

DCNE
\$ 500 =

21 FEB. 1985

FECHA DE DEVOLUCION

El último sello marca la fecha tope para ser devuelto este libro.

El lector pagará \$5.00 pesos por cada día que pase una semana después del vencimiento.

~~15 AGO. 1985~~

~~1987~~

~~05 NOV. 1990~~

~~25 ENE. 1991~~

~~08 MAR. 1991~~

~~5 ABR. 1991~~



Visto Bueno
Gesa J. Verdines
26/XI/84

UNIVERSIDAD DE MONTERREY

DIVISION DE CIENCIAS NATURALES
Y EXACTAS

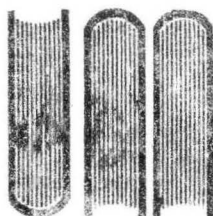
Clasif.

040.668

G643a

1984

C.1



UNIVERSIDAD
DE MONTERREY

Título:

ANTEPROYECTO DE PLANTA
PARA LA FABRICACION DE UREA

REPORTE DEL PROGRAMA
DE EVALUACION FINAL
PRESENTADO POR

Autor:

BLANCA ELVA GONZALEZ GONZALEZ

EN OPCION AL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO ADMINISTRADOR

Folio: 900325

MONTERREY, N. L.

DICIEMBRE DE 1984

BIBLIOTECA UNIVERSIDAD DE MONTERREY

A DIOS NUESTRO SEÑOR:
quien dispuso los medios para
permitirme llegar al término
de mi carrera.

A MIS PADRES:
Dr. Juan Manuel González Chapa
y Blanca Elva G. de González
con profundo amor, respeto y
agradecimiento.

A MI HERMANO:
Juan Manuel

Con aprecio y admiración a la
Srita. Ing. Rosa Irma Verdines
Arredondo por su valiosa coope-
ración y orientación para la -
realización de este trabajo.

A MIS MAESTROS:
por la aportación de sus co-
nocimientos y experiencias.

A MIS COMPAÑEROS Y AMIGOS:
quienes nunca pasarán a ser
solo un recuerdo.

INDICE

| | PAG. |
|---|------|
| Introducción..... | 1 |
| CAPITULO I | |
| Antecedentes..... | 4 |
| Estudio de viabilidad. Situación actual de los ferti lizantes. La urea como caso específico..... | 7 |
| Datos de Mercadotecnia..... | 10 |
| Crecimiento esperado..... | 13 |
| Acceso a la tecnología..... | 17 |
| Manufactura..... | 18 |
| Propiedades físicas y químicas..... | 21 |
| CAPITULO II | |
| Proceso de manufactura..... | 24 |
| Balance de Materia..... | 29 |
| Balance de Energía..... | 40 |
| Cinética Química..... | 57 |
| Equipo del proceso..... | 61 |
| CAPITULO III | |
| Localización de la planta..... | 66 |
| Instalación de la planta..... | 74 |
| CAPITULO IV | |
| Análisis económico..... | 78 |
| CONCLUSIONES..... | 84 |

| | PAG. |
|-------------------|------|
| APENDICES | 86 |
| BIBLIOGRAFIA..... | 94 |
| REFERENCIAS | 96 |

INTRODUCCION

Uno de los múltiples campos de aplicación de la industria química es el de la producción de fertilizantes.

La tierra sola ya no es fuente de riqueza, por lo que la agricultura trata de conseguir que los suelos presenten - las condiciones físicas y químicas óptimas en los distintos períodos de crecimiento para alcanzar la máxima producción.

Viendo la importancia de los fertilizantes, este estudio tratará de investigar el proceso de producción de uno de ellos: la urea en forma sólida.

La producción de urea se escogió entre la de otros fertilizantes por resolver la demanda nacional del mismo, necesario para elevar el rendimiento de la tierra y así eliminar las importaciones que hasta 1983 se siguen presentando en la República Mexicana.

Al finalizar este estudio se tendrá un enfoque tal que podrá contarse con los elementos generales para la operación y construcción de una planta de éste tipo.

Para llevar a cabo el presente trabajo se ha planeado realizar un breve estudio de viabilidad. Enseguida se expondrá en lo que consiste el proceso de producción de urea, pasando posteriormente a determinar los balances de materia y energía, la descripción del equipo principal, la localización y distribución de la planta en cuestión, terminando con el análisis económico.

CAPITULO I

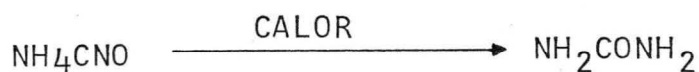
ANTECEDENTES

La agricultura nació cuando los antiguos pueblos dejaron su vida nómada y se establecieron en lugares fijos. Desde entonces, a través de los tiempos y hasta la fecha, la agricultura ha sido una de las principales fuentes de abastecimiento de alimento para el mundo.

La industria de los fertilizantes se inició formalmente en el país al fundarse la empresa Guanos y Fertilizantes de México, S.A., en 1943, cuyo objetivo, fue utilizar para efectos agrícolas los guanos de aves marinas provenientes de las islas mexicanas del Pacífico. Sin embargo, a -

medida que la química se fue adentrando en el campo de la agricultura, se fueron descubriendo compuestos inorgánicos simples y complejos que suministraban una mayor cantidad de nutrientes al suelo que los orgánicos naturales.

El descubrimiento de la urea se inició cuando en 1773 --- Rouelle separó una sustancia cristalina blanda de la orina de un animal a la que le llamó urea, derivado de orina, no obstante hasta 1824 fue cuando se encontró que su fórmula química era $\text{NH}_2\text{CO}-\text{NH}_2$. En 1828, Wohler preparó urea a partir de cianato de amonio, un compuesto inorgánico de acuerdo a la siguiente reacción:



Este hecho produjo un gran interés histórico porque era la primera vez que alguien había logrado obtener un compuesto orgánico en el laboratorio, por lo cual la síntesis de la urea se considera como el principio de la química orgánica sintética.

Hasta 1828 muchos químicos creían que los compuestos orgánicos solo se podían producir por los organismos vivos, sin embargo; la urea no permaneció como una curiosidad de laboratorio que marcaba el principio de una nueva era química ya que, en 1826 Basarov produjo urea a partir de amoníaco y dióxido de carbono. La siguiente ecuación ilustra

la reacción:



Aunque la reacción data de 1868, no alcanzó importancia comercial sino hasta 1920, cuando la I.G.Farben industrie desarrolló un proceso comercial para la urea.

Desde entonces, hasta la fecha, la urea se ha transformado en un fertilizante extraordinariamente importante ya que contiene 46% de nitrógeno.

ESTUDIO DE VIABILIDAD
SITUACION ACTUAL DE LOS FERTILIZANTES
LA UREA COMO CASO ESPECIFICO

Tomando en consideración que el presente estudio de la urea entra dentro del campo de los fertilizantes se darán a conocer los fertilizantes que actualmente se emplean en el país, así como algunas de las ventajas y desventajas de los mismos y el número de plantas localizadas en la República Mexicana que producen fertilizantes nitrogenados.

Los fertilizantes que se emplean actualmente se dividen en: simples como los nitrogenados, fosfóricos y potásicos; complejos, que son los formados por nitrógeno-potasio, nitrógeno-fósforo-potasio, nitrógeno-potasio-fósforo-magnesio; y las mezclas de fertilizantes que son aquellas que se preparan mediante mezcla física de fertilizantes simples. Sin embargo, convencionalmente se dividen en dos grupos debido a su concentración: de baja y de alta concentración. Entre los primeros, que son los que contienen como máximo 35% de nutrimentos se encuentran: el sulfato de amonio, el nitrato de amonio y el superfosfato simple; mientras que en el segundo grupo se encuentran: el amoníaco anhidro, la urea, el cloruro de potasio, el sulfato de potasio y el superfosfato triple.

