



**DESARROLLO DE LA INGENIERIA BASICA PARA LA
MODIFICACION DE UNA PLANTA PRODUCTORA DE
SUPERFOSFATO TRIPLE GRANULADO A FOSFATO
DIAMONICO GRADO AGRICOLA; 18 - 46 - 0 .**

T E S I S
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A N :
ELSA ELENA LOPEZ CASTRO
ANTONIO AGUILAR PARRA



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.

I N D I C E

	Pág
PROLOGO	1
CAPITULO I	
INTRODUCCION	6
CAPITULO II	
DESCRIPCION DE LA PLANTA DE SFTG EXISTENTE	
2.A Descripción del Proceso	12
2.A.1 Introducción	13
2.A.2 Descripción del Proceso	13
2.B Lista de Equipo	16
2.C Diagrama de Flujo de Proceso	19
CAPITULO III	
MODIFICACION DE LA PLANTA DE SFTG A DAP	
3.A Bases de Diseño	22
3.A.1 Generalidades	23
3.A.1.1 Función de la Planta	23
3.A.1.2 Tipo de Proceso	23
3.A.2 Capacidad, Rendimiento y Flexibilidad	23
3.A.2.1 Factor de Servicio	23
3.A.2.2 Capacidad y Rendimiento	23
3.A.2.3 Flexibilidad	23
3.A.3 Especificación de las Alimentaciones de Proceso	24
3.A.3.1 Acido Fosfórico del 54% en peso de P_2O_5	24

	Pág
3.A.3.2 Acido Fosfórico del 30% en peso de P_2O_5	24
3.A.3.3 Amoniac	25
3.A.3.4 Acido Sulfúrico	25
3.A.4 Especificaciones del Producto	25
3.A.5 Condiciones de las Alimentaciones en Límites de Batería	25
3.A.6 Condiciones del Producto en Límites de Batería	26
3.A.7 Eliminación de Desechos	26
3.A.8 Instalaciones Requeridas de Almacenamiento	26
3.A.9 Servicios Auxiliares	26
3.A.9.1 Vapor	27
3.A.9.2 Condensado	27
3.A.9.3 Aire de Instrumentos	27
3.A.9.4 Alimentación de Energía Eléctrica	28
3.A.9.5 Desfogue	28
3.A.10 Bases de Diseño	28
3.A.10.1 Bombas	28
3.A.10.2 Cambiadores de Calor	29
3.B Criterios Generales de Diseño	30
3.B.1 Proceso	31

	Pág.
3.B.1.1 Primer Paso de Neutralización	31
3.B.1.2 Segundo Paso de Neutralización	31
3.B.1.3 Amoníaco al Preneutralizador	31
3.B.1.4 Efluente del Preneutralizador	31
3.B.1.5 Sistema de Lavado de Gases	31
3.B.1.6 Efluente del secador del Pro-- ducto	32
3.B.1.7 Soplador del Lavador del Reac-- tor	32
3.B.1.8 Destino del DAP Producto	32
3.B.2 Balance de Materia y Energía	32
3.B.2.1 Capacidad	32
3.B.2.2 Adición de Acido Sulfúrico	32
3.B.2.3 Sobreformulación	33
3.B.2.4 Limitaciones del Equipo Exis-- tente	33
3.B.2.5 Relación mol $\text{NH}_3/\text{H}_3\text{PO}_4$	33
3.B.2.6 Capacidad de Cribado	33
3.B.2.7 Equipo de tratamiento de Gases	34
3.C Descripción del Proceso	36
3.C.1 Introducción	37
3.C.2 Descripción del Proceso	37
3.D Lista de Equipo	45
3.D.1 Equipo Nuevo	46
3.D.1.1 Bombas	46

3.F Diagramas de Flujo de Proceso y Balance de Servicios Auxiliares	59
3.F.1 Diagrama de Flujo de Proceso	60
3.F.2 Cuadro de Balance de Materia y - Energía	61
3.F.3 Diagrama de Balance de Vapor y - Condensado	64
3.F.4 Diagrama de Balance de Combusti- ble	65
3.G Hojas de Datos de Equipos	66
3.G.1 Bomba de Lodos	67
3.G.2 Bomba de Recirculación del Lava- dor	69
3.G.3 Agitador del Reactor de Preneu- tralización	71
3.G.4 Soplador del Lavador	74
3.G.5 Vaporizador de Amoníaco al Reac- tor	75
3.G.6 Vaporizador de Amoníaco Almacena- do	78
3.G.7 Enfriador de Amoníaco	81
3.G.8 Lavador del Reactor	84
3.G.9 Tanque Acumulador de Amoníaco Li- quido	87

	Pág	
3.D.1.2	Agitadores	46
3.D.1.3	Sopladores	46
3.D.1.4	Cambiadores de Calor	46
3.D.1.5	Lavadores de Gases	46
3.D.1.6	Tanques	46
3.D.1.7	Reactores	47
3.D.2	Equipo Existente	47
3.D.2.1	Molinos	47
3.D.2.2	Sopladores	48
3.D.2.3	Cribas	49
3.D.2.4	Secador Rotatorio	49
3.D.2.5	Ciclones	50
3.D.2.6	Lavadores	51
3.D.2.7	Básculas	52
3.D.2.8	Transportadores y Elevadores	52
3.D.2.9	Depósitos	54
3.D.2.10	Divisor de Producto	54
3.D.2.11	Fosa de Efluente Contaminado	54
3.D.2.12	Chimenea	54
3.D.2.13	Tolva de Alimentación a Cribas	54
3.E	Requerimientos de Servicios Auxiliares	55
3.E.1	Vapor	56
3.E.2	Electricidad	57
3.E.3	Combustible	58

	Pág
3.G.10 Reactor de Preneutralización	90
3.H Plano de Localización General de Equipo	94
3.I Diagramas de Tubería e Instrumentación de Proceso	96
3.I.1 DTI Sección de Almacenamiento de Amoníaco Líquido	97
3.I.2 DTI Sección de Preneutralización y Lavado de Gases del Reactor	98
3.I.3 DTI Sección de Amoniatación	99
3.J Diagramas de Tubería e Instrumentación de Servicios.	100
3.J.1 DTI de Vapor y Condensado	101
CAPITULO IV	
CONCLUSIONES	102
CAPITULO V	
BIBLIOGRAFIA	104

PROLOGO

La lucha del hombre en la naturaleza pasma cada vez más al mundo y ha logrado avanzar simultáneamente en tiempo y espacio el desarrollo de su tecnología, logrando alcanzar -- elevados niveles de producción.

La inquietud innata del hombre como ser dotado de inteligencia no la detiene nadie; supera todos los obstáculos y se ha rodeado de medios de preservación para subsistir. -- Pero van surgiendo nuevos problemas que resolver y en nuestro país uno de los más importantes lo constituye la explotación demográfica, cuyo fenómeno implica una amenaza para la sociedad mexicana, porque mientras su aumento es de dimensiones geométricas, la base de su sustentación, que es la tierra, no aumenta, antes bien disminuye su poder de darnos alimento.

Por otra parte, ese aumento inusitado, provoca el fenómeno de desocupación y rompe el ritmo de la economía existente, luego representa un peligro.

Frente a estas inminentes amenazas es preciso y urgente -- buscar soluciones inmediatas, y en este caso algunos factores que formarían parte de las soluciones serían: que la tierra produzca lo necesario a base de fertilizantes, que se elabore un fertilizante barato al alcance del pueblo; y que se combata la desocupación mediante la creación de --- fuentes de trabajo.

El presente proyecto tiene su origen en la posibilidad técnica de modificar una planta productora de Super Fosfato -

Triple Granulado (SPTG) para producir Fosfato Diamónico -- (DAP).

El cambio citado tiene como objetivos:

1.-Ofrecer al agricultor mexicano fertilizantes más concen-
trados y de características superiores en comparación con-
los que usaba habitualmente, produciendo fosfato diamónico
18-46-0 grado agrícola, dejando abierta la posibilidad de-
producir superfosfato triple granulado cuando sea necesa-
rio.

2.-Aprovechar al máximo posible la disponibilidad de mate-
rias primas existentes en el país.

3.-Disminuir o eliminar las importaciones de productos fer-
tilizantes.

Al realizarse lo anterior la capacidad productiva del país
se vería aumentada, el ahorro de divisas que se tendría --
con la producción de DAP sería considerable.

En adición a lo anterior se aprovecharía:

Que México cuenta con grandes reservas de gas natural, de
donde se obtiene amoniaco, materia prima para la fabrica-
ción de DAP.

Se ayudaría a promover la integración horizontal y verti-
cal de los fertilizantes en México, permitiendo adicional-
mente el desarrollo de industrias conexas nacionales, ta-
les como la minera y petroquímica que proveen importantes-
insumos, cada vez en mayor volúmen, para la elaboración de
fertilizantes.

Además nuestro país lograría una doble ventaja: la ya mencionada referente al incremento en la capacidad productiva de este fertilizante, y la que se obtiene, como consecuencia de lo anterior en el sentido de adquirir una independencia total del mercado internacional en este producto, - inclusive con relación a insumos y productos intermedios.

CAPITULO I

INTRODUCCION

De acuerdo a estudios realizados por Fertilizantes Mexicanos se considera que dadas las características de las instalaciones existentes en una planta de SFTG (Superfosfato triple Granulado), y del proceso de fabricación de DAP (Fosfato Diamónico), las modificaciones propuestas permitirían a la vez que producir un producto más útil, incrementar sustancialmente la capacidad instalada de la planta, en un tiempo y con una inversión menores a las que requeriría una planta nueva de capacidad equivalente a dicho incremento.

En función de los conceptos anteriores y del estudio de factibilidad existente, se evaluaron con precisión las posibilidades del mercado.

El empleo de fertilizantes fosfatados principia en el país con el superfosfato simple (20% de P_2O_5), cuyo uso y producción datan de 1925. Sin embargo, el empleo de fertilizantes de mejores cualidades, y de más alta concentración como el fosfato diamónico y del superfosfato triple, es más reciente, ya que el uso del primero se inició en 1956 y del segundo en 1962, respectivamente. Este último año marca además el inicio de las operaciones de producción de estos dos productos en México, así como también de la fabricación de ácido fosfórico, que es la materia prima fundamental para la fabricación de los mismos.

El SFTG y el DAP son los productos fosfatados más concentrados que se producen en México (46% de P_2O_5). Sin embar

go, el DAP es un producto más concentrado si se toma en consideración su contenido de nitrógeno (N), que es del 18%, lo cual eleva a 64% su contenido total de nutrientes, situación que lo coloca como uno de los productos más importantes debido a las ventajas que su elevada concentración le confiere.

La determinación de la demanda futura de DAP se realizó en función de la proyección del consumo aparente histórico del DAP y del SFTG. De acuerdo a los estudios antes mencionados se estima que del aumento en la demanda, 53,000 ton serán de SFTG y el resto se satisficará con DAP.

La demanda conjunta de SFTG y DAP crecerá de 385,000 ton a 1,067,000 ton de producto en el período 1978-1982, que equivale a una tasa de crecimiento de 10.7% anual para el período de referencia, situación que está acorde con la fase de crecimiento en que se encuentra el mercado específico de estos dos productos. ya que la tasa de crecimiento del consumo agregado de los mismos fue 16.8% y 14.4% en los períodos de 1962-70 y 1970-78 respectivamente.

Por lo que respecta a la oferta futura de DAP y de SFTG, ésta será de 350,000 ton anuales de producto bruto, en el período 1978-81 y a partir de 1982 se incrementará significativamente hasta alcanzar en 1985 la cifra de --

625,000 ton de producto, la cuál permanecerá constante a partir de esa fecha. (TABLA I)

Al analizar comparativamente la oferta y la demanda se observa que en el lapso de 1978-88 habrán déficit que varían de 35,000 ton de producto en 1978 hasta 174,000 ton de producto en 1981. En 1982 se disminuirán las importaciones a 35,000 ton con el incremento de producción, sin embargo seguirá siendo necesario recurrir a la importación para satisfacer la demanda nacional de DAP, dado -- que los déficit volverán a incrementarse de 35,000 ton -- en 1982 a 161,000 ton de producto en 1985, hasta llegar a 441,000 ton de producto en 1988.

Lo anterior revela claramente la necesidad de efectuar la modificación de referencia, dado que al no realizarse ésta, el déficit acumulado de producto en el período -- 1980-88 sería de 1.69 millones de toneladas. que de satisfacerse con importaciones, éstas tendrían un valor de 4,882 millones de pesos, considerando el precio actual -- del DAP en el mercado internacional.

