

FACULTAD DE QUIMICA BERZELIUS U. I. A.

INCORPORADA A LA U. N. A. M.

12

ANTEPROYECTO DE UNA PLANTA
PILOTO PARA LA FABRICACION DE
UREA POR AMONOLISIS.

TESIS
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO
PRESENTA

MANUEL BETANCOURT VELASCO



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.

Dedico esta tesis
a mis padres.

Al Ing. Quim. Alberto Solano
por la dirección de éste tra-
bajo.

A mis maestros.

SUMARIO:

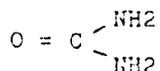
- I LA UREA Y SUS USOS.
- II ESTUDIO TERMODINAMICO DE LA REACCION.
- III DIAGRAMA DE FLUJO.
- IV SELECCION DE EQUIPO Y CALCULOS.
- V BREVE ESTUDIO ECONOMICO.
- VI CONCLUSIONES.
- VII BIBLIOGRAFIA.

CAPITULO 1

LA UREA Y SUS USOS.

1.- Generalidades:

La urea recibe como muchos otros compuestos químicos diferentes nombres, entre éstos se encuentran los siguientes: carbamida, carbonilamida, carbonidiamida, diamida carbónica.



La farmacopea británica define la urea como la diamida - del ácido carbónico, otros la consideran como la amida del áci- do carbámico.

La urea es uno de los principales productos del metabolismo en el organismo de los mamíferos; se origina por degradación de los albuminoides y es eliminado en la orina, de aquí su nom- bre. Un hombre adulto elimina diariamente de 20 a 30 grs. de u- rea, cantidad que variará según los alimentos ingeridos. Se ha demostrado que la idea existe en general en los vertebrados, así como en algunos nemátodos, crustáceos y en algunos hongos.

La sustancia que nos ocupa fué descubierta en el año de - 1773 por Rouelle, estudiando la orina. Fué investigada en forma más amplia por Fourcroy y Vauquelin así como por Prout, logran- do en 1828 Wólher su obtención sintética.

2.- Obtención:

En esos años se creía que para producir sustancias orgá - nicas era necesaria una fuerza vital, propia de la célula viva, teoría ésta que se le llamó más tarde postulado de la fuerza vital. Este postulado permaneció inoujetado hasta que Wólher des- cubrió sorprendentemente que de la evaporación de una solución - acuosa de cianato de amonio, sustancia ésta de carácter mineral, se obtenía urea que es una sustancia orgánica.

Con este experimento se abandonó el postulado de la fuerza vital y fué la primera síntesis de urea.

En años subsiguientes se ha logrado sintetizar la urea por diversos métodos, algunos de los cuales nombro a continuación.

Se puede obtener la urea por hidrólisis ácida de la cianamida.

Se ha obtenido también esta sustancia por la acción del anhídrido carbónico sobre el fosgeno, pero uno de los métodos industriales más usados consiste en la acción del anhídrido carbónico sobre el amoníaco, método del que nos ocuparemos en ésta tesis. Fué ideado por Basaroff en 1868.

3.- Propiedades:

La urea cristalizada tiene forma de prismas tetragonales, son casi siempre inodoros, pero pueden desprender olor a amoníaco. Sus soluciones son neutras al papel tornasol ya que una solución al 10% diez por ciento tiene un pH. 7.2.

Un gramo de urea se disuelve en un mililitro de agua, en 10 ml. de alcohol de 95% a 20° C. o en un ml. del mismo a 80° C, en 20 ml. de alcohol absoluto, en 6 ml. de metanol o en 2 ml. de glicerina, es practicamente insoluble en cloroformo y en éter, es soluble en soluciones concentradas de ácido clorhídrico.

Su densidad es 1.335 gr/cc, sus soluciones a 18° C. tiene las siguientes densidades: al 10% 1.027, al 20% 1.054, al 50% - 1.145.

Su punto de fusión es de 132.7° C. y el peso molecular es de 60.06 conteniendo un 20.0% de carbón, 6.71% de H. y un 46.65% de N.

La urea según la U.S.P. debe tener las siguientes características:

Cenizas: no mayor de 0.1% .

Materia insoluble en alcohol hirviendo 400 p/m cuando más.

Cloruros: límite superior 70 p/m.

Sulfatos: límite superior 100p/m.

Metales pesados: límite superior 20 p/m.

Para la determinación del nitrógeno la U.S.P. no indica nada, pero la B.P. recomienda el método de Kjeldahl.

4.- Identificación:

Para la identificación de la urea existen numerosas reacciones, algunas de las cuales anoto aquí.

Al fundir la urea en un tubo de ensayo desprende amoníaco; una vez que esté fundida y que tome un aspecto lechoso se enfría y se disuelve en una solución de sosa, se le añade sulfato cúprico, con lo cual da una coloración violeta.

Si a una solución acuosa de urea se le añade ácido nítrico se obtiene un precipitado cristalino blanco.

En forma semejante a la reacción anterior se puede obtener también un precipitado blanco tratando a la solución acuosa de urea con una solución caliente de nitrato de plata, cuando se enfría aparece el precipitado de cianato de plata.

Una solución de urea al tratarse con furfural y ácido clorhídrico, (conc) produce una coloración violeta, este método de identificación puede utilizarse como método colorimétrico de -
cuento.

Existen diversos métodos para la determinación de la urea, pero desde que se usó la ureasa, este método es el más usado.

La ureasa existe en forma activa en las semillas de soya.

La acción de la ureasa consiste en hidrolizar la urea formando amoníaco y anhídrido carbónico, efectuándose esta hidrólisis

sis a temperatura ordinaria y en particular en un pH.7.0; en este método existen variantes en la forma de llevar a cabo la hidrólisis pero el fundamento es el mismo. Una vez que ha actuado la ureasa, se procede a determinar el amoníaco, esta determinación se puede efectuar por titulación directa, o lo que es más usual, destilando primero con trampa y sobre un ácido titulado en cantidad suficiente, determinando luego por el método indirecto el amoníaco.

Un método gravimétrico útil consiste en tratar una solución diluida de urea en ácido acético con una solución alcohólica de xanthidrol, se produce una precipitación de cristales de dixantilurea.

Esta es una reacción muy sensible que es usada en el micro análisis.

Se recomienda usar una solución al 10% de xanthidrol en alcohol etílico y ácido acético glacial en relación 1:7.

5.- Usos:

Algunos de los usos de la urea son los siguientes:

En la industria de los adhesivos se usa para incrementar la flexibilidad y la fabricación de adhesivos para papel.

En la medicina se usa como diurético.

En la agricultura se usa como fertilizante, especialmente recomendado para el cultivo del tabaco.

Se usa como materia prima en la preparación de resinas (aquilurea).

Como estabilizador se usa en los adhesivos de almidón, para el agua oxigenada, para la nitrocelulosa, el celuloide y para las

soluciones de formaldehído.

Es usada la urea en los extinguidores sólidos, así como para solubilizar algunos fungicidas.

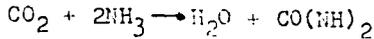
Otro uso que tiene esta sustancia es como anticongelador para el agua de los radiadores, teniendo en cuenta que no obstruye los canales, aunque se seque el radiador.

También es usada como materia prima en la preparación del barbital; como acelerador en vulcanización, como ingrediente en los jabones antisépticos, así como sustancia nutriente en los cultivos de levaduras.

CAPITULO II

ESTUDIO TERMODINAMICO DE LA REACCION.

La reacción de la que nos ocupamos en el presente trabajo es la siguiente:



En este estudio termodinámico consideraremos que tanto el anhídrido carbónico como el amoníaco están en estado gaseoso y que la urea se encuentra en forma sólida.

Con estas consideraciones y suponiendo que la reacción se efectuara a 25° C podemos iniciar un sencillo estudio térmico de la reacción que si no es el exacto cuando menos nos dará una idea de la clase de reacción que es.

Cálculo de la energía libre a 298.1° K.

Según experimentos efectuados por G. N. Lewis y por G. H. Burrows, se llegó a la conclusión que la actividad de la urea es de 0.000965 y que las presiones parciales del amoníaco, anhídrido carbónico y agua son respectivamente: 34.5; 13.6; 17.9 mm Hg; ahora bien si éstas presiones parciales las transformamos a atmósferas obtendremos respectivamente: 0.0454; 0.0179; 0.0235.

Por lo cual conocemos el valor de las actividades de nuestros reactantes y productos, esto es:

$$\text{Actividad del CO}_2 : a_1 = 0.0179.$$

$$\text{Actividad del NH}_3 : a_2 = 0.0454.$$

$$\text{Actividad de CO}(\text{NH}_2)_2 : a_3 = 0.000965.$$

$$\text{Actividad del H}_2\text{O} : a_4 = 0.0235.$$

Con estos datos estamos en la posibilidad de calcular la energía libre aplicando la siguiente ecuación:

$$\Delta F = -RT \ln \frac{a_3 a_4}{a_1 a_2}$$

Sustituyendo los valores tendremos:

$$\Delta F = -RT \ln 0.615$$

$$\Delta F = 286.9 \text{ cal/mol.}$$

Cálculo de la Entalpía a partir de la Entropía.