Un fertilizante de baja concentración, en general, requiere de mayores costos por transporte, maniobras, almacena-

miento y aplicación; y en algunos casos, de costos adicionales por concepto de mezclado; mientras que los de alta concentración como la urea, además de no presentar estas desventajas, frecuentemente son más económicos por unidad de nutrimento.

Actualmente en México, la producción de fertilizantes nitrogenados se realiza en 15 plantas localizadas en ocho estados de la República. De éstas, ocho son de sulfato de amonio, cinco de urea y dos de nitrato de amonio.

La producción de urea se encuentra en el vértice de la producción industrial y representa el puente entre la industria petroquímica y la utilización de sus productos para mejorar la producción agrícola como uno de los insumos más importantes para incrementar la producción de alimentos. Con lo anterior, aunado al aprovechamiento de los recursos energéticos y de las materias primas de que dispone el país para producir fertilizantes, la producción de urea representa un uso eficiente de capital y de energéticos.

La velocidad de expansión de la urea se debe a que se está convirtiendo en el principal fertilizante nitrogenado sólido, ya que contiene un 46% de nitrógeno, que es 30% mayor que el nitrato de amonio y más del 100% superior al

del sulfato de amonio.

En ciertas condiciones del campo, el nitrógeno de la urea no se lava con facilidad del suelo como sucede con el nitrato de amonio, por lo que, se le recomienda para fertilizar aquellas regiones donde la lluvia es abundante o en terrenos irrigados.

En suelos ácidos que no son tratados con cal, la eficacia del nitrógeno de la urea es superior al nitrógeno del nitrato de amonio y debido a la mayor concentración de nitrógeno, el transporte y los costos de aplicación son de 10 a 20% menores con la urea que con el nitrato de amonio. Su uso en viñedos, campos de tabaco, de lúpulo y en cultivos de tubérculos no sólo produce un aumento en la cosecha sino también asegura una mejor calidad. Cuando se le usa en el cultivo de frutales y en jardinería acelera la maduración en 2 o 3 semanas.

DATOS DE MERCADOTECNIA

Para darnos una idea del rápido desarrollo del mercado de la urea, se analizarán los datos más relevantes en el mercado nacional referentes a la misma. Este estudio estará basado con respecto a los datos reportados en los años de 1970-1980, así como las perspectivas para los primeros -- cinco años de la década de los 80's.

La demanda de la urea creció de 150 mil toneladas en 1970 a 1422 mil toneladas en 1980, lo que representó un incremento del 25.2%. (Cuadro No. 1 y Gráfica No. 1)

Con respecto a la producción de la urea, ésta creció a una tasa media del 19.35% anual, es decir, de 158 mil toneladas en 1970 a 1250 mil toneladas en 1980. (Cuadro No. 2 y Gráfica No. 2).

Sin embargo, la oferta nacional de este producto fue insuficiente para abastecer la demanda por lo que en 1983 se importaron 41 mil toneladas, lo cual representó un valor de 5,068,689 dólares. (Ref. 1).

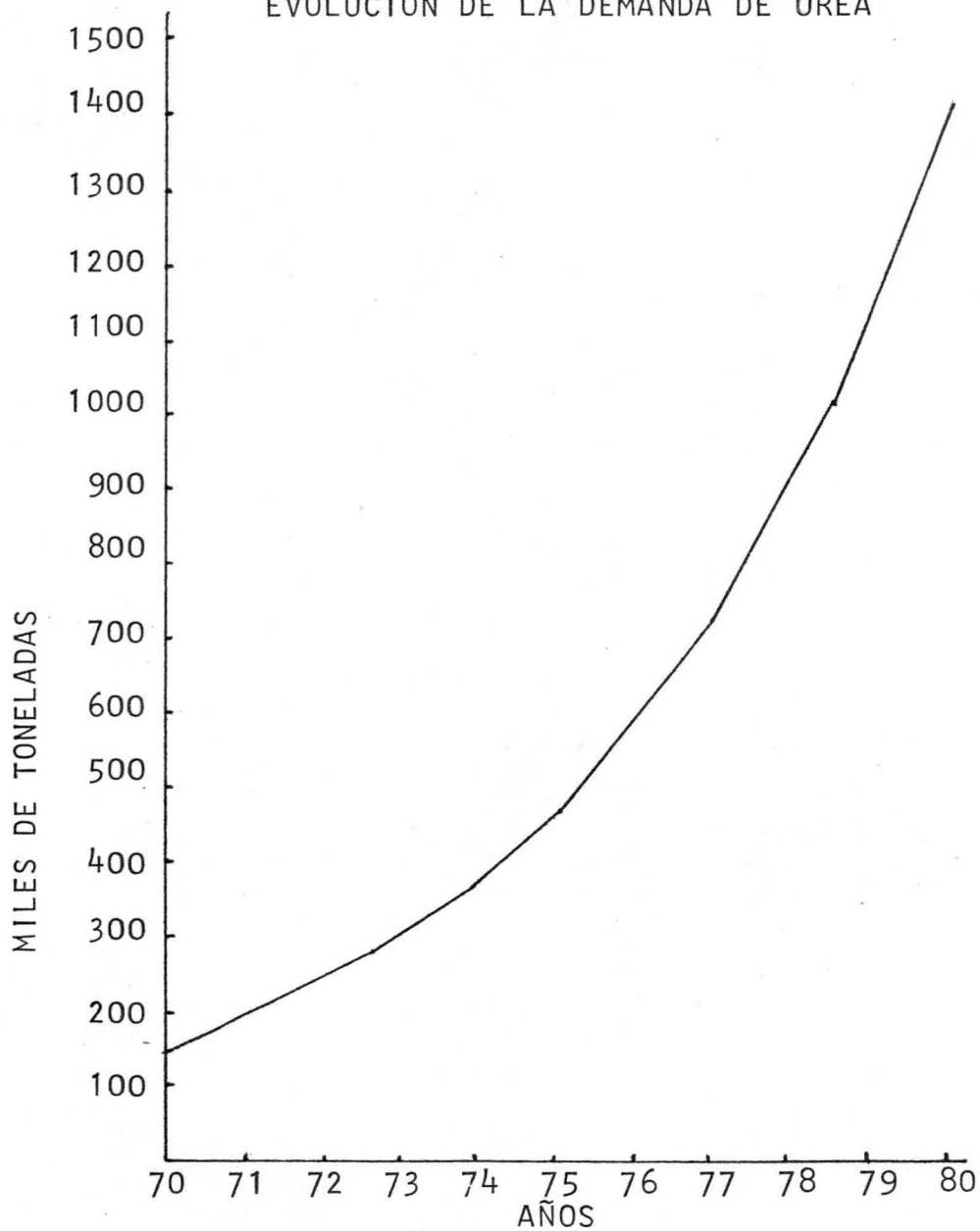
CUADRO No. 1

EVOLUCION DE LA DEMANDA DE UREA
miles de toneladas

| 1970 | 1971 | 1972 | 1973 | 1974 | 1975 | 1976 | 1977 | 1978 | 1979 | 1980 |
|------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|
| 150 | 188 | 235 | 294 | 368 | 462 | 580 | 726 | 908 | 1136 | 1422 |