La forma como afectaría la modificación de la planta a los déficit mencionados en párrafos anteriores, se muestra a continuación: (TABLA I)

T A B L A I

AÑO	INCREMENTO EN		
	DEFICIT (Miles de ton de DAP)	LA OFERTA (Miles de ton de DAP)	BALANCE (Miles de ton de DAP)
1978	(35)	-	(35)
1979	(78)	-	(78)
1980	(124)	18	(106)
1981	(174)	52	(122)
1982	(35)	91	56
1983	(72)	125	53
1984	(111)	125	14
1985	(161)	125	(36)
1986	(243)	125	(118)
1987	(337)	125	(212)
1988	(441)	125	(316)

Efectuando el mismo cálculo del párrafo anterior, se observa que la modificación implicaría que los déficit acumulados del período 1980-1988, fueran 798,000 ton menos a lo que sería necesario importar de no efectuarse el proyecto. Esto por lo tanto generaría ahorros por concepto de importación del orden de 2,294 millones de pesos.

De efectuarse la modificación la capacidad productiva de nuestro país se vería aumentada en aproximadamente 155 mil toneladas anuales, producción con la que se lograría

la autosuficiencia del país en DAP.

El ahorro de divisas que se tendrían con la producción - de DAP en el período 1980-85 se estima sería de 2,546 mi llones de pesos. Esta cifra supera en mucho a la inver-- sión requerida para la modificación de la planta.

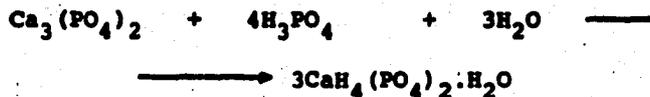
CAPITULO II

DESCRIPCION DE LA PLANTA DE SFTG EXISTENTE

2.A DESCRIPCION DEL PROCESO

2.A.1 INTRODUCCION

En este proceso, la reacción entre el ácido -- fosfórico y la roca fosfatada se resume mediante la siguiente ecuación simplificada:



Como se ve en la reacción anterior, el producto contiene una molécula de P_2O_5 por cada una de CaO . Teóricamente, la reacción debería ser llevada para dar un producto con una relación mol de P_2O_5 a CaO de 1.0. En la práctica esto no sucede, y se mantiene una relación mol cercana a 0.94 para mejor operación y por cuestiones económicas. En este rango el control de la granulación es más fácil que a relaciones mol mayores, además de que el % de reacción de roca con el ácido (% de conversión) no es aumentado por una relación mol más alta. Parte del ácido no reacciona y se presenta como ácido -- libre.

2.A.2 DESCRIPCION DEL PROCESO

Como se muestra en la figura 2C:

La roca fosfatada calcinada después de pesada se alimenta al primer reactor. A la vez, se a-

limenta ácido fosfórico en cantidad suficiente para producir una relación de P_2O_5 a CaO en los lodos de aproximadamente 2.4. La concentración del ácido es normalmente cercana al 40% de P_2O_5 .

Se alimenta vapor dentro de los reactores para mantener la temperatura en el rango de 80 a 95°C. El condensado ayuda a producir la dilución necesaria.

El control de la operación depende de la composición de la materia prima y de los flujos reales para alcanzar la formulación deseada.

El reactor secundario SFT es originalmente un tanque de balance. Hay espacio para la dilución de la reacción en caso de falla del reactor primario.

El molino granulador se usa para distribuir los lodos sobre la superficie de la corriente de recicló. El molino granulador tiene un desfogue como equipo de mantenimiento por la deposición de polvo y sílice.

En el secador, el contenido de humedad disminuye al nivel deseado (1.3 a 2.3 %). Una hume-

dad muy baja produce el desprendimiento de fluor. Las temperaturas exactas de operación son determinadas experimentalmente; pero se espera que la temperatura de los sólido esté en el rango de 85-95°C.

La reacción de la roca y el ácido se completa en el secador y el desprendimiento de fluor se lleva a cabo en este equipo pues el agua es eliminada de los lodos. El flujo de fluor que sale del secador es de 5500 a 6000 Kg/día.

No se realiza ningún esfuerzo en particular para granular el producto.

Normalmente hay un gran desprendimiento de polvo y vapores de fluor cerca de las cribas y de cualquier transportador abierto. Por consiguiente el sistema de ventilación está diseñado con capacidades adecuadas de aire para asegurar la extracción de los polvos y condiciones saludables de trabajo.

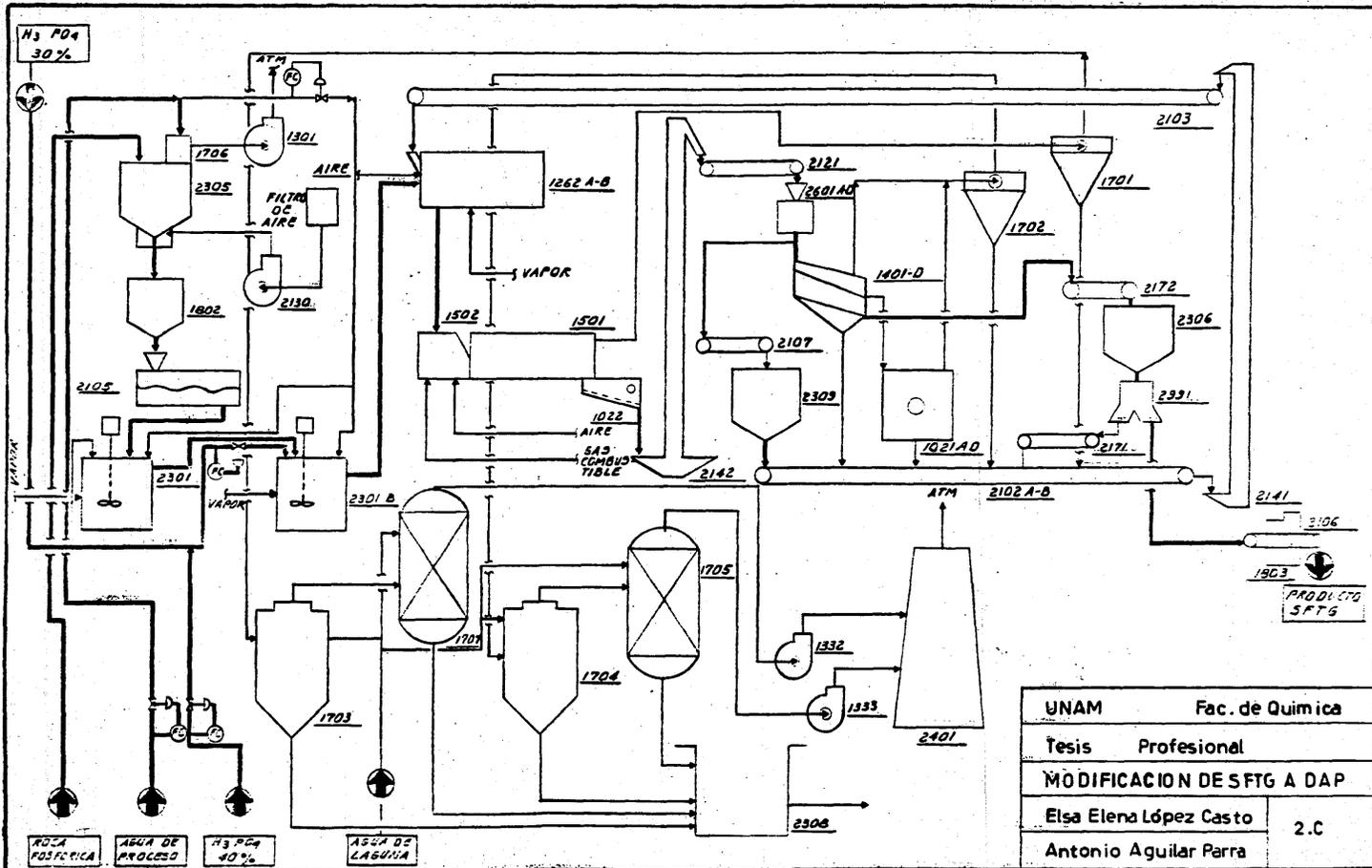
Se usan ciclones de altas eficiencia y la solución del lavador se envía a desecho. Se recomienda evitar cargas de fluor alrededor del sistema del lavador del secador. Por lo anterior todas las soluciones del lavador se llevan a una fosa de desecho.

2.B LISTA DE EQUIPO

CLAVE NUM.	NUM. UNIDADES	DESCRIPCION
1021 A-D	4	Molino de Cadenas
1022	1	Triturador de Criba de Barras
1201 A-B	2	Agitadores
1262 A-B	2	Molino Granulador
1301	1	Soplador del Colector de Polvos
1332	1	Soplador del Lavador del Secador
1333	1	Soplador del Lav. de Cribas y Molinos
1337	8	Ventiladores
1401 A-D	4	Cribas
1501	1	Secador Rotatorio
1502	1	Cámara de Combustión y Quemador
1701	1	Ciclón del Secador
1702	1	Ciclón de Cribas y Molinos
1703	1	Lavador del Secador
1704	1	Lavador de Cribas y Molinos
1705	1	2° Lavador de Gas de Cribas y Molinos
1706	1	Colector de Polvos
1707	1	2° Lavador del Secador
1802	1	Báscula de Roca
1803	1	Báscula de Producto
2101	1	Transportador a Cribas
2102 A-B	2	Colectores de Molinos
2103	1	Transportador de Recirculación a Granu ladores

2105	1	Transportador de Sin Fin de Roca Fosfórica
2106	1	Transportador de Producto
2107	1	Transportador de Desviación
2120	4	Válvulas de Control de Cribas
2130	1	Soplador para Resbalar Roca
2141	1	Elevador de Recirculación
2142	1	Elevador del Secador
2171	1	Vibrador de Recirc. de Producto
2172	1	Transportador de Cribas
2181	1	Transportador de Roca
2301 A-B	2	Reactor de SFTG
2305	1	Depósito de Roca de Alimentación
2306	1	Depósito de Producto
2308	1	Fosa de Efluente Contaminado
2309	1	Depósito de Retención de Desviación
2310	1	Tolva de Fondos
2401	1	Chimenea del 2° Lavador de Gas del Secador y del del Cribas y Molinos
2601 A-D	4	Tolva de Alimentación a Cribas
2901	1	Lavador de Lodos
2991	1	Divisor de Producto
3205	1	Tablero de Control

2.C DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO



UNAM Fac. de Química

Tesis Profesional

MODIFICACION DE SFTG A DAP

Elsa Elena López Casto

2.C

Antonio Aguilar Perra

CAPITULO III

MODIFICACION DE LA PLANTA DE SFTG A DAP

3.A BASES DE DISEÑO

3.A.1 GENERALIDADES

Definidos de común acuerdo entre el cliente y la Firma de Ingeniería.

3.A.1.1 Función de la Planta

La función de la planta es producir DAP (Fosfato Diamónico) 18-46-0 grado agrícola y SFTG cuando sea necesario.

Para la producción de DAP se harán las modificaciones necesarias a la Planta SFTG (Super Fosfato Triple Granulado).

3.A.1.2 Tipo de Proceso

El proceso utilizado consiste en una neutralización en dos pasos de ácido fosfórico con amoníaco.

Para el primer paso de la neutralización se usará un reactor de preneutralización que se adicionará a la planta y al que se alimentará amoníaco en fase vapor.

Para el segundo paso de neutralización se usará amoníaco líquido que se alimentará a los molinos granuladores ya existentes.

3.A.2 CAPACIDAD, RENDIMIENTO Y FLEXIBILIDAD

3.A.2.1	Factor de Servicio	330 días/año (90%)
3.A.2.2	Capacidad	
3.A.2.2.1	Capacidad de diseño	55 ton M/hr de DAP.
3.A.2.2.2	Capacidad normal	41.66 ton M/hr de DAP
3.A.2.3	Flexibilidad	100 - 133%

3.A.2.3.1 Falla de energía eléctrica. A falta de energía eléctrica la planta no podrá operar.

3.A.2.3.2 Falla de vapor. A falta de aire la planta no podrá operar.

3.A.2.3.3 Falla de aire. A falta de aire la planta no podrá operar.

3.A.3 ESPECIFICACION DE LAS ALIMENTACIONES DE PROCESO

Las materias primas necesarias, serán suministradas en Límites de Bateria a las condiciones especificadas.