Sabemos que la entropía S a 298.1°K es -73.027 cal/mol.

Por otro lado, hemos calculado que F es 286.9 cal/mol y como conocemos que:

$$\Delta F = \Delta H - T\Delta S \quad \text{tenemos que:}$$

$$\Delta H = \Delta F + T\Delta S$$

Sustituyendo: $\Delta H = -21.482 \text{ Kcal/mol.}$

Cálculo de la energía libre a partir de la energía de formación (a 298.1°K).

Sabemos que la energía libre de una reacción es igual a la energía libre de formación de los productos menos la energía libre de formación de los reactantes.

Tenemos como datos que:

$$\Delta F^\circ \text{ del } \text{H}_2\text{O} = -54.6351 \text{ Kcal/mol.}$$

$$\Delta F^\circ \text{ del } \text{CO}_2 = -94.260 \text{ Kcal/mol.}$$

$$\Delta F^\circ \text{ de la } (\text{NH}_2)_2\text{CO} = -47.118 \text{ Kcal/mol.}$$

$$\Delta F^\circ \text{ del } \text{NH}_3 = -3.903 \text{ Kcal/mol.}$$

$$\Delta F^\circ = 315.1 \text{ Cal/mol.}$$

Cálculo de la Entalpía a partir del calor de formación:

En forma semejante a la energía libre se puede decir que la entalpía de una reacción es igual a la entalpía de sus productos menos la entalpía de los reactivos.

Aquí tenemos como datos:

$$\Delta H^\circ \text{ del H}_2\text{O} = - 57.7979 \text{ Kcal/mol.}$$

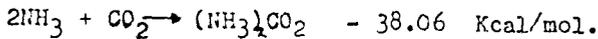
$$\Delta H^\circ (\text{NH}_2)_2\text{CO} = - 79.634 \text{ Kcal/mol.}$$

$$\Delta H^\circ \text{ CO}_2 = - 94.052 \text{ Kcal/mol.}$$

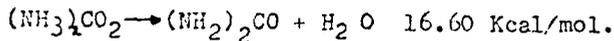
$$\Delta H^\circ \text{ NH}_3 = - 10.96 \text{ Kcal/mol.}$$

$$\Delta H = - 21.4599 \text{ Kcal/mol.}$$

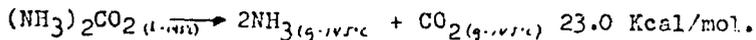
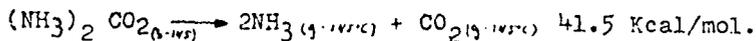
Para la primera reacción tenemos que según Hetherington:



Con este dato y el calculado, la segunda reacción será:

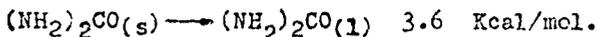


El calor de fusión del carbamato será:



$$\Delta H = 18.5 \text{ Kcal/mol.}$$

El calor de fusión de la urea será:



Para generalizar, encontraré la ecuación para la entalpia y la energía libre de 200 a 300° K.

Para encontrar éstas ecuaciones necesito las del calor específico y como esta ecuación no existe para la urea, voy a aprovechar los siguientes datos obtenidos por R.A.Ruehrwein y H. M. Huffman.

Temp °K	Cp cal/mol°
200	16.02
210	16.64
220	17.26
230	17.87
240	18.49
250	19.15

260	19.79
270	20.44
280	21.09
290	21.70
300	22.38
310	23.02

Con estos datos podemos trazar la gráfica de la página - siguiente, y tenemos que:

$$c_p = na + bT$$

Tomando los valores de seis en seis obtenemos:

$$105.42 = 6a + 1350b$$

$$128.44 = 6a + 1710b$$

$$a = 3.195 \quad b = 0.0639$$

$$C_p = 3.195 + 0.0639T$$

Ahora las ecuaciones de las otras sustancias son:

Para el agua:

$$8.22 + 0.00015T + 0.00000134T^2$$

Para el anhídrido carbónico:

$$7.0 + 0.0071T - 0.00000186T^2$$

Para el amoníaco:

$$8.04 + 0.0007T + 0.0000051T^2$$

Determinación de la ecuación de H:

$$\Delta H = \int \Delta C_p dt$$

Para calcular ΔC_p se sigue un proceso semejante al cálculo de ΔH y ΔF , es decir que la suma de las ecuaciones de los calores específicos de los productos menos la de los reactivos es igual a ΔC_p .

Así tenemos que:

ρ_{cell}

0.4

0.3

0.2

0.1

0

-0.1

-0.2

-0.3

-0.4

0.0

10

20

30

40

50

60

70

80

$$\rho_p = 3.05 \times 10^{-3}$$

$$\Delta C_p = 11.665 - 0.05555T + 0.000007T^2$$

$$\Delta H = 11.665\frac{T^2}{2} + 0.000007\frac{T^3}{3} + H_0$$

Como conocemos ΔH a 298°K podemos calcular ΔH_0 :

$$\text{Así } \Delta H_0 = -378.58$$

Por lo tanto la ecuación nos queda:

$$\Delta H = 11.665T - 0.05555\frac{T^2}{2} + 0.000007\frac{T^3}{3} - 378.58$$

Ecuación para ΔF (de 200 a 300°K)

$$d\left(\frac{-\Delta F}{T}\right) = \frac{\Delta H}{T^2} dT$$

Sustituyendo e integrando nos queda:

$$\Delta F = -11.665T \ln T + 0.05555\frac{T^2}{2} - 0.000007\frac{T^3}{6} - 378.58 + IT$$

Como conocemos el valor de ΔF a 298.1°K , podemos calcular I

$$I = 13.89$$

La ecuación final es:

$$\Delta F = 11.665T \ln T + 0.05555\frac{T^2}{2} - 0.000007\frac{T^3}{6} - 378.58 + 13.89 T$$

Para finalizar este capítulo voy a determinar la constante K aprovechando los datos obtenidos.

Usaré la siguiente ecuación:

$$-\Delta F = RT \ln K$$

$$\ln K = \frac{-\Delta F}{RT} = \frac{-286.9}{590.35} = -0.487$$

$$K = 0.614$$

Valor obtenido a partir de los datos de G.M. Lewis y G.-H. Burrows; con los datos a partir de la energía libre de formación, es decir usando $\Delta F = 313.1$ obtenemos $K = 0.586$

En resumen, se hicieron los siguientes cálculos termodinámicos:

$$\Delta F = 286.9 \text{ cal/mol} \text{ y } 313.1 \text{ cal/mol} \text{ (A } 298.1^{\circ} \text{ K)}$$

$$\Delta H = - 21.482 \text{ Kcal/mol} \text{ y } -21.459 \text{ Kcal/mol.}$$

Calor de fusión del carbamato:

$$18.5 \text{ Kcal/mol}$$

Calor de fusión de la urea:

$$3.6 \text{ Kcal/mol.}$$

$$\Delta C_p = 11.665 - 0.05555T + 0.000007T^2 \text{ (De } 200 \text{ a } 300^{\circ} \text{ K)}$$

$$\Delta H = 11.665T - 0.05555\frac{T^2}{2} + 0.000007\frac{T^3}{3} - 378.58$$

$$\Delta F = -11.665T \ln T + 0.05555\frac{T^2}{2} - 0.000007\frac{T^3}{3} + 13.89T - 378.58$$

$$K = 0.614 \text{ y } 0.586$$

CAPITULO III

DIAGRAMA DE FLUJO.

Es necesario ya en este capítulo hacer las siguientes aclaraciones que se ampliarán en el capítulo correspondiente al estudio económico; éstas son las siguientes:

La planta piloto en cuentión, estará anexa a una planta de amoniaco sintético y además, anexa a ésta planta otra tambien piloto para fertilizantes del tipo Uramón.

Por lo que se refiere al diagrama de flujo escogeremos uno entre la gran cantidad que hay, ya que desde 1930 hasta la fecha se ha experimentado bastante con diferentes procesos, todos ellos basados en la misma reacción, pero en diversas condiciones.

En forma resumida enumeraré algunas características de los más importantes.

Uno de los primeros procesos consistía en alimentar anhídrido carbónico gaseoso y amoniaco líquido al reactor a una temperatura de 150°C y una presión de 100 atm., luego se pasaba a un separador a una presión de 0.5 Kg/cm^2 y a 95°C , saliendo la urea como solución al final del proceso. En este proceso la conversión era de un 30%, lo cual hizo que se buscaran nuevos procesos.

