granular uniforme y libre de polvo, no tener densidad demasiado baja, debe ser no higroscópico y de libre fluencia, neutro, no reseca la piel, estable en agua caliente, en aguas duras y al almacenamiento, buen poder espumante y persistente, y por último tener buena detergencia. Incluso se han hecho investigaciones de mercado que han indicado otras características necesarias, como tamaño del envase, diseño y color.

**ii) Detergentes de Servicio Pesado:** en este caso, el procedimiento de fabricación<sup>8</sup> es similar a los primeros y con ello los requerimientos de mercado, excepto en la fórmula empleada. El rasgo fundamental de estos, es el alto contenido de sales alcalinas, entre las cuales se encuentran los fosfatos como vigorizantes o builders (por ejemplo el OMO). Se incluyen para ayudar a la acción de la limpieza.

Las formulaciones más habituales están dadas en la tabla 2.1.

<b>Ingrediente</b>	<b>Función</b>	<b>Servicio Liviano(% peso)</b>	<b>Servicio Pesado(% peso)</b>
Agentes Tensoactivos	Eliminación de la suciedad aceitosa, limpieza.	25 -40	8 – 35
Tripolifosfato	Eliminación de suciedad inorgánica, reforzador de detergencia	2 - 30	30 – 50
Sulfato de Sodio	Carga de acción reforzada en agua blanda	30 - 70	0 – 30
Ceniza de Soda	Carga con alguna acción reforzadora	0	0 – 20
Silicato de Sodio	Inhibidor de corrosión con una ligera acción reforzadora o vigorizante	S/I	S/I
Carboximetilcelulosa	Antiredeposición de la suciedad	0 – 0,5	0,5 – 1,3
Colorante Fluorescente	Abrillantador óptico	0 – 0,05	0,05 – 0,1
Inhibidor de Manchas	Prevención de manchas en vajilla de plata	0	0 – 0,02
Perfumes, colorantes y pigmentos	Estático, mejorar características del producto	0,1 app.	0,1 app.
Agua	Carga y ligante	1 - 5	2 - 10

Tabla 2.1: Composición básica de detergentes sintéticos

A continuación se describirán cada una de las funciones que cumplen los ingredientes de un detergente, dando énfasis a los que revisten mayor importancia para este trabajo.

### **2.3.2.1 Ingrediente Activo o Agente Tensoactivo:**

Este componente se presenta como una solución acuosa diluida de compuesto(s) tensoactivo(s). Se le denomina “ingrediente activo” en la formulación del detergente, debido a que humecta fácilmente las superficies, remueve la suciedad, penetra en las

superficies porosas, dispersas las partículas sólidas e incidentalmente produce espuma cuando es agitado. Por esta versatilidad es a menudo llamado agente humectante, penetrante o dispersante. Sin embargo, un agente tensoactivo, en particular, siempre tendrá una propiedad dominante sobre las otras.

La característica fundamental de estos compuestos es que tienden a disolverse en agua y en materiales oleaginosos bajo ciertas condiciones, y para llevar a cabo esta doble tendencia debe incluir dos grupos distintos en su estructura molecular. Uno fácilmente soluble en agua, llamado grupo hidrofílico y otro insoluble en agua conocido como hidrofóbico.

Una simple clasificación los distingue en jabón y detergente, basándose fundamentalmente en la fuente de las materias primas, sean grasas, aceites, petróleo, carbón o carbohidratos. Esta clasificación tiene un carácter económico, y no químico. La clasificación más utilizada, se funda en la carga iónica presente(o ausente) en la porción hidrófoba u oleofílica del compuesto tensoactivo cuando este es disuelto en agua. Resultando en consecuencia detergentes:

- i) Aniónicos
- ii) Cationicos
- iii) No iónicos
- iv) Anfóteros o anfóliticos

Dependiendo si el ingrediente activo pertenece a alguno de estos grupos. En general este ingrediente caracterizara al detergente.

Al cuantificar el porcentaje del total del mercado de detergentes, para cada uno de estos tipos, los aniónicos son los más importantes (68%), le siguen los no-iónicos de apreciable menor importancia (29%), los catiónicos (5%) y los anfóteros (menos del 1%), computo realizado sobre un pequeño porcentaje de la producción de compuestos tensoactivos.

**i) Detergentes Aniónicos:**

En estos compuestos, la detergencia es conferida por el anión que ha sido neutralizado con un compuesto básico o alcalino.

Los grupos hidrófobos del compuesto tensoactivo, por lo general, constan de hidrocarburos parafínicos relativamente largos unidos a un grupo aromático. La porción hidrofílica de la molécula, con pocas excepciones es en uno u otro caso, un grupo sulfato( $\text{O-SO}_3^-$ ) o un grupo sulfonato ( $-\text{SO}_3^-$ ). Los cationes son usualmente iones inorgánicos simples, como el ión sodio ( $\text{Na}^+$ ).

Pertencen a este tipo de detergentes:

- Los alquilarilsulfonatos, que constituyen dos tercios de los detergentes aniónicos. Sus materias primas básicas son benceno, propileno o parafinas normales extraídas del kerosén y ácido sulfúrico o anhídrido sulfúrico. Destacándose en este grupo el dodecibenceno sulfonato de sodio, cuyo efecto detergente en mezclas con tripolifosfato se muestran en la figura 2.5.
- Los sulfatos de alquilo, cuyas materias primas son olefinas y ácido sulfúrico.
- Los sulfatos de alcoholes grasos. Los alcoholes se fabrican a partir de ácidos grasos naturales o se sintetizan con olefinas, hidrogeno y monóxido de carbono.
- Sulfo-succionatos, cuyas materias primas esenciales son esterés de ácido maléico con bisulfito de sodio.
- Alcano-sulfonatos, producidos por cloro-sulfonación de fracciones de petróleo.

Estos detergentes tienen aplicación en la industria textil (lavado de algodón), industria del papel, pintura y principalmente en usos domésticos.

## ii) **Detergentes Cationicos:**

En estos detergentes, la detergencia es desarrollada por el catión. Son de escaso interés para los fabricantes, ya que su detergencia es bastante más pobre que la de los detergentes aniónicos y no-iónicos y su costo mas alto.

Casi sin excepción, tienen una sal de amonio cuaternaria( $-\text{N}^+\text{R}_3$ ), derivada de aminas grasas que pueden ser obtenidas a partir de ácidos grasos y amoniaco como grupo hidrofílico, y el ión negativo es normalmente un ión cloruro( $\text{Cl}^-$ ) o un ión bromuro( $\text{Br}^-$ ).

Se caracterizan por su poder humectante y fuertes propiedades germicidas, de donde se desprende su uso en formulaciones sanitarias. Un uso específico es, en la perforación de pozos petrolíferos para destruir ciertas bacterias que producen obstrucción en los pozos y corrosión en los equipos. Se utilizan también en flotación de minerales, y a veces, son mezclados con detergentes no-iónicos para lograr buenas propiedades germicidas en la formulación.

### iii) **Detergentes No-iónicos:**

Como su nombre lo indica, estos detergentes no contienen constituyentes iónicos, pero adquieren un carácter hidrofílico debido a una ramificación oxigenada, generalmente de óxido de polietileno o polioxietileno.

Estos detergentes se producen por fijación del polioxietileno(o polioxipropileno) o polietilenglicol (o polipropilenglicol) a un grupo hidrófobo tal como:

- Alcoholes grasos(de cadena larga, p.ej.laurico y oleico)
- Ácidos grasos (p.ej.laurico, esteárico, palmítico, oleico, etc.)
- Ácidos tall-oil.
- Ácidos resinosos.
- Amidas
- Aminas y aminas grasas.

Estos compuestos tienen buenas propiedades detergentes y emulsificantes, siendo más caros que los aniónicos, razón por la cual a menudo son mezclados con detergentes aniónicos o catiónicos.

Entre sus diversos usos, se emplean como agentes emulsificantes para aceites y ceras, en cosmética, farmacopea e industria alimenticia.

### iv) **Detergentes Anfóteros o Anfóliticos:**

Estos detergentes incluyen ambos grupos, ácidos y básicos en la misma molécula. Se ionizan en cada caso produciendo aniones o cationes, dependiendo del medio en que se encuentren, son aniónicos en medio básico y catiónicos en medio ácido.

Uno de los métodos básicos de producción se refiere a la reacción de un ácido graso y etilendiamida sustituida. La imidazolina intermedia se hace reaccionar con ácido

monocloroacético en solución alcalina, obteniéndose el compuesto base de la mayoría de los detergentes anfóteros en el mercado.

Dependiendo del tipo de radical catiónico que sea usado en ellos pueden ser incompatibles con detergentes aniónicos en solución ácida, pero son todos compatibles con detergentes catiónicos y no-iónicos.

Asimismo, si la fuerza de la porción catiónica de la molécula, es equivalente a la fuerza de la aniónica, se ha establecido que estos compuestos anfóteros no irritan la piel y no producen escozor o irritación en los ojos, prestando un particular uso en shampoos y detergentes para la piel.

### 2.3.2.2 Vigorizantes o Builders:

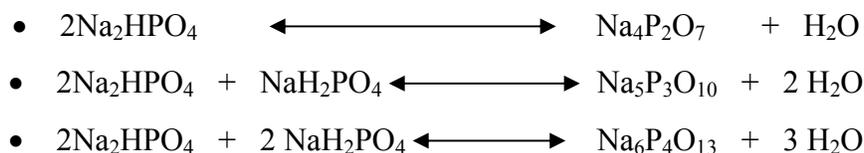
#### i) Fosfatos Condensados:

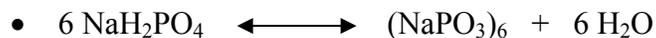
Estos ingredientes son promotores de la detergencia y su mayoría, son compuestos inorgánicos solubles. Si no contribuyen a la detergencia se les llama diluyentes o rellenos. Los vigorizantes inorgánicos alcalinos son indispensables en muchas formulaciones, por esto los más utilizados son los fosfatos condensados o fosfatos complejos.

Los fosfatos condensados son materiales que tienen una alta proporción de pentóxido de fósforo ( $P_2O_5$ ) y una pequeña proporción de óxido de sodio ( $Na_2O$ ), dando una baja alcalinidad. Los más utilizados en la industria del detergente son, el:

- Pirofosfato tetrasódico  $Na_4P_2O_7$  o  $2Na_2O * P_2O_5$
- Tripolifosfato de sodio  $Na_5P_3O_{10}$  o  $2,5Na_2O * 5,5P_2O_5$
- Tetrafosfato de sodio  $Na_6P_4O_{13}$  o  $3Na_2O * 2P_2O_5$
- Hexametafosfato de sodio  $(NaPO_3)_6$  o  $3Na_2O * 3P_2O_5$

Estos fosfatos son producidos por deshidratación molecular a altas temperaturas, partiendo de mezclas de ortofosfatos mono y di sódico de acuerdo a:





Estas reacciones son mas complejas que las mostradas y a no ser que los ingredientes sean íntimamente mezclados, en condiciones cuidadosamente controladas siempre aparecerán otros fosfatos.

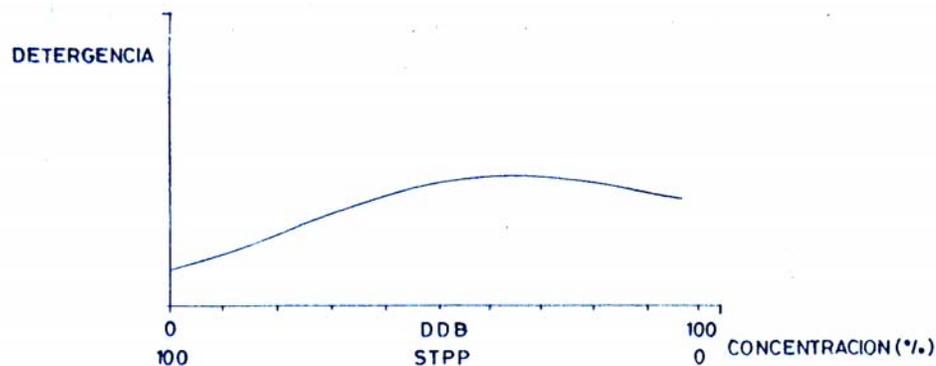
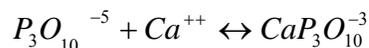


Fig.2.5: efecto vigorizante del STPP mezclado con un agente tensoactivo

Los cuatro fosfatos se han ordenado por alcalinidad descendente. Todos tienen el poder de ablandar agua por secuestro de iones metálicos polivalentes que causan la dureza. El tripolifosfato de sodio a modo de ejemplo, actúa de acuerdo a las siguientes reacciones:



O el anión



El tetrametafosfato y el hexametafosfato de sodio son higroscópicos, no presentando utilidad en los detergentes en polvo.

Los fosfatos condensados son capaces de deflocular, mantener en suspensión materiales insolubles y emulsificar materiales aceitosos. Sin embargo, tienen el problema de tender a ortofosfatos, proceso inverso a su manufactura. Esta reversión es bastante rápida para el hexametafosfato y en frío es muy lenta para el pirofosfato. El tripolifosfato se mantiene entre estos extremos.

Finalmente, el efecto vigorizante del tripolifosfato de sodio (STPP) mezclado con un agente tensoactivo (específicamente dodecibenceno sulfonato-DDB), se muestra en la figura 2.5.

#### **ii) Sulfato de sodio:**

Entre estos vigorizantes, pero no en el mismo grupo, se encuentra el sulfato de sodio que no tiene propiedades deterativas sobresalientes y en general se adhiere como relleno al slurríe o pulpa, para darle al polvo mejores propiedades de fluencia.

Se agrega también para neutralizar el ácido sulfúrico en exceso, posterior al sulfonado y previo a la neutralización.

#### **iii) Ceniza de Sodio:**

Provee una alta alcalinidad y ablanda el agua por precipitación de carbonato de calcio y magnesio dejando el pH en 9 y permaneciendo así después de la precipitación.

### **2.3.2.3 Aditivos:**

#### **i) Silicatos de Sodio:**

Se cuentan entre estos el:

- Ortosilicato de sodio  $\text{Na}_4\text{SiO}_4$  o  $2\text{Na}_2\text{O} * \text{SiO}_2$
- Sesquisilicato de sodio  $\text{Na}_6\text{Si}_2\text{O}_7$  o  $0,5\text{Na}_2\text{O} * \text{SiO}_2$
- Metasilicato de sodio  $\text{Na}_2\text{SiO}_3$  o  $\text{Na}_2\text{O} * \text{SiO}_2$

Se utilizan como inhibidores efectivos de la corrosión y especialmente inhiben la acción corrosiva de los agentes tensoactivos sulfatados o sulfonados, sobre varios metales usados en la fabricación de máquinas lavadoras. Teniendo además una leve acción reforzante o vigorizante.

Este tipo de silicatos es usado tanto en los detergentes de uso domestico, como para el lavado de vajilla, en este ultimo caso porque sobre vidrios o superficies vidriadas tienen propiedades humectantes y emulsificantes particularmente buenas.

**ii) Carboximetilcelulosa:**

Se produce cuando la celulosa, que es insoluble en agua, es tratada con ácido cloroacético y neutralizada con sales de sodio.

Se usa como agente anti-redepositante, eliminando la apariencia gris de las prendas causada por la redeposición de la suciedad durante el lavado.

**iii) Inhibidores de manchas:**

Realizan el trabajo de inhibidores de la corrosión y extienden su protección a metales como la plata alemana. Se utiliza para este objeto benzotriazol.

**iv) Colorantes fluorescentes o Abrillantadores ópticos:**

Equivocadamente llamados blanqueadores ópticos. Son tinturas para las telas, que son absorbidas por las fibras textiles desde la solución, sin ser posteriormente removidas por el enjuague.

Tienen la propiedad de convertir la radiación ultravioleta en luz visible en el rango de los azules de este espectro. Creando una apariencia de realce a la blancura en los tejidos donde se depositan.

La estructura de los agentes abrillantadores es complicada y sujeta a muchos secretos de fabricación. Pero desde el punto de vista de los fabricantes de detergentes, se les exige las siguientes propiedades:

- Sustantividad a varias fibras.
- Estabilidad.
- Solubilidad y Dispersabilidad.

## **2.4 RELACION CON LA CONTAMINACION AMBIENTAL**

En la síntesis histórica de la industria de detergentes, se han planteado diversos factores que de una u otra forma la han afectado. Entre ellos, los factores ambientales, son considerados actualmente como uno de los problemas de mayor importancia.

### **2.4.1 Biodegradabilidad**

El uso creciente de detergentes en los países donde el volumen de demanda es significativo, ha puesto énfasis en el problema de la contaminación de las aguas. Por esta razón, las investigaciones tendientes al desarrollo de nuevos agentes tensoactivos para uso industrial y doméstico, se orienta hacia la obtención de productos fáciles de descomponer por acción microbiana, tanto en las plantas de tratamiento de aguas residuales como en los lagos y ríos.

Algunos agentes tensoactivos, como el dodecilbenceno sulfonado de cadena ramificada, degradan lentamente dejando un residuo persistente. A estos detergentes se les llama “duros”. Otros se descomponen fácilmente por los microorganismos y prácticamente no dejan residuos. La facilidad con que un agente tensoactivo es descompuesto por acción microbiana, se ha definido como biodegradabilidad.

Como regla general, se ha notado que los compuestos de cadena larga son biodegradables, entre ellos alquilbencenos sulfonados lineales, olefinas sulfonadas, sulfatos de alcoholes grasos, etc.

### **2.4.2 Problema de los Fosfatos**

Es tal vez el más importante para este trabajo. Se inició en 1965, debido al uso de fosfatos como vigorizantes en los detergentes de uso doméstico, el cual fue atacado por los ambientalistas. Los fosfatos en los detergentes se consideran como los mayores contribuyentes de fósforo a los lagos y ríos, lo que podría acelerar la “eutrofización”, afectando la ecología de las aguas.

La eutrofia en las aguas, puede ser definida como aguas con una elevada concentración y velocidad de crecimiento de la vida vegetal. En oposición a la llamada oligotrofia, que son aguas que tienen poco o nada de esta productividad primaria.

Los fosfatos pueden servir para muchos usos y pueden ser también buenos fertilizantes en los ríos y lagos donde ingresan por las corrientes de desecho. Siendo uno de los tres mayores componentes en los fertilizantes.

La eutroficación de lagos y ríos, como se ha planteado, estimula el crecimiento excesivo de toda la vida acuática. Las algas, alimento básico para la vida animal en este medio, crecen en exceso, acumulándose en masas flotantes. Cuando estas mueren causan un olor desagradable y producen problemas en el gusto del agua.

Las algas, al igual que todas las plantas, requieren 15 a 20 elementos nutrientes para crecer. Teóricamente, la completa eliminación de uno de estos constituyentes esenciales podrá prevenir su crecimiento. Científicos han elegido el fósforo como elemento nutriente a controlar y han recomendado su eliminación. Esta recomendación fue hecha sin probar que solo la disminución de fosfatos en un lago o río eutrificado podría tener algún efecto sobre el crecimiento de las algas en tales aguas.

Es así, que firmas productoras de detergentes y aditivos, han anunciado la aparición de un aditivo a base de aluminosilicatos que reemplazan completamente a los fosfatos.

En contra posición a esto, los polifosfatos cumplen también otros requerimientos esenciales como ingredientes del detergente. Los polifosfatos hidrolizan a ortofosfatos en las cloacas y plantas de tratamiento. Son completamente naturales y seguros químicamente, esenciales para toda vida sobre la tierra y han estado en las aguas desde que la vida se inicio en el planeta.

Algunos autores, además, son de la opinión que los detergentes solo contribuyen en un 25% de los fosfatos, entrando en el balance los fertilizantes y excretas. Planteando la necesidad de pre-tratar las aguas, para remover los fosfatos antes de ingresar a los ríos y lagos.

## REFERENCIAS

- Sneed, M. C. & Brasted, R. C. , “Comprehesive Inorganic Chemistry”, Van Nostrand company Inc, N. Y.1973(Vol. 5)
- Van Wazer, J. R. , “Phosphorus and its Compounds”, v. 1, Interscience Publishers, Inc, N. Y.(1958)
- Kirk, R. E. & Othmer, D. F. , “Encyclopedia of Chemical Technology”, v. 10, (1978), The Interscience Encyclopedia, Inc. , N. Y.
- Van Wazer, J. R. , “Phosphorus and its Compounds”, v. 2, Interscience Publishers, Inc, N. Y.(1958)

## **III.- ESTUDIO DE MERCADO**

### 3.1 Introducción.

El análisis del área mercado para el tripolifosfato de sodio (STPP) se circunscribirá al país, con posibilidad de exportación que no se pueden cuantificar, por no tener datos actuales que permitan su estimación.

Este producto, de carácter inorgánico es importado y se utiliza principalmente en la industria formuladora de detergentes sintéticos, como aditivo vigorizante (builder) en dichas formulaciones.

El estudio de mercado comprende los siguientes aspectos:

- Análisis de la Demanda.
- Proyección de la demanda futura, a partir de las importaciones de STPP
- Análisis de la Oferta y Proveedores
- Mercado de las Materias Primas y sus Proveedores
- Impacto del proyecto en el Mercado

### 3.2 Análisis de la Demanda

La demanda nacional de STPP, se conoce directamente a través de la importación de este producto.

El consumidor de mayor importancia es Unilever Chile, con una importación que excede el 95% del total. Hay otros consumidores, cuya demanda es significativamente inferior. Se trata de los siguientes:

- |                                       |                |
|---------------------------------------|----------------|
| • Atofina Chile S.A.                  | Detergentes    |
| • Basf Chile S.A.                     | Detergentes    |
| • Clariant Colorquímica (Chile) Ltda. | Detergentes    |
| • Faundez y Cia. Ltda.                | Detergentes    |
| • Industrias Químicas Cloramón Ltda.  | Detergentes    |
| • Química Anglo Chilena S.A.          | Detergentes    |
| • Aguas Industriales Aguasin          | Trat. De aguas |

La serie histórica de esta importación, en los últimos 14 años, se muestra en la tabla 3.1.

**Tabla 3.1: Importaciones de STPP**

<b>Año</b>	<b>Importación STPP (Ton métrica)</b>	<b>Precio CIF promedio (US\$/Ton)</b>
1991	20561	700
1992	21629	705
1993	20614	711
1994	23141	655
1995	25481	681
1996	26413	741
1997	25325	739
1998	29230	684
1999	27525	607
2000	29662	698
2001	31931	658
2002	21774	612
2003	26932	668
2004	29898	733

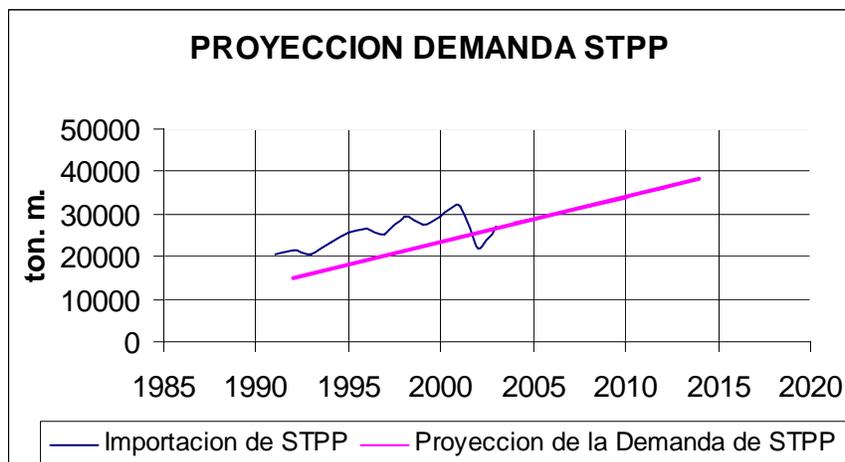
Al analizar los datos de la tabla anterior, se observa que estos, no siguen una tendencia uniforme y definida, comportándose en forma no determinada. La dispersión de los puntos se debe esencialmente a variaciones de diversos factores que han afectado la importación en el tiempo, y no permiten mantener iguales condiciones y supuestos para todos los datos.

Con esta información, y sin tener elementos que permitan normalizar los datos, se proyecta la demanda usando distintas curvas de regresión. El criterio de evaluación y elección se basa en el mejor coeficiente de correlación ( $r^2$ ), de manera de conseguir una estimación conveniente de la demanda futura.

### **3.3.- Proyección de la Demanda Futura a partir de la Importación de STPP:**

Las funciones propuestas para esta proyección son: de tipo lineal ( $y = a + bx$ ), potencial ( $y = ax^b$ ) y exponencial ( $y = ab^x$ ). Modelos, que aplicados sobre los datos de la tabla 3.1, entregaron los siguientes valores del coeficiente de correlación respectivamente: 0,4151; 0,4219 y 0,4214. Estos valores son demasiado pequeños e

indican que existe una relación substancial entre las variables en estudio, o sea, indican una considerable dispersión de los puntos en torno de los modelos. Debido a estos resultados y para efectos prácticos, se decide proyectar la demanda de acuerdo al promedio aritmético de crecimiento de las importaciones de STPP considerando los últimos 14 años. Considerando este criterio, la demanda proyectada se estima en 3,3% anual.



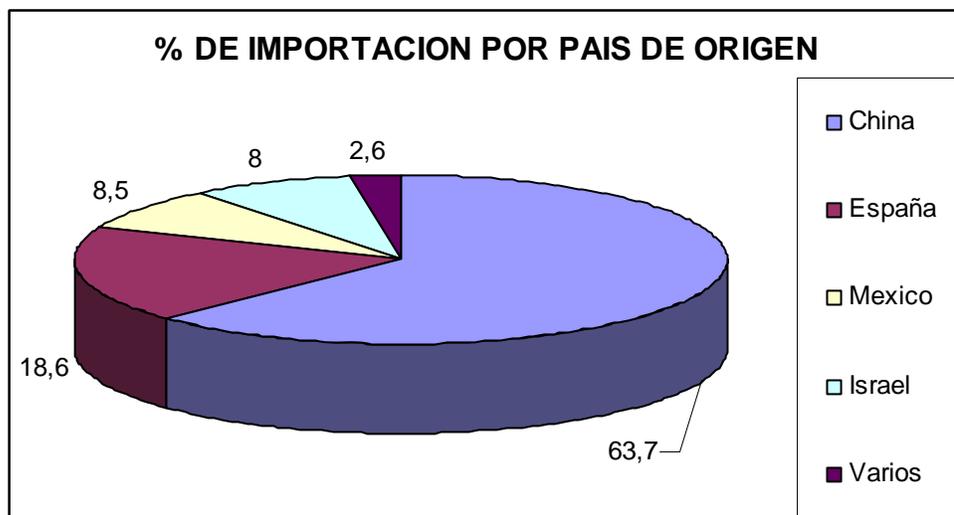
### 3.4 Análisis de la Oferta

En estos momentos la oferta de STPP en el país, está dada por las importaciones a través de los representantes de las firmas productoras extranjeras o distribuidores.

Dichas empresas son:

PROVEEDOR	ACTIVIDAD
Adimex Ltda.	Importador, Representante o Distribuidor
Bayer S. A.	Importador, Representante o Distribuidor
Comex S.A.	Importador, Representante o Distribuidor
F.H. Engel S.A.	Importador, Representante o Distribuidor
Industrias Químicas Cloramón Ltda.	Importador, Representante o Distribuidor
Industrias Químicas Reno S.A.	Importador, Representante o Distribuidor
Interquímica Ltda.	Importador, Representante o Distribuidor
Oxiqum S.A.	Importador, Representante o Distribuidor
Pérez y Jacard S.A.	Importador, Representante o Distribuidor
Portland S.A.	Importador, Representante o Distribuidor
Rhodia Chile Ltda.	Importador, Representante o Distribuidor

Estas firmas ofrecen los productos a precio internacional (CIF), más el impuesto de internación, IVA y comercialización. Aunque la mayoría de los consumidores realizan sus propias importaciones.



### 3.5 Mercado de las Materias Primas

Al igual que en el caso del STPP, la adquisición de las materias primas está dada básicamente vía importación, no obstante la empresa Fosfoquim S. A. obtiene en sus procesos productivos Ácido Fosfórico, siendo esta cantidad marginal con respecto a la demanda y la oferta de la cual se dispone. Por medio de las importaciones se puede encontrar una amplia oferta de productos dependiendo de las necesidades específicas de cada cliente.