Para la capacidad normal de operación:

3.A.3.1 Acido Fosfórico del 54% en peso de P_2O_5 .

a) Composición:

<u>Componente</u>	<u>g en peso</u>
H_3PO_4	74.535
Impurezas	1.04
Agua	24.43

b) Flujo: 26.385 ton M/hr

3.A.3.2 Acido Fosfórico del 30% en Peso de P_2O_5 .

a) Composición:

<u>Componente</u>	<u>g en peso</u>
H_3PO_4	40.51
Impurezas	5.99
Agua	53.50

b) Flujo: 25.751 ton M/hr

3.A.3.3 Amoniaco.

a) Componente % peso

NH₃ 99.80

Impurezas 0.20

b) Flujo: 9.96 ton M/hr

3.A.3.4 Acido Sulfúrico.

a) Componente % peso

H₂SO₄ 93.00

H₂O 7.00

b) Flujo: 0.311 ton M/hr

3.A.4 ESPECIFICACIONES DEL PRODUCTO

a) Especificaciones:

Características del DAP 18-46-0

Calidad Grado Agrícola

Humedad 1% (máximo)

b) Flujo: 41.66 ton M/hr

3.A.5 CONDICIONES DE LAS ALIMENTACIONES EN L.B.

	Presión man (kg/cm ²)	Temperatura (°C)
<u>Alimentación</u>	<u>max/nor/min</u>	<u>max/nor/min</u>
Amoniaco	15./3.5	41
Ac. Fosfórico 54% P ₂ O ₅	2.11	85

Ac. Fosfórico

30% P_2O_5 2.11 60

Ac. Sulfúrico 2.11 20

Notas:

1) Todas se alimentan en estado líquido.

2) Todas se reciben mediante tuberías.

3.A.6 ESPECIFICACIONES DEL PRODUCTO EN L.B.

Producto	D A P
Estado Físico	Sólido
Presión man (kg/cm^2)	0
Temperatura ($^{\circ}C$)	78
Forma de entrega	Por banda transportadora

3.A.7 ELIMINACION DE DESECHOS

Se utilizará la fosa existente para los desechos de SFTG.

3.A.8 INSTALACIONES REQUERIDAS DE ALMACENAMIENTO

Se requiere de dos tanques salchicha de amoníaco con 60 toneladas de capacidad neta y una presión de diseño de $17.6 kg/cm^2$ man para almacenar el amoníaco, dentro de los límites de batería.

3.A.9 SERVICIOS AUXILIARES

3.A.9.1 Vapor

Vapor de Baja Presión,

Este vapor será generado fuera de límites de batería utilizando las instalaciones existentes.

Condiciones en límite de batería:

Presión: $3.5 \text{ kg/cm}^2 \text{ man}$

Temperatura: $148 \text{ }^\circ\text{C}$

Calidad: Sobrecalentado

Disponibilidad: La requerida

3.A.9.2 Condensado de Baja Presión

El condensado de baja presión que se tenga será el efluente del evaporador de amoníaco (105) -- así como el del evaporador de amoníaco almacenado (106 A/B).

El sistema de retorno de este condensado se incluirá hasta límites de batería.

Las condiciones requeridas de retorno son:

Presión: $3.4 \text{ kg/cm}^2 \text{ man}$

Temperatura: $148 \text{ }^\circ\text{C}$

3.A.9.3 Aire de Instrumentos

Condiciones en límites de batería:

Presión: $5.5 \text{ kg/cm}^2 \text{ man}$

Temperatura de rocío: $-18 \text{ }^\circ\text{C}$

Se suministrará completamente seco y libre de aceite.

3.A.9.4 Alimentación de Energía Eléctrica

Fuente de suministro: Transformadores existentes en el area de SFTG.

Características de la alimentación de la energía eléctrica media:

Tensión	4160 volts
Número de Fases	3
Frecuencia	60 ciclos

Características de la alimentación de la energía eléctrica baja:

Tensión	480 Volts
Número de Fases	3
Frecuencia	60 ciclos

3.A.9.5 Desfogue

El desfogue de la planta está formado únicamente por amoníaco, el cual será descargado directamente a la atmosfera.

3.A.9.6 Combustible

Tipo:	gas natural
Temperatura de Flama	1927°C (aprox.)
Densidad	0.611 Kg/m ³

3.A.10 BASES PARA DISEÑO DE EQUIPO

3.A.10.1 Bombas

Bomba	Accionador	Servicio
101	Motor	Bomba de Lodos
101/R	Motor	Relevo de 101
102	Motor	Bomba de recir- culación del la vador.
102/R	Motor	Relevo de 102

3.A.10.2 Cambiadores de Calor

Cambiador	Factor de incrustación		Servicio
	hr m ² °C/kcal		
	Coraza	Tubos	
105	.0001	.0001	Evaporador de amoniaco
106 A/B	.0001	.0001	Evaporador de amoniaco alma cenado
107	.0001	.0001	Enfriador de aminiaco

3.B CRITERIOS GENERALES DE DISEÑO

3.B.1 PROCESO

3.B.1.1 Primer Paso de Neutralización

Para llevar a cabo el primer paso de la neutra lización de ácido fosfórico en la producción de DAP se instalará un preneutralizador nuevo. Para la producción de SFTG se continuarán utilizando los dos reactores existentes.

3.B.1.2 Segundo Paso de Neutralización

Para completar la reacción de neutralización en la producción de DAP, se utilizarán los dos granuladores existentes (pug mills) haciéndoles las modificaciones necesarias.

3.B.1.3 Amoniaco al Preneutralizador

El amoniaco necesario en el preneutralizador será alimentado en estado gaseoso. Para evapo rar el amoniaco requerido se instalará un eva porador de amoniaco.

3.B.1.4 Efluente del Preneutralizador

El efluente del preneutralizador se enviará a los granuladores mediante bomba.

3.B.1.5 Sistema de Lavado de Gases

Se instalará un sistema de lavado para recupe rar el amoniaco que escape del preneutraliza- dor y de los granuladores. El lavador del sis tema será tipo venturi y operará con solución

diluida de ácido fosfórico que se recirculará al preneutralizador por medio de una bomba.

3.B.1.6 Efluente del Secador de Producto

El amoniaco que pudiera escapar del secador de producto y equipos subsecuentes, no se recuperará. Dicho amoniaco será eliminado del gas residual en el sistema existente de lavado utilizando agua.

3.B.1.7 Soplador del Lavador del Reactor

Se instalará un soplador adicional que se conectará en serie con el sistema nuevo de lavado para enviar a la atmósfera el gas residual tratado.

3.B.1.8 Destino del DAP Producto

El DAP producto, una vez seleccionado y separado en la sección de cribas y molinos, se enviará directamente a almacenamiento.

3.B.2 BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA

3.B.2.1 Capacidad

Se elaborará un balance de materia y energía para una capacidad de producción de la planta de 41.66 ton/hr de DAP 18-46-0 (Nota 1).

3.B.2.2 Adición de Acido Sulfúrico

Para la elaboración de dicho balance se considera la adición de ácido sulfúrico del 93% ne-

cesario para dar la formulación de 18-46-0 y se determina la cantidad máxima que se puede adicionar de ácido fosfórico con 30% de P_2O_5

3.B.2.3 Sobreformulación

No se considerará sobreformulación en la elaboración de los balances de materia y energía, aunque pueden producirse más formulaciones

3.B.2.4 Limitaciones del Equipo Existente

Tomando en cuenta lo siguiente:

- a) Para la producción de DAP utilizando molinos granuladores es necesario operar la planta con una recirculación de 8 : 1
- b) La capacidad de la planta

Es necesario considerar que el secador de DAP y los equipos subsecuentes, tales como bandas transportadoras, elevadores de cangilones, cribas, molinos, etc., -- trabajarán a su máxima capacidad (408.2 ton métricas/hr).

3.B.2.5 Relación mol NH_3/H_3PO_4

Se considerará una relación mol NH_3/H_3PO_4 de 1.4 en el reactor y de 1.9 en los molinos granuladores.

3.B.2.6 Capacidad de Cribado

En las hojas de datos de las cribas se indica una capacidad máxima de 226.8 ton M/hr, por lo que en el balance se indicará que se recircula sin cribar 143.71 ton M/hr de DAP a los molinos granuladores.

3.B.2.7 Equipo de Tratamiento de Gases

Con respecto a la sección existente de tratamiento de gases, es decir, los ciclones y lavadores de los gases provenientes del secador y de la sección de cribas y molinos, se tiene lo siguiente:

- a) Se considerarán los mismos flujos de gases y arrastre de polvos que los indicados como de operación normal en el balance de materia de la planta cuando se produce SFTG.
- b) Para hacer el balance en los ciclones se considerará la eficiencia de separación de polvos indicada en las hojas de datos correspondiente (95%).

Nota (1) Al trabajar con fertilizantes se utiliza una notación de tres cifras que indica la composición en peso de cada uno de los nutrientes que contiene el producto, siguiendo un orden establecido: N-P-K.

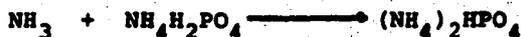
En nuestro caso, la composición en peso del fos

fato diamónico es: 18% de nitrógeno, 46% de --
fósforo y 0% de potasio.

3.C. DESCRIPCION DEL PROCESO

3.C.1 INTRODUCCION

El proceso para la producción de DAP se basa - en la neutralización de ácido fosfórico con amoníaco. Las reacciones básicas involucradas - en el proceso son:



La planta producirá DAP para lo cual se requerirá la formación de sulfato de amonio a partir de ácido sulfúrico:



3.C.2 DESCRIPCION DEL PROCESO

Para efectuar el primer paso de la reacción, se alimentan al reactor de neutralización 110; una corriente de ácido fosfórico al 54% en peso de P_2O_5 proveniente de L.B. a control de flujo, -- una corriente de amoníaco gaseoso proveniente - del evaporador de amoníaco 105 a control de presión y control de flujo, y, una corriente de ácido fosfórico diluido (30% en peso de P_2O_5) -- proveniente del lavador del reactor 108 a control de nivel, que se inyecta en el ducto de gases provenientes de los molinos granuladores. También se alimenta al reactor de preneutraliza

ción 110, una corriente de ácido sulfúrico al 93% en peso que reaccionará con amoníaco para producir sulfato de amonio; la corriente proviene de L.B. a control de flujo.

El amoníaco proveniente de L.B. se recibe en los tanques de almacenamiento de amoníaco líquido 109 A/B a control de nivel, donde se mantiene a una presión de 15 kg/cm^2 man, mediante los evaporadores de amoníaco almacenado 106A/B que evaporan parte del amoníaco almacenado que después recircula a los tanques nuevamente. La presión de los tanques se controla mediante una válvula en la línea de entrada de vapor de calentamiento a los evaporadores de amoníaco almacenado 106A/B. La corriente de amoníaco líquido proveniente de los tanques de almacenamiento de amoníaco líquido 109A/B, se divide en dos, una que va al evaporador de amoníaco 105, donde se evapora y se calienta hasta 77°C . Posteriormente, se expande hasta la presión necesaria y se manda, a control de flujo, al reactor de preneutralización 110 a 0.7 kg/cm^2 man. La temperatura de amoníaco sobrecalentado se controla mediante una válvula en la línea -

de entrada de vapor de calentamiento al evaporador de amoníaco 105. La otra corriente de amoníaco líquido se subenfria con el objeto de medirlo correctamente, pasando a través del enfriador de amoníaco 107, donde intercambia calor con la misma corriente después de que se expande en el medidor de flujo; para enviarse posteriormente a los molinos granuladores 101A/B.

En el reactor de preneutralización 110, se tiene una relación mol $\text{NH}_3/\text{H}_3\text{PO}_4$ de 1.4. El calor de reacción evapora una cantidad tal de agua presente, que el lodo efluente del reactor tiene un contenido de humedad de 18-22% en peso.

En el reactor de Preneutralización se recibe la corriente de gases efluentes de los molinos granuladores 201A/B, para atrapar parte del producto que pudiera haber sido arrastrado por los gases. Los gases que salen del reactor de preneutralización, constituidos fundamentalmente de agua y amoníaco, se envían al lavador del reactor 108.

Los lodos que salen del reactor de preneutrali

zación, se envían mediante la bomba de lodos - 101 a control de flujo a los molinos granuladores 201A/B.

A los molinos granuladores, entran además, una corriente de aire, la corriente de amoniaco -- proveniente del enfriador de amoniaco 107 y la corriente de recirculación proveniente de la - sección de cribas y molinos.

En los molinos granuladores se lleva a cabo el segundo paso de la neutralización del ácido -- fosfórico. El amoniaco líquido se distribuye - y se hace reaccionar con la corriente de lodos proveniente del reactor de neutralización, completándose así la amoniatación hasta una relación mol $\text{NH}_3/\text{H}_3\text{PO}_4$ de 1.9 aproximadamente.

La suspensión amoniataada moja las partículas - finas de la recirculación de cribas y molinos_ y las recubre para producir los gránulos del - tamaño necesario en el producto.