Otro proceso utilizado hace tiempo por la Dupont consistía en usar presiones altas del orden de 400 atm. y temperaturas cercanas a 200°C en el reactor, se usaba además exceso de amoniaco, en este proceso la conversión era bastante alta, pero el uso de éstas conversiones requiere un equipo demasiado costoso. El usar éstas presiones altas se debía a que se introducía agua en el sistema, ya que se recirculaba el anhídrido carbónico y el amoniaco no convertidos en soluciones acuosas formando mezclas de carbonato y carbamato de amonio, lo cual en condiciones semejantes al primer caso disminuía en forma muy notable el rendimiento.

Existe otro procedimiento, el de la I.G.Farben que aunque algo modificado es el que se expondrá con más detalles debido a que se ha escogido para ésta tesis.

Consideraciones Generales:

Principiaré por las materias primas; éstas como se sabe son el anhídrido carbónico y el amoníaco. En una planta de amoníaco sintético, se obtiene como subproducto el anhídrido carbónico, ahora bien, la forma comercial para vender ambos es en cilindros especiales en los cuales se encuentran ambos gases líquidos; debido a esto se puede contar para esta planta piloto con los gases licuados convenientemente purificados, ya que no eliminar por ejemplo el oxígeno en el anhídrido carbónico, despues para la licuefacción se tendrán grandes problemas de corrosión.

Contando con éstas materias primas en sus respectivos tanques se pasarán al reactor en donde se efectuará la conversión a carbamato de amonio, luego éste se pasará a un separador, en donde obtendremos una solución de urea la que entrará a un cristalizador, luego a una centrifuga y finalmente después de secarla se procede al empaque,

Ahora bien, basándose en estudios hechos por Freajacques, se debe tener en cuenta las siguientes cuestiones, para llevar a cabo la reacción que nos ocupa de la forma más conveniente.

La presencia de agua en el reactor tiene como consecuencia una gran depresión en el rendimiento.

El exceso de amoníaco tiene por efecto un incremento en el rendimiento.

La temperatura de reacción tiene considerable efecto no sólo en la conversión, sino en el tiempo de reacción; se observó que a una temperatura de 170°C el equilibrio se alcanza en veinte minutos

Aquí se debe tomar en cuenta lo expuesto para el proceso de la - Dupont.

Alguna vez se han usado catalizadores como el silicato de aluminio que en efecto ha incrementado la conversión pero no en la forma en que se esperaba, y debido a molestias y gastos adicionales, no se hace práctico el uso de catalizadores hasta la fecha. Las soluciones de urea obtenidas, siempre contienen algo de biuret, formado por la reacción de la urea, en soluciones acuosas, a temperaturas de 100°C , por lo que se tratará de usar el menor tiempo posible, la solución caliente. La presencia de biuret, en el caso de usar la urea para fertilizantes, no tiene importancia práctica, pero no así si se desea cristalizarle para venderla como sustancia técnica.

Con un buen control se puede mantener la proporción de biuret de 1 a 2%.

El material desde el reactor al separador exclusive, debe estar forrado de plomo o de plata. Los gases recuperados pueden usarse para la fabricación de fertilizantes, o bien recircularlos pero para esto, surge un grave problema, ya que no se podrá comprimir ambos gases mezclados porque se formaría el carbamato de amonio; para evitar esto, se pueden seguir diferentes caminos:

El amoníaco y el anhídrido carbónico se separan y se comprimen luego, esto no se usa por lo caro que resulta.

La recompresión de la mezcla se puede efectuar a altas temperaturas, y por lo tanto la formación del carbamato sólido no tiene lugar, pero hace difícil el proceso en su control y además es costoso.

El anhídrido carbónico y el amoníaco, se pueden recircular

en solución acuosa, éste parece que fué usado por la Dupont, pero tiene los inconvenientes dichos.

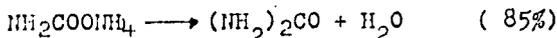
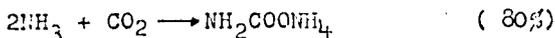
Se puede recircular el anhídrido carbónico y el amoníaco en forma de pequeñas partículas de carbamato suspendidas en aceite, - este proceso es usado por Pechinery en Francia.

Otra forma de eliminar éste problema es formar soluciones de sulfato de amonio utilizables para producir fertilizantes, siendo - ésta la forma escogida en este proceso.

Balance de Materiales.

Los cálculos se harán para producir 10 ton. de urea.

Según los diferentes datos publicados en las obras y artículos consultados, se llega a la conclusión que los rendimientos - prácticos para las reacciones, son las siguientes:



Peso: leculares:

NH ₃	17.03
CO ₂	44.01
(NH ₂) ₂ CO	60.06
(NH ₃) ₂ CO ₂	78.06
H ₂ O	18.016

Según la segunda reacción:

Para 60.06 ton. de urea producida, necesitamos obtener - - 78.06 ton. de carbamato de amonio y por lo tanto 18.016 ton. de agua, entonces para obtener 10 ton. de urea necesitamos también teóricamente 13 ton. de carbamato y 3 ton. de agua.

Ahora considerando los rendimientos prácticos obtenidos tendremos, que para 10 ton. de urea son necesarios 15.3 ton. de carbamato amónico.

Haciendo cálculos semejantes para la primera reacción tenemos

Para obtener 15.3 ton. de carbamato de amonio necesitamos teoricamente (ya que para obtener 78.06 ton. se necesitan 44.01 ton. de anhídrido carbónico y 34.06 ton. de amoníaco) 8.61 ton. de anhídrido carbónico y 6.67 ton. de amoníaco. Pero considerando la conversión práctica necesitamos 10.8 ton. de anhídrido carbónico y 8.32 ton. de amoníaco.

Correcciones debido a purezas en la materia prima no se hacen necesarias, ya que ambos se encuentran debidamente purificados.

Ahora, considerando ambas reacciones, es decir:



se ve que para producir 60.06 ton. de urea son necesarias 44.01 ton. de bióxido de carbono y 34.06 toneladas de amoníaco. Y para producir 10 ton. de urea, son necesarias 7.35 ton. de gas carbónico y 5.67 ton. de amoníaco.

Considerando éstas cantidades teóricas podemos calcular el exceso empleado de amoníaco y gas carbónico.

Para el amoníaco se tiene de exceso 2.65 ton., que representa un 46.8% de exceso.

Para el anhídrido carbónico se tiene: $10.8 - 7.35 = 3.55$ que es el 48.4% de exceso.

En la segunda reacción considerada, se ve que el agua real obtenida son 3 ton., pero con la cantidad real de carbamato, se pueden obtener 3.53 ton., por lo tanto la diferencia nos da la clave para calcular el carbamato sin reaccionar, que es 2.3 ton.

La corrección debida a la formación de biuret se indica en el diagrama.

Balanco:

Al entrar tenemos:

CO ₂	10.8 ton.	56.4%
NH ₃	8.32 ton.	43.6%

Sumando las cantidades necesarias de materia prima, nos dá un total de 19.12 ton.

Al salir tenemos:

CO ₂	2.18 ton.	11.4%
NH ₃	1.64 ton.	8.6%
(NH ₃) ₂ CO ₂	2.3 ton.	12.0%
(NH ₂) ₂ CO	10.0 ton.	52.3%
H ₂ O	<u>3.0 ton.</u>	<u>15.7%</u>
	19.12 ton.	100.0%

Pero el carbamato se considera disociado según:



Así se tendrá:

NH ₃	2.65 ton.	13.80%
CO ₂	3.48 ton.	18.20%
(NH ₂) ₂ CO	10.00 ton.	52.30%
H ₂ O	<u>3.00 ton.</u>	<u>15.70%</u>
	19.12	100.00

Esto es sin considerar los pasos intermedios; para las cantidades que se ponen en el diagrama se consideró los análisis publicados en los libros y artículos que constan en la bibliografía.

Las cantidades están expuestas suponiendo que se obtuvieran 10 ton. de urea en un solo paso, lo cual no es exacto, pero la proporción no varía; la capacidad por paso se determinará en el siguiente capítulo.

Diagrama de Flujo.

✓ I.- Almacenamiento de materia prima:

Vamos a tener el gas carbónico licuado a una presión aproximada de 60 atm. en su tanque, y el amoníaco a una presión de 10 atm.