Las empresas que comercializan tanto el Ácido Fosfórico como la Soda Cáustica son:

PRODUCTO	PROVEEDOR	ACTIVIDAD
Ácido Fosfórico	Fosfoquim S.A.	Productor
Ácido Fosfórico	Andimex Ltda.	Importador, Representante o Distribuidor
Ácido Fosfórico	Bayer S.A.	Importador, Representante o Distribuidor
Ácido Fosfórico	Comex S.A.	Importador, Representante o Distribuidor
Ácido Fosfórico	Industrias Químicas Cloramon Ltda.	Importador, Representante o Distribuidor
Ácido Fosfórico	Industrias Químicas Reno S.A.	Importador, Representante o Distribuidor
Ácido Fosfórico	Interquímica Ltda.	Importador, Representante o Distribuidor
Ácido Fosfórico	Mathiensen S.A.C.	Importador, Representante o Distribuidor

Ácido Fosfórico	Oxiqum S.A.	Importador, Representante o Distribuidor
Ácido Fosfórico	Pérez y Jacard S.A.	Importador, Representante o Distribuidor
Ácido Fosfórico	Pórtland S.A.	Importador, Representante o Distribuidor
Ácido Fosfórico	Química del Sur y Cia. Ltda.	Importador, Representante o Distribuidor
Ácido Fosfórico	Rhodia Chile Ltda.	Importador, Representante o Distribuidor

<b>PRODUCTO</b>	<b>PROVEEDOR</b>	<b>ACTIVIDAD</b>
Hidróxido de Sodio	Andean Mining & Chemicals Ltda.	Importador, Representante
Hidróxido de Sodio	Andimex Ltda.	Importador, Representante
Hidróxido de Sodio	Bayer S.A.	Importador, Representante
Hidróxido de Sodio	Harting S.A.	Importador, Representante
Hidróxido de Sodio	Industrias Químicas Cloramón Ltda.	Importador, Representante
Hidróxido de Sodio	Industrias Químicas Reno S.A.	Importador, Representante
Hidróxido de Sodio	Interquímica Ltda.	Importador, Representante
Hidróxido de Sodio	Mathiesen S.A.C.	Importador, Representante
Hidróxido de Sodio	Multiquímica Ltda.	Importador, Representante
Hidróxido de Sodio	Occidental Chemical-Chile S.A.I.	Importador, Representante
Hidróxido de Sodio	Oxiqum S.A.	Importador, Representante
Hidróxido de Sodio	Pórtland S.A.	Importador, Representante
Hidróxido de Sodio	Química Anglo Chilena S.A.	Importador, Representante
Hidróxido de Sodio	Química del Sur y CIA. Ltda.	Importador, Representante
Hidróxido de Sodio	Solvay Químicos y Polímeros Ltda.	Importador, Representante

### 3.6 Mercado del Proyecto

Con la puesta en marcha de esta planta, se tratará de sustituir totalmente la importación de STPP, exceptuando el STPP grado alimento. Se considera que los consumidores nacionales tendrían preferencia por el producto chileno debido a la facilidad que se tendría para su adquisición (a igualdad de precio y calidad con respecto al producto importado).

La sustitución total, por lo menos en el mediano plazo, se debe a que el tamaño de la planta será de 48250 (ton/año), esto considerando el aumento de la demanda.

## REFERENCIAS

- ASIQUM, Página web, [www.asiquim.cl](http://www.asiquim.cl). 2005
- PROCHILE, Página web, [www.prochile.cl](http://www.prochile.cl). 2005

# **IV ESPECIFICACIONES DEL PRODUCTO Y MATERIAS PRIMAS**

#### 4.1.- Especificaciones del Producto

Las especificaciones o características técnicas exigidas al Tripolifosfato de Sodio (STPP) grado técnico, para el común de los usos son:

Na <sub>5</sub> P <sub>3</sub> O <sub>10</sub>	90 % min.
P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	56 – 57,5 %
Fe <sub>2</sub> O <sub>3</sub>	100 ppm max.
Cloro	0,1 %
pH (solución 1 %)	9,3 –9,8
Fluor	5 ppm max.
Densidad	1,5 (gr/cc)

En especial Unilever Chile, que es el mayor consumidor, exige las siguientes características

i) Características Físicas:

.- Apariencia: Polvo blanco granular.

.- TestSieve

Mas de 10 mallas BSS (1,67mm)	1 % max.
Mas de 20 mallas (0,8 mm)	40 % min.
Mas de 100 mallas (0,152 mm)	99 % min.

.- T.R.T. (ASTM – 501 – 62T) 6 – 8°C

(Temperatura Rise Test; calor de hidratación para detectar el porcentaje de STPP forma I presente en la mezcla)

.- Insolubles: 0,1 % max

.- Densidad media:

Rhone-Paulenc:	0,8-0,9 (gr/cc)
Montecatini:	0,9-1,0 (gr/cc)

Hoechst: 0,9-1,05 (gr/cc)

ii) Características Químicas:

Contenido de:

.- P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>	57,5 +-1%
.- H <sub>2</sub> O	0,5% max
.- Na <sub>5</sub> P <sub>3</sub> O <sub>10</sub>	90% min.
.- Fe	100 ppm max

#### 4.2 Materias Primas.

Las materias primas a utilizar, de acuerdo al proceso son: Acido Fosfórico (grado técnico o fertilizante) e Hidróxido de Sodio (grado rayón). Además de una serie de compuestos para la purificación del acido, si su origen es de proceso húmedo, cuyo consumo es menor y sin trascendencia con respecto a los volúmenes de consumo de acido y soda.

##### 4.2.1.- Acido Fosfórico:

El acido fosfórico comercial es un liquido claro, reluciente, que alcanza una consistencia de sirope (jarabe) en altas concentraciones (85% aprox.). Es soluble en agua en todas las proporciones, y por ser un ácido triácido, puede dar sales neutras o trimetálicas (p. Ej.:Na<sub>3</sub>PO<sub>4</sub>), acidas bimetálicas (p. Ej.: Na<sub>2</sub>HPO<sub>4</sub>) y acidas monometálicas (p. Ej.: NaH<sub>2</sub>PO<sub>4</sub>).

Sus principales usos son:

Fertilizantes	86%
Aditivos de detergentes y tratamiento de agua	10%
Alimentos, bebidas y dentrificos	2%
Tratamientos de superficies metálicas	1,4%
Otros usos	0,6%

A nivel industrial se obtiene por dos procesos distintos, denominados “Proceso Térmico” y “Proceso Húmedo”, respectivamente. Procesos descritos en Apéndice 1.

La fuente primaria de prácticamente todos los productos químicos que contienen fósforo, es la “Roca Fosfórica”, también conocida como fosforita. Se obtiene principalmente de depósitos, clasificados en: Residuales, de Reposición y Sedimentarios.

Virtualmente, la mayoría de los fosfatos contenidos en los depósitos comerciales de roca explotables tienen un contenido entre 18 y 90% de  $\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$  en peso, aunque la roca disponible en el mercado fluctúa entre 62 y 75%.

Las principales impurezas de la roca fosfórica son hierro, aluminio y óxidos de silicio, las cuales en general, son removidas previas a la manufacturación del ácido.

Los principales usos de la roca fosfórica son:

Fertilizantes	75%
Fosfato de sodio	18%
Fosfato dicálcico	4%
Pirofosfato tetraatómico	0,5%
Otros usos	2,5%

El crecimiento de esta industria se ha visto estimulado por el creciente aumento de la demanda de fertilizantes, el crecimiento de la industria de detergentes y los bajos costos de producción. La inversión para un proceso de tipo térmico es el doble que para un proceso húmedo, si bien, el ácido por vía térmica tiene una pureza apta para la fabricación de STPP, el ácido por vía húmeda es preferido por su menor costo, con la desventaja de contener una serie de impurezas que lo contaminan, siendo necesario una purificación previa al uso.

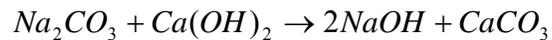
#### 4.2.2.- Hidróxido de Sodio:

Se le conoce industrialmente bajo el nombre de “Soda Cáustica” (en adelante se denomina soda), y forma parte de la gran industria química del presente.

En estado sólido es una masa blanca cristalina, giroscópica y soluble en agua con notable desarrollo de calor. Es una base enérgica y en solución tiene una leve consistencia de jarabe (aprox. 50% NaOH).

La soda se ha fabricado por dos procedimientos, uno químico (cal-soda) y otro electrolítico.

En el primero, la producción ocurre de acuerdo a la siguiente reacción:



O sea, el hidróxido de calcio reacciona con carbonato de sodio para dar la soda, precipitando carbonato de calcio, este proceso dominó el mercado hasta 1940, quedando luego obsoleto, debido a razones de costo y de calidad del producto (ver Apéndice).

## **REFERENCIAS**

- Departamento de Control de Calidad, LEVER Chile.
- Chemical Marketing Reporter, Enero de 2004.
- “Industrials Chemicals”, 4ª Edición(1975)
- “Phosphorus & Potassium”, N° 92 (1977).

**V.- CAPACIDAD MINIMA  
ECONOMICA Y POSIBLE  
LOCALIZACION DE LA PLANTA**

## **5.1.- Determinación de la Ubicación Geográfica de la Planta**

La localización de la planta se orienta a la obtención de una máxima utilidad, o un mínimo costo unitario. Por ello, a continuación se analizan los diferentes factores, sobre los cuales, se decide la ubicación de la planta.

Como ya se indicó, el STPP es consumido en un 95% por la industria de detergentes sintéticos. La totalidad de las plantas de este tipo se encuentran en la periferia de Santiago.

En consecuencia, la planta se ubicara en el sector de Curacaví, debido a que por el hecho de querer descentralizar la actividad económica, los precios de terrenos en la región metropolitana son demasiado altos en comparación a la alternativa planteada.

### **5.1.1.- Mercado de Consumo**

La producción de STPP se utiliza básicamente en dos áreas, como producto intermedio en la fabricación de detergentes sintéticos y en el tratamiento de agua.

Estos consumidores están ubicados en su mayor parte en el área metropolitana (en particular Unilever Chile, que consume aproximadamente el 90% del producto que se importa), por lo que la ubicación de la planta es una ventaja por su cercanía al mercado. Además, el otro sector consumidor de STPP, es el de tratamiento de aguas que también se encuentra en la región Metropolitana.

### **5.1.2.- Disponibilidad de Materias Primas**

El proceso elegido para la producción de STPP, necesita como materias primas ácido fosfórico y soda cáustica, las cuales serán importadas, por lo que los puertos de Valparaíso o San Antonio serían la entrada de estos productos.

### **5.1.3.- Insumos, Repuestos y Servicios**

Existe la necesidad para una planta de algunos servicios, en especial de energía, para poder llevar a cabo la manufactura de un determinado producto. Aún cuando generalmente una industria posee sus propias fuentes de agua, energía eléctrica y combustibles, es válida la posibilidad de poder arrendar estos servicios en lugar de

producirlos. Dado que la zona de Curacaví se perfila como un polo industrial, contaría con todos los servicios requeridos por la planta.

En cuanto a otros insumos y repuestos, la región Metropolitana posee una gran cantidad de proveedores de todo lo necesario para el correcto funcionamiento de la planta.

#### **5.1.4.- Mano de Obra**

En la zona de Curacaví, existe una constante oferta de mano de obra, debido a que es una zona agrícola, por lo cual la mayoría de los trabajos son del tipo temporal. Por otro lado, el personal calificado se puede obtener de la región de Santiago o Valparaíso dada su cercanía.

#### **5.2.- Tamaño Mínimo de la Planta**

El tamaño mínimo económico de la planta sería de 48250(ton/año), este valor proyectado del estudio de mercado, hecho que se debería comprobar al graficar la rentabilidad versus los niveles de producción.

En la práctica existen plantas de este tamaño, menores y mayores, esto confirma la posibilidad de instalación de una planta como la estudiada.

Sobre el proceso seleccionado, si bien se ha elegido una combinación, esta estaría garantizada por las referencias.

AÑO	TON/AÑO
1	15000
2	20000
3	30000
4	48250
5	48250
6	48250
7	48250
8	48250
9	48250
10	48250

Tabla 5.1: Programa de Producción

## **VI.- PROCESOS Y TECNOLOGIAS DE PRODUCCION**

## 6.1 Introducción

La producción de fosfatos ha dependido por mucho tiempo de un abastecimiento suficiente de materias primas, tanto en calidad (pureza) como en cantidad. Esta situación ha tenido como resultado una gran variedad de procesos, y con ello de patentes, para la producción de Tripolifosfato de Sodio (STPP).

La principal característica de los procesos de producción de STPP, es la preparación de una solución concentrada de sales ortofosfóricas (mezcla de ortofosfato mono y di sódico), que enseguida es evaporada, secada y posteriormente calcinada para producir el polifosfato.

## 6.2 Procesos de Producción.

A continuación se describen brevemente algunos de los procesos más conocidos para la producción de STPP.

### 6.2.1 Proceso UCB/St. Gobain:

Desarrollado por la Unión Química Belga de Bruselas (Bélgica) (Pat. Belg. 573458) en conjunto con Pechiney-St. Gobain, París. Se basa, en general, en el uso de ácido fosfórico derivado del proceso húmedo, el cual es desfluorinado, purificado de los metales pesados y luego neutralizados con carbonato de sodio.

El licor limpio es concentrado en un evaporador de múltiple efecto. Con esta operación algunos precipitados se forman de nuevo y deben ser filtrados antes de pasar a la siguiente etapa.

El concentrado se termina de evaporar en un tambor secador calefaccionado con vapor. La alimentación y la temperatura de la superficie del tambor, son controladas exactamente para formar hojuelas de tamaño apropiado para la calcinación.

El material deshidratado es llevado dentro de un horno rotatorio, calentado con gasoil o fuel-oil(a una temperatura sobre 450°C), para producir finalmente el STPP.

### 6.2.2 Proceso Budenheim:

Proceso usado por Chemische Fabrik Budenheim, Mainz, Alemania (Pat. Alem. 912564).

La parte descrita en la patente indica que la solución concentrada de sales ortofosfóricas, es tratada en dos torres sucesivas. En la primera la solución es

pulverizada por una boquilla en co-corriente con un gas caliente. Típicamente entra a 310°C desde el tope de la torre y sale a 120°C.

El sólido obtenido, se agrega desde arriba a la segunda torre con un alimentador helicoidal sinfín, distribuyéndose uniformemente como una cascada en contracorriente con el flujo de gas de los quemadores.

Un diagrama de este proceso se muestra en la figura 6.1

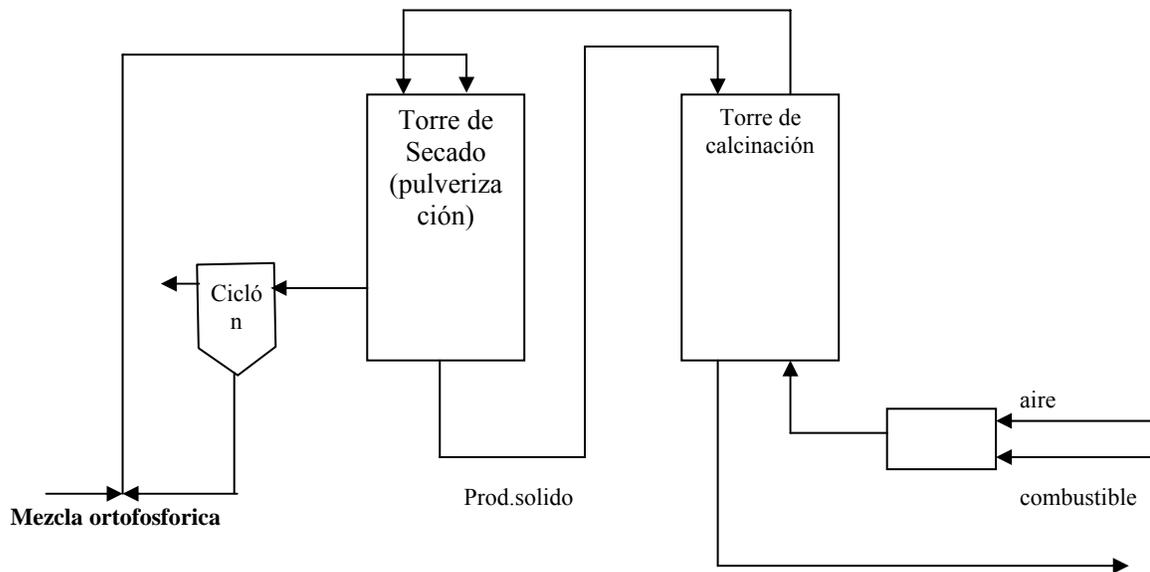


Fig. 6.1: Diagrama de Bloque del Proceso Budenheim para la producción de STPP.

### 6.2.3 Proceso Central Glass Co. :

La característica fundamental de este proceso estriba en el desarrollo de una etapa de refinación del ácido fosfórico de proceso húmedo, por formación de un producto intermedio, previo a la neutralización con soda cáustica.

En primer lugar, el ácido fosfórico con una concentración aproximada de 30%  $P_2O_5$ , es neutralizado con amoníaco. La mayoría de las impurezas que precipitan en esta operación, son separadas por centrifugación (básicamente fosfatos de amonio y sedimentos).

El flujo de líquido desde el neutralizador es enviado al cristalizador, donde al reaccionar con soda, se producen cristales de fosfato ácido de amonio sódico (MCS o sal microcósmica).

Enseguida los cristales de MCS, son disueltos con soda y la solución efluente es destilada. En la columna de destilación se recupera el amoníaco en forma de gas y la solución es la mezcla ortofosfórica deseada.

El amoníaco recuperado es reciclado al estanque de neutralización de ácido fosfórico.

La mezcla ortofosfórica es sacada y calcinada, produciendo un STPP bastante puro.

El diagrama de bloque de este proceso se muestra en la figura 6.2.

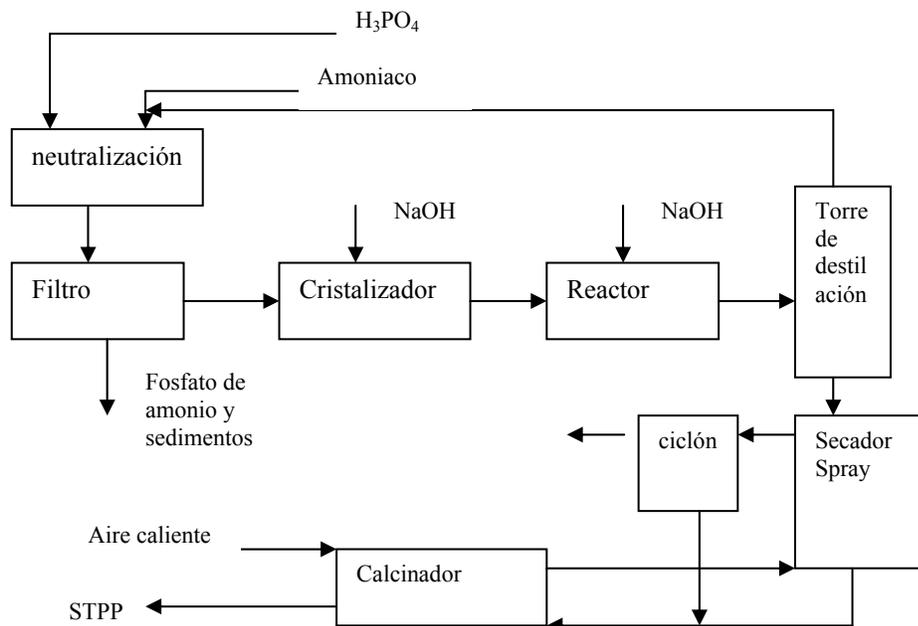


Fig. 6.2: Diagrama de Bloques del Proceso Central Glass para producir STPP.

#### 6.2.4 Proceso Monsanto:

La compañía Monsanto Co., St. Louis U. S. A., ha desarrollado una serie de variados procesos, entre los que se destacan: el proceso para cloruros metálicos, el proceso para obtener STPP hexahidratado y el proceso de neutralización con soda en una etapa.

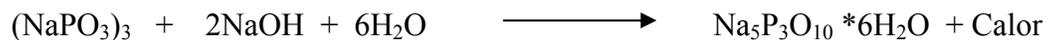
El primero, se refiere a la posibilidad, que muchos fosfatos de metales alcalinos se pueden obtener del cloruro de este metal con un bajo contenido del anión, de acuerdo con la reacción:



Este proceso se realiza con ácido fosfórico al 85% calentado a 800°C condiciones en que se produce la reacción, y el fundido a 1050°C, se pone en contacto con los productos de combustión.

Finalmente se logra una conversión del 99,9% de STPP y un 0,1% NaCl.

El segundo proceso, se ha desarrollado entre Monsanto y el ingeniero Mario Ballestra de Milán. Se basa en la reacción entre el trimetafosfato de sodio y soda cáustica, de acuerdo a:



Como producto se obtiene el STPP hexahidratado.

La ventaja es obtener una pulpa de STPP completamente hidratada, la cual puede ser secada en un secador spray. Su menor viscosidad comparada con una pulpa hidratada, a partir del STPP tradicional, le permite ser preparada con un alto contenido de sólidos, facilitando el secado de la mezcla.

Por ultimo, otro proceso relevante de Monsanto, es la neutralización en una etapa del ácido fosfórico con soda, a través de la siguiente reacción:



La reacción requiere un ácido fosfórico de 85% con un buen grado de pureza y soda al 50% en peso.

La solución de  $\text{NaH}_2\text{PO}_4 \cdot 2\text{Na}_2\text{HPO}_4$  es secada en un secador spray y luego calcinada en co-corriente con aire caliente.

Además de los procesos descritos, existen otros tales como NIVIF, NISSAN, GIULINI-ZAHN, etc., cuya síntesis, en líneas generales, es una combinación de las operaciones planteadas en los procesos descritos.

### 6.3 Elección del Proceso:

La disponibilidad de materias primas requeridas por el proceso, pasa a ser uno de los factores más importantes de selección. Al respecto, en el país las materias primas disponibles son soda cáustica (solución al 50%) y ácido fosfórico al 75%. Con esta

restricción quedan excluidos todos los procesos que consideran como materia prima al carbonato de sodio, tales como UCB/St. Gobain, Budenheim, Nivif , etc.

Las alternativas posibles que utilizan las materias primas antes descritas son el proceso Glass Co. Y el Monsanto. De ellos, el primero no sería conveniente por tener bajo rendimiento con respecto a las materias primas. Como subproducto se obtiene fosfato de amonio, que si bien es útil como fertilizante, no cumple con los propósitos planteados. Además es tecnológicamente más complicado que el Monsanto de una sola etapa de neutralización.

De los factores analizados, tanto en disponibilidad como en sencillez, hacen conveniente el uso del proceso Monsanto o uno similar que cumpla con las condiciones anteriores.

Por lo tanto, se usará este proceso como base, incorporando algunas modificaciones, tales como neutralización en dos etapas y un enfriador rotatorio, lo que no afectaría mayormente el rendimiento.

#### **6.4 Descripción del Proceso Seleccionado:**

El proceso a describir, se puede dividir en las siguientes etapas:

1. Purificación de ácido fosfórico
2. Primera neutralización
3. Segunda neutralización
4. Secado spray
5. Calcinación
6. Enfriamiento, molienda y envasado

En la figura 6.3 se muestran el diagrama de flujo del proceso.

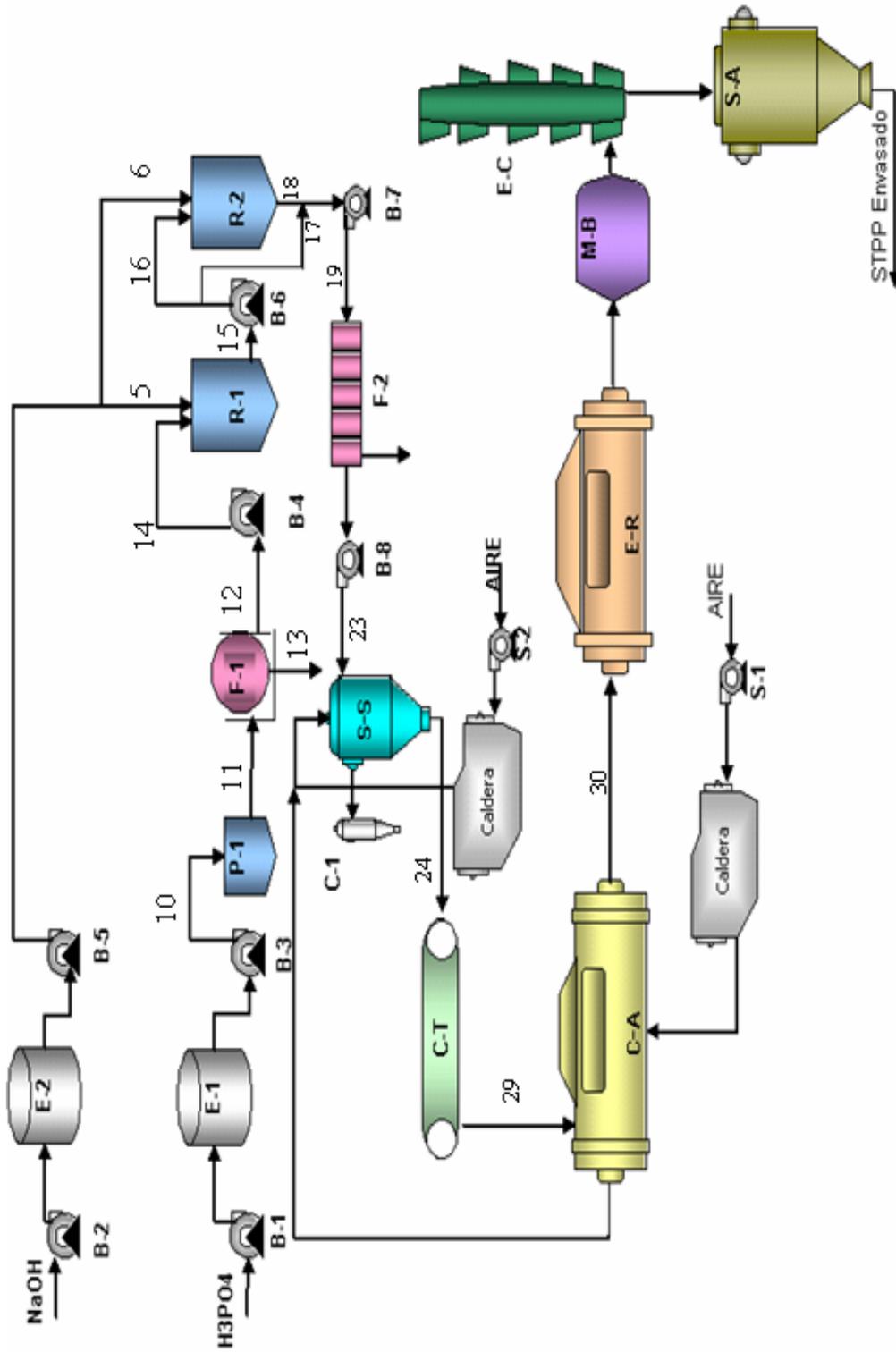


Fig. 6.3: Diagrama de Bloque proceso Monsanto (Seleccionado)

#### 6.4.1.- Purificación del ácido fosfórico:

Inicialmente las materias primas almacenan en estanques cerrados E-1 y E2, antes de pasar a proceso. El ácido fosfórico, previo a la neutralización, debe someterse a una etapa de purificación. Con éste fin ingresa a un estanque de purificación (reactor P-1), en el cual se le agrega carbón activo y otros reactivos (dependiendo del ácido); las impurezas precipitan y luego esta mezcla se pasa a través de un filtro rotatorio F-1 donde se retienen los sólidos suspendidos. El queque es lavado, siendo recirculado el líquido de lavado.

#### 6.4.2.- Primera Neutralización:

El ácido purificado y la soda proveniente de los estanques de almacenamiento E-2, se agregan a un reactor R-1 perfectamente agitado, donde se verifica la reacción:



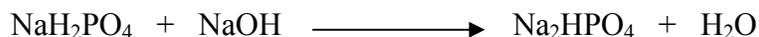
A un pH entre 4,3 y 4,5 y una temperatura de 85°C. El tiempo de residencia para alcanzar la conversión deseada se estima en 1,5 (hrs.)

La corriente efluente se separa, y dos tercios de ella deben pasa a un segundo reactor R-2.

El resto se une al producto de la segunda neutralización.

#### 6.4.3 Segunda Neutralización:

En el segundo reactor, la corriente en cuestión reacciona con más soda, a un pH 8,7-8,9 y una temperatura entre 100 y 110°C, produciéndose la reacción:



El tiempo de residencia, al igual que en la primera neutralización se estima en 1,5(hrs).

La conveniencia de neutralizar separadamente, radica en que las impurezas pueden ser precipitadas en forma fácilmente filtrables. Además permite usar ácidos menos

concentrados, sin afectar mayormente el rendimiento, manteniendo un riguroso control del pH y la temperatura.

Ambas corrientes, provenientes del primer y segundo reactor, se juntan en un nodo mezclador, se filtran (F-2) e ingresan al secador spray S-S.

#### **6.4.4 Secado spray:**

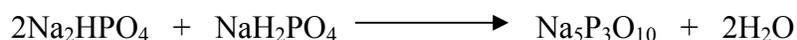
El secado se produce con aire y gases calientes provenientes de la combustión de gas natural o petróleo, antes de ingresar al horno rotatorio, a una temperatura de entrada de 430-450°C y una temperatura de salida de 130-150°C.

Finalmente se obtiene una mezcla ortofosfórica seca a una temperatura de aproximadamente 120 °C, con un bajo porcentaje de humedad (del orden de 0,5%) y granulometría para reaccionar en el calcinador (0,06-0,15mm).

#### **6.4.5 Calcinación:**

La mezcla ortofosfórica seca (en una razón molar  $\text{Na}_2/\text{P}_2\text{O}_5=1,667$ ) y caliente ingresa al horno rotatorio calcinador C-A, que es calentado por la circulación de gases calientes en co-corriente, provenientes de la combustión de gas natural o petróleo a una temperatura de entre 800-820°C.

Bajo estas condiciones se lleva a cabo la reacción:



A una temperatura media entre 400 y 450°C. El tiempo de residencia en el calcinador es de 15 minutos.

En este calcinador, según la patente se logra un 99% de conversión a STPP, y el 1% restante son piro y metafosfatos.

El producto caliente a la salida, a una temperatura similar a la del aire, pasa a un enfriador rotatorio E-R.