El calor desprendido de la reacción que se e--fectúa, evapora parte del agua presente, de modo que el producto sale de los molinos granuladores con un contenido de humedad de 2-3% en - peso.

El material húmedo sale del molino granulador 201A/B y cae por gravedad a través de un vertedero vertical al secador rotatorio 202 donde es secado hasta un contenido de humedad de 1% en peso.

El material granulado seco sale del secador a través del triturador y criba de barras 204, donde el material de tamaño menor al especificado es atrapado por el triturador antes de abandonar el mismo. Los gránulos se reducen a un tamaño de 2-3" en este equipo, para evitar problemas de manejo corriente abajo del secador rotatorio 202.

Todo el material que proviene del secador rotatorio 202 entra al elevador del secador 205 y es elevado hasta el transportador a cribas 206. El material se entrega a través de compuertas de alimentación a las cuatro cribas 208A/D de doble cubierta.

La cubierta superior de cada criba separa el material de tamaño mayor al especificado y lo envía a los molinos de cadena 212A/B.

El material triturado cae por gravedad dentro

de los colectores de molinos 211A/B para ser recirculado a los molinos granuladores. La cubierta inferior de cada una de las cribas elimina los finos del material dentro del tamaño especificado y los manda directamente a los colectores de molinos 211A/B. El producto es llevado por el transportador de cribas 215 hasta el depósito de producto 216. Una porción del mismo se saca como producto por una compuerta de control manual por medio del transportador de producto 222.

La salida de producto se controla por medio de la báscula de producto 221, la cual cuantifica la cantidad de producto que abandona la planta, mientras que el resto se envía a los colectores de molinos 211A/B que lo llevan al elevador de recirculación 219.

El material que lleva el elevador de recirculación se eleva hasta el transportador de recirculación al granulador 220 que lo conduce finalmente a los molinos granuladores 201 A/B.

La relación de recirculación a los molinos granuladores es de 8:1 para que el producto reúna las especificaciones.

Los gases provenientes de los molinos granuladores 201 A/B, se recían con la corriente de - recirculación del lavador del reactor 108 para evitar incrustaciones en el ducto. La corriente de gases pasa entonces al lavador del reactor 108, donde se pone en contacto con una solución diluida de ácido fosfórico para recuperar la mayor parte del amoniaco que lleva dicha corriente de gases.

A través del lavador del reactor 108 se alimenta el resto del ácido fosfórico necesario para el proceso. Esta ácido contiene 30% en peso de P_2O_5 .

Del fondo del lavador del reactor 108, sale la corriente de ácido fosfórico diluido y amoniaco recuperado, que va a enviarse al reactor de preneutralización 110, parte de la cual se utiliza como recirculación del propio lavador. El manejo de dicha corriente es por medio de la - bomba de recirculación del lavador 102.

Los gases se envían después a la atmósfera por medio del soplador del lavador del reactor 104 a una temperatura aproximada de 93 °C.

Lo anteriormente descrito se muestra en el diagrama de flujo de proceso, fig 3.F.1, donde para distinguir el equipo existente del nuevo se ha sombreado éste último, empleando además una nomenclatura diferente. Los números de la primera centena corresponden a las claves de los equipos nuevos y los de la segunda centena a las claves de los equipos existentes.

3.D LISTA DE EQUIPO

3.D.1	EQUIPO NUEVO	
3.D.1.1	Bombas	
	Bomba de Lodos	Clave: 101
	Relevo de Bomba 101	101/R
	Bomba de Recirculación del	
	Lavador	102
	Relevo de Bomba 102	102/R
3.D.1.2	Agitadores	
	Agitador del Reactor de --	
	Preneutralización	103
3.D.1.3	Sopladores	
	Soplador del Lavador del -	
	Reactor	104
3.D.1.4	Cambiadores de Calor	
	Evaporador de Amoniaco	105
	Evaporador de Amoniaco Al-	
	macenado	106 A-B
	Enfriador de Amoniaco	107
3.D.1.5	Lavadores de Gas	
	Lavador del Reactor	108
3.D.1.6	Tanques	
	Tanques de Almacenamiento	
	de Amoniaco Líquido	109 A-B

3.D.1.7 Reactores

Reactor de Preneutralización 110

3.D.2 EQUIPO EXISTENTE

A continuación se da una relación del equipo - existente en la planta productora de SFTG que es útil para la producción de DAP, y se anexan sus características principales.

3.D.2.1 Molinos**3.D.2.1.1 Molinos de Cadenas Clave: 210**

Servicio: DAP

Capacidad: 0 - 40 Ton/hr

Descarga Molino: Pasa la malla 6

Tamaño Alimentación: No pasa la malla 6

Abrasión: Moderada

Operación: 24 hrs/día; 7 días/semana

3.D.2.1.2 Triturador de Criba Clave: 204

Tipo: Gancho

Servicio: DAP

Capacidad: 0 - 20 Ton/hr

Descarga Molino: Acoplado al elevador del secador

Tamaño Alimentación: 15.2 cm por 7.6 cm

Abrasión: Moderada

Operación: 24 Hrs/día; 7 días/semana

3.D.2.1.3 Molinos Granuladores Clave: 201 A/B

(Amoniatadores)

Servicio: DAP

Capacidad: 225 Ton/hr

Tamaño Producto: El 80% se encuentra entre la malla 6 y la 20 y el 20% restante es mayor que la malla 6

Operación: 24 Hrs/día; 7 días/semana

Abrasión: Moderada

3.D.2.2 Sopladores

3.D.2.2.1 Soplador del Lavador del

Secador

Clave: 227

Tipo: Centrífugo

Servicio: Aire del Lavador del Secador

Capacidad: 1275 m³/min

Presión Estática: 71.12 cm H₂O man

Presión Succión: -68.58 cm H₂O man

Presión Descarga: 2.54 cm H₂O man

3.D.2.2.2 Soplador del Lavador de

Cribas y Molinos

Clave: 228

Tipo: Centrífugo

Servicio: Aire del Lavador de Cribas

Capacidad: 708 m³/min

Presión Estática: 81.3 cm H₂O man

Presión Succión: -78.7 cm H₂O man

Presión Descarga: 2.54 cm H₂O man

3.D.2.3 Cribas**Cribas****Clave: 208****Tipo: Doble Cubierta****Capacidad: 250 ton/hr****Tamaño Producto: 20% no pasa la malla 6,****50% pasa la 6 pero no la 14****30% pasa la malla 14****3.D.2.4 Secador Rotatorio****Secador Rotatorio, quemador****y cámara de combust. int. Claves: 202 y 203****Tipo: De Fuego Directo c/ quemador de gas****Servicio: DAP****Tiempo de Residencia: 7 minutos mínimo****Capacidad de Diseño: 450 ton/hr****Humedad de Diseño: 15,330 kg/hr a la entrada y****7,560 kg/hr a la salida****Tamaño Producto a****la entrada: 20% no pasa la malla 6, 70% pasa la****6 pero no la 14 y 10% pasa la malla****14****Densidad media de diseño: 1.12 g/cm³****Gases****Materiales****Gases de Comb.****Aire, Agua,****y Aire****y Polvo**

Flujo m ³ /min	2275	1462
Temperatura °C	398	104.4
Punto de Rocío °C	63	63
Presión Estática	-7.6 mmH ₂ O	-38 mmH ₂ O

3.D.2.5.1 Ciclones

Ciclón del Secador Clave: 214

Tipo: Racimo Múltiple

Servicio: Aire, polvos y amoniaco del secador
rotatorio

Capacidad: 1557 m³/min

Eficiencia: 95% mínimo

Caída de Presión: 13 cm H₂O máximo

Carga de Polvos: 707 granos/ m³

Tamaño Partícula de Polvos: 80 % mayor de 15 mi
cras y 20% menor

Operación: 24 Hrs/día; 7 días/semana

3.D.2.5.2 Ciclón de Cribas y Molinos Clave: 213

Tipo: Racimo Múltiple

Servicio: Polvo de Cribas y Molinos de Cadenas

Capacidad: 566 m³/min

Eficiencia: 95% mínimo

Caída de Presión: 13 cm H₂O máximo

Carga de Polvos: 707 granos/m³

Tamaño Partícula de Polvos: 80% mayor de 15 mi
cras y 20% mayor

eliminado completamente.

3.D.2.6.4 Lavador de Gas Residual de

Cribas y Molinos **Clave: 226**

Tipo: Ciclónico

Operación: El equipo está diseñado para operación continua de 24 hrs diarias con necesidad de atención mínima. Ningún material particular será emitido por la salida de vapores.

3.D.2.7 Básculas

Báscula de Producto **Clave: 221**

Tipo: Banda

Servicio: DAP Producto

Operación: Continua 24 hrs/día; 7 días/semana

Capacidad: 0 - 40 ton/hr

Abrasión: Moderada

3.D.2.8. Transportadores y Elevadores

3.D.2.8.1 Transportador a Cribas

Tipo: Banda

Servicio: DAP

Capacidad: 0-450 ton/hr

Velocidad: 30.5 m/min

Posición: Horizontal

Operación: Continua

Longitud: 11.3 m

3.D.2.8.2 Colectores de Molinos Clave: 211**Tipo: Banda****Servicio: DAP****Capacidad: 0-450 ton/hr****Velocidad: 30.5 m/min****Posición: Horizontal****Operación: Continua****Longitud: 21.5 m****3.D.2.8.3 Transportador de Recirculación a Granulador Clave: 220****Tipo: Banda****Servicio: DAP****Capacidad: 0-450 Ton/hr****Velocidad: 30.5 m/min****Posición: Horizontal****Operación: Continua****Longitud: 7.2 m****3.D.2.8.4 Elevador de Recirculación Clave: 219****Tipo: Cangilones****Servicio: DAP****Capacidad: 0-450 Ton/hr****Abrasión: Moderada****Operación: Continua****3.D.2.8.5 Elevador del Secador Clave: 205****Tipo: Cangilones**

Servicio: DAP

Capacidad: 0-450 Ton/hr

Abrasión: Moderada

Operación: Continua

3.D.2.8.6 Vibrador de Recirculación

de Producto

Clave: 218

Tipo: Banda

Servicio: DAP

Capacidad: 0-200 ton/hr

Abrasión: Moderada

Operación: 24 Hrs/día; 7 Días/semana

3.D.2.8.7 Transportador de Cribas

Clave: 215

Tipo: Banda

Servicio: DAP

Capacidad: 200 Ton/hr

Abrasión: Moderada

Operación: Intermitente

3.D.2.9 Depósito de Producto

Clave: 216

3.D.2.10 Divisor de Producto

Clave: 217

3.D.2.11 Fosa de Efluente Contamina

do

Clave: 230

3.D.2.12 Chimenea de Gas Residual de

los Lavadores del Secador y

de Cribas y Molinos

Clave: 229

3.D.2.13 Tolva de Alimentación a Cri

bas

Clave: 207

3.E REQUERIMIENTOS DE SERVICIOS AUXILIARES

3.E.1 VAPOR

Condiciones de Suministro.

Vapor de Baja Presión:

3.5 Kg/cm² man; 175 °C

Condiciones de Retorno.

Condensado de Baja Presión:

3.4 Kg/cm² man; 148 °C

Clave	Equipo	Normal
105	Evaporador de Am- niaco	3870
106 A-B	Evaporador de Am- niaco Almacenado	2180
	TOTAL	6050

Nota:

Los flujos de vapor se dan en kg/hr.

