

UNIVERSIDAD IBERO AMERICANA
INCORPORADA A LA U. N. A. M.
FACULTAD DE QUIMICA BERZELIUS

ESTUDIO TECNICO ECONOMICO PARA AMPLIAR
LA CAPACIDAD DEL SISTEMA DE SECADO EN
UNA PLANTA DE SULFATO DE AMONIO

TESIS PARA OPTAR AL TITULO DE

INGENIERO QUIMICO

EMILIO MERCADO BENARD

1959



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

UNIVERSIDAD IBERO AMERICANA

INCORPORADA A LA U. N. A. M.

FACULTAD DE QUIMICA BERZELIUS

ESTUDIO TECNICO ECONOMICO PARA AMPLIAR
LA CAPACIDAD DEL SISTEMA DE SECADO EN
UNA PLANTA DE SULFATO DE AMONIO

TESIS PARA OPTAR AL TITULO DE

INGENIERO QUIMICO

EMILIO MERCADO BENARD

MEXICO, D. F. 1959

A mis Padres con Gracitud y Cariño.

Sr. Medardo Mercado Peza

y

Sra. Magdalena Bénard de Mercado.

A mis Abuelos.

Sr. Pedro Bénard

y

Sra. Margarita Rubio de Bénard.

Agradezco sinceramente al Sr. Ing. Jaime Sordo, Superintendente de la Unidad Cuautitlan de "Guanos y Fertilizantes de México, S. A." las facilidades que me fueron concedidas para la realización de este trabajo.

SUMARIO:

CAPITULO I.- INTRODUCCION.

CAPITULO II.- DESCRIPCION DEL PROCESO DE FABRICACION.

CAPITULO III.- DISEÑO DE LA AMPLIACION DEL SISTEMA DE SECADO.

CAPITULO IV.- ESTUDIO ECONOMICO.

CAPITULO V.- CONCLUSIONES.

CAPITULO VI.- BIBLIOGRAFIA.

CAPITULO I

INTRODUCCION.

Es bien conocido que cuando un vegetal es removido de la tierra, lo son así mismo los elementos minerales - constituyentes del suelo que requirió esa planta para su crecimiento o sea que los suelos, al proporcionar a los vegetales las sustancias nutritivas que necesitan para su alimen-tación, van careciendo progresivamente de esas sustancias -- hasta que llega un momento que se agotan totalmente y por -- lo tanto será necesario reincorporarles los elementos que donaron a las plantas haciéndolos en esta forma fértiles nuevamente. Esto se logra únicamente mediante la aplicació adecuada de fertilizantes..

Cuando las cosechas son recolectadas de la tierra año tras año y no son incorporados los elementos nutrientes al suelo, es lógico que la producción agrícola disminuya.

Esta situación es de hecho la que existe en la mayor parte de las tierras agrícolas de todo el mundo. En nuestro caso los campos laborables presentan caracteres verdaderamente graves debido a que no han sido sometidos a un movimiento rotatorio de cultivos sino que desde tiempos muy lejanos se ha estado utilizando el sistema de monocultivos en su mayor parte y ademas salvo contadas excepciones, no se les ha re incorporado de las sustancias nutritivas requeridas, trayen do esto como consecuencia un rendimiento muy reducido en las cosechas.

Si se observa por una parte que el crecimiento demográfico de México es muy notable de acuerdo con los estudios respectivos de nuestra población que en promedio está incrementándose con un ritmo cercano al 3% anual; en 1950 n nuestro país tenía 25.8 millones de habitantes y se calcula que para 1960 llegará a 34.7 millones. Por otra parte el índice de productividad de la tierra ha ido disminuyendo. Es indudable que por estas razones la producción agrícola es in suficiente para cubrir las necesidades mínimas alimenticias de nuestro pueblo.

Por las razones expuestas se llega a la conclusión que la única forma aconsejable y práctica para lograr incrementar el rendimiento agrícola es mediante una fertilización adecuada de nuestras tierras.

El consumo de fertilizantes en México del 1° de Julio de 1956 al 30 de Junio de 1957 fué:

Fertilizantes de N. (Tomado como N. total): 46,600 ton.
 " de P. (" " P_2O_5): 22,200 ton.
 " de K. (" " K_2O): 2,740 ton.

La producción nacional de fertilizantes en el mismo período fué la siguiente:

Fábricas.	Producto.	Toneladas.
Abonos Agrícolas	Abonos Orgánicos.	12,000
Coque y Derivados S.A.	Sulfato de Amonio	5,000
Fertilizantes de México.	Superfosfato simple.	4,000
Fert. Orgánicos S.A.	Harina de Hueso.	2,000
La Viga	Superfosfato Simple	4,000
	Harina de Hueso	3,500
Guanos y Fertilizantes de México S.A.		
	Cuautitlán	
	Sulfato de Amonio.	90,000
	Superfosfato simple.	50,000
	Guadalajara.	
	Guano de Aves.	1,350
	México.	
	Harina de Hueso.	1,350
	San Luis Potosí	
	Superfosfato Simple	35,000
Mexican Zinc	Sulfato de Amonio	8,000
Rastro de Guadalajara	Harina de Hueso	1,800
TOTALES	Sulfato de Amonio	103,000
	Superfosfato Simple	93,000
	Harina de hueso	8,650
	Abonos orgánicos	12,000

Por otra parte la Importación de Fertilizantes en 1957 fué de:

Producto	Toneladas
Nitrato de Amonio	3 4,260
Sulfato de Amonio	35,350
Fosfatos y Superfosfatos	12,800
Abonos de varias clases	69,730

Se tiene también calculada la demanda teórica de fertilizantes calculada en función de las tierras de riego y humedad disponibles en 1956-1957:

Nutriente	Toneladas
N	713,172
P_2O_5	364,796
K_2O	301,038

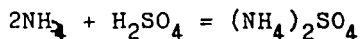
Como puede observarse por los datos anteriores, la demanda es muy superior a la oferta, dado lo cual se podría triplicar y cuadruplicar la producción de fertilizantes teniendo la certeza que esta ni siquiera alcanzaría a satisfacer las necesidades de los cultivos de riego y humedad, que por su seguridad y rendimientos garantizan económicamente su aplicación.

El objeto de la presente tesis es proponer ciertas modificaciones al equipo actual del sistema de secado del Sulfato de amonio de la planta de Guanos y Fertilizantes de México, S.A. Unidad Cuautitlan., tendientes a aumentar la capacidad actual de 250 ton. diarias en proceso para que se pueda operar en condiciones normales a 400 ton. diarias.

CAPITULO II

DESCRIPCION DEL PROCESO DE FABRICACION.