#### **6.4.6 Enfriamiento, Molienda y Envasado:**

El sólido calcinado, es enfriado en un enfriador rotatorio E-R, cuyo cuerpo esta semi-sumergido en una piscina de agua fría. Este enfriamiento se complementa con duchas de agua, distribuidas sobre el enfriador.

Luego, el sólido enfriado pasa a un molino de bolas M-B, produciéndose así un STPP de granulometría acorde a las especificaciones de mercado (99% menos de 0,152 mm).

Por último, el producto se eleva a un silo de almacenamiento S-A y posteriormente es envasado en sacos multipliegos de papel, de aproximadamente 100 libras cada uno.

## REFERENCIAS

- “Phosphorus & Potassium”, N° 26
- “Industrials Chemicals”, 4<sup>a</sup> Edicion(1975)
- “Phosphorus & Potassium”, N° 28

## **VII.- BALANCES DE MASA Y ENERGIA (BASES DE DISEÑO)**

### 7.1 Balances de Masa

Los cálculos de las materias primas requeridas se harán sobre la base de la producción por hora, la que se calcula a partir de los siguientes datos:

Producción anual (100 % Cap. Instalada): 48250(ton/año)

Días de Operación, continua : 330(días/año)

Horas de Operación : 24(hrs. /día)

Eficiencia del Proceso : 98%

Se obtiene una producción de 6090(kg /hr). Al considerar la eficiencia del proceso, la producción aparente es de 6214(kg/hr).

Se toma como base de cálculo una hora de producción.

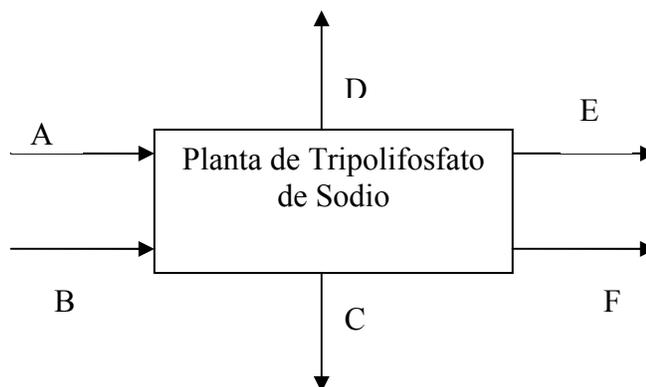
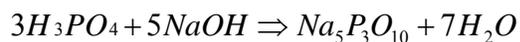
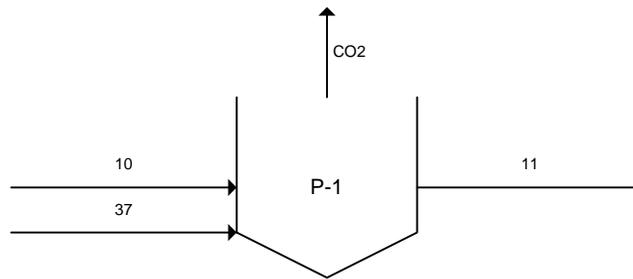


Fig. 7.1: Balance de Masa Global del Proceso



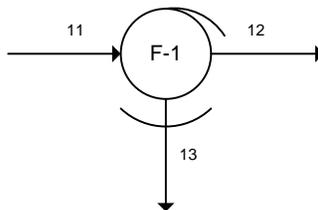
CORRIENTE	COMPUESTO	MASA(kg/hr)
A	NaOH (50%)	6756
B	H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> (75%)	6662
C	IMPUREZAS	511
D	AGUA	6691
E	STPP	6090
F	PERDIDAS	126

### 7.1.1 Estanque Purificación $H_3PO_4$ (P-1):



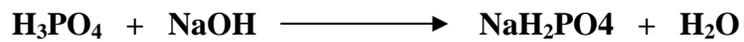
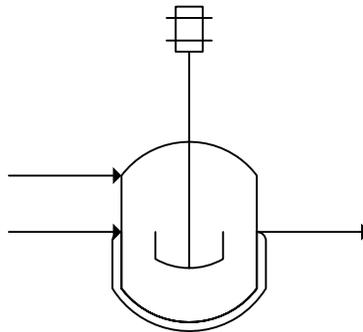
ENTRA(corriente)	kg/hr	SALE(corriente)	kg/hr
$H_3PO_4(10)$	4965	$H_3PO_4(11)$	4965
$H_2O(10)$	1215	$H_2O(11)$	1273
Impurezas(10)	482	Imp.pps(11)	569
$Na_2CO_3(37)$	116	$CO_2$	71
$BaCO_3(37)$	100	$Na_2O(11)$	3
C.Activo(37)	3		
Total	6881	Total	6881

### 7.1.2 Filtro Purificación $H_3PO_4$ (F-1):



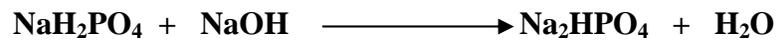
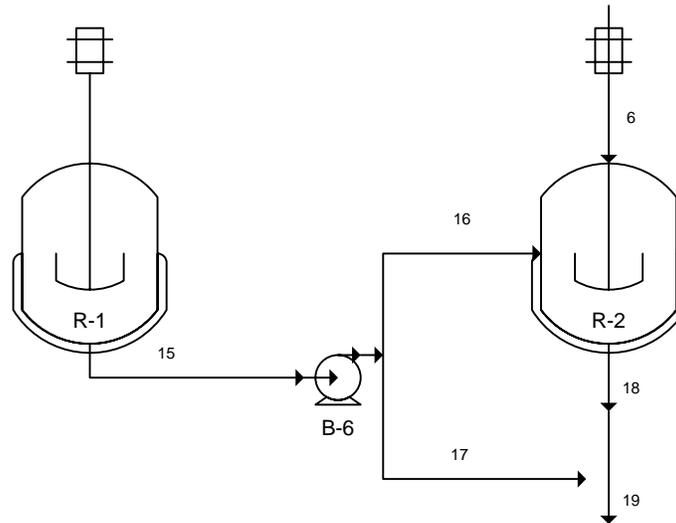
<b>ENTRA(corriente)</b>	<b>kg/hr</b>	<b>SALE(corriente)</b>	<b>kg/hr</b>
H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> (11)	4965	H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> (12)	4920
H <sub>2</sub> O(11)	1273	H <sub>2</sub> O(12)	1257
Imp.pps	569	Na <sub>2</sub> O(12)	3
Na <sub>2</sub> O(11)	3	Total Liq.(12)	6180
		Imp.pps(13)	569
		H <sub>2</sub> O(13)	61
		Total Queque(13)	630
Total	6810	Total	6810

### 7.1.3 Reactor Primera Neutralización



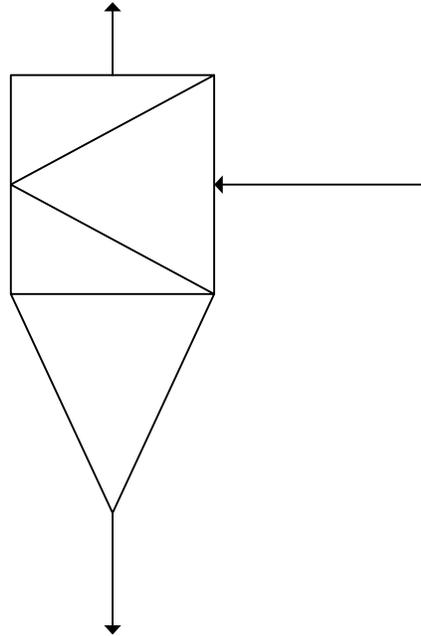
<b>ENTRA(corriente)</b>	<b>Kg/hr</b>	<b>SALE(corriente)</b>	<b>Kg/hr</b>
H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> (14)	4920	NaH <sub>2</sub> PO <sub>4</sub> (15)	5958
H <sub>2</sub> O(14;5)	3267	H <sub>2</sub> O(15)	4160
NaOH(5)	2026	NaOH y H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> (15)	99
Imp.(14;5)	23	Imp.	19
Total(14+5)	10236	Total(15)	10236

**7.1.4 Reactor Segunda Neutralización (R-2):**



<b>ENTRA(corriente)</b>	<b>Kg/hr</b>	<b>SALE(corriente)</b>	<b>Kg/hr</b>
NaH <sub>2</sub> PO <sub>4</sub> (16)	3971	Na <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub> (18)	4701
H <sub>2</sub> O(16;6)	4113	H <sub>2</sub> O(18)	4707
NaOH(6)	1383	Impurezas(18)	23
Impurezas(16;6)	23	NaOH y H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> (18)	94
H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> (16)	35		
Total(16+6)	9525	Total(18)	9525

**7.1.5 Secador Spray (S-S):**



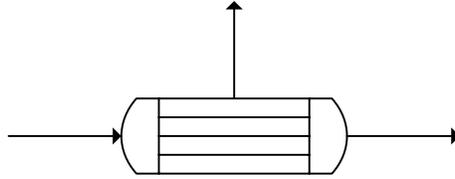
40

ENTRA(corriente)	Kg/hr	SALE(corriente)	Kg/hr
Na <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub> (23)	4701	Na <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub> (24)	4701
NaH <sub>2</sub> PO <sub>4</sub> (23)	1987	NaH <sub>2</sub> PO <sub>4</sub> (24)	1987
H <sub>2</sub> O(23)	6090	H <sub>2</sub> O(24)	34
NaOH y H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> (23)	126	H <sub>2</sub> O eva.(40)	6056
		NaOH y H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> (40)	126
Total(23)	12878	Total(40+24)	12878

S-S

24

### 7.1.6 Horno Rotatorio Calcinador (C-A):



ENTRA(corriente)	Kg/hr	SALE(corriente)	Kg/hr
Na <sub>2</sub> HPO <sub>4</sub> (29)	4683	Na <sub>5</sub> P <sub>3</sub> O <sub>10</sub> (30)	6090
NaH <sub>2</sub> PO <sub>4</sub> (29)	1979	H <sub>2</sub> O eva.(41)	606
H <sub>2</sub> O(29)	34		
Total(29)	6696	Total	6696

29

## 7.2 Balances de Energía

Los balances de energía se realizan, en los equipos donde es posible evaluar y controlar el intercambio de energía. Por ello se considera la energía que se debe extraer o agregar, para producir las reacciones del proceso y obtener las temperaturas especificadas para los productos efluentes.

### 7.2.1 Balance de energía en el reactor de primera neutralización (R-1):

A partir de un balance de energía, se obtiene:

$$\Delta H_T = \Delta H_e + \Delta H_s + \Delta H_r \quad (7.1)$$

donde:

$Q = \Delta H_T$  = Calor que debe agregarse o retirar.

$\Delta H_e$  = Entalpía de la corriente de entrada

$\Delta H_s$  = Entalpía de la corriente de salida

$\Delta H_r$  = Entalpía o calor de reacción

La entalpía de una corriente se evalúa como.

$$\Delta H_j = (\sum_i^n F_{ij} C_{p_i}) \Delta T \quad (7.2)$$

en que:

$F_{ij}$  : Flujo másico o molar del componente "i" en la corriente "j"

$C_p$ : Calor específico másico o molar del componente "i"

$\Delta T$ : Diferencia entre la temperatura de la corriente y una temperatura de referencia ( $T = 25^\circ \text{C}$ )

Esta temperatura de referencia viene dada de la base de entalpía elegida que esta dada para los elementos en su estado de agregación normal a  $25^\circ \text{C}$ .

Se puede evaluar también como:

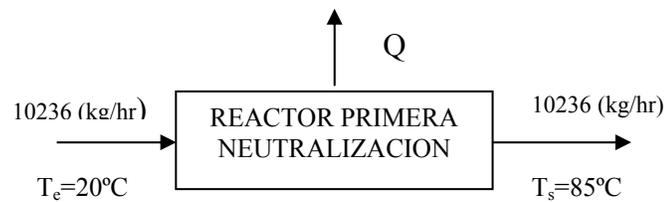
$$\Delta H_j = F_j C_p^{\text{pro}} \Delta T \quad (7.3)$$

donde:

$\Delta H_j$  : Flujo másico o molar en la corriente “j”

$C_p^{\text{pro}}$  : Calor específico, ponderado por las fracciones másicas o molares

Esquemáticamente se puede representar como:



De ec. (7.2) para corriente de entrada, con  $C_p(\text{NaOH}) = 0,99(\text{Kcal}/\text{Kg} \cdot ^\circ\text{C})$  y  $C_p(\text{H}_3\text{PO}_4) = 0,4(\text{Kcal}/\text{Kg} \cdot ^\circ\text{C})$

$$\Delta H_e = (0,99 \cdot 4052 + 0,4 \cdot 6184) \cdot (20 - 25)$$

$$\Delta H_e = -32430 (\text{Kcal}/\text{hr})$$

Asumiendo que la solución tiene una capacidad calorífica similar a la corriente de entrada (ponderada por la fracción másica).

Del balance de masa, el calor específico de la solución de ortofosfato monosódico, se puede estimar en:

$$C_p^{\text{pro}} = (0,4*0,99+0,6*0,4) = 0,64(\text{Kcal./kg}^\circ\text{C})$$

Utilizando la ec. (7.3) con  $T_s = 85^\circ\text{C}$  ( $T_s$  : Temperatura de salida)

$$\Delta H_s = 0,64*10236*(85-25)$$

$$\Delta H_s = 393062 (\text{Kcal./hr})$$

La entalpía de reacción, se debe calcular con los calores de formación de cada reactivo y producto que participe en la reacción.

Los calores de formación son:

$$\Delta H_f^\circ (\text{H}_3\text{PO}_4)(\text{aq}) = -309,3 (\text{kcal/gr-mol})$$

$$\Delta H_f^\circ (\text{NaOH})(\text{aq}) = -122,2 (\text{kcal/gr-mol})$$

$$\Delta H_f^\circ (\text{NaH}_2\text{PO}_4)(\text{aq}) = -367,7 (\text{kcal/gr-mol})$$

$$\Delta H_f^\circ (\text{H}_2\text{O})(\text{l}) = -63,8 (\text{kcal/gr-mol})$$

La reacción es:



$$\Delta H_r = \Delta H_f^\circ (\text{NaH}_2\text{PO}_4) + \Delta H_f^\circ (\text{H}_2\text{O}) - \Delta H_f^\circ (\text{NaOH}) - \Delta H_f^\circ (\text{H}_3\text{PO}_4)$$

Reemplazando

$$\Delta H_r = -14,5 (\text{Kcal. / gr- mol})$$

y se producen

$$5958 (\text{Kg/hr}) * 1000(\text{gr/Kg.}) / 120(\text{gr/gr-mol}) = 49650(\text{gr-mol/hr})$$

$$\Delta H_R = -14,5 * 49650 = -719925 (\text{kcal. / hr})$$

Por lo tanto la energía del sistema será:

$$\Delta H_T = 32430 + 393062 - 719925 = -294433 \text{ (Kcal. /hr)}$$

$$\Delta H_T = 1168400$$

En consecuencia se deben retirar 294433 (Kcal./hr). Esto se realiza con agua de enfriamiento, con una variación de temperatura de 25 a 30°C. Por lo que el flujo de agua debe ser, de ec. (7.3)

$$294433 = M \cdot 1 \cdot (30 - 25)$$

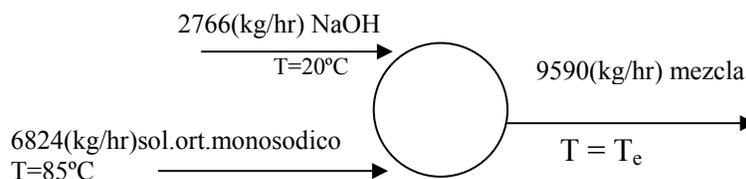
donde M es el flujo másico de agua por lo tanto

$$M = 58887 \text{ (Kg. / hr)} = 59 \text{ (m}^3\text{/hr)}$$

### 7.2.2 Balance de energía en el reactor de segunda neutralización(R-2):

La temperatura de entrada en este reactor, se obtiene de un balance de entalpía de las corrientes, en un nodo.

Gráficamente el problema es:



$$\Delta H_{(\text{sol.ortofosfato monosodico})} + \Delta H_{(\text{soda cáustica})} = \Delta H_{(\text{sol.ortofosfato di sódico})}$$

$$2766 \cdot 0,99 \cdot (20 - 25) + 6824 \cdot 0,64 \cdot (85 - 25) = (2766 \cdot 0,99 + 6824 \cdot 0,64) \cdot (T_e - 25)$$

$$T_e = 60^\circ\text{C}$$

Con la temperatura de entrada, de ec. (7.2)

$$\Delta H_e = (2766 * 0,99 + 6824 * 0,64) * (25 - 60)$$

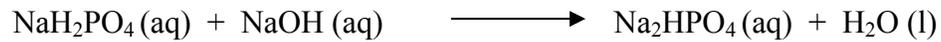
$$\Delta H_e = - 248675 \text{ (Kcal./hr)}$$

La entalpía de reacción, se evalúa por un procedimiento análogo al del primer reactor

$$\Delta H_f^\circ (\text{Na}_2\text{HPO}_4) (\text{aq}) = -423,9 \text{ (Kcal./gr-mol)}$$

Peso molecular del  $\text{Na}_2\text{HPO}_4 = 142 \text{ (gr/gr-mol)}$

La reacción es:



$$\Delta H_r = \Delta H_f^\circ (\text{Na}_2\text{HPO}_4) + \Delta H_f^\circ (\text{H}_2\text{O}) - \Delta H_f^\circ (\text{NaH}_2\text{PO}_4) - \Delta H_f^\circ (\text{NaOH})$$

Reemplazando:

$$\frac{4701(\text{kg/hr}) * 1000(\text{gr/kg})}{142(\text{gr/gr-mol})} = 33106(\text{gr-mol/hr}) \text{ de } \text{Na}_2\text{HPO}_4$$

Al producirse

$$\Delta H_r = -12,3 \text{ (Kcal / gr-mol)}$$

Entonces

$$\Delta H_r = -407204(\text{Kcal/hr})$$

Para evaluar la entalpía de la corriente de salida se puede hacer igual supuesto que en el reactor anterior, es decir suponer que el calor específico, es el promedio ponderado (por la fracción másica) de la mezcla de entrada.

La reacción es conveniente realizarla a 100°C, para lograr el ortofosfato di sódico no hidratado.

$$Cp^{prom} = \frac{(2766 * 0,99 + 0,64 * 6824)}{9590} = 0,74(kcal / kg^{\circ}C)$$

de ec. (7.2)

$$\Delta H_s = 9590 * 0.74 * (100 - 25)$$

$$\Delta H_s = 532245(Kcal/hr)$$

Finalmente:

$$\Delta H_T = 532245 - 407204 - 248675$$

$$\Delta H_T = -123634(Kcal/hr)$$

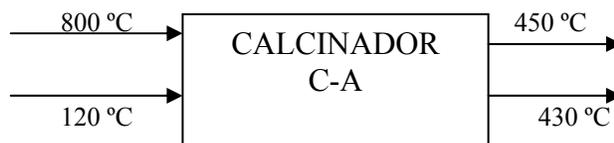
Al igual que para R-1:

$\Delta T$  agua de enfriamiento: 5°C

Luego:

$$M = 25 \text{ m}^3 \text{ de agua/hr}$$

### 7.2.3 Balance de energía calcinador (C-A):



La energía necesaria para calentar la corriente de salida y producir la reacción, se puede calcular de ec. (7.1), así:

$$C_p^{prom} = 0,27 \text{ (kcal / kg}^\circ\text{C)}$$

*mezcla ortofosforica*

$$\Delta H_e = 6696 * 0,27 * (25 - 120)$$

$$\Delta H_e = -171752 \text{ (Kcal/hr)}$$

Para calcular  $\Delta H_s$  se utiliza

$$C_p^{prom} (\text{Na}_5\text{P}_3\text{O}_{10}) = 0,28 \text{ (Kcal / Kg}^\circ\text{C)}$$

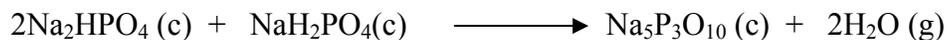
$$C_p^{prom} (\text{H}_2\text{O(g)}) = 0,47 \text{ (Kcal / Kg}^\circ\text{C)}$$

De esta forma, de ec.(7.2)

$$\Delta H_s = (6090 * 0,28 + 606 * 0,47) * (430 - 25)$$

$$\Delta H_s = 805950 \text{ (Kcal./hr)}$$

La entalpía de reacción se calcula a partir de la reacción:



Con los siguientes calores de formación:

$$\Delta H_f^\circ (\text{NaH}_2\text{PO}_4) \text{ (c)} = -364,2 \text{ (Kcal/gr-mol)}$$

$$\Delta H_f^\circ (\text{Na}_2\text{HPO}_4) \text{ (c)} = -417,4 \text{ (Kcal /gr-mol)}$$

$$\Delta H_f^\circ (\text{Na}_5\text{P}_3\text{O}_{10}) \text{ (c)} = -1056,5 \text{ (Kcal /gr-mol)}$$

$$\Delta H_f^\circ (\text{H}_2\text{O}) \text{ (g)} = -57,8 \text{ (Kcal /gr-mol)}$$

Luego

$$\Delta H_R = -1056,5 - 2 * 57,8 + 2 * 417,4 + 364,2$$

$$\Delta H_r = 26,9 \text{ (Kcal /gr-mol)}$$

Al producirse 5520 (Kg /hr) de STPP (Peso molecular = 368 (gr/gr-mol))

$$\frac{6090(\text{kg / hr}) * 1000(\text{gr / kg})}{368(\text{gr / gr - mol})} = 16549(\text{gr - mol / hr}) \text{ de STPP}$$

Por lo tanto

$$\Delta H_r = 26,9 * 16549$$

$$\Delta H_r = 445168 \text{ (Kcal /hr)}$$

Usando la ec. (7.1), se obtiene:

$$\Delta H_T = 1.500.000 \text{ (kcal /hr)}$$

Esta energía, la debe suministrar el aire que ingresa al calcinador. Estimando las pérdidas caloríficas del aire en un 10% aproximadamente, entonces la energía que debiera entregar es:

$$\Delta H_T = 1650000 \text{ (kg /hr)}$$

Considerando para efectos de cálculo el aire seco, de ec. (7.3)

$$C_p^{\text{prom}} \text{ (aire entre } 800 \text{ y } 450^\circ\text{C)} = 0,265 \text{ (kcal /kg}^\circ\text{C)}$$

$$\text{y } \Delta T = 800 - 450 = 350^\circ\text{C}$$

$$1650000(\text{kcal/hr}) = G (\text{kg/hr}) * 0,265(\text{kcal/hr}) * 350(^{\circ}\text{C})$$

Donde G es el flujo másico de aire.

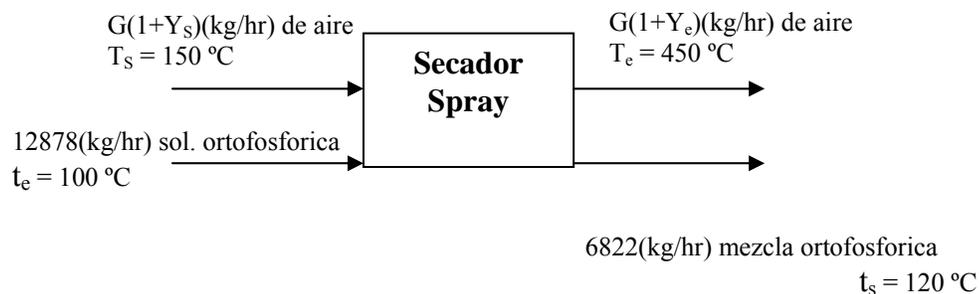
$$G = 17790(\text{kg aire seco/hr})$$

La humedad del aire a la salida ( $Y_s$ ) es la que contribuye el agua que se produce en el sistema.

$$Y_s = \frac{606(\text{kg agua/hr})}{17790(\text{kg A.S/hr})} = 0,03(\text{kg agua/kg A.S})$$

#### 7.2.4 Balance de energía en el secador spray (S-S):

La situación gráfica es:



donde:

G: Flujo másico de aire seco (kg/hr)

$Y_e$ : Humedad absoluta del aire de entrada (kg agua/kg aire seco)

$Y_s$ : Humedad absoluta del aire de salida (kg agua/kg aire seco)

$T_e$ : Temperatura de bulbo seco del aire de entrada ( $^{\circ}\text{C}$ )

$T_s$ : Temperatura de bulbo seco del aire de salida ( $^{\circ}\text{C}$ )

$t_e$ : temperatura de la corriente de entrada ( $^{\circ}\text{C}$ )

$t_s$  : temperatura de la corriente de salida ( $^{\circ}\text{C}$ )

En el sacador se deben evaporar 6056(kg/hr) de agua, y de un balance de masa para el agua se obtiene:

$$6056 = -G*(Y_e - Y_s) \quad (7.4)$$

Si  $Y_e$ , se supone 0,02, ya que el aire que ingresa al secador proviene de una mezcla de aire casi seco, con los gases efluentes del calcinador.

Al reemplazar en ec.(7.4)

$$6056 = -G*(0,02 - Y_s)$$

- Balance de energía en el secador

$$F_s*(H_e - H_s) = -G*(H_{ge} - H_{gs}) + Q \quad (7.5)$$

En que:

$F_s$ : Flujo de sólidos (kg /hr)

$H_e$ : entalpía de la solución de entrada (kcal /kg)

$H_s$ : entalpía de la solución de salida (kcal /kg)

$H_{ge}$ : entalpía del aire de entrada (kcal /kg)

$H_{gs}$ : entalpía del aire de salida (kcal /kg)

$Q$  : Perdidas de calor en el secador (kcal /hr)

La entalpía de la solución de entrada, se puede calcular de ec.(7.3)(con  $0^{\circ}\text{C}$  como temperatura de referencia).

$$F_s * H_e = 12878 * 0,74 * (110 - 0) = 1048269 \text{ (kcal/hr)}$$

$$F_s * H_s = 6822 * 0,27 * (120 - 0) = 221033 \text{ (kcal/hr)}$$

La entalpía del aire se evalúa con:

$$H_g = (0,24 + 0,45 * Y) * (T - 0) + 595,4 * Y \quad (7.6)$$

Donde:

T : Temperatura de bulbo seco del aire (°C)

Y : Humedad absoluta del aire (kg agua/kg aire seco)

Para el aire en las condiciones de entrada:

$$T_e = 450 \text{ (°C)} \quad \text{e} \quad Y_e = 0,02 \text{ (kg agua/kg aire seco)}$$

De ec.(7.6)

$$H_{ge} = 124 \text{ (kcal/kg aire seco)}$$

Y a la salida, con  $T_s = 150 \text{ °C}$ , de ec(7.6)

$$H_{gs} = 36 + 662,9 * Y_s \text{ (kcal/kg aire seco)}$$

Reemplazando en el balance de energía y asumiendo que Q represente un 10% de  $G * (H_{ge} - H_{gs})$ , se tiene:

$$1048269 - 221033 = -1,1 * G * (88 - 662,9 * Y_s)$$

al resolver simultáneamente con el balance de masa(ec (7.4)), resulta:

$$G = 44237 \text{ (kg aire seco/hr)}$$

$$Y_s = 0,159 \text{ (kg agua/kg aire seco)}$$

Por lo tanto, en el calefactor de aire para el secador, se deberá agregar 28518(kg aire seco/ht), y la pérdida de energía es:

$$Q = -0,1 * G * (88 - 662 * Y_s) = 76977(\text{kcal/hr})$$

### 7.2.5 Balance de energía en el enfriador rotatorio (E-R):

En el enfriador, se debe retirar energía al producto seco, para obtener a la salida el tripolifosfato a una temperatura adecuada para la conminación. Se estima ésta temperatura en 50°C.

De ec. (7.3)

$$\Delta H_{\text{STPP}} = 6090 * 0,28 * (430 - 50) = 647976 (\text{kcal/hr})$$

Esta energía deberá ser retirada por agua de enfriamiento, con un rango de variación de temperatura entre 25 y 30°C. Por lo que el flujo debe ser, de ec (7.3):

$$647976(\text{kcal/hr}) = M (\text{kg/hr}) * 1(\text{kcal/kg}^\circ\text{C}) * (30 - 25)(^\circ\text{C})$$

Donde M es el flujo másico de agua

$$M = 129595(\text{kg/hr}) = 130\text{m}^3/\text{hr}$$

## **VIII.- DISEÑO DE EQUIPOS**

### 8.1.-Estanque Almacenamiento Ácido Fosfórico (E-1):

- **Función:**

Almacenar ácido fosfórico para dos meses de consumo.

Para efectos de cálculo, se trabajara con ácido fosfórico grado fertilizante (75 %).

Requerimientos de la planta: 6662 (kg H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub> 75 % /hr)

$$9593(\text{ton H}_3\text{PO}_4 \text{ 75 \% /2 mes})$$

Densidad H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub> 75 % = 1,574 (ton/m<sup>3</sup>)

El volumen que se debe almacenar para dos meses :

$$V = \frac{9593(\text{ton} / 2\text{mes}) * 2(\text{mes})}{1,574(\text{ton} / \text{m}^3)} = 6095(\text{m}^3)$$

Asumiendo un factor de seguridad del 10 %, más otro 10 % de espacio vacío en los estanques.

$$V = 7314(\text{m}^3)$$

Dado este volumen, es conveniente utilizar dos estanques verticales de 3657 m<sup>3</sup> cada uno, con una razón D/H = 1,4 aproximadamente. Donde:

D: Diámetro del estanque

H: Altura del estanque

Luego

$$3657(\text{m}^3) = \frac{\pi * D^2 * H}{4}$$

Por lo tanto D = 18(m) y H = 13 (m)

- **Especificación del Equipo E-1:**

Numero Requerido	2
Tipo	Vertical, cerrado
Material Almacenado	Acido Fosfórico grado técnico o fertilizante(20-30°C)
Capacidad Nominal	3657 (m <sup>3</sup> ) c/u
Altura	13 (m)
Diámetro	18 (m)
Materiales de Construcción	Planchas de acero carbono de ½", con revestimiento anticorrosivo interior de neopreno
Peso por estanque	71,5 (ton)
Fundación	Hormigón H30

### 8..2.-Estanque Almacenamiento Soda Cáustica (E – 2):

- **Función:**

Almacenar la solución al 50 % en peso de soda cáustica, para dos meses de operación.

