

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA



BREVE ESTUDIO SOBRE EL CONTROL Y  
PREVENCION DE LA CONTAMINACION DE  
AGUAS Y EFLUENTES INDUSTRIALES  
USADOS EN UN COMPLEJO PRODUCTOR  
DE FERTILIZANTES FOSFATADOS.

T E S I S

Que Para Obtener el Título de

INGENIERO QUIMICO

P r e s e n t a

NICOLAS BARRERA TENORIO

México, D. F.

1978



Universidad Nacional  
Autónoma de México



**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

**DERECHOS RESERVADOS ©**  
**PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

Mt 52



JURADO ASIGNADO ORIGINALMENTE SEGUN EL TEMA

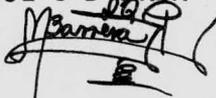
PRESIDENTE	PROF. JORGE SPAMER GARCIA CONDE
VOCAL	PROFA. ALICIA BENITEZ DE ALTAMIRANO
SECRETARIO	PROF. GUILLERMO ALCAYDE LACORTE
1er SUPLENTE	PROFA. MERCEDES MEIJUEIRO MORASINI
2o. SUPLENTE	PROFA. MARTHA RODRIGUEZ PEREZ

Sitio donde se desarrolló el Tema

U.N.A.M. Y COMPLEJO INDUSTRIAL DE PAJARITOS, VER.

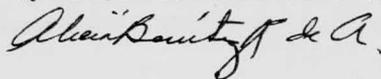
Sustentante

NICOLAS BARRERA TENORIO



Asesor del Tema

QUIM. ALICIA BENITEZ DE ALTAMIRANO



**A MIS PADRES**

**Dario**

**y**

**Luz**

**Con inmenso cariño  
y agradecimiento**

**A MIS HERMANOS**

**M.V.Z. Yolanda Maricela**

**Miguel Angel**

**Salvador**

**Juan Antonio**

Al inolvidable recuerdo de quien fuera amor,  
comprensión y dulzura.

María Valdepeña de T. e. p. d.

A Albina Ocampo  
Con toda dulzura.

Asela Carlón M.  
Con amor.

A mis amigos

A mi Asesor  
Q. Alicia Benitez de A.

A ti

## CONTENIDO

- I. - INTRODUCCION
  - a) Objetivos
- II. - TIPOS DE EFLUENTES USADOS
  - a) Procedencia
  - b) Tratamiento Previo
  - c) Usos
- III. - CONSUMOS
  - a) Agua de procesos
  - b) Agua de la laguna
- IV. - DIAGRAMAS DE FLUJO
- V. - BALANCES DE MATERIA
- VI. - ANALISIS DE PUNTOS DE ALTA CONTAMINACION
  - a) Localización
  - b) Prevención
  - c) Alternativa de Control
- VII. - RECUPERACION
- VIII. - CONCLUSIONES
- IX. - BIBLIOGRAFIA

## I. - INTRODUCCION

## O B J E T I V O S

Primer objetivo. - Recalcar en forma determinante las consecuencias que tiene tanto a nivel nacional como a nivel mundial la contaminación del agua, y el denunciar publicamente el poco interés que se ha brindado a tan alarmante problema.

Dado que el complejo industrial en Coatzacoalcos, Ver. contamina el agua de la región, el estudio que se realiza está enfocado principalmente a la conservación de la flora y la fauna de la región, teniendo como punto fundamental, la preservación del medio ambiente y algo que es lo más importante, "la vida y el bienestar de los seres humanos".

Segundo objetivo. - Analizar los puntos de alta contaminación del complejo en cuestión buscando motivos y causas de tal problema.

Tercer objetivo. - Proponer soluciones posibles y adecuadas al respecto, para que se efectúen.

Cuarto objetivo. - Basados en las soluciones del tercer objetivo, proponer la eliminación de la contaminación existente en el -

complejo actualmente.

Lo importante en estos momentos es detener la contaminación, y más aún tratar de prevenirla, porque no tiene interés alguno, como ha sucedido hasta la fecha, todos los estudios realizados y que indican cuanta contaminación existe, si nadie hace nada por resolver el problema.

Debe reconocerse que no todo lo que espontáneamente brinda la naturaleza concuerda con lo que el hombre necesita. La humanidad se ha dedicado durante siglos a cultivar la tierra y a proporcionar el desarrollo de especies animales buscando siempre al máximo lo provechoso para el ser, aunque ello implique sembrar trigo o arroz en donde antes había maleza o se tenían que desterrar mosquitos y serpientes para establecer ganado. La misma construcción de presas y carreteras, la urbanización, la creación de industrias, etc., constituyen modificaciones constantes del medio ambiente para que éste se ajuste más a las necesidades humanas.

El progreso humano basado en la tecnología existente, trajo como consecuencia los problemas de contaminación. La contaminación es un tema que ha generado una atención muy especial en casi todas las partes del mundo; México, participa en esta inquietud y conforme el problema se agrava, aumenta la atención,

la selección y el estudio de acciones conducentes hacia soluciones adecuadas.

Una de las dificultades principales que se presenta para lograr un entendimiento claro sobre cómo estructurar un programa integral para definir, controlar y prevenir la contaminación del agua deriva del hecho de que el criterio para definir y atacar el problema varía de un lugar específico a otro diferente, con puntos de vista que oscilan de un extremo a otro.

La complejidad de este problema salta a la vista al revisar brevemente las etapas involucradas en la solución de la contaminación del agua. Enseguida se enumeran concisamente las etapas que se consideran básicas para la resolución de tal problema.

- a) Identificación de las causas: Es en general la que ha sido más ampliamente definida, ya que incluye la identificación de grupos variables que interaccionan para producir la contaminación del agua.
- b) Cuantificación de variables: Requiere de un grado mayor de organización, inversión y tecnología propia para tal problema.

- c) Dinámica. - Analiza las dinámicas involucradas y presenta una dificultad mayor ya que requiere de evaluaciones - cuantitativas precisas referentes a la gravedad de los defectos causados por la contaminación como resultado de las dinámicas de crecimiento de los parámetros de interacción independientes.
- d) Calidad del agua: Se ocupa de determinar el grado de limpieza deseado, la magnitud de inversión que debe ser erogada, el ajuste o cambio en las tasas de crecimiento de los parámetros tales como población, crecimiento industrial, etc., y sobre todo a qué grado de contaminación se desea comprometer económicamente para lograr el nivel de limpieza deseado.

Todas las etapas mencionadas son cruciales y deberá definirse ampliamente antes de que cualquier plan, organización o programa de prevención y control tenga un resultado exitoso.

El complejo problema de la contaminación, ha trascendido en todos los ámbitos de la sociedad. El hombre se ha percatado finalmente que el medio ambiente que lo rodea es finito. El nivel deseado en nuestra época demanda de más centro de trabajo, nuevas tecnologías y mejores áreas humanas, las cuales generan

como residuos, los niveles correspondientes de contaminación. Para evaluar esto en forma precisa se debe considerar la contaminación en general como un resultado de la dinámica de un sistema integral. Tal punto de vista puede ser útil para planear un programa de control y prevención de la contaminación a largo plazo.

Dado que el ambiente del planeta es finito, el crecimiento material no puede continuar indefinidamente; aunque esto parece sencillo de entender, las consecuencias ofrecen un desafío sin precedentes a la humanidad. El crecimiento explosivo de la población, el aumento de grandes concentraciones de gente en áreas urbanas relativamente pequeñas y la demanda para aumentar los niveles de vida, fuerzan el avance tecnológico impresionantemente; todo esto ha destruído el balance del medio ambiente en varios aspectos, o sea que la relación del hombre a su ambiente ha sido afectado por la generación de contaminación a tasas mayores que aquellas que pueden manejar la capacidad natural de absorción del mundo.

Si se acepta la responsabilidad de proporcionar una administración efectiva se debe estar conciente de perspectivas a lo largo de un plazo determinado, asociadas con el efecto de la dinámica involucrada en un sistema integral que para lograrlo se tienen -

también varias opciones a corto plazo. Una de ellas es analizar en un sistema global el orden de magnitud de los valores alcanzados por las variables tales como, grado de contaminación, calidad de vida y utilización de recursos naturales.

Actualmente se ha celebrado una reglamentación del agua, lograda mediante una investigación de los reglamentos ya existentes bajo los auspicios de un grupo de mexicanos. Se solicitó información a muchos países e instituciones extranjeras, basándose en estas investigaciones y en las disposiciones sostenidas con una gran cantidad de científicos, técnicos y un grupo del sector empresarial, y finalmente se propuso lo siguiente:

1. - Los contaminantes que causen condiciones tales que impliquen riesgos para la vida y la salud de los seres humanos, de los animales y de las plantas, tienen que evitarse. Por otra parte, si los seres viven y se desarrollan saludablemente en un determinado lugar bajo ciertas condiciones ambientales, debe admitirse que vivirán y se desarrollarán igualmente bien amoldándose a las mismas condiciones ambientales en cualquier otro lugar.
2. - Es aconsejable especificar algunas normas primarias que deben satisfacer todos los efluentes. Estas especificaciones primarias han de ser suficientemente amplias para evitar

gastos e inversiones innecesarias; como se ve en la tabla I.

3. - Debe haber otras especificaciones complementarias para los afluentes, los cuales deberá ser obligatorios solamente para aquellos que causen un problema en particular. Estas especificaciones complementarias deberán fijarse tomando en consideración lo siguiente:

3:a) La naturaleza de los grupos receptores según se muestra en las tablas II y III. La tabla II enlista los cuerpos receptores que finalmente son sugeridos por el grupo industrial y da también los valores de los parámetros, mismos que deben conservarse para no deteriorar la calidad del agua. En general los parámetros que aparecen en la tabla II corresponden a los de máxima tolerancia especificados en los reglamentos.

La tabla III muestra los límites de sustancias tóxicas. Esta lista contiene solamente aquellas sustancias cuyos efectos tóxicos han sido claramente establecidos dentro de los usos específicos de las aguas. En esta tabla, los números corresponden también a los de máxima tolerancia.

3:b) La autopurificación o capacidad asimilativa de los cuerpos receptores para la acción física y química de los agentes naturales.

- 3:c) La dilución de los afluentes al descargar en el cuerpo receptor.
- 3:d) Al valorizar los contaminantes con que contribuyen - los distintos usuarios del agua, la cantidad que estos reciben en sus influentes debe ser deducida de la cantidad que desechan en sus afluentes.

4. - Deben formarse comisiones locales, para aconsejar y cooperar en todos los estudios relativos a las especificaciones complementarias de su zona.

Dada la naturaleza compleja de los estudios, dichas comisiones deben integrarse con representantes de las autoridades federales y locales, así como con miembros de los grupos industriales, del Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología y de otros sectores relacionados a dicho estudio,

5. - Los drenajes municipales deben mantener este nombre hasta el punto en donde su agua sea tomada para un uso específico. Después de este punto deben considerarse como cuerpos receptores.

TABLA I

ESPECIFICACIONES PRIMARIAS PARA TODOS LOS ÉFLUENTES	
pH:	4 a 11
MATERIAL FLOTANTE	Ausencia de materiales que sean retenidos en mallas de 3mm. de claro libre.
SOLIDOS SEDIMENTABLES	Máximo 1.0 ml/l medido en cono IMHOFF después de una hora de asentamiento.
GRASAS Y ACEITES	Máximo 100 ppm libres o emulsionadas.

TABLA II

REQUISITOS DEL AGUA DE LOS CUERPOS RECEPTORES

Uso	pH	Max. Grasa y Aceite	Max. Sólidos Dis	Max. Turbiedad	Max. Color	Max. Olor y Sabor	Nitrógeno y Fósforo	Materia Flotante
			mg/l	UTJ	Escala Pt-Co			
1. - Serv. público requiriendo sólo - desinfección.	6.5-8.5	Ausente	1,000	10	20	Ausente	(10)	(11)
2. - Serv. público requiriendo floculación, sedimentación y desinfección	6.0-9.5	Película invisible	1,000	(7)	(8)	(9)	(10)	(11)
3. - Recreación con contacto y desarrollo fauna y flora acuática.	6.0-9.0	Película invisible	2,000	(7)	-	(7)	(10)	(11)
4. - Agricultura	6.0-9.5	100 ppm	Conductividad 3 mmohs/cm		-	-	(10)	(11)
5. - Industrial	5.0-9.5	-	-	-	-	-	-	(11)

Ver NOTAS

## NOTAS:

- (1) Número más probable.
- (2) Variación de temperatura sobre las condiciones naturales.
- (3) La cifra superior indica el promedio diario y la inferior, el mínimo.
- (4) No más del 10% de las muestras podrán exceder 2, 000 coll fecal/mes.
- (5) Promedio mensual 10, 000 coll. Nunca mayor que 20, 000.
- (6) Máximo 1, 000 para riego de hortalizas y frutas.
- (7) Sin cambio apreciable en las condiciones naturales.
- (8) El color debe poder eliminarse mediante coagulación.
- (9) El color y el sabor deben poder eliminarse por medio de coagulación, ventilación y/o desinfección.
- (10) No deben ocasionar proliferación de vida indeseable.
- (11) Ausencia de material retenido en agujeros cuadrados de 3 mm.

TABLA III

SUSTANCIAS TOXICAS					
Tolerancia máx.					
mg/l					
Uso del agua					
	1	2	3	4	5
Boro	-	-	-	2.0	-
Arsénico	0.05	0.05	1.0	5.0	5.0
Cadmio	0.01	0.01	0.1	-	-
Cromo hexavalente	0.05	0.05	0.1	5.0	5.0
Mercurio	0.005	0.005	0.01	-	-
Plomo	0.05	0.05	0.10	5.0	5.0
Selenio	0.01	0.01	0.05	0.05	0.05
Cianuro	0.20	0.20	0.02	-	-
Fenoles	0.001	0.001	1.00	-	-
Detergentes (verde azul de metileno)			3.0		
Extracto cloroformo	0.15	0.20	-	-	-
Activos al azul de metileno	0.50	0.50	-	-	-
<b>Pesticidas:</b>					
Aldrin	0.017	0.017			
Clordano	0.003	0.003			
D. D. T.	0.042	0.042			
Dieldrin	0.017	0.017			
Endrin	0.001	0.001			
Heptacoloro	0.018	0.018			
Lindano	0.056	0.056			
Metoxicloro	0.035	0.035			
Carbamatos	0.100	0.100			
Toxafeno	0.005	0.005			
				Pesticidas Totales	0.05
<b>Herbici das:</b>					
Totales	0.100	0.100			
Radioactivi dad	pc/l	pc/l			
Beta	1,000	1,000			
Radio-226	3	3			
Estroncio	10	10			

## II.- TIPOS DE EFLUENTES USADOS

- a) Procedencia
- b) Tratamiento previo
- c) Usos

El complejo al cual se hace referencia se encuentra localizado en la zona industrial de Coatzacoalco, Ver., el cual se encuentra a márgenes de una laguna y el río Coatzacoalcos el cual desemboca en el mar a unos 8 kilómetros del lugar mencionado. ✓

Lo que se ha observado es que la mayoría de empresarios de esta región para economizar al máximo el costo, descargan todos sus desperdicios en el río, el que según datos obtenidos está contaminado 1600 veces más que el estándar establecido. —

Dando con esto que la flora y fauna existente en este lugar tiende a desaparecer por el alto grado de contaminación.

Antes de enfocar el estudio de los tipos de efluentes, se hablará previamente de la integración del complejo industrial al cual se enfoca el presente estudio para tener una visión más general del problema.

El complejo industrial está constituido por: ✓

Dos plantas de ácido sulfúrico con capacidad total 3,200 T.M./d. ✕

FOSFORO

~~Una~~ Dos plantas de ácido fosfórico con capacidad de 1,200 TM/d como  $P_2O_5$ . X

Una planta de ~~superfosfato triple~~ *hidrodesaf de Naftas 25,000 BP* con capacidad de 880 TM/d.

~~Una~~ planta de purificación de ácido fosfórico con capacidad de 210 TM/d.

~~Una~~ planta de tratamiento de agua (la cual se usa para proporcionar servicios auxiliares para la operación).

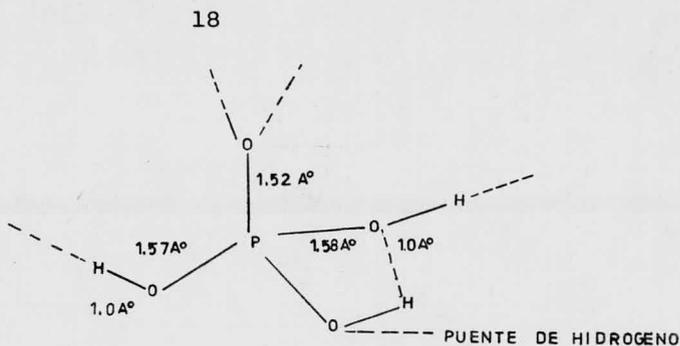
Cuenta también con subestación eléctrica con capacidad de 20,000 kva. -

Presa de almacenamiento de aguas de procesos y estación de bombeo. -

Red de agua contra incendios y sistemas de bombeo y conducción de agua de la laguna para enfriamiento.

~~Descripción~~ breve del proceso de fabricación de cada una de las plantas, y como información general se hace referencia a lo siguiente: ✓

~~La~~ estructura del ácido fosfórico ha sido estudiada por difracción de rayos X, espectroscopía y otros, con lo cual se ha llegado a la conclusión de que las moléculas del ácido fosfórico están unidas por un complicado sistema de puentes de hidrógeno el cual se muestra en la siguiente figura. ✓



El puente de hidrógeno ocurre de diferente manera dependiendo de la concentración del ácido.

En el ácido anhídrido tres de los átomos de oxígeno del grupo  $\text{PO}_4^{\ominus}$  están unidos a átomos de hidrógeno, los cuales forman el puente de hidrógeno uniendo a los oxígenos de otros grupos  $\text{PO}_4^{\ominus}$ .

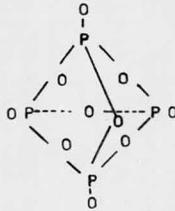
En una solución conteniendo el 85% de  $\text{H}_3\text{PO}_4$  el ion fosfato está unido si por un puente de hidrógeno.

En soluciones más diluidas (54% de  $\text{H}_3\text{PO}_4$ ), los iones fosfatos  $\text{PO}_4^{\ominus}$  están entrelazadas con las uniones del hidrógeno del agua.

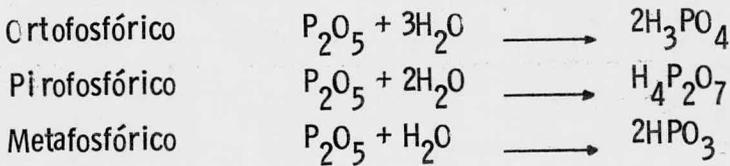
En los siguientes capítulos se hace mención del  $\text{P}_2\text{O}_5$  que normalmente se le conoce como pentóxido de fósforo, anhídrido

fosfórico u óxido fosfórico, esta formado por cristales monoclinicos blancos.

Su correcta estructura es la siguiente:



Note que la fórmula es  $P_4O_{10}$  pero que a nivel industrial y laboratorio se le denomina como  $P_2O_5$ . Es soluble en agua y forma fácilmente 3 clases de ácido:

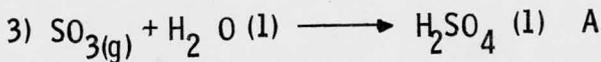
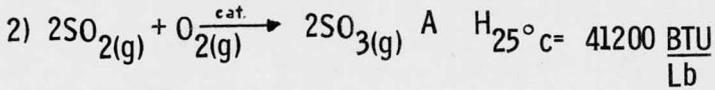
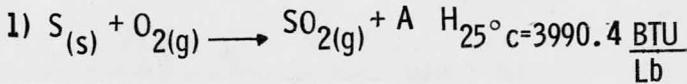


Se vende a nivel industrial a una concentración de 60-65% de  $P_2O_5$ .

### PROCESOS DE FABRICACION

Acido sulfúrico - El método usado en la fabricación de ácido sulfúrico es usualmente el método de contacto y consiste --

fundamentalmente en tres reacciones principales:



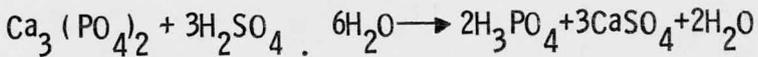
La primera reacción explica la combustión del azufre para formar dióxido de azufre.