3.E.2 ELECTRICIDAD

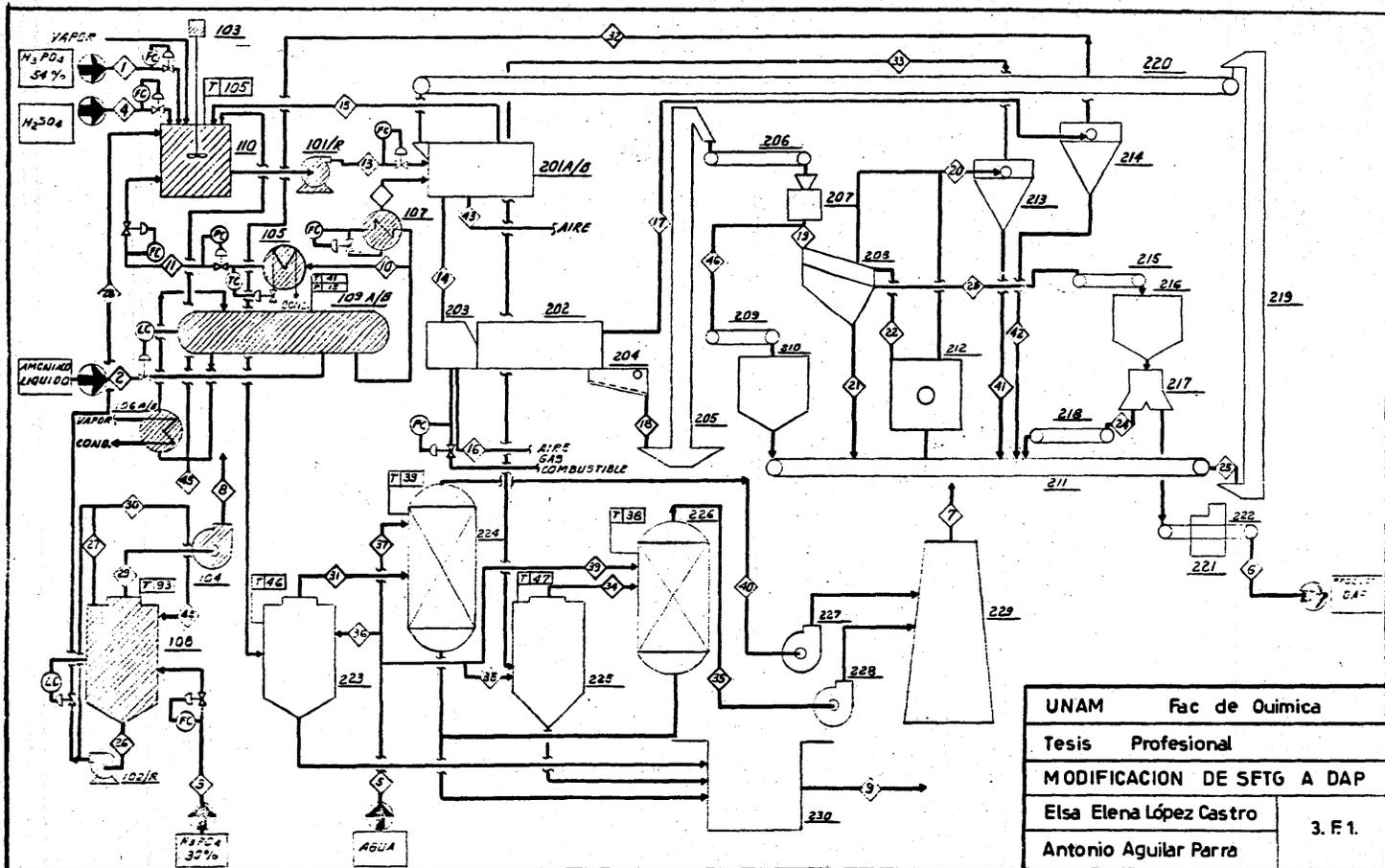
Clave	Descripción	KW Conectados
101	Bomba de Lodos	30
101-R	Bomba de Lodos (Relevo)	30
102	Bomba de Recirculación	149
102-R	Bomba de Recirculación (Relevo)	149
104	Soplador del Lavador del Reactor	161.1
	TOTAL	619.1

Nota: Los equipos anteriores están conectados_ a una corriente de 60 ciclos, con 3 fases y una tensión de 480 volts a excepción - del soplador del lavador del reactor cuya tensión es de 4160 volts.

Las características de la corriente con_ que se alimentará al agitador del reactor (103) son iguales que para los demás equipos, pero las KW conectados serán es_ pecificados por el proveedor.

3.E.3 COMBUSTIBLE**Condiciones de Suministro****Gas Natural****Presión:** 3.5 Kg/cm² man.**Temperatura:** 20°C**Poder Calorífico** 8776.8 Kcal/m³**Desidad:** 0.611 Kg/m³**Peso Molecular** 17.621**Clave Equipo** Normal**203 Cámara de Combustión interna** 989.7 Kg/hr

**3.F DIAGRAMAS DE FLUJO DE PROCESO Y BALANCE
DE SERVICIOS AUXILIARES**



CORRIENTE	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	
DAP Ton/hr						35.93							17.07	323.90			
MAP						3.59							21.32	35.93			
H ₃ PO ₄	16.56		13.93														
H ₂ O	5.42		17.86	0.122	537.21	0.41	4.06	25.09	537.21				3.90	18.74	2.62	0.74	
NH ₃		10.75					0.16	0.19	0.44	6.66	6.66	4.09		0.61	0.94		
(NH ₄) ₂ SO ₄						0.39							0.4	3.51			
H ₂ SO ₄				0.29													
Solidos (Impurezas)	0.23	0.022	2.0			0.94				0.013	0.013	0.008	0.95	8.46			
Polvos							0.071	0.26	0.26							0.80	
Aire Seco							93.11	17.24								17.24	61.77
TOTAL	22.19	10.77	33.39	0.31	537.21	41.66	103.43	42.79	537.91	6.67	6.67	4.10	43.64	382.83	21.61	62.51	
Presion(mmHg) Kg/cm ²	2.11	15	2.11	2.11	3.87	ATM	ATM	ATM	ATM	15	0.7	2.46		ATM	(747)	ATM	
Temperatura °C	65		60	20	34	70	33	33	42.2	41	54	-6	105	86	60	21	
Densidad(kg/m ³) g/cm ³	1.30	0.66	1.29	1.83	1.0	1.65	(1.1)	(0.7)	1.02	0.58	(0.65)	0.65	1.48	1.52	1.07	(1.1)	
Flujo lpm (m ³ /hr)	300.19	263.98	430.39	2.83	8953.5	—	(3402)	(6122.9)	527.96	11.52	(10248)	6.26	—	—	(2022.1)	(5622.1)	

UNAM	Fac. de Química
Tesis	Profesional
MODIFICACION DE SFTGA DAP	
Elsa Elena Lopez Castro	3.F.2.1
Antonio Aguilar Perra	

CORRIENTE COMPONENTE	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32
DAP Ton/hr		319.55	195.86		52.42	38.94	37.36	61.53	287.44							
MAP		35.49	21.73		6.49	4.32	10.81	6.83	31.92							
										142.29	114.63	13.54		14.12		
H ₂ O	7.78	3.65	2.22	0.44	0.68	0.45	1.13	0.71	3.28	292.59	235.71	27.84	25.09	29.04	4.43	7.78
NH ₃	0.605									30.98	23.35	2.76	0.19	2.88	0.36	0.61
(NH ₄) ₂ SO ₄		3.47	2.104		0.64	0.43	1.07	0.68	3.12							
H ₂ SO ₄																
Sólidos (Impurezas)		8.32	5.08		1.52	1.02	2.54	1.61	7.52	21.01	16.93	2.0		2.08		
Poivos	1.66			1.94						5.66	4.56	0.59	0.26	0.56	0.023	0.23
Aire Seco	61.77			37.34									17.24		61.77	61.77
TOTAL	74.83	370.51	226.8	39.73	67.76	45.17	112.93	71.36	333.28	490.44	335.1	46.67	42.79	48.67	66.65	70.39
Presion (mmHg) (Kg/cm ²)	(721.87)	ATM	ATM	ATM	ATM	ATM	ATM	ATM	ATM	ATM			(724)		(725)	(749)
Temperatura °C	104	90	78	71	78	78	78	78	78	86.4	86.4	86.4	93	86.4	46	104
Densidad (Kg/m ³) (g/cm ³)	(0.86)	1.64	1.65	(1.0)	1.65	1.65	1.65	1.65	1.65	1.23	1.23	1.23	(0.6)	1.23	(1.0)	(0.8)
Flujo lpm (m ³ /hr)	(870065)	-	-	(19727)	-	-	-	-	-	6667	5371	634	(71310)	681.64	66647	78817

UNAM Fac. de Química

Tesis Profesional

MODIFICACION DE SFTG A DAP

Elsa Elena Lopez Castro 3.F.2.2

Antonio Aguilar Parra

CORRIENTE COMPONENTE	33	34	32	36	37	38	39	40	41	42	43	44	45	46
DAP ton/hr									1.59	3.82				123.89
MAP									0.18	0.42				13.76
H ₃ PO ₄												14.12		
H ₂ O	0.44	0.81	0.966	135.12	224.75	60.63	112.48	3.12	0.018	0.044	0.21	55.89	26.05	1.44
NH ₃								0.16				5.83	2.35	
(NH ₄) ₂ SO ₄									0.017	0.042				1.36
H ₂ SO ₄														
Solidos (Impurezas)									0.041	0.033		2.08		2.23
Polvos	0.037	0.048	0.048					0.023				1.37	0.80	
Aire Seco	37.34	37.34	37.34					61.77			17.24	17.24	17.24	
TOTAL	37.88	38.40	38.35	135.12	224.75	60.63	112.48	65.88	1.85	4.43	17.45	35.72	47.05	143.71
Presion (mmHg)kg/cm ²	(747)	(723)	(712)	3.87	3.87	3.87	3.87	(713)	ATM	ATM	ATM	(740)	(740)	ATM
Temperatura °C	71	47	38	34	34	34	34	33	78	78	21	185	185	78
Densidad (kg/m ³)g/cm ³	(1.0)	(1.0)	(1.0)	0.39	0.39	0.39	0.39	(1.0)	1.65	1.65	(1.1)	—	(0.65)	1.65
Flujo lpm (m ³ /hr)	37881	38282	38352	22.65	37.68	10.17	18.84	65081	—	—	15860	—	72386	—

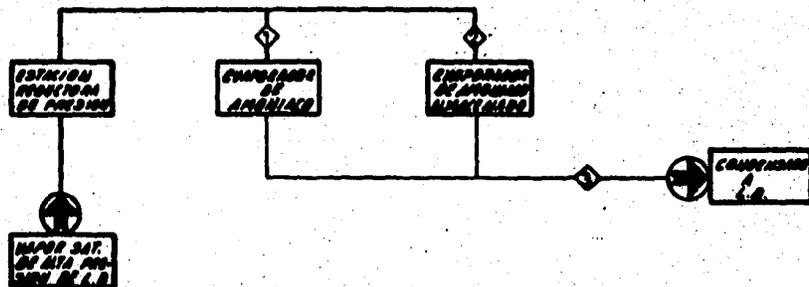
UNAM	Fac de Química
Tesis	Profesional
MODIFICACION DE SFTG A DAP	
Elsa Elena Lopez Castro	3.F.2.3
Antonio Aguilar Parra	

Corriente	1	2	3
Composición			
Flujo kg/hr	3879	2100	6050
Flujo lpm	19400	10610	1096
Mm ³ d e TyP	12310	13300	2157
P kg/cm ² man	3.5	3.5	3.5
T °C	175	175	107.2

SIMBOLOGIA

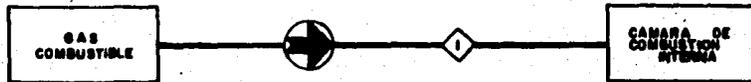
Vapor

Condensado



UNAM	Fac. de Química
Tesis Profesional	
MODIFICACION DE SFTG A DAP	
Elsa Elena Lopez Castro	3.F.3
Antonio Aguilar Perra	

Componente	Corriente	1
Flujo	Kg / hr	989 72
Flujo	MM ³ / seg T y P	34484 36
P	Kg / cm ² man	33
T	°C	20
ρ	Kg / m ³	0 611



UNAM	Fac. de Químicas
Tesis Profesional	
MODIFICACION DE SFTG A DAF	
Elec. Elena Lopez Castro	. 3-F-4
Antonio Aguiler Parra	

3.G HOJAS DE DATOS DE EQUIPO

HOJA DE DATOS**3.G.1 Bomba de Lodos**

No. de Unidades: 2

Clave: 101 y 101/R

Servicio: Transporte de lodos del Reactor al amoniatador.

Gasto Diseño	870.55 lpm
Gasto Normal	560.49 lpm
Temperatura de Bombeo	105 °C
Gravedad Específica	1.65
Presión de Vapor	760 mmHg
Viscosidad	200 - 500 cp
Presión de Descarga	4864 mmHg
Presión de Succión de Diseño	0 mmHg
Diferencial de la Bomba	4864 mmHg
NPSH Disponible	1.5 m
Potencia Hidráulica	12.61 Hp
Eficiencia	51 %

La Composición del Fluido Manejado es la siguiente:

DAP	34%
MAP	43%
H ₂ O	20%
(NH ₄) ₂ SO ₄	1%
Sólidos	2%

Se solicitan las siguientes características:

Impulsor de tipo abierto, menor que 90% el diámetro máx.