El Sulfato de Amonio se produce por medio de la re acción de Amoníaco con Acido Sulfúrico, de acuerdo con la si guiente ecuación:



Los cristalizadores en donde se produce el Sulfato de Amonio se encuentran totalmente llenos hasta su nivel superior con una solución saturada y cargada con cristales, es ta solución está circulando constantemente mediante las bombas de recirculación principal.

ALIMENTACION DE ACIDO.

El ácido de 98% de pureza proveniente de la planta de ácido sulfúrico y que viene con una presión de 2.5 a 3.0 Kg./Cm²., entra arriba de la línea de recirculación principal en forma perpendicular a la entrada del amoníaco, faci litándose en esta forma la mezcla del ácido con la solución, se tiene asimismo una violenta ebullición en ese punto debi da al calor de reacción la cual facilita la agitación.

El aumento de acidez en ese lugar baja la solubilidad del sulfato de amonio, formándose una solución sobresaturada que al estar en contacto directo con los cristales favorece su crecimiento.

ALIMENTACION DE AMONIACO.

El amoníaco que viene en forma gaseosa de la planta de Síntesis de Amoníaco líquido y anhidro con una presión de 7 Kgs./Cm². y una temperatura de 98°C., pasa por una estación reductora de presión saliendo de 6 a 6.5 Kgs./Cm². Toda la tubería de vapor de amoníaco está perfectamente aislada para evitar condensación. Entra al proceso por medio de un inyector especial colocado en el ducto de descarga de la bomba de recirculación principal donde se mezcla con la solución que es extraída de la parte superior del cristalizador, la tubería de este sistema está también aislada para evitar pérdidas de calor.

El inyector está colocado lo suficientemente bajo para asegurar una presión tal que se impida la ebullición en ese punto ya que la absorción de amoníaco es exotérmica.

La solubilidad del sulfato de amonio a la temperatura obtenida en el ducto donde se inyecta el amoníaco (Aprox. 100°C.) aumenta lo suficiente para contrarrestar el aumento en la concentración producido por la adición de amoníaco de modo que la solución en ese punto no está saturada. Para evitar sobresaturación en ese lugar por pérdidas excesivas de calor se puede agregar vapor, o agua del foso colec --

tor o del tanque de aguas madres junto con el amoniaco en el mismo inyector.

El vapor y el agua son usados también para limpiar la línea de recirculación principal (cerrando la válvula de salida de la bomba), así como para calentar la solución cuando se inicia la producción o cuando hay necesidad de meter agua limpia ya sea por nivel bajo o por alto contenido de cristales en el magma.

La acidez de la solución en el cristalizador se controla por la adición de amoniaco a través del control de relación ácido-amoniaco.

Cada cristalizador está equipado por un control de relación registrador el cual al mismo tiempo que registra la cantidad de ácido y amoniaco que entra, controla automáticamente la alimentación de amoniaco para que co-rresponda con la del ácido. El flujo de ácido será por lo tanto primario y el de amoniaco secundario. Se debe tener un control de acidez muy exacto ya que por ningún motivo debe pasar del 3% para evitar el ataque del equipo. Si por el contrario se tiene una solución básica, hay pérdidas de amoniaco. Para lograr este se efectúan análisis cada media hora tanto de la solución de la recirculación principal como la de la recirculación de magma, determinándose en ambos casos la acidez y en el magma el porcentaje de cristales.

CONTROL EN EL CRECIMIENTO DE LOS CRISTALES.

El líquido en la línea de recirculación principal

es ligeramente mas concentrado que el de la parte superior del cristalizador y entra en la parte cónica del mismo. La presión de la columna de líquido en ese punto es tal que la solución está muy cercana a su punto de ebullición, por lo que al ascender una distancia muy corta comienza a hervir formándose una solución sobresaturada.

Los cristales suspendidos por la corriente formada por la ebullición. por el aire y el vapor alimentados, - crecen hasta que tienen un tamaño lo suficientemente grande para caer.

Estos cristales grandes forman el magma que constituye la alimentación a las centrífugas. La selección de - los cristales se efectua por este flujo ascendente en el cono. La velocidad máxima del líquido se obtiene en la entrada de la solución principal ya que es el punto de sección mas reducida. Esta máxima velocidad es suficiente para mantener en suspensión todos los cristales que no tengan el tamaño - debido.

La velocidad del líquido ascendente disminuye a - medida que sube llegando a ser muy baja en la sección cilindrica del cristalizador. Esta disminución progresiva de velocidad separa los cristales de diferente tamaño existiendo zonas en las cuales el tamaño del cristal disminuye con la altura del líquido. Los cristales mas pequeños están en la parte superior y al crecer descienden hasta alcanzar el tamaño debido que los precipita al fondo formando el magma. - Sin embargo esta clasificación de los cristales se altera - por la ebullición de la solución.

Los cristales grandes que caen debajo de la zona del líquido en movimiento ascendente bajan al fondo formando un magma lo suficientemente rico en cristales (60% en volumen) para una buena operación de las centrifugas. Para impedir que los cristales se asienten y tapen la salida se recircula el magma constantemente en una cantidad mucho mayor que la necesaria para alimentar las centrifugas.

ALIMENTACION DE AGUAS MADRES A LOS CRISTALIZADORES.

La planta está provista de un tanque colector de las aguas madres así como de un foso en donde se juntan los derrames de solución de sulfato de amonio y el agua usada para disolver los cristales que se llegan a tirar.

El nivel del líquido en el cristalizador se mantiene agregando la suficiente solución del foso colector y del tanque de aguas madres para reponer el agua evaporada durante la ebullición.

La energía de vaporización proviene del calor de formación, del calor de cristalización y del calor de solución de los reactantes.

ALIMENTACION DE AIRE.

La alimentación de aire se efectúa con el objeto de obtener los siguientes resultados:

a).- Asegurar un nivel de operación cercano al normal, al arrancar la planta, en caso de no meter aire el nivel subiría bruscamente al empezar la ebullición.

b).- Para evitar la formación del objeto de "Geiser" en la unidad manteniendo la temperatura máxima posible

en el punto de entrada de la recirculación principal, la cu al está colocada algunos metros arriba del fondo. Si no se usa aire pueden formarse zonas muy calientes en el fondo que producirían el efecto de "Geiser".

c).- Facilitar la formación de un producto exento de cristales finos arrastrandolos hacia arriba.

d).- Ayudar a regular la cantidad de cristales en el magma.

e).- Facilitar la agitación de los cristales en el fondo, evitando la obstrucción de la salida.

Cada línea de aire esta equipada con un indicador de flujo del tipo de orificio colocado en el tablero de con trol.

CENTRIFUGACION.