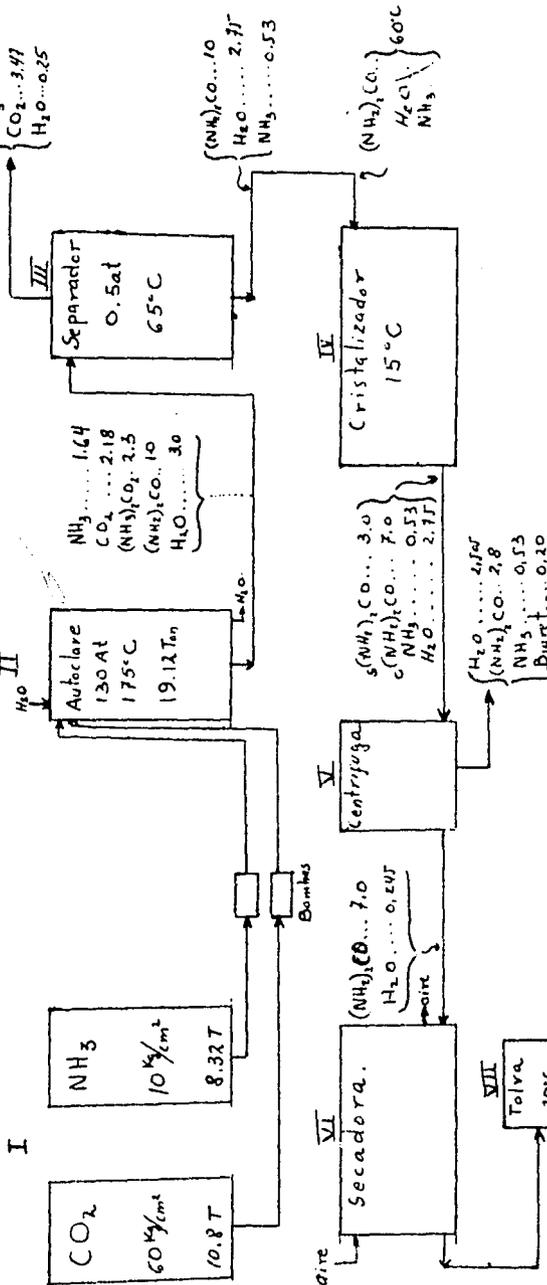
Diagrama de Flujo

Cap: 10 Ton/día

aceite

Entra:

CO ₂	NH ₃
P.M. 44.01	17.03
Edo 219	2.9
Per 6084m ²	10.19/cm ²
P.L. 12at	112 Al
T.C. 31°C	131°C
Dens. 0.173%	0.607 3/4%



$\left\{ \begin{array}{l} \text{NH}_3 \dots 1.84 \\ \text{CO}_2 \dots 3.97 \\ \text{H}_2\text{O} \dots 0.25 \end{array} \right.$

III
Separador
0.5at
65°C

$\left\{ \begin{array}{l} \text{NH}_3 \dots 1.64 \\ \text{CO}_2 \dots 2.18 \\ (\text{NH}_3)_2\text{CO}_2 \dots 2.5 \\ (\text{NH}_4)_2\text{CO}_3 \dots 1.0 \\ \text{H}_2\text{O} \dots 3.0 \end{array} \right.$

II
Autoclave
120 At
175°C
19.12 Ton

$\left\{ \begin{array}{l} (\text{NH}_4)_2\text{CO}_3 \dots 1.0 \\ \text{H}_2\text{O} \dots 2.77 \\ \text{NH}_3 \dots 0.53 \end{array} \right.$

IV
Cristalizador
15°C

$\left\{ \begin{array}{l} (\text{NH}_4)_2\text{CO}_3 \dots 60\% \\ \text{H}_2\text{O} \\ \text{NH}_3 \end{array} \right.$

$\left\{ \begin{array}{l} (\text{NH}_4)_2\text{CO}_3 \dots 3.0 \\ (\text{NH}_4)_2\text{CO}_3 \dots 7.0 \\ \text{NH}_3 \dots 0.53 \\ \text{H}_2\text{O} \dots 2.77 \end{array} \right.$

V
Centrifuga

$\left\{ \begin{array}{l} \text{H}_2\text{O} \dots 4.74 \\ (\text{NH}_4)_2\text{CO}_3 \dots 2.8 \\ \text{NH}_3 \dots 0.53 \\ \text{Buret} \dots 0.20 \end{array} \right.$

VI
Secadora
7.0
air

VIII
Tolva
20°C
 $(\text{NH}_4)_2\text{CO}_3 \dots 7.0$

Sales:

Urea:
P.M. 60.06
Edo 208.51 g
Dens 1.337%
P.Fus 132.7°C
Sol.H ₂ O 1:1 1/2
Sol.H ₂ O 1:10 1/2

→ II.- Reactor:

De estos tanques y por separado se pasarán al reactor las materias primas comprimiéndolas por la bomba hasta una presión de 130 atm. y manteniendo la temperatura entre 170 y 180°C, debe tenerse la precaución de tener vacía la autoclave para evitar corrosiones.

III.- Separador:

De aquí se pasará a un separador, expandiendo la masa hasta una presión aproximada de 0.5 atm., mediante una válvula de aguja, esto ocasiona un descenso de temperatura hasta unos 65° C.

Acuí se efectúa la descomposición del carbamato aún existente y se separan el amoníaco y el anhídrido carbónico resultantes, con una eficiencia aproximada de 70% referida al amoníaco, ya que el resto sigue en la solución; esta se pasa al cristizador, (IV). Este cristizador trabaja a 15° C; acuí la solución ya venía saturada, por lo que desde el principio ya existen cristales pero estos se agrandarán y aparecerán muchos nuevos; una vez cristalizada, se pasará a la centrifuga (V), en donde se separarán los cristales de las aguas madres; los cristales se conducen a la secadora (VI) y finalmente se empaquetan y almacenan (VII).

Tanto los gases separados como las aguas madres van a la instalación de fertilizantes, en donde los gases y particularmente el amoníaco, se reciben en ácido sulfúrico para la fabricación de sulfato de amonio; las aguas madres que contienen bastante urea, se estandarizan a un contenido preciso de urea y se les adiciona sales de amonio y algunas otras sustancias como -

fosfatos, etc. con lo cual se forma el fertilizante conocido como uramón, que es un magnífico dotador de nitrógeno.

Esto en rasgos generales es el proceso a seguir, el cual se irá explicando paso a paso, con más detalle al ir seleccionando y calculando el equipo necesario en el capítulo siguiente.

Por lo que se refiere a pérdidas en el proceso, las principales son las debidas a la formación de biuret, que viene siendo en un proceso bien llevado el 2% de la urea producida; y en cuanto a fugas y desperdicios de amoníaco, en general se ha visto que es aproximadamente un 10% del amoníaco que no se separó, o sea referido al total de amoníaco de un 3 a 3.5%

CAPITULO IV.

SELECCION DE EQUIPO Y CALCULOS.

I.- Almacenamiento:

Los depósitos de anhídrido carbónico y amoníaco no pertenecen propiamente a la planta piloto que nos ocupa, sino más bien pertenecen a la planta de amoníaco, ya que son sus depósitos para éstos productos licuados. Debido a esto, me concretaré solamente a hacer una breve descripción de ellos.

Los tanques para contener el anhídrido carbónico licuado son considerados ya dentro de los tanques de alta presión, no sucede lo mismo con el tanque del amoníaco que tiene una presión aproximada de $10\text{Kg}/\text{cm}^2$.

La forma de estos tanques es por lo general cilíndrica, con tapas en forma de casquetes esféricos; según el espacio y necesidades de cada planta, estos tanques se usarán ya sea en forma vertical, ya en horizontal.

El tanque para contener el anhídrido carbónico tiene para una longitud de 5 metros y un diámetro de 80 centímetros, un espesor mínimo de 1.5 cms; para una longitud de 5 metros y un diámetro de 80 cms, se necesita un espesor mínimo de 1 cm. para el tanque de amoníaco.

Los materiales de construcción más usados para estos recipientes son el acero al níquel cromo y a veces el fierro.

Los principales accesorios que tienen estos tanques, son los siguientes:

Válvulas de descarga y carga.

Estas válvulas son del tipo de aguja, que son muy eficientes para esta clase de trabajo a presión; existen en varias di-

mensiones, según las necesidades.

Válvulas de check.

Esta clase de válvulas existen en las líneas que salen del reactor y están colocadas cerca de las de aguja, también existen en las líneas que van de los tanques de almacenamiento al reactor.

Niveles.

Los tanques tienen además niveles u otros aditamentos para saber la cantidad de gas licuado que contienen, así como para conocer la cantidad de gas licuado que entra en el reactor.

Trampas de aire.

En la parte superior de los tanques se tienen trampas de aire, con el fin de separar lo que haya llegado de éste a los tanques.

Válvula de seguridad.

Finalmente, cualquier instalación para trabajar a presión alta, debe tener una válvula de seguridad; para este fin existe una combinación que es bastante aceptable; consiste en una lámina calibrada que se coloca entre brida y contra brida y a continuación se instala una válvula de seguridad del tipo corriente. La lámina está calibrada a una presión de rotura inferior a la necesaria para hacer trabajar la válvula de seguridad, con lo cual al notar que la lámina ha fallado se procederá a tomar las precauciones para bajar la presión, pudiendo hacer esto sin necesidad de que escape y se pierdan materiales por la válvula de seguridad con las lamentables consecuencias económicas.