Requerimientos de la planta: 6756 (kg sln. 50 % / hr)

9728 (ton sln. 50 % / 2mes)

Densidad solución 50 % NaOH = 1,525 (ton / m<sup>3</sup>)

$$V = \frac{9728(\text{ton}/2\text{mes}) * 2(\text{mes})}{1,525(\text{ton}/\text{m}^3)} = 6379(\text{m}^3)$$

Asumiendo un factor de seguridad del 10 %, más otro 10 % de espacio vacío en los estanques.

$$V = 7656(\text{m}^3)$$

Dado este volumen es conveniente utilizar dos estanques verticales de 3828 (m<sup>3</sup>) cada uno, con D/H = 1,4

Así

$$3828(m^3) = \frac{\pi * D^2 * H}{4}$$

por lo tanto D = 19 (m) y H = 14 (m)

- **Especificación del Equipo E-2:**

Numero Requerido	2
Tipo	Vertical, cerrado
Material Almacenado	Solución 50% soda cáustica (20-30°C)
Capacidad Nominal	3828 (m <sup>3</sup> ) c/u
Altura	14 (m)
Diámetro	19 (m)
Materiales de Construcción	Planchas de acero carbono de ½" de espesor
Peso por estanque	77 (ton)
Fundación	Hormigón H30

### 8.3.-Estanque Purificación Ácido Fosfórico (P-1):

- **Función:**

Recipiente donde se mezcla el ácido fosfórico con los aditivos de purificación. Para ello se estima un tiempo de residencia de 30 minutos.

Tiempo de residencia = 30 (min.) = 0,5 (hr)

Flujo másico = 6881 (kg / hr)

Densidad H<sub>3</sub>PO<sub>4</sub> = 1,574 (kg / lt)

$$\text{flujo volumetrico} = \frac{6881(\text{kg} / \text{hr})}{1,574(\text{kg} / \text{lt})} = 4372(\text{lt} / \text{hr})$$

Usando el concepto de tiempo-espacio, el volumen del estanque se calcula por:

Volumen estanque = Flujo volumétrico \* Tiempo de residencia

$$V = 4372(\text{lt} / \text{hr}) * 0,5 (\text{hr}) \quad (8.7)$$

$$V = 2186(\text{lt})$$

Con un 10 % de factor de seguridad

$$V = 2405(\text{lt}) = 2,4(\text{m}^3)$$

Seleccionando un estanque cilíndrico abierto con agitador de turbina con 4 paletas planas y cortacorrientes, como se muestra en la figura 8. 1 y 8.2.

Cuyas dimensiones recomendables son:

$$\begin{aligned} V &= \pi * D^2 * Z_1 / 4 & Z_i &= 0,9 * d \\ d &= D / 3 & W &= 0,1 * D \\ H &= 1,2 * D & h &= 0,25 * d \\ Z_1 &= 3,3 * d \end{aligned} \quad (8.8)$$

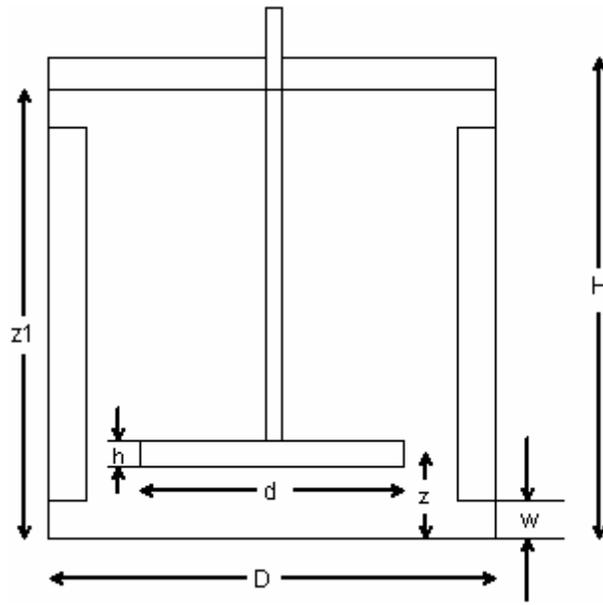


Fig. 8. 1. Dimensiones características de un estanque agitado

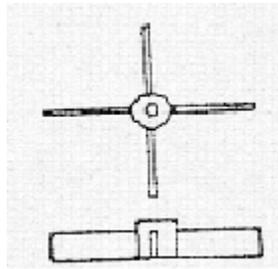


Fig. 8.2 Agitador de turbina con paletas planas

por lo tanto:

$$\begin{aligned}
 d &= 0,45 \text{ (m)} & Z_i &= 0,4 \text{ (m)} \\
 D &= 1,35 \text{ (m)} & W &= 0,135 \text{ (m)} \\
 H &= 1,62 \text{ (m)} & h &= 0,113 \text{ (m)} \\
 Z_1 &= 1,485 \text{ (m)}
 \end{aligned}$$

Numero de cortacorrientes: 4

- Potencia al agitador:

Evaluando el número de Reynolds modificado como:

$$Re = \frac{N * \rho * d^2}{\mu} \quad (8.9)$$

donde:

N: Revoluciones por segundo, 100 rpm= 1,67(seg<sup>-1</sup>) (Chemical Process Equipment, Stanley M. Walas)

$\rho$ : Densidad de la solución, 1,574(gr/cc)= 97,9(lb/pie<sup>3</sup>)

$\mu$ : Viscosidad de la solución, 0,24(gr/cm\*seg)

d: Diámetro del agitador, 45(cm)= 1,48(pie)

Reemplazando en ec. (8.9), con

$$\mathbf{Re = 22179}$$

El numero de potencia ( $N_{po}$ ), se obtiene de Foust fig. 20.25

$$N_{po} = 2 = \frac{P * g_c}{N^3 * \rho * d^5} \quad (8.10)$$

donde

P: Potencia al freno requerida

$g_c$ : Constante dimensional= 32,2(lb\*pie/lb\_f\*seg<sup>2</sup>)

entonces

$$\mathbf{P = 0,4 (HP) = 0,3 (KW)}$$

La potencia al motor eléctrico, viene dada por

$$P_m = \frac{P}{\eta} \quad (8.11)$$

en que:

$P_m$ : Potencia al freno del motor eléctrico

$\eta$ : Eficiencia del motor eléctrico. Generalmente se ubica en un rango entre 80 y 95%, para los cálculos se considera 85%.

Es decir

$$\mathbf{P_m = 0,5 (HP) = 0,4 (KW)}$$

- **Hoja de Especificaciones Equipo P-1:**

Numero Requerido	1
Tipo	Vertical, abierto con agitador y cortacorrientes
Material Tratado	Acido fosfórico impuro (20-30°C)
Capacidad Nominal	2,4 (m <sup>3</sup> )
Peso aproximado del estanque	1,2 (ton)
Altura	1,62 (m)
Diámetro	1,42 (m)
Materiales de Construcción Estanque	Planchas de acero inoxidable 304 de ½" de espesor
Material Agitador	Acero inoxidable 304
Tipo de Agitador	De turbina de 6 paletas de 0,11 x 0,08 (m)
Diámetro de Agitador	0,45 (m)
Altura respecto a fondo de estanque	0,4 (m)
Numero de Cortacorrientes	4
Ancho de Cortacorrientes	0,14 (m)
Largo de Cortacorrientes	1,5 (m)
Potencia Motor	0,5 HP
Caja reductora	Ajustable entre 50 y 150 rpm
Motor Eléctrico	220-380 (volts), 50 Hz, para servicio continuo en planta química
Fundación	Hormigón H30

#### 8.4.-Filtro Purificación de Ácido Fosfórico (F-1):

- **Función:**

Retener las impurezas precipitadas en el estanque de purificación de ácido fosfórico.

El uso de esta sección del proceso es alternativa, y depende del grado de pureza del ácido fosfórico usado.

El flujo total de alimentación a esta unidad es 6810(kg/hr), de los cuales 569(kg) son sólidos, por lo que el porcentaje de sólidos es 8,3%.

Sobre la base de especificaciones de selección, de tablas 19-25 y 19-28 de Perry, es conveniente un filtro prensa, con una presión de 40 psi.

La velocidad típica de filtración en estos equipos, fluctúa entre 0,01 y 0,02 (gal/pie<sup>2</sup>\*min), para un porcentaje de sólidos en la alimentación entre 0,1 y 10%.

Asumiendo una velocidad de filtración de 0,015 (gal/pie<sup>2</sup>\*min)(Manual del Ingeniero Químico, Perry, Sexta Edición.1992) o 36,654 (lts/hr\*m<sup>2</sup>).

área de filtración (ec 8.12) será:

$$A = \frac{\text{flujo volumétrico líquido}}{\text{flujo volumétrico líquido por unidad área}}$$

La humedad en la torta se estima en 10% :

$$10 = \frac{\text{líquido}}{569 + \text{líquido}} * 100$$

Luego, masa de líquido en la torta es 63(kg/hr)

Por lo tanto el flujo másico de filtrado es

$$6810-569-63= 6178(\text{kg/hr})$$

Densidad del líquido = 1,574(kg /lt)

$$Q = 6178 / 1,574 = 3925 \text{ (lt/hr)} = 4 \text{ (m}^3\text{/hr)}$$

$$A = 3925 \text{ (lt/hr)} / 36,654 \text{ (lt/m}^2\text{*hr)} = 107 \text{ (m}^2\text{)} = 1152 \text{ (pie}^2\text{)}$$

Aplicando un 10% de factor de seguridad al área instalada, queda:

$$A = 118 \text{ (m}^2\text{)} = 1267 \text{ (pie}^2\text{)}$$

### 8.5.-Filtro de purificación de mezcla ortofosfórica (F-2):

- Función:

Retener las impurezas contenidas en la solución de sales ortofosfóricas, previo a la atomización en el secador spray.

El flujo de alimentación es de 12938 (Kg. /hr), de solución con un contenido de sólidos de 0,22%, aproximadamente.

Con el porcentaje de sólidos y de tablas 19-25 de Perry, se determina que es conveniente seleccionar un filtro prensa de presión, con una presión de 40 psi.

La velocidad típica de filtración en estos equipos, fluctúa entre 0,01 y 0,02 (gal/pie<sup>2</sup>\*min), para un porcentaje de sólidos en la alimentación entre 0,1 y 10%.

Asumiendo una velocidad de filtración de 0,015 (gal/pie<sup>2</sup>\*min) (Manual del Ingeniero Químico, Perry, Sexta Edición.1992) o 36,654 (lts/hr\*m<sup>2</sup>).

Densidad solución ortofosfórica = 1,55 (Kg. /lt)

$$Q = 12938 \text{ (kg/hr)} / 1,55 \text{ (kg/lt)} = 8347 \text{ (lt/hr)}$$

Luego:

$$A = 8347 \text{ (lt/hr)} / 36,645 \text{ (lt/hr*m}^2\text{)} = 228 \text{ (m}^2\text{)} = 2454 \text{ (pie}^2\text{)}$$

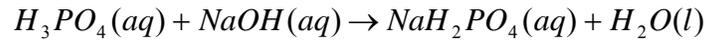
Tomando un área instalada con un 10% de factor de seguridad

$$A = 250 \text{ (m}^2\text{)} = 2686 \text{ (pie}^2\text{)}$$

**8.6.-Reactor primera neutralización (R-1):**

- Función:

Recipiente donde ocurre la primera neutralización.



$$\text{Flujo volumétrico de ácido} = 6184(\text{kg/hr})/1,574(\text{kg/lit}) = 3929(\text{lit/hr})$$

$$\text{Flujo volumétrico de soda} = 4052(\text{kg/hr})/1,525(\text{kg/lit}) = 2657(\text{lit/hr})$$

$$\text{Flujo total} = 6586(\text{lit/hr})$$

La densidad de la solución de ortofosfato monosódico, se obtiene como:

$$\rho = \frac{6184(\text{kg / hr}) + 4052(\text{kg / hr})}{6586(\text{lit / hr})} = 1,55(\text{kg / lit})$$

Tiempo de residencia = 1,5(hr)(pat. US.5.00.389)

De ec (8.7)

$$V = 6586(\text{lit/hr}) * 1,5(\text{hr}) = 9879(\text{lit}) = 10(\text{m}^3)$$

Estimando un 10% de factor de seguridad

$$V = 11(\text{m}^3)$$

Se utiliza para estos fines un estanque cilíndrico, con agitador de paleta, cuyas especificaciones están dadas por el grupo de ecuaciones (8.8).

Así se tiene:

$$11(m^3) = \frac{\pi * D^2 * Z_1}{4}$$

Entonces

$$\begin{aligned} D &= 2,28(\text{mt}) & Z_i &= 0,68(\text{mt}) \\ d &= 0,76(\text{mt}) & W &= 0,23(\text{mt}) \\ Z_1 &= 2,51(\text{mt}) & h &= 0,15(\text{mt}) \\ H &= 2,74(\text{mt}) \end{aligned}$$

• **Potencia al agitador:**

Con

$N = 120 \text{ rpm} = 2(\text{seg}^{-1})$  (Chemical Process Equipment, Stanley M. Walas)

$$\rho = 1,525(\text{kg/lit}) = 95(\text{lb/pie}^3)$$

La viscosidad se evalúa como:

$$\mu = \frac{5880(\text{kg / hr}) * 5,1(\text{cP}) + 3600(\text{kg / hr}) * 5,5(\text{cP})}{9480(\text{kg / hr})} = 5,3(\text{cP})$$

$$Y \quad d = 76(\text{cm}) = 2,5(\text{pie})$$

Entonces de ec. (8.9)

$$Re = \frac{2 * 1,525 * 76^2}{0,053} = 332392$$

por lo tanto de figura 20.26 de Foust,  $N_{po} = 2$

luego con ec. (8.10)

$$P = \frac{6 * 95 * 2^3 * 2,5^5}{550 * 32,2} = 8,3(\text{HP}) = 6,2(\text{KW})$$

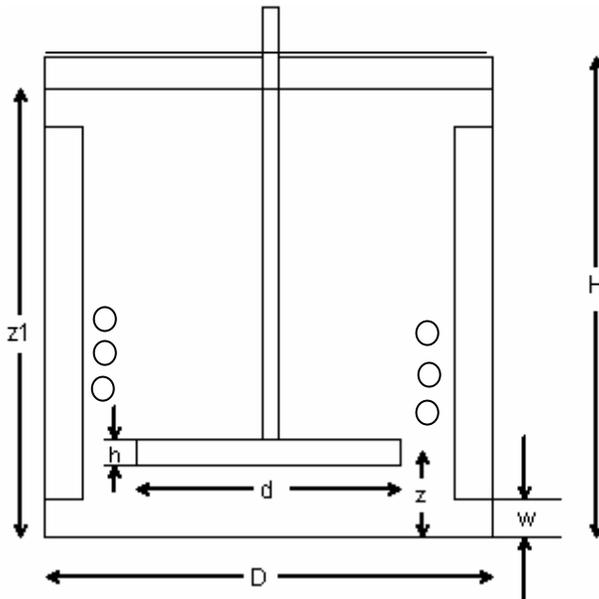
La potencia al motor, es de ec. (8.11)

$$\mathbf{P_m = 10 (HP) = 7,5 (kW)}$$

- Serpentin de Refrigeración:

La energía retirada en el reactor es 294433(kcal/hr) (ver balance de energía en el reactor). Luego, el área requerida se puede evaluar por medio de la ecuación

$$A = \frac{Q}{U \Delta T_{MLDT}} \quad \text{ec. (8.13)}$$



Donde:

Q: calor transferido

U: coeficiente global de transferencia de calor

A: área de transferencia de calor

$\Delta T_{LMTD}$ : media logarítmica de la diferencia de temperaturas

El coeficiente U se calcula como

$$U = \frac{1}{\frac{1}{U_c} + R_d} \quad \text{ec. (8.14)}$$

Donde:  $U_c$ : coeficiente global de transferencia de calor limpio

$R_d$  = factor de obstrucción, 0.002 (Soluciones Practicas para el Ingeniero Químico, Branam. Segunda Edición).

Por otro lado

$$U_c = \frac{h_e * h_{io}}{h_e + h_{io}} \quad \text{ec. (8.15)}$$

El coeficiente  $h_e$  se evalúa de correlaciones de transferencia de calor por convección, en el interior de estanques agitados:

$$h_e = \frac{k}{D} * 0,36 * Re^{2/3} * Pr^{1/3} * \left[ \frac{\mu}{\mu_w} \right]^{0,14} \quad \text{ec. (8.16)}$$

En que:

k: conductividad térmica de la solución

Re: numero de Reynolds, definido en ec. (8.9)

Pr: numero de Prandtl=  $\mu C_p/k$

El  $\Delta T_{LMTD}$  viene dado por ec 8.17

$$\Delta T_{MLDT} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \left[ \frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1} \right]} \quad \text{ec.8.17}$$

Donde:

$T_1$ : temperatura de entrada del fluido caliente,  $85^\circ\text{C} = 185^\circ\text{F}$ .

$T_2$ : temperatura de salida del fluido caliente,  $85^\circ\text{C} = 185^\circ\text{F}$ .

$t_1$ : temperatura de entrada del agua en el serpentín,  $25^\circ\text{C} = 77^\circ\text{F}$ .

$t_2$ : temperatura del agua de salida del serpentín.  $30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$ .

Con las propiedades de los fluidos, datos siguientes y reemplazando en la ec.8. 16

$D = 7,48(\text{pie})$	$L = 2,49(\text{pie})$
$N = 7200 \text{ rph}$	$\rho = 95,2(\text{lb}/\text{pie}^3)$
$\mu = 12,8(\text{lb}/\text{pie hr})$	$\mu_w = 12,8(\text{lb}/\text{pie hr})$
$k = 0,38(\text{Btu}/\text{hr pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F})$	$C_p = 0,64(\text{Btu}/\text{lb } ^\circ\text{F})$

$$h_e = 313(\text{Btu}/\text{pie}^2 \text{ hr } ^\circ\text{F})$$

El  $h_i$  se obtiene de:

$$h_i = 0,027 \frac{k}{D} \left[ \frac{DG}{\mu} \right]^{0,8} \left[ \frac{C_p \mu}{k} \right]^{1/3} \left[ \frac{\mu}{\mu_w} \right]^{0,14} \quad \text{ec.8.18}$$

Se selecciona una cañería de 3 1/2" de diámetro (0,095 m diámetro interior)

La velocidad de flujo al interior del serpentín se calcula por:

$$v = \frac{4F}{\pi D^2}$$

Siendo F el flujo volumétrico, que para el caso del primer reactor es 0,0164(m<sup>3</sup>/s)

Luego, la velocidad es:

$$v = 2,3(\text{m/s})$$

Con las propiedades del agua, datos siguientes y reemplazando en la ec.8. 18

$D = 0,3125(\text{pie})$	$G=1622500(\text{lb/hr pie}^2)$
$\mu = 2,2(\text{lb/pie hr})$	$\mu_w = 2,2(\text{lb/pie hr})$
$k = 0,35(\text{Btu/hr pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F})$	$C_p = 1(\text{Btu/lb } ^\circ\text{F})$

$$h_i = 1088 \text{ (Btu/pie}^2 \text{ hr } ^\circ\text{F)}$$

Para cálculos prácticos, M<sup>c</sup> Adams (Procesos de Transferencia de Calor, D. Kern. 1999) sugiere modificar este valor para el caso de serpentines.

Finalmente el coeficiente de transferencia de calor para el serpentín viene dado por:

$$h_{i,serp} = h_i \cdot \left[ 1 + 3,5 \cdot \frac{D}{D_H} \right]$$

Donde:

$D_H$  : Diámetro del serpentín, 2,08 m.

$D$  : Diámetro interior del tubo, 0,095 m

$$h_{i,serp} = 1262 \text{ (Btu/pie}^2 \text{ hr } ^\circ\text{F)}$$

Reemplazando  $h_{i,serp}$  y  $h_e$  en ecs. (8.15) y (8.14)

$$U = 167 \text{ (Btu/hr pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F)}$$

$$\Delta T_{MLDT} = 103,4 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Con el calor del balance de energía, el  $\Delta T_{MLDT}$  y el  $U$ , se calcula el área de transferencia con la ec.(8.13)

$$A = 68(\text{pie}^2)$$

El número de vueltas del serpentín se determina por:

$$\text{Ec (8.19)} \quad N_v = \frac{A}{A_v}$$

Donde  $N_v$  es el número de vueltas y  $A_v$  es el área de transferencia de calor por vuelta.

Además

$$A_v = \pi * D_{\text{ser.}} * a'' \quad \text{ec(8.20)}$$

$D_{\text{ser.}}$  Es el diámetro del serpentín que se estima en 7,625 (pie) y  $a''$  es la superficie de transferencia de calor externa, 1,05 pie<sup>2</sup>/pie

$$A_v = 22,4 \text{ (pie}^2\text{)}$$

$$N_v = 3$$

Considerando un factor de seguridad de 15 %, el número de vueltas real de diseño serán 4.

- **Hoja de Especificaciones Equipo R-1:**

Numero Requerido	1
Tipo	Vertical, abierto con agitador, cortacorrientes y serpentín de enfriamiento
Material Tratado	Acido fosfórico y Soda Cáustica (20-30°C)
Capacidad Nominal	11 (m <sup>3</sup> )
Serpentín	Cañería de 3 1/2" de diámetro de acero inoxidable 304. 4 vueltas
Peso aproximado del estanque	3,1(ton)
Altura	2,74 (m)
Diámetro	2,28 (m)
Materiales de Construcción Estanque	Planchas de acero inoxidable 304 de ½" de espesor
Material Agitador	Acero inoxidable 304
Tipo de Agitador	De turbina de 6 paletas de 0,15 x 0,08 (m)
Diámetro de Agitador	0,76 (m)
Altura respecto a fondo de estanque	0,68 (m)
Numero de Cortacorrientes	4
Ancho de Cortacorrientes	0,23 (m)
Largo de Cortacorrientes	2,51 (m)
Potencia Motor	10 HP
Caja reductora	Ajustable entre 50 y 150 rpm
Motor Eléctrico	220-380 (volts), 50 Hz, para servicio continuo en planta química
Fundación	Hormigón H30

**8.7.- Reactor Segunda Neutralización (R-2):**

- **Función:**

Reactor donde se neutraliza el ortofosfato monosódico con soda cáustica, para obtener el ortofosfato disódico.

Se aplica igual procedimiento que al primer reactor, estimándose también un tiempo de residencia de 1,5 horas (US.5.00.389) .

$$\text{Flujo volumétrico orto. Monosódico} = 6586 \text{ (lt/hr)} * 2/3 = 4145 \text{ (lt/hr)}$$

$$\text{Flujo volumétrico soda} = 2766(\text{kg/hr})/1,525(\text{kg/lt}) = 1574(\text{lt/hr})$$

$$V = (1574 + 4145)(\text{lt/hr}) * 1,5(\text{hr}) = 8577(\text{lt}) = 8,6 \text{ (m}^3\text{)}$$

Tomando un volumen instalado, con un 10 % de factor de seguridad

$$V = 9,5 \text{ (m}^3\text{)}$$

Las dimensiones características del reactor se obtienen del grupo de ecuaciones asociado a la figura 8.1.

$$d = 0,73 \text{ (m)}$$

$$Z_i = 0,66 \text{ (m)}$$

$$D = 2,2 \text{ (m)}$$

$$W = 0,22 \text{ (m)}$$

$$H = 2,64 \text{ (m)}$$

$$h = 0,18 \text{ (m)}$$

$$Z_1 = 2,41 \text{ (m)}$$

Numero de cortacorrientes: 4 (baffles)

- **Potencia al agitador:**

Evaluando el número de Reynolds modificado como:

$$Re = \frac{N * \rho * d^2}{\mu} \quad (8.9)$$

donde:

N: Revoluciones por segundo, 120 rpm (Chemical Process Equipment, Stanley M. Walas) = 2 (seg<sup>-1</sup>)

$\rho$ : Densidad de la solución, 1,525(gr/cc)= 95,2(lb/pie<sup>3</sup>)

$\mu$ : Viscosidad de la solución, 0,026(gr/cm\*seg)

d: Diámetro del agitador, 73(cm)= 2,4 (pie)

Reemplazando en ec. (8.9), con

$$\mathbf{Re = 625133}$$

El numero de potencia ( $N_{po}$ ), se obtiene de Foust fig. 20.25

$$N_{po} = 1,8 = \frac{P * g_c}{N^3 * \rho * d^5} \quad (8.10)$$

donde

P: Potencia al freno requerida

$g_c$ : Constante dimensional= 32,2(lb\*pie/lb<sub>f</sub>\*seg<sup>2</sup>)

Entonces

$$\mathbf{P = 6,2 (HP) = 4,7 (KW)}$$

La potencia al motor eléctrico, viene dada por

$$P_m = \frac{P}{\eta} \quad (8.11)$$

en que:

$P_m$ : Potencia al freno del motor eléctrico

$\eta$ : Eficiencia del motor eléctrico. Generalmente se ubica en un rango entre 80 y 95%, para los cálculos se considera 85%.

Es decir,

$$\mathbf{P_m = 7,4 (HP) = 5,5 (KW)}$$

- **Serpentín de Refrigeración:**

La energía generada en el reactor es 123634 (kcal/hr) (ver balance de energía en el reactor). Luego, el calor transferido se puede evaluar por medio de la ecuación 8.13

Para el cálculo de  $h_e$  se procede de manera análoga al caso del primer reactor considerando los datos de la tabla siguiente:

$D = 7,2(\text{pie})$	$L = 2,4(\text{pie})$
$N = 7200 \text{ rph}$	$\rho = 95,2(\text{lb}/\text{pie}^3)$
$\mu = 8(\text{lb}/\text{pie hr})$	$\mu_w = 8(\text{lb}/\text{pie hr})$
$k = 0,4(\text{Btu}/\text{hr pie}^2 \text{ }^\circ\text{F})$	$C_p = 0,76 (\text{Btu}/\text{lb } ^\circ\text{F})$

$$h_e = 562 (\text{Btu}/\text{pie}^2 \text{ hr } ^\circ\text{F})$$

El  $h_i$  se obtiene de:

$$h_i = 0,027 \frac{k}{D} \left[ \frac{DG}{\mu} \right]^{0,8} \left[ \frac{C_p \mu}{k} \right]^{1/3} \left[ \frac{\mu}{\mu_w} \right]^{0,14} \quad \text{ec.8.18}$$

Se selecciona una cañería de 2 1/2" de diámetro (0,063 m diámetro interior)

La velocidad de flujo al interior del serpentín se calcula por:

$$v = \frac{4F}{\pi D^2}$$

Siendo F el flujo volumétrico, que para el caso del primer reactor es  $0,007(\text{m}^3/\text{s})$

Luego, la velocidad es:

$$v = 2,2 (\text{m}/\text{s})$$

Con las propiedades de los fluidos, datos siguientes y reemplazando en la ec.8. 18

$D = 0,206(\text{pie})$	$G=1666667(\text{lb/hr pie}^2)$
$\mu = 2,2(\text{lb/pie hr})$	$\mu_w = 2,2(\text{lb/pie hr})$
$k = 0,35(\text{Btu/hr pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F})$	$C_p = 1(\text{Btu/lb } ^\circ\text{F})$

$$h_i = 1209 \text{ (Btu/pie}^2 \text{ hr } ^\circ\text{F)}$$

Para cálculos prácticos, M<sup>c</sup> Adams (Procesos de Transferencia de Calor, D. Kern. 1999) sugiere modificar este valor para el caso de serpentines.

Finalmente el coeficiente de transferencia de calor para el serpentín viene dado por:

$$h_{i,serp} = h_i \cdot \left[ 1 + 3,5 \cdot \frac{D}{D_H} \right]$$

Donde:

$D_H$  : Diámetro del serpentín, 2,04 m.

$D$  : Diámetro interior del tubo, 0,063 m

$$h_{i,serp} = 1340 \text{ (Btu/pie}^2 \text{ hr } ^\circ\text{F)}$$

Reemplazando  $h_{i,serp}$  y  $h_e$  en ecs. (8.15) y (8.14)

$$U = 221 \text{ (Btu/hr pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F)}$$

$T_1$ : temperatura de entrada del fluido caliente,  $100^\circ\text{C} = 212^\circ\text{F}$ .

$T_2$ : temperatura de salida del fluido caliente,  $100^\circ\text{C} = 212^\circ\text{F}$ .

$t_1$ : temperatura de entrada del agua en el serpentín,  $25^\circ\text{C} = 77^\circ\text{F}$ .

