

2ej
75



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE QUÍMICA

**“PROYECTO DE UNA PLANTA DE
SULFATO DE AMONIO”**

T E S I S M A N C O M U N A D A
QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE
I N G E N I E R O Q U Í M I C O

P R E S E N T A N :

GUILLERMO LEDESMA CHAVEZ Y
JOSE M. LEDESMA CHAVEZ

CIUDAD UNIVERSITARIA

1986



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 está 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.

PROYECTO DE UNA PLANTA DE SULFATO DE AMONIO.

CAPITULO I

- ANTECEDENTES

CAPITULO II

- ESTUDIO DE MERCADO.
 - A). OFERTA: PLANTAS Y CAPACIDAD
 - B). DEMANDA CONSUMO
 - C). PROYECCION DE LA DEMANDA

CAPITULO III

- PROCESOS Y TECNOLOGIA
 - A). DESCRIPCION
 - B). ANALISIS
 - C). SELECCION

CAPITULO IV

- A). BASES DE CALCULO
- B). BALANCE DE MATERIA Y ENERGIA
- C). DESCRIPCION DEL EQUIPO.

CAPITULO V

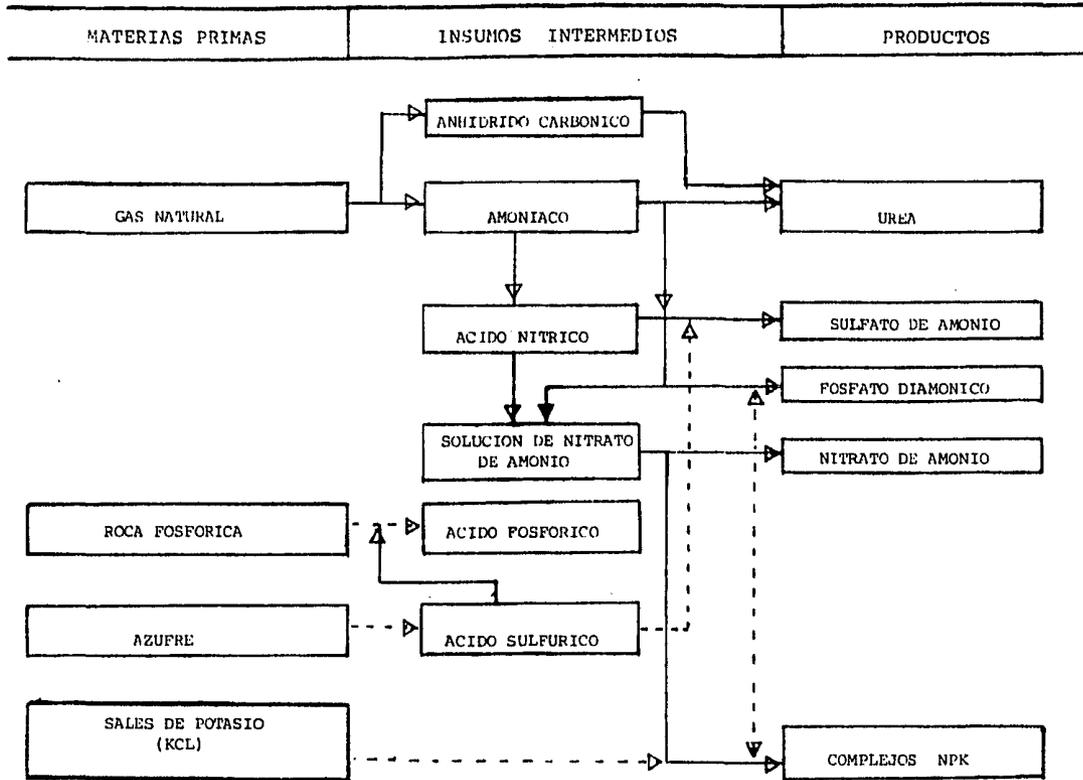
- ESTIMACION DE INVERSION
 - A). COSTO DE EQUIPO
 - B). COSTOS DE CONSTRUCCION Y OTROS
 - C). ESTUDIO DE RENTABILIDAD

CAPITULO VI

- ANALISIS Y CONCLUSIONES.

"ANTECEDENTS"

INTEGRACION FERTILIZANTES NITROGENADOS



El término petroquímico ha venido a significar todos los productos químicos derivados de las fracciones del petróleo, así como los sub-productos ó constituyentes del gas natural.

Es bien sabido que los insumos para la Industria Petroquímica son obtenidos del gas natural ó como sub-productos de la refinación del petróleo. La Industria Petroquímica convierte en materias primas una gran variedad de productos químicos intermedios y finales; los intermedios se consumen dentro de la industria misma; los finales en cualquier sector de la economía, siendo estos sectores también determinados ejemplos, los fertilizantes en el sector agrícola; en la ganadería como complemento alimenticio; en la industria minera como productos de concentración de sus minerales; en la del petróleo mismo, como productos de extracción, etc.

La mayoría de los procesos de separación para las materias originadas del petróleo involucran métodos físicos altamente refinados. Sin embargo, actualmente la mayoría de los procesos petroquímicos entran dentro del uso industrial como resultado de varias conversiones químicas, así como productos hechos del petróleo, tales como gasolinas de elevado octanaje y aceites lubricantes no degradables. Muchos productos petroquímicos son fundamental y económicamente materias primas básicas para fertilizantes, tales como amoníaco, plásticos, las cuales se incrementan en variedad y volumen cada año, hules en todas sus variedades, dentro de las fibras están principalmente los nylons, poliesteres y acrílicos, así como el crecimiento e importancia de las pinturas.

La petroquímica, obtiene su materia prima de dos fuentes distintas, de las que dependen no solamente la naturaleza de los productos derivados, sino también la ubicación geográfica y las condiciones económicas del desarrollo de esta industria.

La química del petróleo, deriva como industria bien determinada, cuyo principal objeto es fabricar combustibles líquidos y lubricantes, y no, proporcionar materias primas a dicha industria. La naturaleza y condiciones de sub-producto del petróleo disponibles para la industria petroquímica no dependen de características geológicas, sino del tipo operaciones realizadas por las refinerías y de su capacidad de tratamiento, -- es decir, de factores puramente técnicos y económicos, especialmente -- cuando la refinación se realiza en un lugar alejado de los yacimientos. Por lo tanto, una fábrica de productos petroquímicos, al fijar la naturaleza y volúmen de producción debe tener en cuenta no solamente las posibilidades de su propio mercado, sino también el de sus proveedores.

La petroquímica, como industria derivada del gas natural, no utiliza un sub-producto, sino materias primas brutas; la forma económica de --- transportar gases es por medio de gasoductos, por consiguiente las fábricas que utilizan dicha materia prima deben estar situadas inevitablemente en los yacimientos ó bien en los recorridos de los gasoductos, de ahí que sólo los que reúnen estas características, pueden desarrollar -- una petroquímica del gas natural.

Los fertilizantes comerciales, en una agricultura floreciente, son un factor cuya importancia va creciendo sin cesar, son indispensables para el mantenimiento de la fertilidad del suelo y para la reducción del costo unitario de producción de las cosechas, pues los rendimientos sustanciales por unidad de superficie son cada vez mayores.

Los fertilizantes tienen un alto valor social económico en la erección y mantenimiento de una civilización eficiente, frecuentemente son considerados como una ayuda para mantener la fertilidad del suelo y seguramente lo son; sin embargo, en nuestros días su función principal es elevar el nivel de la fertilidad del suelo lo suficiente para permitir que variedades de plantas mejoradas se puedan cultivar con beneficios económicos en sistemas de agricultura moderna.

La industria de los fertilizantes ha jugado un papel vital al favorecer y asegurar la producción de alimentos diversos y de materias primas -- para la industria en general. Su continuo progreso es inseparable de las mejoras agrícolas y de otros descubrimientos en industrias conexas.

La época moderna de los descubrimientos en el campo de los fertilizantes principió cuando la industria química aprendió la forma de combinar Hidrógeno y Nitrógeno para producir Amoniaco.

Los abonos y fertilizantes se clasifican:

1. Fertilizantes simples inorgánicos.- Son las substancias que proporcionan unicamente uno de los elementos nutrientes para la planta, siendo los principales.

Nitrogenados:

- a). SULFATO DE AMONIO.- Que contienen alrededor de 21% de nitrógeno, es bastante soluble en agua y actúa rápidamente. El nitrógeno se encuentra en forma amoniacal (NH_4) por lo que es asimilado rápidamente.
- b). NITRATO DE AMONIO.- Conteniéndolo 36% de nitrógeno, encontrándose en forma amoniacal y nítrica, todo su nitrógeno es soluble en agua y aprovechable.
- c). UREA.- Es el fertilizante que contiene mayor cantidad de nitrógeno pues tiene alrededor de 46% siendo éste soluble en agua.

Fosfáticos:

Entre los fertilizantes fosfóricos encontramos los siguientes:

Es superfosfato de calcio, soluble en agua con un contenido de P_2O_5 alrededor de 20%.

El superfosfato triple con 46% de P_2O_5 y soluble en agua.

2. Fertilizantes compuestos inorgánicos.

Estos fertilizantes contienen dos o tres elementos nutrientes, siendo éstos el potasio, nitrógeno y el fósforo. Se obtienen por mezclas de fertilizantes simples o bien por procesos químicos, a partir del ácido sulfúrico, nítrico o fosfórico que posteriormente, por adición de amoníaco, se neutraliza hasta obtener un pH neutro, dividiéndose como sigue:

- a). COMPUESTOS COMPLETOS.- Estos contienen los tres elementos principales para todo cultivo N. P. K. pueden estar en igualdad de proporción o variables.
- b). COMPUESTOS INTERMEDIOS.- Siendo éstos ricos en P.K. ó P.N. ó también en N.K., al igual que los compuestos complejos su composición, puede ser variable o constante; entre los principales tenemos al fosfatomonoamónico

y diamónico.

3. Fertilizantes Orgánicos.

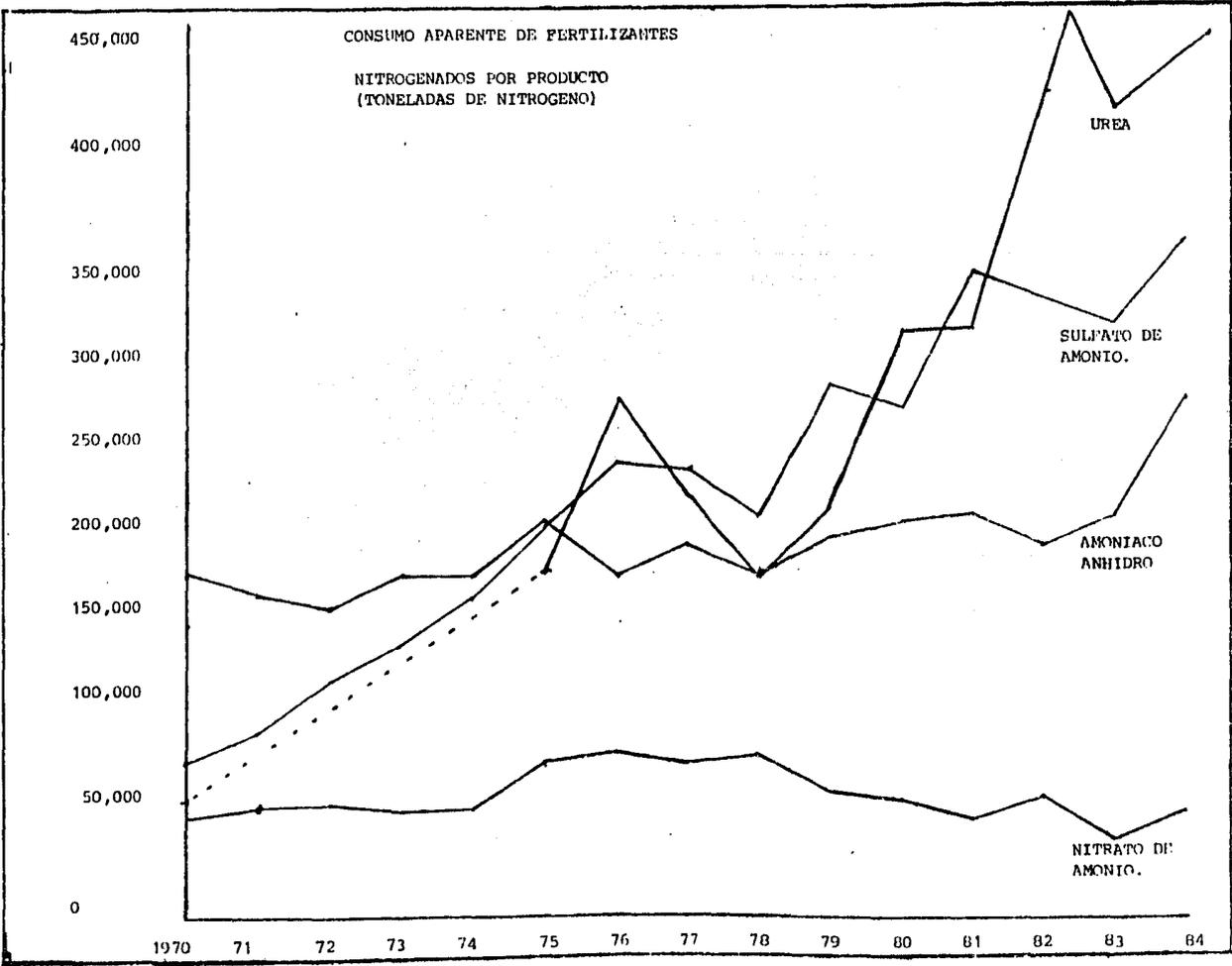
En este último y tercer grupo de fertilizantes abarca todos aquellos fertilizantes vendidos como desperdicios o rastros de una industria, que son ricos en nitrógeno y fósforo.

Estos fertilizantes reciben también el nombre de fertilizantes en tiempos, liberan lentamente el nitrógeno y el fósforo, tienen además pequeñas cantidades de sales solubles, por lo que se pueden aplicar en grandes cantidades a las plantas sin dañarlas; el origen de estos fertilizantes son: Las harinas, cuernos, sangre seca, huesos, residuos de pescado, pelo y pa_z zuñas de diferentes animales.

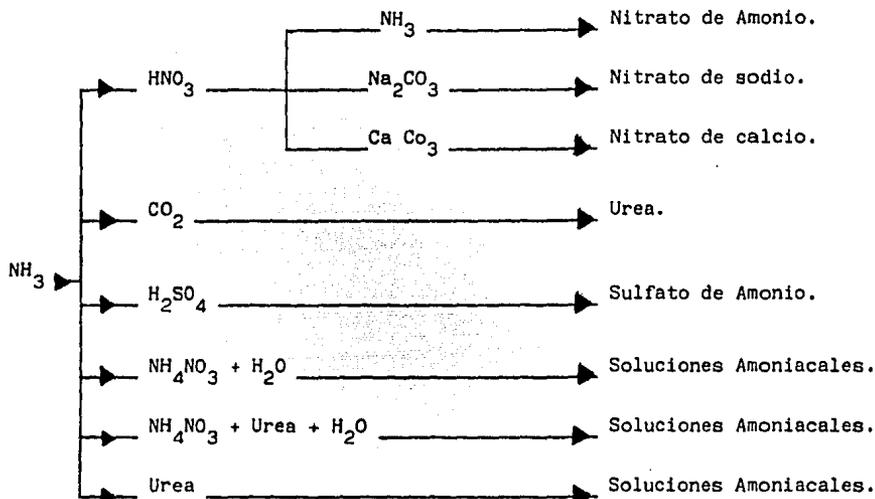
Dentro de esta clasificación entran los Guanos conocidos desde tiempos remotos, pues antiguas culturas lo emplearon para su agricultura.

En México la mayoría de los suelos padecen deficiencias de nitrógeno - especialmente aquellas que han sido cultivadas por varios años consecutivos con maíz o algodón. Cuando falta nitrógeno la planta se desarrolla - deficientemente, con un aspecto verde amarillento en las hojas, los arboles frutales pueden perder prematuramente las hojas, las raíces no se desarrollan convenientemente y los brotes laterales mueren.

Aunque el nitrógeno existe libre en la atmósfera, los vegetales no pueden tomarlo directamente de esta fuente, por lo tanto se hace necesario - que se le proporcione de tal manera que puedan tomarlo. El sulfato de -- Amonio llena plenamente estos requisitos y además por su presentación gra_n nulada se facilita su manejo.



La siguiente figura nos muestra un diagrama simple de flujo para la conversión de amoniacio en materiales fertilizantes.



Los fertilizantes nitrogenados que se consumen en el país son: Sulfato de Amonio, Nitrato de Amonio, Urea y Fertilizantes complejos, todos los cuales constituyen los fertilizantes nitrogenados. Además, se consume el amoniacio que se aplica directamente a los suelos. También se consumen -- fertilizantes inorgánicos y fertilizantes orgánicos, pero su contenido de nitrógeno es bajo y su consumo ha disminuido considerablemente, razón por la cual se han marginado.

La producción de fertilizantes nitrogenados se inició en el país en -- 1951, año en el cual la empresa estatal Guanos y Fertilizantes de México, S.A. comenzó a producir sulfato de amonio en su Unidad Cuautitlán. En -- 1959 se inició la elaboración de nitrato de amonio en Monclova por Fertilizantes de Monclova, S.A. En 1962 se inició simultáneamente la producción de urea y de fertilizantes complejos por las empresas Fertilizantes del Istmo, S.A. y Fertilizantes del Bajío, S.A., con lo que el país se -- volvió productor de todos los tipos de fertilizantes nitrogenados de amo

níaco en gran escala.

Con el fin de eliminar una serie de problemas por los que pasaba la industria de fertilizantes, se decidió fusionar todas las empresas dentro de una sola organización y que ésta fuera la empresa estatal ya establecida: Guanos y Fertilizantes de México S.A., la cual absorbió a Fertilizantes de Monclova, S.A., Fertilizantes del Istmo, S.A., operando en forma independiente otras empresas más pequeñas, cuyas actividades productivas no son exclusivamente fertilizantes.