Se usan dos centrifugas de tipo automático Marca "The Sharples Co." Estas unidades tienen una capacidad de 200 toneladas diarias cada una. Trabajan a 1200 R.P.M.

La humedad del producto descargado debe ser alrededor de 1% en condiciones normales y el rompimiento de -- cristales no debe exceder de 20% para cada tamaño.

Estas centrifugas son del tipo de canasta perforada horizontal de velocidad constante y equipadas con controles automáticos para ejecutar el ciclo de trabajo en las siguientes etapas:

a).-Carga de la centrifuga con magma, 5 a 6 seg.

b).- Lavado de la torta formada con agua limpia

para desplazar el licor madre embebido en ella, 1 segundo.

c).- Centrifugación para sacar el agua de la torta hasta un contenido de humedad de aprox. 1%, 3 o mas seg.

d).- Descarga de los cristales y lavado de la canasta, 2 segundos.

La duracion de estas etapas esta controlada por un reloj especial graduado en segundos. Estos periodos pueden variarse a voluntad sin necesidad de parar la centrifuga.

El aparato de control está equipado con interruptores especiales que se pueden operar manualmente hasta obtener los periodos adecuados para la operación.

Se determina primero el período necesario para llenar la centrifuga.

La velocidad de carga está limitada por la capacidad de eliminación de licor madre de la torta y no debe ser tan grande que salpique la carga. Por lo tanto la relación de cristales al licor madre en el magma deberá mantenerse lo mas alta posible, pero esta relación esta limitada por las características de la bomba.

El ciclo de lavado de la torta se efectúa del ciclo de carga para eliminar el licor madre que les quede a los - cristales.

El ciclo de centrifugado sucede al ciclo de lavado y sirve para secar los cristales, la duración óptima de este ciclo se determina variando este mientras se conservan constantes los demás ciclos y haciendo análisis sucesivos de las

muestras. Si se observa que el contenido de cristales en el magma disminuye, nos indica que se está alimentando de masiado a las centrífugas por lo que será necesario aumentar el ciclo de centrifugado para disminuir la capacidad de las centrífugas.

Este es el único ciclo que se puede variar sin trasgornar el resto del proceso, sin embargo el ciclo de centrifugado no deberá disminuirse abajo del tiempo óptimo ya que en caso contrario se obtendrá un producto de alta humedad.

La operación de descarga es puramente mecánica y se verifica por medio de una cuchilla móvil que corta la torta descargando a una tolva y de ahí a un transportador de banda.

La última operación es la del lavado de la canasta que tiene por objeto perforar la superficie de la capa residual de cristales y facilitar la operación del siguiente ciclo.

El licor madre de ambas centrífugas fluye por gravedad a un tanque común del cual es subsecuentemente bombeado a los cristalizadores.

SECADO DE LOS CRISTALES.

Son alimentados al secador por medio de dos transgportadores de banda que los descargan a una tolva que tiene un alimentador helicoidal el cual los introduce al secador.

El aire fluye en paralelo con los cristales húmedos a través del secador, por lo cual la humedad de estos últimos disminuye. El secador esta diseñado para secar 240 ton.

diarias de sulfato de amonio cristalizado.

Los cristales secos que salen del sedador descargan a un transportador de banda que los lleva al almacén.

El polvo arrastrado por los gases es separado en un ciclón el cual descarga por gravedad a un tanque de dilución. La dilución del polvo en el agua se facilita por medio de un agitador. El agua entra continuamente en pequeña cantidad, La solución derrama a un canal colector que la lleva al foso.

CAPITULO III

DISEÑO DE LA AMPLIACION DEL SISTEMA
DE SECADO.

PARTE 1.

CARACTERISTICAS

DEL EQUIPO.

a).- EL SECADOR ROTATORIO.

Está diseñado para secar 240 toneladas diarias de sulfato de amonio desde una humedad de 3% hasta 0.15%. La temperatura de entrada sería de 65°C. y la de salida del producto de 81°C.; teniendo encendida la cámara de combustión - la temperatura de los gases a la entrada sube hasta 430°C.

Actualmente, aprovechando que las centrifugas descargan con una humedad promedio alrededor de 1%, se está operando con la cámara de combustión apagada salvo raras excepciones cuando las condiciones de humedad y temperatura del aire son extremas y se trabaja a gran capacidad.

Las dimensiones del tambor rotatorio son las siguientes:

Diámetro exterior: 1.36 Mts.

Longitud: 7.62 Mts.

El interior del cilindro está provisto de paletas

en espiral inmediatamente a la entrada de alimentación, y de paletas longitudinales que al girar el cilindro elevan los cristales de sulfato de amonio de tal manera que al irse desplazando en el interior caen continuamente en forma de cascada teniendo así una gran superficie de contacto entre los cristales y el aire y permitiendo por lo tanto una buena eficiencia de secado.

El tiempo de traslado del sulfato de amonio dentro del tambor está controlado por la inclinación del mismo, su velocidad de rotación y la velocidad de los gases.

El tambor rotatorio tiene una inclinación de 1.27 cms. por cada 30.5 cms o sea de $2^{\circ} 23'$.

El tiempo de retención de los cristales en el interior del cilindro es de 9.2 min.

La velocidad de rotación es de 4 R.P.M.

El tambor está sostenido por dos soportes circulares cada uno montado sobre un juego de dos rodillos.

Un motor de 5 H.P. mueve el tambor por medio de un juego de engranes que bajan la velocidad de 1450 a 4 R.P.M.

b).-EL ALIMENTADOR HELICOIDAL.

Consiste en un eje de acero sobre el cual está sujeta una espiral por medio de un borde o nervio, está colocado dentro de una canal pero de tal manera que queda un espacio libre para evitar rozamiento y rompimiento de los cristales. El movimiento giratorio provoca el avance de los cristales alimentándolos en esta forma al secador. El eje es pro-

pulsado por un motor con reductor de velocidad comunicado por medio de una cadena.

Las dimensiones del alimentador helicoidal son las siguientes:

Diámetro: 22.8 cms.

Longitud: 1.524 Mts.

Espesor de las Paletas: 0.46 cms.

Paso entre las paletas: 22.8 cms.

c).- EL VENTILADOR.

Actúa como un extractor de gases y está diseñado para pasar 126 metros cúbicos de aire por minuto a una temperatura de 29.5°C. Está provisto de un motor de 7½ H.P. y 1500 R.P.M. El diámetro de la polea del motor y del ventilador son iguales, miden 17.3 cms.

d).- LA CAMARA DE COMBUSTION.