$t_2$ : temperatura del agua de salida del serpentín.  $30^\circ\text{C} = 86^\circ\text{F}$ .

$$\Delta T_{MLDT} = 130,4 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Con el calor del balance de energía, el  $\Delta T_{MLDT}$  y el U, se calcula el área de transferencia con la ec.(8.13)

$$\boxed{A = 17(\text{pie}^2)}$$

El número de vueltas del serpentín se determina por:

$$N_V = \frac{A}{A_V} \quad \text{Ec (8.19)}$$

Donde  $N_V$  es el número de vueltas y  $A_V$  es el área de transferencia de calor por vuelta.

Además

$$A_V = \pi * D_{\text{ser.}} * a'' \quad \text{ec(8.19)}$$

$D_{\text{ser.}}$  Es el diámetro del serpentín que se estima en 6,732 (pie) y  $a''$  es la superficie de transferencia de calor externa, 0,753 pie<sup>2</sup>/pie

$$A_V = 16 (\text{pie}^2)$$

$$N_V = 1$$

Considerando un factor de seguridad de 15 %, el número de vueltas real de diseño serán 2.

- **Hoja de Especificación Equipo R-2:**

Número Requerido	1
Tipo	Vertical, abierto con agitador, cortacorrientes y serpentín de enfriamiento
Material Tratado	Solución ortofosfato monosódico y Soda Cáustica (85-100°C)
Capacidad Nominal	9,5 (m <sup>3</sup> )
Serpentín	Cañería de 3 1/2" de diámetro de acero inoxidable 304. 2 vueltas
Peso aproximado del estanque	3,1(ton)
Altura	2,64 (m)
Diámetro	2,2 (m)
Materiales de Construcción Estanque	Planchas de acero inoxidable 304 de ½" de espesor
Material Agitador	Acero inoxidable 304
Tipo de Agitador	De turbina de 6 paletas de 0,15 x 0,08 (m)
Diámetro de Agitador	0,73 (m)
Altura respecto a fondo de estanque	0,66 (m)
Numero de Cortacorrientes	4
Ancho de Cortacorrientes	0,22 (m)
Largo de Cortacorrientes	2,41 (m)
Potencia Motor	7,5 HP
Caja reductora	Ajustable entre 50 y 150 rpm
Motor Eléctrico	220-380 (volts), 50 Hz, para servicio continuo en planta química
Fundación	Hormigón H30

### 8.8.- Secador Spray (S-S):

- **Función:**

El objetivo del Secador Spray es secar la mezcla de ortofosfatos, disuelta en la solución proveniente de los reactores de neutralización.

La operación de este secador produce partículas de diámetro promedio entre 0,11 y 0,13(mm)(Master, K., Spray Drying, 1992). Para este propósito es conveniente elegir un pulverizador de disco, pues aunque produce partículas un poco mayores que las boquillas, tiene la ventaja de producir una distribución mas uniforme de ellas.

También estos discos, desde el punto operacional son más flexibles. Debido a que el grado de atomización no se altera considerablemente al variar el flujo de alimentación.

En consecuencia se debe usar un flujo de aire en co-corriente, no rotatorio.

Según especificaciones de selección de Masters, sobre la base del flujo de alimentación (alrededor de 12 ton/hr), se puede elegir un secador con atomizador de disco, con las siguientes características:

- Flujo de operación = 13 (ton/hr)
- Diámetro del disco atomizador = 210 (mm) = 8,5 (in)
- Velocidad de rotación disco = 12000 rpm
- Transmisión mecánica de correas en V
- Potencia requerida = 44,7 (Kw) = 60 (HP)

Con esta información se puede calcular el diámetro de la cámara de secado, utilizando una correlación para la trayectoria del pulverizado.

$$R = \frac{12 * d^{0,2} * M^{0,25}}{N^{0,16}} \quad (8.20)$$

donde:

d: diámetro del disco atomizador, (in)

M: flujo de alimentación, (lb/min)

N: velocidad de rotación del disco, rpm

R: distancia que alcanza el 99% de las partículas antes de caer, (in)

Luego reemplazando

$$d = 8,5 \text{ (in)}$$

$$M = 12878 \text{ (kg/hr)} = 472 \text{ (lb/min)}$$

$$N = 12000 \text{ rpm}$$

$$R = 18,6 \text{ (pie)} = 5,7 \text{ (m)}$$

Esta correlación no considera la reducción de la densidad de la gota, ni el efecto del flujo del aire. Estas variables afectan en la disminución de la trayectoria de la gota, por lo que en forma estimativa se puede disminuir en un 10%

$$2R = D = 10.26 \text{ (m)}$$

- Volumen de la cámara:

El tiempo de residencia del producto se estima en 30seg (Masters, K. , “Spray Drying”), y este tiempo se puede suponer como mínimo, igual al tiempo medio de residencia del aire en la cámara.

A la entrada del secador se tiene:

$$\text{Flujo del aire de entrada} = 44237 \text{ (Kg. aire/hr)}$$

$$Y_e = 0,02 \text{ y } T_e = 450^\circ\text{C}$$

$$\text{Peso molecular promedio de entrada: } PM_e = 28,6 \text{ (gr/gr-mol)}$$

Luego

$$\rho_k = \frac{P * PM_k}{R * T} \quad (8.21)$$

En que:

$\rho_k$ : densidad en el punto k

R: 82,057(atm\*cc/gr-mol\*°K)

T: temperatura absoluta, °K

P: presión atmosférica = 1 atm

Al reemplazar

$$\rho_e = \frac{1 * 28,6}{82,057 * 723} = 4,82 * 10^{-4} \text{ (gr / cc)}$$

El flujo total de aire de entrada es:

$$G_e = 44237 * (1 + 0,02) = 45122 \text{ (kg/hr)}$$

Siendo  $F_k$  el flujo volumétrico en el punto k.

$$F_k = \frac{45122 \text{ (kg / hr)}}{4,82 * 10^{-4} \text{ (kg / lt)}} = 93614 \text{ (m}^3 \text{ / hr)}$$

A la salida se tiene:

$$Y_s = 0,159 \text{ y } T_s = 150^\circ\text{C} = 423^\circ\text{K}$$

$$PM_s = 26,4 \text{ (gr/gr-mol)}$$

$$\rho_s = \frac{1 * 26,4}{82,057 * 423} = 7,61 * 10^{-4} \text{ (gr / cc)}$$

El flujo de aire de salida es:

$$G_s = 44237 * (1 + 0,159) = 51271 \text{ (kg/hr)}$$

Y

$$F_s = \frac{51271}{7,61 * 10^{-4}} = 67373 \text{ (m}^3 \text{ / hr)}$$

Tomando el flujo volumétrico promedio

$$F_{prom} = \frac{93614 + 67373}{2} = 80494 \text{ (m}^3 \text{ / hr)} = 22,4 \text{ (m}^3 \text{ / s)}$$

Luego usando ec.(8.7) y tomando un tiempo de residencia para el aire, un 20% mayor que el mínimo

$$V = 22,4(\text{m}^3/\text{seg}) * 1,2 * 30(\text{seg}) = 806 (\text{m}^3)$$

Además asumiendo un factor de seguridad del 10%:

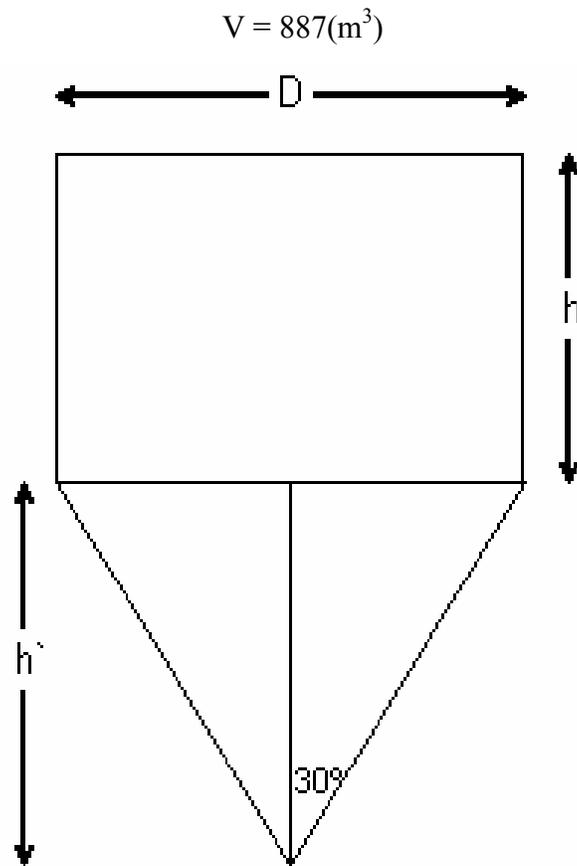


Fig. 8.3. Esquema de la cámara de secado

Aceptando un diseño de cámara de secado, como se muestra en la figura 8.3. El volumen es:

$$V = 0,785 * D^2 * (h + 0,288 * D)$$

al reemplazar se obtiene:

$$887(\text{m}^3) = 0,785 * 10,26^2 * (h + 0,288 * 10,26)$$

$$h = 7,7 \text{ (m)}$$

y

$$h' = \frac{D}{2} \cot g(30^\circ) = 8(\text{m})$$

- Espesor de la Aislación:

Asumiendo que la transferencia de calor ocurre en el manto y suponiendo que por la parte cónica se transfiere igual energía por unidad de área, entonces el calor transferido es igual a

$$Q = U * \Delta T * A \quad \text{ec. (8.22)}$$

Siendo  $\Delta T$  la diferencia de temperatura del fluido y el ambiente.

Puesto que el diámetro del secador es grande se puede considerar geometría cartesiana, además, solo se evaluarán las resistencias que controlan el proceso, en este caso, la convección natural exterior y la conducción en la aislación, luego.

$$U = \frac{1}{\frac{L_a}{k_a} + \frac{1}{h_e}} \quad \text{ec. (8.23)}$$

Donde:

$L_a$ : espesor de la aislación

$k_a$ : conductividad térmica de la aislación, en este caso, fibra de vidrio, 0,63 Btu/(h)(pie\*)(°F/pie)

$h_e$  : coeficiente de transferencia de calor exterior.

El  $h_e$  se calcula de correlaciones para convección natural, en especial para aire a presión atmosférica, se tiene

$$h_e = 0,19 * \Delta T^{1/3}$$

$\Delta T$ : diferencia entre temperatura de pared exterior y temperatura global del medio ambiente ( $^{\circ}F$ ).

Aceptando una temperatura de pared exterior y del medio ambiente de 35 y 25 $^{\circ}C$  respectivamente

$$h_e = 0,7 \text{ (Btu/hr pie}^2 \text{ }^{\circ}F)$$

Con:

$$Q = 76977 \text{ (kcal/hr),}$$

$$\text{área}(A) = 715 \text{ (m}^2\text{) y}$$

$$\Delta T \text{ de } 280^{\circ}C$$

$\Delta T$  : diferencia entre la temperatura de pared interior y la temperatura global del medio ambiente

Luego de ecuaciones 8.22 y 8.23

$$L_a = 0,095 \text{ (m)}$$

Mas un 20% de factor de seguridad

$$\mathbf{L_a = 13 \text{ (cm)}}$$

- **Hoja de Especificaciones Equipo S-S:**

Número Requerido	1
Tipo	Cámara de secado spray de base cónica
Flujo de aire	Co-corriente
Diámetro disco rotatorio	210 (mm)
Velocidad de rotación	12000 rpm
Transmisión de energía mecánica al disco	Correas en V.
Potencia al motor eléctrico	60 HP
Diámetro de la cámara	10,3 (m)
Altura total de la cámara	15,7 (m)
Material Aislación	Fibra de vidrio de 13 (cm) de espesor
Material cámara	Planchas de acero inoxidable 304 de 10 (mm) de espesor. La cámara será soportada por estructura metálica.

### 8.8.- Ciclón

- Función:

Separar los sólidos suspendidos en la corriente de aire efluente del secador.

El diámetro mínimo a separar completamente en el ciclón, se puede obtener de la correlación de Rosin, Rammler e Intelmann.

$$D_c = \left[ \frac{80 * G * (\rho_s - \rho) * D_p^2}{9 * \mu * \rho} \right]^{\frac{1}{3}} \quad (8.24)$$

donde:

$D_{pmin}$ : diámetro de partícula mínimo a separar

$D_C$  = diámetro de la cámara del ciclón

G: flujo másico

$\rho_s$ : densidad del sólido

$\rho$ : Densidad de la corriente gaseosa

$\mu$ : Viscosidad de la corriente gaseosa

Para respetar los criterios de diseño respecto de las pérdidas de carga, se seleccionan 6 ciclones, con las mismas características

Reemplazando los siguientes valores en la ec. 8.24

$$G = 7373(\text{kg/hr}) = 2048 (\text{gr/seg})$$

$$\mu(150^\circ\text{C}) = 2,3 \cdot 10^{-4} (\text{gr/cm seg})$$

$$\rho(150^\circ\text{C}) = 7,7 \cdot 10^{-4} (\text{gr/cc})$$

$$\rho_s = 1,7 (\text{gr/cc})$$

$$D_p = 2 \cdot 10^{-3} (\text{cm})$$

Por lo tanto

$$D_c = 88 (\text{cm})$$

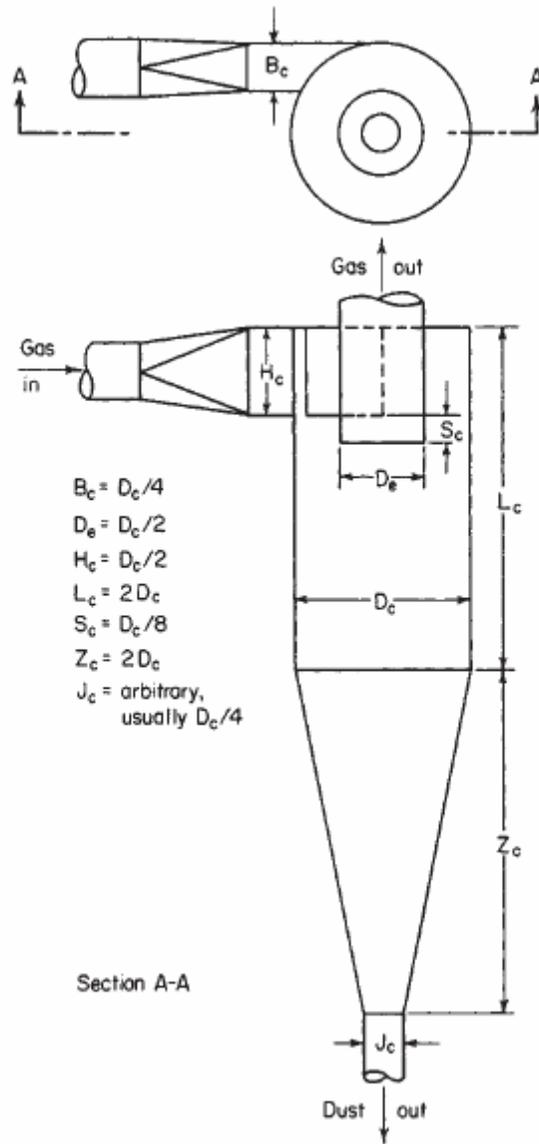


Fig. 8.4. Dimensiones características de un ciclón

Luego el ciclón deberá tener las siguientes dimensiones, de acuerdo con las figura 8.4

$$\begin{aligned}
 D_e &= D_C/2 = 44(\text{cm}) \\
 H_c &= D_C/2 = 44(\text{cm}) \\
 L_c &= 2 \cdot D_C = 176(\text{cm}) \quad (8.25) \\
 S_c &= D_C /8 = 11(\text{cm}) \\
 Z_c &= 2 \cdot D_C = 176(\text{cm}) \\
 J_c &= D_C/4 = 22(\text{cm})
 \end{aligned}$$

La pérdida de carga o caída de presión ( $\Delta P$ ) se representa por la siguiente ecuación:

$$\Delta P = K \left[ \frac{\rho_{gas} \cdot V_c^2}{2} \right]$$

$V_c$  : velocidad del gas en la admisión del ciclón

K: Parámetro cuyo valor se considera 8(<http://plantasquimicas.iespana.es>)

$$V_c = \frac{G}{\rho_{gas} \cdot B_c \cdot H_c}$$

$$V_c = 27 \text{ (m/s)}$$

Finalmente:

$$\Delta P = 2245 \text{ Pa}$$

Valor inferior al criterio de diseño que establece como máximo permisible 2500 Pa(<http://plantasquimicas.iespana.es>).

- **Hoja de Especificación de Equipo Ciclón:**

Número Requerido	6
Diámetro	0,88 (m)
Altura cilindro	1,76 (m)
Altura cono	1,76 (m)
Material	Planchas de acero carbono de 5 (mm) de espesor

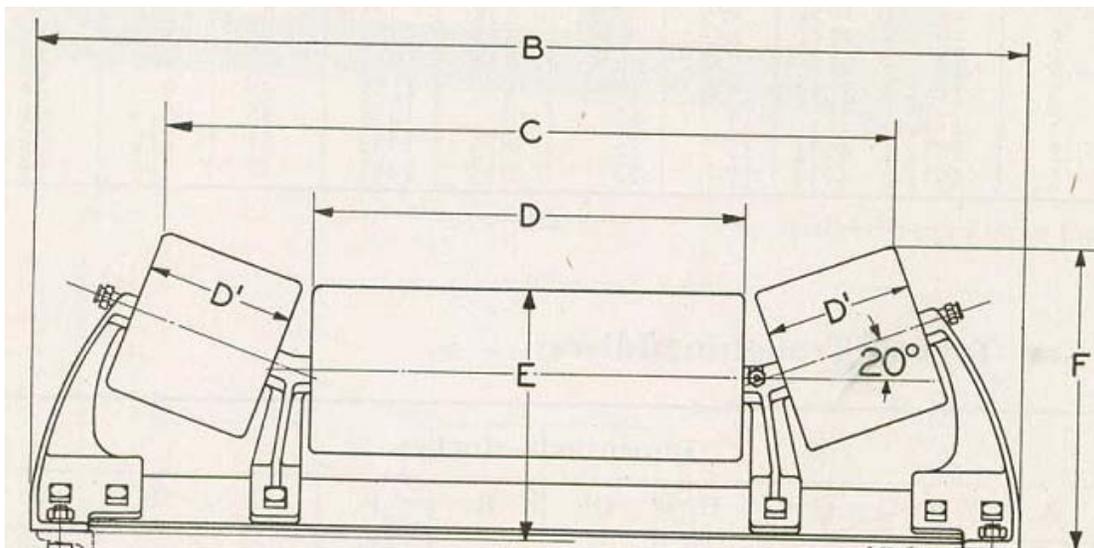
### 8.9.-Correa transportadora de sales ortofosfóricas

- Función:

Transportar las sales ortofosfóricas desde la salida del secador a la entrada del horno calcinador.

$$\text{Flujo másico} = 6696 \text{ (Kg. /hr)}$$

De Perry, tabla 7-7, es conveniente elegir una correa transportadora de 14" de ancho, con rodillos desiguales inclinados en  $20^\circ$ .



- Potencia al Motor:

La potencia al motor se evalúa de la misma tabla 7-7, como

$$P = 0,17*(H/10)+0,22*(L/100)+1 \quad (7.26)$$

Donde:

P: potencia al motor eléctrico, (HP)

H: altura que eleva la cinta, (pie)

L: longitud de la correa, más bien longitud entre centros de las poleas de la cinta, (pie)

Siendo

$$H = 3 \text{ (m)} = 9,84 \text{ (pie)}$$

$$L = 10 \text{ (m)} = 32,8 \text{ (pie)}$$

Reemplazando en ec.(7.26)

$$P = 1,24 \text{ (HP)}$$

Y de ec(7.11)

$$P_m = \frac{1,24}{0,85} = 1,5 \text{ (HP)} = 1,1 \text{ (KW)}$$

- **Hoja de Especificación de Equipo:**

Número Requerido	1
Tipo	Cinta transportadora con cubierta resistente al calor. Con tres rodillos desiguales de los cuales dos están inclinados en 20° con respecto a la horizontal
Altura de elevación	3 (m)
Ancho de la cinta	0,356 (m)
Largo de la correa	10 (m)
Potencia motor eléctrico	1,5 HP
Motor eléctrico	220-380 (volts), 50 Hz, para servicio en planta química

### 8.10.-Horno Rotatorio Calcinador C-A:

- **Función:**

Equipo donde se suministra la energía necesaria para la formación del STPP, a partir de la mezcla de sales ortofosfóricas secas.

El tiempo de residencia del material es de 15 (min)(Manual Best Practice Dryers, PDF descargado por ARES). Por otro lado este tiempo se puede calcular por la relación siguiente (Manual del Ingeniero Químico, Perry, Sexta Edición).

$$t = \frac{0,19 * L}{N * D * S} \quad (8.27)$$

en que:

t = tiempo de residencia, (min)

L: largo del horno, (pie)

N: velocidad de rotación; (rpm)

D: diámetro interior del revestimiento del horno, (pie)

S: pendiente o inclinación del horno, (pie/pie)

Además se supone que la carga retenida en el interior del horno (hold-up), ocupa el 7% del volumen total ( $V_H$ ) (estimado igual que para un secador rotatorio). Entonces de ec. (8.7) la cantidad retenida por el horno, se obtiene con el flujo volumétrico del material, siendo la densidad igual a 0,4 (Kg./lt) (Masters, "Spray Drying", 1972).

$$F = \frac{6696(\text{kg} / \text{hr})}{0,4(\text{kg} / \text{lt})} = 16740(\text{lt} / \text{hr})$$

Así

$$V = \frac{16740(\text{lt} / \text{hr}) * 15(\text{min})}{60(\text{min} / \text{hr})} = 4185(\text{lt})$$

Al considerar un 20% de factor de seguridad

$$V = 5022 (\text{lt}) = 177 (\text{pie}^3)$$

Reemplazando estos datos en ec (8.27)

$$N = 1 \pm 0,2 \text{rpm}$$

$$S = 0,05 (\text{pie}/\text{pie})$$

Queda

$$15 = \frac{0,19 * L}{1 * D * 0,05}$$

y

$$V_H = 0,07 * \pi * D^2 * L / 4 = 177(\text{pie}^3)$$

Al resolver simultáneamente

$$L = 12 (\text{m}) = 39,4 (\text{pie})$$

$$D = 3 (\text{m}) = 9,8 (\text{pie})$$

### Potencia al Motor:

Para evaluar la potencia se utiliza la formula dada por Bayard Ec. (8.29) (Perry, 5ª edición).

$$P = \frac{1,33 * N * (18,85 * Y * \text{sen}(\alpha) * w + 0,1925 * D_e * W + 0,33 * W)}{100000}$$

Donde:

P: potencia al freno del motor, (HP)

N: velocidad de rotación = 1,2 rpm

Y: distancia entre el eje axial y el centro de gravedad del material rotante = 3,3 (pie)

$\alpha$ : ángulo de reposo del material = 45°

W: peso total = 97160 (lb)

De: diámetro del engranaje del horno = (D+2) (pie) = 12,4 (pie)

D: diámetro de la cubierta = 10,4 (pie)

w: peso del material en el interior del horno, 5280 (lb)

Reemplazando en la ec. (8.29)

$$P = 7,9 \text{ (HP)}$$

Tomando un factor de seguridad de 50%

$$P = 11,9 \text{ (HP)}$$

De ec. (8.11)

$$P_m = \frac{11,9}{0,85} = 14 \text{ (HP)} = 10,5 \text{ (KW)}$$

- Espesor de la aislación:

Eligiendo para la aislación un recubrimiento de ladrillos aislantes, que además de cumplir con dicha función, protegen interiormente el horno de la abrasión.

Se usa para estos efectos un Ladrillo Alúmina de 9”\*4,5”\*2,5”

Para evaluar el calor transferido se usa la ecuación

$$Q = A * U * \Delta T$$

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_i} + \frac{r_1 * \ln(r_2 / r_1)}{k_1} + \frac{r_1 * \ln(r_3 / r_2)}{k_2} + \frac{1}{h_e}}$$

A: área de transferencia de calor

U: coeficiente global de transferencia de calor

$\Delta T$ : diferencia de temperatura entre el interior del horno y la temperatura ambiente

$h_i$ : coeficiente de transferencia de calor interno, debido a radiación y convección.

$h_e$ : coeficiente combinado retransferencia de calor externo, debido a radiación y convección natural

$r_1$ : radio interior del recubrimiento de ladrillos = 1,5(m)

$r_2$ : radio exterior del recubrimiento de ladrillos = 1,55(m)

$r_3$ : radio exterior de la carcasa metálica = 1,6(m)

$k_1$ : conductividad térmica de ladrillo refractario =  $4,13 * 10^{-4}$  (cal/s cm °C) = 0,17 (W/ °C m)

$k_2$ : conductividad térmica de carcasa metálica =  $3,8 * 10^{-2}$  (cal/s cm °C) = 16 (W/ °C m)

El coeficiente de transferencia de calor por convección interno, se evalúa con la correlación de Sieder-Tate.

$$h_i = \frac{k}{D} * 0,027 * Re^{0,8} * Pr^{1/3} \quad \text{Ec.(8.29)}$$

Definiendo:

$$Re = \frac{\rho * v * D}{\mu} = \frac{G * D}{\mu * s}$$

$\rho$  : Densidad global de la corriente gaseosa

$\mu$  : Viscosidad global de la corriente gaseosa

$v$  : Velocidad lineal de la corriente gaseosa

D: diámetro interior del horno

k: conductividad térmica global del gas

G: flujo másico promedio del gas

s: sección transversal del horno

Al ser

$$s = \pi * r_1^2 = 7(m^2) = 7 * 10^4(cm^2)$$

$$G = \frac{17790 + 17790 * (1 + 0,03)}{2} = 18057(kg / hr) = 5016(gr / s)$$

$$\mu_{aire}(625^\circ C) = 3,8 * 10^{-4} (gr/cm s)$$

$$D = 2 * r_1 = 300 (cm)$$

$$Re = \frac{5016(gr / s) * 300(cm)}{7 * 10^{-4} * 3,8 * 10^{-4}} = 5,05 * 10^4$$

El número de Prandtl a esta temperatura es:

$$Pr = 0,694$$

Y

$$k_{aire}(625^\circ C) = 1,42 * 10^{-4} (cal/s cm ^\circ C)$$

Luego, reemplazando en la correlación de Sieder – Tate

$$h_{ci} = 8,9 * 10^{-5} (cal/s cm^2 ^\circ C) = 3,7 (W/K m^2)$$

Para el mecanismo de radiación se usa la siguiente ecuación:

$$h_r = \frac{\sigma * \varepsilon * (T_1^4 - T_2^4)}{T_1 - T_2}$$

donde.

$\sigma$ : constante de Stefan- Boltzmann,  $5,67 (W/ m^2 K * 10^{-8})$

$\varepsilon$ : emisividad de los gases de combustión, 0,19

$T_1$ : temperatura del centro del horno,  $800^\circ C$

$T_2$ : temperatura pared ladrillos refractarios,  $600^\circ C$

$$h_{ri} = 40 (W/K m^2)$$

$$h_i = 43,7 (W/K m^2)$$

Considerando la radiación y la convección, el coeficiente de transferencia de calor externo ( $h_e$ ), se calcula de cómo:

$$h_e = h_r + h_c$$

$$h_r = \frac{\sigma * \varepsilon * (T_1^4 - T_2^4)}{T_1 - T_2}$$

$$h_c = 0,18 * (T_1 - T_2)^{1/3}$$

donde.

$\sigma$ : constante de Stefan- Boltzmann,  $5,67 \text{ (W/ m}^2 \text{ K} * 10^{-8})$

$\varepsilon$ : emisividad de la carcasa metálica

$T_1$ : temperatura de pared externa,  $100^\circ\text{C}$

$T_2$ : temperatura ambiente,  $20^\circ\text{C}$

Reemplazando

$$h_r = 6,3 \text{ (W/K m}^2)$$

$$h_c = 1 \text{ (Btu/hr pie}^2 \text{ }^\circ\text{F)} = 5,7 \text{ (W/K m}^2)$$

Luego el coeficiente combinado externo es

$$h_e = 12 \text{ (W/K m}^2)$$

El coeficiente global de transferencia de calor ( $U$ ), se evalúa de la formula (ec.7.30):

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_i} + \frac{r_1 * \ln(r_2 / r_1)}{k_1} + \frac{r_1 * \ln(r_3 / r_2)}{k_2} + \frac{1}{h_e}}$$

Siendo:

Reemplazando en ec. (7.30)

$$U = 0,98 \text{ (W/K m}^2) = 3,5 \text{ (KJ/ hr m}^2 \text{ }^\circ\text{C)}$$

$$A = \pi * D * L = 58,7 \text{ (m}^2)$$

Y finalmente

$$Q = 160251 \text{ (KJ/hr)}$$

Este flujo de calor, representa el 39 % de las pérdidas estimadas, lo que implica que la elección del revestimiento interno es la adecuada.

✓ **Hoja de Especificación Equipo C-A:**

Diámetro de la carcasa metálica	3,2 (m)
Longitud de la carcasa metálica	12 (m)
Pendiente o inclinación del horno	0,05(pie/pie)
Numero de soportes	2
Materiales	Carcasa: acero carbono de 1" de espesor
	Revestimiento: ladrillos refractarios de 23 x 11 x 6 (cm)
Peso del horno	44 toneladas
Potencia motor eléctrico	8,5 HP
Caja reductora	0,8 y 1,2 rpm

**8.11.- Enfriador Rotatorio E-R:**

- Función:

Enfriar es (contacto indirecto) STPP que sale del horno, a una temperatura adecuada para la molienda.