Consumo: El sector agrícola es el consumidor principal de fertilizantes nitrogenados sólidos. Al estudiar el consumo de estos productos debe considerarse además el amoníaco que se usa como fertilizante por aplicación directa, cuya producción está reservada a Petróleos Mexicanos y por tanto no pertenece al sector secundario.

El consumo de fertilizantes nitrogenados, es necesario expresarlo en función del contenido de nitrógeno, ya que es precisamente éste, el que se aprovecha en los suelos y cada fertilizante lo contiene en diferentes porcentajes.

El consumo de nitrógeno con una tasa promedio anual de 12.4% en el período 1964-1969, en 1970 descendió 2.2%. A partir de 1971 se recuperó la tasa de crecimiento anual, correspondiendo un 12.6%, el período 1970-1975 fué de 20.6% al último año. En el año de 1978 bajó la tasa para subir en el período de 1979-1981.

Sulfato de Amonio.

Durante el período de 1923-1947 el sulfato de amonio se convirtió en el fertilizante de mayor demanda en gran parte del mundo. Posteriormente se vió disminuído este empleo en gran parte por la aparición de los fertilizantes orgánicos nitrogenados. la mayoría de este sulfato de amonio se

produjo como sub-producto, por ejemplo: mediante la absorción de amoniaco proveniente de hornos de coque en ácido sulfúrico o de solución que contiene sulfato de amonio que son resultados de numerosas operaciones industriales de tipo químico, también mediante el gas combustible, ya que es una fuente de compuestos de azufre.

Después de la Segunda Guerra Mundial hubo un rápido crecimiento en la demanda de fertilizantes nitrogenados dándose un gran impulso a la producción del sulfato de amonio en forma directa.

En México, la producción de sulfato de amonio en forma directa empezó en el año de 1951, por medio de la empresa estatal Guanos y Fertilizantes de México, S.A., en la unidad de Cuautitlan.

Sulfato de Amonio.

Sulfato de Amonio: $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$.

Propiedades: Cristales de color gris parduscos a blancos, según el grado de pureza; soluble en agua; insoluble en alcohol y acetona; punto de fusión 280°C , peso específico 1.77 poco tóxico, peso molecular 132.14 contenido de $\text{N}_2\%$ 20 - 21 estructura rómbica, solubilidad g/100 g. de agua.

0°C 70.6

100°C 103.8

Acidéz equivalente en lb. CaCO_3/N_2 107

Tamaño de partícula:

Estandar	28% malla - 16
	70% malla - 16, - malla 60
Cristales grandes	10% malla - 10, - malla 20

Punto higroscopico (humedad crítica a 86°F) 80%

Obtención:

a) Los vapores amoniacaes procedentes de la destilación seca de la hulla se recogen sobre ácido sulfúrico y después se cristalizan y se secan, ésto forma el sulfato de amonio del comercio.

b) El amoniaco sintético es neutralizado con ácido sulfúrico.

c) Sub-producto de la manufactura del caprolactama.

d) A partir del Yeso, por reacción con amoniaco y dióxido de carbono.

Método de Purificación:

Recristalización o sublimación.

Calidades: comerciales, técnicas, U.P., calidad enzimática, (exenta de metales pesados).

U S O S :

- a). Tratamientos de agua.
- b). Fermentación.
- c). Productos no flamables.
- d). Seda viscosa.
- e). Curtidos aditivos para alimentos.

Los fertilizantes nitrogenados contienen el nutriente de mayor significación para el crecimiento de la especie vegetal. Este nutriente es esencial para la vida animal y vegetal, ya que entra en la formación de la proteínas y aminoácidos. El nitrógeno no es asimilado directamente por las plantas, sino que debe transformarse en nitratos; la operación de transformación, cuando el nitrógeno no se aplica al suelo en forma de nitratos, la realizan las bacterias nitrificantes del género nitrobacter.

ESTUDIO DE MERCADO

FERTILIZANTES NITROGENADOS.

En México, la producción de fertilizantes nitrogenados se realiza en 15 plantas localizadas en ocho estados de la República. De éstas, ocho son de Sulfato de Amonio, cinco de Urea y dos de Nitratos de Amonio.

El Amoniaco es otro producto fundamental para la industria de los fertilizantes, que se utilizan en fertilización directa y en gran escala como insumo para la elaboración de fertilizantes nitrogenados.

La producción de fertilizantes nitrogenados creció a una tasa media de 9.9% anual en el período 1970-80, destacando el dinamismo registrado por el Sulfato de Amonio, cuya producción aumentó a tasa de 12.6% anual.

Los niveles de utilización de la capacidad instalada de fertilizantes nitrogenados fueron elevados hasta 1977, año en el que la mayoría de las plantas habían regularizado su operación.

Sin embargo, durante los años siguientes, debido a la entrada en operación de cuatro nuevas plantas, con el consecuente tiempo de maduración para el aprendizaje, el aprovechamiento de la capacidad disminuyó hasta 64% en 1980.

El consumo aparente de fertilizantes nitrogenados, observó dos comportamientos diferentes durante la década. El primero, de gran dinamismo, durante el lapso 1970-76 en el que el consumo de estos productos creció a una tasa media de 19.2% anual. En el segundo período, de 1976 a 1980, se puede decir que no hubo crecimiento, debido al efecto de las importaciones realizadas en este período.

A nivel producto, la demanda de Sulfato de Amonio fue la más importante dentro del grupo de los nitrogenados; su crecimiento fue de 20% anual en el período de 1970-76, manteniéndose prácticamente constante de ese año a 1981.

En el año de 1982 el incremento bajó a un 15%, en 1983 este constante -- aumento de demanda cayó, teniendo un decremento de un 17% con respecto al año 1982, este decremento fue en todos los fertilizantes debido que en este año fue el año en que nuestra economía sufrió una gran crisis teniéndo en general el país problemas económicos.

En 1984 el mercado de Sulfato de Amonio como de todos los fertilizantes tendieron a incrementar su demanda interna, siendo ésta de un 13% aproximadamente.

El Sulfato de Amonio se utiliza casi exclusivamente como fertilizante, - siendo el que contiene menor cantidad de Nitrógeno, 20.5%. También puede - utilizarse en tratamiento de agua, en curtiduría y en la elaboración de - pilas secas.

Fertimex dispone en la actualidad de 8 plantas en las que se elabora Sulfato de Amonio, las cuales poseen en conjunto una capacidad instalada del - orden de 1'673,000 T.P.A. desglosada de la siguiente manera:

<u>UNIDAD</u>	<u>CAPACIDAD INSTALADA. (T/A).</u>
Bajío	160,000
Coatzacoalcos	200,000
Cuautitlán	235,000
Guadalajara	278,000
Torreón	200,000
Queretaro (3 plantas)	600,000
T O T A L	1'673,000

Existen además otras empresas que obtienen Sulfato de Amonio como sub-producto en sus procesos entre las que destacan UNIVEX, AHMSA, SICARTSA. Estas compañías tienen contratos con FERTIMEX, quién es el único autorizado para comercializar este fertilizante en el país ⁽¹⁾.

<u>COMPANIA</u>	<u>PRODUCCION (T/A)</u>
UNIVEX	240,000
AHMSA	70,000
SICARTSA	10,000
T O T A L	320,000

De acuerdo a la eficiencia con que han operado las plantas de Sulfato de Amonio de la empresa FERTIMEX en los últimos años, produjo en 1982, 1,380 - miles de toneladas.

En el año siguiente hay un decremento alcanzado en 1983 un volúmen de -- 1228 miles de toneladas cantidad que aumento hasta alcanzar en 1984 la capacidad de 1465 miles de toneladas en la que se piensa tendrá un pequeño - incremento que se estabilizará hasta 1990. Con ésto se logrará un índice de aprovechamiento del 97% de la capacidad instalada del fertilizante.

Ahora bien, si a la producción de FERTIMEX se le suma la de las Empresas maquiladoras que es de 320,000 toneladas en 1982 y se mantendrá en los años subsecuentes, nos dá un total de 1785 miles de toneladas hasta el fin del - período 1990. Tales volúmenes representan el 58% de la producción de fertilizantes nitrogenados en plantas actuales en el período, bajo términos - de producto bruto y el 40% en términos de nutrientes.

Capacidad instalada, localización y fecha de arranque de las plantas de productos terminados de FERTIMEX.

<u>UNIDAD PRODUCTORA</u>	<u>CAPACIDAD INICIAL</u> (MILES DE T/A)	<u>AÑO DE ARRANQUE</u>
Bajío	60	1969
Coatzacoalcos	50	1966
Cuautitlán	100	1951
Guadalajara	128.7	1958
Torreón	100	1966
Queretaro I	200	1978
Queretaro II	200	1981
Queretaro III	200	1981

Nutrientes.- Elementos del fertilizante que se aprovecha por los vegetales para desarrollo normal, siendo: El Potasio, El Nitrógeno y El Fósforo los más importantes.

Capacidad de nutrientes.- Es la cantidad aprovechada por la planta y - se define:

$$\text{Capacidad de Nutriente.} = \frac{\text{P.M. Nutriente}}{\text{P.M. Fertilizante}} \times \text{Capacidad Actual}$$

Capacidad actual, localización y año de modificación.

<u>CAPACIDAD</u> (MILES T/A)	<u>AÑO DE MODIFICACION</u>	<u>CAPACIDAD</u> N ₂	<u>LOCALIZACION</u>
160	1979	32.8	Salamanca, Gto.
200	1971-1979	41	Coatzacoalcos, Ver.
235	1966-1972	48.2	Cuautitlán, Ed. Mex.
278.7	1979	57.1	Toluquilla, Jal.
200	1979	41	Torreón, Coah.
200	----	41	Queretaro, Qro.
200	----	41	Queretaro, Qro.
200	----	41	Queretaro, Qro.

Producción esperada de Sulfato de Amonio, en plantas actuales y maqui-
leros.

<u>AÑO</u>	<u>BAJIO</u>	<u>COATZA- COALCOS</u>	<u>CUAUTITLAN</u>	<u>GUAD.</u>	<u>QRO.</u>	<u>TORREON</u>	<u>MAQUILEROS</u>
1985	160	200	235	278	590	200	210
1986	160	200	235	278	590	200	210
1987	160	200	235	278	590	200	210
1988	160	200	235	278	590	200	210
1989	160	200	235	278	590	200	210
1990	160	200	235	278	590	200	210

Volúmen de producción de fertilizantes, entre el período de 1976-1984

(Miles de T/A).

<u>A Ñ O</u>	<u>SULFATO DE AMONIO</u>
1976	805
1977	810
1978	824
1979	1 044
1980	1 268
1981	1 620
1982	1 870
1983	1 547
1984	1 785

NOTA: La información de los cuadros anteriores fue proporcionada por FERTIMEX. (2)

ESTRUCTURA DEL CONSUMO DE SULFATO DE AMONIO

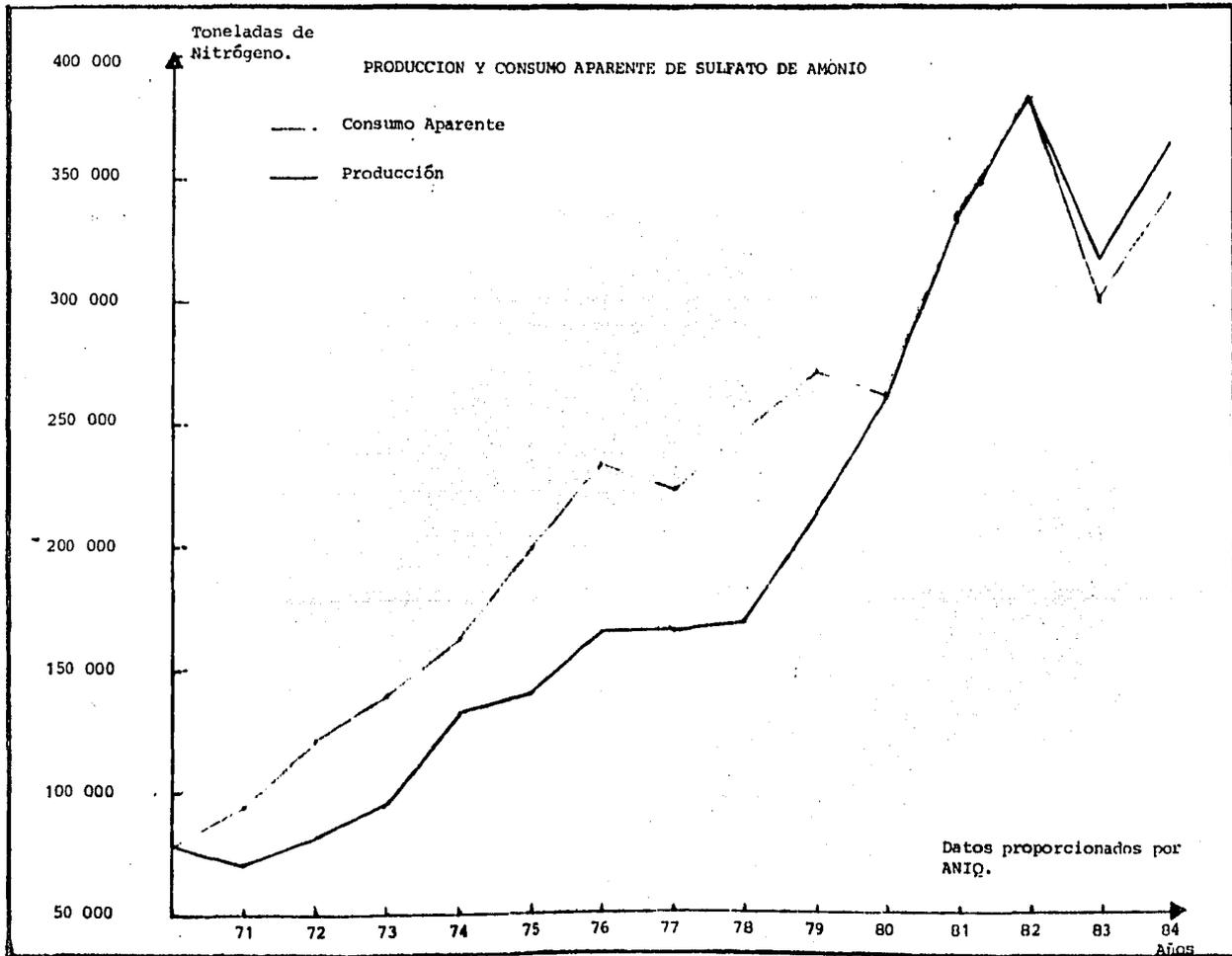
(TONELADAS DE PRODUCTO)

<u>AÑO</u>	<u>PRODUCCION</u>	<u>IMPORTACION</u>	<u>EXPORTACION</u>	<u>CONSUMO APARENTE</u>
1970	387 995	-----	-----	387 995
1971	348 050	113 537	-----	461 587
1972	403 552	191 719	-----	595 281
1973	472 756	211 649	-----	684 405
1974	650 279	147 558	-----	797 837
1975	694 296	281 105	-----	975 401
1976	810 353	345 297	-----	1 155 650
1977	815 451	297 680	-----	1 113 131
1978	828 549	195 226	-----	1 023 775
1979	1 044 343	280 847	-----	1 325 190
1980	1 268 512	-----	-----	1 268 512
1981	1 620 067	-----	-----	1 620 067
1982	1 870 637	-----	-----	1 870 637
1983	1 547 926	-----	66 664	1 481 262
1984	1 785 208	-----	101 304	1 683 904

ESTRUCTURA DEL CONSUMO APARENTE DE SULFATO DE AMONIO

(TONELADAS DE NITROGENO)

<u>AÑO</u>	<u>PRODUCCION</u>	<u>IMPORTACION</u>	<u>EXPORTACION</u>	<u>CONSUMO APARENTE</u>
1970	79 539	-----	-----	79 539
1971	71 350	23 275	-----	94 625
1972	82 728	39 305	-----	122 033
1973	96 915	43 388	-----	140 303
1974	133 307	30 249	-----	163 556
1975	142 331	57 637	-----	199 658
1976	166 122	70 786	-----	236 908
1977	167 167	61 024	-----	228 192
1978	169 852	40 021	-----	209 873
1979	214 090	57 574	-----	271 664
1980	260 045	-----	-----	260 045
1981	332 114	-----	-----	332 114
1982	383 481	-----	-----	383 481
1983	317 136	-----	13 658	303 478
1984	365 750	-----	20 755	344 995



PROYECCION DE LA DEMANDA

En base con el historial del consumo aparente del Sulfato de Amonio en los últimos 15 años, calculamos la recta de regresión lineal para -- calcular la proyección en los años siguientes hasta el año 1990.

$$Y = a + bX$$

Dónde:

$$b = \frac{n \sum XY - (\sum X) (\sum Y)}{n \sum X^2 - (\sum X)^2}$$

$$a = \frac{(\sum Y) (\sum X) - (\sum X) (\sum Y)}{n \sum X - (\sum X)}$$

(X) = AÑOS

(Y) = CONSUMO APARENTE

<u>X</u>	<u>Y</u>
1970	387 995
1971	461 587
1972	595 281
1973	684 405
1974	797 837
1975	575 401
1976	1 155 650
1977	1 113 131
1978	1 023 775
1979	1 325 190
1980	1 268 512
1981	1 620 067
1982	1 870 637
1983	1.481 262
1984	1 683 904

Calculando la regresión lineal, obtenemos los siguientes datos:

$$a = -191\ 580\ 480.0$$

$$b = 97\ 459.1$$

$$r = 0.959$$

Dónde "r" = Coeficiente de correlación.

Por lo cual tenemos la ecuación siguiente:

$$Y = -191\ 580\ 480 + 97\ 459.1 X$$

Con la cual calculamos la demanda aparente del año 1985 a 1990.