GRAFICA No. 1

EVOLUCION DE LA DEMANDA DE UREA



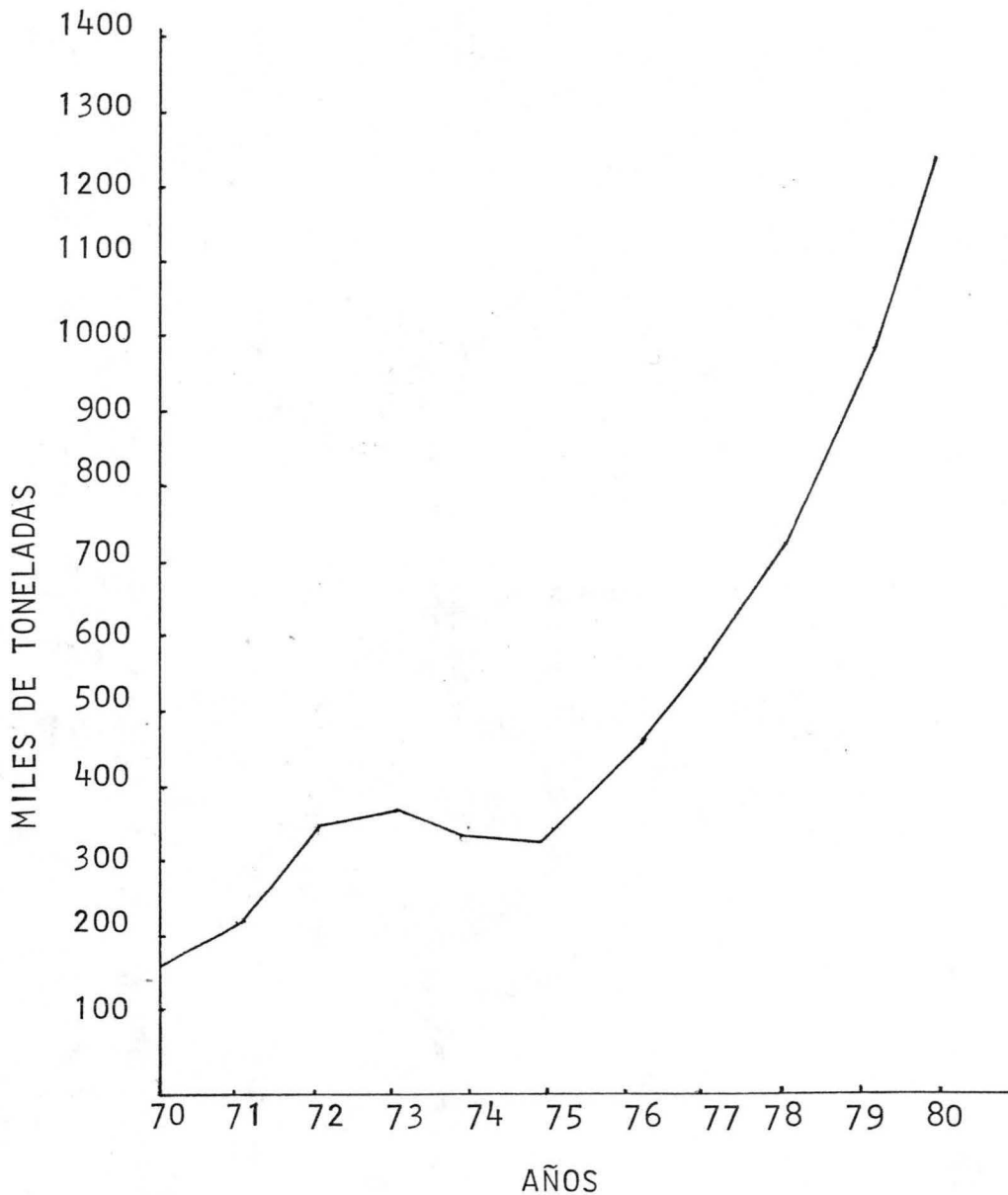
CUADRO No. 2

EVOLUCION DE LA PRODUCCION DE UREA
miles de toneladas

| 1970 | 1971 | 1972 | 1973 | 1974 | 1975 | 1976 | 1977 | 1978 | 1979 | 1980 |
|------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|------|
| 158 | 214 | 342 | 363 | 336 | 335 | 430 | 566 | 710 | 948 | 1250 |

GRAFICA No. 2

EVOLUCION DE LA PRODUCCION DE UREA



CRECIMIENTO ESPERADO

Acorde con los datos reportados por el Instituto Mexicano del Petróleo se confía que la demanda de urea crezca un - 16.5% en promedio anual de 1981-1985; éstos valores obtenidos son mostrados en el Cuadro No. 3

Dado que no se poseen datos relativos al futuro incremento de la producción para los años 1981-1985, se han proyectado los valores de la pasada década para los años comprendidos entre 1981-1985, a fin de tener una perspectiva de este futuro incremento. Ver Cuadro No. 4

Una gráfica comparativa entre la demanda y la producción de urea para los años 1980-1985 es mostrada en la Gráfica No. 3

En base a los datos mostrados por esta última gráfica se puede determinar lo siguiente:

| | |
|-------------------------------|--------------------|
| Demanda esperada para 1985 | 3055 mil toneladas |
| Producción esperada para 1985 | 2995 mil toneladas |
| <hr/> | |
| Demanda no cubierta para 1985 | 60 mil toneladas |

Esto es, que habrá 60 mil toneladas no cubiertas para la primera mitad de la década actual. En base a dichos re-

sultados se ha considerado proyectar una planta con una -
capacidad de 35 mil toneladas por año como finalidad del
presente estudio.

CUADRO No. 3

PERSPECTIVAS DE LA DEMANDA DE UREA

miles de toneladas

| 1981 | 1982 | 1983 | 1984 | 1985 |
|------|------|------|------|------|
| 1660 | 1933 | 2252 | 2623 | 3055 |