II.- Consideraciones sobre el reactor:

En la construcción de este reactor se usará un acero al -
como núcleo con un alto contenido en sílice y además forrado -

por plomo. El espesor mínimo basado en los trabajos experimentales de Krase y Clark será de 4.5 cms. y la capa de plomo de 1.5 centímetro.

Para eliminar el aire estará conectado a la trampa que tienen los depósitos.

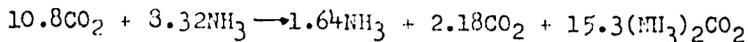
La densidad de la masa en el autoclave fué determinada por C.F. Weston y esta es 1.29

Ahora bien, como se ha dicho anteriormente, la reacción alcanza el equilibrio en veinte minutos, pero para darle un cierto margen consideraré que se necesitan 30 minutos. Como disponemos de ocho horas de trabajo y se necesitan para operaciones preliminares, una media hora y finalmente unas tres horas para terminar el ciclo, se considera que se pueden efectuar en ocho horas de trabajo, cinco operaciones completas; así que se tiene que por cada ciclo se producirán dos toneladas de urea y para esta cantidad son necesarios 1664 Kg. de amoníaco y 2160 K. de anhídrido carbónico; lo que hace una mezcla de 3824 Ks y por lo tanto un volumen de 2964.3 litros o sean 2.965 metros cúbicos. Debido a que se tomó el dato de la densidad encontrado en condiciones de trabajo, es decir el coeficiente de dilatación máximo, ya no es necesario dejar un gran espacio vacío que tendría como consecuencia una disminución en la eficiencia de la reacción, que como es sabido se efectúa en fase líquida; sólo por razones de seguridad se considerará el volumen de tres metros cúbicos.

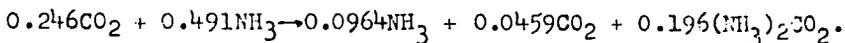
Como se determinó con anterioridad, la reacción es exotérmica y debemos calcular la cantidad de agua necesaria para mantener el autoclave a una temperatura de 175° C.

Sabemos por el segundo capítulo que el calor de reacción es de -21.46 Kcal/mol y el calor de fusión del carbamato es de -18.5 Kcal/mol.

Según los rendimientos observados podemos escribir la reacción en la siguiente forma:

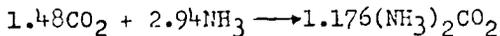


O bien:



Como debemos calentar todo el anhídrido carbónico y el amoníaco, las cantidades que están en forma de productos no nos interesan por ahora.

Esta reacción es para obtener 0.1666 moles de urea, entonces para obtener una mol de urea será:



Efectuando un balance de calor se tendrá:

Calor cedido en el autoclave.

Para la formación del carbamato a partir del anhídrido carbónico y amoníaco se necesitan 38.060 Kcal/mol, como son 1.176 moles se tendrán 44.6 Kcal.

Calor absorbido:

Como el calor de fusión del carbamato es 18.5 Kcal/mol y se tienen 1.176 moles se absorberán entonces 21.7 Kcal.

Para calentar el anhídrido carbónico:

Se conoce que el Cp es de 29.5 calorías sobre mol grados centígrados. Entonces:

$$(1.48) (29.5) (175-20) = 6.73 \text{ Kcal.}$$

Para calentar el amoníaco:

Si $C_p = 27.4 \text{ cal/mol}^\circ \text{C}$. Entonces:

$$(2.94) (27.4) (175-20) = 12.4 \text{ Kcal.}$$

Sumando tenemos 40.83 Kcal.

El total del calor cedido es 44.6 Kcal, entonces tendré -
mos que disipar 3.77 Kcal por cada mol de urea.

Como vamos a producir 10 ton. serán:

$$\frac{10,000,000}{60.06} = 166666.66 \text{ moles de urea que se -}$$

producirán en cinco ciclos, por lo que en cada uno se producirán
33333 moles.

Según J. Ocoón, el coeficiente medio de transmisión de ca-
lor en condiciones semejantes será de $120 \text{ Kcal/m}^2\text{hr}^\circ \text{C}$, cono -
ciendo además el área de calentamiento fijada por el tamaño del
reactor cilíndrico ($d = 0.875$) que es de 14.35 m^2 , podremos co-
nocer la temperatura de salida del agua, con la cual podemos con-
tar a una temperatura de 10°C , misma que se utilizará en el cris-
talizador.

$$q = A U_m \Delta t_m \quad \text{de aquí:}$$

$$\Delta t_m = q/AU_m$$

La cantidad de calor para transferir en un ciclo (30 min.-
en el reactor) es de $(33333) (3.77) = 125666.5 \text{ Kcal}$, expresado -
por horas serán 251333 Kcal/hora.

Sustituyendo tenemos:

$$\Delta t_m = \frac{251333}{(14.35)(120)} = 146$$

Por otro lado sabemos que:

$$\Delta t_m = \frac{(\Delta t_1) - (\Delta t_2)}{\ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} = \frac{165 - (175 - t)}{\ln \frac{165}{175 - t}} = 146$$

De donde $t = 47^\circ \text{ C.}$

Entonces el caudal de agua será:

$$\frac{251333}{1(47-10)} = 6800 \text{ Kg/hr}$$

Por lo que cada ciclo necesita 3400 Kgs. de agua o sean 3.4 metros cúbicos y en total se necesitarán 17 metros cúbicos de agua a 10° C. En lugar de agua se puede usar salmuera de cloruro de calcio por ejemplo.

Las bombas usadas para altas presiones son las de pistón, impelidas por algún motor eléctrico o por máquinas de vapor.

Es usual el que tengan varios cilindros en paralelo para producir una descarga más constante. Los cilindros pueden estar horizontales o verticales y tendrán válvulas de check del tipo cónico, aunque a veces pueden tener de bola; estas bombas hasta presiones de descarga de 35000 lb/in^2 (2400 atm) son consideradas como equipo común; para presiones mayores se necesita una fabricación especial.

En este caso el amoníaco será bombeado con una bomba con las siguientes especificaciones: dos pistones de $3'' \times 4''$ (7.6 - 10 cm), 50 R.P.M. de marca Worthington (Harrison New Jersey) accionada por un motor de inducción de 5.5KW, de 220 V, 50 ciclos, 940 R.P.M.

Una vez bombeado el amoníaco, se escapa el aire mediante la trampa que tiene el tanque de amoníaco y que se puede conectar al reactor mediante el cambio de posición de algunas válvulas, luego se comienza bombeando el anhídrido carbónico con una bomba tri-

plex (American Marsh Pump Inc. Battle Creek Mith), equipada - - con un motor de 20 H.P. de semejantes características al descrito anteriormente.

El bombeo se detiene ya sea automática o manualmente al llegar a la presión de trabajo; la temperatura se mantendrá mediante control automático usando válvulas termostáticas de regulación y mediante este control de la temperatura también se mantendrá la presión en forma constante.

III.- Separador:

El separador no es sino un tanque de una capacidad adecuada al reactor y que debe estar forrado de plomo.

Del reactor se descarga la masa por una válvula de aguja pasando al separador en el cual se produce la descomposición del carbamato remanente formándose anhídrido carbónico y amoníaco; debido a la expansión, la temperatura baja hasta unos 65°C.

Los gases separados por la parte superior del separador son conducidos ya sea para fabricar sales de amonio usadas para abonos o bien, a la instalación para la síntesis de amoníaco en donde existen separadores, después de los cuales se puede volver a comprimir y licuar usándolos como materia prima o como producto para la venta de amoníaco y anhídrido carbónico licuados.

IV.- Cristalizador:

La masa a unos 60° C. pasa al cristalizador, el cual al igual que la centrífuga que le sigue trabajará dos turnos debido a razones económicas.

Según el diagrama de flujo se tiene que, cristalizarán -- 437.5 Kg/hr (15° C) a partir de una solución cuyo peso es 830Kg para una hora de trabajo.

Efectuando un balance calorífico se tiene:

Para enfriar la solución conociendo que $C_p = 0.92$:

$$(830) (0.92) (60 - 15) = 34350 \text{ Kcal/hr.}$$

Para efectuar la cristalización y sabiendo que el calor de cristalización de la urea es 60 cal/hr. se tiene:

$$(437.5) (60) = 26100 \text{ Kcal/hr.}$$

En total se tienen que disipar 60450 Kcal/hr.

El cristalizador que se usará es uno de tipo continuo de necesitarse obtener cristales de tamaño uniforme, de no ser esto necesario se puede economizar con un cristalizador discontinuo.

Para el cristalizador continuo se usa el más sencillo de ellos que es el de Swenson-Walker, los cuales vienen fabricados en secciones de tres metros de longitud con una superficie de enfriamiento de aproximadamente 3.25 mts^2 y con un coeficiente total de unos 170 Kcal/hr mt^2 y por grado centígrado; con estos datos se calculará el número de secciones necesarias.