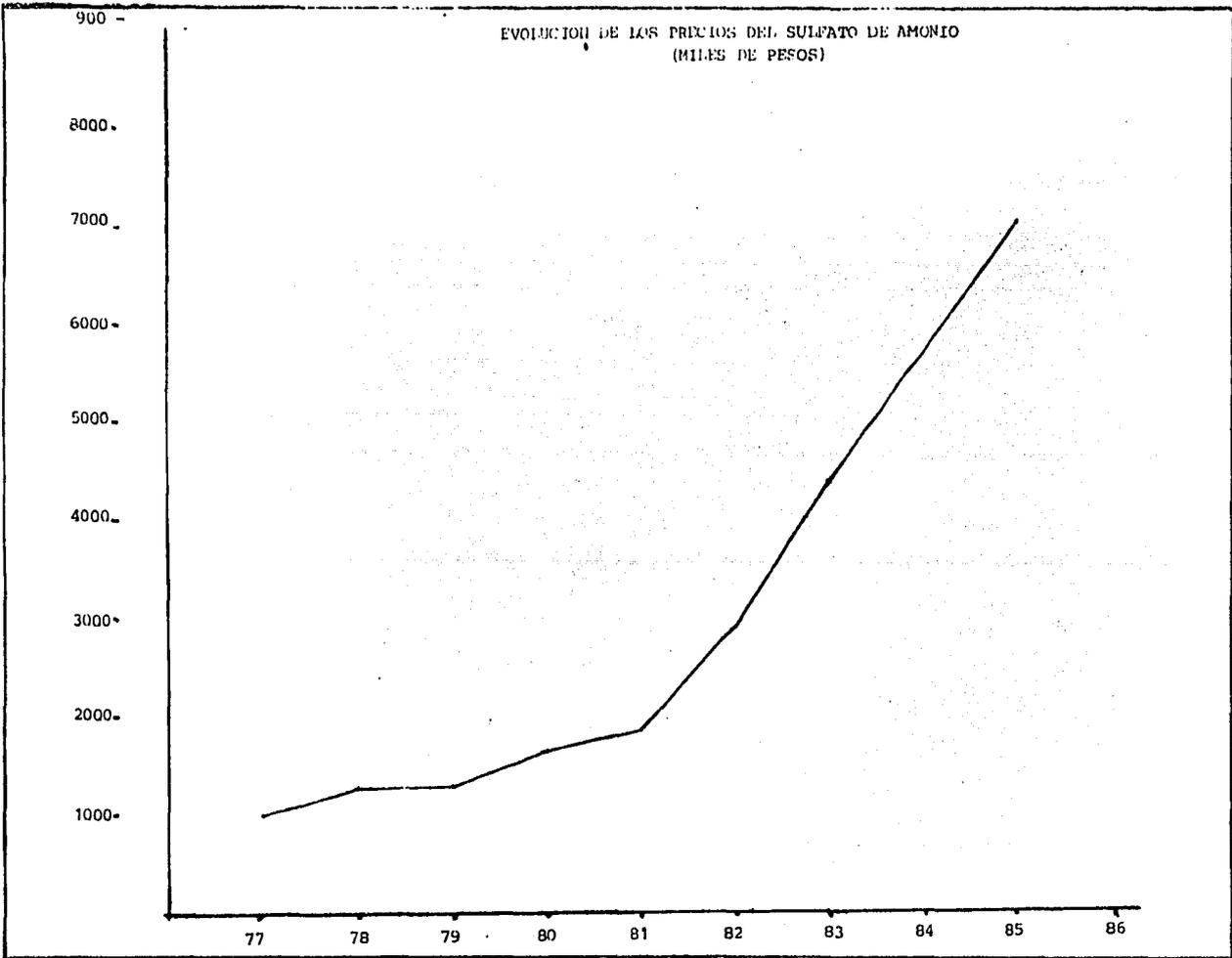
DEMANDA SUPUESTA PARA EL PERIODO

1985 - 1990

(TON. AÑO)

<u>AÑO</u>	<u>CONSUMO APARENTE</u>
1985	1 875 833.5
1986	1 973 292.6
1987	2 070 751.6
1988	2 168 210.8
1989	2 265 669.9
1990	2 363 128.9

EVOLUCION DE LOS PRECIOS DEL SULFATO DE AMONIO
(MILES DE PESOS)

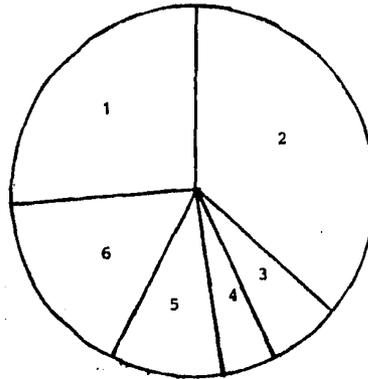


PARTICIPACION PROMEDIO POR PRODUCTO EN LA DEMANDA

TOTAL FUTURA 1984 1990

(NITROGENADOS)

- 1.- SULFATO DE AMONIO 26.2%
- 2.- UREA 32.6%
- 3.- DAP 6.8%
- 4.- NPK 4.8%
- 5.- NITRATO DE AMONIO 9.2%
- 6.- AMONIACO 20.4%



DEMANDA

El Sulfato de Amonio, es el más importante fertilizante dentro del grupo de los nitrogenados; su crecimiento fue de 20% anual en el período 1970-1976, manteniéndose constante prácticamente de ese año al de 1981.

La producción de Sulfato de Amonio, se estimó que creció una tasa media de 7.8% anual, para alcanzar 1.65 millones de toneladas, las cuales serán suficientes para cubrir la demanda hasta 1984.

Puesto que la producción esperada en plantas actuales y proyectos no -- rebasará la cifra de 1 873 mil toneladas después del año de 1985 al 1990 ya no hay proyectos en construcción después del año de 1981. Sólo las existentes se pondrán a su mayor capacidad.

Los precios internos de los fertilizantes nitrogenados se mantuvieron -- hasta 1974 por debajo del nivel alcanzado en 1970.

Para el período 1974-1980, aumentaron 14.6% en promedio anual, como resultado de la inflación que se presentó a nivel nacional. Del año 1980 a 1982 -- los precios aumentaron 185% aproximadamente en este período. Del año 1983- se incrementaron 200% con respecto al año anterior, del año 1984 en adelante los precios se dispararon debido a la crisis en la que el país sufre de éste a la fecha.

Los incrementos que sufrieron los precios nacionales del Sulfato de Amo nio, se mantuvieron por debajo de los prevalectientes en el mercado de los Estados Unidos.

LOCALIZACION DE LA PLANTA

El punto que nosotros hemos considerado es el de la ciudad de Salina -- Cruz, la que cuenta en la actualidad con instalaciones correspondientes a una refinería, una terminal de amoniaco, un amonoducto proveniente de Coso loacaque y los requeridos para el embarque de petróleo crudo, estando en - construcción actualmente una terminal más de amoniaco, una planta recupera dora de azufre y una productora de amoniaco, por parte de PEMEX. Además - FERTIMEX esta construyendo una planta de Urea con el fin de aprovechar el amoniaco y el bióxido de carbono generado en la planta de PEMEX.

El mercado es apropiado, puesto que se puede distribuir por mar: Manzanillo (Colima), Mazatlan (Sinaloa), Pto. Madero (Chiapas). Por tierra: Oaxaca Chiapas, Puebla y Guerrero. Y para exportar a América Latina principalmente a El Salvador que importa un 80% de su fertilizante el cual corresponde a Sulfato de Amonio.

Por lo que pensamos que el lugar es adecuado, puesto que es una ciudad - con condiciones necesarias descritas arriba.

Ya que tenemos materias primas disponibles con la planta de amoniaco que tiene PEMEX dentro de la ciudad y la Refinería para obtener Azufre, con el cual se puede hacer el Acido Sulfúrico que es materia prima de los procesos de obtención de Sulfato de Amonio.

Los servicios son completos puesto que es una ciudad ya establecida, --- cuenta con agua por los ríos que tiene: Río Tehuantepec y San Mateo del Mar.

Tenemos mano de obra disponible, tanto calificada como no calificada en toda la zona del Istmo, gracias al gran auge del petróleo dentro de esta zona industrial.

CAPACIDAD DE LA PLANTA

La capacidad de nuestra planta será de 200,000 T/A, puesto que la producción esperada para el año 1990 será de 1'857,000 T/A, tomando en cuenta la producción de FERTIMEX y plantas maquiladoras. La proyección de la demanda será para este mismo año de 2'363,128.9 T/A, por lo cual habrá un déficit - de 488,128.9 T/A aproximadamente, por lo tanto nuestra planta vendrá a resolver un poco el problema de este déficit.

El Sulfato de Amonio es un producto que como fertilizante se consume mucho en el país, por ser éste un fertilizante que se aprovecha por el contenido de nitrógeno (21%) principalmente, pero además se ha encontrado por un estudio reciente en U.S.A. ⁽³⁾ que el azufre es un nutriente secundario que aprovecha la planta y ayuda a controlar la salinidad del suelo. Siendo --- éste un producto que se consume por tradición entre los campesinos del país ya que fue el primer fertilizante químico sintético y siendo además todavía uno de los fertilizantes más baratos en el mercado.

Y tomando en cuenta el déficit de fertilizantes en general, aún tomando la producción del Sulfato de Amonio, estuviese en exceso como producto químico, como fertilizante es consumido, puesto que de algún modo hay que contrarrestar el déficit de fertilizantes.

Además se consigue disminuir con esto la fuga de divisas, debido a que - se disminuye la importación de fertilizante.

REC'D BOSNY TELN 4/11/76

PROCESOS EXISTENTES EN MEXICO

En México, las empresas productoras de Sulfato de Amonio son las siguientes:

<u>EMPRESA</u>	<u>LOCALIZACION</u>	<u>TECNOLOGIA</u>
Fertimex, S.A.	Cuautitlán, Edo. de Mex.	Chemico Construction Coro
Fertimex, S.A.	Toluquilla, Jal.	Struther Wells.
Fertimex, S.A.	Coatzacoalcos, Ver.	Chemico Construction Coro
Fertimex, S.A.	Salamanca, Gto.	Chemico Construction Coro
Fertimex, S.A.	Torreón, Coah.	N.V. Nedarlense Staut. Hol.
Fertimex, S.A.	Querétaro, Qro.	Struther Wells.
Univex, S.A.	Salamanca, Gto.	(1)
Industria Química de México, S.A.	Guadalajara, Jal.	(1)
Magnecio, S.A.	Xocoyahualco, Edo. Mex.	(1)
Mexicana de Coque y Derivados.	Monclova, Coah.	(1)
Industrial Pinera México.	Nueva Rosita, Coah.	(1)

(1) Se obtiene como sub-producto en ese proceso.

PROCESOS EXISTENTES EN MEXICO.

Se puede dividir en dos grupos la forma de producción de Sulfato de Amonio.

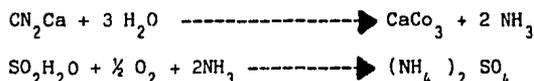
a). FORMA DIRECTA.- Se hace reaccionar amoniaco y ácido sulfúrico en forma directa.

b). FORMA INDIRECTA.- Se obtiene como sub-producto de otros procesos.

Los primeros datos que se tienen sobre la fabricación de Sulfato de Amonio, datan del año de 1865 obteniéndose como sub-producto de las cokerías y fabricas de gas.

Poco tiempo después aparecieron otros métodos de obtención, siendo los principales los siguientes.

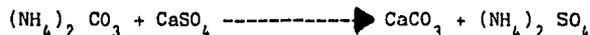
- Tratando en caliente la cianamida de calcio, con anhídrido sulfuroso, oxígeno y vapor de agua, siendo la reacción la siguiente:



- O bien tratando el amoniaco y dióxido de carbono por una papilla de sulfato de calcio, de esta manera se unen los dos gases, dando carbonato de amonio.



- Este se transforma con el sulfato de calcio disuelto en agua, en carbonato de calcio y sulfato de amonio:



A principios del presente siglo se han modificado los métodos de obtención, tomando como base principal las condiciones de operación, partiendo de las materias primas, amoniaco, anhídrido y ácido sulfúrico respectivamente.

Siendo los métodos generales de obtención los siguientes:

- a). Combinando ácido sulfúrico y amoníaco anhidro en un reactor cristalizador, operando a presión atmosférica.
- b). Combinando ácido sulfúrico y amoníaco anhidro, en un reactor cristalizador, operando a presión reducida.
- c). Reaccionando ácido sulfúrico y amoníaco anhidro, en un neutralizador y luego pasandolo a un reactor -cristalizador- trabajando a presión reducida.
- d). Haciendo reaccionar ácido sulfúrico y amoníaco anhidro en una torre de absorción por medio de espumas en contra corriente.
- e). Obteniéndolo simultaneamente otras sales amoniacales.

De los métodos anteriores describimos los siguientes:

PROCESO MIXTO.

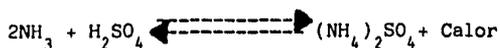
Tecnología de producción. Se tiene seis cristalizadores, uno de los cuales usa el proceso Struther Wells, de reacción directa de ácido sulfúrico con amoníaco y cristalización al vacío y cinco que utilizan el proceso Chemico-Construction con reacción directa y cristalizador atmosférico.

Proceso Chemico Construction (presión atmosférica). El Sulfato de Amonio se obtiene por reacción directa del ácido sulfúrico y del amoníaco anhidro en fase líquida en los cristalizadores, los cuales tienen una sección cilíndrica vertical con una sección cónica inferior, pudiendo ser fabricado de acero al carbón con recubrimiento interno de acero inoxidable.

Al cristalizador, que originalmente contiene agua, se le va introduciendo ácido sulfúrico y amoníaco, con lo cual aumenta la concentración de Sulfato de Amonio en solución. Al llegar al punto de saturación se inicia la for-

mación de pequeños cristales que crecen en tamaño y proporción hasta llegar a constituir 60% de la solución, punto en el cual deben ser extraídos.

La reacción es la siguiente:



Esta reacción es exotérmica por lo cual la temperatura debe ser controlada - a una temperatura de 105°C y para disipar el calor se adiciona constantemente agua, que se evapora y se desaloja hacia la atmósfera a través de la chimenea del cristalizador.

El amoníaco se introduce por medio del inyector de amoníaco sobre la línea - de descarga de la bomba de recirculación. Para mantener una agitación conve niente dentro del cristalizador, que propicia crecimientos de los cristales, se introduce también vapor y aire comprimido.

El magma de cristales, por medio de la bomba de magma se envía a la centríf uga, en dónde se separan los cristales de las aguas madres; las aguas madres - van al tanque de almacenamiento de éstas, de dónde se bombea para devolverlas al cristalizador.

Los cristales que salen de la centrifuga son conducidos por dos transportado - res al secador, por dónde pasa en paralelo una corriente de gases calientes originados en el horno alimentado con diesel.

Los gases que salen del secador entran a un ciclón separador, dónde se colec tan los finos, de dónde son regresados disueltos en agua al foso de licor y - de ahí al cristalizador.

El ventilador extractor situado a continuación del ciclón separador de -
polvos succiona y arroja los gases a la atmósfera. Los cristales que sa-
len del secador caen al transportador de bandas, que los lleva a la bode-
ga de almacenamiento.

Proceso Struther Wells. Este proceso difiere del anteriormente descrito
únicamente en el diseño del cristizador, el cual consiste de dos cuer-
pos cilíndricos uno sobre otro, y conectados por medio de una pierna baro-
métrica. El vapor de agua producido por la disipación del calor de la --
reacción es condensado en el condensador, que envía el agua caliente a --
una torre de enfriamiento.

El magma de cristales es bombeado a las centrifugas, integrándose de aquí
en adelante con el resto de los equipos de la planta.

PROCESO A PRESION ATMOSFERICA.

Este proceso utiliza como materias primas el ácido sulfúrico y amoníaco en fase líquida, por contacto directo se efectúa la reacción exotérmica. Este proceso se realiza en un cristalizador a presión atmosférica y a una temperatura de 105°C, teniendo agua para controlar la temperatura, ya que como se dijo es un proceso exotérmico y además ayuda a mantener una concentración dentro del cristalizador, siendo agua de reposición, ya que hay grandes evaporaciones, el vapor sale por la chimenea del cristalizador.

También se le inyecta vapor y aire por la parte inferior del cristalizador, para que haya una agitación constante, formando un calentamiento uniforme.

El aire facilita la agitación del magma en el fondo del cristalizador, evitando la obstrucción de la salida.

Ayuda a regularizar la agitación del magma y mantiene los cristales pequeños en suspensión.

El calentamiento uniforme en la entrada de la recirculación evita que se provoque el efecto Geiser, el cual provoca una deformación en el crecimiento de los cristales. Por lo cual es necesario ésta inyección de aire-vapor, el aire es comprimido antes de la inyección.

Con respecto al equipo, el cristalizador es el principal, pues es en éste dónde se lleve a cabo la reacción, este cristalizador que maneja magmas espesos, esta hecho de acero al carbón con recubrimiento de acero inoxidable que permite la transmisión de calor y es bastante resistente mecánicamente, soporta la erosión producida por los cristales y el ácido sulfúrico, por lo cual el costo inicial es relativamente elevado para grandes capacidades y la eficiencia es menor que en un cristalizador al vacío.

Con respecto al demás equipo, la centrifuga obtiene un sólido de 1.5% de humedad, el cual pasa al secador rotatorio. La centrifuga es del tipo decantadora puesto que se necesita recuperar los cristales de las aguas madres, además que se recomienda para cuando hay que lavar por rociado, el cual es utilizado para el lavado de los cristales del Sulfato de Amonio.

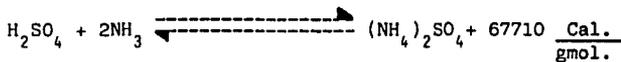
El sólido que pasa al secador entra con una humedad de 1.5% aproximadamente los cuales a través de gases de combustión secan a los cristales, con una humedad de aproximadamente 0.15% en peso.