Está fabricada con tabique refractario y tiene un espacio de 91.5 cms. de diámetro por 1.60 Mts. de longitud. Está provista de 3 quemadores de gas natural uno de los cuales se controla manualmente y los otros dos son controlados por un termómetro registrador que mide la temperatura de salida de los gases.

Se encuentra colocada a un lado del tambor rotatorio y comunicado a éste por medio de un ducto aislado.

e).- CICLON.

El ciclón es un componente esencial del equipo de

secado del sulfato de amonio ya que es sumamente importante los cristales finos cuya aparición es debida ya sea a una cristalización deficiente o a que las centrifugas rompen de masiado los cristales.

Esta eliminación de cristales se hace con el objeto de obtener un producto final uniforme y dentro de las especificaciones requeridas.

El ciclón consta de un cilindro vertical con fondo cónico, una entrada tangencial de los gases cerca de la parte superior y una salida en el fondo del cono. La entrada de los gases es rectangular.

Se usa la fuerza centrífuga para amplificar la velocidad de asentamiento.

El tubo de salida de los gases se extiende dentro del cilindro para evitar corto circuitos del aire de entrada y salida. El aire que entra cargado de cristales recibe un movimiento de rotación a la entrada del cilindro, el remolino así formado desarrolla una fuerza centrífuga la cual actúa lanzando las partículas radialmente hacia la pared.

El camino del aire en un ciclón sigue un remolino hacia abajo o espiral adyacente a la pared hasta alcanzar el fondo del cono. La corriente de aire entonces se mueve hacia arriba en una espiral bien cerrada, concentrica con la primera y sale a través del tubo de salida girando todavía, ambas espirales rotan en la misma dirección.

PARTE 2
PROBLEMAS QUE SE PRESEN-
TAN EN EL EQUIPO ACTUAL
DEL SISTEMA DE SECADO.

Ya se ha dicho anteriormente que el secador rotatorio esta diseñado originalmente para secar 240 toneladas diarias de sulfato de amonio, por lo que al operarse a altas capacidades superiores a las de diseño se tienen varios problemas:

El transportador helicoidal que es el que mete los cristales húmedos de sulfato de amonio al tambor, baja su eficiencia debido tanto al desgaste de la espiral así como que a las hojas de este se enchuecan de tal manera que cuando se trabaja a alta capacidad, no alcanza a meter todos los cristales de Sulfato de Amonio al secador por lo que estos se derraman por la parte superior de la tolva. Esto se soluciona reponiendo el transportador helicoidal con cierta frecuencia.

Cuando se tiene prendida totalmente la cámara de

combustión, los gases entran alrededor de 430°C. la cual es muy alta y provoca descomposición del sulfato de amonio formándose costras sumamente duras en el helicoidal y en la canal bajando la eficiencia de éste.

Debido a esto no se calienta actualmente el aire pasandolo a temperatura ambiente siendo uno de los factores que impiden eliminar toda el agua de los cristales hasta tener la humedad requerida (0.05%).

De los datos obtenidos de las hojas de operación diarias, de los reportes de análisis de laboratorio y de observaciones personales, se deduce que la humedad de los cristales a la salida del secador es mas alta que la requerida según las normas de calidad.

PARTE 3OBSERVACIONES, TABLASY GRAFICA.TABLA # 1

En esta tabla se puede observar a diferentes capacidades las humedades en porciento de los cristales tanto a la salida de las centrifugas como al salir del secador, así como el porciento de humedad eliminada en el interior del tambor rotatorio.

Los porcientos de humedad fueron obtenidos del reporte del laboratorio central el cual efectúa un análisis diario del producto.

Para mayor facilidad se han agrupado por grupos de capacidades las observaciones del 1°. de septiembre al 31 de diciembre de 1958, tomando los datos en consideración unicamente cuando la planta operó normalmente todo el día sin paros ni variaciones en los flujos de ácido sulfúrico y amoniaco.

TABLA # 1

CAPACIDAD ton/día	H.Entrada.	H.Salida.	H.Eliminada.	Kg. de Agua eliminados
200	0.80	0.068	0.772	1544
200	1.30	0.110	1.290	2580
Promedio	1.05	0.089	0.981	2062
207	1.35	0.077	1.273	2545
207	0.65	0.092	0.558	1118
2070	0.118	0.582	0.700	1165
207	0.750	0.117	0.633	1268
207	1.10	0.104	0.996	1990
207	1.20	0.125	1.075	2150
207	0.75	0.103	0.647	1290
207	0.95	0.110	0.840	1640
207	0.60	0.114	0.586	1165
Promedio	0.78	0.106	0.664	1593
226	0.80	0.130	0.670	1510
226	2.00	0.128	1.872	4420
226	1.40	0.075	1.325	3.000
226	1.45	0.117	1.333	3020
226	1.00	0.810	0.190	428
226	0.90	0.042	0.858	1930
Promedio	1.26	0.217	1.041	2383
280	1.50	0.199	1.301	2940
280	0.85	0.098	0.752	1700
280	0.65	0.112	0.538	1215

CAPACIDAD ton/día	%H.Entrada.	%H.Salida.	%H.Eliminada.	Kg. de Agua eliminados
280	0.90	0.125	0.775	1750
280	0.40	0.117	0.343	774
280	0.80	0.125	0.675	1523
Promedio	0.85	0.125	0.730	1817
322	0.65	0.082	0.568	1830
322	0.35	0.122	0.228	736
322	0.70	0.140	0.560	1800
322	0.85	0.074	0.776	2500
322	0.45	0.101	0.349	1120
322	0.60	0.191	0.409	1315
322	0.75	0.071	0.679	2180
322	1.80	0.199	1.701	5800
322	1.30	0.159	1.241	3990
322	1.15	0.081	1.069	3440
322	0.50	0.078	0.422	1360
322	1.05	0.150	0.900	2900
322	0.80	0.100	0.700	2250
322	0.90	0.151	0.759	2440
322	1.60	0.203	1.497	4820
322	2.10	0.081	2.019	6470
322	1.30	0.490	0.810	2620
Promedio	0.96	0.150	0.884	3075

CAPACIDAD ton/día	%H.Entrada.	%H.Salida.	%H.Eliminada.	Kg. de Agua eliminados.
355	1.30	0.182	1.181	3595
355	0.65	0.083	0.567	2020
355	0.80	0.144	0.756	2630
355	1.10	0.098	1.002	3560
355	1.05	0.124	0.926	3260
355	1.45	0.200	1.250	3970
355	1.75	0.205	1.545	5500
355	1.20	0.155	1.045	3720
355	0.80	0.159	0.641	2280
355	1.20	0.161	1.039	3750
Promedio	1.125	0.150	1.089	3435
367	1.10	0.133	1.047	3840
367	2.10	0.109	1.991	7320
367	1.00	0.172	0.828	3040
367	0.95	0.177	0.873	3200
367	1.10	0.167	0.933	3420
Promedio	1.25	0.152	1.094	4160
387	1.05	0.154	0.896	3470
387	0.90	0.149	0.851	3300
387	1.55	0.164	1.356	5120
387	1.45	0.170	1.280	4950
387	0.80	0.122	0.778	3010
3871.50	1.30	0.101	1.199	4640
Promedio	1.17	0.143	1.060	4045

TABLA # 2 PROMEDIO DE HUMEDADES DEL SULFATO

DE AMONIO A ALTAS CAPACIDADES.