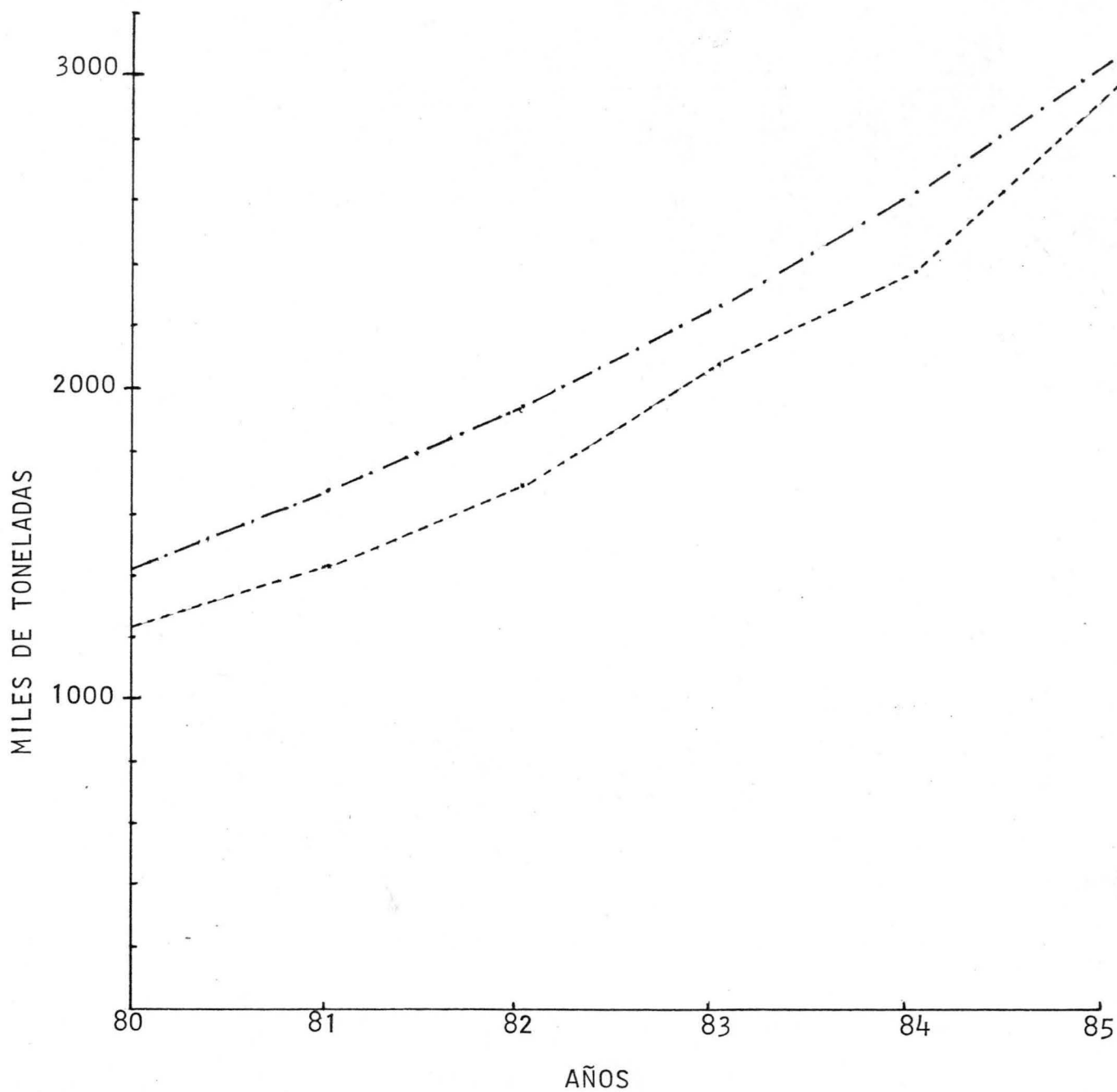
CUADRO NO. 4

PERSPECTIVAS DE LA PRODUCCION DE UREA

miles de toneladas

| 1981 | 1982 | 1983 | 1984 | 1985 |
|------|------|------|------|------|
| 1435 | 1685 | 2095 | 2379 | 2995 |

GRAFICA No. 3
COMPARACION ENTRE PRODUCCION Y DEMANDA DEL 80-85

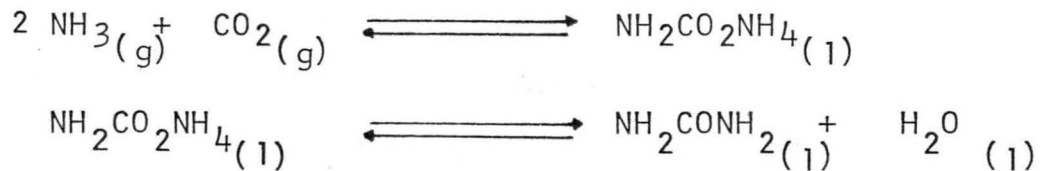


ACCESO A LA TECNOLOGIA

Actualmente las facilidades de acceso a la tecnología de fabricación de la urea se muestran favorables, implicándose solamente la necesidad de investigación para lograr optimizar los métodos de fabricación ya existentes.

MANUFACTURA

En la industria se obtiene urea para ser utilizada como a bono, calentando amoníaco y dióxido de carbono a temperaturas entre 160 y 200 °C y presiones de reacción entre 130 y 260 atmósferas, con la formación de un compuesto intermedio el carbamato de amonio, el cual se deshidrata produciendo urea y agua. Las siguientes reacciones ilustran lo anterior:



Ambas reacciones son reversibles y se llevan a cabo simultáneamente en el reactor, en el cual se forma una mezcla fundida formada por urea, agua, carbamato de amonio y amoníaco que no reaccionó.

La primera reacción es exotérmica, se completa rápidamente a altas temperaturas y presión. El calor de reacción del carbamato de amonio sólido a 25 °C y 1 atm es de 38 kcal/mol y su presión de disociación aumenta con el incremento de temperatura. La presión que se aplica al reactor debe ser mucho mayor que la presión de disociación de equilibrio del carbamato de amonio que corresponde a la temperatura de operación en el reactor, de otra manera, la reacción primera tendería a invertirse, disminuyendo la concentración de carbamato de amonio y por lo tanto,

el rendimiento de urea.

La segunda reacción es endotérmica y depende de las condi ciones fijadas en el proceso, esta reacción tiene lugar - solamente en fase líquida o sólida.

El rendimiento de la urea se favorece por elevadas tempe- raturas, altas presiones y relaciones estequiométricas de los reaccionantes. En la práctica se emplea hasta un exce- so de 200 veces del amoníaco requerido para compensar el que se disuelve en el fundido. Un exceso de amoníaco so- bre la relación estequiométrica de 2:1 aumenta el rendi- miento de urea, mientras que la presencia del agua produ- ce el efecto contrario. Se requiere un tiempo de reacción aproximadamente de 1 hora para alcanzar el rendimiento en equilibrio de la urea. El efluente del reactor es una mez- cla de gases formada por amoníaco y dióxido de carbono y solución acuosa de urea y carbamato de amonio. El siguien- te paso en la síntesis de la urea, es recuperarla en for- ma útil, extrayéndola del efluente del reactor.

PROPIEDADES DEL CARBAMATO DE AMONIO

El carbamato de amonio, ($\text{NH}_2\text{CO}_2\text{NH}_4$) de peso fórmula i- gual a 78.075 es un sólido blanco cristalino soluble en agua. Se forma a temperatura ambiente mediante el paso de gas amoníaco sobre hielo seco. En solución acuosa se con vierte en carbonato de amonio mediante la adición de una

molécula de agua. Sobre 60°C la solución de carbonato de amonio se convierte en una solución de carbamato y arriba de 150°C causa que pierda una molécula de agua y forme urea.

El carbamato de amonio funde a una temperatura cercana a los 150°C y el calor de fusión es de 4 kcal/mol. La conversión del carbamato a urea empieza a los 100°C. La velocidad de conversión se incrementa con el aumento de la temperatura.

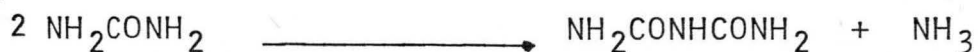
PRESION DE DISOCIACION DEL CARBAMATO DE AMONIO PURO

| Temperatura °C | Presión de vapor en atm abs. |
|----------------|------------------------------|
| 40 | 0.31 |
| 60 | 1.05 |
| 80 | 3.1 |
| 100 | 8.5 |
| 120 | 21. |
| 140 | 46. |
| 160 | 98. |
| 180 | 150. |
| 200 | 200. |

PROPIEDADES FISICAS Y QUIMICAS

La urea o carbamida, NH_2CONH_2 , es la amida del ácido carbámico o la diamida del ácido carbónico. A temperatura ambiente es un sólido cristalino blanco e inodoro, de sabor fresco y salino que recuerda al del nitrato de sodio. Disuelta en agua, se hidroliza muy lentamente a carbamato de amonio, el cual se descompone en amoníaco y dióxido de carbono mediante calentamiento.