El secador es un secador rotatorio, la rotación del cilindro, que por lo general de 3 a 5 revoluciones por minuto, mantiene el material en agitación continúa y lo transporta por el secador. Los gases que salen del secador - pasan a un ciclon los cuales para eliminar quitan los polvos por gravedad - pasan a un tanque de disolución con el agua de reposición, por lo cual lo - que se pierde es muy poco que se va a la atmósfera, recuperando la mayor -- parte que se alimenta al cristalizador

Estos son los principales equipos del proceso, siendo los demás: Bombas y una compresora.

PROCESO A PRESION REDUCIDA.

El Sulfato de Amonio se produce por reacción entre el ácido sulfúrico y amoniaco anhidro vaporizado, ccn desprendimiento de calor según la siguiente reacción, a una presión de 257 mm. Hg. abs. y una temperatura de 80°C -- con una saturación del 49% en peso.



Materias Primas:

H_2SO_4 98% de pureza (líquido)

NH_3 100% de pureza (gas)

Producto:

$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ 98-99 de pureza (cristal)

Técnica del Proceso.- En este proceso, la formulación de la solución saturada de Sulfato de Amonio, se hace en una unidad cristalizadora formada de dos partes.

Una baja dónde se tiene la suspensión de Sulfato de Amonio, y otra más elevada dónde está la cámara de vacío.

Aquí para formar las soluciones de Sulfato de Amonio, se alimenta el agua a la parte baja de la unidad y se va agregando vapor para calentar la solución, una vez que esta caliente la solución se comienza a recircular y se principia a agregar el ácido sulfúrico en la línea de recirculación, después se suspende dicha adición de ácido y se inicia la de amoniaco, en la misma línea. El amoniaco se introduce por medio de un inyector y se combina con el ácido sulfúrico y aguas madres para mezclarse, produciendo el Sulfato de Amonio, que cristaliza por sobresaturación de la solución. A continuación se pone en contacto las dos cámaras para comenzar a alimentar el

agua (vapor), por un sistema de vacío tipo condensador-eyector de vapor.

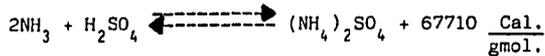
El magma formado por solución y cristales se mantiene en recirculación, de tal manera que sólo los cristales de mayor tamaño se sedimentan en el fondo del reactor, de dónde son extraídos para comenzar a bombear la solución a las centrifugas, en dónde se separan los cristales de Sulfato de Amonio de la solución, la cual es recirculada por una bomba a la parte inferior de la unidad.

Los cristales lavados y húmedos procedentes de la centrifuga salen a 1.8% de humedad, son secados en un secador rotatorio o en un transportador de gusano y una vez secos son mandados al almacén por un transportador de banda.

En el secador rotatorio se tendrá una cámara de combustión que producirá los gases calientes, los cuales circulan en forma paralela con el Sulfato de Amonio, después dichos gases pasarán por un ciclón separador de polvos y por último serán expulsados a la atmósfera.

PROCESO DE PRESION ATMOSFERICA.

El Sulfato de Amonio se produce por reacción del ácido sulfúrico y amoniac.



El proceso consiste en formar una solución saturada de Sulfato de Amonio, en dónde por sobresaturación se provoca la formación y crecimiento de los cristales, la solución está en recirculación alcanzando el contenido - adecuado de sólidos se manda una parte a la centrifuga, dónde se separan - los cristales y el líquido que le acompaña, denominándose este líquido "agua madre".

Los cristales húmedos se mandan al secador rotatorio en dónde en corriente paralela con aire caliente se secan, siendo descargados a un transportador de banda que los lleva al almacén.

Los gases que salen del secador pasan a un ciclón separador de polvos antes de ser expulsados a la atmósfera por medio de un ventilador. Como la reacción del ácido sulfúrico y el amoniac es exotérmica, es necesario reponer agua al sistema pués gran parte de ella se evapora a causa de este desprendimiento de calor, esta agua de reposición se introduce al sistema con la solución que resulta de disolver el polvo recolectado por el ciclón.

El equipo consta de un cristizador del tipo atmosférico, fabricado totalmente en placa de acero al carbón con un sistema de recirculación, la bomba de recirculación succiona de la parte cilíndrica del cristizador y descarga en la parte cónica, además en el fondo del cristizador lleva dos boquillas, una para la entrada de magma recirculada y otra para succión

de la misma. Tiene también entradas para aire y vapor.

Alimentación de ácido sulfúrico debe llegar a la planta a una presión de - 2.5 a 3.0 Kg/cm² y entrar al cristalizador en forma perpendicular a la línea de recirculación, la cual lleva el amoniaco, al reaccionar éstos, se - forma en ese punto una violenta ebullición que facilita la agitación. El - aumento de acidez en ese lugar favorece el crecimiento de los cristales -- suspendidos, pues al aumentar la acidez disminuye la solución del Sulfato - de Amonio, haciendo que la solución se sobresature.

La alimentación de amoniaco se hace en la línea de recirculación por -- medic de un inyector especial. El amoniaco se alimenta en estado líquido y con esto es probable tener enfriamiento y cristalizaciones frecuentes, - por lo que parte del agua de reposición se alimenta en una boquilla ante-- rior al inyector de amoniaco, sobre la misma línea de recirculación prin-- cipal.

La acidez en el cristalizador se controla con la adición de amoniaco -- por medic de la relación ácido-amoniaco, que consiste en la relación molar más conveniente de amoniaco-ácido sulfúrico que deba existir en la solución Teóricamente esta relación debe ser de 2, pero las pérdidas de amoniaco re duce este valor. Una relación inferior a 2 indica presencia de ácido sul- fúrico libre, que en medio diluido es altamente corrosivo, por lo tanto no se debe permitir que la relación mol baje de 2, ni que la acidez libre so- brepase el 1.0%.

Control del crecimiento de cristales, el fluido que se está recirculan- do es ligeramente más concentrado que el del cristalizador, la presión de- esta columna es muy grande, por lo que la solución a medida de que va en-

cendiendo se va acercando más al punto de ebullición, hasta comenzar a hervir, formando una solución sobresaturada en la cual se encontrarán suspendidos los cristales pequeños hasta alcanzar un tamaño lo suficientemente grande para poder caer. La máxima velocidad de la solución se alcanza en la parte inferior del cristizador y conforme el líquido va subiendo, esta velocidad baja hasta hacerse casi nula en la parte superior, estas diferentes velocidades favorecen al crecimiento en forma progresiva de los cristales pequeños suspendidos en la parte superior y que al ir descendiendo, su tamaño va aumentando hasta alcanzar en el fondo el tamaño conveniente para ser extraído en forma de magma por la centrífuga.

Sin embargo esta clasificación se altera por ebullición de la solución, la alimentación de vapor y la inyección de aire, aumenta con la solución saturada en contacto con los cristales, se aumenta el tamaño de éstos.

En la formación de magma es importante la cantidad de sólidos suspendidos, normalmente deben estar entre 50% y 60%. La presencia de mayor cantidad provoca obstrucciones frecuentes en el equipo, dificultándose la operación correcta, pero con una cantidad menor que ésta, la producción baja.

La alimentación de las aguas madres del cristizador, se repone con aguas madres bombeadas del tanque que recoge las mismas de la centrífuga, del lavado de la centrífuga y de la solución que resulta de los polvos recolectados por el ciclón con el agua de reposición.

La alimentación de aire al cristizador es por inyección de aire para poder tener el magma en constante suspensión y ésto se traduce en una buena clasificación de los cristales. Además sirve para uniformizar la temperatura en el punto de entrada de la recirculación, pues en su defecto - se producirían zonas demasiado calientes que tenderían a formar el llamado efecto geiser, sirve también como otro medio de agitación.

La separación de los cristales del líquido también llamada centrifugación, debe constar de una centrifuga continua, del tipo decantadora. La centrifuga recibe la alimentación de una bomba que tendrá establecida -- una circulación constante. Los cristales centrifugados se depositarán -- en el transportador de banda. El líquido o aguas madres se mandan por -- gravedad al tanque de recolección de las mismas. En la línea de descarga de aguas madres va una línea de desfogue de vapores.

Los cristales depositados en el transportador de banda pasan a un --- transportador helicoidal que los alimentará a un secador rotatorio que por medio de gases calientes que fluyen en paralelo con los cristales, bajan la humedad de estos de 1.5 a 0.15%.

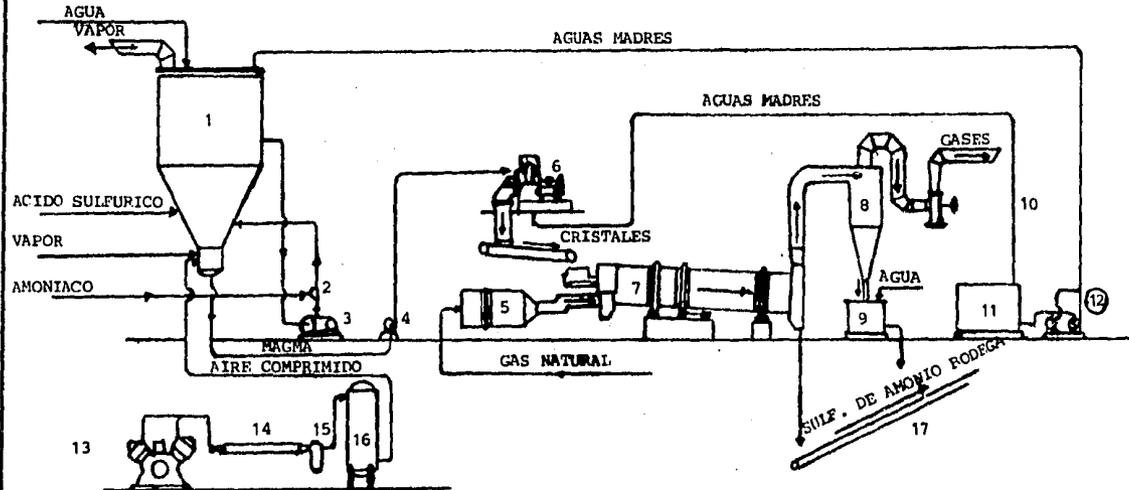
Los gases calientes usados para secar los cristales provendrán de una cámara de combustión que precede al secador.

Es imposible evitar que haya adheridos a los cristales, así como roturas de los mismos, cristales finísimos flotando en el ambiente y cristales submicroscópicos en crecimiento.

Por todo ello el producto final casi siempre está contaminado de material polvorento. Por tal motivo el polvo de Sulfato de Amonio arrastrado por los gases es separado por un ciclón, el cual por gravedad descarga a un tanque de disolución, en dónde el agua de reposición forma una solución que derrama a un canal colector, que la llevará al tanque colector de -- aguas madres.

DESCRIPCION

- | | |
|--------------------------------------|--------------------------------|
| 1.- Cristalizador | 10.- Ventilador extractor |
| 2.- Inyector de amoniaco | 11.- Tanque de aguas madres |
| 3.- Bomba de circulación | 12.- Bombas de aguas madres |
| 4.- Bomba de alimentación centrífuga | 13.- Compresor de aire |
| 5.- Horno | 14.- Enfriador |
| 6.- Centrifuga | 15.- Separador |
| 7.- Secador | 16.- Tanque de aire comprimido |
| 8.- Cíclon separador de polvo | 17.- Transportador de banda |
| 9.- Tanque de disolución de polvo | |



PROCESO MIXTO.

Este proceso lo que hace es combinar el reactor cristalizador al vacío con el cristalizador mecánico a presión atmosférica. Por lo cual este -- proceso tiene sólo la diferencia de esta combinación.

El demás equipo es igual al del proceso a presión atmosférica, en lo - que se refiere a la centrífuga son dos, el secador y el ciclón son igua- les.

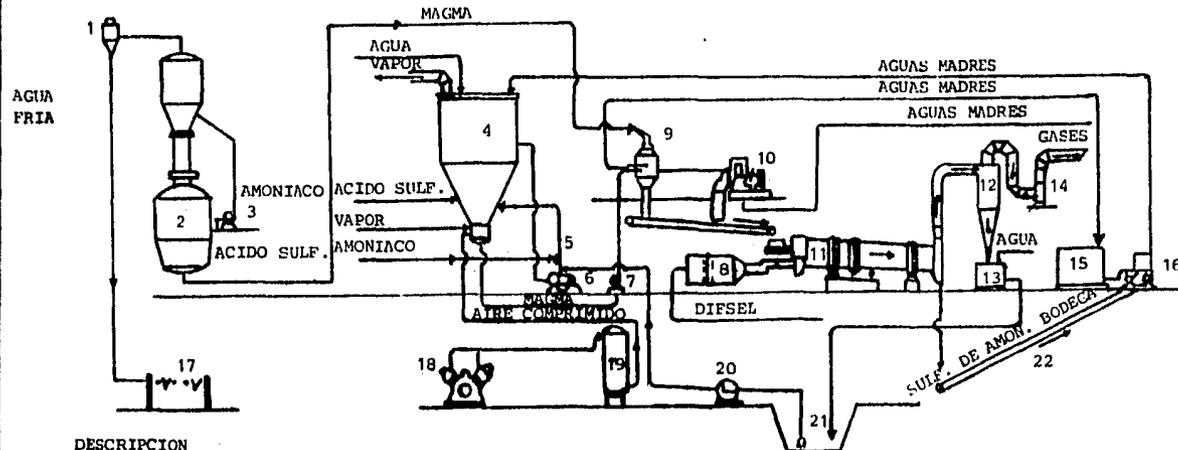
Las condiciones del cristalizador al vacío son las de presión = 257 mm Hg. y la temperatura = 80°C, con una saturación de 49%, mientras que el - cristalizador a presión atmosférica tiene una P=1 atm. y T=105°C.

La corriente del cristalizador al vacío se une cuando manda el magma - a la centrífuga vertical, dónde también la manda el cristalizador a pre-- sión atmosférica dónde se hace una sola corriente. La cual pasa después de la centrífuga horizontal de la cual sale a una humedad de 1.4%

Los cristales que salen de esta centrífuga pasan al secador rotatorio . dónde son secados con gases de combustión salidos de la caldera, de dónde salen los cristales de Sulfato de Amonio con una humedad de 0.15%, los -- cuales se mandan a la bodega.

Los gases de combustión al salir del secador pasan a un ciclón, el cual separa los cristales más grandes que caen por gravedad a un tanque de --- solución, dónde son disueltos mandando ésta a un tanque de licor, que es de dónde se recircula al cristalizador a presión atmosférica, como agua- de reposición, los gases que salen del ciclón son descargados a la atmós- fera.

Este proceso es el que utiliza el mayor número de equipos.



DESCRIPCION

- | | |
|---|----------------------------------|
| 1.- CONDENSADOR | 12.- CICLON SEPARADOR DE PINOS |
| 2.- CRISTALIZADOR DE VACIO | 13.- TANQUE DE DILUCION DE PINOS |
| 3.- BOMBA RECIRC. PRINCIPAL | 14.- VENTILADOR EXTRACTOR |
| 4.- CRISTALIZADOR ATMOSFERICO | 15.- TANQUE DE AGUAS MADRES |
| 5.- INYECTOR DE AMONIACO | 16.- BOMBAS DE AGUAS MADRES |
| 6.- BOMBA RECIRC. PRINCIPAL | 17.- TORRE DE ENFRIAMIENTO |
| 7.- BOMBA DE ALIMENTACION CENTRIFUGA | 18.- COMPRESOR DE AIRE |
| 8.- CALDERA | 19.- TANQUE DE AIRE COMPRIMIDO |
| 9.- CENTRIFUGA VERTICAL CONTINUA | 20.- BOMBA DE LICOR |
| 10.- CENTRIFUGA HORIZONTAL INTERMITENTE | 21.- FOSO DE LICOR |
| 11.- SECADOR | 22.- TRANSPORTADOR DE BANDA |

PROCESO A PRESION REDUCIDA.

En este proceso se utiliza como materia prima ácido sulfúrico líquido y amoniaco anhidro en fase gaseosa, el cual es precalentado en un evaporador antes de meterlo en el cristalizador.

Las condiciones de operación del reactor cristalizador son las siguientes: Presión = 257 mm Hg. abs. con una temperatura de 80°C, cuando llega a la saturación de la solución (que se alcanza a una concentración de 49%) aumenta el punto de ebullición 7.2°C.

Este proceso se realiza en el cristalizador a presión reducida (257 mm Hg.), por contacto directo entre ambas materias primas. Para éste proceso se utiliza agua y vapor, el agua sirve para reponer la que se evapora en el cristalizador que es muy grande, por lo cual se consume mucha agua, también se utiliza en la centrifuga para lavar la magma. El vapor sirve para calentar en el evaporador el amoniaco y en el cristalizador para tener una agitación y mantener un calentamiento uniforme.

El equipo utilizado es un evaporador que calienta el amoniaco para entrar al cristalizador.