	CAPACIDAD ton/día	# de días	%H.Entrada.	%H.Salida.	%H.Eliminada
1	322	7	0.960	0.150	0.850
2	355	10	1.125	0.150	0.975
3	367	5	1.250	0.152	1.098
4	387	6	1.170	0.143	1.027
Promedio 1,2,3,4.			1.080	0.146	0.934

TABLA # 3 HUMEDADES DEL AIRE.

Las temperaturas de "Bulbo Seco" (t_{bs}) y "Bulbo Húmedo" (t_{bw}) fueron tomadas por un termómetro Taylor de bulbos seco y húmedo graduado en °F. Las lecturas de humedad relativa por ciento(%Hr) y humedad en lb. de agua por lb. de aire seco(H), se efectuaron en una carta de humedad a las condiciones de la Ciudad de M-éxico.

Las lecturas se efectuaron diariamente de lunes a viernes durante el mes de diciembre de 1958 y parte de enero de 1959. El lugar adonde se hicieron dichas lecturas fué: la de la entrada directamente en el ambiente, la de salida- en el interior del ciclón que está colocado inmediatamente después del secador y comunicado a éste por medio de un ducto.

TABLA # 4TEMPERATURAS DE ENTRADA Y SALIDA DE SOLIDOS

Día	Entrada $T_1(^{\circ}\text{F.})$	Salida $T_2(^{\circ}\text{F.})$
8 Dic.	196	148
9 Dic.	195	150
10 Dic.	193	150
11 Dic.	194	149
15 Dic.	194	151
16 Dic.	192	151
17 Dic.	195	150
18 Dic.	195	148
19 Dic.	196	149
22 Dic.	194	151
23 Dic.	195	150
24 Dic.	193	152
26 Dic.	192	151
29 Dic.	194	151
30 Dic.	196	148
31 Dic.	195	150
5 Ene.	193	150
6 Ene.	194	149
14 Ene.	194	151
26 Ene.	192	152
PROMEDIO	194	150

TABLA # 3 HUMEDADES DEL AIRE.

Día	Entrada				Salida			
	t _{bs}	t _{bw}	%Hr	H.	t _{bs}	t _{bw}	%Hr	H.
8 Dic.	63	57	69	0.0115	90	85	80	0.0328
9 Dic.	66	57	57	0.0105	95	87	75	0.0358
10 Dic.	65	56	56	0.0105	90	87	92	0.0373
11 Dic.	65	56	56	0.0105	93	86	74	0.0335
15 Dic.	59	63	69	0.0090	97	85	63	0.0318
16 Dic.	55	49	65	0.0080	99	87	62	0.0345
17 Dic.	55	49	65	0.0080	96	86	68	0.0333
18 Dic.	52	48	75	0.0090	97	87	67	0.0338
19 Dic.	55	50	70	0.0085	92	85	76	0.0323
22 Dic.	59	56	80	0.0115	101	88	60	0.0334
23 Dic.	62	54	59	0.0090	99	86	62	0.0332
24 Dic.	63	56	64	0.0105	102	88	58	0.0336
26 Dic.	65	57	61	0.0110	100	86	60	0.0327
29 Dic.	58	52	66	0.0095	104	88	57	0.0342
30 Dic.	60	54	68	0.0110	105	89	55	0.0350
31 Dic.	59	52	62	0.0090	102	87	57	0.0328
5 Ene.	60	54	65	0.0095	96	86	66	0.0323
6 Ene.	59	52	62	0.0085	102	87	58	0.0335
14 Ene.	65	56	56	0.0100	99	88	60	0.0322
26 Ene.	56	50	70	0.0085	101	87	58	0.0328
PROMEDIO				0.0096				0.0335