La segunda indica la conversión a trióxido de azufre por medio de oxidación catalítica con pentóxido de vanadio.

La tercera reacción indica la absorción del trióxido en agua para finalmente obtener ácido sulfúrico concentrado en torres de absorción, después de ser diluido hasta 93/95% y enfriado se envía a tanques de almacenamiento.

La planta está diseñada para ser autosuficiente en sus requerimientos de energía, utilizando para este efecto, el calor generado en las diferentes etapas del proceso. El vapor excedente se consume principalmente en la concentración del ácido sulfúrico.

Acido fosfórico. - La fabricación de ácido fosfórico por vía húmeda, utiliza el proceso Prayon, básicamente el proceso consiste en la transformación de fosfato tricalcico contenido en la roca fosfórica, en ácido fosfórico y sulfato de calcio, - mediante la reacción de la roca con ácido sulfúrico.



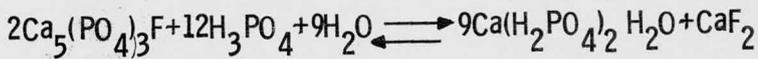
La primera etapa del proceso es la pulverización de la roca fosfórica en molinos de bola hasta obtener una finura tal que facilite la reacción de la roca con el ácido sulfúrico. La reacción se efectúa en un tre formado por 8 reactores agitados, controlando temperatura mediante la evaporación parcial de agua en un enfriador. El Producto de la reacción se envía a un filtro de "charolas" horizontal rotatorio donde se separa el sulfato de calcio (yeso) del ácido fosfórico.

El ácido fosfórico es concentrado hasta 54% (NO) y posteriormente es clarificado por cristalización y centrifugación. Los lodos producidos en esta última etapa, cuando se trata de ácido producido con roca IMC, son enviados a la Planta de superfosfato triple, cuando se trata de ácido proveniente de roca del tipo TGS, los lodos se retornan al sistema de reacción.

Actualmente se esta utilizando rocas de Marruecos (OCP) en

substitución de la roca TGS.

Superfosfato triple granulado. - La fabricación del superfosfato, utiliza el proceso Dorr Oliver y consiste fundamentalmente en la conversión del fosfato tricálcico de la roca fosfórica - en fosfato monocálcico monohidratado mediante la reacción con ácido fosfórico de 40% de  $P_2O_5$ .



La roca de alta concentración, previamente molida, es atacada con ácido fosfórico en dos reactores agitados. El producto de la reacción es alimentada a un granulador donde se mezcla con producto fino reciclado para hacerlo crecer y formar redondos y duros. El material sale del granulador como una masa húmeda y pasa a un secador rotatorio para eliminar la humedad y completar la reacción de conversión.

El material que deja el secador es clasificado, enviando el producto de tamaño adecuado al almacén y los gruesos son reducidos de tamaño en molinos de cadena y recirculados, junto con los finos, al granulador.

El producto obtenido debe tener 46% de  $P_2O_5$  asimilables por las plantas.

Planta de purificación de ácido. - El proceso que se utiliza para la purificación del ácido fosfórico en esta planta, fué desarrollada por Israel Hining Industries y consiste en la extracción a baja temperatura con disolvente selectivo del ácido fosfórico.

La primera etapa del proceso consiste en mezclar éterisopropílico con ácido fosfórico de 54% libre de materia orgánica a una temperatura de 0°C. La mezcla pasa a un separador líquido, obteniéndose un extracto de ácido fosfórico con bajo contenido impurezas. La fase acuosa se separa en el fondo del separador junto con la mayor parte de las impurezas una pequeña parte de disolvente y aproximadamente 40% del  $P_2O_5$  alimentado.

La segunda etapa del proceso, consiste en separar parcialmente el disolvente mediante la elevación de temperatura del extracto, regresando el disolvente separado a la sección de extracción.

La tercera etapa consiste en un lavado a contracorriente del ácido de la segunda etapa con ácido purificado. El ácido así tratado se envía a la sección de ácido y el ácido contaminado retorna a la sección de extracción.

En la sección de separación de ácido se elimina el éter remanente

mediante la extracción del ácido con agua caliente.

El ácido liberado es despojado del éter residual en torres de platos operando al vacío y con arrastre de vapor, posteriormente el ácido es concentrado hasta 60% de  $P_2O_5$  y es enviado al almacén.

El ácido residual proveniente de extracción, es despojado del éter residual, a una concentración de 40% y enviado a la planta de ácido fosfórico y/o a la planta de superfosfato triple.

El éter isopropílico separado en cada una de las etapas enunciadas, es recirculado a la sección de extracción.

La planta está equipada con un sistema de inyección de gas inerte en todos los recipientes y equipos que contienen o manejan éter isopropílico.

En seguida se hace referencia a los tipos de efluentes procedencia y usos. El agua de proceso empleada en el complejo industrial proviene de la planta de tratamiento de aguas y la fuente que suministra el agua que se procesa en dicha planta es conocida como arroyo Teapa, localizada fuera de los límites del complejo.

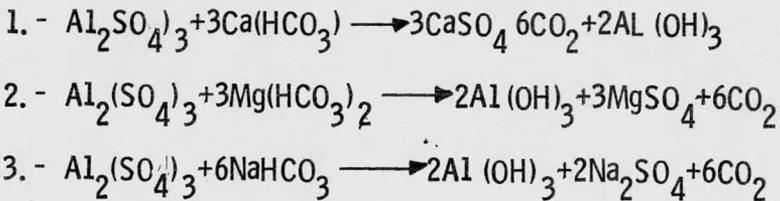
Para la recolección de agua en el arroyo Teapa, se cuenta con una represa instalada en el mismo, que comunica con las fosas de succión de las bombas de transferencia. Esta fosa esta protegida por una malla que impide el paso a la misma de ramas y basura que arrastra el arroyo.

Para la transferencia de agua cruda a la planta se cuenta con tres bombas verticales con motor eléctrico de 3,500 l/min. de capacidad. Normalmente se opera con dos bombas y una sirve de reposo.

El agua que se bombea recibe aquí su primer tratamiento químico que consiste en la inyección de cloro líquido, con el fin de eliminar las bacterias. La dosificación debe ser estrictamente controlada en un intervalo de tres a cinco ppm, como cloro libre o residual en el agua bombeando a la planta, ya que sobre dosificaciones originarían corrosión por ataque químico en bombas y líneas de transferencia.

El proceso utilizado para obtener agua de proceso, conocido como tratamiento en frío consiste esencialmente en la eliminación de la materia en suspensión (turbiedad) mediante un coagulante, en este caso sulfato de aluminio.

En general el proceso consiste en la formación de hidróxidos de aluminio que precipita en forma de flóculo, absorbiendo la materia suspendida, clarificando así el agua. Las reacciones de coagulación que se efectúan mediante la clasificación del agua pueden escribirse en forma simple:



Aunque las reacciones son muy simples, la coagulación es un fenómeno más complejo.

El precipitado tiene la característica de poseer cargas eléctricas positivas lo cual hace que se repelan unos a otros. La neutralización de estas cargas positivas por iones negativos tales como cloruros y sulfatos presentes en el agua, originan la formación de precipitados gelatinosos de gran volumen en la materia suspendida, es así como los microorganismos son absorbidos por los flóculos gelatinosos precipitándose más rápidamente.

El sulfato de aluminio es aplicable en forma óptima como coagulante en un rango de pH de 5.5 a 8.0, además del pH otros factores importantes son:

1. - Presencia de una mínima cantidad de iones aluminio forman un flóculo insoluble.
2. - Presencia de iones tales como sulfatos y cloruros.

Como el flóculo formado por el sulfato de aluminio es muy pequeño, normalmente, se utiliza como ayuda un coagulante (C-235) orgánico en pequeñas dosificaciones que hacen "crecer" el flóculo asentándose con mayor rapidez.

Descripción del proceso:

Los factores mas importantes para que se realice una buena clarificación del agua son:

- a). - Dosificación adecuada de sulfato de aluminio. Para lograr una buena dosificación es necesario efectuar pruebas de flóculación a escala laboratorio. Estas pruebas conocidas como pruebas de jarras consisten en comparar, diferentes dosificaciones y seleccionar la óptima en cuanto se refiere a:
  1. - Formación del flóculo (cantidad).
  2. - Tamaño del flóculo.
  3. - Asentamiento del flóculo (tiempo).
  4. - Turbiedad del agua en ppm.

El procedimiento para efectuar las pruebas de jarra es:

1. - Colocar un agitador múltiple, seis muestras de agua cruda todas iguales en volúmen.
2. - Dosificar a cada muestra una diferente cantidad de aluminio y coagulante, lo mas rapidamente posible.
3. - Agitar a cincuenta rpm, durante 5 minutos. En este tiempo debe observarse la formación del flóculo.
4. - Agitar a 20 rpm., durante 10 minutos, Durante los previos 5 minutos se observa el tamaño del flóculo y al final del tiempo indicado en esta prueba se observa la turbiedad o flóculo suspendido.
5. - Esperar tres minutos sin agitar y observar el asentamiento del flóculo.

Con estas pruebas de jarra se simula la operación de los equipos comunmente utilizados para clarificar el agua (en este caso el floculador) por lo que los resultados obtenidos son altamente satisfactorios, ajustándose a las necesidades reales a nivel planta.

- b). - Homegenización de reactivos. - Para obtener una formación óptima del flóculo es de vital importancia la homegenización del sulfato de aluminio y del coagulante ayuda, en el agua a tratar.

- c). - Purgas de lodos. - El control de nivel de lodos (flóculo asentador) en el equipo utilizado para la clarificación del agua, es de vital importancia ya que este nivel nos sirve como medio filtrante que atrapa al flóculo pequeño formado.
- d). - Cloración del agua: - La cloración del agua además de eliminar la materia orgánica ayuda a neutralizar las cargas positivas del hidróxido de aluminio, haciendo que el flóculo sea voluminoso y pesado.

#### Descripción del proceso:

El caudal de agua cruda que se alimenta a la planta es controlado mediante una válvula de control la cual esta dispuesta de tal manera que cuando cierra deja pasar un flujo mínimo de 1,000 l/min., para evitar sobrepresión en la línea.

Para efectuar la clarificación del agua es necesario dosificar los reactivos de acuerdo a los resultados obtenidos en pruebas de jarra, el sistema con que se cuenta permite hacer dosificación de los reactivos en forma automática a cualquier capacidad.

El agua cruda ya con reactivos, entra por la parte central del floculador a una sección cilíndrica, la cual tiene por objeto -

homogenizar el agua con los reactivos que se han inyectado; para que la homogenización sea efectiva, se cuenta con una bomba de vacío. Para efectuar el vacío, se tienden dos válvulas de mariposa las cuales se abren y cierran mediante un émbolo, al abrir la válvula se rompe el vacío y la columna del agua, provoca una turbulencia que homogeniza el agua.

Una vez que se han homogenizado los reactivos, pasan al fondo del floculador en donde se encuentran unas láminas de "dos aguas" que tienen por objeto eliminar la turbulencia. En este punto es donde se lleva a cabo la formación del flóculo el cual va formando un colchón de lodos que servirá para la nueva formación de flóculos y como medio filtrante para los flóculos pequeños.

Una vez que el agua ha pasado a través de los lodos, llega a una sección en donde se colecta el agua clarificada, aunque contiene una pequeña cantidad de flóculos que no ha sido posible asentar; el agua colectada llega a un canal, el cual llevará el agua a los filtros de arena (filtros azules).

El agua proveniente del floculador pasa a los 5 filtros de arena en donde se eliminarán todos los pequeños flóculos que no se hayan asentado en el floculador.

El agua ya filtrada en los filtros aquazur y almacenada en la cisterna de los mismos, es bombeada mediante un sistema de tres bombas, de una capacidad de 3,500 l/min. a una presión de  $6.5 \text{ Kg/cm}^2$ , a todas las plantas del complejo para su uso como agua de proceso.

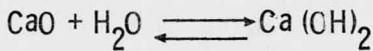
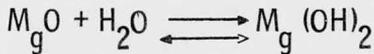
Después del tratamiento en frío, el agua de proceso debe tener un máximo de 1 ppm de turbiedad. Las dosificaciones de reactivos utilizados para obtener estos resultados son aproximadamente de 35-40 ppm de sulfato de aluminio y 0.5 ppm de coagulante.

El análisis promedio en ppm que presenta el agua de proceso es de:

	Min.	Máx.	Unid.	Min.	Máx.	Unid.
pH	4.4	6.6				
Alcalinidad F.	0	0	ppm	0.0	0.0	epm
Alcalinidad M	0	20	ppm	0.0	0.32	epm
Dureza de calcio	6	42	ppm	0.12	0.84	epm
Dureza total	12	72	ppm	0.24	1.44	epm
Silice	4	22	ppm	0.26	1.46	epm
Turbiedad	0	1	ppm	0.0	—	epm
Cloruros	28	106	ppm	0.80	3.02	epm

Parte del agua de proceso (1050 l/min.) es utilizada en la producción de agua de calderas. Este flujo es alimentado primeramente al reactor en caliente (termocirculador) don de mediante tratamiento con óxido de magnesio (MgO) y cal (CaO) a temperatura de 96-105° C, se le disminuye el contenido de silice (SiO<sub>2</sub>) hasta un valor máximo de 3 ppm.

El mecanismo de la remoción de silice consiste en la absorción de ésta mediante hidróxido de magnesio, formado a partir del óxido de magnesio en presencia del agua y cal. Las reacciones que se efectúan son:

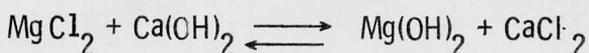
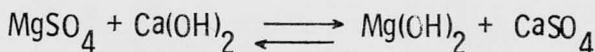
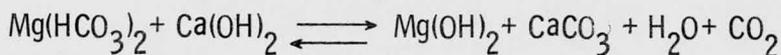


La presencia de óxido de cal que forma el hidróxido asegura la formación del Mg(OH)<sub>2</sub>, además de que permite mantener el pH en los límites requeridos (9.2- 10.2).

El hidróxido de magnesio, precipita en forma de flóculo arrastrando la silice y se deposita en el fondo del reactor en forma de lodo.

El hidróxido de calcio, además de asegurar la formación del

hidróxido de magnesio y controlar el pH sirve también para eliminar parte de la dureza contenida en el agua precipitándola como carbonato de calcio y produciendo hidróxido de magnesio. Las reacciones que se efectúan son:



Para controlar la adición de reactivos y asegurar la eliminación de sílice, se efectúan determinaciones de alcalinidades F y M manteniendo la relación 2F-M en un límite de 0 a 10, lo que asegura la formación del hidróxido de magnesio.

NOTA; F y M significan fenolftaleína y anaranjado de metilo respectivamente.

Teoría de la prueba:

Esta prueba está basada en la determinación del contenido alcalino de una muestra por titulación con una solución normal de ácido

En esta prueba, los puntos finales son tomados como puntos de cambio en el color de indicadores orgánicos. Estos presentan puntos definidos para los cuales la alcalinidad de la muestra ha sido reducida por la adición de solución normal de ácido.

**Técnica:**

1. - Mida 50 ml de muestra de agua a analizar en la probeta y transfíerala a la cacerola de porcelana.
2. - Adicione 4 ó 5 gotas de fenolftaleina.
3. - Si la muestra es un agua alcalina se tornará roja, si la muestra es agua cruda o natural permanecerá sin color.
4. - Empiece la adición de ácido N/50 de la bureta gota por gota, procurando agitación continua con la varilla, hasta que es alcanzado el punto en que una gota remueve la última traza de color y la muestra se vuelve incolora.
5. - Anote el número de ml. de ácido N/50 gastados en este punto como lectura F.
6. - Adicione a la misma muestra 4 gotas de indicador anaranjado de metilo. Si no se desarrolla un color rojo en la adición de fenolftaleina a la muestra original, la titulación puede empezar en este punto.
7. - Continúe adicionando ácido gota por gota hasta un cambio en el color de azul pálido a rosa salmón, anotar los ml. gastados como lectura M.

**Cálculos:**

$$\text{ppm de alcalinidad como } = \text{H}_2\text{SO}_4 \frac{\text{N}}{50} \frac{1.000}{\text{ml de muestra}}$$

Utilizando 50 ml de muestra los resultados se simplifican.

$$F = \text{ml de ácido } \frac{\text{N}}{50} \quad 20 \quad \text{y} \quad M = \text{ml de ácido } \frac{\text{N}}{50} \quad 20$$

Una observación que se hace es la siguiente:

La lectura de M siempre será mayor que la lectura F.

Los factores que afectan la remoción de sílice en el reactor son:

- a. - pH: - Se ha observado que cuando el pH disminuye de 9.1 la remoción se hace deficiente provocando con éste un uso excesivo de MgO; caso similar sucede cuando el pH sube de 10.3
- b. - Temperatura: - La temperatura óptima de remoción es -- 100°C en la zona de reacción del termocirculador. La remoción obtenida a tal temperatura alcanza valores de 95%.
- c. - Tiempo de retención: - El tiempo mínimo requerido para la formación del floculo y remoción de la sílice es de 60 minutos.
- d. - Recirculación de lodos: - Tiene por objeto la de actuar como "semilla" para la formación de nuevos floculos aprovechando al máximo los reactivos.

Este tratamiento se efectúa en el reactor en caliente, que es un depósito vertical de acero al carbón, cilíndrico y fondo en forma de cono.

Consta de:

1. - Zona de alimentación de agua y zona de reacción.
2. - Compartimiento de agua tratada.
3. - Compartimiento de agua de retrolavado.

El agua colectada es enviada por gravedad a los "filtros a presión".

La finalidad de los filtros a presión (5 unidades) es eliminar el floculo que haya sido eliminado en el reactor.

El medio filtrante es antracita de diferentes tamaños; soportada por una malla. El agua proveniente del reactor entra al filtro en donde se encuentra una charola de distribución de agua; el agua ya distribuida pasa por la antracita y sale por el fondo, uniéndose al cabezal de salida; este cabezal es la succión de las bombas de alimentación de agua a los suavizadores y deareador.

El agua después de filtrada es bombeada a los suavizadores (5 unidades) y al deareador. En los suavizadores, se les elimina la dureza de calcio y magnesio mediante una resina de intercambio iónico, instalada en cada suavizador, las reacciones que se efectúan pueden representarse de la siguiente manera:



Donde R es el radical de la resina. Esta resina (AMBERLITE IR-120) se encuentra en el ciclo sódico.

Cuando los centros de intercambio iónico de la resina se han agotado, la dureza ya no se remueve, por lo que se hace necesario llevar un control de la dureza total de la salida de cada suavizador. Cuando ésta sea mayor de 2 ppm., es necesario regenerar la resina.

La regeneración de la resina se efectúa mediante cloruro de sodio (sal) en solución. Los pasos a seguir en la regeneración son:

- a). - Desatascado.
- b). - Inyección de salmuera.
- c). - Enjuague lento.
- d). - Enjuague rápido
  - a). - El desatascado tiene por objeto aflojar la resina para para que la salmuera pase libremente a través de ella, y de esta manera se tenga un buen contacto entre la resina y la sal muera.
  - b). - La inyección de sal muera logra la regeneración del suavizador; intercambia los iones  $\text{Na}^+$  iones  $\text{Ca}^{++}$ ,

$Mg^{++}$ , etc., por la dureza acumulada en los centros activos de la resina.

El punto óptimo para el intercambio de iones en la resina es cuando la salmuera tiene una concentración del 10%.

- c). - El enjuague lento consiste en alimentar una pequeña cantidad de agua para que se reacomode la resina.
- d). - El enjuague rápido tiene como finalidad eliminar los cloruros que quedaron en la resina; para ésto se analiza constantemente el agua de salida del suavizador; el enjuague termina cuando el agua de salida tiene no mas de 20 ppm. de cloruros arriba de la alimentación de agua.

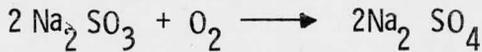
El agua que ha sido suavizada puede ser alimentada al deareador. Después de ser suavizada, el agua fluye al deareador a través de una línea aislada, entrando por la parte superior, siendo atomizada mediante un sistema de espreas con el fin de facilitar el calentamiento y deareación del agua.