Para evaluar el calor transferido, se utiliza la ec. (8.13) :

$$A = \frac{Q}{U\Delta T_{lmtd}}$$

El fluido de enfriamiento es agua que entra en contracorriente por « chaqueta » a 25°C.(130 m<sup>3</sup>/hr)

$$T_1 = 430^{\circ}\text{C} \quad t_1 = 25^{\circ}\text{C}$$

$$T_2 = 50^{\circ}\text{C} \quad t_2 = 30^{\circ}\text{C}$$

$$\Delta T_{lmtd} = 135^{\circ}\text{C}$$

El coeficiente global de transferencia de calor para este equipo, se estima en 15(Btu/hr pie<sup>2</sup> °F)

$$U = 2,03 \cdot 10^{-3} \text{ (cal/seg cm}^2 \text{ °C)}$$

La energía que se debe transferir es (del balance de energía) 647976 (Kcal. /hr) ó 179993(cal/seg).

Luego reemplazando en la ec. (7.13)

$$A = 66 \text{ (m}^2\text{)}$$

Al tomar un factor de seguridad del 10 %, el área de transferencia es

$$A = \pi \cdot D \cdot L = 72,6 \text{ (m}^2\text{)}$$

En que

D: diámetro del enfriador

L: largo del enfriador

Asumiendo un tiempo de residencia de 5 (min) y usando la ec. (7.27), con los siguientes datos

$$N = 4 \pm 0,5 \text{ rpm}$$

$$S = 0,05 \text{ (pie/pie)}$$

$$t = 5 \text{ (min)}$$

$$5 = \frac{0,19 \cdot L}{4 \cdot D \cdot 0,05}$$

Por lo tanto

$$L = 5,3 \cdot D$$

Reemplazando esta ecuación en la relación de área de transferencia, se obtiene

$$\pi * D * 5,3 * D = 72,6 \text{ (m}^2\text{)}$$

$$D = 2 \text{ (m)}$$

$$L = 10,6 \text{ (m)}$$

- Potencia al Motor:

Siguiendo un procedimiento análogo al del horno rotatorio (ec.7.28):

P: potencia al freno del motor, (HP)

N: velocidad de rotación = 4,5 rpm

Y: distancia entre el eje axial y el centro de gravedad del material rotante = 2,2 (pie)

$\alpha$ : ángulo de reposo del material = 45°

W: peso total = 28160 (lb)

De: diámetro del engranaje del horno = (D+2) (pie) = 8,6(pie)

D: diámetro de la cubierta = 6,6(pie)

w: peso del material en el interior del horno, 938 (lb)

Reemplazando en 7.28

$$\mathbf{P = 5(HP)}$$

Tomando un factor de seguridad de 50%

$$P = 7,5 \text{ (HP)}$$

De ec. (8.11)

$$P_m = \frac{7,5}{0,85} = 8,8(HP) = 6,5(KW)$$

✓ **Hoja de Especificación Equipo E-R:**

Diámetro de la carcasa metálica	2 (m)
Longitud de la carcasa metálica	10,6 (m)
Pendiente o inclinación del horno	0,05(pie/pie)
Numero de soportes	2
Materiales	Carcasa: acero carbono de 1" de espesor
Peso del enfriador	12,8 toneladas
Potencia motor eléctrico	8,8 HP
Caja reductora	0,8 y 1,2 rpm

**8.12.- Molino de Bolas**

- Función:

Molienda del STPP que sale del enfriador, a la granulometría especificada.

$$\text{Flujo de alimentación} = 6090 \text{ (Kg. /hr)} = 0,1015 \text{ (ton/min)}$$

- Potencia al Motor:

Una formula conveniente para calcular la potencia requerida para la trituración y molienda, es la presentada por Bond.

$$\frac{P}{T} = 0,815 * W_i * \left[ \frac{1}{\sqrt{D_{PA}}} - \frac{1}{\sqrt{D_{PB}}} \right] \quad (8.31)$$

Donde:

P: Potencia al freno del motor, HP

T: Flujo de alimentación, (ton/min.)

$D_{PA}$ : Abertura de malla de un tamiz, por el que pasa el 80 % de la alimentación, (m)

$D_{PB}$ : Abertura de malla de un tamiz, por el que pasa el 80 % del producto, (m)

De acuerdo a la distribución dada en las especificaciones del STPP, se puede asumir que el 80 % del producto debe pasar por una malla de 1,0 (mm) de abertura y que la alimentación (80 %) pasa por una malla de 2,54 (cm) de abertura.

Luego:

$$D_{PA} = 10^{-3} \text{ (m)}$$

$$D_{PB} = 2,5 \cdot 10^{-2} \text{ (m)}$$

El índice de trabajo se estima de la tabla 26-2 de M<sup>c</sup> Cabe y Smith. Así, para molienda húmeda  $W_i = 10$  y para molienda en seco  $W_i = 13,5$ .

Por lo tanto al reemplazar

$$P = 34 \text{ (HP)}$$

$$P_m = \frac{34}{0,85} = 40 \text{ (HP)} = 23 \text{ (KW)}$$

✓ **Hoja de Especificación Equipo (Catalogo “Denver Grindings Mills”, 1986):**

Largo del molino	2,5 (m)
Diámetro del molino	1,25 (m)
Velocidad de rotación	30 rpm
Peso del molino	10 toneladas
Coefficiente de llenado de bolas	40%
Potencia motor eléctrico	40 HP

### 8.13.- Elevador de Capachos

- Función:

Elevar la carga de STPP desde el molino hasta el silo de almacenamiento.

Según especificaciones de selección de Perry, tabla 7.8, se elige un elevador de capachos espaciados, de descarga centrífuga.

La potencia al motor es proporcional a la densidad del sólido transportado, se especifica 1 (HP) de potencia, para un sólido cuya densidad es 100 (lb /pie<sup>3</sup>). El STPP tiene una densidad de 1(gr /cc) ó 62,3 (lb/pie<sup>3</sup>), en consecuencia la potencia requerida es:

$$P = 1(HP) * \frac{62,3}{100} = 0,62(HP)$$

$$P_m = \frac{0,62}{0,85} = 1(HP) = 0,75(KW)$$

#### 8.14.- Silo de Almacenamiento

- **Función:**

Almacenar el STPP, previo al envasado.

Con este propósito, se estima una capacidad media de almacenamiento de una semana de producción.

$$\text{Masa de almacenamiento} = 6090(\text{kg/hr}) * 24(\text{hr/día}) * 7(\text{día})$$

$$M = 1023120(\text{kg})$$

La densidad usual aparente del STPP es 1(kg/lt) app., entonces el volumen ocupado por esta masa es:

$$V = 1023(\text{m}^3)$$

Dado este volumen se utilizarán dos silos de base cónica, cuyo ángulo de la base con respecto a la horizontal, es un poco mayor al ángulo de reposo del material.

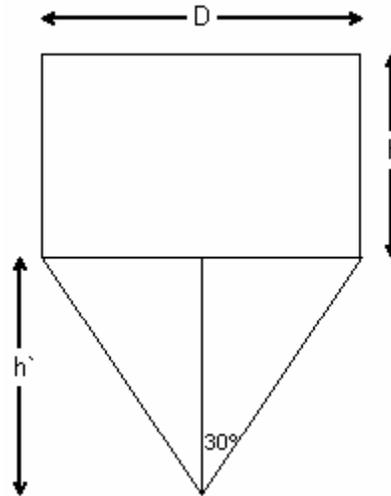
Por lo tanto, con las dimensiones de la figura y asumiendo  $D = h$  y  $h' = D / (2\text{sen}\theta)$

$$V_{\text{silos}} = V_{\text{cil}} + V_{\text{cono}}$$

$$V_{\text{silos}} = \frac{\pi * D^3}{4} * \left[ \frac{1}{6 * \text{sen} \theta} + 1 \right]$$

Despejando con respecto a D, un volumen de 512(m<sup>3</sup>) y suponiendo  $\theta = 30^\circ$

$D = 7,7$  (m),  $h = 7,7$  (m) y  $h' = 6$ (m)



### 8.15.- Torre de Enfriamiento

- Función:

Enfriar el agua del proceso.

El agua de enfriamiento, se ha supuesto que deberá enfriarse desde 30°C hasta 25°C. Para el cálculo abreviado de la torre, se debe analizar el caso más desfavorable, o sea, en condiciones de verano.

Suponiendo como condiciones promedio en la región metropolitana:

Temperatura de bulbo seco = 30°C = 86°F

Humedad relativa = 40 %

Por lo tanto la temperatura de bulbo húmedo,  $T_w = 67^\circ\text{F}$

Llamando:

$T_e$ : temperatura de entrada del agua = 86°F

$T_s$ : temperatura de salida del agua = 77°F

Entonces la “aproximación de temperatura de bulbo húmedo”, que representa una medida de la fuerza impulsora de la difusión en el extremo mas bajo del equipo, es:

$$T_s - T_w = 77 - 67 = 10^\circ\text{F}$$

Especificación que es conveniente de acuerdo a Treybal (“Operaciones de Transferencia de Masa”).

El flujo de agua de enfriamiento (de las especificaciones de los equipos que la utilizan), es:

$$M = 214 \text{ (m}^3\text{/hr)} = 214000 \text{ (lt/hr)} = 942 \text{ (gal/min)}$$

De la figura 12-14 del Perry, se obtiene el flujo de agua por unidad de área transversal de la torre, dadas las siguientes variables:

$$T_e = 86^\circ\text{F} ; T_s = 77^\circ\text{F} ; T_w = 67^\circ\text{F}$$

$$M' = 3,5 \text{ (gal/min pie}^2\text{)}$$

Por lo tanto el área de la torre es:

$$A = M / M' = 269 \text{ (pie}^2\text{)}$$

Tomando un factor de seguridad del 10 %, resulta

$$A = 296 \text{ (pie}^2\text{)} = 27,5 \text{ (m}^2\text{)}$$

Asumiendo una torre de base cuadrada

$$\text{Largo de la base} = 5,2 \text{ (m)}$$

Dado el rango de temperatura posible, y para la disminución de la temperatura del agua, es satisfactorio elegir una altura de torre de 40 (pie)

#### • **Potencia Motor del Ventilador**

La potencia al motor, suponiendo que la torre opera al 100 %, se obtiene da figura 12-15 de Perry.

Potencia por unidad de área,  $P' = 0,040 \text{ (HP/pie}^2\text{)}$

Luego

$$P = 0,04 \text{ (HP/pie}^2\text{)} * 296 \text{ (pie}^2\text{)}$$

$$P = 12 \text{ (HP)}$$

$$P_m = \frac{11,8}{0,85} = 14 \text{ (HP)} = 10,4 \text{ (KW)}$$

**8.16.- Bomba de Estanque de Almacenamiento de Acido Fosfórico (B-1):**

- **Función:**

Bomba para descargar el ácido fosfórico de los camiones, para ello, se estima que debe tener una capacidad de descarga de 10000 (lt) en media hora.

Utilizando la siguiente expresión para evaluar la potencia de la bomba.

$$P_B = \frac{G * H}{4560 * \eta_B} \quad \text{ec.7. 32}$$

Donde:

G: Flujo másico, (kg/min)

H: Altura de impulsión, (m)

P<sub>B</sub>: Potencia al freno, (HP)

η<sub>B</sub>: Eficiencia de la bomba. Esta fluctúa normalmente entre 60 y 70%, para efectos de cálculo se considera 65%.

Caudal volumétrico a descargar: Q= 20000 (lt/hr)

Densidad acido fosfórico al 75%= 1,574(kg/lt)

Luego

$$\begin{aligned} G &= 20000(\text{lt/hr}) * 1,574(\text{kg/lt}) = 31480(\text{kg/hr}) \\ &= 525(\text{kg/min.}) \end{aligned}$$

- **Altura de Impulsión Estimada:**

.- Altura del estanque = 7,8(m)

.- Perdidas por fricción = 7,8(m)

H = 15,6(m)

Luego de ec.(7.32)

$$P_B = \frac{525 * 15,6}{4560 * 0,65} = 2,8(HP)$$

- **Selección del Equipo:**

Bomba centrífuga con rodete y alabes de acero inoxidable 304.

.- Potencia motor eléctrico = 2,8(HP)

.- Motor 220-380 (volts), 50 (ciclos/seg), para servicio químico, corrosivo.

### 8.17.-Bomba de Estanque de Almacenamiento de Soda Cáustica (B-2):

- ❖ **Función:**

Bomba para descargar la soda de los camiones. Con igual capacidad que la de ácido, o sea, 10000(lt) en media hora.

$$Q = 20000(\text{lt/hr}) = 333,3 (\text{lt/min.})$$

$$\text{Densidad soda} = 1,525 (\text{kg/lt})$$

$$G = 333,3(\text{lt/min}) * 1,525(\text{kg/lt}) = 508(\text{kg/min})$$

- ❖ **Altura de Impulsión Estimada:**

$$\text{.- Altura de los estanques} = 8(\text{m})$$

$$\text{.- Perdidas por fricción} = \underline{8(\text{m})}$$

$$H = 16(\text{m})$$

Así de ec. (7.32)

$$P_B = \frac{508 * 16}{4560 * 0,65} = 2,7(HP)$$

❖ **Selección del Equipo:**

Bomba centrífuga, con rodets y alabes de acero carbono.

.- Potencia motor eléctrico = 2,7(HP)

.- Motor 220-380(volts), 50(ciclos/seg), apta para servicio en ambiente corrosivo.

**8.18.- Bomba a Estanque de Purificación de Acido Fosforico (B-3):**

❖ **Función:**

Impulsar el ácido fosforito desde los estanques de almacenamiento al reactor de purificación.

Del balance de masa

$$G = 5974(\text{kg/hr}) = 100(\text{kg/min.})$$

• **Altura de Impulsion Estimada:**

.- Altura de lo estanque = 2(m)

.- Perdidas por fricción = 2(m)

$$H = 4(\text{m})$$

Usando la ec. (7.32)

$$P_B = \frac{100 * 4}{4560 * 0,65} = 0,13(HP)$$

- **Selección del Equipo:**

Bomba centrífuga con rodete y alabes de acero inoxidable 304.

.- Potencia al motor eléctrico = 0,13(HP)

.- Motor 220-380(volts), 50(ciclos/seg), blindado para servicio químico.

### 8.19.- Bomba Acido Fosfórico a Reactor Primera Neutralización (B-4):

- **Función:**

Impulsar el ácido fosfórico desde el filtro rotatorio, al reactor de primera neutralización.

$$G = 5880(\text{kg/hr}) = 98(\text{kg/min})$$

- **Altura de Impulsion Estimada:**

.- Altura de lo estanque = 4(m)

.- Perdidas por fricción = 4(m)

$$H = 8(\text{m})$$

Por lo tanto de ec. (7.32)

$$P_B = \frac{98 * 8}{4560 * 0,65} = 0,26 (HP)$$

- **Selección del Equipo:**

Bomba centrífuga con rodete y alabes de acero inoxidable 304.

.- Potencia motor eléctrico = 0,26(HP)

.- Motor 220-380(volts), 50(ciclos/seg), para servicio químico.

## 8.20.- Bomba de Soda Cáustica a Reactores de Neutralización (B-5):

- **Función:**

Impulsar la solución de soda, desde los estanques de almacenamiento a los reactores de neutralización.

$$G = 6000(\text{kg/hr}) = 100(\text{kg/min})$$

- **Altura de Impulsión Estimada:**

.- Altura de lo estanque = 4(m)

.- Perdidas por fricción = 8(m)

$$H = 12(\text{m})$$

De ec. (7.32)

$$P_B = \frac{100}{4560} \frac{* 12}{* 0,65} = 0,4 \text{ ( HP )}$$

- **Selección del Equipo:**

Bomba centrífuga con rodete y alabes de acero carbono, servicio continuo.

.- Potencia motor eléctrico = 0,4(HP)

.- Motor 220-380(volts), 50(ciclos/seg), para servicio químico.

### 8.21.- Bomba Ortofosfato Monosódico (B-6):

- **Función:**

Impulsar el ortofosfato monosódico al reactor de segunda neutralización y al mezclador de flujos (nodo).

$$G = 9261(\text{kg/hr}) = 155(\text{kg/min})$$

- **Altura de Impulsion Estimada:**

.- Altura de lo estanque = 4(m)

.- Perdidas por fricción = 8(m)

$$H = 12(\text{m})$$

De ec. (7.32)

$$P_B = \frac{155 * 12}{4560 * 0,65} = 0,63 \text{ ( HP )}$$

- **Selección del Equipo:**

Bomba centrifuga con rodete y alabes de acero inoxidable 316.

.- Potencia motor eléctrico = 0,63(HP)

.- Motor 220-380(volts), 50(ciclos/seg), apta para servicio continuo en planta química.

## 8.22.- Bomba Solución Mezcla Ortofosfórica a Secador Spray (B-8):

- **Función:**

Impulsar la mezcla ortofosfórica desde la salida del filtro, hasta el disco rotatorio del secador spray.

$$G = 195(\text{kg/hr})$$

- **Altura de Impulsión Estimada:**

.-Altura del secador            14,5(m)

.- Perdidas por fricción    14,5(m)

$$H=29(\text{m})$$

$$P_B = \frac{195}{4560} * \frac{29}{0,65} = 1,9 (HP)$$

- **Selección del Equipo:**

Bomba centrífuga con rodetes y alabes de acero inoxidable 316.

.- Potencia motor eléctrico = 1,7(KW)

.- Motor 220-380(volts), 50(ciclos/seg), para servicio continuo en planta química.

## 8.23.- Bomba de Agua de Enfriamiento (B-10):

- **Función:**

Impulsar el agua de enfriamiento desde los equipos que la utilizan, hasta la parte superior de la enfriadera.

$$G = 234300(\text{kg/hr}) = 3905(\text{kg/min})$$

- **Altura de Impulsión Estimada:**

.- Altura enfriadera 40(ft) = 12(m)

.- Perdidas por fricción = 12(m)

$$H = 24(\text{m})$$

$$P_B = \frac{3905 * 24}{4560 * 0,65} = 31,6 \text{ ( HP )}$$

$$P_m = \frac{31,6}{0,85} = 37,2 \text{ ( HP )} = 27,5 \text{ ( KW )}$$

- **Selección del Equipo:**

Bomba centrífuga con rodete y alabes de acero carbono.

.- Potencia motor eléctrico = 30(KW)

.- Motor 380(volts), 50(ciclos/seg), blindado.

#### 8.24.- Bomba de Agua de Enfriamiento (B-11):

- **Función:**

Impulsar el agua de enfriamiento hacia los equipos que la utilizan, desde la parte inferior de la enfriadera.

$$G = 234300(\text{kg/hr}) = 3905(\text{kg/min})$$

- **Altura de Impulsión Estimada:**

.- Altura equipos = 4(m)

.- Perdidas por fricción = 12(m)

H= 16(m)

$$P_B = \frac{3905 * 16}{4560 * 0,65} = 21,1 \text{ ( HP )}$$

- **Selección del Equipo:**

Bomba centrífuga con rodete y alabes de acero carbono.

.- Potencia motor eléctrico = 30(KW)

.- Motor 380(volts), 50(ciclos/seg), blindado.

### 8.25.- Soplador Aire Calcinador (S-1):

- **Función:**

Impulsar aire al calefactor y de ahí al calcinador, para producir la reacción de formación del STPP. Al salir del calcinador, debe ser conducido al secador para mezclarse con el aire de entrada a este equipo.

Del balance de energía:

$$G = 11644(\text{kg/hr}) = 25648(\text{lb/hr})$$

La potencia al ventilador se obtiene de Perry

$$P_v = \frac{1,57 * 10^{-4} * F * \Delta H}{\eta_v}$$

Donde:

$P_v$ : potencia al eje del ventilador, (HP)

F: flujo volumétrico de aire, ( $\text{pie}^3/\text{min}$ )

$\Delta H$ : altura de impulsión, (in de agua)

$\eta_v$ : eficiencia del ventilador. En general fluctúa entre 40 y 70%, para los cálculos se considera la media, o sea, 55%.

Asumiendo condiciones normales, se puede tomar aire a  $25^\circ\text{C}$  y 1 atm., entonces

$$\rho = 0,074(\text{lb}/\text{pie}^3)$$

La altura de impulsión se puede estimar en 15 pulgadas de agua.

Entonces:

$$P_v = \frac{1,57 * 10^{-4} * 5777 * 15}{0,55} = 24,7(\text{HP})$$

- **Selección del Equipo:**

Un ventilador centrífugo con alabes planos

.- Potencia motor eléctrico = 25(kw)

.- Presión desarrollada = 15(in de agua)

.- Motor de 380(volts), 50(ciclos/seg), protegido para planta química.

## 8.26.- Soplador Aire Secador Spray (S-2):

- **Función:**

Impulsar el aire al calefactor y luego al secador spray.

El flujo de aire se obtiene del balance de energía, siendo igual a:

$$G = 28518(\text{kg/hr}) = 62816(\text{lb/hr})$$

$$F = 14148 (\text{pie}^3/\text{min})$$

Suponiendo una altura de impulsión de 12(in de agua), de ec. (7.)

$$P_v = \frac{1,57 * 10^{-4} * 14148 * 12}{0,55} = 48,5(\text{HP}) = 35,7(\text{kw})$$

- **Selección del Equipo:**

Ventilador centrífugo con alabes curvados.

.- Presión desarrollada 12(in de agua)

.- Potencia motor eléctrico = 49(HP)

.- Motor trifásico 380(volts), 50(ciclos/seg), para servicio continuo en planta química.

**REFERENCIAS**

- Chemical Process Equipment, Stanley M. Walas
- M<sup>c</sup> Cabe, W. L. & Smith, J. C. , “Operaciones Básicas de Ingeniería Química”
- Perry, J. H. , “Manual del Ingeniero Químico” , Sexta y Quinta Edición.
- Soluciones Prácticas para el Ingeniero Químico, Branan. Segunda Edición.
- Procesos de Transferencia de Calor, D. Kern. 1999
- Foust, A. S. , “Principios de Operaciones Unitarias”
- Holt, A. D. , “Chem. Eng. “ , 69, Enero 8, 1967
- Taggart, A. T. , “Handbook of Mineral Dressing”
- Welty, J. R. , Wicks, C. E. , & Wilson, R. E. , “Fundamentals of Momentum, Heat and Mass Transfer”
- Treybal, R. E. , “Operaciones con Transferencia de Masa”
- Masters, K. , “Spray Drying”.1986
- <http://plantasquimicas.iespana.es>
- Manual Best Practice Dryers, PDF descargado por ARES

## **IX.- DISTRIBUCION DE PLANTA (PLANT LAYOUT)**

### **9.1.- Introducción:**

La distribución de las diversas áreas en la planta, sean de proceso o auxiliares, está orientada a un mayor aprovechamiento del terreno, dejando espacios libres necesarios para el carguío y descarga de materias primas y productos con amplitud y comodidad. El layout permite futuras ampliaciones de la planta, ya sea para producir STPP y/o productos intermedios del proceso también comercializables (por ejemplo  $\text{NaH}_2\text{PO}_4$ , etc.).

### **9.2.- Zona de Proceso:**

En cuanto a la zona de proceso, se han ubicado todos los equipos relativos al proceso en una misma área, con el objeto de minimizar la distancia en el transporte de los reactivos, productos intermedios y productos finales.

Por otra parte el hecho de transportar fluidos por cañerías y correas, provee una gran flexibilidad de diseño, siendo posible agregar o retirar etapas, en caso de cambiar las especificaciones de las materias primas debido a alteraciones en el Mercado de dichos productos.

En esta zona, gran parte de las instalaciones serán cubiertas por un galpón, con suelo de cemento y fundaciones de espesor conveniente para cada equipo. Lo cual cubrirá un área de  $450(\text{m}^2)$ .

### **9.3.- Bodegas y Talleres:**

Las bodegas de producto, materiales y talleres, se ubican juntos, debido a que las partes en cuestión requieren construcciones similares y bastaría separarlas por murallas y tabiques. Ocupando un área de  $380(\text{m}^2)$ .

La capacidad de la bodega de producto debe ser lo suficiente para mantener en stock de aproximadamente dos meses de producto.

Los talleres deben incluir, taller mecánico, eléctrico y de obras civiles en menor escala, los cuales se deberán separar en espacios convenientes de acuerdo a las necesidades practicas.

**9.4.- Edificio de Administración y Casino:**

Este edificio será de un piso, de construcción sólida. En él estará ubicado todo el personal administrativo y de producción, distribución que se ha hecho sobre la base del personal necesario estimado para el funcionamiento de la planta.

El casino también se ha dispuesto en este edificio por ser más cómodo y poseer las condiciones apropiadas para estos requerimientos. La superficie cubierta por este edificio es de 200(m<sup>2</sup>).

**9.5.- Laboratorio y Baños:**

Este edificio también será de construcción sólida y de un piso. El laboratorio se deja junto a la zona de proceso, con el fin de tener un buen acceso para el muestreo. Al lado se ubican los baños y vestuario.

La superficie cubierta es de 84(m<sup>2</sup>).

**9.6.- Muros de cierre y Caminos:**

Los muros de cierre serán de panderetas de 2(m) de altura, con un largo igual a la periferia de la planta de 280(m), fijando así los límites fijos.

Por último los caminos y accesos centrales serán pavimentados, dando así facilidades de tránsito y un mayor aspecto de limpieza. La zona ubicada al lado del edificio de administración, destinada al estacionamiento de vehículos.

El área pavimentada es de 950 (m<sup>2</sup>)

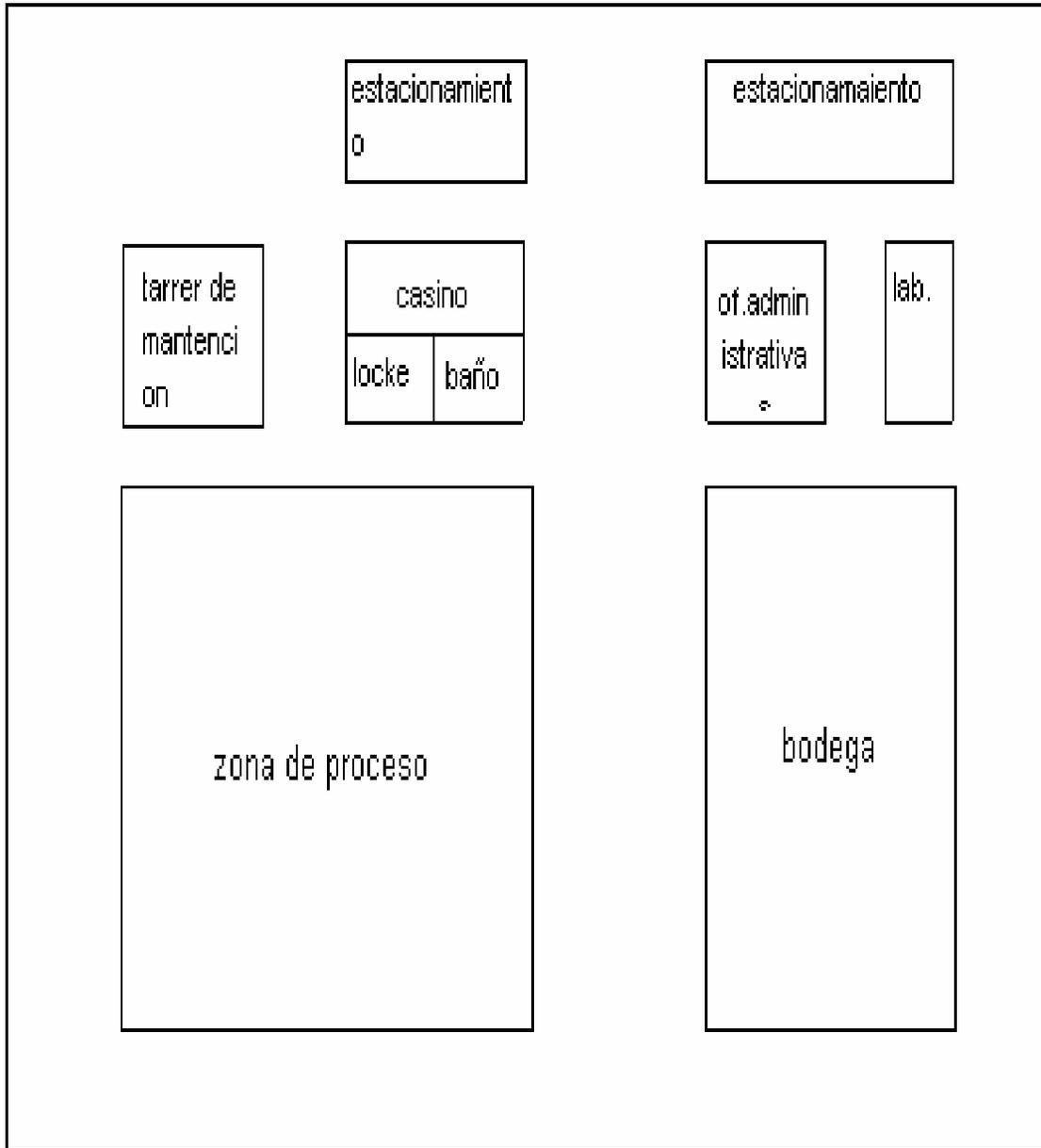


Figura 9.1. Distribución de la superficie de la planta

## **X.- COSTOS DEL PROYECTO**

## 10.1.- Inversiones en Activo Fijo

### 10.1.2. Obras Civiles:

#### 10.1.1.1 Zona de Proceso

La zona de proceso estará en su mayor parte cubierta por galpones, abiertos por sus costados de 5 (m) de altura. Ocupando una superficie de 450 (m<sup>2</sup>) aproximadamente.