El cristalizador es al vacío, el cual tiene la ventaja que elimina el calor sin pasarlo por una superficie, lo cual provoca más bajo costo para el cristalizador. Pero tiene los inconvenientes que por lo general requiere de un inyector de vapor de agua para obtener la baja temperatura deseada y el consumo de vapor es muy elevado. la densidad de las magmas

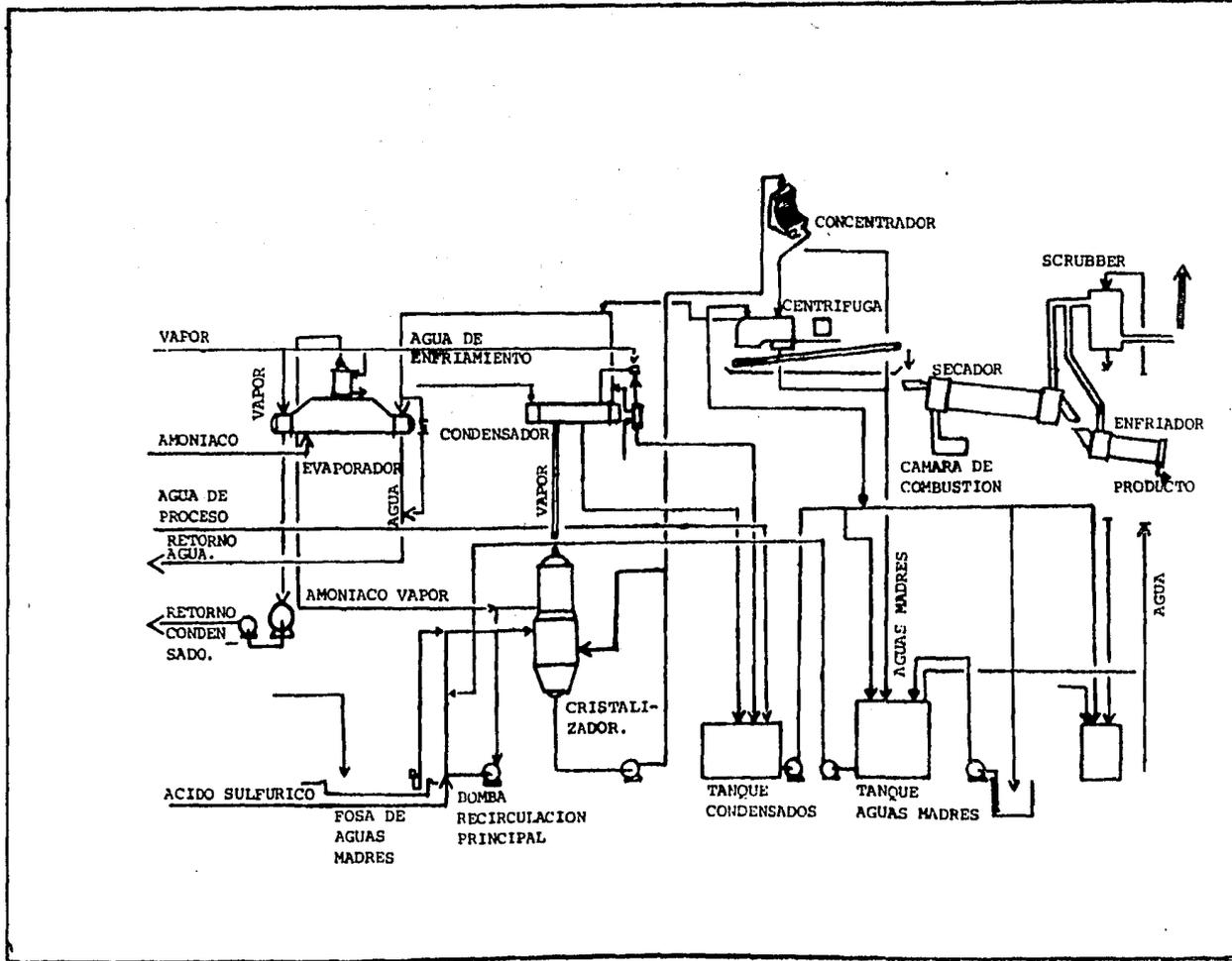
no pueden ser demasiado elevados para que circulen libremente en el cristizador y además es difícil alcanzar la temperatura final deseada.

La densidad del magma limita la región de enfriamiento, necesita más espacio que el del proceso a presión atmosférica además el revestimiento de caucho para la corrosión no da buen resultado por la solución ácida -- caliente.

Al salir el magma del cristizador pasa a un concentrador el que evapora parte del agua que contiene la magma para después pasarla a la centrífuga de la cual sale con una humedad de 1.8% aproximadamente, pasando a un secador rotatorio, del cual sale con una humedad de 0.15% en peso -- aproximadamente, con gases de combustión, se lleva a cabo el secado de los cristales.

Los gases que salen del secador pasan a un purificador de gases, el cual separa los gases de combustión de los pequeños cristales y el polvo después mandado a la atmósfera.

Los cristales que salen del secador son pasados por un enfriador para después pasarlos a una bodega, ayudado con un transportador de bandas.



PROCESO SELECCIONADO.

El proceso que nosotros elegimos fué el de presión atmosférica por los siguientes puntos:

1).- A la presión atmosférica es fácil de trabajar, con una temperatura de 105°C que no es una temperatura alta ni baja por lo cual es fácil de mantener dentro del cristalizador, operando a nivel del mar.

2).- El agua, vapor y aire que se utiliza para el proceso, como el agua utilizada para lavar los cristales en la centrifuga, son cantidades no grandes, comparadas con lo que se consume en un cristalizador al vacío.

3).- El cristalizador es el más adecuado, aunque tiene una eficiencia menor que el de vacío, tiene la ventaja de que es muy resistente para la corrosión, lo cual disminuye el costo fijo, además que el mantenimiento durará más tiempo, reflejándose en el costo del producto.

4).- Es el proceso que ocupa un número menor de equipos.

¿Por qué se desecharon los otros dos procesos?

El proceso al vacío se desechó porque el vacío que opera el cristalizador (257 mm Hg) es más difícil de operar en estas condiciones que las del cristalizador a presión atmosférica, siéndo además éste el más caro.

2).- Utiliza una cantidad mayor de vapor y agua puesto que primero hay que evaporar el amoníaco, gastando un flujo en esta operación, aunque el condensado se reutiliza. El gasto de agua en la producción de vapor es muy grande dentro del cristalizador, puesto que el calor desprendido de la reacción se consume evaporando el agua de la solución que esta dentro-

de éste y como hay que mantener un nivel de solución es necesario estar - suministrando constantemente agua de reposición.

3). El cristalizador no es muy recomendable para este proceso, puesto que aunque nos da una eficiencia elevada hay demasiadas corrosiones, debido a lo cual es necesario parar la planta en forma más constante para dar más mantenimiento en un año, en comparación con el atmosférico, elevando los costos fijos y de producción.

4). Además éste proceso utiliza un número mayor de equipos que el proceso a presión atmosférica.

El proceso Mixto lo deseamos:

1). Como combina los cristalizadores de ambos procesos se tiene la inconveniencia de el cristalizador al vacío, el cual provoca los problemas descritos en párrafos anteriores. Siendo las demás partes del proceso -- igual que el atmosférico.

2). Por último éste proceso comparado con los anteriores tiene el mayor número de equipos, por lo cual se elevan los precios fijos.

CALCULO DE EQUIPO DE PROCESO.

CALCULO DE EQUIPO DE PROCESO.

En el siguiente capítulo se calculará el equipo principal de la planta de Sulfato de Amonio.

Tomando como base la descripción y requerimientos del proceso, se procede a calcular el equipo determinado, características.

Para el cálculo se toma en cuenta:

1. La capacidad.
2. Operación a realizar.

"CRISTALIZADOR"

Se desea obtener 579.13 toneladas por día de Sulfato de Amonio, con --
1.5% de humedad.

Temperatura del proceso: 150°C

Presión: 1 atm.

Propiedades: H₂SO₄ :

Concentración: 98% puro

Líquido.

Temperatura a la que entra al cristalizador: 25°C

Propiedades: NH₃:

Concentración: 100% puro.

Líquido.

Temperatura de alimentación: 25°C

Propiedades de (NH₄)₂SO₄:

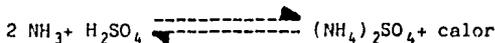
Concentración 98% de pureza.

Temperatura de proceso 105°C

Presión atmosférica.

El aire y el vapor no se tomaron en cuenta para el cálculo del cristalizador, puesto que no toman parte del proceso y sólo sirven para agitar, por lo cual solo atraviesan el cristalizador, el tiempo de residencia se puede despreciar.

Balance de materiales de acuerdo con la ecuación siguiente:



"CALCULO DEL CRISTALIZADOR"

Los materiales para producir 579.26 toneladas por día de $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ de 98.5% de pureza y teniendo una eficiencia en el proceso de 98% serán:

NH_3 Anhidro líquido	100% pureza
H_2SO_4	98% pureza

La cantidad de NH_3 será:

$$\text{NH}_3 = \frac{579.26 \times 0.985 \times 17 \times 2}{24 \times 0.98 \times 132}$$

$$\text{NH}_3 = 6.2485 \text{ ton./h.}$$

La cantidad de H_2SO_4 será:

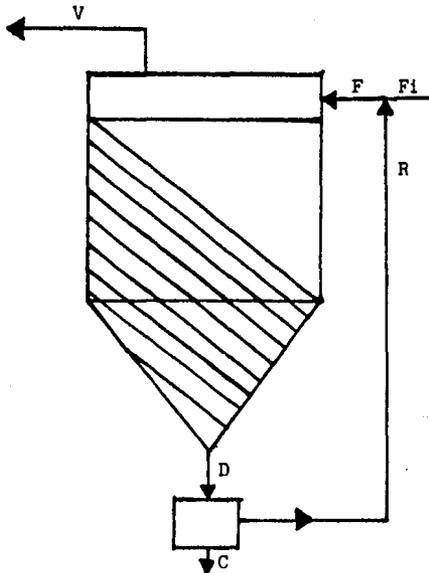
$$\text{H}_2\text{SO}_4 = \frac{579.26 \times 0.985 \times 98}{24 \times 0.98 \times 132 \times 0.98}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 = 18.378 \text{ ton./h.}$$

La cantidad de $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ será:

$$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4 = \frac{579.26 \times 0.985}{24 \times 0.98}$$

$$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4 = 24.2589 \text{ ton./h.}$$



"BALANCE DE MATERIA"

Para este balance se usaron algunos datos experimentales obtenidos de un manual de una planta similar⁽⁵⁾.

$$F_i = 49.766 \text{ ton./h.}$$

$$xF = 0.477$$

$$V = 1.566 \text{ ton./h.}$$

$$C = 48.272 \text{ ton./h.}$$

$$xC = 0.4925$$

$$D = 80.45 \text{ ton./h.}$$

$$xR = 0.4925$$

$$R = 32.178 \text{ ton./h.}$$

$$F_f = 81.944 \text{ ton./h.}$$

De dónde:

F_i = Alimentación inicial toneladas por hora.

xF = Concentración en peso de la solución del Sulfato de Amonio en la alimentación.

C = Producción de cristales de Sulfato de Amonio que salen del cristalizador más 50% de solución saturada.

xC = Concentración en peso de los cristales de $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ que salen -- del cristalizador.

D = Magma que sale del evaporador, ton./h.

R = Recirculación de la magma al evaporador.

xR = Concentración en peso de la magma en la recirculación.

F_f = Alimentación final toneladas por hora.

* La alimentación es sin tomar en cuenta el vapor y el aire que entran para la agitación.

Para determinar la cantidad de vapor y aire se obtuvo de un manual de una -- planta similar.

Vapor = 29.95 ton./día. = 1.2 ton./h.

Aire = 29.95 ton./día. = 1.2 ton./h.

V = Vapor de agua desprendido en ton./h.

Por lo cual:

W NH ₃	-----	6.2485 ton./h.
W H ₂ SO ₄	-----	18.378 ton./h.
W H ₂ O	-----	25.1398 ton./h.
Fi	-----	49.766 ton./h.
W(NH ₄) ₂ SO ₄	-----	23.774 ton./h. (en base seca).

Y como queremos que salga con 1.5% de humedad + 50% de solución saturada. $23.774 + 1.5\% + 50\% = 48.272$.

$$C = 48.272$$

$$xC = 0.4925$$

Por otra parte se sabe que:

$$Fi = C + V \quad (1)$$

$$FixF = CxC + VxV$$

Y como $xV = 0$

$$FixF = CxC \quad (2)$$

$$xF = \frac{CxC}{Fi}$$

$$xF = \frac{48.272 \times 0.4925}{49.766}$$

$$xF = 0.477$$

Despejando a C en la ec. (2) se tiene:

$$C = \frac{Fixf}{xC}$$

y sustituyendo C en ec. (1)

$$Fi = \frac{FixF}{xC} + V$$

$$F_i = \frac{F_i x F}{x C} + V$$

Despejando a V

$$V = F_i - \frac{F_i \times F}{x C}$$

$$V = F_i \left(1 - \frac{x F}{x C} \right)$$

$$V = 49.766 \left(1 - \frac{0.477}{0.4925} \right)$$

$$V = 1.566 \text{ ton./h.}$$

Una parte de la salida de D se recircula, siendo ésta de 40% de D, que es lo que se recomienda en manual de planta similar (4), por lo cual:

$$D = 80.45 \text{ ton./h.}$$

La recirculación es:

$$R = 80.45 - 48.272 = 32.178$$

$$R = 32.178 \text{ ton./h.}$$

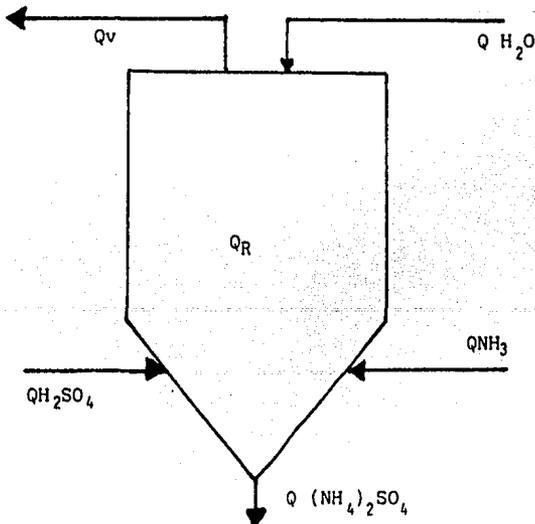
$$x R = 0.4925$$

Por lo que a régimen permanente la alimentación es:

$$F_f = F_i + R$$

$$F_f = 49.766 + 32.178$$

$$F_f = 81.944 \text{ ton./h.}$$



"BALANCE DE ENERGIA"

Cálculo del calor de reacción total.

Temperatura de referencia 25°C.

El calor de reacción se calcula con los calores de formación.

H_R = Calor de formación de los productos menos calor de formación de los reactantes.

$$H_R = (\text{NH}_4)_2\text{SO}_4 - 2(\text{NH}_3) - (\text{H}_2\text{SO}_4)$$

$$H_R = 279.33 - 2(-19.27) + (-212.03) \text{ Kcal./mol.}$$

$$H_R = -28.76 \text{ Kcal/mol.}$$

Calor liberado por la reacción:

$$Q_R = \frac{579.26 \times 10^6 \times 0.985 \times -28.76}{24 \times 0.98 \times 132}$$

$$Q_R = -5.286 \times 10^6 \text{ Kcal./h.}$$

Calor de dilución para el $\text{NH}_3 = -7.9 \text{ Kcal./mol.}$ por lo cual:

$$Q_{\text{NH}_3} = \frac{6.2485 \times 10^6 \times (-7.9)}{17}$$

$$Q_{\text{NH}_3} = -2.904 \times 10^6$$

Calor que entra con el NH_3

$$q_{\text{NH}_3} = W_{\text{NH}_3} \times C_{\text{p}} \times \Delta T$$

$$q_{\text{NH}_3} = 6.2485 \times 10^6 \times (6.7 + 0.0063T) (378 - 278) \text{ K} \times 1/17$$

$$q_{\text{NH}_3} = 6.2485 \times 10^6 \times 7.204 \times 80 \times 1/17$$

$$q_{\text{NH}_3} = 2.0816 \times 10^5 \times \text{Kcal./h.}$$

Calor de disolución para $\text{H}_2\text{SO}_4 = -7.69 \text{ Kcal./mol.}$ entonces:

$$Q_{\text{H}_2\text{SO}_4} = \frac{18.378 \times 10^6 \times -7.69}{98}$$

$$Q_{\text{H}_2\text{SO}_4} = -1.442 \times 10^6 \text{ Kcal./h.}$$

Calor que entra con el H_2SO_4 .

$$q_{\text{H}_2\text{SO}_4} = W_{\text{H}_2\text{SO}_4} \times C_{\text{p}} \times \Delta T.$$

$$q_{\text{H}_2\text{SO}_4} = 18.378 \times 10^6 \times 0.3404 \times (105 - 25).$$

$$q_{\text{H}_2\text{SO}_4} = 5.005 \times 10^5 \text{ Kcal./h.}$$

Calor que entra con el agua:

$$Q_{\text{H}_2\text{O}} = W_{\text{H}_2\text{O}} \times C_{\text{p}} \times \Delta T.$$

$$Q_{\text{H}_2\text{O}} = 25.136 \times 10^6 \times 1 \times 80$$

$$Q_{\text{H}_2\text{O}} = 2.011 \times 10^6 \text{ Kcal./h.}$$

Calor que entra con la mezcla.

$$Q_{\text{T}} = Q_1 + Q_2$$

$$Q_{\text{T}} = W \times C_{\text{p}} \times \Delta T + W \times H$$

$$Q_1 = 15.8476 \times 10^6 \times 24.43 \times (105 - 100) \times 1/132$$

$$Q_2 = 16.3304 \times 10^3 \times 100.05$$

$$Q_{\text{T}} = 1.4665 \times 10^4 + 1.64 \times 10^6 = 1.6485 \times 10^6 \text{ Kcal./h.}$$

Calor que sale con el Sulfato de Amonio, el cual sale a una temperatura de 100°C aproximadamente (manual de operación⁽⁴⁾).

$$Q_T = Q_2 + Q_1$$

$$Q_T = W \times C_p \times \Delta T + WH.$$

$$Q_2 = 39.42 \times 10^6 \times 24.43 \times (100 - 105) \times 1/132$$

$$Q_2 = 41.0295 \times 10^3 \times 100.05$$

$$Q_T = -3.648 \times 10^4 + 4.105 \times 10^5$$

$$Q_T = 4.0685 \times 10^6 \text{ Kcal./h.}$$

Calor que sale con el vapor:

$$q_V = W_V H_V$$

$$q_V = 1.566 \times 10^3 \times 6.3929 \times 10^5$$

$$q_V = 1.011 \times 10^6 \text{ Kcal./h.}$$

Por lo cual la suma de entalpías a la entrada.

$$Q_R = -5.236 \times 10^6 \text{ Kcal./h.}$$

$$Q_{NH_3} = -2.904 \times 10^6 \text{ Kcal./h.}$$

$$q_{NH_3} = 2.0816 \times 10^5 \text{ Kcal./h.}$$

$$Q_{H_2SO_4} = -1.442 \times 10^6 \text{ Kcal./h.}$$

$$q_{H_2SO_4} = 5.005 \times 10^5 \text{ Kcal./h.}$$

$$q_{H_2O} = 2.011 \times 10^6 \text{ Kcal./h.}$$

$$q_{mezcla} = 1.6485 \times 10^6 \text{ Kcal./h.}$$

$$Q_{Total} = -5.26 \times 10^6 \text{ Kcal./h.}$$

Total de entalpías de salida:

$$Q_{mezcla} = 4.0685 \times 10^6 \text{ Kcal./h.}$$

$$Q_{vapor} = 1.0011 \times 10^6 \text{ Kcal./h.}$$

$$Q_{Total} = 5.0696 \times 10^6 \text{ Kcal./h.}$$

Cantidad de calor perdido por convección y radiación.