La urea es clasificada como un compuesto no tóxico. En forma sólida es bastante estable a temperatura ambiente y presión atmosférica. Calentada bajo vacío y a su punto de fusión, se sublima sin cambio alguno; sin embargo, sufre varias transformaciones cuando se le calienta por encima de su punto de fusión, el cual es de 132.7°C . A $150 - 160^\circ\text{C}$, se descompone con desprendimiento de amoníaco, formación de cianato de amonio (NH_4OCN) y biuret ($\text{HN}(\text{CONH}_2)_2$). Conforme se eleva más la temperatura se originan compuestos cíclicos como el ácido cianúrico ($\text{C}_3\text{N}_3(\text{OH})_2$). Prolongado calentamiento de la solución acuosa de urea forma un compuesto llamado biuret según la siguiente reacción:



Esta reacción es promovida bajo presiones bajas, altas temperaturas y prolongado tiempo de calentamiento. A pre-

siones de 100-200 atm el biuret se convierte en urea si es calentado en presencia de amoníaco.

Forma sales con los ácidos inorgánicos, como el nítrico, sulfúrico, fosfórico y clorhídrico y con algunos orgánicos notablemente con el ácido acético y el oxálico. En amoníaco líquido, reacciona con los metales alcalinos, libres o en forma de amidas, dando sales metálicas como NH_2CONHNa y $\text{CO}(\text{NHNa})_2$. Es fácilmente soluble en el agua, en alcoholes y en amoníaco líquido.

PROPIEDADES GENERALES DE LA UREA

| | |
|---|----------------------------|
| Fórmula | NH_2CONH_2 |
| Peso fórmula | 60.059 |
| Punto de fusión | 132.7 °C |
| Gravedad específica d_4^{20} | 1.335 g/cm ³ |
| Forma cristalina | prisma incoloro |
| Energía libre de formación a 25 °C | -47,120 cal/g mol |
| Calor de fusión | 60 cal/g |
| Calor de solución en el agua | 58 cal/g |
| Calor de cristalización de solución acuosa de urea al 70% | 110 cal/g |

CAPITULO II

PROCESO DE MANUFACTURA

El proceso puede dividirse en tres etapas: síntesis, purificación y terminación.

- 1.- Síntesis: incluye la conversión de amoníaco y dióxido de carbono a urea.
- 2.- Purificación: incluye la separación del amoníaco y dióxido de carbono que no reaccionaron de la solución de urea.
- 3.- Terminación: incluye la concentración de la solución de urea y preparación del producto final.

Los pasos seguidos en el proceso son mostrados en la Figura No. 1. Para la descripción de este proceso se hará referencia al diagrama de flujo de proceso mostrado en la Figura No. 2

SINTESIS:

Se alimentan separadamente amoníaco y dióxido de carbono como gases en una autoclave (R - 100), la cual es mantenida a una temperatura de 180 C y a una presión de 200 atmósferas. En la autoclave el amoníaco y el dióxido de carbono reaccionan formando carbamato de amonio, el cual se deshidrata produciendo urea y agua. La mezcla existente en la parte superior de la autoclave conteniendo amoníaco y dióxido de carbono que no reaccionaron, carbamato de a-

monio, urea y agua pasa por una válvula de reducción para disminuir su presión a 20 atm y luego pasa a un cambiador de calor (H - 200) para enfriar la mezcla de 180 a 60 C u sando como medio de enfriamiento el agua.

PURIFICACION Y TERMINACION:

La purificación consiste en el calentamiento de la mezcla usando vapor de agua en un desgasificador (S - 300) para despojar el 60% del amoniaco que no reaccionó y el dióxido de carbono. Estos gases se recuperan para utilizarlos de nuevo en el proceso. La solución residuo del desgasificador se pasa a un cristalizador (K - 400) que opera a vacío y a 25 C, aquí el 70% del amoniaco alimentado al mismo es removido y recuperado para utilizarlo en el proceso. La mezcla resultante del cristalizador compuesta de amoniaco, agua, urea, carbamato de amonio y cristales de urea, pasa a una centrifuga (C - 500) para separar la urea cristalizada del líquido madre. El líquido madre -- conteniendo en porcentaje peso un 14% de amoniaco, 21% de carbamato de amonio, 27% de agua y 38% de urea, el -- cual se utilizará como fertilizante líquido; mientras -- que los cristales de urea son pasados a un secador rotatorio (RD - 600), donde el agua que aún contienen es reducida por aire caliente a 1% de humedad. Los cristales secos se colectan en un tanque de almacenamiento (ST - 700) para después empacarse en costales de 50 kg. La u--

rea aquí formada es un sólido granular en forma de perlas cristalinas con un tamaño de 0.5 a 1.5 mm.

Con este proceso se produce el 60% de la urea en forma sólida y el restante en forma líquida, la conversión del -- dióxido de carbono a urea es del 80%. Este proceso se basa en las Referencias (2) y (3).