El costo de este tipo de galpón se cotiza en 1 (UF/m<sup>2</sup>) (34 U\$/m<sup>2</sup>)(Bettoli S.A.)

Costo Galpón Zona de Proceso	U\$ 15.300
------------------------------	------------

#### 10.1.1.2 Bodegas y Talleres

Las bodega de almacenamiento, talleres y bodega de materiales, con sus respectivas separaciones, serán galpones cerrados de 4 (m) de altura.

Este tipo de construcción se ha estimado en 3 (UF/m<sup>2</sup>)(100 U\$/m<sup>2</sup>), incluyendo la instalación eléctrica, agua y alcantarillado(Bettoli S.A.).

La superficie ocupada por estos edificios es de 380 (m<sup>2</sup>).

Costo Bodegas y Talleres	U\$ 38.000
--------------------------	------------

#### 10.1.1.3 Edificios de Administración

En el edificio de administración se ubicarán las oficinas del personal administrativo y de producción.

El costo por metro cuadrado de construcción se ha cotizado en 15 (UF/m<sup>2</sup>) (510 U\$/m<sup>2</sup>), incluyendo la instalación eléctrica, agua y alcantarillado (Bettoli S.A.).

La superficie ocupada por este edificio es de 200 (m<sup>2</sup>)

Costo Edificio Administración	U\$ 102.000
-------------------------------	-------------

**10.1.1.4 Laboratorio y Baños**

El valor estimado de construcción de esta instalación es de 10 (UF/m<sup>2</sup>) (340 U\$/m<sup>2</sup>) (Riward S.A.).

El área de ambas construcciones es de 84 (m<sup>2</sup>).

Costo Laboratorio y Baños	U\$ 28.560
---------------------------	------------

**10.1.1.5 Caminos y Estacionamientos**

La superficie total para el tránsito de vehículos y estacionamiento es de 950 (m<sup>2</sup>), cotizándose en 8(UF/m<sup>2</sup>) (272 U\$/m<sup>2</sup>) (Riward S.A.).

Costo Caminos y Estacionamientos	U\$ 73.984
----------------------------------	------------

<b>ITEM</b>	<b>COSTO (U\$)</b>
Zona de Proceso	15.300
Bodegas y Talleres	38.000
Edificios de Administración	102.000
Laboratorio y Baños	285.60
Caminos y Estacionamientos	73.984
<b>COSTO TOTAL OBRAS CIVILES</b>	<b>257.844</b>

Tabla 10. Resumen costo obras civiles

### 10.1.2 Costo de Equipos

Las siguientes tablas presentan el resumen de los costos de inversión de los equipos involucrados en el proceso

Nombre	Equipo	Cantidad	Precio FOB U\$	Total FOB U\$
E-1	Estanque almacenamiento ácido	2	70000	140000
E-2	Estanque almacenamiento soda	2	70000	140000
P-1	Estanque purificación ácido	1	15000	15000
F-1	Filtro purificación ácido	1	75000	75000
F-2	Filtro sales ortofosfóricas	1	75000	75000
R-1	Reactor primera neutralización	1	85500	85500
R-2	Reactor segunda neutralización	1	85500	85500
S-S	Secador spray	1	950000	950000
C-T	Correa transportadora	1	20000	20000
H-C	Horno calcinador rotatorio	1	275000	275000
E-R	Enfriador rotatorio	1	204400	204400
M-B	Molino de bolas	1	70600	70600
E-C	Elevador de capachos	1	28700	28700
S-A	Silo de almacenamiento	1	24800	24800

Tabla 10.1: Costo equipos principales.

<b>Costo total equipos principales(U\$)</b>	<b>U\$ 2.543.500</b>
---	----------------------

Nombre	Equipo	Cantidad	Precio FOB U\$	Total FOB
T-E	Torre de enfriamiento	1	105000	105000
B-1	Bomba estanque almacenamiento ácido	1	1330	1330
B-2	Bomba estanque almacenamiento soda	1	1330	1330
B-3	Bomba a estanque de purificación ácido	1	750	750
B-4	Bomba acido a R-1	1	930	930
B-5	Bomba soda a R-1 y R-2	1	1060	1060
B-6	Bomba ortofosfato monosódico	1	1060	1060
B-7	Bomba mezcla ortofosfórica a F-2	1	1750	1750
B-8	Bomba mezcla ortofosfórica a S-S	1	1750	1750
B-9	Bomba agua refr. de equipos a T-E	1	2910	2910
B-10	Bomba agua refr. de T-E a equipos	1	2910	2910
S-1	Soplador aire calcinador	1	60000	60000
S-2	Soplador aire secador spray	1	65000	65000

Tabla 10.2: Costo equipos auxiliares.

<b>Costo total equipos auxiliares(U\$)</b>	<b>244.450</b>
--	----------------

- Costo de Equipos Instalados.(30 % costo de equipos)

Costo de equipos instalados U\$	3.624.335
---------------------------------	-----------

- Cañerías.(10 % costo de equipos instalados)

Costo cañerías U\$	362.434
--------------------	---------

- Instrumentación.(3 % costo equipos instalados)

Costo instrumentación U\$	108.730
---------------------------	---------

- Pintura y Terminaciones.(2 % costo de equipos instalados)

Costo pintura y terminaciones U\$	72.487
-----------------------------------	--------

- Instalaciones Eléctricas.(10 % costo de equipos instalados)

Costo instalaciones eléctricas U\$	362.434
------------------------------------	---------

<b>ITEM</b>	<b>COSTO (U\$)</b>
Obras civiles	257.844
Costo equipos instalados	3.624.335
Cañerías	362.434
Instrumentación	108.730
Pintura y terminaciones	72.487
Instalación eléctrica	362.434
<b>TOTAL COSTO DEPRECIABLE</b>	<b>4.723.025</b>

### 10.1.1 Terreno:

La planta se ubicara en la zona de Curacaví (Región Metropolitana), con una superficie de 5200 (m<sup>2</sup>)

El costo del terreno en esta región se ha estimado en 1,5 (UF/m<sup>2</sup>) (51 U\$/m<sup>2</sup>) aproximadamente (Grossman Propiedades), luego

<b>Costo del Terreno</b>	<b>U\$ 265.200</b>
--------------------------	--------------------

### 10.1.2 Obras previas:

Las obras previas fundamentales de preparación del terreno serían la estabilización y nivelación, lo cual se cotiza en promedio a 5 (U\$/m<sup>2</sup>).

<b>Costo Obras Previas</b>	<b>U\$ 26.000</b>
----------------------------	-------------------

### 10.1.3 Ingeniería

Dadas las características del proyecto, se asigna a este ítem un 7 % del costo físico de la planta, ya que incluye los gastos de ingeniería, asesoría, etc.

<b>Costo Ingeniería</b>	<b>U\$ 33.012</b>
-------------------------	-------------------

### 10.1.4 Contingencia e Imprevistos

Por tratarse de una estimación preliminar, su tecnología podrá estar sujeta a cambios. Así entonces se toma para este ítem un 20 % del costo físico de la planta.

**Costo Contingencia e Imprevistos      U\$ 944.605**

ITEM	COSTO (U\$)
Terreno	265.200
Obras previas	26.000
Ingeniería	33.012
Contingencia	944.605
<b>TOTAL COSTO INDIRECTO</b>	<b>1.268.817</b>

Luego la inversión en capital fijo viene dada por la suma del costo indirecto y el depreciable

ITEM	COSTO (U\$)
Costo Directo o Depreciable	4723.025
Costo Indirecto o No Depreciable	1.268.817
<b>COSTO FIJO TOTAL DE LA PLANTA</b>	<b>5.991.842</b>

### 10.2.- Capital de Trabajo

Cuando la planta se encuentra totalmente instalada se requiere de un capital para cubrir la adquisición de materias primas e insumos, así como capital detenido en inventario de producto y concepto de cuentas por cobrar.

En resumen, el capital de trabajo es la suma de los ítems que se describen a continuación:

- Inventario de Materias Primas
- Caja

El capital de trabajo se calculará para una producción estimada de 4000,3(ton/mes) de STPP. No se considerarán correcciones a los precios de las materias primas y productos pues se cuenta con valores puestos en bodega

- **Inventario Materias Primas:**

Este ítem considera el costo de materias primas para 2 meses de producción debido a los tiempos de traslado desde origen a la bodega de planta.

<b>Materias Primas</b>	<b>Carga(ton)/2 meses</b>	<b>U\$/ton</b>	<b>U\$/2 meses</b>
Ácido Fosfórico	9593	360	3.048.120
Soda Cáustica	9729	177	1.529.280

Inventario materias primas	U\$4.577.400
----------------------------	--------------

- **Caja:**

Este ítem considera los principales pagos que se deben realizar, si se esta produciendo y no existen ventas o no se recibe pago de los clientes, en consecuencia, considera el pago de los servicios básicos de la planta como son los sueldos del personal de planta, los servicios de electricidad y combustible y un proporcional de arriendo. Para realizar el cálculo se considera un régimen de 2 meses(Costos Operacionales).

<b>ITEM</b>	<b>COSTO (U\$)</b>
Sueldos	58.200
Servicios (Electricidad, combustible)	144.394
<b>TOTAL CAJA</b>	<b>202.594</b>

ITEM	COSTO (U\$)
Inventario Materias Primas	4.577.400
Caja	202.594
<b>COSTO TOTAL CAPITAL DE TRABAJO</b>	<b>4.779.994</b>

### 10.3.- COSTOS OPERACIONALES

Estos son los costos relacionados con la operación de la planta y la elaboración del producto.

Si analizamos los costos de operación podemos concluir que no dependen del nivel de producción y si se realiza lo mismo con los costos de elaboración podemos decir que si dependen, por lo anterior se analizará los costos operacionales como costos fijos y costos variables siendo los segundos expresados por tonelada de STPP producido. En consecuencia, el cálculo se realizará de la siguiente manera:

$$Co = Cf + Cv * Np$$

Donde:

Co: costos operacionales, (U\$/año)

Cf: costos fijos, (U\$/año)

Cv: costos variables, (U\$/año)

Np: Nivel de producción, (ton de STPP/año)

#### Costos Variables

Los costos variables dependen del nivel de producción de la planta y se especifican por tonelada de STPP. Se compone de los siguientes ítems:

- Materias Primas

- Servicios
- Mantenición y Reparaciones
- Mano de Obra
- Gastos Generales
  
- **Materias Primas**

<b>REACTIVOS</b>	<b>CARGA(Ton)</b>	<b>U\$/Ton</b>	<b>U\$/Ton STPP</b>
H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub>	0,9	360	324
NaOH	1,1	177	194,7

<b>COSTO MATERIAS PRIMAS</b>	<b>518,7(U\$/Ton STPP)</b>
------------------------------	----------------------------

- **Mano de Obra**

El costo de mano de obra se obtiene considerando los sueldos del personal de la planta para un mes de operación y dividiéndolo por las toneladas producidas en dicho periodo

<b>ITEM</b>	<b>MONTO U\$</b>
Mecánico(1)	750
Ay. Mecánico(1)	500
Electricista(1)	750
Ay. Electricista(1)	500
Operadores de Proceso(12)	7.200
Bodegueros(8)	4.000
Jefes de Turno(4)	4.000
Ingeniero de Producción(1)	2.500
<b>Total Sueldos</b>	<b>20.200</b>

Mensualmente se producen 4386 toneladas de STPP, luego por concepto de mano de obra se obtiene:

<b>COSTO MANO DE OBRA</b>	<b>5,05(U\$/Ton STPP)</b>
---------------------------	---------------------------

Se obtiene de:

$$\text{U\$/Ton STPP} = \text{U\$ Sueldos} \times 1/4386 \text{ Ton STPP}$$

- **Mantenición y Reparación**

Este ítem se ha estimado en un 2 % del capital fijo; se considera además una duración máxima de los equipos de 10 años.

<b>COSTO MAN. Y REP</b>	<b>0,27(U\$/Ton STPP)</b>
-------------------------	---------------------------

Se obtiene de:

$$\text{U\$/Ton STPP} = (\text{Capital fijo} \times 0,02) \times (1/10 \text{ años}) \times (1/48250 \text{ Ton STPP})$$

- **Gastos Generales**

Este ítem se ha estimado en un 1 % del capital fijo con una duración de 10 años de los equipos.

<b>COSTO GASTOS GENERALES</b>	<b>0,185(U\$/Ton STPP)</b>
-------------------------------	----------------------------

Se obtiene de:

$$\text{U\$/Ton STPP} = (\text{Capital fijo} \times 0,01) \times (1/10 \text{ años}) \times (1/48250 \text{ Ton STPP})$$

- **Servicios**

**Electricidad:**

El consumo eléctrico de los equipos es de aproximadamente 330 (KWh). Si se toma un 50 % de factor de seguridad, ya sea para alumbrado, calefacción, etc. se obtiene:

<b>COSTO ELECTRICIDAD</b>	<b>2,1(U\$/Ton STPP)</b>
---------------------------	--------------------------

**Combustible:**

Gas Natural

Millón Btu/Ton STPP	U\$/MBtu	U\$/Ton STPP
5818	4	23.272

**Agua:**

El agua en esta planta se utilizará principalmente para reponer las perdidas en el circuito de enfriamiento, estas se estiman en un 5 % del flujo total (2,1 m<sup>3</sup>/Ton STPP).

ITEM	COSTO(U\$/Ton STPP)
Materias Primas	518,7
Mano de Obras	5,05
Manutención y Reparación	0,27
Gastos Generales	0,185
<b>Servicios</b>	<b>25,372</b>
<b>TOTAL COSTOS VARIABLES</b>	<b>550</b>

**.- Costos Fijos**

Los costos fijos no dependen del nivel de producción de la planta y su cálculo se realiza en base a un año de operación.

Esta compuesto por la depreciación.

**Depreciación:**

Se considera depreciación línea, valor de desecho será el 30% del total del costo depreciable y la vida útil asignada es de 10 años

$$Dep = \frac{U\$4.723.025 - 0,3 \cdot U\$4.723.025}{10}$$

$$Dep = U\$330.612 / \text{año}$$

## **REFERENCIAS**

- Apuntes de Ingeniería Económica 2002, Profesor Luís Vega Alarcón.
- Información Bettoli S.A (Empresa de Montajes Industriales).
- Información Riward S.A (Empresa Ingeniería y Construcción).

# **XI.- EVALUACION ECONOMICA DEL PROYECTO**

### 11.1 Criterios de Evaluación

Los criterios aceptados en la evaluación de proyectos para la decisión de las inversiones, están basados en los valores que toman los flujos de ingresos netos durante los períodos que dure el proyecto, dicho espacio de tiempo se denomina vida útil del mismo.

Para cuantificar los ingresos netos y medir la rentabilidad de un proyecto, existen una serie de indicadores, dentro de los cuales, se usaran los siguientes

- ✓ VAN.
- ✓ TIR

### 11.2 Estudio de Sensibilidad

Para el estudio en cuestión se considera el precio del ácido fosfórico como la variable de mayor influencia, además del monto del préstamo para financiar parte de la inversión.

AÑO	TON/AÑO
1	15000
2	20000
3	30000
4	48250
5	48250
6	48250
7	48250
8	48250
9	48250
10	48250

Tabla 11.1: Programa de Producción

AÑO	CAPITAL PRESTADO	INTERES	AMORTIZACION
0	0		
1		0	0
2		0	0
3		0	0
4		0	0
5		0	0
6		0	0
7		0	0
8		0	0
9		0	0
10		0	0
<b>TOTAL INT.</b>		0	
<b>DEUDA TOT</b>		0	
<b>CUOTA</b>		0	

Tabla 11.2: Anualidades para 0% Capital Prestado

AÑO	CAPITAL PRESTADO	INTERES	AMORTIZACION
0	2.692.959		
1		323.155	269.296
2		323.155	269.296
3		323.155	269.296
4		323.155	269.296
5		323.155	269.296
6		323.155	269.296
7		323.155	269.296
8		323.155	269.296
9		323.155	269.296
10		323.155	269.296
<b>TOTAL INT.</b>		3.231.551	
<b>DEUDA TOT</b>		5.924.510	
<b>CUOTA</b>		592.451	

Tabla 11.3: Anualidades para 25% Capital Prestado

AÑO	CAPITAL PRESTADO	INTERES	AMORTIZACION
0	5.385.918		
1		646.310	538.592
2		646.310	538.592
3		646.310	538.592
4		646.310	538.592
5		646.310	538.592
6		646.310	538.592
7		646.310	538.592
8		646.310	538.592
9		646.310	538.592
10		646.310	538.592
<b>TOTAL INT.</b>		6.463.102	
<b>DEUDA TOT</b>		11.849.020	
<b>CUOTA</b>		1.184.902	

Tabla 11.4: Anualidades para 50% Capital Prestado

AÑO	CAPITAL PRESTADO	INTERES	AMORTIZACION
0	8.078.877		
1		969.465	807.888
2		969.465	807.888
3		969.465	807.888
4		969.465	807.888
5		969.465	807.888
6		969.465	807.888
7		969.465	807.888
8		969.465	807.888
9		969.465	807.888
10		969.465	807.888
<b>TOTAL INT.</b>		9.694.652	
<b>DEUDA TOT</b>		17.773.529	
<b>CUOTA</b>		1.777.353	

Tabla 11.5: Anualidades para 75% Capital Prestado

	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Ventas		10,995,000	14,660,000	21,990,000	35,367,250	35,367,250	35,367,250	35,367,250	35,367,250	35,367,250	35,367,250
Valor salvamento											1,416,908
Costo Variable		8,241,075	10,988,100	16,482,150	26,508,791	26,508,791	26,508,791	26,508,791	26,508,791	26,508,791	26,508,791
Costo Fijo (Depreciación)		330,612	330,612	330,612	330,612	330,612	330,612	330,612	330,612	330,612	330,612
Interés Préstamo		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Valor en libro	10,771,836	10,441,224	10,110,612	9,780,000	9,449,388	9,118,776	8,788,164	8,457,552	8,126,940	7,796,328	13,927,818
Utilidad antes de impuesto		2,423,313	3,341,288	5,177,238	8,527,847	8,527,847	8,527,847	8,527,847	8,527,847	8,527,847	8,527,847
Impuesto		484,663	668,258	1,035,448	1,705,569	1,705,569	1,705,569	1,705,569	1,705,569	1,705,569	1,705,569
Utilidad neta		1,938,650	2,673,030	4,141,790	6,822,277	6,822,277	6,822,277	6,822,277	6,822,277	6,822,277	6,822,277
Depreciación		330,612	330,612	330,612	330,612	330,612	330,612	330,612	330,612	330,612	330,612
Amortización		0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Inversión terreno	265,200										
Inversión inf. Y equipos	4,723,025										
Inversión act. Nominal	1,003,617										
Recuperación de Terreno											265,200
Inversión capital de trabajo	4,779,994										
Abandono de Faenas											1,261,299
Recuperación cap.											
Trabajo											4,779,994
Flujo de Caja	-10,771,836	2,269,262	3,003,642	4,472,402	7,152,889	7,152,889	7,152,889	7,152,889	7,152,889	7,152,889	24,864,602

Tabla 11.6: Flujos de Caja para 0% Capital Prestado

	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Ventas		10.995.000	14.660.000	21.990.000	35.367.250	35.367.250	35.367.250	35.367.250	35.367.250	35.367.250	35.367.250
Valor salvamento											1.416.908
Costo Variable		8.241.075	10.988.100	16.482.150	26.508.791	26.508.791	26.508.791	26.508.791	26.508.791	26.508.791	26.508.791
Costo Fijo(Depreciacion)		330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612
Interes Prestamo		323.155	323.155	323.155	323.155	323.155	323.155	323.155	323.155	323.155	323.155
Valor en libro	10.771.836	10.441.224	10.110.612	9.780.000	9.449.388	9.118.776	8.788.164	8.457.552	8.126.940	7.796.328	13.927.818
Utilidad antes de impuesto		2.154.017	3.071.992	4.907.942	8.258.551	8.258.551	8.258.551	8.258.551	8.258.551	8.258.551	8.258.551
Impuesto		430.803	614.398	981.588	1.651.710	1.651.710	1.651.710	1.651.710	1.651.710	1.651.710	1.651.710
Utilidad neta		1.723.214	2.457.594	3.926.354	6.606.841	6.606.841	6.606.841	6.606.841	6.606.841	6.606.841	6.606.841
Depreciacion		330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612
Amortizacion		269.296	269.296	269.296	269.296	269.296	269.296	269.296	269.296	269.296	269.296
Inversion terreno	265.200										
Inversion inf. Y equipos	4.723.025										
Inversion act. Nominal	1.003.617										
Recuperacion de Terreno											265.200
Inversion capital de trabajo	4.779.994										
Abandono de Faenas											1.261.299
Recuperacion cap. Trabajo											4.779.994
Flujo de Caja	-8.078.877	1.784.530	2.518.910	3.987.670	6.668.157	6.668.157	6.668.157	6.668.157	6.668.157	6.668.157	24.379.870

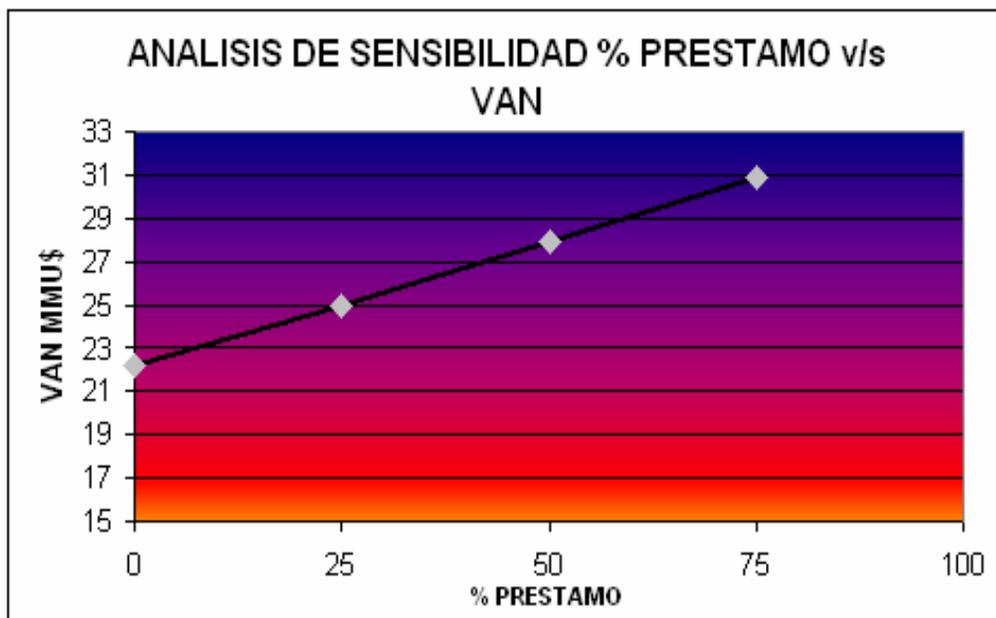
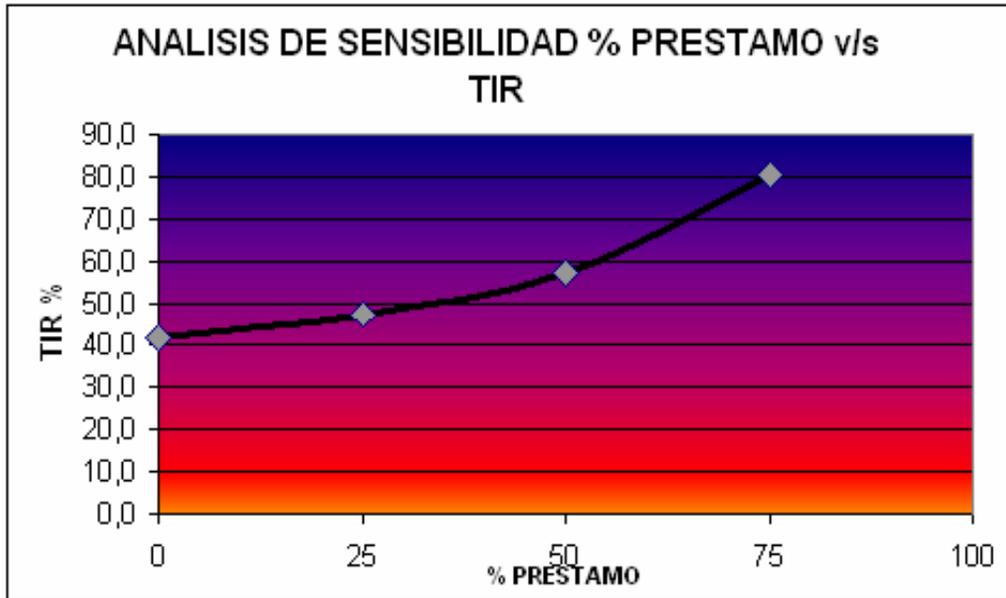
Tabla 11.7: Flujos de Caja para 25% Capital Prestado

	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Ventas		10.995.000	14.660.000	21.990.000	35.367.250	35.367.250	35.367.250	35.367.250	35.367.250	35.367.250	35.367.250
Valor salvamento											1.416.908
Costo Variable		8.241.075	10.988.100	16.482.150	26.508.791	26.508.791	26.508.791	26.508.791	26.508.791	26.508.791	26.508.791
Costo Fijo(Depreciacion)		330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612
Interes Prestamo		646.310	646.310	646.310	646.310	646.310	646.310	646.310	646.310	646.310	646.310
Valor en libro	10.771.836	10.441.224	10.110.612	9.780.000	9.449.388	9.118.776	8.788.164	8.457.552	8.126.940	7.796.328	13.927.818
Utilidad antes de impuesto		1.884.721	2.802.686	4.638.646	7.989.255	7.989.255	7.989.255	7.989.255	7.989.255	7.989.255	7.989.255
Impuesto		376.944	560.539	927.729	1.597.851	1.597.851	1.597.851	1.597.851	1.597.851	1.597.851	1.597.851
Utilidad neta		1.507.777	2.242.157	3.710.917	6.391.404	6.391.404	6.391.404	6.391.404	6.391.404	6.391.404	6.391.404
Depreciacion		330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612
Amortizacion		538.592	538.592	538.592	538.592	538.592	538.592	538.592	538.592	538.592	538.592
Inversion terreno	265.200										
Inversion inf. Y equipos	4.723.025										
Inversion act. Nominal	1.003.617										
Recuperacion de Terreno											265.200
Inversion capital de trabajo	4.779.994										
Abandono de Faenas											1.261.299
Recuperacion cap. Trabajo											4.779.994
Flijo de Caja	-5.365.918	1.299.797	2.034.177	3.502.937	6.183.424	6.183.424	6.183.424	6.183.424	6.183.424	6.183.424	23.895.137

Tabla 11.8: Flujos de Caja para 50% Capital Prestado

	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Ventas		10.995.000	14.660.000	21.990.000	35.367.250	35.367.250	35.367.250	35.367.250	35.367.250	35.367.250	35.367.250
Valor salvamento											1.416.908
Costo Variable		8.241.075	10.988.100	16.482.150	26.508.791	26.508.791	26.508.791	26.508.791	26.508.791	26.508.791	26.508.791
Costo Fijo(Depreciacion)		330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612
Interes Prestamo		969.465	969.465	969.465	969.465	969.465	969.465	969.465	969.465	969.465	969.465
Valor en libro	10.771.836	10.441.224	10.110.612	9.780.000	9.449.388	9.118.776	8.788.164	8.457.552	8.126.940	7.796.328	13.927.818
Utilidad antes de impuesto		1.615.425	2.533.400	4.368.350	7.719.959	7.719.959	7.719.959	7.719.959	7.719.959	7.719.959	7.719.959
Impuesto		323.085	506.680	873.870	1.543.992	1.543.992	1.543.992	1.543.992	1.543.992	1.543.992	1.543.992
Utilidad neta		1.292.340	2.026.720	3.495.480	6.175.967	6.175.967	6.175.967	6.175.967	6.175.967	6.175.967	6.175.967
Depreciacion		330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612
Amortizacion		807.888	807.888	807.888	807.888	807.888	807.888	807.888	807.888	807.888	807.888
Inversion terreno	265.200										
Inversion inf. Y equipos	4.723.025										
Inversion act. Nominal	1.003.617										
Recuperacion de Terreno											265.200
Inversion capital de trabajo	4.779.994										
Abandono de Faenas											1.261.299
Recuperacion cap. Trabajo											4.779.994
Flujo de Caja	-2.692.959	815.065	1.549.445	3.018.205	5.698.692	5.698.692	5.698.692	5.698.692	5.698.692	5.698.692	23.410.405

Tabla 11.9: Flujos de Caja para 75% Capital Prestado



0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	10.995.000	14.660.000	21.990.000	35.367.250	35.367.250	35.367.250	35.367.250	35.367.250	35.367.250	35.367.250
	5.676.075	7.568.100	11.352.150	18.258.041	18.258.041	18.258.041	18.258.041	18.258.041	18.258.041	18.258.041
	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612
	969.465	969.465	969.465	969.465	969.465	969.465	969.465	969.465	969.465	969.465
	10.771.836	10.441.224	9.780.000	9.449.388	9.118.776	8.788.164	8.457.552	8.126.940	7.796.328	13.927.818
	4.180.425	5.953.400	9.499.350	15.970.709	15.970.709	15.970.709	15.970.709	15.970.709	15.970.709	15.970.709
	836.085	1.190.680	1.899.870	3.194.142	3.194.142	3.194.142	3.194.142	3.194.142	3.194.142	3.194.142
	3.344.340	4.762.720	7.599.480	12.776.567	12.776.567	12.776.567	12.776.567	12.776.567	12.776.567	12.776.567
	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612
	807.888	807.888	807.888	807.888	807.888	807.888	807.888	807.888	807.888	807.888
	265.200									265.200
	4.723.025									1.261.299
	1.003.617									4.779.994
	4.779.994									
	-2.692.959	2.867.065	4.285.445	7.122.205	12.299.292	12.299.292	12.299.292	12.299.292	12.299.292	30.011.005