La cantidad de calor perdido por convección natural y radiación de la parte superior del cristalizador, como de los ductos que no están aislados, se obtiene por diferencia.

$$\text{Entradas} = \text{Salidas} - \text{Pérdidas.}$$

$$\text{Pérdidas} = \text{Entradas} - \text{Salidas.}$$

$$\text{Pérdidas} = -5.26 \times 10^6 - 5.0696 \times 10^6$$

$$\text{Pérdidas} = -1.903 \times 10^5 \text{ Kcal./h.}$$

Cálculo de volumen del cristalizador.

Alimentación:

Materias Primas:

$$\text{NH}_3 = 6.2485 \text{ ton./h.}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 = 18.378 \times 0.98 = 18.01 \text{ ton./h.}$$

Cantidad total de H₂O :

$$\text{H}_2\text{O del ácido} = 0.3676 \text{ ton./h.}$$

$$\text{H}_2\text{O} = 25.1398 \text{ ton./h.}$$

H₂O en la solu-

ción del Sulfato

$$\text{de recirculación} = 16.33 \text{ ton./h.}$$

$$\text{T O T A L} = 41.837 \text{ ton./h.}$$

Sacamos el número de moles.

$$\text{NH}_3 = \frac{6.2485 \times 10^6}{17} = 3.6756 \times 10^5 \text{ moles}$$

$$\text{H}_2\text{SO}_4 = \frac{18.378 \times 10^6}{98} = 1.8753 \times 10^5 \text{ moles}$$

$$\text{H}_2\text{O} = \frac{41.837 \times 10^6}{18} = 2.324 \times 10^6 \text{ moles}$$

$$(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4 = \frac{15.8476 \times 10^6}{132} = 1.2006 \times 10^5 \text{ moles}$$

$$\text{Total de moles} = 2.9991 \times 10^6 \text{ moles}$$

Para el cálculo del volúmen:

$$V_{H_2SO_4} = \frac{18378}{1.834} = 10020.72 \text{ litros}$$

$$V_{NH_3} = \frac{6248.5}{0.61} = 10243.44 \text{ litros}$$

$$V_{H_2O} = 41837 \text{ litros}$$

Volúmen promedio de mezcla recirculada.

15.8476 ton./h. de sólidos

$$V = \frac{m}{\rho} = \frac{15847.6}{1.77} = 8953.446 \text{ litros}$$

$$V = \frac{16330}{1.246} = 13099.63 \text{ litros}$$

$$V_{Total} = 84154.42 = \text{litros, de todos los materiales.}$$

Si se convierte la alimentación a una base volumétrica se obtiene:

$$84154.42 \text{ ----- } 2.9991 \times 10^6$$

$$X \text{ ----- } 1$$

$$X = 0.02806$$

Por lo tanto si V_f es el volúmen por mol de alimentación se tiene:

$$V_f = 0.02806 \text{ l/mol.}$$

Y si la alimentación a régimen permanente es:

$$F_f = 81944000 \text{ g/h.}$$

Y considerando que el término F_{Vf} , representa la alimentación como - volúmen por unidad de tiempo, se saca el peso molecular promedio de la entrada.

$$PM = PM_{NH_3} X_{NH_3} + PM_{H_2SO_4} X_{H_2SO_4} + PM_{H_2O} X_{H_2O} + PM_{(NH_4)_2SO_4} X_{(NH_4)_2SO_4}$$

$$PM = 26.89 \text{ g/mol.}$$

$$F_{Vf} = 81944000 \text{ g/h} \times 0.02806 \text{ l/mol} \times 1/26.891 \text{ g/mol.}$$

$$F_{Vf} = 85506.253 \text{ l/h.}$$

Por consiguiente las dimensiones del cristalizador con respecto a la alimentación en unidades volumétricas son:

$\frac{F_V}{S_v}$ = se llama el recíproco del espacio velocidad o tiempo de residencia, es decir:

$$\frac{1}{S_v} = \frac{F_{Vf}}{V_c}$$

en dónde:

V_c = Volúmen del cristalizador.

F_{Vf} = Alimentación como volúmen por unidad de tiempo.

S_v = Tiempo de residencia de los cristales, 3.8 h. recomendado.

$$V_c = \frac{85506.253 \text{ l/h.}}{3.8 \text{ h}} = 22501.646 \text{ litros}$$

$$V_c = 22.5 \text{ m}^3$$

Considerando un 20% para la cámara de vaporización el burbujeo debido al vapor y al aire alimentado, el volúmen será de:

$$V_t = V_c + 20\% V_c$$

$$V_t = 22.5 + 4.5$$

$$V_t = 27.0 \text{ metros}^3.$$

"CENTRIFUGA"

Centrífuga tipo Decantadora.

Decantadora con descarga a presión del líquido clarificado para la separación continua de suspensiones con un contenido muy elevado de sólidos, hasta un 60%.

El tambor de pared maciza tiene una parte cilíndrica, para la clarificación eficiente del líquido y una parte cónica de pendiente suave. El producto entra en la decantadora por la alimentación y a través del distribuidor llega al recinto de separación. Por acción de la fuerza centrífuga las partículas sólidas se depositan en la parte del tambor y son transportadas mediante el tornillo sin fin a la salida.

El tambor está emplazado en una carcasa de función autoparte, revestida de acero inoxidable, en las partes que entran en contacto con el producto. Las demás partes están protegidas con esmalte resistente al alcalis y ácidos, así como a los golpes.

La decantadora se acciona mediante un motor trifásico, arrancandose en estrella - triangulo. La transmisión de la fuerza motriz es por correas - trapezoidales. El tornillo sin fin es accionado mediante correas y un engranaje, planeatorio 2. Las poleas son intercambiables y con tres posiciones, permitiendo un fácil ajuste de la velocidad diferencial.

La decantadora y el motor están montados sobre una bancada común. Unos tacos elásticos montados entre la placa de anclaje y la bancada, evitan la transmisión de las vibraciones al fundamento.

"DATOS TECNICOS"

Cantidad máxima	10000 l/h.
Diámetro del tambor	220 mm
Relación L/D	3.56
Velocidad del tambor	max. 5500~min. ⁻¹
Número de g.	max. 3700
Momento de inercia del tambor GD ²	4.27 kgm ²
Potencia del motor	11 KW
Revoluciones del motor a 60Hz	3600 min. ⁻¹
Peso (sin accesorios)	neto 700 kg.
Peso del motor	
Ejecución normal	neto 110 Kg.
Ejecución antideflagrante	neto 160 Kg.
Medidas del embalaje	175 x 111 x 90 cm.
Peso del embalaje	160 Kg.

Volúmen promedio que entra a la centrifuga:

$$V_T = V_2 + V_1$$

$$V_1 = \frac{m_1}{1}$$

1 = 1.246 solución

2 = 1.77 Sulfato de Amonio

Si se alimenta 48.272 ton./h. con 50% de sólidos.

$$m_1 = 24.136 \text{ ton./h.}$$

$$m_2 = 24.136 \text{ ton./h.}$$

$$V_1 = \frac{24136}{1.246} = 19370.8 \text{ litros}$$

$$V_2 = \frac{24136}{1.77} = 13636.158 \text{ litros}$$

$$V_T = 33006.958 \text{ litros}$$

El volúmen total lo dividimos entre cuatro, que son las centrifugas escogidas. Puesto que deseamos una buena separación además que hay una alta concentración de sólidos en la alimentación.

A cada centrifuga entra 8251.74 litros

A la salida 4842.7 litros de solución.

3409.04 litros de Sulfato de Amonio.

más el agua de lavado.

Masa a la salida de Sulfato de Amonio.

$$m = \frac{3409.04}{1.77} = 6034 \text{ Kg.}$$

$$M_T = 24136 \text{ Kg./h.}$$

para saber la cantidad de agua de lavado se recurrió al manual de operación de planta similar⁽⁴⁾ con el cual obtenemos el siguiente flujo.

1.58 m³/h. por cada centrifuga

Por lo cual el total nos da:

6.323 m³/h. de agua de lavado.

El volúmen de solución más el volúmen de agua de lavado se mandan al tanque de aguas madres, de dónde se toma una parte del agua alimentada.

"SECADOR"

Bases de cálculo.

Condiciones medias anuales de Salina Cruz.

Temperatura de Bulbo seco	28.5°C
Temperatura de Bulbo húmedo	22.5°C
Humedad relativa	66.3%
Presión atmosférica	760 mm Hg.
Densidad del sólido seco	1.77 g/cm ³
Cantidad de producto seco deseado por hora.	23809.661 kg./h.
% de humedad del sólido de salida	0.15%
Cantidad de producto alimentado húmedo.	24.136 ton./h.
% de humedad del sólido a la entrada	1.5%

Cálculo del Secador:

Las condiciones medias anuales de Salina Cruz que es dónde se piensa --
instalar la planta.

Temperatura de bulbo seco	28.5°C
Temperatura de bulbo húmedo	22.5°C
Humedad relativa	66.3 %
Presión atmosférica	760 mm Hg.

Humedad absoluta.

$$H = \frac{18 p^{\circ}}{29 (p - p^{\circ})} = 0.62 \frac{p^{\circ}}{p - p^{\circ}}$$

en dónde:

P = Presión atmosférica

P^o = Presión parcial de vapor de agua.

La presión de vapor de agua del aire saturado (Ps) a 28.5° es 25 mm Hg.,
pero como la humedad relativa (Hr) para Salina Cruz es de 66.3% se obtiene:

$$Hr = \frac{P}{Ps} \cdot 100$$

$$P = \frac{Hr Ps}{100} = \frac{66.3 \times 25}{100}$$

$$P = 16.58 \text{ mm Hg.}$$

La humedad absoluta será:

$$H = 0.62 \frac{16.58}{760 - 16.58} = 0.0138 \frac{\text{Kg. de agua}}{\text{Kg. de aire seco.}}$$

Humedad inicial y final de sólido en base seca.

$$W_s = \frac{W_H}{1 - W_H} = \frac{0.015}{0.985} = 0.01523$$

$$W_s = 0.01523 \frac{\text{Kg. de agua}}{\text{Kg. de material seco.}}$$

$$W_s = \frac{WH}{1 - WH} = \frac{0.0015}{0.9985} = 0.0015$$

$$W_s = 0.0015 \frac{\text{Kg. de agua}}{\text{Kg. de material seco}}$$

Ws = Humedad inicial del sólido base seca.

Ws = Humedad final del sólido base seca.

WH = Humedad inicial del sólido base húmeda.

WH = Humedad final del sólido base húmeda.

La cantidad del Sulfato de Amonio húmedo que se debe introducir al secador por hora y agua que se evapora por hora.

Se desea obtener 571.4319 ton./día de Sulfato de Amonio seco o sea - - 23809.661 Kg./h.; la cantidad de material húmedo que entra al secador, así como el agua evaporada serán:

Cantidad de agua que contiene el sólido a la salida:

$$23774 \times 0.0015 = 35.661 \text{ Kg. de agua que contiene el sólido final.}$$

S = 23774 Kg. de material seco, sin nada de agua.

W = agua evaporada.

$$W = S(W_s - W_s) = 23774 (0.015 - 0.0015)$$

$$W = 320.95 \text{ Kg. de agua evaporada/hora.}$$

Sólido húmedo que hay que introducir:

$$24136 \text{ kg./h.}$$

Calor necesario para evaporar los 320.95 Kg. de agua/h.

El material sale de la centrifuga y es enviado al secador por medio de un sistema de bandas; la temperatura de dicho material al entrar al secador es de 88°C.

$$= \text{calor latente a } 88^\circ\text{C} = 540.5 \text{ Kcal/Kg.}$$

$$\text{Calor específico del sólido} = 0.2324 \text{ Kcal./Kg}^\circ\text{C.}$$

Calor del sólido seco:

$$Q_s = WsCpT = 23774.0 \times 0.2324 \times 88.$$

$$Q_s = 486206.83 \text{ Kcal/h.}$$

Calor agua inicial que contiene el sólido:

$$Q_a = 356.611 \times 88 = 31381.768 \text{ Kcal/h.}$$

Calor total del sólido húmedo a la entrada del secador.

$$Q = 517588.6 \text{ Kcal/h.}$$

Calor de evaporación.

$$Q_e = 320.95 \times 501.29 = 160889.03 \text{ Kcal/h.}$$

$$Q_e = 160889.03 \text{ Kcal/h.}$$

Cantidad de aire por hora que se debe introducir al secador.

Kg. de aire que se requieren por cada 100 kg. de combustible.

El combustible que se va a utilizar es gas natural, siendo su poder calorífico de 10 000 Kcal/Kg. y su composición porcentual en peso es:

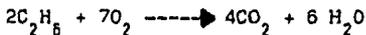
$$CH_4 = 83\%$$

$$C_2H_6 = 11.5\%$$

$$C_4H_{10} = 5.3\%$$

Otros: (ácido sulfhídrico, Polipropileno, etc.) = 0.2%

La cantidad de aire para la combustión es:



Haciendo el balance de oxígeno para 100 Kg. de gas natural.

	<u>Kg.</u>	<u>Kmoles</u>	<u>Kmoles de O₂</u>
CH ₄	83	5.2	10.4
C ₂ H ₆	11.5	0.383	1.34
C ₄ H ₁₀	5.3	0.91	0.59
T O T A L			12.33

12.33 kmol de O₂ para 100 Kg. de gas.

En 100 moles de aire hay 21 moles de oxígeno y 79 de nitrógeno, por lo tanto para obtener 12.33 Kmol de oxígeno se necesita la siguiente cantidad de aire:

$$\frac{12.33 \times 100}{21} = 59 \text{ Kmol de aire}$$

Por lo cual se necesitan para la combustión:

$$1711 \frac{\text{Kg. de aire}}{\text{Kg. de gas}}$$

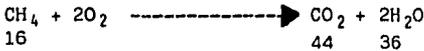
Moles de nitrógeno que contiene el aire:

$$\frac{59 \times 79}{100} = 46.61 \text{ Kmol de nitrógeno.}$$

El total de agua que contiene el aire:

$$0.0138 \times 59 \times \frac{29}{18} = 1.311 \text{ Kmol de agua.}$$

Además en la combustión del gas hay formación de agua, siendo:

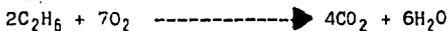


$$\frac{36 \times 83}{16} = 186.75 \text{ Kg. de agua}$$

$$\frac{186.75}{18} = 10.375 \text{ Kmol de agua.}$$

$$\frac{44 \times 83}{16 \times 44} = 5.18 \text{ Kmol de CO}_2$$

La cantidad de agua que se produce debido a la reacción del etano y el buteno.



$$\frac{11.5 \times 108}{60 \times 18} = 1.15 \text{ Kmol de agua.}$$

$$\frac{11.5 \times 176}{60 \times 44} = 0.77 \text{ Kmol de CO}_2$$



$$\frac{5.3 \times 180}{116 \times 18} = 0.457 \text{ Kmol de agua.}$$

$$\frac{5.3 \times 352}{116 \times 44} = 0.366 \text{ Kmol de CO}_2$$

El total de Kmol de agua producida es 12, que sumada a los que trae el aire resulta:

$$12 + 1.311 = 13.311 \text{ Kmol de agua.}$$

El análisis final de los gases a la salida del secador es:

N ₂	46.61 Kmol	0.7036
CO ₂	6.32 Kmol	0.0954
H ₂ O	13.311 Kmol	0.2009

El exceso de aire para 100 kg. de gas natural es:

$$10\ 000 \text{ Kcal/Kg.} \times 100 \text{ kg.} = 1\ 000\ 000 \text{ Kcal/Kg. de gas}$$

El anterior calor lo dan los calores sensibles cedidos por cada gas o sea:

$$1\ 000\ 000 = q_{CO_2} + q_{H_2O} + q_{N_2} + q_{aire.}$$

$$1\ 000\ 000 = CO_2 C_{pCO_2} \Delta T + H_2O C_{pH_2O} \Delta T + N_2 C_{pN_2} \Delta T + X_a C_{pa} \Delta T$$

$$q = C_p \Delta T$$

El rango de temperatura lo tomamos desde 28.5 a 200°C puesto que es factible, ya que no hay problema de descomposición del Sulfato de Amonio, puesto que funde a 280°C con descomposición, siendo la temperatura de 200°C, una - temperatura no muy alta.

Calores específicos:

$$CO_2 = 3.985 \text{ Kcal/Kmol}^\circ C$$

$$H_2O = 7.663 \quad \text{Kcal/Kmol}^\circ\text{C}$$

$$N_2 = 6.873 \quad \text{Kcal/Kmol}^\circ\text{C}$$

$$\text{Aire} = 6.873 \quad \text{Kcal/Kmol}^\circ\text{C}$$

$$q_{CO_2} = 6.33 \text{ Kmol} \times 3.985 \text{ Kcal/Kmol}^\circ\text{C} \times (200 - 28.5)^\circ\text{C}$$

$$q_{CO_2} = 4326.1 \text{ Kcal.}$$

$$q_{H_2O} = 12.8 \times 7.663 \times 171.5$$

$$q_{H_2O} = 16821.82 \text{ Kcal.}$$

$$q_{N_2} = 46.61 \times 6.822 \times 171.5$$

$$q_{N_2} = 54532.44 \text{ Kcal.}$$

$$q_a = X_a \times 6.873 \times 171.5$$

$$q_a = X_a \times 1178.7$$

$$1000000 = 4326.1 + 16821.82 + 54532.44 + 1178.7 X_a$$

$$1000000 = 75680.36 + 1178.7 X_a$$

$$X_a = \frac{1\,000\,000 - 75680.36}{1178.7}$$

$$X_a = 537.8 \text{ Kmol de aire en exceso.}$$

Siendo la cantidad e humedad que contiene este aire:

$$0.0138 \times 537.8 = 7.422 \text{ Kmol de agua.}$$

Sumando estas moles a las que el aire de combustión contiene resulta:

$$7.422 + 13.311 = 20.733 \text{ Kmol de agua.}$$

Total de moles de agua = 20.733 Kmol de agua.