La función del deareador es la de eliminar el contenido de oxígeno ( $O_2$ ) y de dióxido de carbono ( $CO_2$ ) que contiene el agua. El agua atomizada se pondrá en contacto con una corriente de vapor la que calentará el agua

a una temperatura de 108 a 110 grados centígrados; a esta temperatura los gases son insolubles en el agua, propiciando de esta manera la de reacción.

Para asegurarse de que todo el oxígeno disuelto en el agua ha sido expulsado, se adiciona el sistema sulfito de sodio anhidro, eliminando así cualquier traza de oxígeno (O<sub>2</sub>) o de dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>) que hubiera quedado. Del deareador, el agua es bombeada al domo de las calderas mediante dos bombas.

Reacción:



### Agua de la laguna

El agua salada empleada en el complejo industrial, proviene de una laguna próxima, localizada en la parte norte. Se utiliza para su distribución un sistema de bombeo formado por dos unidades en operación y una de espera.

El agua de la laguna empleada no recibe ningún tratamiento previo, ya que se utiliza principalmente para enfriamiento, condensación y lavado de gases en las diferentes áreas de operación.

El agua de la laguna es distribuida a las diferentes áreas de proceso por medio de un ramal principal.

### III.- CONSUMOS

- a) Agua de Procesos
- b) Agua de la Laguna

El flujo del agua de proceso se calcula en base a dos métodos principales.

I). - Flujo manejado por las bombas (5,450 l/min.)

II). - Balance de materiales.

	CONSUMO TOTAL l/min
Planta de tratamiento de agua	1,103.3
Planta de ácido sulfurico	837.3
Planta de ácido fosfórico	3,467.2
Planta de ácido fosfórico, grado técnico	50.8
Planta de superfosfato triple.	<u>78.2</u>
T o t a l :	5,536.8

Planta de tratamiento de aguas.

	Flujo Total l/min.	Consumo
Floculador		
Purga	5.8	5.8
Filtros aquazur. retrolavado		40.0
Termocirculador		925.0
Flujo alimentado de agua	848.0	
Vapor de calentamiento kg/min.	4.2	
Purga y muestreo en reactor		

	Flujo Total	Consumo
	l/min.	
Suavizadores y filtros		
Retrolavado de (flujo recalculado)	80.0	
Regeneración	0.7	
Enjuague (lento y rápido)	13.1	
Desaerador		
Flujo de agua alimentado	1,034.0	
Vapor de calentamiento (kg/min)	65.8	
Calderas auxiliares		
Flujo de agua alimentada	100.0	
Purga	10.0	
Enfriamiento de motores		66.7
Servicio de agua potable		60.0
Limpieza de áreas		<u>5.8</u>
Total :		1,103.3 l/min.
Planta de ácido sulfúrico. <del>X</del>		
Dilución de ácido sulfúrico		
Agua alimentada en "T" de mezcla		29.7
Torre de secado		
Agua alimentada		80.0
Torre de enfriamiento		
Agua de proceso de repuesto		576.0
(746-140-30)		

	Flujo Total l/min.	Consumos l/min.
Turbina		
Agua de enfriamiento de aceite		140.0
Lavado de área		11.6
Sistema de generación de vapor		
Agua alimentada	930.0	
Purga	93.0	_____
<b>Total:</b>		<b>837.3 l/min.</b>
		Consumos l/min.
Planta de ácido fosfórico.		
Molinos de roca fosfórica		
Agua de enfriamiento de aceite		30.0
Filtros prayon (Norte y Sur)		
Agua de lavado de torta		750.0
Agua de lavado de mallas		923.0
Sistema de vacío		
Agua para bombas nash		480.0
Limpieza de área		101.2
Centrífuga de canasta		
Agua de fluidización de lodos		60.0
Agua de enfriamiento de centrifugas		15.0
Centrífugas de toberas		
Agua de tanque cabeza		1.0
Evaporación		
Lavado de evaporadoras		70.0

	Consumos l/min.
Enfriadores espiral de producto	
Agua de enfriamiento	100.0
Enfriadores del sistema de añejamiento	
Agua de enfriamiento	525.0
Diluidor de ácido sulfúrico	
Agua de dilución	<u>412.0</u>
T o t a l :	3,407.2

Planta de ácido fosfórico grado técnico.

Sistema de aire acondicionado	10.0
Sistema de sello de bombas	15.0
Sistema de aire comprimido	10.0
Enfriamiento de éter isopropílico	10.0
Lavado de área	<u>5.8</u>
T o t a l :	50.8 l/min.

Planta de superfosfato triple.

Lavado de alabes del extractor	6.0
Enfriamiento del sistema neumático de transporte de roca	20.0
Lavado de área	<u>52.2</u>
T o t a l :	78.2 l/min.

El flujo de agua salada alimentada se calculó en base a dos métodos principales:

A) Flujo manejado por las bombas (43,800 l/min.)

B) Balance de materiales.

	Consumo Total l/min
Planta de ácido fosfórico	28,316
Planta de ácido fosfórico	13,106
Grado Técnico (AFGT)	
Planta de superfosfato triple (SFTG)	<u>1,900.0</u>
T o t a l :	43,322 l/min.

Planta de ácido fosfórico.

Resumen del consumo de agua salada en las diferentes unidades de operación.

	Consumo l/min.
Agua de fluidización de lodos	3,920
Condensadores del enfriador instantáneo	6,970
Lavadores de gases	990
Lavadores de gases de bombas nash	1,678
Dilutores de ácido sulfúrico agua de enfriamiento	2,160

	Consumo l/min.
Sistema de evaporación agua a condensadores	<u>12,598</u>
T o t a l :	28,316 l/min.

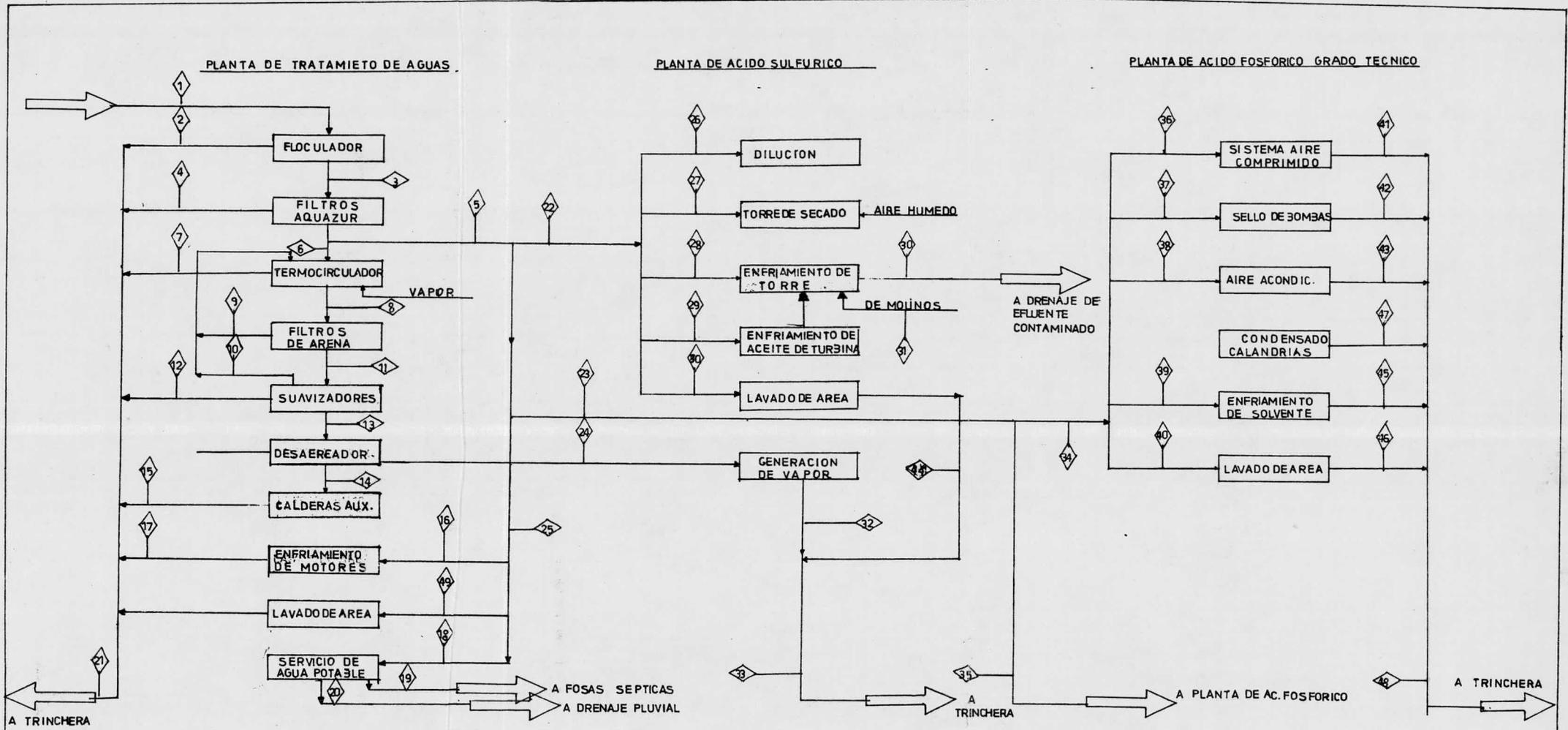
Planta de ácido fosfórico grado técnico.

Sistema de vacío de torres	330.0
Enfriamiento de producto	120.0
Sistema de refrigeración	10,859.0
Evaporación agua a condensador	567.0
Agua de enfriamiento de aceite de compresor	<u>230.0</u>
T o t a l :	13,106.0 l/min.

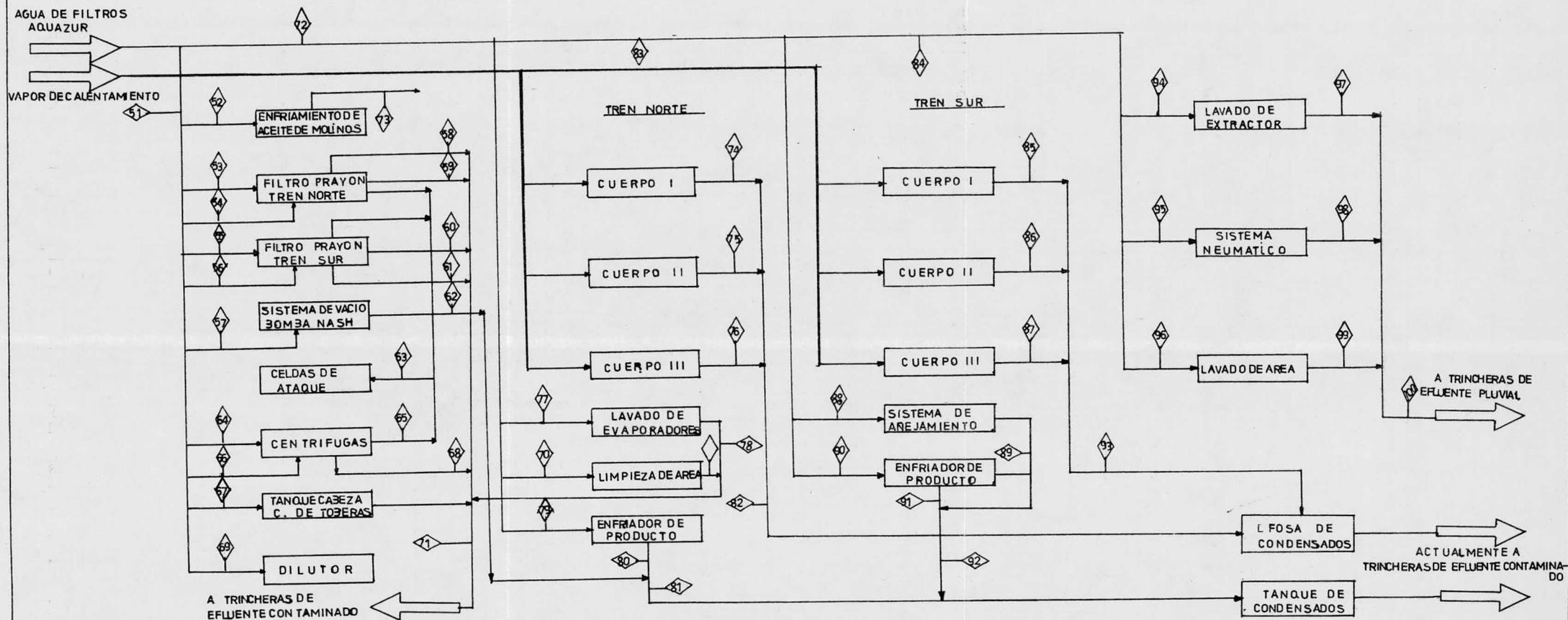
Planta de superfosfato triple.

Lavadores de humos	
Agua de lavado de gases	<u>1,900.0</u>
Total	1,900.0 l/min.

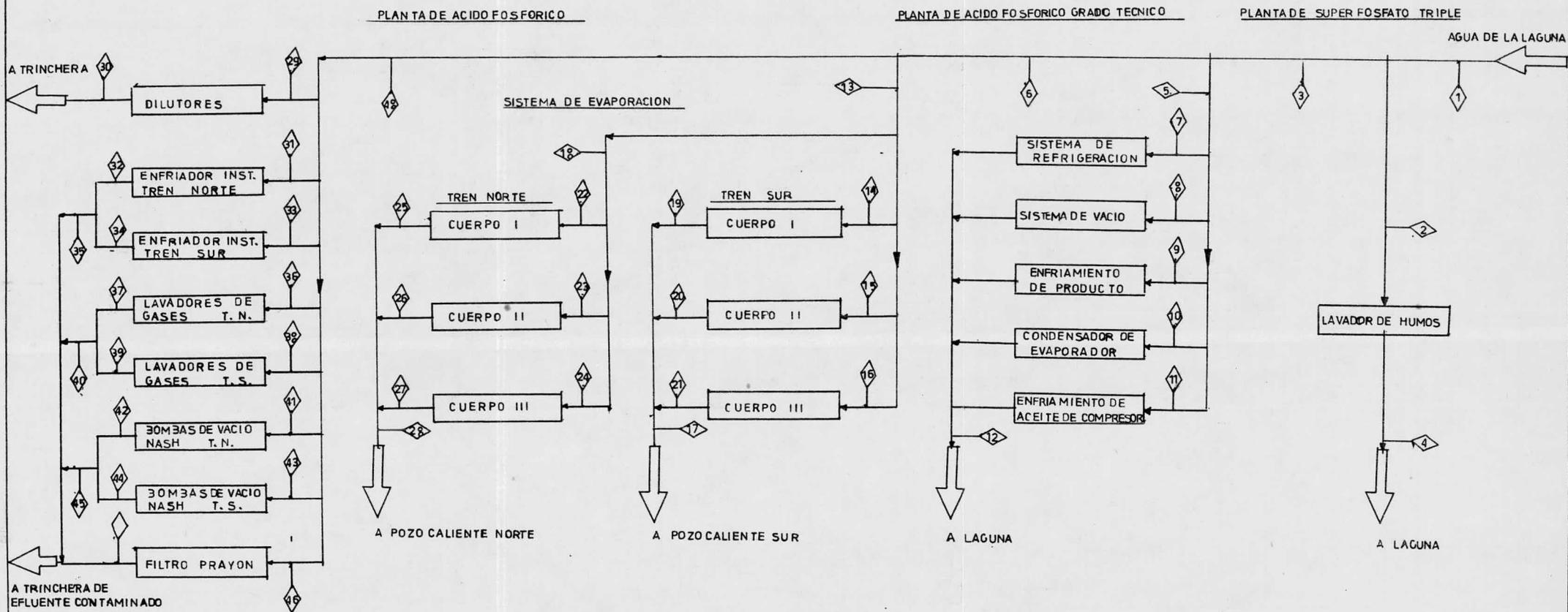
#### IV. - DIAGRAMAS DE FLUJO



CORRIENTE	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	DIAGRAMA DE FLUJO
	26	27	28	29	30	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40	41	42	43	44	45	46	47	48	49	50	
FLUJO CONTINUO (l/min)	5269	5.8	5264	40	4377	847	4.2	1038	70.5	9.7	968	13.5	944	100	10	66.7	66.7	60	40	20	14.6	817	3426	860	132	AGUA DE PROCESOS
FLUJO CONTINUO (l/min)	10.3	80	516	140	136	30	86	9.8	51	3375	10	15	10	10	5.8	10	15	10	11.6	10	20	17.2	68	5.8	11.6	PLANO No 1



CORRIENTE	51	52	53	54	55	56	57	58	59	60	61	62	63	64	65	66	67	68	69	70	71	72	73	74	75	100	DIAGRAMA DE FLUJO
	76	77	78	79	80	81	82	83	84	85	86	87	88	89	90	91	92	93	94	95	96	97	98	99			
FLUJO CONTINUO (l/min)	2501	30	351	462	351	462	480	462	153	146	462	480	463	60	60	15	1.0	15	290	101	1237	875	30	96	89	AGUA DE PROCESOS	
FLUJO CONTINUO (l/min)	68	70	70	100	100	580	253	608	78	96	89	68	525	525	0.0	0.0	525	253	6.0	20	52	6.0	20	52	72	P L A N O No 2	



CORRIENTE	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	DIAGRAMA DE FLUJO
	25	26	27	28	29	30	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40	41	42	43	44	45	46	47	48	
FLUJO CONTINUO (l/min)	35023	1900	3123	1900	4807	2836	3560	330	120	567	230	4824	12598	2128	1963	1743	6037	6764	2207	2028	1802	2465	2276	2023	AGUA DE LA LAGUNA
FLUJO CONTINUO (l/min)	2533	2632	2074	6939	2160	3485	2160	3560	3485	3560	7120	445	445	445	445	990	839	839	839	839	1678	3920	5100	15718	P L A N O N o 3

## V.- BALANCES DE MATERIA

En vista de que es de vital importancia conocer los gastos y características de las diferentes aguas usadas en el complejo, se efectúa un balance general de agua tanto en lo que se refiere al agua de proceso como al agua salada que se emplea.

Tomando como base el flujo de agua de cada uno de los departamentos que integran la unidad industrial, las corrientes de agua han sido sometidas a medición física directa siempre - que ésto ha sido posible, y en ausencia de este recurso se han elaborado balances de materia y energía para estimar los consumos de agua de acuerdo con los niveles de producción mas comunes. Algunos cálculos se efectuaron considerando el flujo movido por las bombas tomando en cuenta los datos de diseño.

### CALCULOS DEL BALANCE DE AGUA DE PROCESO

#### Flujo manejado por bombas de alimentación al floculador

##### Datos de diseño

Número de bombas	3 unidades
Número de bombas en operación	2
Flujo máximo de diseño	3,500 l/min.
Velocidad	1,189 rpm

Presión de descarga	4.58 Kg/cm <sup>2</sup>
Amperaje de placa	27
Voltaje de placa	4,160 volts

Datos actuales de operación

Bomba "A"

Amperaje	22
Voltaje	3,800 volts
Presión de descarga	4.0 Kg/cm <sup>2</sup>
Eficiencia	78%
$hp = \frac{22 \times 173 \times 3,800 \times 0.78 \times 0.8}{746} =$	121.0 hp
Flujo =	2,850 l/min.

Bomba "B"

Amperaje	20 amperes
Voltaje	3,800 volts
Presión de descarga	4.0 Kg/cm <sup>2</sup>
Eficiencia	78%
$hp = \frac{20 \times 173 \times 3,800 \times 0.78 \times 0.8}{746} =$	114 hp
Flujo =	2,600 l/min.

Flujo total continuo por bombas

(2,850 + 2,600) =	5,450 l/min.
-------------------	--------------

PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUASPurgas de lodos del floculador

Se efectuó una medición directa en las líneas de purgado del floculador cuyos datos normales de la operación son:

Flujo promedio por línea de purga	=	52.8 l/min.
Número de líneas de purgado	=	8
Tiempo de purgado (Máx. por línea)	=	1.25 min.
Frecuencia de purgado	=	cada 90 min.