Cople flexible

Material de Carcaza, impulsor y flecha acero inox. 316

Flecha

Alloy 20

Tipo

Centrifuga Horizontal

HOJA DE DATOS**3.G.2 Bomba de Recirculación del Lavador**

No. de Unidades: 2 Clave: 102 y 102/R

Servicio: Transporte de la Corriente de salida del -
lavador al reactor.

Gasto de Diseño	7872.8 lpm
Gasto Normal	6667.2
Temperatura de Bombeo	86 °C
Gravedad Específica	1.17
Presión de Vapor	760 mmHg
Viscosidad	1.7 cp
Presión de Descarga	3359.2 mmHg
Presión de Succión de Diseño	0 mmHg
Diferencial de la Bomba	3359.2 mmHg
NPSH disponible	3.05 m
Potencia Hidráulica	78.87 Hp
Eficiencia	75 %

La composición del fluido manejado es la siguiente:

H ₃ PO ₄	28.89 %
H ₂ O	59.40 %
NH ₃	6.29 %
Sólidos	4.27 %
Polvos	1.15 %

Se solicitan las siguientes características mecánicas:

Impulsor	Abierto, alloy 20
Cople	Flexible
Carcaza	Alloy 20

Flecha

Alloy 20

Tipo

Centrifuga Horizontal

HOJA DE DATOS**3.G.3 Agitador del Reactor del Preneutralizador****No. de Unidades: 1****Clave: 103**

Servicio: Mezclar amoniaco anhidro, ácido fosfórico y ácido sulfúrico en el reactor.

Material Manejado: Un lodo constituido por amoniaco, ácido fosfórico, fosfato diamónico, fosfato monoamónico, ácido sulfúrico, sulfato de amonio, agua y sólidos. Abrasivo, tendencia a formar espumas.

Características:**a) Fluido**

Densidad	1.5 g/cm ³
Viscosidad	200-500 cp
Temperatura	115-132 °C
Presión	749 mm Hg abs.

b) Reactor**Nivel de operación**

Normal	3560 mm
Máximo	5710 mm

Dimensiones

Diámetro Interno	3560 mm
Altura	7140 mm

Operación Continua

Material Toda el área en contacto -

con el lodo deberá ser de -
acero inoxidable 316.

c) Agitador

Tipo	Turbina
Accionador	Motor eléctrico
Velocidad	(1)
Potencia	(1)
Dimensiones	(2)
D_T	3560 mm
J	297 mm
D_A	1187 mm
E	1187 mm
W	237 mm
L	297 mm

El agitador entra en el centro de la tapa del -
reactor.

El diagrama correspondiente se encuentra en la -
siguiente página.

Notas:

- (1) A ser proporcionadas por el fabricante
- (2) Tentativas, para definir por el vendedor

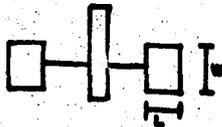
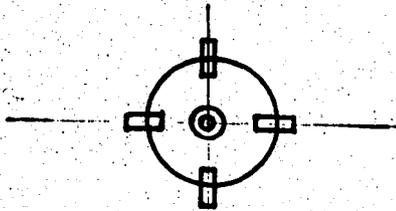
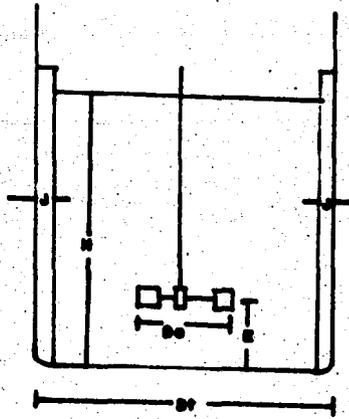


DIAGRAMA DEL AGITADOR DEL REACTOR

CLAVE: 103

HOJA DE DATOS**3.G.4 Soplador del Lavador**

No. de Unidades: 1

Clave 104

Servicio: Gases residuales del lavador del reactor

Condiciones:	Normal	Máxima
(1) Volúmen de Succión	36900	46113.98 m ³ /h
Temperatura de Succ.	93	93 °C
Presión de Succión	721.36	721.36 mmHg
Presión de Descarga	759.96	759.96 mmHg
Densidad	0.6	0.6 kg/m ³
Peso Molecular	25.027	25.027
Presión Barométrica	760 mmHg	

El Flujo de Gas del Soplador es AIRE conteniendo agua, trazas de amoníaco y polvo.

Tipo Soplador: Centrifugo

(2) Materiales de Construcción:

Cubierta	Acero Inox. tipo 316
Impulsor	Acero Inox. tipo 316
Flecha	Ac. al carbón con cubierta de ac. inox. - tipo 316.

Notas: (1) Volúmen total incluyendo agua

(2) Materiales tentativos. Los definitivos a definir por el vendedor.

HOJA DE DATOS**3.G.5 Vaporizador de Amoniaco al Reactor**

No. de Unidades 1

Clave: 105

Servicio: Evaporar amoniaco a reactor

Características:

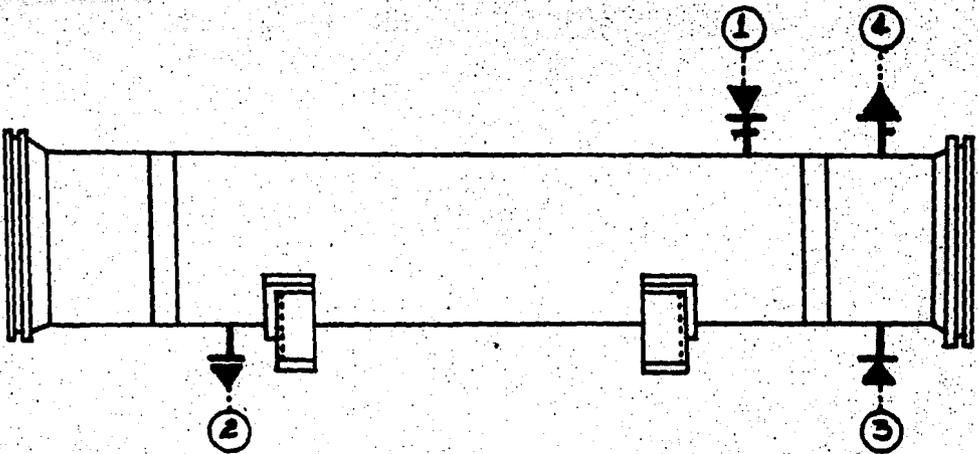
Tamaño	78 por 487 cm
Posición	Horizontal
Superficie por Unidad	97.2 m ²
Superficie por Coraza	97.2 m ²
Envolvente por Unidad	1

Funcionamiento de la Unidad:**a) Lado de la Envolvente**

Fluido Circulado	Amoniaco
Flujo Total	6.672 ton/hr
Calor Latente	262 cal/g
Peso Molecular	17
No. de Pasos	1
Diámetro Interno	78.74 cm

	Entrada	Salida
Estado del Fluido	Líquido	Vapor
Densidad Relativa	0.579	0.65 x 10 ⁻³
Calor Especifico	1.15	0.530 cal/g°C
Viscosidad	0.19	0.013 cp
Temperatura	40.5	54 °C
Cond. Térmica	0.28	0.016
	cal/°C hr cm	

Presión	14.89 kg/cm ²	
b) Lado de los Tubos		
Fluido Circulado	Vapor Sobrecalentado	
Flujo Total	3.87 ton/hr	
Calor Latente	506.5 cal/g	
Peso Molecular	18	
No. de Pasos	2	
No. de Tubos	169	
Longitud de los Tubos	4.87 m	
Pitch	2.54 cm Cuadrado	
Diámetro Externo de los Tubos	1.905 cm	
BWG	16	
	Entrada	Salida
Estado del Fluido	Vapor	Líquido
Densidad Relativa	2.192×10^{-3}	0.920
Calor ESpecifico	0.460	1.06 cal/g°C
Viscosidad	0.018	0.19 cp
Temperatura	175	147.22 °C
Cond. Térmica	0.31	6 cal/°C hr cm
Presión	3.5 kg/cm ²	



VAPORIZADOR DE AMONIACO AL REACTOR

CLAVE: 105

Boquilla	Servicio
1	Entrada del fluido circulado por la envolvente
2	Salida del fluido circulado por la envolvente
3	Entrada del fluido circulado por los tubos
4	Salida del fluido circulado por los tubos

HOJA DE DATOS**3.G.6 Vaporizador de Amoniaco Almacenado**

No. de Unidades 2

Clave: 106 A/B

Servicio: Evaporar amoniaco Almacenado

Características:

Tamaño	38 por 90 cm
Posición	Vertical
Superficie por unidad	9.3 m ²
Superficie por coraza	9.3 m ²
Envolvente por unidad	1
Arreglo de envolvente	2 paralelo

Funcionamiento de la Unidad:

a) Lado de la Envolvente

Fluido Circulado	Vapor Sobrecalentado
Flujo Total	1.09 ton/hr
Calor Latente	506.6 cal/g
Peso Molecular	18
No. de Pasos	1
Diámetro Interno	35.6 cm

	Entrada	Salida
Estado del Fluido	Vapor	Líquido
Densidad Relativa	2.19 x 10 ⁻³	0.92
Calor Específico	0.46	1.06
Viscosidad	0.018	0.19 cp
Temperatura	175	147.2 °C

Cond. Térmica 0.31 6

cal/°C hr cm

Presión 3.52 kg/cm²

b) Lado de los Tubos

Fluido Circulado Amoniaco

Flujo Total 2.23 ton/hr

Calor Latente 262.348 cal/g

Peso Molecular 17

No. de Pasos 1

No. de Tubos 204

Longitud de los Tubos 0.9 m

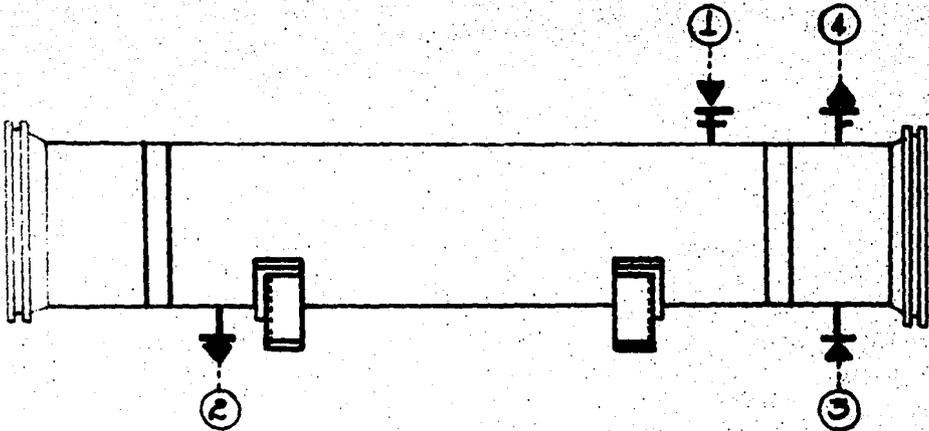
Pitch 1.98 cm Triangular

Diámetro Externo de los

Tubos 1.6 cm

BWG 16

	Entrada	Salida
Estado del Fluido	Líquido	Vapor
Densidad Relativa	0.579	0.652 x 10 ⁻³
Calor Específico	1.15	0.52 cal/g°C
Viscosidad	0.19	0.011 cp
Temperatura	40.5	40.5 °C
Cond. Térmica	4.7	0.21
	cal/°C hr cm	
Presión	15 kg/cm ²	



VAPORIZADOR DE AMONIACO ALMACENADO

CLAVE: 106 A/B

Boquilla	Servicio
1	Entrada del fluido circulado por la envolvente
2	Salida del fluido circulado por la envolvente
3	Entrada del fluido circulado por los tubos
4	Salida del fluido circulado por los tubos

HOJA DE DATOS**3.G.7 Enfriador de Amoniaco**

Nr. de Unidades: 1 **Clave:** 107

Servicio: Enfriar amoniaco a amoniatador

Características:

Tamaño	25.4 por 182 cm
Posición	Horizontal
Superficie por unidad	10.51 m ²
Superficie por coraza	5.25 m ²
Envolvente por unidad	2
Arreglo de envolvente	2 paralelo

Funcionamiento de la Unidad:**a) Lado de la Envolvente**

Fluido Circulado	Amoniaco
Flujo total	4.09 ton/hr
Calor Latente	262 cal/g
Peso Molecular	17
No. de Pasos	1
Díámetro interno	25.4 cm

	Entrada	Salida
Líquido	3.813	3.386 ton/hr
Densidad Relativa	0.646	0.646
Calor Especifico	1.1	1.1 cal/g°C
Viscosidad	0.24	0.24 cp
Cond. Térmica	4.65	4.64
	cal/°C hr cm	