FIGURA No. 1

DIAGRAMA DE CUADROS PARA UNA PLANTA DE UREA

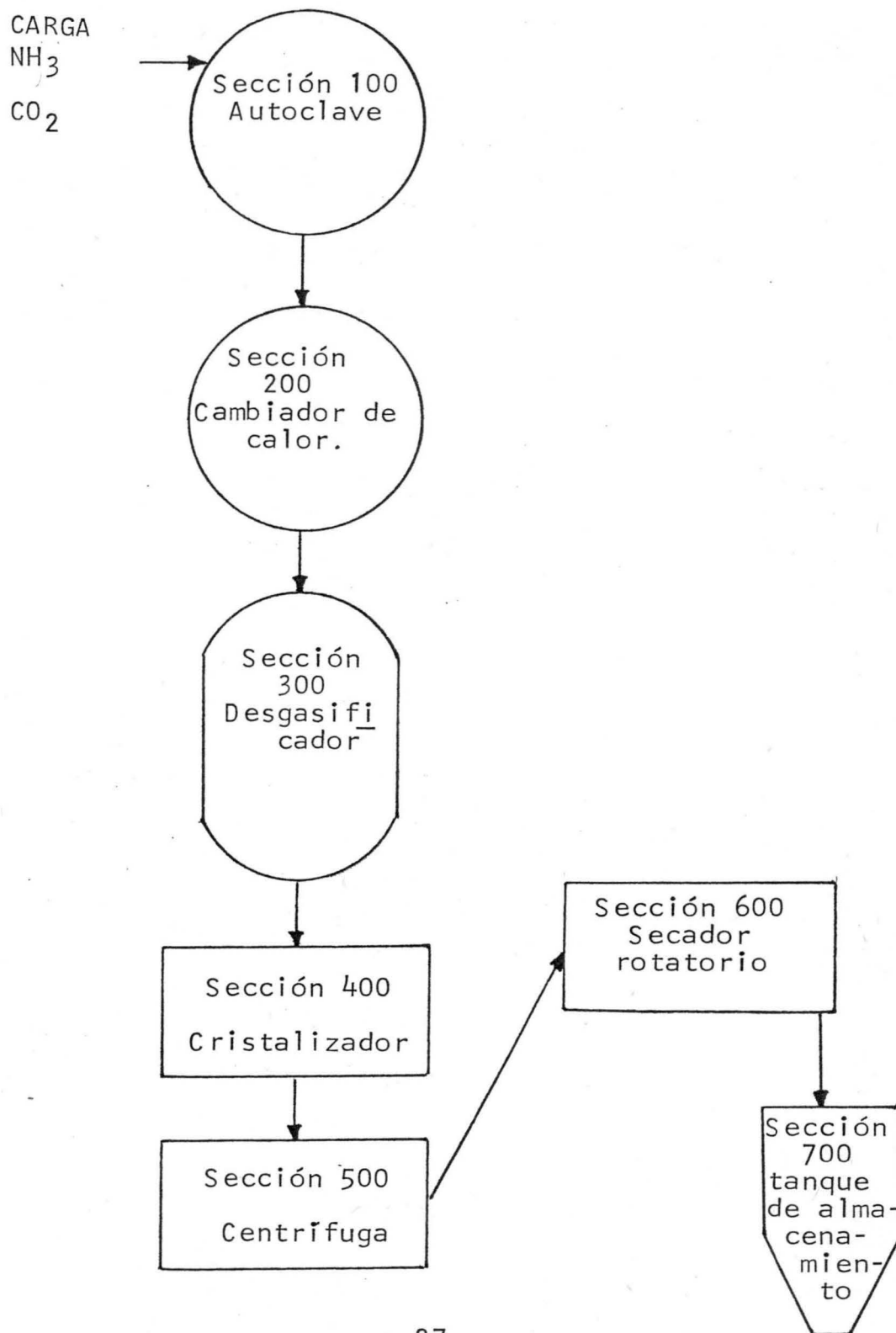
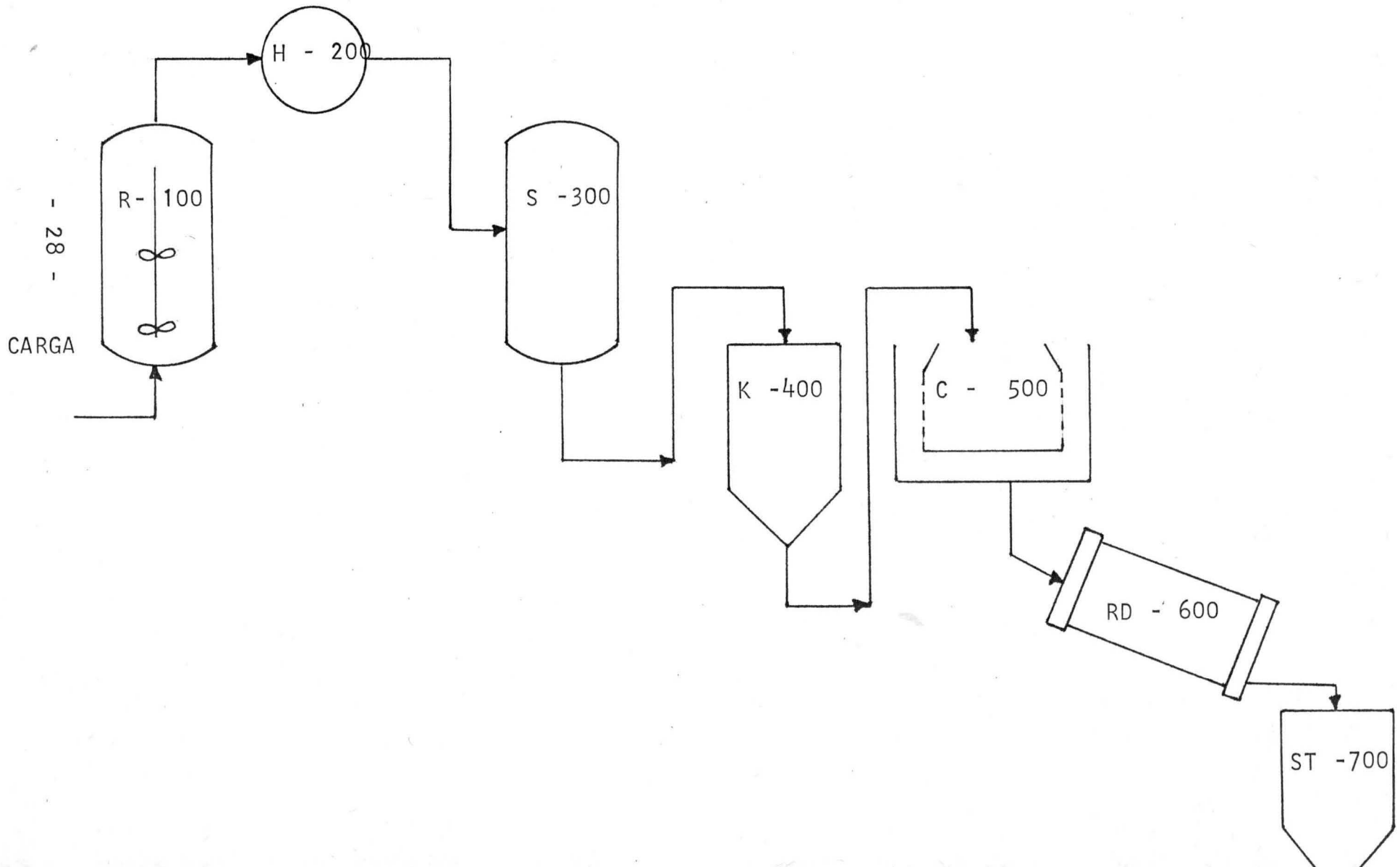


FIGURA No. 2

DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO



- 28 -

CARGA

R - 100

H - 200

S - 300

K - 400

C - 500

RD - 600

ST - 700

BALANCE DE MATERIA

El balance de materia se calculará en base a la producción fijada de urea sólida.

1.- BALANCE EN EL SECADOR ROTATORIO

BASE DE CALCULO: Producir 95,890 kg/día de urea sólida con 1% en peso de humedad.

DATOS:

- Se eliminan 80.8 kg de agua por cada 100 kg de agua alimentados.
- Se sabe que la urea contiene 1% en peso de agua.

BALANCE TOTAL

$$P = W + Z$$

donde P peso total alimentado al secador

W peso de agua eliminada

Z peso total de la urea sólida producida.

BALANCE DE AGUA:

$$H_2O \text{ en } P = H_2O \text{ en } W + H_2O \text{ en } Z$$

Como la urea contiene 1% en peso de agua se calcularán los kg de agua que contiene la urea producida.

$$\% \text{ peso de } H_2O = \frac{\text{kg de } H_2O}{\text{kg de } H_2O + \text{kg de urea}} \times 100$$

$$0.01 = \frac{\text{kg de } H_2O}{\text{Kg de } H_2O + 95,890 \text{ kg de urea}} \times 100$$