Flujo total en operación de purgado		
$8 \times 52.8 \times 1.25$	=	528 l/90 min.
Flujo continuo		
(528/90)	=	5.8 l/min.

Retrolavado de filtros aguazur

El flujo correspondiente al retrolavado de filtros aguazur se calcula por datos de operación de la bomba de retrolavado, actualmente este flujo se manda a drenaje una vez efectuado el retrolavado.

Datos de diseño de la bomba.

Flujo	=	3,450 l/min.
Presión de descarga	=	1.07 Kg/cm <sup>2</sup>
Amperaje de placa	=	60
Voltaje	=	440
Eficiencia	=	75%

Gasto manejo por bomba.

$$\text{hp} = \frac{48 \times 1.73 \times 440 \times 0.75 \times 0.8}{746} = 29.4 \text{ hp}$$

$$\text{Flujo} = 2,420 \text{ l/min.}$$

Operativa de filtración

Número de filtros 5

Número de filtros operando 4

Frecuencia de retrolavado 4 filtros cada 24 h.

Tiempo de retrolavado 6 minutos

Gastos total de la operación.

$$(2,420 \times 6 \times 4) = 58,080 \text{ l/día}$$

Gasto contínuo de retrolavado

$$(58,080/60 \times 24) = 40 \text{ l/min.}$$

### Agua alimentada a termocirculador

El agua alimentada al termocirculador es función directa principalmente de la producción de ácido sulfúrico en planta, ya que se utiliza el calor de combustión del azufre como fuente calorífica para la generación de vapor.

### Purga del termocirculador

La operativa de purgado se efectúa con un abrir y cerrar rápido de la válvula de descarga, la longitud total de la línea de purgado --

desde la válvula hasta la descarga es de 6.0 m.

La velocidad estimada del flujo es de 10 m/seg.

Operativa de purgado

Tiempo de purgado	=	10 seg. (promedio)
Frecuencia	=	cada 8
Flujo (a 10 m/seg.)	=	1,600 l/min.
Flujo total por operación de purgado $1,600 \times 10/60$	=	270 l/8
Flujo continuo de purgado $(270/8 \times 60)$	=	0.6 l/min.

Muestreo del termocirculador.

El flujo gastado para efectuar el análisis representativo del agua tratada en termocirculador se estimó en base al número de líneas para efectuar dicho muestreo.

Flujo considerado	=	3.6 l/min. (máximo)
-------------------	---	---------------------

Retrolavado de filtros a presión:

Se efectúa una medición del flujo en rotámetro, instalado en la línea de descarga de la bomba respectiva.

Operativa del retrolavado

Número de filtros	=	5 filtros
Frecuencia de retrolavado	=	cada 24
Tiempo de retrolavado.	=	15 minutos
Filtro		

Flujo total para retrolavado:

Flujo medido (rotámetro) = 1,350 l/min.

Flujo total:

(1,350 x 15 x 5) = 101,250 l/día

Flujo continuo en retrolavado

(101,250/24 x 60) = 70.3 l/min.

### Calderas auxiliares

El flujo de agua tratada alimenta a las calderas auxiliares, es medido indirectamente por la generación de vapor registrado en pánél.

Flujo continuo considerado:

Para la determinación del vapor generado en calderas auxiliares se calcula en base a la generación total de vapor comprendido en las calderas de ácido sulfúrico; las generaciones totales son:

Generación vapor (en pánél)

	ton./h.
Calderas de ácido sulfúrico	176.0
Rango mas frecuente	180.0
Calderas de ácido sulfúrico	182.0
y caldera auxiliar No. 1	
Rango mas frecuente	210.0

ton./h.

Calderas de ácido sulfúrico 196.4  
y calderas auxiliares No. 1 y 2

Flujo alimentado:

El flujo de agua alimentado a calderas auxiliares con la consideración que las purgas representan el 10% de la alimentación y considerando este último a condiciones de generación promedio y máximos de vapor.

El agua tratada alimentada es:

Flujos promedio a calderas auxiliares Nos. 1 y 2 .

$$\frac{196.4 - 176 \times 1000}{60 \times 3.7854 \times 0.9} = 100.0 \text{ l/min.}$$

Purga promedio de calderas auxiliares 1 y 2

$$100 \times 0.1 = 10.0 \text{ l/min.}$$

### Suavizadores

El gasto de agua proveniente del termocirculador para la regeneración de los suavizadores o ablandadores se determina por las diferentes etapas durante el ciclo de preparación de los mismos. Dichos ciclos de regeneración comprenden retro lavado, regeneración propiamente dicha y enjuague.

El agua utilizada para el tratamiento de suavizadores es vertida al drenaje como afluente no contaminante.

Retrolavado

El flujo para retrolavado se midió por rotámetro.

Operativa del retrolavado.

Número de uniones en operación	=	5
Flujo medido (rotámetro)	=	560 l/min.
Tiempo de alimentación	=	15 min.
Frecuencia	=	cada 72 horas

$$(560 \times 5 \times 15) = 42000 \text{ l/72 h.}$$

Flujo continuo

$$(42,000/72 \times 60) = 9.7 \text{ l/min.}$$

NOTA: Este flujo de agua no recircula al termocirculador una vez efectuado el retrolavado del filtro.

Enjuague

El flujo para el enjuague se midió en rotámetro la operación de enjuague esta comprendida en enjuague lento y enjuague rápido.

Enjuague rápido

Número de unidades en operación	=	5
Tiempo de alimentación	=	65 min.
Frecuencia	=	cada 72 h.

Flujo total para enjuague rápido:

$$(150 \times 5 \times 65) = 48,750 \text{ l/72 h.}$$

Flujo total continuo

$$(48,750/72 \times 60) = 11.3 \text{ l/min.}$$

Enjuague lento

$$\text{Flujo medido} = 25.5 \text{ l/min.}$$

$$\text{Tiempo de alimentación} = 60 \text{ min.}$$

$$\text{Frecuencia} = \text{cada } 72 \text{ h.}$$

Flujo total para enjuague lento

$$(25.5 \times 60 \times 5) = 7,650 \text{ l/72 h.}$$

Flujo continuo

$$(7,650/72 \times 60) = 1.8 \text{ l/min.}$$

$$\text{Enjuague total} = 11.3 + 1.8 = 13.1 \text{ l/min.}$$

Regeneración

El flujo total para la regeneración de suavizadores siendo cloruro de sodio (salmuera) se midió con rotámetro, dando una lectura de 0.7 l/min.

Vapor alimentado a tratamiento de aguas:

En el sistema de tratamiento de aguas se utiliza vapor vivo como medio calentamiento, la adición total de éste se efectúa en 2 pasos.

Primer paso. - En el termocirculador se adiciona vapor vivo

para el calentamiento del agua proveniente de filtros aguazur con una temperatura inicial de 27 grados centígrados y se eleva hasta una temperatura final de termoculador de 101 grados centígrados.

Segundo paso. - En el sistema de desaereación del agua tratada que proviene de los suavizadores, se alimentan con vapor vivo para precalentar el agua, donde la temperatura de alimentación es de 101 - 110°C

Vapor de calentamiento.

Desaereador

Este flujo se determinó por un balance entálpico, de acuerdo a las características de operación.

Datos de operación y cálculo

Agua alimentada a calderas	=	A
Temperatura del agua a calderas	=	101°C
Flujo de vapor de calentamiento	=	Z
Entalpia de vapor	=	645 Kcal/kg
Flujo de agua alimentada al desaereador	=	Y
Temperatura del agua alimentada a desaereador	=	101°C

Balance entálpico:  $Ax 101 = (Z) (645) + (Y) (101)$

$$A = Z + Y$$

### Termocirculador

Este flujo se determinó por un balance entálpico, de acuerdo a las características de operación.

### Datos en operación y cálculo

Filtro de agua de filtros aguazur = W (Kg/min.)

Temperatura de agua de filtros  
aguazur = 27°C

Flujo recirculado a termocirculador = 80 l/min.

Temperatura del recirculador = 101°C

Purga del termocirculador = 0.6 l/min.

Flujo para muestreo = 3.6 l/min.

Flujo para tratamiento de suavizadores = 13.8 l/min.

Agua alimentada a desaereador = Y (Kg/min.)

Temp. del termocirculador = 101°C

Flujo de vapor a desaereador = V (Kg/min.)

Entalpia del vapor = 645 Kcal/Kg.

$$\begin{aligned} \text{Balance entálpico : } W + V &= 68.13 + Y \\ 27 W + V (645) &= (68.13 + Y) 101 \end{aligned}$$

### Alimentación de vapor

La alimentación de vapor se calcula en base a las generaciones de vapor obtenidas para las calderas auxiliares y de ácido sulfúrico, los cuales se presentan a continuación:

Vapor total generado:

	Promedio ton/h.	Máximo ton/h
Calderas de Pta. de Ac. Sulfúrico y auxiliares	196.4	215.0
Purgas consideradas	10% de alim.	10% de alim.
Flujo total de agua tratada	960 l/min	1052 l/min.

### Desaerador:

a) Flujo promedio de agua alimentada a calderas. (960 l/min.)

$$(960 \times 3.785) 110 = (Z) 645 + y (101)$$

$$3633.6 = Z + y$$

$$Z = 60.6 \text{ Kg/min.}$$

$$Y = 3573.0 \text{ Kg/min. (944 l/min.)}$$

b) Flujo máximo de agua alimentada a calderas (1052 l/min.)

$$(1052 \times 3.785) 110 = Z (645) + y (101)$$

$$3981.8 = Z + y$$

$$Z = 65.8 \text{ Kg/min.}$$

$$y = 64 = 3916.0 \text{ Kg/min. (1034.0 l/min.)}$$

### Termocirculador

a) Flujo promedio de agua alimentada a calderas (960 l/min.)

$$W + V = (18 \times 3.785) + 3573$$

$$27 W + Y (695) + (68.11) + 3575 \times 101$$

$$V = 436 \text{ Kg/min.}$$

$$W = 3205.13 \text{ Kg/min. (847 l/min.)}$$

b) Flujo máximo de agua alimentada a calderas (1052 l/min.)

$$W + V = 68.13 + 3916$$

$$27 W + 645 V = (3984.13) 101$$

$$Y = 484 \text{ Kg/min.}$$

$$W = 3500 \text{ Kg/min. (925 l/min.)}$$

### Enfriamiento de motores

El flujo de agua es proceso destinado para el enfriamiento de motores, se determinó por una medición directa del flujo para 4 unidades de bombeo.

Flujo continuo considerado.

Flujos medidos por unidad correspondiente.

- Bombas de agua de proceso = 1.3
- Turbo bomba de alimentación a calderas. = 11.0
- Moto bomba de alimentación a calderas = 19.8

- Bomba contra incendio	=	34.6
Flujo total	=	66.7 l/min

### Agua potable

El flujo de agua de proceso destinado para consumo de agua potable se estableció en base a 2 criterios por medición directa con placa de orificio y por consumo de datos de diseño de varias publicaciones con referencia a los diferentes usos del agua potable.

### Flujo estimado a datos de diseño

Los consumos de agua potable para servicios sanitarios y varios para obreros en la industria, fueron obtenidos según boletín de la Subsecretaría de Planeación.

Características	Consumo unitario	Flujo total l/día
Edificios de oficina	por persona/día	6340.0
Comedor	consumo/comida	550.0
Lubricación, lavado, pulido y encerado de coches	vehículos/día	640.0
Servicios sanitarios para Obreros (servicios sanitarios con regadera)	obrero/turno	39500.0

	Consumo unitario m <sup>2</sup> /día	Flujo total l/día
Jardinerías		<u>100.0</u>
		67,130.0

Flujo continuo de diseño:

$$\frac{67,130 \text{ l/día}}{24 \times 60} = 50 \text{ l/min.}$$

Se considera el promedio mensual de consumo = 60 l/min.

#### Lavado de área:

El flujo de agua de proceso destinado para el lavado de área se calculó en base al número estimado de mangueras utilizadas para dicho servicio.

Flujo continuo considerado:

Flujo medio por mangueras	=	69.7 l/min.
Número de mangueras	=	1
Tiempo de operación	=	2 h. continuas
Frecuencia	=	por día
Flujo total: $69.7 \times 2 \text{ h.} \times 60$	=	8364 l/día
Flujo continuo: $(8364 \text{ l}/24 \times 60)$	=	5.8 l/min.

#### PLANTA DE ACIDO SULFURICO

El flujo total de agua alimentada para la producción del ácido sulfúrico en planta, es la requerida para la producción de 2 -

trenes en operación, dicha producción es consumida totalmente en celdas de ataque de la roca fosfórica.

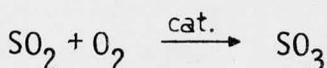
El agua de proceso alimentada a la planta se efectúan en 2 puntos, en torres de secado y en T de mezcla vía a enfriadores de cascada.

El flujo de agua alimentada a torres de secado es medida por medio de un integrador en forma independiente para las 2 plantas, igualmente para las inyecciones en T de mezcla. El flujo total de agua alimentada en la forma descrita a la humedad del aire introducido al sistema por la torre de secado, obteniéndose así, un aire exento de humedad.

#### Condiciones de operación en planta:

Eficiencia de conversión (SO <sub>2</sub> a SO <sub>3</sub> )	96.5%
Gases de combustión	10% de SO <sub>2</sub> en Vol
Aire húmedo	
Temperatura de bulbo seco	90° C
Temperatura de bulbo húmedo	83° C
Porcentaje de saturación	80%
Humedad relativa	0.025 ton. agua/ton. aire Seco.
Acido sulfúrico producido	93% H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>

Reacciones efectuadas:



Cálculo de agua requerida:

El aire requerido para mantener el dióxido de azufre al 10% en volúmen en gases de combustión tomando como base el ácido sulfúrico producido.

$$\frac{10 \times 29 \text{ (aire)}}{0.965 \times 1 \times 98 \text{ (H}_2\text{SO}_4\text{)}} = \frac{3.0 \text{ ton. aire seco}}{\text{ton H}_2\text{SO}_4}$$

Humedad de aire alimentado.

$$3.0 \times 0.025 = 0.075 \frac{\text{ton. H}_2\text{O}}{\text{ton. H}_2\text{SO}_4}$$

Agua para conversión

$$\frac{18 \text{ H}_2\text{O}}{98 \text{ H}_2\text{SO}_4} = 0.1837 \frac{\text{ton. H}_2\text{O}}{\text{ton. H}_2\text{SO}_4}$$

Agua para dilución del H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> (100% al 93%)

$$1.0 \text{ (H}_2\text{SO}_4\text{)} \frac{(0.07)}{0.93} = 0.0753 \frac{\text{ton. H}_2\text{O}}{\text{ton. H}_2\text{SO}_4}$$

Agua total requerida.

$$0.1837 + 0.0753 = 0.2590 \quad \frac{\text{ton. H}_2\text{O}}{\text{ton. H}_2\text{SO}_4}$$

Agua de proceso por alimentar .

$$0.2590 - 0.075 = 0.134 \quad \frac{\text{ton H}_2\text{O}}{\text{ton. H}_2\text{SO}_4}$$

Flujo continuo alimentado:

El flujo de agua de proceso alimentado al sistema de producción de ácido sulfúrico, es calculado de acuerdo a la producción mas frecuente registrada según datos de cinco meses de operación, correspondiente a febrero, marzo, abril, mayo y junio de 1977.

Producción total de ácido sulfúrico: 100%

	Promedio ton/día	Máximo ton/día
Tren norte y sur	2675	3250

Agua alimentada por aire húmedo :

a). - A valores promedio de producción (2675 ton/día).

$$2675 \times 0.075 \times 1,000 = 36.8 \text{ l/min.}$$

b). - A valores máximos de producción (3250 ton/día)

$$3250 \times 0.075 \times 1000 = 44.7 \text{ l/min.}$$

Agua de proceso para dilución de ácido:

a). - Valores promedio de producción

$$\frac{2675 \times 0.184 \times 1000}{24 \times 60 \times 3.785} = 90.3 \text{ l/min.}$$

b). - A valores máximos de producción

$$3250 \times 0.184 \times 1000 = 109.7 \text{ l/min.}$$

Agua de repuesto en torre de enfriamiento:

Para la determinación del flujo de agua de repuesto y de la purga de las torres de enfriamiento, primero se intenta efectuar una medición directa por placa de orificio, sin embargo no fué posible llevarlo a cabo ya que en la línea de repuesto, no se tenía instalado ningún medidor y con respecto a la purga ésta se efectuó como un derrame que mantiene un nivel en los enfriadores de cascada, a través de un ducto conectado directamente a trincheras.

Considerando el calor total a eliminar que comprende calor de reacción del  $\text{SO}_3$  con  $\text{H}_2\text{O}$  y enfriamiento de gases en torre de agotamiento o de absorción de  $\text{SO}_3$ , se tiene lo siguiente:

Bases de cálculo

	Máximo	Promedio
Producción de $\text{H}_2\text{SO}_4$ (ton/día)	3250	2675
Eficiencia de conversión	96.5 %	
Calor de reacción de $\text{SO}_3$ a $\text{H}_2\text{SO}_4$	= 31.14 Kcal/mol. g	

Aire total requerido:

Para la producción máxima de ácido sulfúrico.

$$\frac{3250000}{24 \times 60} = 2255 \text{ Kg/min. (H}_2\text{SO}_4 \text{ 100\%)}$$

$$\text{Aire requerido } 3.065 \times 2255 = 6900 \text{ Kg/min.}$$

Calor por enfriamiento de aire en torre de absorción de  
230° C de entrada a 80° de salida

$$6900 \times 0.25 (230-80) = 259,000 \text{ Kcal/min.}$$

Calor total de reacción de  $\text{SO}_3$  a  $\text{H}_2\text{SO}_4$   
2255 x 31.14 = 102,000 Kcal/min.

Calor en ácido sulfúrico diluido al 93% y a una temperatura de  
salida de 45° C

$$\frac{2255}{0.93} \times 0.5 \times (42-25) = 2255 \text{ Kcal/min.}$$

Calor total a eliminar

$$(259,000 + 702,000) - 22500 = 938,500 \text{ Kcal/min}$$

Agua evaporada total

$$\frac{938,500}{500} = 1,880 \text{ Kg/min.}$$

Purga total de agua de torres de enfriamiento

$$\text{Purga/torre} = 78 \text{ l/min. (estimada)}$$

$$\text{Purga total } (78 \times 2) = 156 \text{ l/min.}$$

Arrastre total

$$\begin{aligned} \text{Arrastre/torre} &= 12 \text{ l/min} \\ \text{Arrastre total (12 x 2)} &= 24 \text{ l/min.} \end{aligned}$$

Total de agua de repuesto.

$$(485 + 156 + 24) = 665 \text{ l/min.}$$

Flujo continuo considerado:

Se considera el flujo correspondiente al número máximo de concentraciones (4.0) que es la demanda máxima de repuesto.

Flujo total en 2 trenes = 576 l/min.

Enfriamiento de aceite de la turbina en torre de secado.

El flujo de agua destinado para el enfriamiento de aceite de la turbina del soplador de aire en torre de secado se determina - por una medición física directa del flujo. Esto se realiza en la descarga del líquido ya caliente a la cisterna de torres de enfriamiento.

Flujo alimentado

$$\text{Medición de agua} = 70 \text{ l/min}$$

Flujo total.

$$\text{Número de unidades} = 2$$

$$\text{Flujo continuo} = 140 \text{ l/min.}$$

$$(70 \times 2)$$

Agua de alimentación de calderas.

El flujo de agua de proceso alimentado a calderas es calculada a partir de las operaciones de vapor registradas en p nel y de los datos proporcionados de tres meses de operación.

Generación de vapor en calderas.

	Promedio ton/h	Máximo ton/h
Tren norte y sur	176.0	190.0

Flujo de agua alimentada

El agua alimentada a calderas, con la consideración que las purgas representan el 10% de la alimentación y considerando ésta a los 2 niveles de producción.

a). - Flujo de agua alimentada a nivel promedio de producción.

$$\frac{176,000 \times 1000}{60 \times 3.785 \times 0.9} = 860 \text{ l/min.}$$

$$\text{Purga ( } 861 \times 0.1 \text{ )} = 86.0 \text{ l/min.}$$

b). - Flujo de agua alimentada a nivel máximo de producción.

$$\frac{190000}{60 \times 3.785 \times 0.9} = 930 \text{ l/min}$$

$$\text{Purga ( } 930.0 \times 0.1 \text{ )} = 93 \text{ l/min}$$

Lavado de  rea:

El flujo de agua de proceso destinado para el lavado de área se calcula en base al número estimado de mangueras utilizadas

para dicho servicio.