Tabla 11.10: Flujos de Caja para 75% Capital Prestado y Precio del Acido Fosfórico  
50% del valor Actual

0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
10.995.000	14.680.000	21.990.000	35.367.250	35.367.250	35.367.250	35.367.250	35.367.250	35.367.250	35.367.250	35.367.250
	6.958.575	9.278.100	13.917.150	22.383.416	22.383.416	22.383.416	22.383.416	22.383.416	22.383.416	22.383.416
	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612
	969.465	969.465	969.465	969.465	969.465	969.465	969.465	969.465	969.465	969.465
10.771.836	10.441.224	10.110.612	9.780.000	9.449.388	9.118.776	8.788.164	8.457.552	8.126.940	7.796.328	13.927.818
	2.897.925	4.243.400	6.934.350	11.845.334	11.845.334	11.845.334	11.845.334	11.845.334	11.845.334	11.845.334
	579.585	848.680	1.386.870	2.369.067	2.369.067	2.369.067	2.369.067	2.369.067	2.369.067	2.369.067
	2.318.340	3.394.720	5.547.480	9.476.267	9.476.267	9.476.267	9.476.267	9.476.267	9.476.267	9.476.267
	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612
	807.888	807.888	807.888	807.888	807.888	807.888	807.888	807.888	807.888	807.888
265.200										265.200
4.723.025										1.261.299
1.003.617										4.779.994
4.779.994										
-2.682.959	1.841.065	2.917.445	5.070.205	8.998.992	8.998.992	8.998.992	8.998.992	8.998.992	8.998.992	26.710.705

Tabla 11.11: Flujos de Caja para 75% Capital Prestado y Precio del Acido Fosfórico  
75% del valor Actual

0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
10.995.000	14.660.000	21.990.000	35.367.250	35.367.250	35.367.250	35.367.250	35.367.250	35.367.250	35.367.250	35.367.250
	8.241.075	10.988.100	16.482.150	26.508.791	26.508.791	26.508.791	26.508.791	26.508.791	26.508.791	26.508.791
	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612
	969.465	969.465	969.465	969.465	969.465	969.465	969.465	969.465	969.465	969.465
10.771.836	10.441.224	10.110.612	9.780.000	9.449.388	9.118.776	8.788.164	8.457.552	8.126.940	7.796.328	13.927.818
	1.615.425	2.533.400	4.369.350	7.719.959	7.719.959	7.719.959	7.719.959	7.719.959	7.719.959	7.719.959
	323.085	506.680	873.870	1.543.992	1.543.992	1.543.992	1.543.992	1.543.992	1.543.992	1.543.992
	1.292.340	2.026.720	3.495.480	6.175.967	6.175.967	6.175.967	6.175.967	6.175.967	6.175.967	6.175.967
	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612
	807.888	807.888	807.888	807.888	807.888	807.888	807.888	807.888	807.888	807.888
265.200										265.200
4.723.025										
1.003.617										
4.779.994										
										1.261.299
										4.779.994
-2.692.959	815.065	1.549.445	3.018.205	5.698.692	5.698.692	5.698.692	5.698.692	5.698.692	5.698.692	23.410.405

Tabla 11.12: Flujos de Caja para 75% Capital Prestado y Precio del Acido Fosfórico  
valor Actual

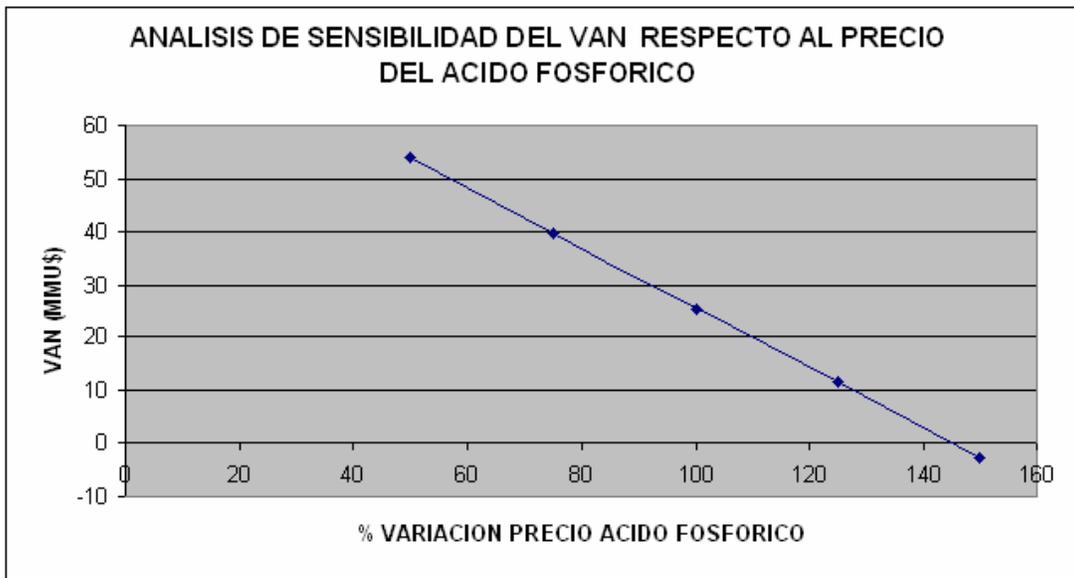
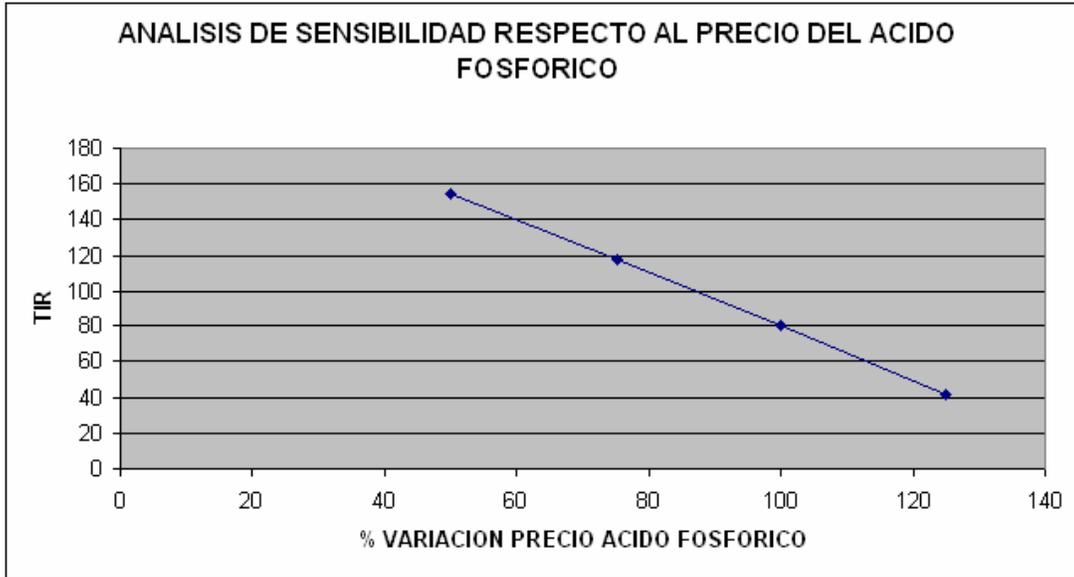
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Ventas		10.995.000	14.660.000	21.990.000	35.367.250	35.367.250	35.367.250	35.367.250	35.367.250	35.367.250	35.367.250
Valor salvamento											1.416.908
Costo Variable		9.523.575	12.698.100	19.047.150	30.634.166	30.634.166	30.634.166	30.634.166	30.634.166	30.634.166	30.634.166
Costo Fijo(Depreciacion)		330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612
Interes Prestamo		969.465	969.465	969.465	969.465	969.465	969.465	969.465	969.465	969.465	969.465
Valor en libro	10.771.836	10.441.224	10.110.612	9.780.000	9.449.388	9.118.776	8.788.164	8.457.552	8.126.940	7.796.328	13.927.818
Utilidad antes de impuesto		332.925	823.400	1.804.350	3.594.584	3.594.584	3.594.584	3.594.584	3.594.584	3.594.584	3.594.584
Impuesto		66.595	164.680	360.870	718.917	718.917	718.917	718.917	718.917	718.917	718.917
Utilidad neta		266.340	658.720	1.443.480	2.875.667	2.875.667	2.875.667	2.875.667	2.875.667	2.875.667	2.875.667
Depreciacion		330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612
Amortizacion		807.888	807.888	807.888	807.888	807.888	807.888	807.888	807.888	807.888	807.888
Inversion terreno	265.200										
Inversion inf. Y equipos	4.723.025										
Inversion act. Nominal	1.003.617										
Recuperacion de Terreno											265.200
Inversion capital de trabajo	4.779.994										
Abandono de Faenas											1.261.299
Recuperacion cap. Trabajo											4.779.994
Flujo de Caja	-2.692.959	-210.935	181.445	966.205	2.398.392	2.398.392	2.398.392	2.398.392	2.398.392	2.398.392	20.110.105

Tabla 11.13: Flujos de Caja para 75% Capital Prestado y Precio del Acido Fosfórico

125% del valor Actual

	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Ventas	10.995.000	14.660.000	21.990.000	35.367.250	35.367.250	35.367.250	35.367.250	35.367.250	35.367.250	35.367.250	35.367.250
Valor salvamento											1.416.908
Costo Variable	10.806.075	14.408.100	21.612.150	34.759.541	34.759.541	34.759.541	34.759.541	34.759.541	34.759.541	34.759.541	34.759.541
Costo Fijo(Depreciacion)	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612
Interes Prestamo	969.465	969.465	969.465	969.465	969.465	969.465	969.465	969.465	969.465	969.465	969.465
Valor en libro	10.771.836	10.441.224	9.780.000	9.449.388	9.118.776	8.788.164	8.457.552	8.126.940	7.796.328	7.465.716	7.135.104
Utilidad antes de impuesto	-949.575	-886.600	-760.660	-530.791	-530.791	-530.791	-530.791	-530.791	-530.791	-530.791	-530.791
Impuesto	-189.915	-177.320	-152.130	-106.158	-106.158	-106.158	-106.158	-106.158	-106.158	-106.158	-106.158
Utilidad neta	-759.660	-709.280	-608.520	-424.633	-424.633	-424.633	-424.633	-424.633	-424.633	-424.633	-424.633
Depreciacion	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612	330.612
Amortizacion	807.888	807.888	807.888	807.888	807.888	807.888	807.888	807.888	807.888	807.888	807.888
Inversion terreno	265.200										
Inversion int. Y equipos	4.723.025										
Inversion act. Nominal	1.003.617										
Recuperacion de Terreno											265.200
Inversion capital de trabajo	4.779.994										
Abandono de Faenas											1.261.299
Recuperacion cap. Trabajo											4.779.994
Flujo de Caja	-2.682.959	-1.236.935	-1.186.555	-1.086.795	-901.908	-901.908	-901.908	-901.908	-901.908	-901.908	16.809.805

Tabla 11.14: Flujos de Caja para 75% Capital Prestado y Precio del Acido Fosfórico  
150% del valor Actual



## **REFRERENCIAS**

- Apuntes de Ingeniería Económica, Año 2002. Profesor Luis Vega Alarcón.
- Preparación y Evaluación de Proyectos, Sapag N.& Sapag R., Segunda Edición.

## **XII.- CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES**

## CONCLUSIONES

Del estudio de factibilidad técnica y económica se desprende lo siguiente:

1. El mercado de STPP en el país, muestra un consumo fluctuante (Tabla 3.1) con una leve tendencia creciente (grafico 3.1). Sobre la base de estos datos, se estima para la planta una capacidad de 43864 (Ton/año). Cualquier aumento que exceda esta capacidad, haría necesario importar la demanda no satisfecha, estimación bastante improbable de acuerdo a los antecedentes expuestos en el estudio de mercado. Además, no es conveniente proyectar una planta de mayor capacidad, pues se espera que en el mediano plazo, los fosfatos sean reemplazados por otros aditivos. Variando la formulación a detergentes exentos de fosfatos. En cuyo caso compartirán el mercado (2.4.2)

2. La localización elegida, considerando la disponibilidad de materias primas, existente y potencial, los costos de transporte y otros factores menos relevantes, es la zona de Curacaví, región Metropolitana.

La elección de este lugar genera las siguientes ventajas: queda cerca de proveedores, de los puertos de San Antonio y Valparaíso para recibir las importaciones, y por último cerca de Fosfoquim que eventualmente puede proveer de ácido fosforito.

3. La factibilidad técnica del proyecto para producir STPP a partir de ácido fosforito y soda cáustica, se puede asegurar por la existencia de plantas similares operando en otros países. El proceso en general es similar al patentado por Monsanto, que usa ácido fosforito al 85% en una etapa de neutralización.

La diferencia de la tecnología propuesta, comparada con la de Monsanto, radica en el hecho que la operación de neutralización se realiza en dos etapas, lo que permite usar ácidos menos concentrados (hasta 41%) y con un nivel mayor de impurezas, las que precipitan en forma fácilmente filtrable; teniendo por esto un menor costo.

Además como se observa en la descripción del proceso, este presenta ciertas ventajas pues no requiere de equipos sofisticados, y la primera neutralización (formación de ortofosfato monosódico), puede ser controlada continua y automáticamente por mediciones electrométricas del pH, lo que mejora el proceso, obteniéndose un producto con solo un 1% de meta y pirofosfato.

En consecuencia, el proceso es técnicamente factible, y deja la posibilidad de utilizar ácido de menor concentración que bien puede cumplir con las especificaciones exigidas.

4. La inversión para una planta de este tipo asciende a U\$ 10.771.836, la que se decompone en: activo fijo U\$4.988.225 (46%), activo nominal U\$ 1.003.617 (9,3%) y capital de trabajo U\$4.780.000 (44,7%).

Para el financiamiento de la inversión se considera un crédito por U\$ 8.000.000 que representa aproximadamente el 75% de la inversión total. Este préstamo se negociara a 10 años plazo con un interés anual del 12% pagadero en cuotas iguales.

El capital restante (U\$2.693.000), podría ser aportado por inversionistas privados. En todo caso sería conveniente obtener la participación de una empresa extranjera, experta en el área, que pueda aportar el “know-how”.

En cuanto al calendario de inversiones, este se elaborara cuando se conozcan las cotizaciones definitivas de los equipos y sus tiempos de entrega.

5. De la estructura de costos para la capacidad instalada de la planta, se obtiene un precio unitario del STPP de 549,4 (U\$/Ton). La mayor incidencia en este costo la tiene el precio del ácido fosfórico que representa el 66% del costo de manufactura.

Considerando el precio de mercado del tripolifosfato de 733 (U\$/Ton), se observa que es un 33% mayor que el de manufactura para la operación de esta planta.

Un análisis de sensibilidad para el precio de STPP, no sería representativo de la situación, ya que el mayor consumidor obtiene precios bastante estables de este producto, dado su volumen y variedad de proveedores.

6. El análisis de los indicadores de rentabilidad, demuestran que el proyecto es factible para los precios actuales de mercado de las materias primas y productos.

Por otra parte el proyecto generaría los siguientes beneficios intangibles: eliminaría la dependencia de los mercados internacionales de STPP y disminuiría los stocks por parte de las empresas consumidoras.

### **RECOMENDACIONES**

- Dada la posibilidad que entren al mercado productos sustitutos del STPP, sería conveniente estudiar un plan de inversión que considerara la construcción de una planta de capacidad 50% inferior a la planteada, esto conllevaría a disminuir los tiempos muertos de operación debido al programa de producción descrito en el presente trabajo.
- Dependiendo del comportamiento del mercado, se estaría en condiciones de ampliar la capacidad instalada de la planta por medio de inversiones a partir del quinto año de operación.

# ANEXO

## PROCESO ACIDO FOSFORICO:

- **Proceso Térmico:**

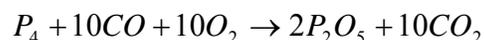
Se define como un proceso para obtener ácido fosforito a partir de roca fosfórica en un horno eléctrico. La roca es pretratada (sinterizada) y reducida en un horno a fósforo elemental por la acción del carbono y calor (fundido a 1300°C aprox.), en presencia de arena cuarzosa (fundente), liberando vapores de fósforo elemental. En este punto una gran parte de las impurezas se separan con la escoria.

Los gases del horno, de fósforo y monóxido de carbono son extraídos, transformando por oxidación el fósforo a pentóxido de fósforo ( $P_2O_5$ ) y el monóxido a dióxido, para luego pasar por una torre rellena en contracorriente con agua, donde se produce el ácido.

El  $H_3PO_4$  es purificado del arsénico por acción del sulfuro de hidrogeno. También se le agrega ácido sulfúrico ( $H_2SO_4$ ) para precipitar el sulfato de calcio e inhibir la acción corrosiva del ácido fosforito. Estas impurezas y cualquier otro material en suspensión son removidos durante el paso a través de un filtro de arena.

El rendimiento global sobre el fosfato de calcio contenido en la roca es de 90%, aproximadamente.

Reacciones del Proceso:



Reacción Global:



Rendimiento: 87 – 92%

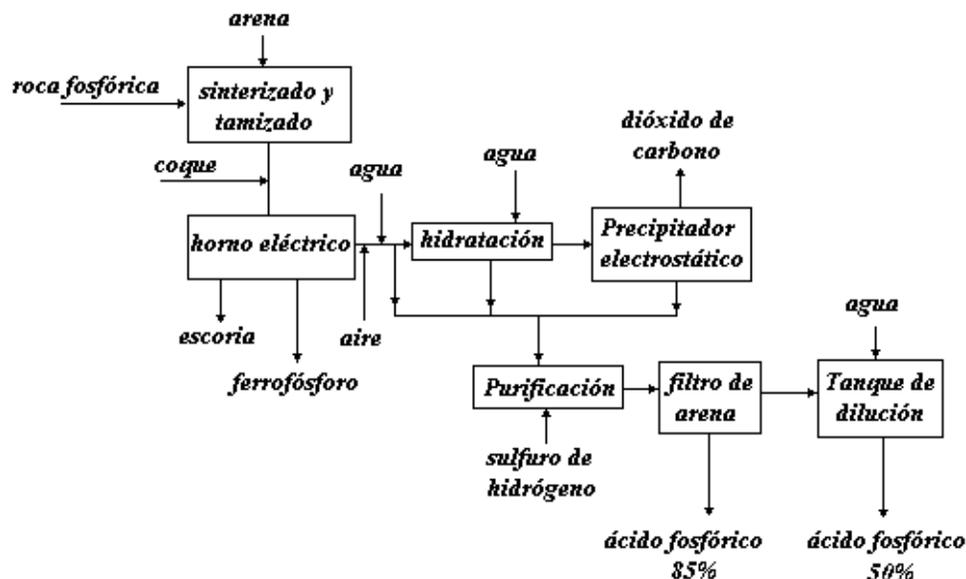


Fig. A. 1: Diagrama de bloque del Proceso Térmico para la obtención de Ácido Fosfórico

Materiales y Requerimientos utilizados:

Sobre la base de producir 1 tonelada métrica de ácido fosforito (100%) + 2,3 toneladas métricas de escoria

.- Roca Fosfórica	2,5(ton)
.- Arena (cuarzosa)	1,0(ton)
.- Carbono granulado (coke)	0,44(ton)
.- Consumo electrodo de carbono	7-10(kg)
.- Aire (mínimo)	4100(m <sup>3</sup> )
.- Electricidad	4500(kwh)
.- Agua	25-55(m <sup>3</sup> )

- **Proceso húmedo**

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

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

Inicialmente la roca fosfórica es molida. La roca con tamaño adecuado se mezcla en uno o múltiples tanques donde se hace reaccionar con ácido sulfúrico diluido y con suficiente ácido fosfórico que se recicla de etapas posteriores de filtración y lavado para producir una solución de 55% de ácido sulfúrico. En los tanques múltiples el ácido es recirculado manteniendo así la temperatura uniforme en los distintos reactores. En el fondo de los reactores se agita por medio de propulsores o turbinas de modo tal que la pulpa posea un buen mezclado y no se destruyan los cristales de sulfato de calcio ya formados. El calor de la reacción es removido por medio de aire frío o por un evaporador flash bajo vacío. En ambos casos el vapor de agua y las impurezas gaseosas son llevadas a un absorbedor donde el ácido fluosilícico ( $\text{H}_2\text{SiF}_6$ ) es recuperado rociando agua sobre los gases.

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

Si la temperatura fuera muy alta, anhidrita podría formarse y después hidratarse después y tapar las tuberías. La pulpa del digestor pasa a un filtro horizontal, rotatorio de vacío, donde el ácido fosfórico de 30 a 35% de  $\text{P}_2\text{O}_5$  es removido de la torta. Este tipo de filtro permite separar los licores por el lavado progresivo en platos incrementando la recuperación y minimizando la dilución. El polipropileno es la tela del filtro remendado. La torta de yeso se lava (dos o más veces) con agua residual y van a un estanque desde donde el agua se bombea de vuelta a la planta.

El ácido filtrado es evaporado hasta la concentración deseada, usualmente un 54% de  $\text{P}_2\text{O}_5$ . Evaporadores de circulación forzada provistos de intercambiadores de calor son los más comúnmente usados. El contenido de flúor en compuestos puede ser recobrado desde una cámara de condensado flash.

El proceso es el siguiente:

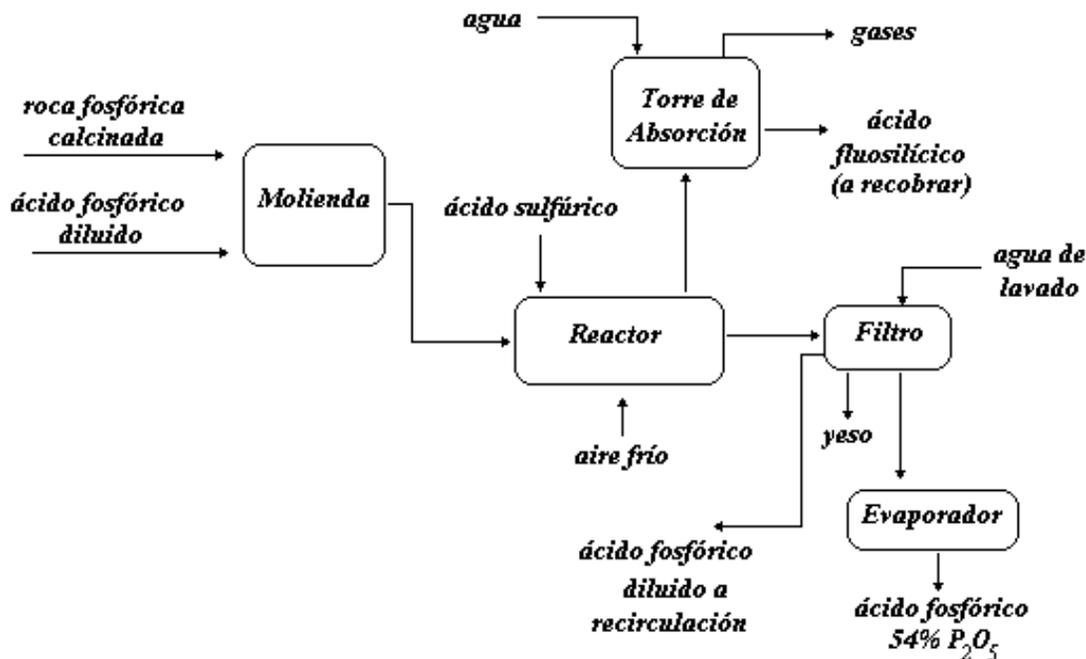
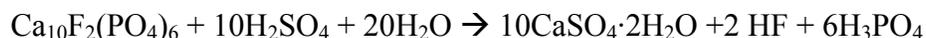
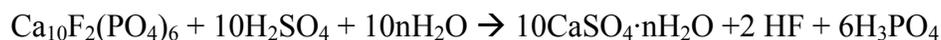


Figura A.2: Proceso de fabricación de ácido fosfórico por vía húmeda.

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



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



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

contrario lo más común es el uso de un solo reactor que permita ambas situaciones simultáneamente.

La roca fosfórica contiene un gran número de impurezas, lo que genera un gran número de reacciones paralelas a la principal. Muchas rocas contienen una relación  $\text{CaO}/\text{P}_2\text{O}_5$  mayor que el de la fluorapatita pura. Esto genera un mayor consumo de ácido sulfúrico formando mayor cantidad de sulfato de calcio. Además el HF formado, reacciona con la sílice y otras impurezas (Na, K, Mg y Al) generando fluosilicatos y otros compuestos más complejos. Según las condiciones de proceso y el tipo de roca empleada, es la fracción de estos compuestos generados que son volatilizados.

Materiales Requerimientos utilizados:

Base de una tonelada métrica de ácido fosfórico (54%  $\text{P}_2\text{O}_5$  o 75%  $\text{H}_3\text{PO}_4$ ) y aproximadamente 3 toneladas de yeso de desecho.

.- Roca Fosfórica (70% $\text{Ca}_3(\text{PO}_4)_2$ )	1,8(ton)
.- Acido Sulfúrico (94% $\text{H}_2\text{SO}_4$ )	1,7(ton)
.- Agua	55-60( $\text{m}^3$ )
.- Vapor	1,35(ton)
.- Electricidad	3000(kwh)

## **PROCESO SODA CAUSTICA**

El proceso electrolítico, consiste en hacer pasar un flujo de corriente continua a través del interior de una solución acuosa de cloruro de sodio, contenida en una celda electrolítica. Obteniéndose soda, cloro e hidrogeno. Estas celdas pueden ser de “diafragma” o de “cátodo de mercurio”, ambas se usan en la actualidad aunque las últimas están siendo retiradas por problemas de contaminación causados por el mercurio, y reemplazadas por las primeras. Hace 15 años, la tendencia era la contraria.

Los principales usos de la soda son:

Productos químicos orgánicos	39 %
Pulpa y papel	15 %
Productos químicos inorgánicos	11 %
Aluminio	7 %
Textiles y rayón	7 %
Petróleo	6 %
Jabones y detergentes	4 %
Otros usos	11 %

La soda y el cloro son co-productos, producidos en la razón dada por el proceso electrolítico. El principal problema para los productores es mantener la demanda balanceada, ya que ninguno de los dos puede ser almacenado económicamente por largos periodos.

La industria de cloro-soda, como se le denomina, requiere una gran inversión y considerable consumo de energía.

- **Celdas de Cátodo de Mercurio**

Para este proceso, sal sólida y agua forman una salmuera saturada, la cual es pasada a los estanques de purificación, donde es tratada para remover las impurezas. En seguida es calentada e ingresa a la celda electrolítica.

En la celda, el mercurio es el cátodo donde el sodio se deposita como una amalgama y el cloro burbujea en los ánodos de grafito.

En otro compartimiento contiguo la amalgama se descompone con agua, para producir hidrogeno y una solución muy pura de soda al 50%.

La salmuera con un 26% en cloruro de sodio, solo se reduce a 22% al pasar por la celda. Por lo que a la salida es acidificada y desgasificada en vacío, soplando aire en contracorriente en una torre de pulverización. Además se destruyen las trazas de cloro y clorato, se neutraliza, y se vuelve a concentrar al 26% para ser usada.

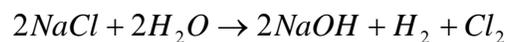
El alto grado de pureza de la soda resultante, le confiere las características de “tipo rayon”.

- **Celdas de Diafragma**

El proceso es similar y su diferencia estriba en la configuración interna. Estas celdas contienen un diafragma de asbesto que separa el compartimiento anódico del catódico. La salmuera fluye por el interior del compartimiento anódico, donde el cloro burbujea en los poros del ánodo de grafito. Los cationes difunden a través del diafragma al compartimiento catódico para formar hidróxido de sodio e hidrogeno al reaccionar con agua. En la celda se descompone cerca del 50% de la salmuera dando una solución de soda entre 10 y 12%, mezclada con cloruro de sodio. Este licor débil se carga en evaporadores múltiples para dar una solución al 50%.

Finalmente, las soluciones al 50% grado estándar o muy puro, se pueden pasar a un evaporador de simple efecto y obtener una solución al 73%, la que se puede comercializar como tal, fundida o en escamas.

Reacción del Proceso:



Eficiencia de corriente (rendimiento): 95 – 97%

Materiales y Requerimientos utilizados:

---

Base: 1 tonelada métrica de hidróxido de sodio (99%) + 885(kg) de cloro + 275(m<sup>3</sup>)  
(25 kg) de hidrogeno.

.- Cloruro de sodio (sal común)	1,5(ton)
.- Carbonato de sodio (58%)	25(kg)
.- Acido Sulfúrico (98%)	100(kg)
.- Vapor	10(ton)
.- Electricidad	2750(kwh)
.- Agua de refrigeración	0,9(ton)