De la ecuación:

$$q = Uat_m A$$

podemos encontrar las secciones necesarias de tres metros de longitud cada una, sustituyendo el área de 3.25 mts^2 :

$$(170) (3.25) (179.1) = 6$$

Por lo tanto se necesitarán seis secciones.

Este cálculo está hecho considerando que el agua entra a 10° C y sale a 13° C , se hicieron tanteos tomando como temperatura fija de entrada 10° C . y variando la temperatura de salida, pero esto no tiene ninguna influencia en el número de secciones; tomando como temperatura, una de 2° C al entrar y 14° C al salir,

se tiene un ahorro de una sección, pero aumentará el costo para enfriar esta agua, y además quedaría calculado para cristalizar 437.5 Kg/hr como máximo y previendo un aumento en la producción será preferible considerar las seis secciones.

Este cristizador es un tanque alargado de fondo semicilíndrico provisto de un eje longitudinal con paletas helicoidales que, al girar cumplen la doble misión de evitar la aglomeración de cristales junto a las paredes y de ayudar al transporte de los cristales ya formados. Va provisto de una camisa para el enfriamiento; las secciones son de unos 3 mts de largo por 60 cm. de ancho, generalmente se pueden empalmar una a continuación de otra hasta unas tres secciones con el mismo eje y en forma de cascada todas las que sean necesarias.

El cristizador no continuo es un tanque que tiene agitación y algún medio refrigerante, ya sea camisa o serpentines; aquí la cristalización es más tardada y entonces se necesitarían varios cristizadores con lo que la diferencia económica entre uno y otro método sería poca, teniendo además los inconvenientes de tiempos muertos.

V.- Centrífuga:

Del cristizador continuo pasa a la centrífuga, la cual puede ser de la marca Baker-Perkins tipo S con un motor de 1450 R.P.M. y 10 H.P., trifásico de 50 ciclos, con esta centrífuga automática y de capacidad adecuada para alimentarse del cristizador se obtendrá un producto con una humedad de 3.5%.

Las centrífugas continuas tienen vastantes ventajas, como son la economía eléctrica debido a que se gasta mas en poner en marcha varias veces una centrífuga intermitente que en trabajar en forma constante una continua; además se tiene un a-

horro en tiempo debido a los tiempos de descarga, lavado, así como el esperar a que tome su velocidad media y luego que pare.

Sin embargo económicamente su precio inicial de mantenimiento resulta elevado, haciéndose necesario un estudio económico ya que existen otras centrífugas que comparten algunas ventajas de las continuas siendo más económicas; éstas son las semicontinuas del tipo Sharples-Super D. H. Hydrator, con la cual se podría trabajar bien con solo alguna modificación para la descarga del cristizador y la alimentación de la centrífuga, ya que la alimentación necesitaría cortarse para lavar y descargar los cristales, pero sin necesidad de parar la centrífuga; estas operaciones se hacen en forma automática, pero por medio de controles manuales, es decir no necesita el operario sino abrir válvulas u oprimir botones de control.

De aquí, las aguas madres salen a las instalaciones para fertilizantes (uramón) o se puede empacar en tanques para la venta, previa regularización del contenido de urea, que se usará como materia prima para fertilizantes.

Con las aguas madres o aún antes de la cristalización, se puede llevar a cabo una evaporación para la producción de mayor cantidad de urea cristalizada, pero debido a la cantidad pequeña, al alto costo de la instalación necesaria, el peligro de la transformación en biuret y a que se puede vender así, no creo útil el efectuarlo con ésta capacidad de producción.

Los cristales que salen de la centrífuga, se transportan a una tolva de la cual se pasará al secador.

VI.- Secadora:

Para efectuar el secado se ha escogido un secador rota

tivo continuo, a contracorriente con aire precalentado.

Este aparato consiste en un cilindro que tiene en su interior, laminillas colocadas en diversas formas para aumentar el área de contacto con el aire caliente.; el cilindro tiene una leve inclinación, la cual también ayuda para que el sólido por secar atraviere las zonas del secador; el cuerpo del secador, está accionado por un motor, el cual mediante engranajes le comunica un movimiento de rotación; debido a este movimiento necesita tener como soporte unas cuatro ruedas para que gire libremente; en uno de los extremos tendrá la entrada para sólido húmedo, así como la salida del aire y en el otro extremo tendrá la salida del sólido y la entrada del aire caliente, proveniente del calentador. Esta clase de secadores son fabricados entre otras casas por Arnold Dryer Co.

A continuación, calculo las dimensiones del secador necesario en esta planta.

Como datos se conocen los siguientes:

Se calcularán las dimensiones de un secador rotativo continuo con capacidad de 1000 Kgs/hr; para efectuar el secado se usará aire precalentado. El sólido por secar es urea cristalizada y separada por centrifuga, que se desea tenga una humedad final de 0.2%; su humedad inicial es de 3.5%. El aire alimentado al secador entra a 90° C con una humedad absoluta de 0.005. La urea entrará a 15° C y no deberá salir a mayor temperatura de 60° C; su densidad es de 1.33; Cp = 0.32 cal/g^o C; el diámetro medio de las partículas es de 0.5 mm.

La velocidad máxima permisible para el aire será de 2500 - Kg/hr Mt².

El aire entrará al calentador a una temperatura de 20°C con una humedad relativa de 0.4

El aire saldrá a una temperatura de 35° C.

Las pérdidas caloríficas se estiman en un 15 %.

Para calcular el calor específico medio para el aire a una humedad dada partimos de la ecuación:

$$0.24 + 0.46y$$

y teniendo en cuenta que la entalpía del aire húmedo es la suma del calor sensible del mismo sobre 0° C. y el calor latente de vaporización a 0° C del vapor que contiene, podemos calcular la entalpía del aire:

$$y_1 = (0.24 + (0.46) (0.005))(90) + (597) (0.005).$$

$$y_1 = 21.87 + 2.98 = 24.8 \text{ Kcal/Kg.}$$

$$y_2 = (0.24 + 0.46y_2) (35) + 597y_2$$

$$y_2 = 8.4 + 613.1y_2$$

La entalpía para el sólido será:

$$H_1 = (0.32 + 0.035) 15 = 5.31 \text{ Kcal/Kg.}$$

$$H_2 = (0.32 + 0.002) 60 = 19.3 \text{ Kcal/Kg.}$$

Efectuando un balance de humedad:

$$G(y_2 - 0.005) = 1000 (0.035 - 0.002)$$

$$Gy_2 - 0.005G = 33$$

Balance de entalpías:

$$G(24.8 - 8.4 - 613.1y_2) = 1000 (19.3 - 5.31) + 0.15(24.8G)$$

$$12.63G - 613.1Gy_2 = 13990$$

De estas dos ecuaciones encontramos que la velocidad másica del aire G y su humedad final y_2 son:

$$G = 3560 \text{ Kg/hr} \quad \text{y} \quad y_2 = 0.0141.$$

Por lo tanto el calor perdido será:

$$q_p = G(0.15) (24.8)$$

$$q_p = 3560 (0.15) (24.8) = 13243 \text{ Kcal/hr.}$$

Sustituyendo en la ecuación de la entalpia del aire en condiciones finales se tiene:

$$y_2 = 8.4 + (613.1) (0.0141) = 94.84 \text{ Kcal/Kg.}$$

A partir de los datos se encontró que la temperatura húmeda del aire al entrar es de 32°C aproximadamente, de aquí supondré que la temperatura de interfase en la zona central del secador será de 35°C .

Si toda la evaporación se efectúa en esta zona, la entalpia del sólido en los extremos de la misma será:

$$H'_a = (0.32 + 0.035) 35 = 12.4 \text{ Kcal/Kg.}$$

$$H'_b = (0.32 + 0.002) 35 = 11.25 \text{ Kcal/Kg.}$$

Para encontrar el número de elementos de transmisión será necesario estudiar cada zona por separado, así que le llamaré zona I a la de precalificación, Zona II en la que se evapora la humedad superficial y Zona III en la que tiene lugar la evaporación de la humedad interna. En estas zonas la pérdida de calor es aproximadamente la siguiente:

$$\text{Zona I} \quad 10\%; \quad \text{Zona II} \quad 60\% \quad \text{Zona III} \quad 20\%$$

La temperatura de salida del aire de la zona III la llamamos t_b

Efectuando un balance de entalpias:

$$(3560)(0.2423)(90 - t_b = 1000(19.3 - 11.25) + 0.2(13243)$$

Despejando encontramos que:

$$t_b = 77.5^\circ \text{ C.}$$

Sin tomar en cuenta las pérdidas caloríficas la disminución de la temperatura en la Zona III será:

$$\Delta t' = \frac{1000(19.3 - 11.25)}{(3560)(0.2423)} = 9.31^\circ \text{ C}$$

Diferencia media de temperatura entre el aire y el sólido en esta zona:

$$\Delta t_m = \frac{(90 - 60) + (77.5 - 35)}{2} = 36.25^\circ \text{ C}$$

Números de elementos de transmisión en la zona III:

$$N_{ot} = \frac{9.32}{36.25} = 0.253$$

Para la zona I:

Llamaré t_a a la temperatura del aire entre la zona I y -

II;

$$3560(0.2464)(t_a - 35) = 1000(12.4 - 5.31) + 0.1(13243)$$

$$t_a = 44.6^\circ \text{ C}$$

$$\Delta t' = \frac{1000(12.4 - 5.31)}{3560(0.2464)} = 8.08^\circ \text{ C}$$

$$N_{ot} = \frac{8.08}{44.6} = 0.187$$

Zona II:

Disminución de la temperatura del aire:

$$\Delta t = (t_b - t_a) = 77.5 - 44.6 = 32.6^\circ \text{ C}$$

Disminución de temperaturas por pérdidas al exterior.

$$\Delta t_a = \frac{2.2(13243)(1.000)}{3560(0.2423)(0.1443)(0.2464)} = 10.7$$

Disminución de la temperatura:

$$\Delta t' = t - t_p = 32.6 - 10.7 = 21.9^\circ \text{ C.}$$

Diferencia media de temperaturas entre el aire y el sólido:

$$\Delta t_m = \frac{(77.5 - 35) - (44.9 - 35)}{\ln \frac{77.5 - 35}{44.9 - 35}}$$

$$\Delta t_m = 21.8$$

$$N_{ot} = \frac{21.9}{21.8} = 1.006$$

$$\sum N_{ot} = 0.131 + 0.253 + 1.006 = 1.445$$

Determinación del diámetro:

Considerando el límite superior permisible de la velocidad másica se tiene:

$$\pi \frac{d^2}{4} = \frac{3560}{2500} \quad d^2 = 1.815$$

$$d = 1.34 \text{ mt.}$$

Tomamos un diámetro de 1.40 metros para no exceder el límite.

Entonces, la velocidad másica:

$$G_a = \frac{3560(4)}{(3.14)1.96} = 2300 \text{ Kg/hr mt}^2$$

Coefficiente de transmisión del calor

$$U_a = \frac{57(G_a 0.16)}{d} = \frac{57(2300)0.16}{1.4}$$

$$U_a = 140 \text{ Kcal/hr mt}^2 \text{ }^\circ \text{ C.}$$

Para cada elemento de transmisión:

$$N_{ot} = \frac{2300(0.244)}{140}$$

Entonces la longitud de cada elemento será:

$$N_{ot} = 4.0 \text{ mts.}$$

Como tenemos un número de elementos igual a 1.445, la longitud total del secador será:

$$1.445(4) = 5.8 \text{ mts.}$$

Una velocidad periférica media para estos cálculos, es la de 30 mt/min.

Para esta velocidad tendremos:

$$n = \frac{30}{3.1416(1.4)} = 6.82 \text{ R.P.M.}$$

Para la precalificación del aire se necesitará:

$$3560(0.2423)(90-20) = 60381 \text{ Kcal/hr}$$

La urea deja el secador para ir a una tolva; a esta tolva puede llevarse por elevador de cadenas o por ciclón.

Finalmente se empaqueta en costales u otro empaque en el que irán claramente impresos el peso bruto y neto.

Estas máquinas para empaque, tienen conectada la salida del material a la balanza, en tal forma que al llegar a un determinado peso, previamente marcado cierra automáticamente la salida.

De aquí los costales pasan a las máquinas cosedoras y finalmente son transportados por montacarga o algún otro procedimiento a la bodega, la cual no debe tener exagerada humedad, para evitar que se dañe el producto.

Para la protección en la planta, deben existir alarmas de incendio, extinguidores y tomas de agua de 2" (5.08 cm).

Con el fin de que el trabajo sea desarrollado con mayor eficiencia, debe existir una buena iluminación tanto en el día como en la noche y además una eficiente ventilación.

CAPITULO V

BREVE ESTUDIO ECONOMICO.

Estando nuestro país en pleno desarrollo industrial, se hace patente la necesidad de producir urea, que es una materia prima para numerosas industrias, las que al adquirir ésta a precios más económicos podrían fabricar a menor costo sus productos, beneficiando la economía nacional.

En la actualidad, no existe en México ninguna planta productora de carbamida, a pesar de su gran consumo en el mercado, el cual además como se verá en los datos siguientes, va creciendo a grandes pasos.

México en los últimos años ha importado:

En 1956:

Alemania	860469 Ks.	\$ 1430827.00
Canadá	102	387.00
E.E. U.U.	2619971	4534004.00
G. Bretaña	321931	450857.00
Italia	175000	257525.00
Japón	24	407.00
Noruega	179904	262509.00
Países Bajos	19608	31681.00
Suiza	<u>500</u>	<u>7877.00</u>
TOTAL	4177509	6976074.00

En 1956 se importaron un total de 4177509 Kilogramos de urea con un costo de \$ 6976074.00.

En 1957:

Alemania	418076	Kg.	\$ 627469.00
E.E. U.U.	6583136		10688366.00
G. Bretaña	718374		922903.00
Italia	229910		242376.00
Suiza	<u>1900</u>		<u>30743.00</u>
TOTAL	7901396		\$12561859.00

En 1957 se importó un total de 7901396 kilogramos de urea con un costo de \$ 12561859.00.

En 1958:

Alemania	356241	Kg.	\$ 507264.00
Bélgica	2000		25100.00
E.E. U.U.	6945174		11289109.00
G. Bretaña	844445		1185981.00
Italia	200480		201440.00
Suiza	<u>2570</u>		<u>40082.00</u>
TOTAL	8350840		13248976.00

En 1958 se importó un total de 8350840 kilogramos de urea con un costo de \$ 13248976.00.

Como se puede ver el incremento de 1956 a 1957 fué de 3773589 kilogramos de urea con un costo de \$ 5585785.00.

El incremento de la importación de 1957 a 1958 fué de 449444 kilogramos de urea con un valor de \$ 687117.00.

En el territorio nacional existen diferentes lugares apropiados para la instalación de esta clase de plantas; debido a que necesariamente tendrá que estar anexa a una fábrica de amoníaco anhidro, ya que de otra forma el precio de la materia

prima no sería costeable; la localización industrial se hará de acuerdo con las necesidades de ésta planta matriz.

Existen plantas de amoníaco anhidro, o cuando menos proyectos para su construcciones en los siguientes lugares: Cuautitlán, Estado de México (Guanos y Fertilizantes), Monclova, Coah. (Coquisadora de Monclova; Fertilizantes de Monclova) y además en Guaymas, Sonora y en el estado de Veracruz.

La fabricación de amoníaco, urea, metanol, etc., tendrá que llevarse a cabo principalmente utilizando los recursos de petróleo con que cuenta el país en cantidades amplias y por lo mismo tienen un futuro de gran importancia para México.

Para iniciar todas estas fabricaciones será necesario definir la política de Petróleos Mexicanos, respecto a que productos deberá fabricar esa Institución y cuáles la iniciativa privada. Existe un gran interés por empresas extranjeras y nacionales privadas para elaborar algunos de los productos mencionados, pero debido a que el gobierno o Petróleos Mexicanos no han definido que política va a seguirse respecto a la utilización de los recursos petroleros para la fabricación de productos petroquímicos, no ha sido posible iniciar ninguno de los proyectos que existen al respecto.

Las siguientes consideraciones económicas están calculadas tomando como base principal las gráficas de Chilton.

Estimación del capital de inversión:

Capacidad 10 toneladas por día.

Capital fijo:

Maquinaria y Equipo	\$ 1000000.00
Tubería de proceso	200000.00
Instrumentación	100000.00
Edificio de manufactura	500000.00
Facilidades auxiliares	300000.00
Líneas exteriores	<u>100000.00</u>
<u>Capital Total Físico</u>	\$2200000.00
Ingeniería y Construcción	400000.00
Imprevistos	660000.00
Factor tamaño	<u>110000.00</u>
	1210000.00
<hr/>	
<u>Capital Total Fijo.</u>	\$ 3410000.00

Capital de Trabajo.

Materia prima (un mes)	\$ 300000.00
Producto terminado (un mes)	300000.00
Dinero efectivo	10000.00
Cuentas por cobrar	<u>100000.00</u>
TOTAL	710000.00

Capital de Trabajo \$ 710000.00

Capital Total - - - - - - - - - -4120000.00

Costo de Producción por tonelada:

Costos Directos

Materia prima	\$ 920.00
Mano de Obra	20.00
Supervisión	4.00
Mantenimiento	20.00
Suministros de Operación	3.00
Laboratorio	5.00
Energía	<u>120.00</u>
T O T A L	\$1092.00

Costos indirectos.