Flujo continuo considerado.

Flujo medio por manguera - 69.7 l/min.

Número de mangueras - 2

Tiempo de operación continua - 2 h/manguera

Frecuencia de la operación - cada 24 horas

Flujo total para el lavado:  $2 \times 2 \times 60 \times 29.7 = 16728$  l/día

Flujo continuo :  $\frac{16728}{24 \times 60} = 11.6$  l/min.

### PLANTA DE ACIDO FOSFORICO

El flujo de agua destinado para el enfriamiento de aceite de molinos de roca fosfórica, se determina por una medición física directa del flujo, efectuándose dicha medición en la descarga del líquido caliente en la cisterna de torres de enfriamiento.

Flujo alimentado.

Medición de agua/unidad 11 15 l/min.

Flujo total

Número de unidades = 2

Gasto continuo ( 15 x 2 ) = 30 l/min.

### Lavado de torta en filtro prayon

El filtro prayon es un filtro horizontal rotatorio al vacío compuesto de platos como medio de filtración, los cuales giran a

baja velocidad (rpm) pasando así por las diferentes etapas de operación del filtro que consisten en recepción, lavado, escurrido, secado y descargado de yeso.

La operación del filtro se inicia con una alimentación de lechada (40%) de sólidos que se descarga en la zona de recepción en un plato proveniente de lavado, dicho plato tiene como fondo una malla a través de la cual se separa un ácido cuya concentración varía en condiciones normales entre 29 y 27%  $P_2O_5$  dependiendo de la roca fosfórica de que provenga el ácido de roca IMC o de OCP respectivamente, la torta húmeda de sólidos que permanece en el plato con un alto contenido  $P_2O_5$ , se somete a etapas de lavado o de agotamiento.

La torta agotada o lavada se descarga en una tolva en donde se mezcla con agua de lavado de malla y agua salada para fluidificación de lodos.

### Flujo continuo.

El agua del lavado de torta se considera de acuerdo a las cargas de roca fosfórica obtenidas durante 3 meses de operación.

	Roca fosfórica Kg	Agua de lavado de torta Máximo l/min	Promedio
Roca IMC	575	393	367
Roca OCP	525	399	<u>383</u>
			750

Enfriamiento de centrifugas de canasta:

El flujo de agua destinado para el enfriamiento de centrifugas de canasta localizadas en el área de clarificación y añejamiento, se determinó por medición directa.

Flujo continuo total

Número de unidades	=	1
Flujo total	=	15

Tanques de cabeza de centrifugas de toberas:

El flujo de agua alimentado al tanque de cabeza de centrifugas de toberas localizada en el área de clarificación y añejamiento, se determinó por medición directa.

Sistema de vacío de filtros prayon:

El flujo de agua destinado para las bombas Nash del sistema de vacío en filtro prayon, se considera al de datos de diseño especificado por los datos técnicos del proveedor para la efectiva - operación del equipo.

El sistema de vacío en filtros prayon consiste de 2 bombas, las cuales operan en serie.

Datos de operación:

Bomba Nash No. 1 (vacío primario)

Agua requerida para mantener vacío = 140 l/min.

Bomba nash No. 2 (vacío secundario)  
 Agua requerida para mantener vacío = 100 l/min.

Flujo contínuo considerado.

Número de unidades = 2 trenes  
 Flujo de agua por unidad (140 + 100) = 240 l/min.  
 Gasto total (240 x 2) = 480 l/min.

### Cálculo de agua de dilución:

El flujo de agua requerida para dilución del ácido sulfúrico de 93% de 60 se obtiene por la fórmula condensada siguiente:

$$W (0.5914) = A$$

$$W = \text{Acido sulfúrico 100\% ton/día}$$

$$A = \text{Agua de dilución ton/día}$$

### Agua de dilución calculada.

1.- El flujo de agua para la dilución del ácido, al nivel de producción normal de las dos plantas de ácido sulfúrico..

$$2675 (0.5914) = A$$

$$A = 1582 \text{ ton/día (290 l/min).}$$

2.- Al nivel máximo de producción de ácido

$$3300 (0.5914) = A$$

$$A = 1951.6 (358 \text{ l/min.})$$

Agua de fluidización de lodos

El flujo de agua destinado para la fluidización de lodos de la centrífuga de canasta en la sección de clarificación y añejamiento, se considera al flujo de diseño de la Wellman Lord, ya que no se tuvo los suficientes datos para hacer un balance de materiales.

Datos de diseño

Flujo de agua de fluidización = 60 l/min.

Lavado de mallas de filtros prayon

El flujo de agua para el lavado un mallas de filtro prayon se calculó de acuerdo a datos de operación de la bomba y del filtro prayon.

Datos de operación

Presión de succión = 3.5 Kg/cm<sup>2</sup>  
 Presión de descarga = 10.8 Kg/cm<sup>2</sup>  
 Voltaje = 440 volts  
 Amperaje = 68 ampers  
 Eficiencia (de curva de característica) = 71%

Flujo manejado por bomba

$$\text{hp} = \frac{68 \times 1.73 \times 440 \times 0.71 \times 0.8}{746} = 39.4$$

Flujo = 461.5 l/min.

Flujo total para lavado de mallas

Número de unidades = 2

Flujo total (461.5 x 2) = 923 l/mi n.

Lavado de área:

El flujo de agua de proceso destinado para el lavado de área se calculó en base al número estimado de mangueras utilizadas para dicho servicio en las diferentes áreas de operación.

Molienda:

Flujo por manguera = 69.7 l/min.

Número de mangueras = 1.0

Tiempo de operación continúa = 2 hrs.

Frecuencia de la operación = Cada semana

Flujo total

69.7 x 2 x 60 = 8364 l/semana



Ataque y filtración:

Número de mangueras utilizadas = 5 en total

Tiempo de operación continúa y

frecuencia de la operación.

a). - 3 mangueras se emplean por 5 hrs. continuas cada semana.

b). - 2 mangueras se emplean por 1 h. continúa durante el día.

Flujo total

$$a). - 3 \times 5 \times 60 \times 69.7 = 62730 \text{ l/semana}$$

$$b). - 2 \times 1 \times 60 \times 69.7 = 8364 \text{ l/día}$$

Evaporación

$$\text{Número de mangueras} = 1$$

$$\text{Tiempo y frecuencia} = \text{Continúa durante 24 h.}$$

$$\text{Flujo por manguera} = 69.7 \text{ l/min.}$$

$$\text{Flujo continuo} = 69.7 \text{ l/min.}$$

Clarificación

$$\text{Número de mangueras} = 2 \text{ en total}$$

Tiempo de operación continua y  
frecuencia de la operación:

$$a). - 1 \times 69.7 \times 60 \times 24 = 100\ 368 \text{ l/ semana}$$

$$b). - 1 \times 3 \times 60 \times 69.7 = 12\ 545 \text{ l/día}$$

Flujo total para lavado:

$$\text{l/semana} = 8364 + 62730 = 171\ 462 \text{ l/ semana}$$

(17. l/min.)

$$\text{l/día} = 8364 + 12546 = 20\ 910 \text{ l/día}$$

(14.5 l/min.)

Flujo continuo considerado

$$(17 + 14.5 + 69.7) = 101.2 \text{ l/min.}$$

### Enfriamiento de producción

El flujo de agua requerida para el sistema de enfriamiento de producción del ácido fosfórico de evaporación, se determina - por medio de un balance de energía.

El sistema de enfriamiento de producto (ácido fosfórico al 54% de  $P_2O_5$ ) está formado por 2 intercambiadores de espiral. En dichos i ntercambiadores se efectúan cambios de flujo entre el ácido fosfórico y agua de enfriamiento, dicha operación se lleva a cabo con un doble fin, a la vez que se tiene un lavado de los tubos por el arrastre del agua de los sólidos depositados en el área de intercambio, también se sigue operando con buenas condiciones de transferencia de calor en el i ntercambiador.

Al efectuarse el cambio de flujo, el agua se contamina con ácido fosfórico hasta la completa eliminación de éste.

Flujo de enfriamiento = 100 l/mi n.

### Sistema de enfriamiento en área de añejamiento

El flujo de agua para el sistema de enfriamiento en el área de añejamiento del ácido fosfórico, también se determina por medio de un balance de energía.

El sistema de enfriamiento para el añejamiento del ácido -

fosfórico esta constituido por 3 intercambiadores de calor.

Flujo continuo considerado = 525 l/min.

### Lavado de evaporadores

El consumo de agua de proceso para el lavado de evaporadores se estimó de acuerdo con el número de cuerpos por semana para lavado.

### Datos de operación

El ciclo de operación del lavado son: lavado, hervido, y enjuague.

Número de cuerpo/semanal = 7

Volúmen estimado por cada operación

= 22.3 l/min (122 m<sup>3</sup>/día)

Volúmen de agua de lavado/cuerpo = 70 l/min. (366 m<sup>3</sup>/día)

Flujo considerado total = 70 l/min.

### PLANTA DE ACIDO FOSFORICO GRADO TECNICO:

El flujo de agua para enfriamiento del éter isopropílico se determinó por medición directa. El enfriamiento se hace con el fin de mantener a cierta temperatura el éter y se efectúa por un esparcido del agua a través de un distribuidor o tubo perforado que chorrea el tanque de almacenamiento de éter isopropílico.

Flujo continuo considerado

Flujo medio de agua = 10 l/min.

Sistema de sello de bombas

El flujo de agua destinado para sello de bombas se determinó por medición de la corriente.

Flujo total continuo

Flujo medido (3 bombas) = 15 l/min.

Sistema de aire comprimido

El flujo de agua destinado para el enfriamiento de aire comprimido se determinó por una medición directa del flujo.

Flujo medio = 10 l/min.

Sistema de aire acondicionado

El flujo de agua requerido para el sistema de aire acondicionado se determina por medición directa del flujo.

Flujo medio = 10 l/min.

Lavado de área

El flujo de agua de proceso destinado para el lavado de área se calculó en base al número estimado de mangueras utilizadas para dicho servicio.

Flujo de agua para lavado.

Flujo por manguera = 69.7 l/min.

Número de mangueras = 3 en total

Tiempo y frecuencia de la operación continúa.

a). - 1 manguera se emplea dentro de 4 horas cada semana.

b). - 1 manguera se emplea durante 1 h. cada 24 horas.

c). - 1 manguera se emplea durante 6 h. cada 24 horas.

Flujo total

a). -  $1 \times 4 \times 60 \times 69.7$  = 16728 l/semana

b). -  $1 \times 1 \times 60 \times 69.7$  = 4182 l/día

c). -  $1 \times 6 \times 60 \times 69.7$  = 25092 l/día

Flujo continuo

l/semana = 16728 (0.4 l/min.)

l/día = (4182 + 25092) = 29274 l/día (5.4 l/min.)

Flujo considerado

0.4 + 5.4 = 5.8 l/min.

PLANTA DE SUPERFOSFATO TRIPLE:

El flujo de agua destinado para el lavado de álabes del extractor se determina por una medición directa del agua.

Flujo medido = 6.0 l/min.

### Enfriamiento del sistema neumático de transporte.

El flujo de agua destinado para el enfriamiento del sistema neumático de transporte de roca fosfórica de silos a planta GTSP, se determina por una medición directa del agua.

Flujo continuo requerido:

$$\text{Flujo medio} = 20.0 \text{ l/min.}$$

### Lavado de área:

El flujo de agua de proceso destinado para el lavado de área se calcula en base al número estimado de mangueras utilizadas para dicho servicio.

Flujo continuo considerado:

$$\text{Flujo medio por manguera} = 69.7 \text{ l/min.}$$

$$\text{Número de mangueras} = 3$$

$$\text{Tiempo de operación continua} = 6$$

$$\text{Frecuencia de la operación} = \text{cada 24 horas}$$

Flujo total para el lavado:

$$69.7 \times 3 \times 6 \times 60 = 75276 \text{ l/día}$$

Flujo continuo:

$$\frac{75276}{24 \times 60} = 52.2 \text{ l/min.}$$

El consumo de agua de proceso proviene del arroyo de Teapa, es del orden de 5500 l/min. estimados con base a los datos de operación de las bombas instaladas en dicho arroyo.

El balance de agua que se elabora, arroja un consumo de 5,300 l/min., para condiciones normales del complejo, este gasto es inferior en 200 l/min. al cálculo de acuerdo con las características de las bombas del arroyo de Teapa, esta diferencia se debe a que en el balance de agua se tienen diferentes fuentes de error, ya que no todas las corrientes son susceptibles de medición física directa.

### CALCULOS DEL BALANCE DE AGUA DE LA LAGUNA:

Flujo de agua salada por manejo del sistema de bombeo de la laguna.

#### Datos de diseño:

Número de bombas	=	3 unidades
Número de bombas en operación	=	2 unidades
Flujo máximo de diseño	=	15,000 l/min.
Velocidad	=	1,130 rpm
Presión de descarga	=	6.34 Kg/cm <sup>2</sup>
Amperaje de placa	=	168 ampers
Voltaje	=	4,000 volts

#### Datos actual es de operación

##### Bomba "A"

Amperaje	=	130 amp.
Voltaje	=	3,900 volts
Presión de descarga	=	3.5 Kg/cm <sup>2</sup>

Eficiencia	=	87%
$\text{hp} = \frac{130 \times 1.73 \times 3900 \times 0.87 \times 8}{746}$	=	818
Flujo	=	22,500 l/min.
<u>Bomba "B"</u>		
Amperaje	=	120 ampers
Voltaje	=	3,900 volts
Presión de descarga	=	3.5 Kg/cm <sup>2</sup>
Eficiencia	=	0.87%
$\text{hp} = 120 \times 173 \times 3900 \times 0.87 \times 0.8$	=	755 hp
Flujo	=	21,300 l/min.
<u>Flujo total manejado</u>		
(22,500 + 21,300)	=	43,800 l/min.

### PLANTA DE ACIDO FOSFORICO

El flujo de agua salada para enfriamiento del ácido fosfórico diluido se calcula en base a varios criterios de operación, tanto del ácido sulfúrico diluido, como capacidad de transferencia del equipo.

#### Datos de operación

Temperatura de entrada del ácido 93%	45° C
(a dilución)	
Temperatura del agua de dilución	27° C
Temperatura normal del ácido sulfúrico	65° C
a la salida del enfriador	

Intercambiador de calor lado frio:

Temperatura de entrada del agua	27° C
Temperatura de salida del agua	42° C
AH de dilución del H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> 93%	62 BTU/lb 100% H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
AH de dilución del H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub> 60%	230 BTU/lb 100% H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>
Calor de dilución (93 al 60%)	168 BTU/lb 100% H <sub>2</sub> SO <sub>4</sub>

Balance global de energía

Fase No. I dilución

$$Q_D + A \cdot \overline{CP}_1 \Delta T_1 = (W + A) \overline{CP}_2 \Delta T_2$$

Fase No. II enfriamiento

$$(W + A) \overline{CP}_2 \Delta T_2 = Q_T = (W + A) \overline{CP}_3 \Delta T_3 = H (42 - 27)$$

W = Agua de proceso para dilución (Kg/min. )

A = Acido sulfúrico a dilución (93%)

CP = Calor específico del agua.

 $\overline{CP}$  = Calor específico promedio del ácido sulfúrico (solución)

$$\Delta T_1 = (45 - 25)$$

 $\Delta T_2$  = Temperatura de salida del dilutor $\Delta T_3$  = Diferencia de temperatura contra la entrada y salida del enfriador.

H = Agua salada para enfriamiento.

### Agua de enfriamiento

El flujo de agua salada se calcula en base a los siguientes casos:

A un nivel promedio de producción de ácido sulfúrico.  
100% de 2675 ton/d. (1857.6 Kg/min.)

Acido sulfúrico al 93% = 1997.4 Kg/min.

Fase No. I

$$1,997.4 \times 0.36 (45 - 25) + 1857.6 (168 \times 0.554) = \left( \frac{1857.6}{0.6} \right) 0.52 (T_2 - T_1)$$

$AT_2 = 116^\circ \text{C}$  y temperatura del ácido diluido =  $141^\circ \text{C}$

Fase No. II

$$H = \frac{\left( \frac{1857.6}{0.6} \times 0.52 \right) \times (141 - 65)}{42 - 27} = 8157 \text{ Kg/min.}$$

$H = 8,157 \text{ Kg/min. (2160 l/min.)}$

Este flujo corresponde al total de agua de enfriamiento requerido para los dilutores de ácido sulfúrico.

### Agua salada para fluidización de lodos:

El flujo de agua para fluidización de lodos en filtro prayon se calcula en base a diferentes niveles de producción de  $\text{P}_2\text{O}_5$  y aportación de rocas IMC y OCP para la producción de yeso teniendo como componente de cálculo, los sólidos en suspensión.

Considerando un flujo constante a los dos trenes, el flujo alimentado es = 3,920 l/min.

### Lavadores de gases

El flujo de agua destinado para el lavado de gases se determinó por una medición del flujo con placa de orificio.

### Flujos de diseño.

Tren norte	495 l/min.
Tren sur	<u>495 l/min.</u>
Flujo total de diseño	990 l/min

### Condensador del enfriador instantáneo.

El agua de enfriamiento alimentada al condensador e intercondensadores del enfriador instantáneo se determina por una medición directa del flujo con una placa de orificio.

### Datos de operación:

Agua salada (medida en placa) por tren.

Intercondensador	512.5 l/min.
Condensador	<u>2971.5 l/min.</u>
Total por tren	3484.0 l/min.
Total por dos trenes	6970.0 l/min.

Lavadores de gases bombas de vacío

Este sistema tiene como finalidad proteger a las bombas Nash de vacío que sirven al filtro prayon.

El flujo de agua destinado para este sistema, se determina por mediciones del flujo con placa de orificio.

Datos de operación

Flujos medidos

Tren norte	750
Tren sur	<u>928</u>
T o t a l	1678 l/min.

Sistema de evaporación agua a condensadores.

Considerando una producción máxima de 600 ton/día de  $P_2O_5$ /tren (dato obtenido de 5 meses de operación) y de acuerdo a las condiciones actuales de operación de la planta en el sistema de evaporación, considerando además los mismos porcentajes de evaporación de la Wollman Lord.

Datos de diseño

Tren sur (roca IMC)

Bases de cálculo.

Concentración de ácido alimentado	29% $P_2O_5$
Concentración de ácido producido	54% $P_2O_5$
Producción total de $P_2O_5$ 100%	600 ton/día.