TABLA # 4TEMPERATURAS DE ENTRADA Y SALIDA DE SOLIDOS

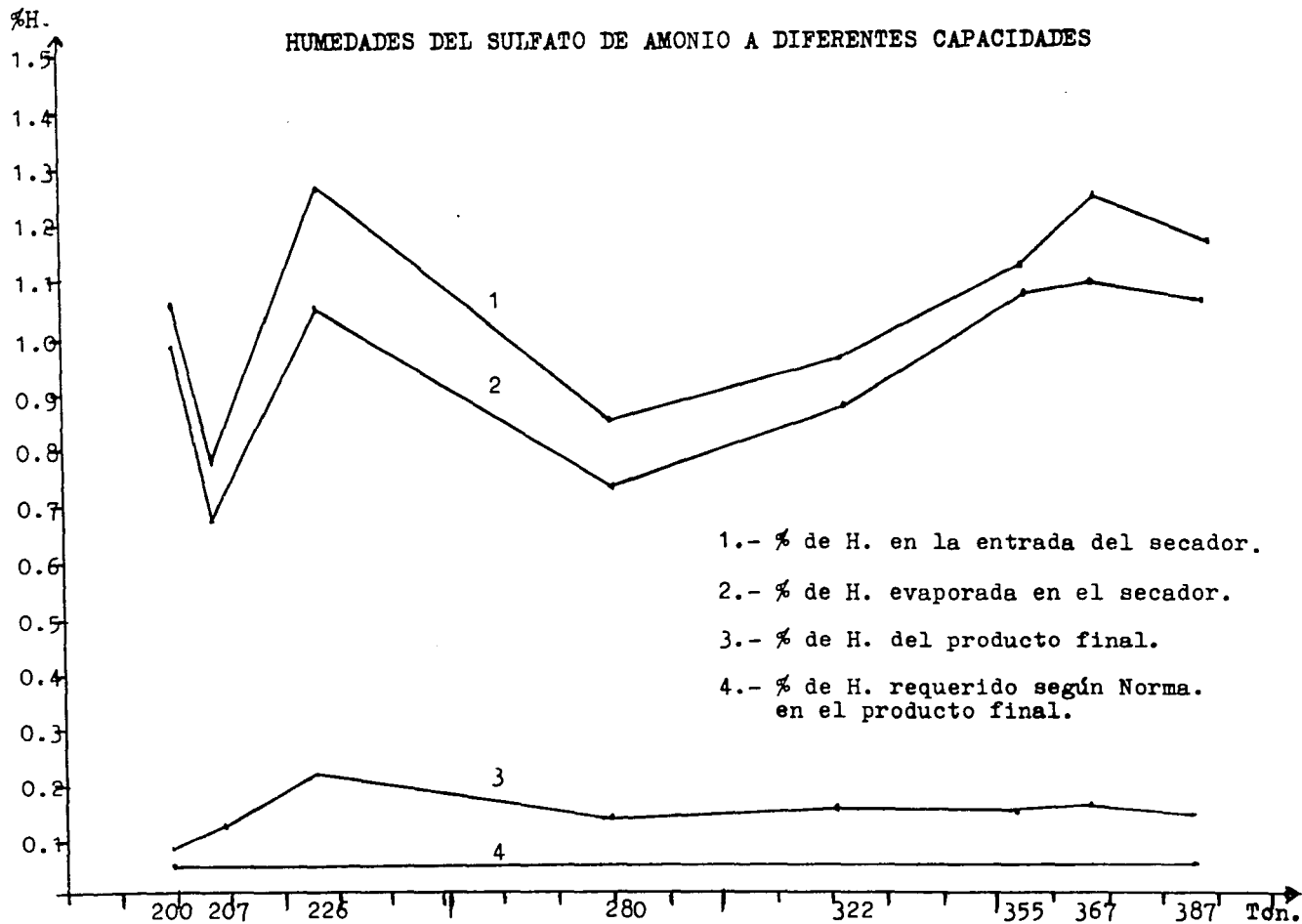
Día	Entrada T_1 (°F.)	Salida T_2 (°F)
8 Dic.	196	148
9 Dic.	195	150
10 Dic.	193	150
11Dic.	194	149
15 Dic.	194	151
16 Dic.	192	151
17 Dic.	195	150
18Dic.	195	148
19 Dic.	196	149
22 Dic.	194	151
23 Dic.	195	150
24 Dic.	193	152
26 Dic.	192	151
29 Dic.	194	151
30 Dic.	196	148
31 Dic.	195	150
5 Ene.	193	150
6 Ene.	194	149
14 Ene.	194	151
26 Ene.	192	152
PROMEDIO	194	150

GRAFICA # 1:

Esta gráfica está construída con los datos de la tabla # 1, usando como ejes la capacidad y los % de H.

En esta gráfica se puede observar que el % de Humedad del producto final esta por arriba de la Humedad requerida segun la norma.

HUMEDADES DEL SULFATO DE AMONIO A DIFERENTES CAPACIDADES



PARTE 4CALCULOS.

DATOS:

a).-Libras por hora de cristales húmedos alimentados:

$$\begin{aligned} w &= 400,000 \text{ Kg./día.} \\ &= 16,666 \text{ Kg./hora.} \\ &= 36,665 \text{ lb./hora.} \end{aligned}$$

b).-Densidad del $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$

$$\begin{aligned} d &= 1.769 \text{ gr./cm}^3. \\ &= 1.769 \times 62.43 = 110.43 \text{ lb./ft}^3 \end{aligned}$$

c).-Humedad del Sulfato de Amonio

De la tabla # 2 tenemos que:

$$\begin{aligned} \text{Humedad de entrada } (H_{1S}) &= 1.080 + 0.10(1.080) \\ &= 1.188 \%. \end{aligned}$$

$$\text{Humedad de Salida } (H_{2S}) = 0.05 \% \text{ (Según norma)}$$

d).-Humedad del aire:

De la tabla # 3 tenemos que:

Humedad de entrada (H_{2a}) = 0.0096 lb H_2O /lb ~~aire~~ ~~seco~~.

Humedad de salida (H_{2a}) = 0.0335 " " " "

e).-Temperaturas:

Entrada Sólidos (T_1) = 194°F. (de la tabla #4)

Salida Sólidos (T_2) = 150°F. (de la tabla #4)

Aire ambiente (t_a) = 60°F. (de la tabla #3)

Bulbo Húmedo (t_w) = 87°F. (de la tabla 3)

Aire Entrada (t_1) = 200°F. (Esta temperatura la fijamos tomando en consideración que si fuera superior descompondría los cristales.)

f).-Calores específicos (C_p):

Para el sólido = 0.237 B.T.U./lb°F

Para el aire = 0.24 B.T.U./lb°F.

CALCULO de la cantidad de agua evaporada por hora:

Se van a secar 36.665 lb/hora de cristales eliminando una humedad de 1.188%:

$$W = 36,665 \times 0.01188 = 435.78 \text{ lb/hora de agua.}$$

CALCULO de la cantidad de aire necesaria:

Vamos a calcularla por dos caminos: a).-A partir de la humedad de entrada y salida del aire (H_{1a} y H_{2a}). b).- A partir del calor.

a).-A partir de H_{1a} y H_{2a} :

Usamos la siguiente fórmula:

$$At = \frac{W}{H_{2a} - H_{1a}}$$

At = cantidad de aire (lb/hora)

W = cantidad de agua evaporada lb/hora.

$$A_t = \frac{435.78}{(0.00335 - 0.0096)} = 18,237 \text{ lb. de aire/hora.}$$

Se da un 10% de más como margen:

$$A_t = 18,317 + 0.10(18,317) = 20,148 \text{ lb. de aire/hora.}$$

B).- A partir del calor:

Utilizamos las siguientes fórmulas:

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

N_t : # de unidades de transferencia basadas en el gas.

$$Q_s = C_{p_s}(W)(T_2 - T_1)$$

t_1 : Temp. de entrada del aire, °F.

$$Q_e = (H_{1s} - H_{2s})$$

t_2 : Temp. de salida del aire, °F.

$$Q_t = Q_s + Q_e$$

t_w : Temp. de bulbo húmedo, °F.

$$A_t = \frac{Q_t}{C_{p_a}(t_1 - t_2)}$$

Q_s : Calor necesario para calentar o enfriar el sólido, BTU/hora

W : Peso del sólido, lb/hora.

T_1 : Temp. de entrada del sólido, °F.

H_{1s} : Humedad del sólido a la salida.

T_2 : Temp. de salida del sólido, °F.

H_{2s} : Humedad del sólido entrada.

Q_e : Calor necesario para arrastrar la humedad BTU/hora

C_{p_a} : Calor específico del aire BTU/lb.°F.

C_{p_s} : Calor específico del sólido BTU/lb.°F.