Temperatura -5.55 -5.55 °C

Presión 2.45 kg/cm²

b) Lado de los Tubos

Fluido Circulado Amoníaco

Flujo Total 4.09 ton/hr

Calor Latente 262 cal/g

Peso Molecular 17

No. de Pasos 4

No. de Tubos 24

Longitud de los Tubos 1.82 m

Pitch 2.54 cm Cuadrado

Diámetro Externo de los

Tubos 1.905 cm

BWG 14

	Entrada	Salida
Estado del Fluido	Líquido	Líquido

Densidad Relativa	0.5794	0.61
-------------------	--------	------

Calor Específico	1.16	1.14 cal/g°C
------------------	------	--------------

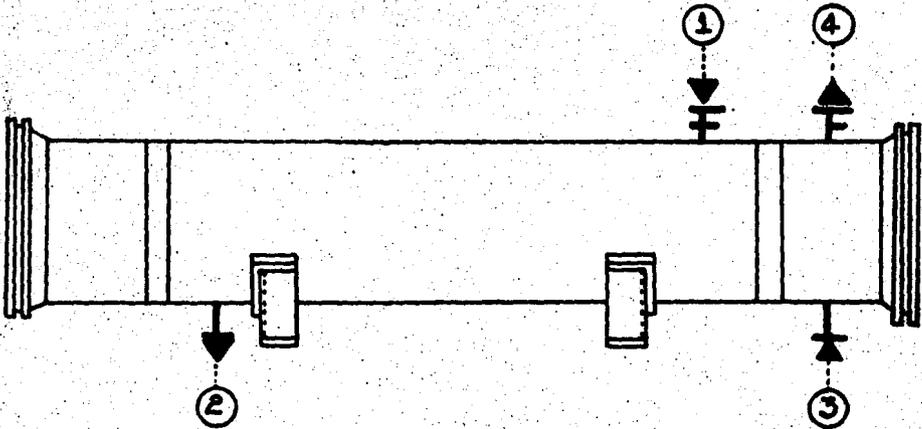
Viscosidad	0.195	0.25
------------	-------	------

Temperatura	40.5	12.7 °C
-------------	------	---------

Cond. Térmica	4.17	4.47
---------------	------	------

	cal/°C hr cm	
--	--------------	--

Presión	15	3.85 kg/cm ²
---------	----	-------------------------



ENFRIADOR DE AMONIACO

CLAVE: 107

Boquilla	Servicio
1	Entrada del fluido circulado por la envolvente
2	Salida del fluido circulado por la envolvente
3	Entrada del fluido circulado por los tubos
4	Salida del fluido circulado por los tubos

HOJA DE DATOS**3.G.8 Lavador del Reactor**

No. de Unidades: 1

Clave: 108

Servicio: El lavador del efluente gaseoso del reactor - será diseñado para garantizar una emisión máxima de amoníaco de 192 Kg/hr. Utilizando como medio absorbente una solución de ácido fosfórico (30% de P_2O_5). El amoníaco recuperado se recircula al proceso. Se espera una recuperación mínima del 70% de los vapores de entrada.

Tipo de Equipo:

Ciclón Venturi

Boquillas

No.	No. Req.	Diám. Nom. (mm)	Servicio
1	1	102	Entrada de líquido absorbente
2	1	1219	Entrada de Gas
3	2	55	Instrumentos de Nivel
4	1	208	Recirculación directa al lavador
5	1	508	Registro de Hombre
6	1	38	Instrumento de Temperatura
7	1	1219	Salida de gases a 104
8	1	356	Salida de líquido absorbente

Características:

Caída de Presión: (2)

Operación: El equipo será diseñado para 24 hrs continuas de operación con un mínimo de mantenimiento, así como para evitar posible acumulación de lodos e incrustación. El equipo será accesible para la limpieza mecánica o con disolventes.

Capacidad: (3)

Material de Construcción:

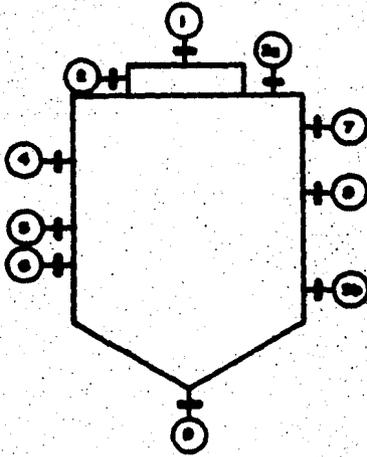
Envoltente: Placa de acero recubierta con triplex de B.F. Goodrich de 3/16" o equivalente.

Partes metálicas internas: Acero inoxidable tipo 316

Exterior: De acero

Notas:

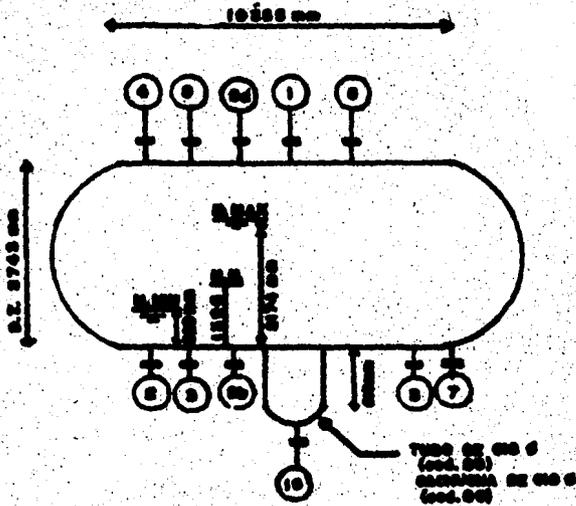
- (1) El propósito de la inyección es evitar taponamiento del ducto de gas.
- (2) Tentativo, para definir por el vendedor
- (3) Se considerará un volumen de residencia de 8 m³ de líquido absorbente.

**LAVADOR DEL REACTOR****CLAVE: 108**

HOJA DE DATOS**3.G.9 Tanque Acumulador de Amoniaco Líquido****No. de Unidades: 2****Clave: 109 A/B****Servicio: Almacenar amoniaco líquido****Características:****Tipo de Fluido****Líquido****Amoniaco****Flujo****264 lpm****Densidad****0.68 g/cm³****Temperatura****Operación****41 °C****Diseño****70 °C****Presión****Operación****15 Kg/cm²****Diseño****17.6 Kg/cm²****Dimensiones****Longitud T.T.****19355 mm****Diámetro****2743 mm****Capacidad Total****119 780 l****Nivel****Normal****1396 mm****Máximo****2174 mm****Mínimo****229 mm****Alarma Alto Nivel****2022 mm****Alarma Bajo Nivel****432 mm**

Materiales**Cascarón****Acero al carbón****Cabezas****Acero al carbón****Aislamiento****No****Corrosión Permisible****Cascarón****3.2 mm****Cabezas****3.2 mm****Boquillas****No. No.Req. Diám. Nom.****Servicio****(mm)**

1	1	508	Registro de Hombre
2	1	76	Alimentación de amoníaco
3	1	55	Salida a 106 A/B
4	1	102	Entrada de 106 A/B
5	1	102	Salida a 105 y 107
6	1	55	Válvula de Seguridad
7	1	38	Conexión de Termopozo
8	1	38	Instrumentos de presión
9	2	55	Instrumentos de nivel
10	1	38	Drenaje de Sumidero



TANQUE ACUMULADOR DE AMONIACO LIQUIDO CLAVE: 109 A/B

HOJA DE DATOS**3.G.10 Reactor de Preneutralización****No. de Unidades: 1****Clave: 119**

**Servicio: Se produce sulfato de amonio, MAP y DAP guardan
do una relación de 3:2**

Características:**Tipo de Fluido****a) Líquido****Lodos****Flujo****509 lpm****Densidad****1.572 g/cm³****b) Gas****Aire y vapor de a-
gua****Flujo****21.8 m³/seg****Densidad****0.00065 g/cm³****Temperatura****Operación****132 °C****Diseño****175 °C****Presión****Operación****749 mmHg****Diseño****780 mmHg****Dimensiones****Longitud T.T.****7316 mm****Diámetro****3560 mm****Capacidad total****71070 l**

Nivel

Normal	3560 mm
Máximo	5710 mm
Mínimo	200 mm
Alarma Alto Nivel	5490 mm
Alarma Bajo Nivel	760 mm

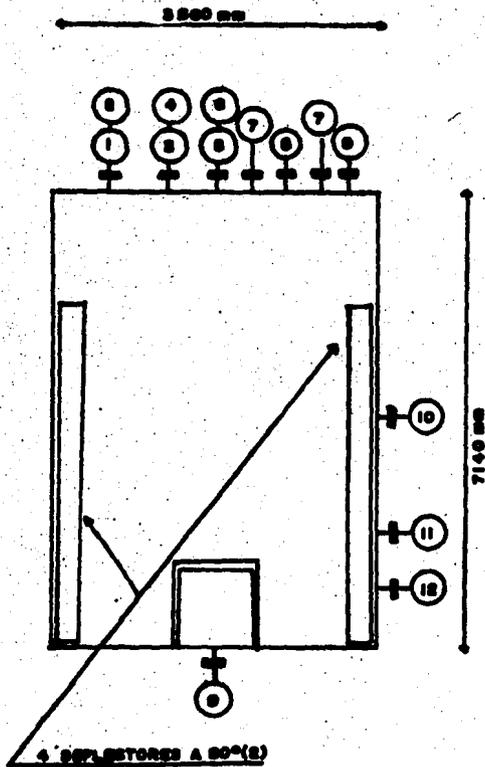
Materiales

Cascarón	Acero Inoxidable
Cabezas	Acero Inoxidable
Aislamiento	Si, Protección

Boquillas

No.	No. Req.	Diám. Nom. (mm)	Servicio
1	1	102	Entrada del ác. fosfórico (54% P_2O_5)
2	1	76	Entrada de ác. sulfúrico
3	1	19	Entrada de vapor de agua
4	1	660	Entrada de gases del amoniatador
5	1	(1)	Entrada de Agitador
6	1	51	Conexión para agua
7	2	51	Instrumentos de Nivel
8	1	1219	Salida de gases

9	2	508	Registro de Hombre
10	1	38	Indicador de Temperatu ra
11	4	76	Entrada de Amoniaco
12	1	203	Salida de Lodos
13	1	359	Entrada de 108



Notas:

(1) Dimensiones recomendadas por el fabricante del agitador

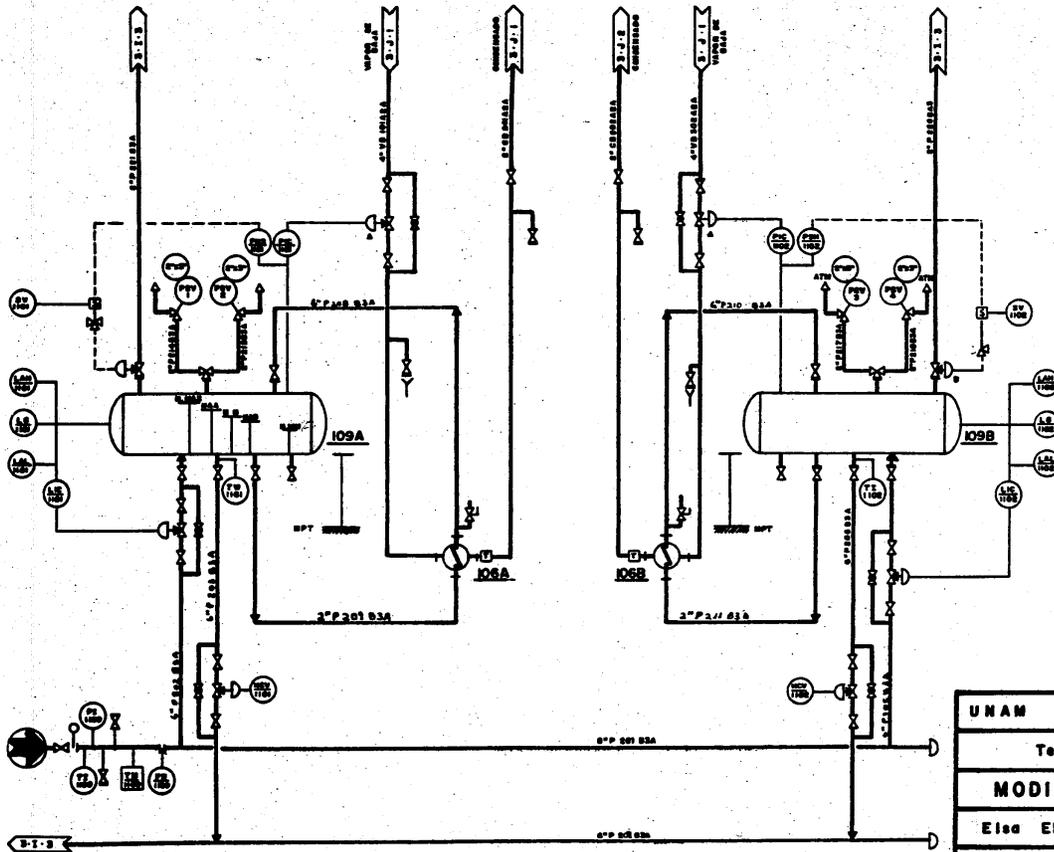
dor

(2) Dimensiones tentativas en la hoja de datos del agitador.