Cálculos de evaporación

Efecto	Gradiente de concentración	Agua evaporada Kg/min.
I	29. ---35.37	---259.0
II	35.37 - 43.17	---213.0
III	43.17 - 54.0	<u>---193.0</u>
		665.0

Condensadores

Condensador de efecto I

Entalpia del agua evaporada = 637 Kcal/Kg.

$$W + 259 = M$$

$$W (27) + 259 (637) = (46)$$

$$W = 8056 \text{ Kg/min. (2128 l/min.)}$$

$$M = 8315 \text{ Kg/min.}$$

Condensador de efecto II

Entalpia del agua evaporada = 637 Kcal/Kg

$$W (27) + 213 (637) = M (44)$$

$$W + 213 + M$$

$$W = 7430 \text{ Kg/min. (1963 l/min.)}$$

$$M = 7643 \text{ Kg/min.}$$

Condensador de efecto III

Entalpia del agua evaporada = 660.5 Kcal/Kg

$$W (27) + 193 (660.5) = M (45)$$

$$W + 193 = M$$

$$W = 6599 \text{ Kg/min (1748 l/min.)}$$

### Agua total requerida

$$(2128 + 1963 + 1743) \quad 5834 \text{ l/min.}$$

### Tren norte (roca OCP)

#### Bases de cálculo

Concentración de ácido alimentado	27% $P_2O_5$
Concentración de ácido producido	54% $P_2O_5$
Producción total de $P_2O_5$ 100%	600 ton/día

### Cálculos de evaporación

Efecto	Gradiente de concentración	Agua evaporada Kg/min.
I	27 ---- 33.5	300
II	33.5 - 41.8	247
III	41.8 - 54.0	<u>224</u>
		771.0

### Condensadores

#### Condensadores de efecto I

$$\text{Etalpia del agua evaporada} \quad 637 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}}$$

$$W (27) + 300 (637) = M (46)$$

$$W + 300 = M$$

$$W = 9331 \text{ Kg/min. (2465) l/min.)}$$

$$M = 9631 \text{ Kg/min.}$$

Condensador de efecto II

$$\text{Entalpia del agua evaporada} = 637 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}}$$

$$W (27) + 247 (637) = M (44)$$

$$W + 247 = M$$

$$W = 8616 \text{ Kg/min. (2276 l/min.)}$$

$$M = 8863 \text{ Kg/min.}$$

Condensador de efecto III

$$\text{Entalpia del agua evaporada} = 660.5 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}}$$

$$W (27) + 224 (660.5) = M (45)$$

$$W + 224 = M$$

$$W = 7660 \text{ Kg/min. (2023 l/min.)}$$

$$M = 7884 \text{ Kg/min.}$$

Agua total requerida

$$(2465 + 2276 + 2023) = 6724 \text{ l/min.}$$

Para los trenes norte y sur el agua salada total requerida es:

$$(6724 + 5834) = 12,598 \text{ l/min.}$$

PLANTA DE ACIDO FOSFORICO GRADO TECNICO

Sistema de refrigeración:

El flujo de agua salada para el sistema de refrigeración, se --

determina por medio de un balance de energía, considerando datos de diseño del flujo de propano manejado.

### Características del propano

	Compresor I	Compresor II
Condiciones de descarga de compresor.		
Entalpia del propano	231.0	229.4
Entalpia del propano líquido a 12.0 Kg/cm <sup>2</sup>	145.2	145.2
Flujo de propano Kg/h.	62040.0	202720

### Agua de enfriamiento de condensadores de propano

Temperatura de entrada (°C)	27.0	27.0
Temperatura de salida (°C)	35.7	35.7

### Cálculo:

Q = Calor por eliminar en condensadores de propano.

$$Q = 62040 (231 - 145.2) + 202720 (229.4 - 145.2) = 22392056 \text{ Kcal/kg}$$

### Agua total requerida

$$\frac{(702934)}{(35.7 - 27 \times 3.7854 \times 60)} = 10859 \text{ l/min.}$$

### Enfriamiento de producto

La corriente de agua destinada para el enfriamiento del ácido --

fosfórico proveniente de la evaporación, se determinó por balance de energía.

### Datos de diseño

Enfriador de producto.

Flujo de ácido fosfórico	13,478 Kg/h.
Temperatura de entrada de ácido	100° C
Temperatura de salida de ácido	70° C

### Agua de enfriamiento

Flujo de agua	24,100 Kg/h
Temperatura de entrada	32° C
Temperatura de salida	42° C

### Datos de operación del intercambiador

Número de unidades	1
--------------------	---

### Lado ácido fosfórico

Flujo de ácido	17850 Kg/h
Temperatura de entrada	100° C
Temperatura de salida	55° C (50-60° C)

### Agua de enfriamiento:

Flujo de agua	27310 Kg/h.
Temperatura de entrada	27° C
Temperatura de salida	42° C

Flujo total considerado

$$(27310 \text{ Kg/h} / 60 \times 3.785) = 120 \text{ l/min.}$$

Condensador del evaporador

El flujo de agua de la laguna requerido para la condensación del agua evaporada en la concentración del ácido fosfórico producido de la extracción con éter isopropílico, se calcula en base a datos de operación de la planta.

Datos de operación del evaporador

Flujo del ácido	12 m <sup>3</sup> /h.
Densidad del ácido alimentado	1.49 ton/m <sup>3</sup>
Concentración inicial	48.5% P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>
Concentración final	62.0% P <sub>2</sub> O <sub>5</sub>
Temperatura de entrada del ácido	60° C
Temperatura de salida del ácido	105° C
Presión de operación del cuerpo	75 mm Hg abs.
Entalpia del agua evaporada	606.7 Kcal/Kg.

Cálculo del agua evaporada

$$12000/\text{h} \times 1.49 \left(1 - \frac{0.485}{0.620}\right) = 3893.2 \text{ Kg/h} \text{ (64.89 Kg/min.)}$$

Condensador barométrico

Agua de enfriamiento	= W
Temperatura del agua de enfriamiento	= 27° C

Temperatura del condensado	= 44° C (pierna barométrica)
Condensados	= M
3893.2 x 606.7 + N (27)	= M (44)
3893.2 W	= M
M = 132.758.0 Kg/h	
W = 128.864.8 Kg/h	

### Enfriamiento de aceite del condensador del sistema de refrigeración.

El flujo de agua de enfriamiento requerida para el enfriamiento de aceite del compresor de propano, se calcula en base a datos de operación de la planta de refrigeración de propano.

#### Datos de operación

##### Enfriador de aceite

Flujo de aceite caliente	34065 Kg/h
Temperatura de entrada	51° C
Temperatura de salida	46° C
Calor específico	0.45 aprox.

##### Agua

Flujo de agua	26.116 Kg/h
Temperatura de entrada	27° C
Temperatura de salida	30° C

Cálculo

Agua de enfriamiento

W

 $34065 \times 0.45 (51 - 46)$  $W \times 1 \times (30-27)$ 

W = 26.116.0 Kg/h

Flujo continuo considerado

 $\frac{(26,116.0)}{63 \times 3.785} = 115 \text{ l/min.}$ 

Se tiene 2 unidades

Flujo total (115 x 2)

= 230 l/min.

Sistema de vacío de torres de agotamiento

El consumo de agua de enfriamiento para las torres de agotamiento se consideró a datos de diseño, ya que no existe placa de orificio en la línea de alimentación para efectuar dicha medición.

Datos de diseño

	Agua de enfriamiento l/min.
Torre de ácido limpio	97.0
Torre de ácido residual	53.0
Eyectores de torres	<u>180.0</u>
Flujo total	330.0
Flujo continuo considerado	330.0 l/min.

## PLANTA DE SUPERFOSFATO TRIPLE

### Lavadores de humos:

El sistema de lavado de humos de la planta de superficie triple esta continuada por torres empacadas destinadas para efectuar el lavado de polvos provenientes de las áreas de secado, cribado y molienda. Dicho lavado tiene como fin la eliminación casi total de los polvos, para lo cual se cuenta con un sistema de agotamiento de 2 pasos.

### Agua para lavado de humos de cribas y molinos:

#### Lavador primario:

El flujo de agua para el lavado primario de cribas y molinos se consideró al de diseño, ya que no se efectuó su medición por placa de orificio.

Flujo de diseño = 270 l/min

#### Lavado secundario

El flujo para el segundo paso de lavado se determina por medición directa del flujo con placa de orificio.

Flujo medido = 270 l/min.

El flujo considerado para el balance de materiales es el correspondiente al flujo máximo de diseño para la operabilidad correcta del equipo.

Flujo considerado  
 (270 x 2) = 540 l/min.

Agua para lavado de humos de secado

Lavado primario:

El flujo de agua para el lavado primario de secado considera el de diseño, ya que no se efectuó su medición por placa de orificio.

Flujo de diseño = 680 l/min.

Lavador secundario

El flujo de agua para el segundo paso de lavado se determina por una medición del flujo con placa de orificio.

Flujo de diseño = 680 l/min

El flujo de agua considerado para el balance de materiales, es el correspondiente al flujo máximo para asegurar la operabilidad correcta del equipo.

Flujo total continuo = 1,360 l/min.  
 (680 x 2)

Resumiendo se tiene lo siguiente

1360 + 540 = 1,900 l/min. --- de agua salada empleada en la planta de S.F.T.G.

El balance de materia correspondiente al agua de la laguna arroja un consumo de 43,322 l/min., en tanto que los volúmenes calculados tomando como base los datos de operación de las bombas es de 43,800 l/min., esta diferencia es justificable, si se considera que las mediciones de amperaje en las bombas son puntos singulares y no representan la operación promedio del sistema.

## VI. - ANALISIS DE PUNTOS DE ALTA CONTAMINACION

- a) Localización
- b) Prevención
- c) Alternativas de Control

Al efectuar múltiples recorridos en las diferentes áreas de proceso y realizar (análisis de algunas corrientes de los efluentes,) en las diferentes plantas se encuentra que los puntos de mayor contaminación principalmente se localizan en la planta de ácido fosfórico, tren norte y tren sur respectivamente, así como en las áreas de tanques de almacenamiento de cada planta y en las de almacenamiento general.

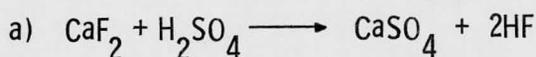
Se trata de dar un enfoque general al respecto y para ello se considera conveniente (partir de la materia prima que es la roca fosfórica y el ácido sulfúrico.)

La roca fosfórica normal, se considera una fluorapatita --  $(3Ca_3(PO_4)_2CaF_2)$ , todas las rocas fosfóricas contienen mucha impureza tales como materia orgánica, óxidos de fierro, aluminio silice, carbonatos, sulfatos y cloruros de calcio y magnesio y pequeñas cantidades de sodio potasio, cobre, etc.

La reacción principal que ocurre en una planta de ácido fosfórico es la reacción entre el fosfato tricálcico y el ácido sulfúrico para dar ácido fosfórico soluble y sulfato de calcio insoluble.



Junto con la reacción principal hay un número de reacciones secundarias de las cuales destacan las siguientes:



La mayoría de las soluciones están saturadas con sulfato de calcio. Esencialmente todo el fierro y el aluminio se encuentran en solución como fosfatos. Los objetivos de la planta de ácido fosfórico es obtener la máxima extracción de  $\text{P}_2\text{O}_5$  y producir un yeso fácilmente filtrable.

Las pérdidas de  $\text{P}_2\text{O}_5$  (que son las que se tratan de controlar para el limitar la contaminación de los efluentes) se deben principalmente a la etapa de extracción. Hay dos tipos de pérdidas que se pueden cuantificar y son en orden de importancia las siguientes:

Una menor, que es debida al recubrimiento de la roca fosfórica con el yeso, esto ocurre principalmente cuando el contenido de sulfatos en la lechada, se mantiene muy alto. Bajo esta condición la precipitación del yeso es tan rápida que los iones de calcio disueltos por el ácido fosfórico no tienen tiempo de difundirse, alejándose de la interfase roca-ácido antes de que sea convertido en sulfato de calcio.

El segundo tipo de pérdidas es ocasionado por la formación de una solución sólida de fosfato cálcico ( $\text{CaHPO}_4 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ ) en el yeso, pues éste se cristaliza cuando no es puro sulfato de calcio, algo de iones  $\text{HPO}_4^-$  sustituyen un cierto porcentaje de iones sulfato en el cristal de yeso formado. Este tipo de pérdida de  $\text{P}_2\text{O}_5$  se produce del hecho de que el fosfato cálcico cristaliza en el mismo sistema como yeso y tiene muy cercanas las mismas características de cristalización.

Esta pérdida es mayor en soluciones altas en óxido de calcio y bajas en ácido sulfúrico. Para disminuir este tipo de pérdidas se debe mantener un ligero exceso de ácido a través de todo el sistema de ataque y filtración.

La precipitación de yeso a partir de soluciones que contienen exceso de calcio, redundará en la formación de cristales muy pequeños, del tipo de agujas. Los cristales se vuelven más chicos y alargados al aumentar la concentración de  $\text{SO}_4^-$  en la solución de cristales y luego crecerán en tamaño.

Otro punto en el cual se determina el control de contaminación del efluente es la eficiencia con la que opere el filtro "Prayon".

Durante la operación, la torta y el agua caen a una tolva de donde salen por una línea a la trinchera del efluente contaminado.

Si las operaciones mencionadas, extracción y filtración se efectuaran adecuadamente, la contaminación seria nula; pero debido a que las materias primas no son siempre uniformes y también existen descuidos de operación, la contaminación se hace presente en estas secciones. ) 150

Se mencionan otros puntos de alta contaminación.

Enfriador instantáneo. - Este equipo opera a un alto vacío hasta de 700 mm de Hg; este sistema opera como un medio de enfriamiento con la vaporización rápida del agua, originado por la alimentación del ácido fosfórico caliente a dicha unidad, tal enfriamiento tiene como fin el eliminar el calor de reacción desprendida por el ataque del ácido sulfúrico concentrado sobre la roca fosfórica en el sistema de digestión. Debido al alto vacío dicho equipo arrastra cantidades de  $P_2O_5$  en las espumas, los cuales van a dar a la corriente de efluente contaminado.

Sección de evaporación. - Aquí sucede lo mismo que en el enfriador instantáneo, cuando el antiespumante que es aplicado a los evaporadores para control de la espuma, no es inyectado adecuadamente, surgen nuevamente los arrastres en algunos de ellos, originándose nuevamente cantidades extras que contaminan el efluente. 151

También de los condensados de estos equipos se lleva un control de drenado, es decir al estar operando el evaporador, el condensado está en descarga continua al pozo caliente, periódicamente se llevan muestras al laboratorio para determinación de pH, ya que un pH muy ácido es indicador de fugas de ácido por los tubos, contribuyendo también a contaminar. Afortunadamente el control que aquí se efectúa es bastante bueno y las pérdidas de pentóxido son controladas fácilmente, con reparaciones adecuadas a los equipos.

Sección de lavado de gases. - Cuenta con dos equipos, uno para cada planta. El lavador de gases consiste en una torre empacada colocada horizontalmente destinada a efectuar el lavado de gases que provienen de las celdas de digestión, con el fin de eliminar los arrastres de  $P_2O_5$  y los compuestos fluorados producidos en la reacción; limpios los gases, son arrojados a la atmósfera. Cuando hay exceso de espuma la contaminación se manifiesta en el efluente.

Por lo que respecta a las áreas de tanques de almacenamiento, se registran también derrames de ácido por descuido de operación así como por lavado de los mismos o roturas de líneas que llegan a ellos, aunque esto es poco frecuente, se considera como tal, puesto que estos derrames y fugas son descargados a los efluentes de agua de la laguna o al drenaje general, que a fin de cuentas también contamina.

Lo mismo sucede con los tanques de almacenamiento general, pero como la dimensión de los tanques es mayor, cuando ocurre un incidente de los que se han mencionado, la contaminación es mayor.

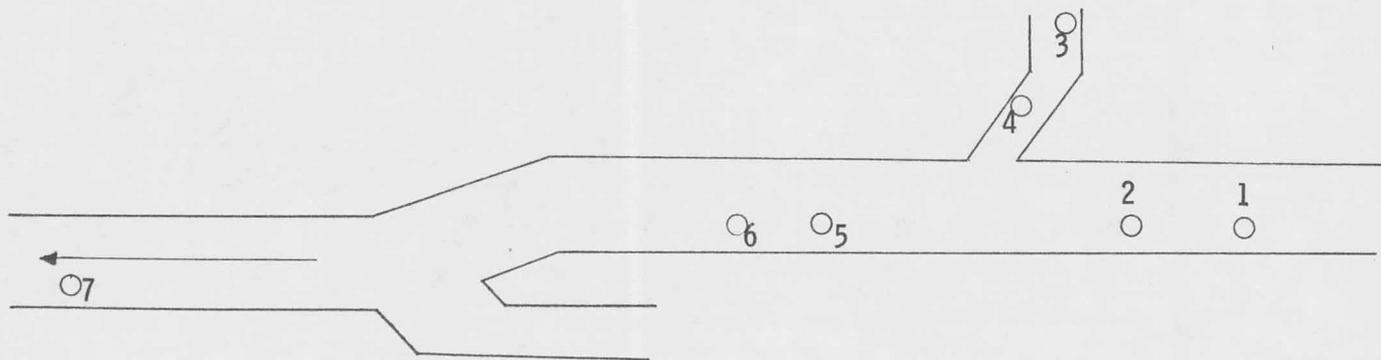
En el sistema de enfriamiento del producto proviene del sistema de evaporación, el cual está formado por dos intercambiadores de espiral, se efectúan cambios de flujo entre el agua de enfriamiento y el ácido fosfórico. Al efectuarse el cambio de flujo, el agua se contamina durante el corto lapso, pero si se considera que se efectúan 6 cambios por día en cada enfriador, se puede considerar como un punto de alta contaminación.

En las demás plantas los puntos de contaminación son de menor grado, pero existen.

Se concluye que para llevar un control adecuado del proceso y prevenir la contaminación del efluente, se debe muestrear periódicamente algunos puntos de las corrientes que se consideren más importantes. En la figura Núm. 2, se muestran dichos puntos, principalmente los referentes a la planta de ácido fosfórico. En la tabla Núm. VI se encuentran reunidos los resultados obtenidos en un período de análisis efectuados cada dos horas.

Los análisis químicos que se reportan son el resultado de muestreos de períodos de operación de la planta considerados --

FIGURA No 2

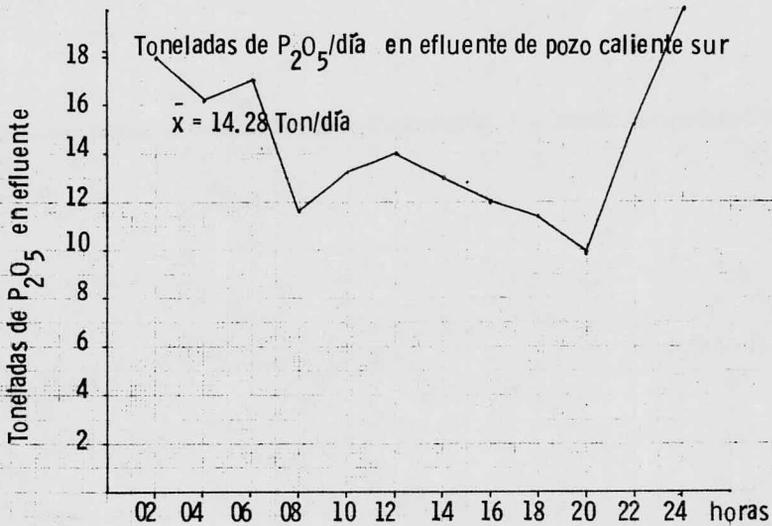


EFLUENTE GENERAL Y PUNTOS DE ALTA CONTAMINACION

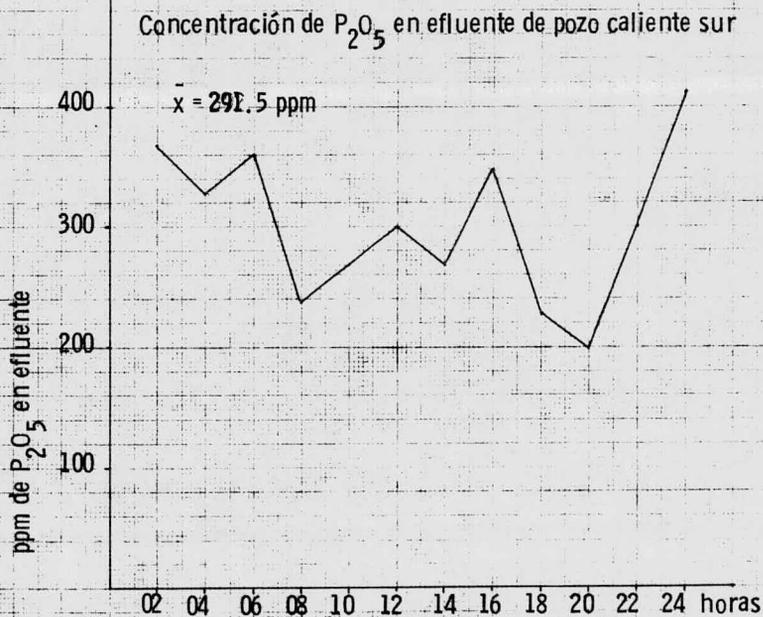
TABLA VI

Punto de muestreo		Determinación	02	04	06	08	10	12	14	16	18	20	22	24	Promedio
1	Pozo Caliente sur	P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> ppm	368	328	340	238	268	300	266	250	228	200	300	412	291.5
		Ton/día	18.0	16.2	17.0	11.6	13.2	14.0	12.8	12.0	11.4	10.0	15.2	20.0	14.28
2	Filtro prayon sur	P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> ppm	640	480	510	410	580	640	560	560	680	560	360	500	540.0
		Ton/día	20.73	15.75	16.52	13.28	18.79	20.73	18.14	18.14	22.03	18.14	11.66	16.20	17.41
3	Enfriador instantáneo sur	P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> ppm	56	80	80	80	86	90	148	200	252	310	194	60	136.3
		Ton/día	1.0	1.0	1.0	1.0	1.2	1.3	1.3	2.2	3.5	4.8	6.0	3.4	2.30
4	Enfriador instantáneo norte	P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> ppm	94	74	76	54	70	88	98	108	128	150	132	112	98.7
		Ton/día	1.75	1.30	1.40	1.10	1.30	1.60	1.80	2.2	2.5	2.80	2.5	2.2	1.86
5	Pozo caliente norte	P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> ppm	300	276	276	220	212	202	244	296	250	206	262	324	255.6
		Ton/día	14.1	13.2	13.2	10.8	14.0	17.4	15.6	14.2	12.0	10.0	12.4	15.2	13.52
6	Filtro prayon norte	P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> ppm	420	480	500	560	460	480	551	360	420	680	640	530	501.6
		Ton/día	13.6	15.55	16.20	16.20	14.90	15.55	19.44	11.66	13.60	20.38	20.74	17.17	16.25
7	Fosa de yeso	P <sub>2</sub> O <sub>5</sub> ppm	620	760	420	560	540	580	640	440	540	480	540	600	551.6
		Ton/día	73.75	90.40	49.96	66.61	64.23	68.99	76.13	52.34	64.23	57.09	64.23	59.47	65.62