Los moles de nitrógeno y oxígeno que contiene este aire son:

$$537.8 \times 0.79 = 448.56 \text{ Kmol de } N_2$$

$$537.8 \times 0.29 = 119.24 \text{ Kmol de } O_2$$

Total de moles de nitrógeno 448.56 + 46.61 = 495.17

El peso molecular promedio de los gases:

CO ₂	6.32	0.01018	44	0.4479	Kg.
O ₂	119.24	0.1921	32	6.1472	Kg.
N ₂	495.17	0.7977	28	22.336	Kg.

El peso molecular de la mezcla de gases es aproximadamente 29, que es similar al peso molecular del aire, por lo que suponemos que se trata de aire.

$$620.73 \times 29 = 18001.17 \frac{\text{Kg. de aire}}{100 \text{ Kg. de combustible.}}$$

Humedad del aire a la entrada del secador.

$$H = \frac{28.06}{18001.17} \times 18 = 0.0281 \frac{\text{Kg. de agua}}{\text{Kg. de aire}}$$

Cálculo de la temperatura del aire a la salida del secador, para conocer la temperatura de salida de los gases, se hace uso de la ecuación de unidades de transferencia.

$$N_t = \frac{t_1 - t_2}{(\Delta T)_m}$$

en dónde:

N_t = Número de unidades de transferencia.

t_1 = Temperatura del gas a la entrada.

t_2 = Temperatura del gas a la salida.

$(\Delta T)_m$ = Diferencia media de temperatura entre el gas y el sólido en todo el secador.

Suponemos que el aire sigue la línea de humidificación adiabática, a una humedad de 0.0281 y temperatura de bulbo seco 200°C, la temperatura de bulbo húmedo = 47.2°C y por recomendación empírica los secadores rotatorios funcionan más económicamente cuando $N_t = 1.5$ a 2. Para el presente caso tomaremos 1.5; con el cual podemos calcular la temperatura de salida

del gas.

$$N_t = \frac{t_1 - t_2}{(\Delta T)_m}$$

$$(\Delta T)_m = \frac{(t_1 - t_w) - (t_2 - t_w)}{\ln \frac{t_1 - t_w}{t_2 - t_w}} = \frac{t_1 - t_2}{\ln \frac{t_1 - t_w}{t_2 - t_w}}$$

$$N_t = \ln \frac{t_1 - t_w}{t_2 - t_w}$$

despejando t_2 :

$$t_2 = \frac{t_1 - t_w}{e^{1.5}} + t_w$$

$$t_2 = \frac{200 - 47.2}{e^{1.5}} + 47.2$$

$$t_2 = 81.29^\circ\text{C}$$

La humedad relativa del aire a la salida es de 80% para evitar condensaciones; con esta humedad relativa y con la temperatura de salida del aire, de la gráfica de humedad⁽⁵⁾.

$$H_2 = 0.44 \frac{\text{Kg. de vapor de agua}}{\text{Kg. de aire seco}}$$

La cantidad de aire por hora que se debe introducir, supondremos la temperatura de salida del sólido seco para calcular la cantidad de aire, la cual es: 110°C .

La carga para el material sólido:

$$Q_1 = 0.2324 \times 23774 \times (110 - 88) = 121551.71$$

$$Q_1 = 121551.71 \text{ Kcal/h.}$$

Calor para eliminar la humedad

= calor latente a 88°C

= 540.5 Kcal/h.

$$Q_2 = (0.01523 - 0.0015) \times 23774 \times (47.2 - 88) + 540.5 + 0.418 (81.29 - 47.2)$$

$$Q_2 = 167761.9 \text{ Kcal/h.}$$

$$Q_T = 121551.71 - 167761.9$$

$$Q_T = 289313.6 \text{ Kcal/h.}$$

La cantidad total de aire necesario para secar es:

$$Q_T = W C_p \Delta T$$

despejando a W

$$W = \frac{Q}{C_p \Delta T}$$

$$W = \frac{289313.6}{0.25 \times (200 - 81.29)} = 9748.6 \text{ Kg/h.}$$

$$W = 9748.6 \text{ Kg/h.}$$

Esta cantidad de aire aumentará en aproximadamente 10% para tener en cuenta la pérdida de calor, por lo cual:

$$W = 10723.46 \text{ Kg./h.}$$

Combustible para calentar el aire hasta la temperatura de entrada 200°C en Kg/h.

Se necesitan 1711 $\frac{\text{Kg. de aire}}{\text{Kg. de gas}}$, por otra parte entra al secador 10723.46 Kg/h., entonces la cantidad de gas natural será:

$$\frac{10723.46 \text{ Kg. de aire/h.}}{1711 \frac{\text{Kg. de aire}}{\text{Kg. de gas}}} = 6.27 \frac{\text{Kg. de gas natural}}{\text{h}}$$

Cálculo del diámetro, longitud, número de aspas, número de revoluciones del secador y altura de las aspas.

Cálculo del diámetro.

$$g = \frac{G}{A}$$

en dónde:

G = Gasto del aire en Kg/h.

A = Area del secador.

g = Masa velocidad del aire en kg/h.

Tomando una masa velocidad del aire de 3000 kg/h. m², para no arrastrar -

partículas cuyo diámetro sea grande.

$$g = \frac{G}{A} = \frac{G}{\frac{D^2}{4}}$$

Despejando a D

$$D = \frac{G}{0.785 \text{ g.}}$$

$$D = \frac{10723.46}{0.785 \times 3000}$$

$$D = 2.13 \text{ metros.}$$

los estudios efectuados en varios secadores rotatorios directos indican que la longitud de éstos oscila entre 4 y 10 veces el diámetro⁽⁵⁾, nosotros tomaremos 10.

La longitud del secador:

$$L = 10D$$

$$L = 21.3 \text{ metros}$$

El número de aspas se calcula por la ecuación siguiente:

$$\text{No. de aspas} = 6.5 \text{ a } 11D.$$

nosotros tomamos 10.

$$\text{No. de aspas} = 10 \times 2.13$$

$$\text{No. de aspas} = 21.0$$

La altura de las aspas:

La altura de las aspas debe ser: ⁽⁵⁾

$$ha = 2.13/8 = 0.266$$

$$ha = 0.266 \text{ metros.}$$

$$ha = \text{altura de las aspas.}$$

La velocidad de rotación que debe dar el secador:

En los secadores rotatorios directos el número de revoluciones puede determinarse por la ecuación siguiente:

$$ND = 7 \text{ a } 11$$

D = Diámetro del ciclón.

N = Número de revoluciones por minuto

Nosotros tomamos 10 por lo tanto:

$$ND = 10$$

$$N = \frac{10}{D} = \frac{10}{2.13}$$

$$N = 4.69 \text{ r.p.m.}$$

El tiempo que debe durar dentro del secador.

La retención del material en el secador es de 3 a 12% del volumen de éste⁽⁵⁾, escogimos un 9% para tener margen en los cálculos. Puesto que el volúmen total del secador es:

$$V_s = \frac{D^2}{4}$$

$$V_s = \frac{(2.13)^2 \times \pi \times 21.3}{4}$$

$$V_s = 75.89 \text{ metros cúbicos.}$$

por lo cual:

$$V_r = \frac{9.0 \times 75.89}{100} = 6.83$$

El peso del material retenido seco es:

$$W_r = V_r \rho = 6.83 \times 1770$$

$$W_r = 12090.5 \text{ Kg. de material seco retenido.}$$

ρ = densidad del material Kg. de material / m³.

$$\theta = \frac{W_r}{S} = \frac{12090.5}{23774} = 0.508 \text{ h.}$$

$$\theta = 30.5 \text{ min.}$$

θ = Tiempo que dura el Sulfato de Amonio en el secador.

S = Kg. de material seco obtenido / h.

La inclinación del secador, I se calcula por la ecuación siguiente:

$$\beta = 5 / (Dp) 0.5$$

$$\theta = \frac{0.23 L}{I N^{0.9}} + 1.97 \frac{\beta L g}{F}$$

θ = Tiempo de residencia del material en el secador 30.5'

I = Pendiente del secador.

N = r.p.m. 4.69

D = Diámetro del secador 2.13 m.

L = Longitud 21.3 m.

g = masa velocidad del aire 3000 kg/h m²

F = 6681.964 Kg/h. m² de material seco.

β = Constante que depende del material manejado.

D_p = Diámetro medio de la partícula 1000 micrones

$$\beta = 5 (1000)^{-0.5} = 0.158$$

$$\theta = \frac{0.23 \times 21.3}{I \times (4.69)^{0.9} \times 2.13} + 1.97 \frac{0.158 \times 21.3 \times 3000}{6681.964}$$

$$\theta = \frac{4.89}{I \times 8.56} + 2.976$$

$$I = \frac{4.89}{8.56 \times 33.476}$$

$$I = 0.0171 \text{ m/m}$$

"SEPARADOR CICLONICO"

Desde el punto de vista económico y de funcionamiento los separadores - ciclonicos ofrecen uno de los medios más adecuados para la separación de - polvos.

El ciclón consta esencialmente de un cilindro vertical con fondo cónico una entrada rectangular para los gases que se encuentran en la parte superior, lleva además un conducto concéntrico al cilindro que es precisamente por dónde sale el aire limpio.

Los gases cargados de polvos penetran tangencialmente en la cámara cilíndrica y salen por la parte superior.

Las trayectorias del aire en este tipo de separador es en forma de un doble remolino moviéndose en espiral en la parte exterior hacia abajo y - hacia arriba en la interior (tubo concéntrico).

Los ciclones son usados para separar partículas sólidas de gases cuyo diámetro oscila entre 5 y 200 micrones.

"CALCULO DEL SEPARADOR CICLONICO"

Cálculo de las dimensiones del separador ciclónico.

las proporciones geométricas del tipo de recolector que se están tratando puede ser diversos, pero existe un tipo estandar con las dimensiones siguientes:

$$Bc = \frac{Dc}{4}$$

$$De = \frac{Dc}{2}$$

$$Hc = \frac{Dc}{2}$$

$$Lc = 2Dc$$

$$Sc = \frac{Dc}{8}$$

$$Zc = 2Dc$$

$$Jc = \frac{Dc}{4}$$

1.- Determinación del ancho de entrada del ciclón y de la velocidad media.

2.- Cálculo de las demás dimensiones.

1.- Determinación del ancho del conducto rectangular de entrada. Rendimiento de separación, Rosin rammler e Intelmann⁽⁵⁾ deducieron la siguiente ecuación para el diámetro mínimo de partícula que será completamente separable de la corriente gaseosa en un ciclón.

$$D_{pm} = \sqrt{\frac{9 \mu Bc}{\pi N_t V_c (\rho_s - \rho)}} \dots (1)$$

D_{pm} = Diámetro mínimo de las partículas que serán completamente separadas en cm.

μ = Viscosidad del aire en poises.

Nt = Número de vueltas que da las corriente gaseosa en el separador de ciclón.

ρ = Densidad del aire, en g/cm³

ρ_s = Densidad del sólido en g/cm³

Vc = Velocidad media de entrada en el ciclón basado en el área Ac.

Bc = Ancho del conducto rectangular de entrada del ciclón modificando la ecuación (1) nos queda (2).

$$D_{pm} = \sqrt{\frac{9\mu}{\pi Nt (\rho_s - \rho)}} \sqrt{\frac{Bc}{Vc}} \dots (2)$$

y si $K = \sqrt{\frac{Bc}{Vc}} \dots (3)$

$$D_{pm} = \sqrt{\frac{9\mu}{\pi Nt (\rho_s - \rho)}} K \dots (4)$$

La velocidad media de entrada es igual a:

$$Vc = \frac{V_o}{A} \dots (5)$$

V = Volúmen del gas en m³/seg.

A = Area de entrada al ciclón en m²

Por otra parte se tiene:

$$Hc = \frac{Dc}{2} \dots (6)$$

$$Bc = \frac{Dc}{4} \dots (7)$$

de la ecuación 6 y 7 se tiene:

$$Hc = 2Bc \dots (8)$$

El área de entrada al ciclón es:

$$A = BcHc \quad \dots (9)$$

sustituyendo en esta ecuación el valor de Hc de la ecuación 8

$$A = 28c^2 \quad \dots (10)$$

sustituyendo el valor de A en la ecuación 5.

$$Vc = \frac{Vc}{28c^2} \quad \dots (11)$$

Reemplazando el valor de C en la ecuación 3 se tiene:

$$K = \frac{28c^3}{Vo} \quad \dots (12)$$

despejando Bc.

$$Bc = \sqrt[3]{\frac{Vo}{2}} K^{2/3} \quad \dots (13)$$

despejando de la ecuación 4 el valor de K

$$K = \frac{Dmp}{\dots} \quad \dots (14)$$

$$\sqrt{\frac{9\mu}{\pi Nt (\rho_s - \rho)}}$$

Determinación del valor de K

Los valores de los términos de la ecuación 14 son los siguientes:

$$Dpm = 0.001 \text{ cm.}$$

$$\mu = 0.00019$$

$$Nt = 5$$

$$\rho_s = 1.77 \text{ g/cm}^3$$

$$\rho = 0.00062 \text{ g/cm}^3$$

$$K = \frac{0.001}{\dots}$$

$$\sqrt{\frac{9 \times 0.00019}{\pi \times 5(1.77 - 0.00062)}}$$

$$K = 0.1243$$

El volúmen de los gases de entrada al ciclón es:

$$V_o = 18369.4 \text{ m}^3/\text{h.} = 5.1026 \text{ m}^3/\text{seg.}$$

Sustituyendo los valores de V_o y K con la ecuación 13.

$$B_c = K^{2/3} \sqrt[3]{V_o/2} = (0.1243)^{2/3} \sqrt[3]{\frac{5.1026}{2}}$$

$$B_c = 0.34 \text{ metros.}$$

determinando la velocidad media en la ecuación 11.

$$V_c = 22.07 \text{ m/seg.}$$

Cálculo de las demás dimensiones del ciclón.

$$B_c = 0.34 \text{ metros.}$$

$$D_c = 1.36 \text{ metros.}$$

$$D_e = 0.68 \text{ metros.}$$

$$H_c = 0.68 \text{ metros.}$$

$$L_c = 1.36 \text{ metros.}$$

$$S_c = 0.17 \text{ metros.}$$

$$J_c = 0.17 \text{ metros.}$$

Cálculo de la potencia del motor que mueve el alimentador.

El Sulfato de Amonio se introduce al secador por medio de un alimentador helicoidal, que consiste en un eje de acero sobre el cual está sujeta una - espiral, la cual está colocada dentro de un canal, pero de tal manera que - queda un espacio libre para evitar rozamiento y rompimiento de los crista-- les.

La potencia del motor para este alimentador se puede calcular por la si- guiente ecuación empírica.

$$H.P. = \frac{C \rho L F}{4500}$$

C = Volúmen del material que se desea transportar $m^3/min.$

ρ = Peso específico del material $Kg./m^3$

L = Longitud de la canal dónde se encuentra el alimentador.

F = Factor del material.

La cantidad de sólido húmedo que se desea introducir, es de 24136 -- Kg/h. (23774 Kg. de sólido seco y 256.6 Kg./h. de agua). El peso especí- fico del sólido es $1770 Kg/m^3$, la longitud del canal 1.4 m. y el factor - del material 1.55, dicho factor depende de la abrasividad, densidad y plas- ticidad del material, por lo tanto:

$$H.P. = \frac{0.2272 \times 1770 \times 1.55 \times 1.4}{4500}$$

$$H.P. = 0.194$$

La eficiencia del motor es de 90%, siéndo la potencia real:

$$H.P. = \frac{0.194}{0.9} = 0.215$$

$$H.P. = 1/4.$$

Cálculo de la potencia del motor del extractor de gases.

Para conocer el tipo de ventilador es necesario saber:

1. Presión estática total de todo el equipo.
2. Volúmen de gases que hay que mover así como la presión y la temperatura de éstos.
3. Cálculo de la presión estática en el ciclón.

La carga de velocidad en la entrada expresada en centímetros de agua, está relacionada con la velocidad media de entrada de gases y con el peso específico de ésta.

$$hv_i = 0.0051 \rho Vc^2$$

$$\rho = 0.00062 \text{ g/cm}^3$$

$$Vc = 2207 \text{ cm/seg.}$$

hv_i = Número de veces de la carga de velocidad de entrada.

$$hv_i = 0.0051 \times 0.00062 \times 2207^2$$

$$hv_i = 1.54 \text{ cm. de agua.}$$

Para este tipo de ciclón se tiene las pérdidas por fricción representadas por 8 veces la carga de velocidad (hv_i).

$$Fcv = 8 hv_i$$

$$Fcv = 1.232 \times 10 \text{ cm. de agua.}$$

Fcv = pérdidas por fricción.

pero como las pérdidas por rozamiento en el ciclón, es una medida directa de la presión estática se tiene:

$$P \text{ Estática} = 12.32 \text{ cm. de agua.}$$

La presión estática total es igual a la suma de las pérdidas por rozamiento en el ciclón más la caída de presión en el resto del equipo.