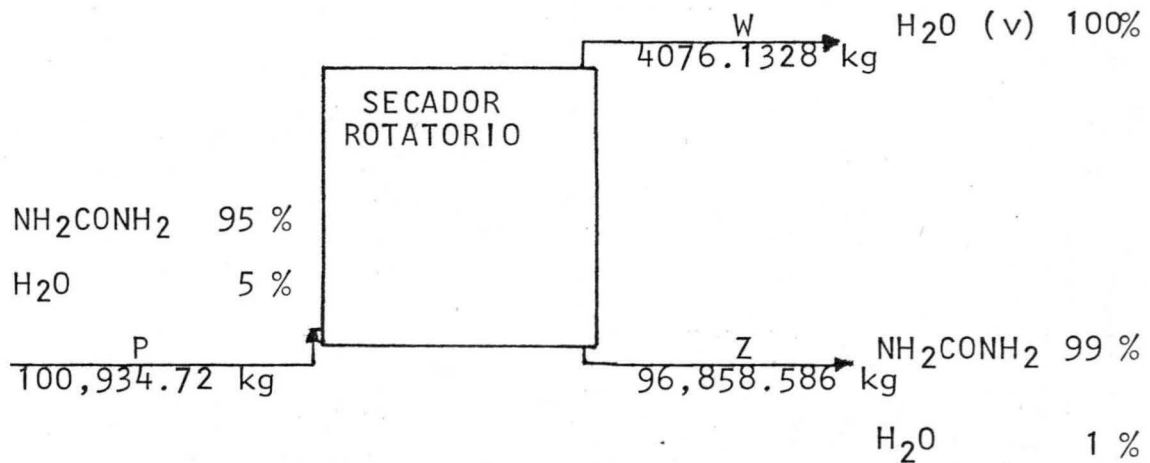
$$\text{kg de } H_2O \text{ en } P = 968.586$$

$$\begin{aligned}
 \text{kg de H}_2\text{O en P} &= \text{kg de H}_2\text{O en W} + \text{kg de H}_2\text{O en Z} \\
 \text{kg de H}_2\text{O en P} &= \text{kg de H}_2\text{O en P}(0.808) + 968.586 \\
 &= 968.586/0.192 \\
 &= 5044.7188 \text{ kg de H}_2\text{O en P}
 \end{aligned}$$

kg de H₂O que se eliminan:

$$\begin{aligned}
 5044.7188 \text{ kg de H}_2\text{O en P} &\times \frac{80.8 \text{ kg de H}_2\text{O}}{100 \text{ kg de P}} \\
 &= 4076.1328 \text{ kg de H}_2\text{O en W}
 \end{aligned}$$

BALANCE FINAL EXPRESADO EN PORCENTAJES.



2.- BALANCE EN EL CRISTALIZADOR-CENTRIFUGA.

DATOS:

- Se produce el 60% de urea en forma sólida y el 40% en forma líquida.
- El 70% del amoníaco alimentado al cristalizador es removido.
- Porcentajes peso del licor madre:
 - 21% de carbamato
 - 38% de urea
 - 14% de amoníaco
 - 27% de agua.

BASE: Los 100,934.72 kg que se alimentan al secador

BALANCE TOTAL

$$R = G + L + P$$

donde R es el peso total que entra al sistema cristalizador-centrífuga.

G peso total del amoníaco que es removido.

L peso total del licor madre

P peso total que se alimenta al secador.

BALANCE DE UREA:

kg de urea en R = kg de urea en L + kg de urea en P
kg de urea en P

$$100,934.72 \text{ kg de P} \times \frac{95 \text{ kg de urea}}{100 \text{ kg de P}} \\ = 95,890 \text{ kg de urea en P}$$

Peso total de la urea

$$\frac{95,890 \text{ kg de urea}}{0.60} \\ = 159,816.67 \text{ kg de urea total.}$$

Peso de urea en licor madre = urea total - urea producida

$$= 159,816.67 \text{ kg} - 95,890 \text{ kg} \\ = 63,926.667 \text{ kg de urea en L.}$$

Peso total del licor madre (L)

$$= 63,926.667 \text{ kg de urea} \quad \times \\ \frac{100 \text{ kg de L}}{38 \text{ kg de urea}}$$

$$= 168,228.07 \text{ kg de licor madre (L)}$$

Peso de los componentes del licor madre (L)

kg de carbamato

$$168,228.07 \text{ kg de L} \times \frac{21 \text{ kg de carbamato}}{100 \text{ kg de L}}$$

$$= 35,327.895 \text{ kg de carbamato}$$

kg de urea

$$168,228.07 \text{ kg de L} \times \frac{38 \text{ kg de urea}}{100 \text{ kg de L}}$$

$$= 63,926.667 \text{ kg de urea}$$

kg de amoníaco

$$168,228.07 \text{ kg de L} \times \frac{14 \text{ kg de amoníaco}}{100 \text{ kg de L}}$$

$$= 23,551.93 \text{ kg de amoníaco}$$

kg de agua

$$168,228.07 \text{ kg de L} \times \frac{27 \text{ kg de agua}}{100 \text{ kg de L}}$$

$$= 45,421.579 \text{ kg de agua.}$$

BALANCE DE AMONIACO:

$$\text{NH}_3 \text{ en R} = \text{NH}_3 \text{ en G} + \text{NH}_3 \text{ en L}$$

$$\text{NH}_3 \text{ en R} = \text{NH}_3 \text{ en G} + 23,551.93 \text{ kg de NH}_3$$

Se sabe que el 70% del amoníaco alimentado es removido -- por G y el restante por L entonces:

NH₃ total alimentado por R

$$\frac{23,551.93 \text{ kg de amoníaco}}{0.30}$$

$$= 78,506.433 \text{ kg NH}_3 \text{ alimentados por R.}$$

$$\begin{aligned} \text{NH}_3 \text{ en R} &= \text{NH}_3 \text{ en G} + \text{NH}_3 \text{ en L} \\ 78,506.433 \text{ kg} &= \text{NH}_3 \text{ en G} + 23,551.93 \text{ kg} \\ \text{NH}_3 \text{ en G} &= 54,954.503 \text{ kg} \end{aligned}$$

Peso de los componentes del residuo (R)

kg de urea

$$\begin{aligned} \text{kg de urea en L} + \text{kg de urea en P} \\ 63,926.667 \text{ kg} + 95,890 \text{ kg} \\ = 159,816.67 \text{ kg de urea} \end{aligned}$$

kg de amoníaco

$$\begin{aligned} \text{kg de NH}_3 \text{ en G} + \text{kg de NH}_3 \text{ en L} \\ 54,954.503 \text{ kg} + 23,551.93 \\ = 78,506.433 \text{ kg de NH}_3 \end{aligned}$$

kg de carbamato

$$\begin{aligned} \text{kg de carbamato de L} \\ = 35,327.895 \text{ kg de NH}_4\text{CO}_2\text{NH}_2 \end{aligned}$$

kg de agua

$$\begin{aligned} \text{kg de agua en L} + \text{kg de agua en P} \\ 45,421.579 \text{ kg} + 5044.7182 \text{ kg} \\ = 50,466.297 \text{ kg de H}_2\text{O} \end{aligned}$$