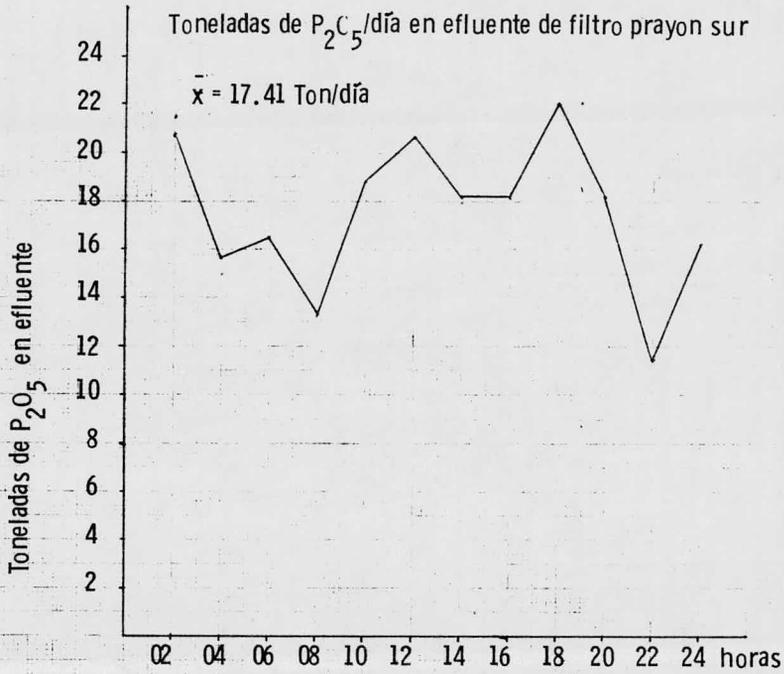
GRAFICA NO. 1



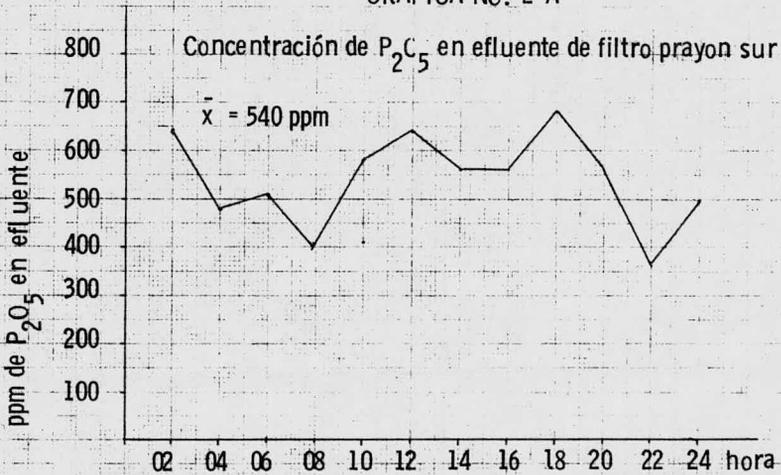
GRAFICA NO. 1-A



GRAFICA NO. 2



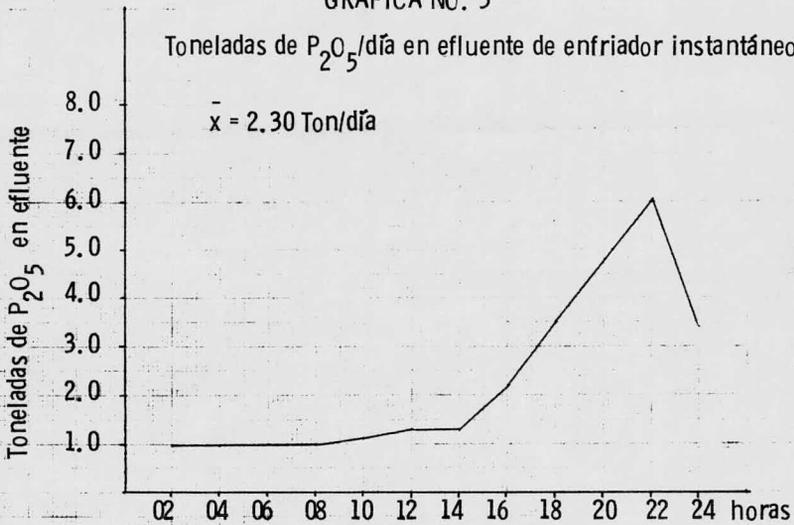
GRAFICA NO. 2-A



GRAFICA NO. 3

Toneladas de  $P_2O_5$ /día en efluente de enfriador instantáneo sur

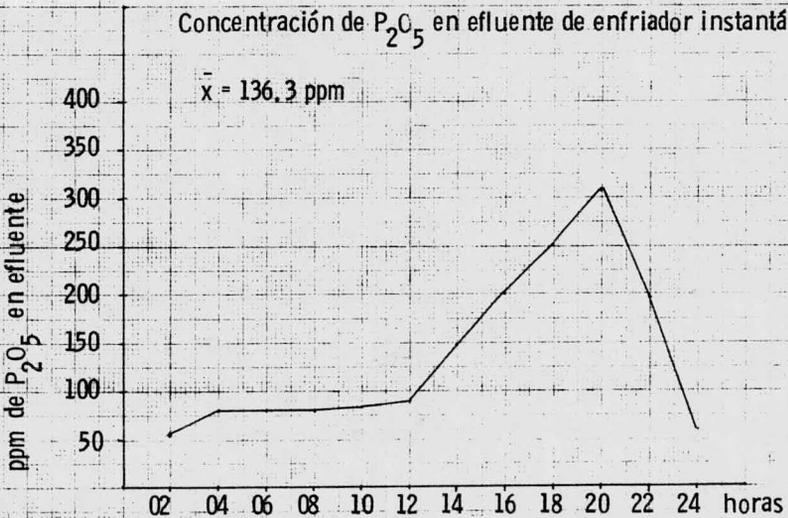
$$\bar{x} = 2.30 \text{ Ton/día}$$



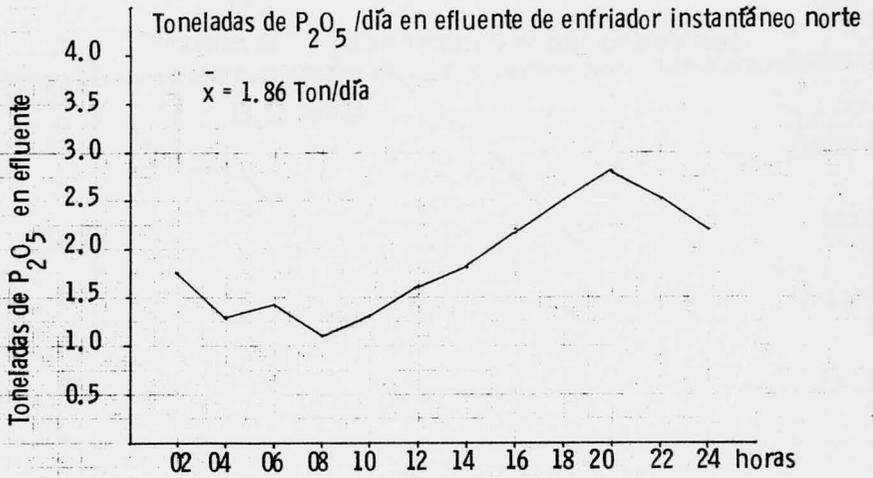
GRAFICA NO. 3-A

Concentración de  $P_2O_5$  en efluente de enfriador instantáneo sur

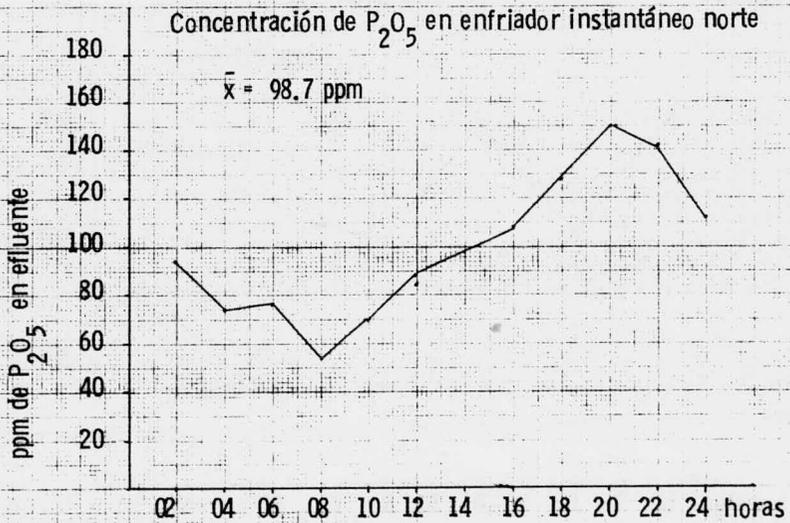
$$\bar{x} = 136.3 \text{ ppm}$$



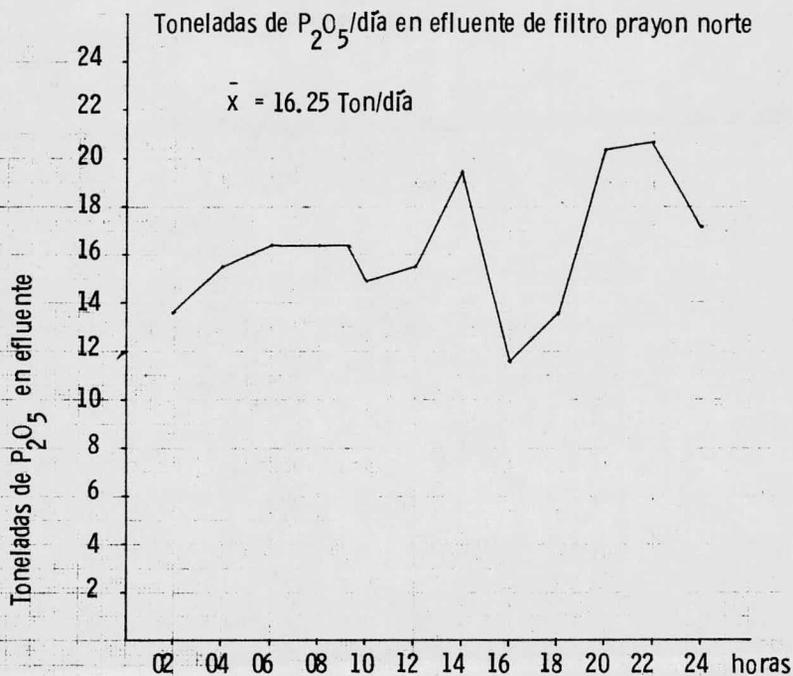
GRAFICA NO. 4



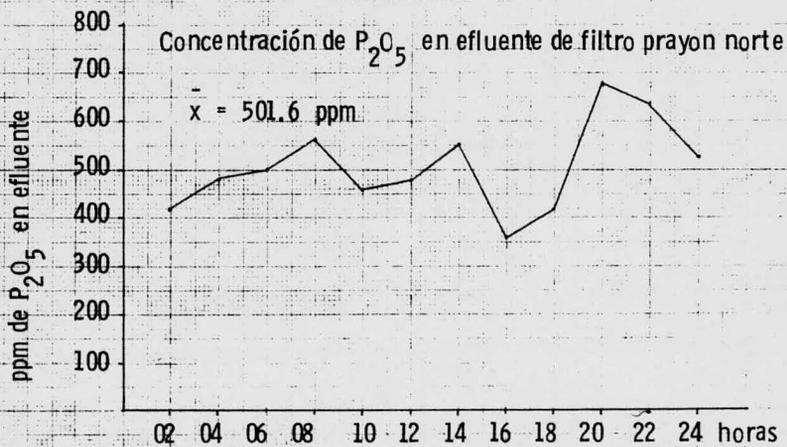
GRAFICA NO. 4-A



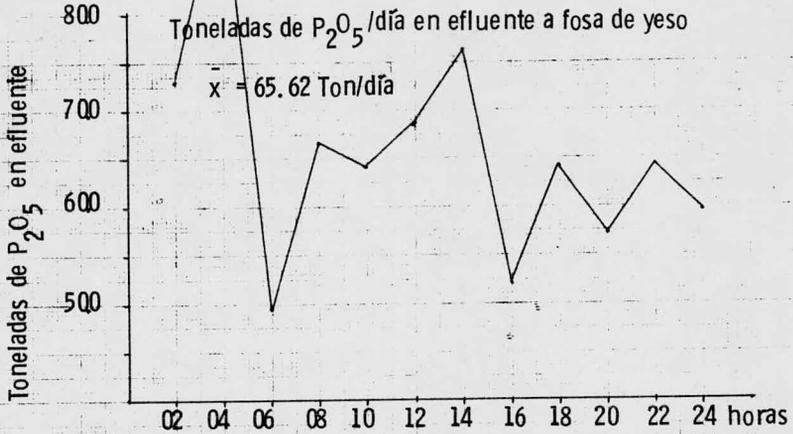
GRAFICA NO. 6



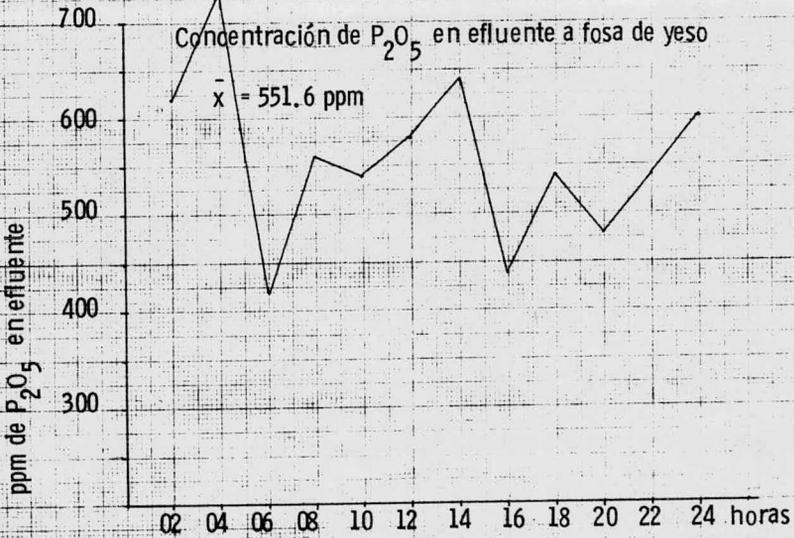
GRAFICA NO. 6-A



GRAFICA NO. 7



GRAFICA NO" 8



normales; sin embargo no se puede asegurar que los niveles de contaminantes, sean los máximos esperados ya que en la mayoría de los análisis se observa una gran variación entre los máximos y los mínimos reportados.

El contenido de  $P_2O_5$  en el efluente general durante los meses de julio, agosto y septiembre; tienden a estabilizarse en los límites de 300-600 ppm.

Los efluentes correspondientes a los condensadores barométricos de ácido fosfórico, representan una contaminación alta en términos de  $P_2O_5$ ; los análisis químicos de estos efluentes tren norte y tren sur, indican una descarga de 27.8 Ton/día de  $P_2O_5$  100%, los filtros prayon con 32.68 Ton/día.

Las descargas de los enfriadores instantáneos por su parte contribuyen con 4.16 Ton/día  $P_2O_5$  100% al aporte total de  $P_2O_5$  de los efluentes, en total se detectan 65.62 Ton/día de pérdidas en  $P_2O_5$  en estos equipos.

La variación del contenido de  $P_2O_5$  se encuentran señalados en las gráficas I-8.

Los efluentes líquidos de las plantas que llevan en suspensión principalmente sulfato de calcio, se bombean a un vaso de asentamiento en el cual se realiza la separación de los sólidos suspendidos drenándose los remanentes líquidos al mar.

En la actualidad se estima que se envía a la laguna de asentamiento un caudal aproximado de 113,550 l/min., presentándose un derrame constante por el vertedor.

En las condiciones actuales de operación y de acuerdo con los análisis que se realizaron en el laboratorio, los lodos que actualmente se vierten a la laguna tienen una concentración de 20 gramos/l a un gasto promedio de 113,550 l/min. que representan 3,270 toneladas de yeso/día base seca.

Cálculos:

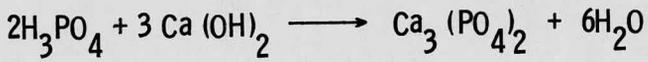
$$113,550 \text{ l/min} \times 20 \text{ g/l} = 2,271,000 \text{ g/min.}$$

$$2,271,000 \text{ g/min.} \times 1440 \frac{\text{min.}}{\text{día}} = 3,270 \text{ ton. de yeso/día.}$$

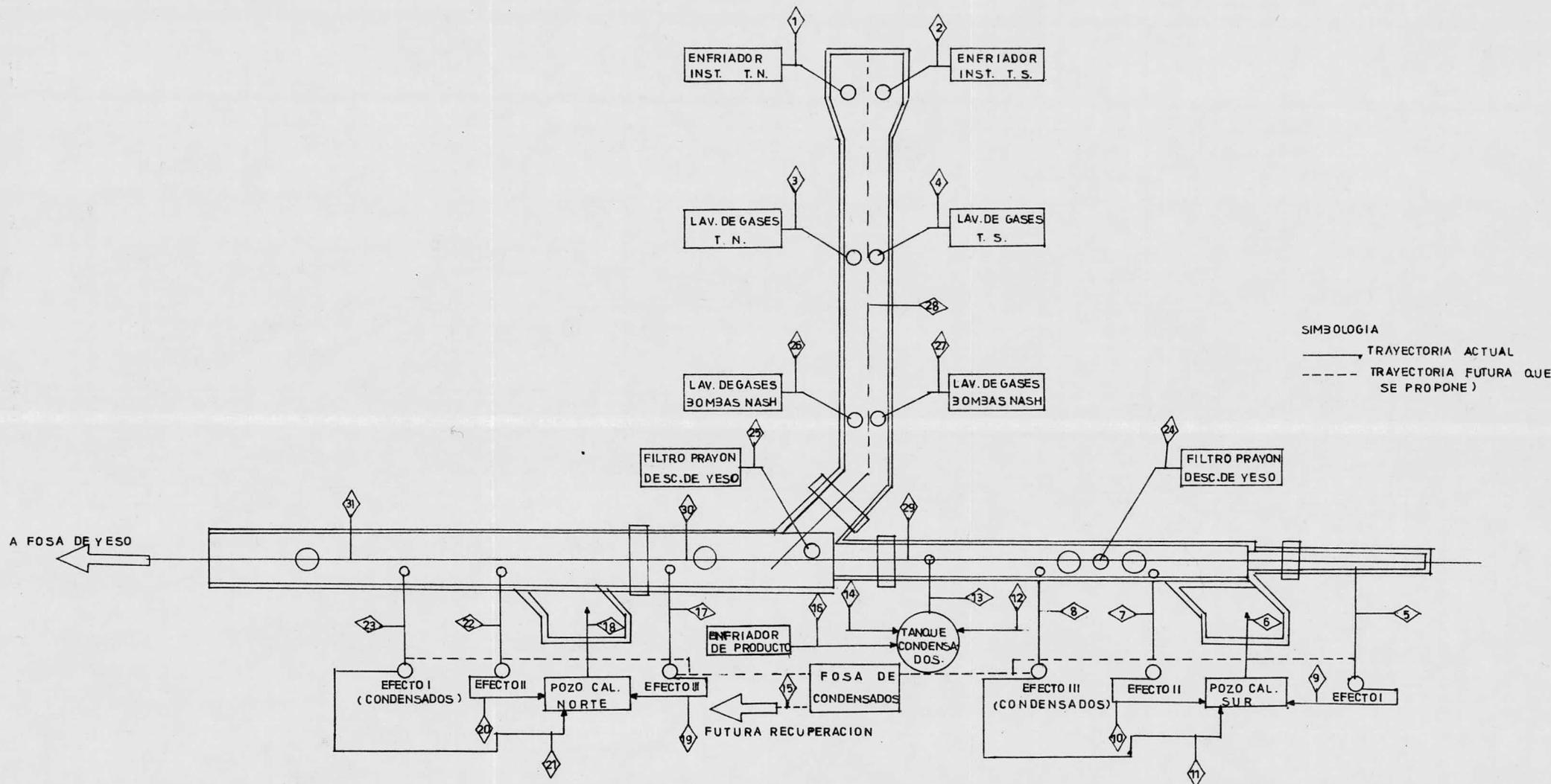
El efluente líquido de la planta que se envía a la laguna contiene pequeñas cantidades de ácido fosfórico y fluoruros, los cuales pueden eliminarse mediante un tratamiento alcalino a base de hidróxido de calcio o hidróxido de sodio.