Costos generales	19.00
Depresiación	9.50
Seguros	2.00
Impuestos	2.00
Empaque	<u>9.50</u>
T O T A L	42.00

Costos Directos	1092.00
Costos Indirectos	<u>42.00</u>
T O T A L	\$ 1134.00

Costo de Producción por tonelada \$ 1134.00

Estimación de Ingresos:

Precio de venta por tonelada	\$ 1700.00
Ventas anuales	6205000.00
Costo de Producción anual	4139100.00

Utilidad Bruta,

Ventas anuales menos costo de producción anual.

$$\$ 6205000.00 - 4139100 = 2065900.00$$

Gastos administrativos.	\$ 186150.00
Gastos por venta	186150.00
Gastos de Distribución	186150.00
Impuestos mercantiles.	248200.00
Transporte dentro de la planta	30000.00
Varios	<u>50000.00</u>
	886650.00

Gastos Totales \$ 886650.00

Utilidad neta = Utilidad Bruta menos gastos totales.

$$\$ 2065900.00 - 886650.00 = \$ 1179250.00$$

Utilidad Neta \$ 1179250.00.

Rentabilidad o por ciento de recuperación:

$$R = \frac{1179250}{4120000} = 0.28$$

Cálculo del punto de equilibrio mediante el método -
Gráfico y comprobación matemática:

Según los datos anteriores tenemos:

Ventas: \$ 6205000.00

Gastos 5025750.00

División de los gastos en constantes y variables:

Gastos	Variable	Constante.
Materia Prima	\$3358000.00	
Mano de Obra		\$ 73000.00
Supervisión		14600.00
Mantenimiento	29200.00	43800.00
Suministros de Operación	6570.00	4380.00
Laboratorio	14600.00	3650.00
Energía	394200.00	43800.00
Gastos Generales		73000.00
Depreciación		36500.00
Seguros		7300.00
Impuestos		7300.00
Empaque	29200.00	
Gastos Administrativos		186150.00
Gastos de Ventas	111690.00	74460.00
Gastos de Distribución	167535.00	18615.00
Impuestos Mercantiles	248200.00	
Transportes		30000.00
Varios	<u>25000.00</u>	<u>25000.00</u>
	4384195.00	641555.00

Gastos Constantes \$ 641555.00

Gastos Variables \$4384195.00

Factorial design

1.0000

0.5000

0.2500

0.1250

0.0625

0.0312

0.0156

0.0078

0.0039

0.0019

Number	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Number of trials	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10

Factorial design

Factorial design

Factorial design

Comprobación matemática.

Si llamamos:

Y = gastos

X = ventas

a = gastos constantes

b = Pendiente = $\frac{\text{gastos variables}}{\text{ventas}}$.

Como vamos a cortar a una recta de 45° , se tiene:

$$X = Y$$

Como sabemos que $Y = a + bX$:

Por lo tanto $X = \frac{a}{1-b}$

Sustituyendo:

$$X = \frac{641555}{1-0.706} = 2182159$$

que es el valor aproximado obtenido en la gráfica del punto de equilibrio, y que corresponde a una capacidad de producción de 3.5 ton/día.

CAPITULO VI

CONCLUSIONES.

En un capítulo anterior se dice que se puede formar la planta con equipo intermitente o con equipo continuo, sin embargo será preferible el uso del equipo continuo para poder incrementar la producción, lo cual será necesario con toda seguridad, teniendo además la facilidad de aumentar el número de unidades de centrifugación y de secciones en el cristalizador, si las necesidades así lo requieren.

Como se ha podido comprobar después de una investigación en el mercado, la urea en México es importada en su totalidad, debido a esto su precio es mayor del que podía asignársele de fabricarse aquí y como la importación va acrecentándose cada año, es tiempo que en nuestro progresista país se contruya una planta de este tipo, ya que en nuestra patria existen plantas de amoníaco que son la base para la fabricación de este producto, que en otra forma resultaría incosteable.

Economicamente es preferible construir una planta de una capacidad mayor que la descrita en este trabajo.

El método de producción descrito o con modificaciones según las condiciones específicas de cada lugar, es preferible a otros métodos conocidos.

Por ningún motivo se construirá una planta de una capacidad de 3.5 ton/día o menor.

CAPITULO VII
BIBLIOGRAFIA.

- 1.- Vian. A y Ocón. J. (1957) Elementos de Ingeniería Química; 2^a Ed, Aguilar; Madrid. pp. 91, 119, 182, 479, - 695 et sec.
- 2.- Badger. L. Walter and Banchero. T.Julius (1955) In - tróduction to Chemical Engineering. M^c. Graw Hill Book- Co. Inc. N. Y. Toronto, London. pp. 117, 469, 520, et. sec.
- 3.- Groggins. P. H. (1953) Procesos Industriales de Síntesis Orgánica (Trad. Vian.A. y Conde. G. Ed. Gustavo Gili, S.A. Barcelona. pp. 426, 479.
- 4.- Rogers Industrial Chemistry.- Sixth Edition. CC. Furnas. N.Y; D. Van Nostrand Vol. I pp 100-200
- 5.- Walter C. Edward. (1956). High Pressure Technology; - M^c Graw Hill Book Co. Inc. N.Y., Toronto, London. pp 16 39 et. sec.
- 6.- Norris. S. Randolph (1956) The Chemical Process Industries.- M^c Graw Hill Book Co. Inc. N.Y., Toronto London. 2^a. Edición . Urea.
- 7.- Keyes Donald and Clark Ronald (1950) Industrial Chemicals; John Wiley and sons, Inc. N.Y. Urea.
- 8.- Shmidt Carl (1944) The Chemistry of the Amino Acids and Proteis.- Published by Thomas C. Charles. 2^a Ed. pp, 1224 1225, 1230-1231.
- 9.- Fieser Louis y Fieser Mary (1948) Química Orgánica; Ed.

Atlante; México, D.F. pp. 237-241.

- 10.-Karrer Paul (Trad.Dr. Cándido Torres) (1943), Tratado de Química Orgánica; Barcelona. pp 260-261.
- 11.-Getman. F.H. y Daniels. F. (Trad.Dr. Ovidio A. Valencia-na (1948) Fisico-Química.- Ed. H.A.S.A., Buenos Aires . pp. 101-103 y 147-150.
- 12.-Snell Foster and Snell Cornelia (1945) Colorimetric methods of Analysis. D. Van Nostrand Co. Inc. N.Y. Urea.
- 13.- Allen Alfred (1943) Comercial Organic Analysis. The. - Blakston Co. Philadelphia, Urea.
- 14.-Martin A. Paul (1951) Principles of Chemical Thermodynamics. M^c Graw Hill Book Co.Inc. N.Y., Toronto London.1^a. Ed. pp. 528, 700.
- 15.- Krase H.J. (32) Fixed Nitrogen.- Ed. Harry A. Curtis,- N.Y. Cap. XIII.
- 16.- Strong K. Ralph (1952) Kizetts Chemical Encyclopedia ' 8^a. Ed. D. Van Nostrand p. 1108.
- 17.-Thomas C. Gregory (1946) Uses and Applications of Chemical and Related Material.- Reinhold Publishing Co. N .Y. V- II pp. 629- 631.
- 18.-Perry H. John (1950) Chemical Engineer's Handbook . M^c. Graw Hill Book Co. Inc. N.Y. Toronto London . Cap. I y sig.
- 19.- Rooseboom Chem Eng 58 (3) III (1951)

- 20.- Ind. Eng. Chem. Vo. No. 3 (30) 1084-1087.
 21.- Ind. Eng. Chem. Vol. 22 No. 3 (30) 289-293.
 22.- Huffman J. Am. Chem. Soc. 62-1009-1011 (1940).
 23.- J. Am. Cem. Soc. 68-1759-1761 (1946).
 24.- Rev. Ind. (Publicaciones Rolland) Feb. 1959 Vol.XII. -
 No. 382 . Ind. Petroquímica.
 25.- Sklen. Chem. Eng 56(6) 319 (1949).
 26.- Chilton Cem. Eng. 56 (6) 98 (1949).
 27.- Rev. Soc. Quim.Méx, 2(4) 235 (1958).

Consultas a las siguientes firmas:

- Oronmex, S.A. (Constructores de Plantas Químicas).
 L.A.N.I.A. (Publicación de Noticias sobre la Industria
 Química).
 Guanos y Fertilizantes.
 Dupont, S.A. de C.V.
 Casco Química de México.
 Fertilizantes de Monclova, S.A.
 Colegio de Químicos e Ingenieros Químicos.
 Cámara de Comercio de los Estados Unidos.
 Secretaría de Economía.

TESIS
1959

BETANCOURT VELASCO, M.

M.t.25

Anteproyecto de una
planta piloto para la
fabricación de urea...

FECHA DE VENCIMIENTO	NOMBRE DEL LECTOR
11 1983 AGO	<i>San Luis</i>
	ABUNDIA
	HOLG

TESIS
1959
M.t.25