A_t : cantidad de aire lb/hora

Q_t : Calor total, BTU/hora

CALCULO DE la temperatura de salida del aire:

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

$$2 = \ln \frac{200 - 87}{t_2 - 87}$$

$$e^2 = \frac{200 - 87}{t_2 - 87}$$

$$t_2 = \frac{200 - 87}{e^2} + 87$$

$$t_2 = 102.5^\circ\text{F.}$$

CALCULO del calor necesario para calentar o enfriar el sólido:

$$\begin{aligned} Q_s &= C_{p_s}(W)(T_2 - T_1) \\ &= 0.237(36,665)(150 - 194) \\ &= -381,656 \text{ B.T.U./hora.} \end{aligned}$$

CALCULO del calor necesario para eliminar la humedad:

$$\begin{aligned} Q_e &= (H_{1s} - H_{2s})(W)(t_w - T_1) \\ &= (0.012 - 0.0005)(3,665)(87 - 194) \\ &= -45,097 \text{ B.T.U./hora.} \end{aligned}$$

CALCULO del calor total:

$$Q_t = Q_s + Q_e = 426,753 \text{ B.T.U.}$$

CALCULO DE LA CANTIDAD de aire:

$$\begin{aligned} A_t &= \frac{Q_t}{C_p(t_1 - t_2)} \\ A_t &= \frac{426.753}{0.24(200 - 102.5)} \\ &= 18,237 \text{ lb/hora.} \end{aligned}$$

Se da un 10% más de margen:

$$A_t = 18,237 + 0.10(18,237) = 20,600 \text{ lb/hora.}$$

CALCULO del volumen del aire a la temperatura ambiente: (60°F)

Usamos la siguiente fórmula:

$$V_1 = \frac{A_t R t_a}{P}$$

At: cantidad de aire
R: cte. del aire
P: Presión atmosférica
t_a: temp. ambiente °R.

Para A_t , tomamos el promedio de los cálculos a) y b):

$$A_t = \frac{20,148 + 20,060}{2} = 20,104 \text{ lb./hora.}$$

$$V_1 = \frac{20,104 \times 53.3 \times 520}{11.3 \times 144} = 341,768 \text{ ft}^3/\text{hora.}$$

$$V_1 = 9,710 \text{ m}^3/\text{hora.}$$

CALCULO del volumen de aire a la temperatura de entrada al secador (200°F.):

$$\begin{aligned} V_2 &= \frac{V_1 t_1}{t_a} \\ &= \frac{341,768 \times 660}{520} \\ &= 434,044 \text{ ft}^3/\text{hora.} \\ &= 12,330 \text{ m}^3/\text{hora.} \end{aligned}$$

CALCULO de la velocidad del aire en el interior del secador cerca de la entrada cuyo diámetro aproximado es 4 ft.

$$\begin{aligned} v &= \frac{A_t}{D^2 \times 0.785} \\ &= \frac{20,104}{16 \times 0.785} \\ &= 1,600 \text{ lb/hora ft}^2. \end{aligned}$$

Como el ventilador que funciona actualmente proporciona 7,560 m³/hora de aire a 85°F. o sean 7,212 m³/hora a 60°F., se observa que para poder secar 400 ton. diarias con un contenido de humedad de 1.188% hasta 0.05% que es la requerida, necesitamos cambiar el ventilador por otro de mayor tamaño que nos dé la cantidad de aire necesaria según los cálculos: 9,710 m³/hora de aire a 60°F.

Asimismo y ya que la base de nuestros cálculos fué una temperatura de alimentación del aire (t_1) de 200°F. es necesario calentar éste para alcanzar dicha temperatura. La manera mas económica de hacerlo es por medio de un cambiador de calor a base de calor ya que se dispone de vapor en abundancia con una Presión de 6 Kg./cm². y una temperatura de 316 °F. A continuación calcularemos el tamaño del cambiador de calor necesario para elevar la temperatura del aire.

DATOS:

Temperatura ambiente (t_a) = 60°F.

Temperatura de entrada del aire al secador es =
a la temperatura de salida del cambiador (t_1) = 200°F.

Flujo de aire = 341,768 ft³/hora = 20,104 lb/hora

Presión del vapor = 6 Kg/cm² = 85.161 lb./in².

Temperatura del vapor (T_v) = 316 °F.

Calor específico del aire = 0.24 BTU/lb. °F.

Calor latente de condensación del vapor = 896 BTU/lb

El cambiador de calor deberá ser de un solo paso
y con tubos de 1" de diámetro calibre 18 BWG.

CALCULO de la cantidad de calor necesaria:

$$\begin{aligned} Q &= w C_p (t_1 - t_a) \\ &= 20,104 \times 0.24 (200 - 60) \\ &= 675,492 \text{ BTU/hora} \end{aligned}$$

CALCULO de la cantidad de vapor necesario; (S)

$$S = \frac{Q}{l} \quad l: \text{ calor latente.}$$

$$= \frac{675,492}{896}$$

$$= 754 \text{ lb/hora}$$

CALCULO del número de tubos:

Flujo en tubos (q):

$$q = v A$$

v = velocidad
A = sección de los tubos

$$= \frac{40 \times 1^2 \times 0.785}{144}$$

$$= 2.060 \text{ ft}^3/\text{seg.}$$

Flujo total:

$$q_t = \frac{V_1}{3600} = \frac{341,748}{3600} = 95 \text{ ft}^3/\text{seg.}$$

de tubos:

$$\frac{95}{2.060} = 46.2 \text{ Aprox.: } 47$$

CALCULO DE LOS coeficientes de película:

$$Q \equiv \dot{A} U (t_m)$$

A: area de transmisión.

t_m : temp. media aire.

D_1 : diám interior tubos.

$$\frac{1}{U_1} = \frac{1}{h_1} + \frac{x}{k} + \frac{D_1}{D_e h_2}$$

D_e : " exterior "

h_0 : coef. de película
BTU/ft²hora°F.

F_t : Factor de corrección
por temperatura.

F_d : Factor de corrección
por diámetro

Aire:

$$h_1 = h_0 \times F_t \times F_d$$

F_n : Factor de corrección
por # de tubos

$$h_1 = 8.8 \times 0.95 \times 1 = 8.36$$

No se puede calcular h_0 para el vapor ya que necesitamos conocer el area de transmisión o sea la que vamos a calcular.

Entonces por aproximación:

$$T_m \text{ aire} = \frac{200-60}{2.3 \log. 200/60}$$

$$= 120^\circ\text{F.} = T_p \text{ (Temp. película)}$$

El vapor tiene una temperatura de 316.3°F. , suponemos una temperatura de pared (t_w) de 315°F.