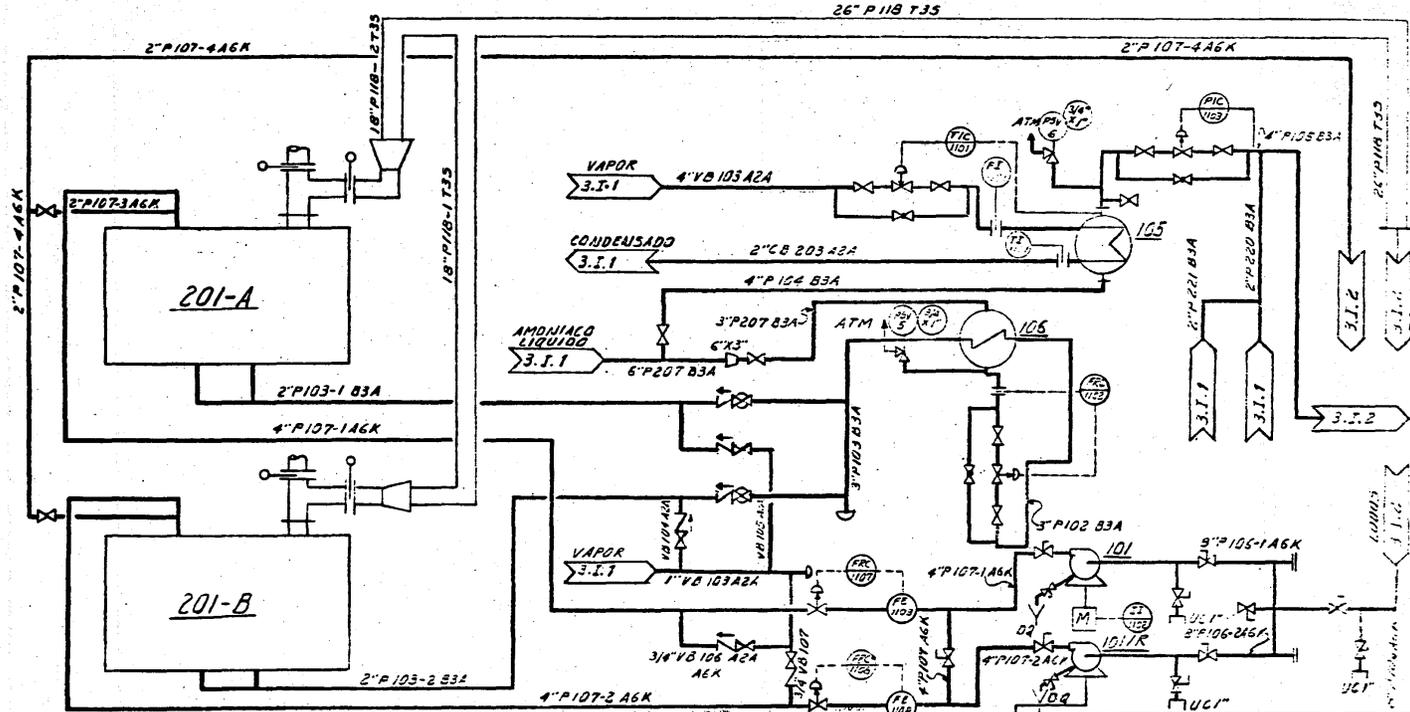
3.H PLANO DE LOCALIZACION GENERAL DE EQUIPO

3.H PLANO DE LOCALIZACION GENERAL DE EQUIPO

**3.I DIAGRAMAS DE TUBERIAS E INSTRUMENTACION
DE PROCESO**

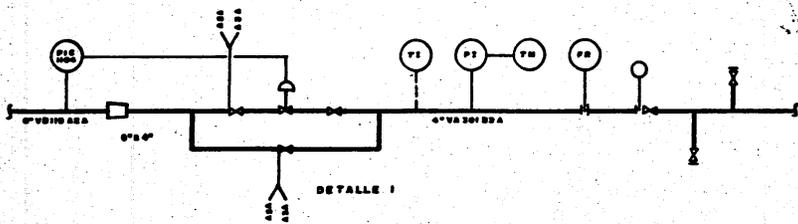
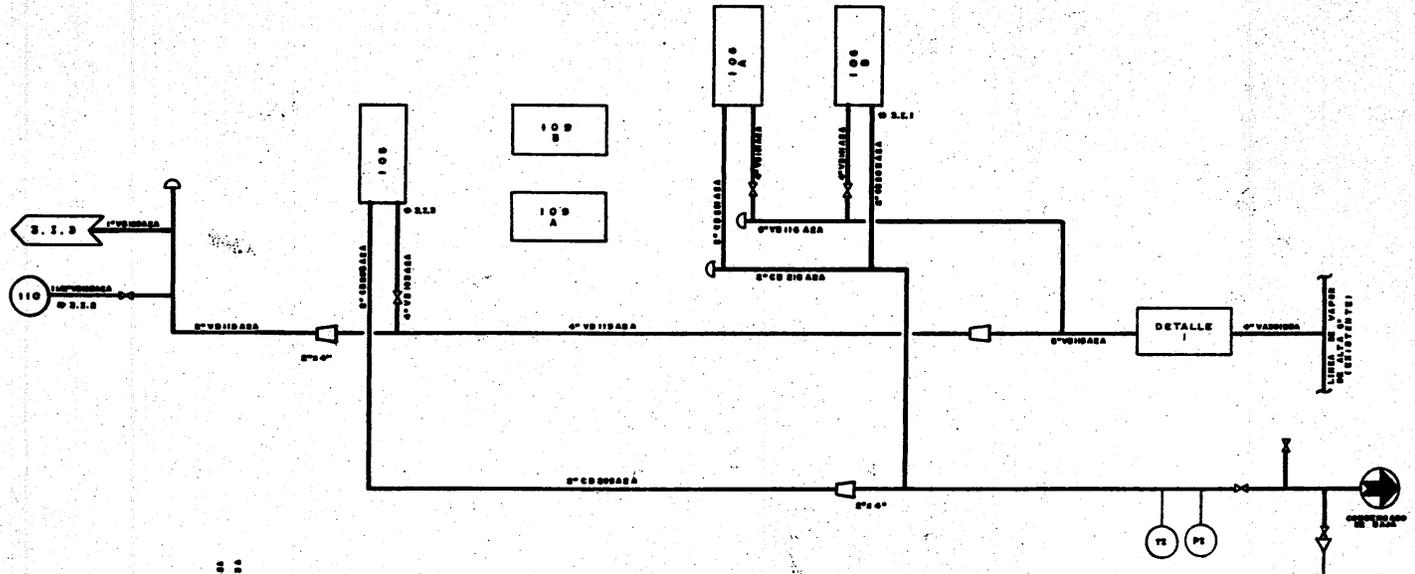


UNAM	Fac. de Química
Tesis Profesional	
MODIFICACION DE SFTG A DAP	
Elsa Elena López Castro	3-I-1
Antonio Aguilar Parra	



UNAM	Fac de Quimica
Tesis	Profesional
MODIFICACION DE SFTGA DAP	
Elsa Elena Lopez Castro	3.1.3
Antonio Aguilar Parra	

**3.J DIAGRAMAS DE TUBERIAS E INSTRUMENTACION
DE SERVICIOS AUXILIARES**



UNAM	Fac. de Química
Tesis Profesional	
MODIFICACION DE SFTG A DAP	
Euse Euse López Castro	3-J-1
Antonio Aguilar Parra	

CAPITULO IV

CONCLUSIONES

Desde el punto de vista de la Ingeniería de Proyecto el trabajo que implica el diseño de la MODIFICACION de una planta, tiene aspectos de especial interés, porque los grados de libertad se ven restringidos por el diseño de la planta existente, haciendo de la optimización un -- reto.

Un elemento de inapreciable valor para el buen diseñador, es la experiencia de la operación de la planta que se va a modificar, porque contando con ésta, se podrán prever los cuellos de botella y subsanar las fallas -- del diseño anterior.

En el caso particular de la modificación de la planta - de Super Fosfato Triple Granulado a Fosfato Diamónico, la operación para producir DAP va a implicar para el -- personal a cargo, el manejo de nuevas sustancias que -- presentan cierta peligrosidad, tales como el ácido sulfúrico y el amoníaco; por lo cual, sería recomendable - una comunicación tal, que permitiera un intercambio de experiencia entre los ingenieros de operación y los de -- diseño, para el mejor éxito de la empresa.

CAPITULO V

BIBLIOGRAFIA

- 1.- Análisis de Factibilidad Económica
Fertilizantes Mexicanos
México, 1978
- 2.- Process Design Handbook
GTSP Plant
Wellman-Lord Inc.
- 3.- Phosphate Manual
Chemical Construction Corporation
- 4.- Operatin Manual
Diammonium Phosphate Plant
Dorr Oliver
- 5.- Chemical Engineers Handbook
Perry, John H. & Chilton, Cecil
Mc Graw Hill Book Co.
New York, 1974
- 6.- Unit Operations of Chemical Engineering
Mc Cabe, W.L. & Smith, J.C.
Mc Graw Hill
3th Edition
- 7.- Centrifugal Pumps Fundamentals
American Petroleum Institute
Division of Refining
Washington, 1971

- 8.- **Pumps and the Chemical Plant**
Part I: Selection
Chemical Engineering, May 24, 1965
Pág. 117-124
- 9.- **Materials Selection for Pumps**
Charles A. Robertson
Hydrocarbon Processing, Jun, 1972
Págs. 93-95
- 10.- **Industrial Wastewater Pumps**
Jacoby A. Scher
Chemical Engineering Desk Book Issue, Oct 6, 1975
Págs. 95-101
- 11.- **Slurry Piping Systems: Trends, Design, Methods, Guidelines**
Aude, Cowper Thompson
Chemical Engineering, Jun 28, 1971
Págs. 74-94
- 12.- **Manual Para Especificación de Recipientes de Proceso.**
Instituto Mexicano del Petróleo
Depto. de Ingeniería de Proceso
México, 1977
- 13.- **Especificación H202 del I.M.P.**
Tuberías de Proceso y Servicios Auxiliares
Clasificación de Materiales por Servicios

- Instituto Mexicano del Petróleo
México, 1976.
- 14.- Instrumentation and Identification
Instrument Society of America
Pennsylvania, 1973.
- 15.- Manual Para la Selección de Bidas y Tuberías de Pro-
ceso y Servicios Auxiliares.
Instituto Mexicano del Petróleo
Departamento de Ingeniería de Sistemas
México, 1979.
- 16.- Elliott Multistage Compressors
Bulletin P-25A
Carrier Corporation, 1975.
- 17.- Encyclopedia of Chemical Technology
Vol. 15 2° Edición
John Wiley & Sons Inc.
1968
- 18.- Ingeniería de Proyectos Para Plantas de Proceso
Rase, H.F. & Barrow, M.H.
4a. Impresión de la 1a. Edición en Español
C.E.C.S.A.
México, 1977

- 19.- Sistema Número 3
Válvulas de Relevo, Requerimientos y Localización
Instituto Mexicano del Petróleo
Departamento de Ingeniería de Sistemas.
México, 1975.
- 20.- Sistema Número 9
Criterios de Dimensionamiento de Boquillas de Recipientes y Torres.
Instituto Mexicano del Petróleo
México, 1975.
- 21.- Sizing Piping for Process Plants.
Simpson, Larry L.
Chemical Engineering, Jun 17, 1968.
- 22.- Sistema Número 13
Instrumentación de Líneas en Límites de Batería.
Instituto Mexicano del Petróleo
Departamento de Ingeniería de Sistemas
México, 1976.
- 23.- Pipe Reactor Making Diammonium Phosphate Now.
Danos, Robert J.
Chemical Engineering, Oct, 1978.
- 24.- Plant Site Design and Engineering Consideration
Herrin, J.P.
58th Annual Convention of The Gas Processor Association.
tion.