En el laboratorio, en las pruebas de tratamiento, se encuentra que los mejores resultados se obtienen cuando el efluente se trata con hidróxido de calcio en relación de 1.5 gramos de  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  de 98% de pureza por cada litro de solución, en estas condiciones el pH de la solución se incrementa de 2.4, pH inicial, a 8.0 pH final. El efluente tratado no contiene  $\text{P}_2\text{O}_5$  libre y el contenido de fluor se reduce al producto de solubilidad del  $\text{CaF}_2$ .

Reacción:



En seguida se presenta el diagrama No. 4, el cual señala las trincheras del efluente contaminado en la planta de ácido fosfórico.



CORRIENTE	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31					
FLUJO CONTINUO (l/mjn)	3560	3560	445	445	96	6037	89	68	2207	2028	1802	525	1105	480	505	100	68	6939
FLUJO CONTINUO (l/min)	2074	2332	2533	89	955	2550	2550	839	839	9788	9944	2228	29474					

PLANTA DE ACIDO FOSFORICO

TRINCHERA DE EFLUENTE CONTAMINADO

PLANO No 4

## VII.- RECUPERACION

En todos los procesos hay un punto muy importante y es, sin lugar a duda, la recuperación del efluente. En los diferentes recorridos que se efectuaron en las plantas así como en los resultados de los análisis químicos que se efectuaron en los diferentes efluentes, indicaron que se dispone de un flujo de 500 l/min. condensados no contaminados correspondientes a las calandrias de los evaporadores de la planta de ácido fosfórico.

En virtud de tratarse de condensados de alta calidad, estos pueden usarse como agua de dilución del ácido sulfúrico, y no desperdiciarla como actualmente se hace.

Por otra parte, existen otros flujos cuyas características químicas permiten su recuperación y uso en los sistemas que se señalan, el volumen susceptible de posible recuperación es del orden de 2,000 l/min., actualmente estos flujos se desechan al efluente general.

Considerando que los costos actuales de tratamiento de agua son caros, se puede estudiar la manera de aprovecharla.

Existen, a juicio, <sup>tratamiento</sup> dos alternativas para la recuperación del efluente de agua de proceso y consiste principalmente en lo siguiente:

- a) Recuperación de agua de proceso sin utilizar estanque de enfriamiento.
- b) Recuperación de agua de proceso con recirculación total, con estanque de enfriamiento.

En la alternativa (a) se pueden recuperar aproximadamente 2,000 l/min., sin recurrir a la sustitución de agua salada por agua de proceso, con el diagrama de flujo propuesto es innecesaria la construcción de un estanque de enfriamiento.

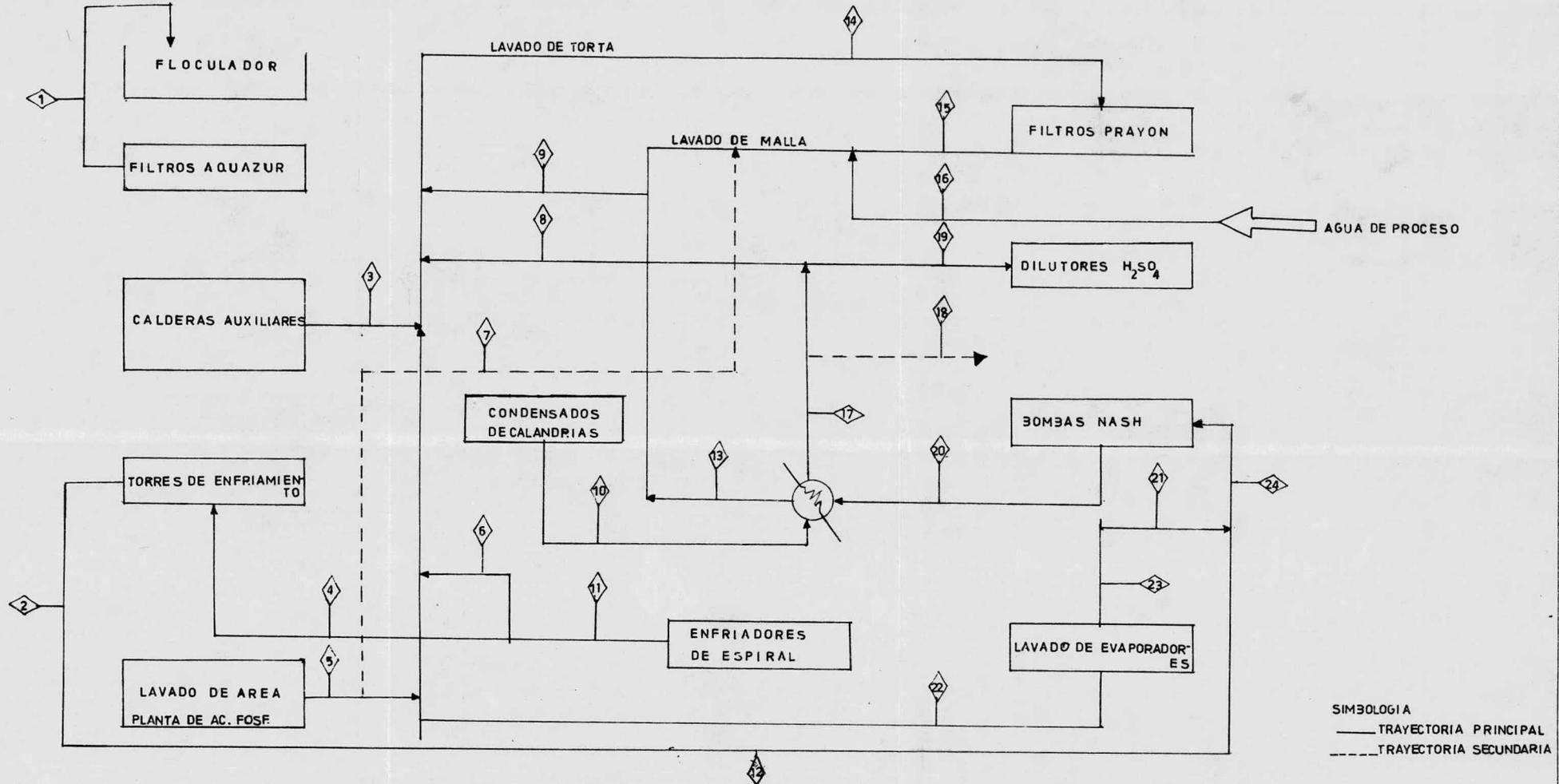
Al ternativa (b). - En esta alternativa se considera la sustitución parcial del agua de la laguna por el agua de proceso, el uso de los efluentes menos contaminados con  $P_2O_5$  se destinan para la fluidización de yeso, además se presupone la construcción del estanque de enfriamiento, en el cual se recirculan los efluentes mas contaminados con  $P_2O_5$ .

En esta alternativa se ha intercalado un tratamiento químico para regular el pH, de los excesos del estanque de enfriamiento a las descargas de aguas usadas.

El tratamiento adecuado consiste también en adición de hidróxido de calcio en proporciones antes mencionadas.

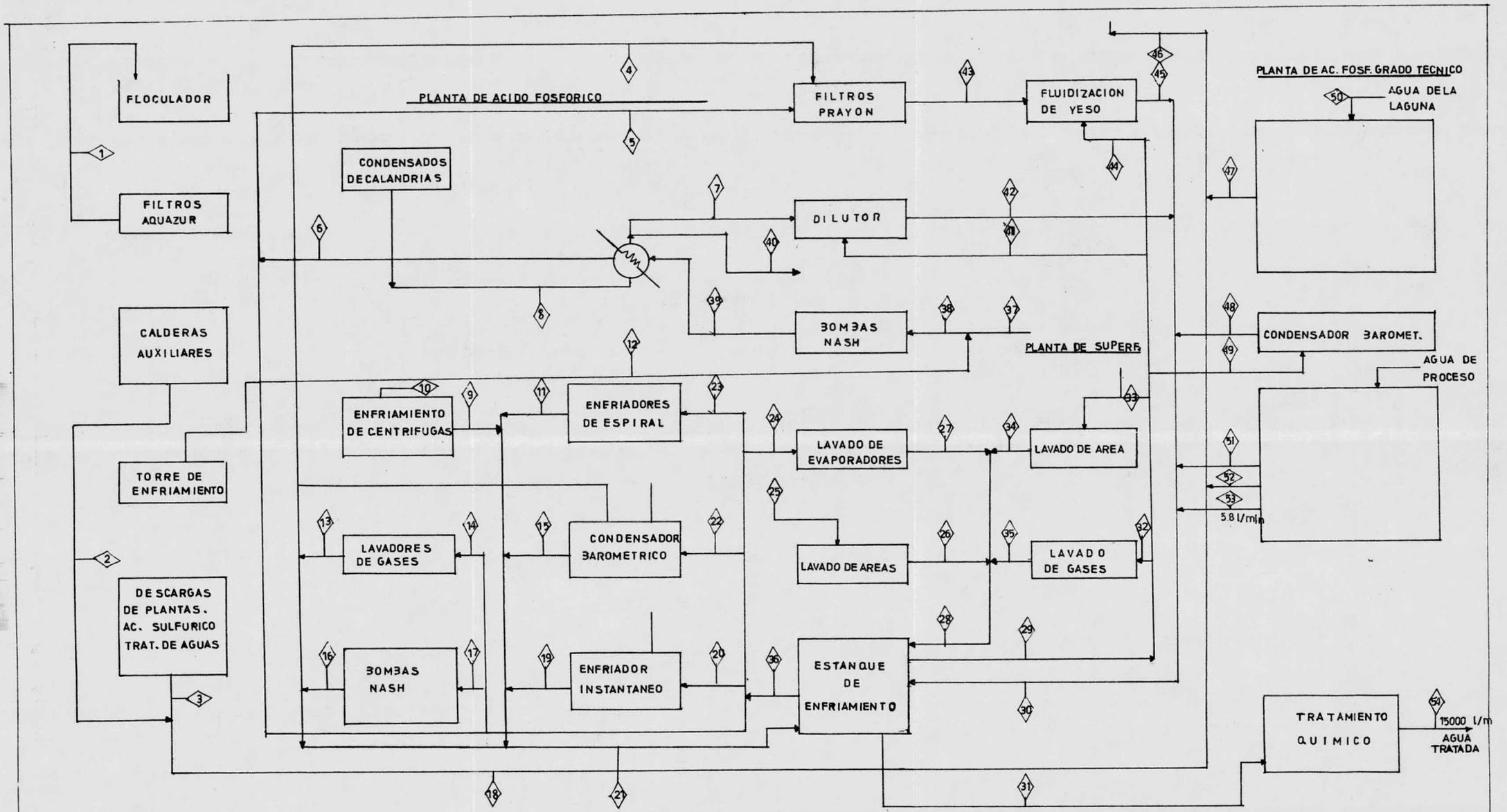
En los diagramas correspondientes se exponen las dos alternativas propuestas.

PLANTA DE ACIDO FOSFORICO



SIMBOLOGIA  
 ——— TRAYECTORIA PRINCIPAL  
 - - - - - TRAYECTORIA SECUNDARIA

																								RECUPERACION DE AGUA DE PROCESO	
CORRIENTE	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	SIN ESTANQUE DE ENFRIAMIENTO
FLUJO CONTINUO (l/min)	40	56	98	625	101	25	101	200	480	505	625	12	480	700	900	650	505	200	450	480	324	70	70	480	DIAGRAMA No 1



CORRIENTE	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	RECIRCULACION TOTAL DE EFLUENTES
	27	28	29	30	31	32	33	34	35	36	37	38	39	40	41	42	43	44	45	46	47	48	49	50	51	52	CON ESTANQUE DE ENFRIAMIENTO
FLUJO CONTINUO(l/min)	40	56	160	700	900	480	505	505	16	16	625	156	990	990	12200	1678	1678	258	7000	7000	22654	12500	625	70	101	101	
FLUJO CONTINUO(l/min)	70	857	8547	7865	15000	1900	52	52	1900	25285	324	480	480	125	2160	2160	1180	9920	5100	4528	4240	584	567	4240	15	30	DIAGRAMA No 11

## VIII.- CONCLUSIONES

2

El agua constituye por sí misma el hábito natural de muchos y muy diversos nichos ecológicos de un valor incalculable para el hombre. Constituye también, el elemento esencial - para la vida misma, para la explotación de recursos naturales y para todas las actividades humanas.

Desgraciadamente las descargas en el medio ambiente han impartido al agua propiedades distintas de las naturales. La presencia en el agua de materiales persistentes o no persistentes pueden hacer que se alteren sus características hasta el grado de hacerla inútil, es entonces cuando debe considerarse que esa agua está contaminada.

Los daños son en realidad muy difíciles de cuantificar sobre todo si se trata de países en vías de desarrollo, en los cuales ciertos efectos pasan desapercibidos, aún cuando produzcan deterioros en la explotación potencial de algún recurso, o bien se causen daños a la flora, la fauna y aún a la salud del hombre.

Cuando la contaminación del agua, afecta la vida acuática, como es el caso que se está tratando, se reduce la explotación pesquera con un gran deterioro económico. Como consecuencia económica puede considerarse también el sobre-costos que

tiene un tratamiento igual si ello obedece a la presencia de contaminantes que afectan un uso determinado de esa agua.

Ambos efectos, el biológico y el económico interaccionan entre sí y deben tomarse en cuenta sin desvincularlos para mantener bajo control el problema. Con ésto se puede concluir, que las medidas para mejorar la cantidad de las aguas contaminadas o para evitar su contaminación deben responder a las necesidades del medio ambiente y sus seres vivos.

Primera conclusión. - La contaminación existente se debe principalmente a las industrias; existe un control por parte del estado para evitar la misma y se hacen múltiples esfuerzos para anularla hasta donde sea posible; sin embargo, es muy grande el número de fábricas que continúan contaminando.

Buena parte de la contaminación en la zona industrial de Coatzacoalcos es producida por empresas de las cuales el pueblo de México, a través del Estado es el propietario, ésto significa que en lugar de esperar a que los daños personales se hagan inocuales, y que los daños ecológicos sean irreparables, para empezar a tomar medidas positivas, se puede de una vez, calcular que el costo real para la nación en ese caso, puede ser mayor, que el costo de los mecanismos para

detener la contaminación existente. Si el costo de las chimeneas y el sistema de desagüe que impidan contaminar el aire y las aguas resulta prohibitivo para las empresas en cuestión, debe pedirse un subsidio estatal para implantar los sistemas anticontaminantes adecuados.

Tal vez, 100 millones de pesos parezcan mucho para el propósito, pero si los daños a mediano plazo se quintuplican, vale la pena entonces atacar el problema inmediatamente.

Conclusión al segundo objetivo. - Después de efectuar los análisis respectivos de los puntos de mayor contaminación en el complejo, se concluye que hay que llevar un control adecuado del proceso, efectuando los análisis químicos que se exponen en el capítulo VI y en el agua de los puntos que se señalan en la figura No. 2. Los resultados que se obtengan de los reportes del laboratorio indicarán el lugar preciso donde exista falla en el proceso y por lo tanto el punto de alta contaminación.

Conclusión al tercer objetivo. - En virtud de que el efluente líquido de la planta, que se envía al vaso de asentamiento contiene pequeñas cantidades de ácido fosfórico y fluoruros, se pueden eliminar mediante un tratamiento alcalino a base de hidróxido de calcio en proporciones adecuadas, tal como se muestra en el capítulo VI.

Debido a que se usa agua salada para el arrastre del yeso se recomienda añadir agua y el hidróxido de calcio a un tanque repulpador el cual debe ser colocado en la desgarga del filtro prayon, por ser este el lugar donde se descargan las mayores cantidades de yeso.

Otra solución que se considera adecuada es el recuperar condensados de alta calidad, que pueden ser utilizados en algunas secciones del proceso, tomando en cuenta los costos actuales del tratamiento de agua. (ver alternativas en el capítulo VII).

Conclusión al cuarto objetivo. - En términos generales, se puede concluir que la buena operación del proceso en las áreas contaminadas así como la aplicación adecuada de hidróxido de calcio, traerán como resultado la reducción al mínimo de la contaminación existente actualmente.

Se sabe que la principal fuerza del ser humano esta en su capacidad para razonar, pero en la actualidad con todas las consecuencias presentes, parece que esta afirmación careciera de verdad. Hay que recordar que cada día que pasa, el mar y los rios son cada vez mas contaminados, y que ésto es un proceso acumulativo e irreversible para los recursos humanos, por lo cual, dos caminos le quedan a la humanidad en esta época, dejarse llevar por un uso inadecuado de la

tecnología y las máquinas, causando posiblemente su -  
muerte por los efectos de la contaminación que ha ocasio -  
nado en la naturaleza, o bien racionalizar la tecnología  
para que sirva como instrumento de integración cultural  
y económica, tanto en los pueblos como en los mismos -  
individuos.

IX.- BIBLIOGRAFIA

American Society for Testing and Materials  
Manual de Aguas para Usos Industriales  
Tercera Edición (1976)

Babor J. A. y J. Ibarz A.  
Química General Moderna  
Séptima Edición (1963)

Herman E. Hillboe M. D. Comisionado  
Manual de Tratamientos de Aguas  
Publicado por el Departamento de Sanidad  
del Estado de N. Y. (1976)

Quagliano J. V. y L. M. Vallarino  
Chemistry, Prentice-Wall  
Inglaterra (1969)

Masterton W. L.  
Química General Superior  
Segunda Edición (1969)

Manuales de Operación de las diferentes  
Plantas del Complejo Industrial  
F. F. M., S. A. (1976)

Salvat  
Diccionario Enciclopédico  
Edición (1976)

Sister H. Vanderwerf, A. W. Davison,  
College Chemistry  
The McMillan, Co., New York (1967)

Revistas del I.M.I.Q. (1976 y 1977)

Sheneider, R.E. el Laboratorio Oceánico,  
Enciclopedia Científica, I. (1967)

Sheneider R.E., La Vida de los Animales,  
Enciclopedia Científica, II (1968)