CALCULO del area de trasmisión

$$Q = A_1 h_1 (t_w - t_p)$$

$$675.000 = A_1 8.36 (315-120)$$

$$A_1 = 412 \text{ ft}^2$$

$$A_e = A_1 \frac{D_e}{D_i}$$

$$A_e = 412 \frac{1}{0.777} = 532 \text{ ft}^2.$$

W: Rango de condensación del vapor, se usa para calcular h_0 por medio de una gráfica.

$$W = \frac{S}{A_e} = \frac{754}{532} = 1.42$$

$$h_2 = h_0 F_t F_d F_n$$

$$h_2 = 4600 \times 1.95 \times 1 \times 0.20 = 1800$$

Los valores de h_0, F_t, F_d, F_n se obtienen en tablas

Comprobación si la t_w propuesta fué correcta:

$$Q = A_e h_2 (T_{\text{vap.}} - t_w)$$

$$675,000 = 532 \times 1800 (316.25 - t_w)$$

$$t_w = 315.75^\circ\text{F.}$$

Habíamos supuesto 315°F. , por lo tanto es correcta.

CALCULO DE la longitud del cambiador:

$$A_o = \pi D L N_t N \quad \begin{array}{l} N_t: \# \text{ de tubos.} \\ N: \# \text{ de pasos.} \end{array}$$

$$532 = 3.1416 \times 1 \times L \times 47 \times 1$$

$$L = 3.55 \text{ ft.} = 1.08 \text{ metros.}$$

Por los cálculos anteriores se observa que para elevar la temperatura del aire de 60 a 200°F. con vapor de 6 Kg./cm²., necesitamos un cambiador de calor de un solo paso que tenga una longitud de 1.08 metros con 47 tubos de 1" de diámetro calibre 18 BWG.

CAPITULO IV

ESTUDIO ECONOMICO.

A continuación se calcula el desembolso necesario para llevar a cabo la transformación del sistema, teniendo en cuenta la adquisición del nuevo equipo y los costos de instalación del mismo.

Las cotizaciones del equipo nuevo han sido proporcionadas por proveedores y fabricantes.

COSTO DEL EQUIPO NUEVO:

1 Ventilador Centrifugo marca "Armee" con impulsor "Chicago Blower" de 19 -- 11/16" de diámetro, entrada sencilla para -- proporcionar 7200 ft³/min. a una presión efectiva a la altura de la Ciudad de México -- de 130 mm. de Hg., a una temperatura de 400° F. máximos, funcionando a 3300 R.P.M. y necesitando una potencia al freno de 13.6 H.P. -- a la temperatura ambiente:

Precio..... \$ 11,800.00

1 Motor de 15 H.P. Marca I.E.M.,
 cerrado con ventilación exterior de 2 po-
 los, 3 fases, 50 ciclos, 2900 R.P.M.

Precio..... \$ 4,720.00

1 Cambiador de Calor

Precio..... \$ 2,750.00

Total..... \$ 19,270.00

COSTO DE LA INSTALACION:

Mano de Obra..... \$ 4,820.00

Supervisión..... \$ 2,890.00

Imprevistos..... \$ 1,930.00

Total.....\$ 9,640.00

VALOR DEL EQUIPO RETIRADO:

1 Ventilador con su motor..... \$ 11,000.00

1 Cámara de Combustión..... \$ 3,500.00

Total..... \$ 14,500.00

menos depreciación a la fecha..... \$-10,000.00

menos valor de deshecho..... \$- 2,650.00

Pérdida..... \$ 1,850.00

COSTO TOTAL DE LA MODIFICACION..... \$ 31,760.00

Depreciación Anual..... \$ 3,176.00

RECUPERACION DE LA INVERSION:

El cargo por Tonelada de Sulfato de Amonio produ-
 cido actualmente por concepto de depreciación por el equi-
 po de la operación de secado es de:

Costo total Equipo de Secado..... \$226,111.50

Depreciación Anual..... \$ 22,611.10

Carga por tonelada producida (Con

una producción anual de 90,000ton.. \$	0.25
Cargo por tonelada producida (con una producción anual de 140,000 ton.\$	
a).-Por el equipo actual.....\$	0.162
b).-Por el equipo nuevo.....\$	0.023
Total.....\$	0.185

Por lo anterior se observa que se tiene una disminución debido al aumento de capacidad por concepto de depreciación del equipo de \$ 0.25 - 0.185 = \$ 0.065

Se tiene anualmente un ahorro de:

140.00 ton. x \$ 0.065..... \$ 9,100.00

Debido al ahorro que se obtiene la inversión necesaria para efectuar la modificación (\$ 31,760.00) se paga en tres años y medio de donde se concluye que económicamente la modificación es factible.

CAPITULO V

CONCLUSIONES.

1.- Para ampliar la capacidad del Sistema de Secado de 250 a 400 Ton./día, en la Planta de Sulfato de Amonio, se deben efectuar las siguientes modificaciones:

a).- Cambiar el ventilador por uno de mayor capacidad que nos dé la cantidad de aire requerida.

b).- El Cambiador de Calor calculado se colocará antes del secador conectada su salida al ducto que comunica actualmente la Cámara de Combustión con el tambor rotatorio.

c).- Eliminar la Cámara de Combustión y colocar en el espacio que ahora ocupa el Cambiador de Calor.

2.- El Estudio Económico es favorable ya que la inversión que se tiene que hacer es recuperable en poco tiempo dado el aumento de capacidad.

CAPITULO VI

BIBLIOGRAFIA.

- 1.- CHARLES D. HODGMAN - Handboock of Chemistry and Phisis - Chemical Rubber Publishing Co.- Cleveland Ohio 1946.
- 2.- GEORGE GRANGER BROWN & ASSOCIATES - Unit Operations- John Wiley & Sons, Inc.-New York.-1950
- 3.- BADGER AND MC? CAHE.- Elements of Chemical Engineering.- Mc.Graw-Hill Co. Inc.- New York.- 1950.
- 4.- JOHN H. PERRY.- Chemical Engineers Handbook.- Mc. Graw-Hill Co.,Inc. New York.- 1950
- 5.- WALKER, LEWIS, MC.ADAMS & GILLILAND.- Principles of Chemical Engineering.- Mc. Graw-Hill Book Co.,Inc. New York.- 1937
- 6.- AMMONIUM SULFATE PLANT.- Chemical Construction Corporation.- New York.
- 7.- Boletín de Guanos y Fertilizantes de México, S.A. Núm. 1.- 1954
- 8.- Boletín de Guanos y Fertilizantes de México, S.A. Núm. 16.- 1958
- 9.- SALVADOR CARDONA.- Revista "Química" - Vol. IV #3 México 1946.
- 10.- Manual de Operación Planta de Sulfato de Amonio. "Guanos y Fertilizantes de México, S.A."