Por recomendación consideramos que la presión estática en el ciclón representa un 50 a 90% de la presión estática total, nosotros tomamos 60%, por lo tanto:

$$P \text{ estática} = 12.32 + 12.32 \times 0.6 = 19.71 \text{ cm. de agua.}$$

Los 19.71 cm. de agua es la presión estática cuando se trabaja con aire puro, sin embargo en el presente caso no es así, pues el aire contiene una cierta cantidad de polvos, por lo tanto la fricción aumenta, multiplicándose por un factor de fricción, dicho aumento se conoce.

La cantidad de polvo que el aire arrastra, es aproximada al 7% de la cantidad de material seco que se introduce.

$$23772 \times 0.07 = 1664.18 \text{ Kg. de polvo/h.}$$

Para conocer el factor por el cual se debe multiplicar la presión estática, es necesario conocer los Kg. de material seco por Kg. de aire puro.

$$g = \text{Cantidad de Kg. de aire/h.} = 10723.46$$

$$W_p = \text{Cantidad de polvo/h.} = 1664.18$$

$$\frac{W_p}{g} = \frac{1664.18}{10723.46} = 0.1552 \text{ Kg. de material/Kg. de aire.}$$

con este se encuentra en la gráfica⁽⁵⁾ el factor que es 1.7.

$$19.71 \times 1.7 = 33.51 \text{ cm. de agua.}$$

Cálculo de la cantidad de gases que tiene que mover el ventilador:

Primeramente se determina el volumen específico del aire húmedo:

$$V = 22.4 \frac{T}{T_0} \left(\frac{1}{29} + \frac{H}{18} \right) \frac{P_0}{P}$$

$$T_0 = 0^\circ\text{C} = 273^\circ\text{K}$$

$$T = 81.29 - 273 = 354.29^\circ\text{K}$$

$$H = 0.44 \text{ Kg. de vapor/Kg. de aire seco.}$$

$$P_0 = 760 \text{ mm Hg.}$$

$$P = 760 \text{ mm Hg.}$$

$$V = 22.4 \frac{354.29}{273.0} \left(\frac{1}{29} + \frac{0.44}{18} \right)$$

$$V = 1.713 \text{ m}^3/\text{Kg.}$$

$$1.713 \times 10723.46$$

$$18369.402 \text{ m}^3/\text{h. de aire húmedo.}$$

Los datos que se necesitan para conocer el tipo de ventilador así como su motor, son:

$$\text{Presión estática} = 35.51 \text{ cm}^3 \text{ de agua.}$$

$$\text{Volúmen del gas} = 18369.4 \text{ m}^3/\text{h.}$$

$$\text{Presión} = 760 \text{ mm Hg.}$$

$$\text{Temperatura} = 354.29^\circ\text{K}$$

Con los datos siguientes se puede ver en gráfica⁽⁵⁾ los datos del ventilador, encontrándose que es necesario un ventilador centrífugo, hojas curvas hacia adelante para las condiciones anteriores.

"LISTA DE EQUIPO"

<u>EQUIPO</u>	<u>TAGS</u>	<u>MATERIAL DE CONSTRUCCION</u>
1. Cristalizador	C-100	Acero al carbón con revestimiento interno de acero inoxidable, para partes en contacto con el proceso.
2. Inyector de Amoniacó	Y-100	Acero inoxidable 316.
3. Bomba de circulación	BC-100	Acero al carbón con revestimiento de acero inoxidable.
4. Bomba de alimentación	BAC-100	Acero inoxidable o hasteloy.
5. Horno	H-200	
6. Centrifuga.	CE-200	Tambor acero inoxidable, carcasa acero al carbón, revestimiento interno de la carcasa, acero inoxidable 316 juntas Viton y caucho - butílico.
7. Secador	S-200	Acero al carbón con revestimiento de acero inoxidable.
8. Ciclón	CSP-300	Acero al carbón con revestimiento de acero inoxidable.
9. Tanques de disolución de polvo.	TDP-300	Acero al carbón con revestimiento de monel.
10. Ventilador de Extracción	VE-300	Acero al carbón.
11. Tanque de aguas madres	TAM-300	Acero al carbón con revestimiento de monel.
12. Bombas aguas madres	BAM-300	Acero al carbón con revestimiento de monel.
13. Compresor de aire.	CO-400	Acero al carbón.
14. Enfriador.	EF-400	
15. Separador.	SE-400	
16. Tanque de aire comprimido	TAC-400	Acero al carbón.
17. Transportador de banda.	TRB-300	

EVALUACION DE LA INVERSION

En el presente capítulo, se pretende hacer una evaluación de la inversión de la instalación de una planta de Sulfato de Amonio, con una capacidad de - producción de 200,000 Ton./Año.

Para lo cual se enumeran los siguientes conceptos, con sus respectivos -- costos.

EQUIPO PRINCIPAL DESGLOSE*.

Teniendo en cuenta una paridad de \$ 630.00 por dolar, para cualquier reajuste.

1. Cristalizador	\$ 75'705,000.00
2. Inyector de Amoniaco	1'175,520.00
3. Bomba de circulación con motor eléctrico 3HP sobre base móvil-construido en SS-316.	2'927,000.00
4. Bomba de alimentación centrífuga 7 HP.	4'350,000.00
5. Horno	18'594,000.00
6. Centrífuga (cinco)	159'600,000.00
7. Secador	466'800,000.00
8. Ciclón separador de polvo.	217'525,455.00
9. Tanque de disolución de polvo.	76'134,000.00
10. Ventilador extractor.	19'699,200.00
11. Tanque de aguas madres.	60'480,000.00
12. Bomba de aguas madres.	2'670,000.00
13. Compresor de aire.	136'500,000.00
14. Enfriador.	11'025,000.00
15. Separador.	17'280,000.00
16. Tanque de aire comprimido.	18'960,000.00
17. Transportador de banda.	81'000,000.00
a). Costo de equipo principal.	1'370'424,375.00
b). Equipo de carga.	192'718,647.00
c). Terreno.	126'000,000.00
d). Mobiliario.	701'625,030.00

e).*	Gastos de preparación y pago a contratistas.	287'159,118.00 (21% E.P.)
f).*	Construcción:	
	1. Instalación eléctrica	137'042,437.00 (10% E.P.)
	2. Instalación tubería.	109'394,439.00 (8% E.P.)
	3. Equipo de servicio.	167'765,168.00 (13% E.P.)
	4. Obra civil.	41'022,732.00 (3% E.P.)
	5. Ingeniería y supervisión.	793'106,139.00
f).	T O T A L	1'248'330,915.00
g).	Capital de trabajo (Para un mes de operación)	
#	1. Mano de Obra	30'187,500.00
	2. Materias primas	231'300,000.00
#*	3. Empaque	12'173,913.00
g).	T O T A L	273'661,413.00
h).	Gastos Varios (imprevistos)	744'355,041.00
i).	Gastos por ventas y administración.	46'706,131.00 (1% I.T.)
I N V E R S I O N T O T A L		4'670'613,126.00

NOTAS: # Dato obtenido considerando que se laboran 345 días al año con 3 turnos y con un sueldo promedio de 7,000.00 \$/día para 50 personas por turno.

* Información tomada del Manual del Ingeniero Químico⁽⁵⁾.

** Tomando en cuenta que la mitad de la producción se maneja en costales y la otra mitad a granel y que el precio por costal es de --- \$ 50.00 pesos/costal.

La inversión total se refiere a la inversión inicial en el año de construcción. Pero aparte hacer falta calcular el flujo de efectivo, con el cual podemos calcular nuestra tasa de retorno sobre la inversión.

En el año de construcción se tomo una parte del capital de trabajo para un mes, puesto que para hacer pruebas y arrancar la planta se tenga material para operar.

*Los precios del equipo principal, se obtuvieron de algunas cotizaciones directas y de recomendaciones de literatura⁽⁵⁾.

E.P. = Equipo principal.

Tomando como base de venta 25,600.00 \$/Ton. Utilizamos depreciación lineal.

FLUJO DE EFECTIVO	1986	1987	1988	1989	1990
Volúmen de Venta	-	140,000	170,000	200,000	200,000
Ingresos totales	-	3584 000,000	435 200,000	5120 000,000	5120 000,000
Egresos totales	-	10622 102,000	10503 444,000	1.178 * 10 ¹⁰	-
Equipo principal	1370 424 375	-	-	-	-
Materia Prima	-	2775 600,000	3370 140,000	3902 560,000	3902 580,000
Empaque	-	146 086,956	177 391,308	177 391,308	177 391,308
Salarios	-	362 250,000	362 250,000	362 250,000	362 250,000
Mantenimiento	-	822 254,616	822 254,616	822 254,616	822 254,616
Servicios Auxiliares	-	2959 200,000	2959 200,000	2959 200,000	2959 200,000
Terrenos	126 000,000	-	-	-	-
Mobiliarios	701 625,030	-	-	-	-
Equipo de Carga	192 718,647	-	-	-	-
Gastos de preparación y pago a Contratistas.	287 159,118	-	-	-	-
Construcción	1248 330,915	-	-	-	-
Gastos de Administración y Ventas.	-	1644 501,916	1644 501,916	1644 501,916	1644 501,916
Gastos varios (imprevistos)	744 355,041	744 555,041	744 555,041	744 555,041	744 555,041
Depreciación	-	1167 653,282	1167 653,282	1167 653,282	1167 653,282
Utilidad de operación	-	(7038 101,811)	(6151 444,247)	(6660 386,163)	(6660 386,163)
I.S.R. (42%)	-	-	-	-	-
R.U.T. (10%)	-	-	-	-	-
Utilidad Neta	-	(7038 101,811)	(6151 444,247)	(6660 386,163)	(6660 386,163)
Depreciación	-	1167 653,282	1167 653,282	1167 653,282	1167 653,282
Generación interna	-	(5870 448,529)	(4983 790,965)	(5492 732,881)	(5492 732,881)
Inversión	(4670 613,126)	-	-	-	-
Capital de trabajo	(273 661 413)	(172 789,258)	(52 153,696)	(46 978,695)	-
Flujo de efectivo	(4944 474,539)	(6043 237,787)	(5035 944,661)	(5539 711,576)	(5492 732,881)

$$ROI = \frac{\frac{MFE}{n}}{\text{Inversión Total}}$$

$$ROI = \frac{\frac{2.2111627 \times 10^{10}}{4}}{4944474539}$$

ROI = -1.1179 Precio de venta en febrero de 1986.

CAPITAL DE TRABAJO SIN INFLACION.	1986	1987	1988	1989	1990
# Mano de Obra	30 187,500	30 187,500	30 187,500	30 187,500	30 187,500
Materias Primas	231 300,000	231 300,000	280 845,000	325 215,000	325 215,000
#* Inventario empaque	12 173,913	12 173,913	14 782,609	17 391,304	17 391,304
Laboratorio Control de Calidad	-	3 018,750	3 018,750	3 018,750	3 018,750
Mantenimiento	-	5 710,102	5 710,102	57 101,102	57 101,102
Servicios Auxiliares	-	20 550,000	20 550,000	20 550,000	20 550,000
Caja y bancos	-	11 420,203	11 420,203	11 420,203	11 420,203
Inventario producto en proceso	-	4 260,900	4 260,900	4 260,900	4 260,900
Inventario producto terminado	-	127 830,000	127 830,000	127 830,000	127 830,000
T O T A L	273 661,413	446 450,671	498 604,367	545 583,002	545 583,062

Capital de trabajo para un mes de operación de la planta, cantidad recomendable en curso de ingeniería económica de proyectos.

$$P = \frac{770041485 + (3368137627 + 7700414855)}{140\ 000}$$

$$P = 84561.38 \text{ \$/T.}$$

Por lo anterior nos damos cuenta que es considerable la cantidad de subsidio que recibe el precio del Sulfato de Amonio.

Al realizar nuestro flujo de efectivo, se toma como base 1986, siendo el año de arranque de construcción de la planta.

Por lo cual el precio del Sulfato de Amonio se tomó de 25,600 \$/T. Suponiendo que se va a vender el total de la producción de cada año.

Tomamos como base una producción inicial del 70% de la capacidad en el primer año, el 85% en el segundo y tercer año, llegando al 100% de producción manteniéndose hasta el año final del período 1990.

La depreciación utilizada fué una depreciación lineal al cabo de los 4 años del proyecto.

Se toma un año como base para el cálculo de los ingresos y egresos calculados.

Cálculo del precio de venta en el primer año de operación con un 70% de capacidad:

1. Tomando en cuenta que la utilidad bruta es cero.

Por la ecuación de punto de equilibrio.

$$Z = V_T - [C_F + C_V]$$

$$Z = \text{Vol.} \times P - C_F + C_V$$

donde:

Z = Utilidad Bruta.

Vol.= Volúmen de venta.

P = Precio por tonelada en pesos.

C_F = Costos fijos.

C_v = Costos variables.

Cuando estamos en el equilibrio $Z = 0$, despejamos P .

$$P = \frac{(C_F + C_v)}{\text{Vol.}}$$

$$P = \frac{(3368137627 + 7700414855)}{140\ 000}$$

$$P = 79061.00 \text{ \$/T.}$$

2. Tomando en cuenta que la Utilidad Bruta es 10% de los costos fijos.

$$Z = \text{Vol.} \times P - C_F + C_v$$

$$P = \frac{Z + C_F + C_v}{\text{Vol.}}$$

CONCLUSIONES

"ANÁLISIS Y CONCLUSIONES"

1. El aumento de la producción en las décadas de los 70 y principios de los 80 fué muy grande, aunque después de este período todos los proyectos que había se cancelaron y hasta la fecha de la última publicación no había proyectos nuevos para la construcción de nuevas plantas de Sulfato de Amonio.

2. Al realizar el balance de materiales para los diferentes equipos fué necesario suponer algunos datos y otros conseguirlos por manual de operación de planta similar, ya que no se tenía información suficiente para calcular los equipos principales del proceso.

Estos datos se supusieron y tomaron del manual de operación principalmente fueron cantidades de aire, vapor y agua que se utilizaron como servicios auxiliares en manejo de equipos.

3. ¿Por qué la capacidad e la planta no se especificó de 500,000 T/A que podría satisfacer totalmente nuestro déficit?

Porque nuestro análisis de obtención de la capacidad óptima resulta ser la escogida, debido a que la capacidad inferior incrementaría los costos debido a la economía de escalas o una capacidad mayor tendría el inconveniente de tener un equipo muy grande y difícil de operar. Por lo cual si se quisiera satisfacer completamente nuestro consumo aparente propuesto, es necesario hacer tres plantas iguales, con lo cual tendríamos producto para exportar.

4. El período del proyecto se tomó con una vida de tan sólo cuatro años - debido a que en estos momentos el país vive en una crisis económica grande por lo cual los proyectos que se realicen deben ser muy atractivos para -- que se pueda invertir en ellos, siendo los períodos cortos los más atrac-- tivos, si es que en ellos se recupera la inversión.

5. Respecto a la evaluación nos dimos cuenta que es una planta grande y - por lo tanto costosa, por lo cual esperabamos grandes ventas y utilidades - apreciables, pero al realizar nuestro análisis, observamos en nuestro índi ce de retorno de la inversión que los ingresos por ventas son menores que los egresos en el período, por lo cual el retorno de la inversión durante los años analizados no se efectuará.

¿Cual es la razón de ésto?

La razón de ésto es que el precio de venta está subsidiado por el estado, - por lo tanto el precio es muy bajo, siendo tan sólo plantas de beneficio - social y no importando las utilidades, ya que estos son productos que el - precio afecta directamente al consumo de otros productos básicos, por ejem plo maíz, tortilla, frijoles, legumbres, etc., que son de consumo primor-- dial para el pueblo de México.

Además que es un producto controlado por el Estado, el cual tiene la con-- cesión de la venta de este producto otrogado en el diario oficial a favor de FERTIMEX (Compañía paraestatal productora y comercializadora de fertili zantes en México).

6. Por lo que nuestra conclusión final es que para que se realice una --- planta de este tipo es necesario que sea el Estado el que la realice, ya - que ésta no es rentable para una inversión privada, tomando en cuenta lo - siguiente:

- a). Es una planta de beneficio social.
- b). Es un producto que el pueblo mexicano utiliza por costumbre, ya que fue el primer fertilizante químico sintético que utilizó el pueblo de México.
- c). Aunque la producción existente satisface las necesidades de consumo -- aparente, esta planta puede satisfacer parte del déficit de más de --- 6'000,000 T/A de fertilizante en el país.
- d). Tomar en cuenta que es un fertilizante que no tan sólo se utiliza el - N_2 como fertilizante sino también es aprovechable el azufre, cumplen una doble fertilización.
- e). Por último se puede utilizar toda ó una parte de la producción de la - planta para exportar a los países de Centro América (para ésto es ne-- cesario un análisis más detallado para obtener los precios que PEMEX - ofrece a FERTIMEX del amoniaco, puesto que éste tiene un precio infe-- rior al comercial que es difícil de obtener, para calcular el precio - real de operación y tener un punto mejor de comparación con los precios internacionales y obtener el beneficio real de nuestra planta).

"BIBLIOGRAFIA"

- (1) Diario Oficial 26 octubre 1948.

Diario Oficial 30 junio 1979.

- (2) Testimonio de una Administración 1976 - 1982
FERTIMEX.

Realizada en el Depto. de Difusión Técnica del Centro de Capacitación y Desarrollo del Personal.

TESIS:

Estudio técnico económico para la producción de Sulfato de Amonio en una planta basada en la unidad Guadalajara, Jal.

FERTIMEX

R. Cervantes

Química 1979 UNAM

TESIS:

Cálculo de un Cristalizador con capacidad de 100 toneladas/días.

Javier Ruíz Rodríguez

E.S.I.Q.I.E. 1972 IPN.

- (3) A.D.I.F.A.L. (Revista trimestral)

Vol. III de Julio - Octubre de 1985.

- (4) Manual de operación de la Planta de Sulfato de Amonio.

Planta Torreón.

FERTIMEX.

(5) **Manual del Ingeniero Químico**

John H. Perry

Ed. UTEH

Reimpresión 1976.

Desarrollo y Perspectivas de la Industria Petroquímica Mexicana.

Instituto Mexicano del Petróleo

México 1977.