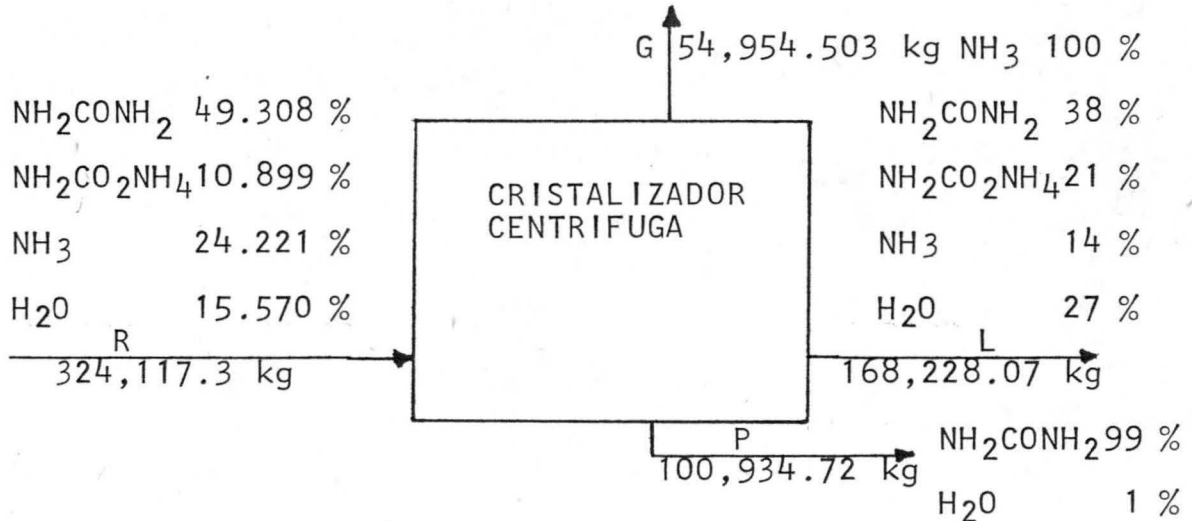
BALANCE TOTAL

$$R = L + G + P$$

$$R = 168,228.07 \text{ kg} + 54,954.503 \text{ kg} + 100,934.72 \text{ kg}$$

$$R = 324,117.30 \text{ kg}$$

BALANCE FINAL EXPRESADO EN PORCENTAJES:



3.- BALANCE EN EL DESGASIFICADOR

DATOS:

- En el producto cabeza se obtiene el 60% del amoníaco que no reaccionó y el dióxido de carbono que no reaccionó.

Tomando F peso total que se alimenta al desgasificador

V peso total del producto cabeza del desgasificador

R peso total del residuo que se alimenta al cristizador.

BASE: Los 324,117.30 kg de R que se alimentan al cristizador.

BALANCE TOTAL

$$F = V + R$$

$$F = V + 324,117.30 \text{ kg}$$

BALANCE DE AMONIACO:

$$\text{NH}_3 \text{ en } F = \text{NH}_3 \text{ en } V + \text{NH}_3 \text{ en } R$$

Se sabe que el NH_3 en V = NH_3 en F (0.60)

entonces: NH_3 en R = NH_3 en F (0.40)

sustituyendo en la ecuación del balance de amoníaco se ob
tiene el amoníaco alimentado en F

$$\text{NH}_3 \text{ en F} = \text{NH}_3 \text{ en F}(0.60) + \text{NH}_3 \text{ en F}(0.40)$$

$$\text{NH}_3 \text{ en F} = (0.60) \text{NH}_3 \text{ en F} + 78,506.433 \text{ kg}$$

$$(0.40)\text{NH}_3 \text{ en F} = 78,506.433 \text{ kg}$$

$$\text{NH}_3 \text{ en F} = 196,266.08 \text{ kg}$$

kg de amoníaco en V

$$\text{NH}_3 \text{ en V} = \text{NH}_3 \text{ en F}(0.60)$$

$$= 196,266.08 \text{ kg} (0.60)$$

$$= 117,759.65 \text{ kg de NH}_3 \text{ en V}$$

Como el agua, el carbamato y la urea salen y entran por -
un solo punto se puede determinar la alimentación al des-
gasificador (F), teniendo en cuenta que el amoníaco sale
tanto por la cabeza del desgasificador como por el resi--
duo.

Peso de los componentes alimentados al desgasificador (F)

kg de urea

$$\text{kg de urea en R}$$

$$= 159,816.67 \text{ kg de urea}$$

kg de carbamato

$$\text{kg de carbamato en R}$$

$$= 35,327.895 \text{ kg de carbamato}$$

kg de agua

$$\text{kg de agua en R}$$

$$= 50,466.297 \text{ kg de H}_2\text{O}$$

kg de amoníaco

$$\begin{aligned} & \text{kg de NH}_3 \text{ en V} + \text{kg de NH}_3 \text{ en R} \\ & 117,759.65 \text{ kg} + 78,506.433 \text{ kg} \\ & = 196,266.08 \text{ kg de NH}_3 \end{aligned}$$

kg de dióxido de carbono

kg de CO₂ que no reaccionaron.

Los kg de CO₂ que no reaccionaron se determinarán al hacer un balance en la autoclave.

4.- BALANCE EN EL INTERCAMBIADOR DE CALOR

Ya que la función de este aparato es enfriar el efluente de la autoclave se proseguirá a realizar un balance en la autoclave.

5.- BALANCE EN LA AUTOCLAVE

BASE: Los 441,876.94 kg alimentados al intercambiador y al desgasificador.

DATOS:

- Composiciones peso del efluente de la autoclave:

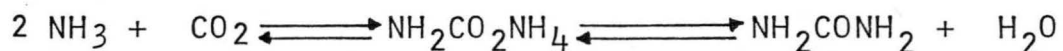
NH₂CONH₂ 159,816.67 kg

NH₂CO₂NH₄ 35,327.895 kg

NH₃ 196,266.080 kg

H₂O 50,466.297 kg

REACCION:



| <u>COMPUESTO</u> | <u>PM(Kg/mol Kg)</u> |
|---|----------------------|
| NH ₃ | 17.032 |
| CO ₂ | 44.011 |
| NH ₂ CO ₂ NH ₄ | 78.075 |
| NH ₂ CONH ₂ | 60.059 |
| H ₂ O | 18.016 |

- Conversión del 80% basada del CO₂ a NH₂CONH₂

Balace de Oxígeno en la salida:

$$\% O_{\text{urea}} = \frac{16}{60.059} \times 100 = 26.640 \%$$

$$\% O_{\text{carb.}} = \frac{32}{78.075} \times 100 = 40.986 \%$$

$$\% O_{\text{agua}} = \frac{16}{18.016} \times 100 = 88.810 \%$$

$$\text{kg de urea} = 159,816.67 (0.2664) = 42,575.161$$

$$\text{kg de carb.} = 35,327.895(0.40986) = 14,479.491$$

$$\text{kg de agua} = 50,466.297(0.8881) = 44,819.118$$

$$\text{kg de Oxígeno(urea + carb. + agua)} = 101,873.77$$

$$\text{Peso teórico de CO}_2 = \frac{\text{Peso de oxígeno que reaccionó}}{\% \text{ fracción Oxígeno}_{\text{CO}_2}}$$

$$= \frac{101,873.77 \text{ kg}}{32/44.011 (100)}$$

$$= 140,111.637 \text{ kg}$$

Como solo reacciona el 80% del CO₂ entonces:

$$\text{kg de CO}_2 \text{ alimentados} = \frac{140,111.637 \text{ kg}}{0.80}$$

$$= 175,139.546 \text{ kg de CO}_2 \text{ alimentados}$$

$$\begin{aligned} \text{kg de CO}_2 \text{ que no reaccionan} &= 175,139.546 - 140,111.637 \\ &= 35,027.909 \text{ kg} \end{aligned}$$

Balance de Nitrógeno en la salida:

$$\% N_{\text{NH}_3} = \frac{14.008}{17.032} \times 100 = 82.245 \%$$

$$\% N_{\text{carb.}} = \frac{28.016}{78.075} \times 100 = 35.883 \%$$

$$\% N_{\text{urea}} = \frac{28.016}{60.059} \times 100 = 46.647 \%$$

$$\text{kg de carb.} = 35,327.895 (0.35883) = 12,676.709$$

$$\text{kg de urea} = 159,816.67 (0.46647) = 74,549.682$$

kg de amoníaco que reaccionaron en base al nitrógeno:

$$\begin{aligned} &= N_{\text{carb.}} + N_{\text{urea}} \\ &= 12,676.709 \text{ kg} + 74,549.682 \text{ kg} \\ &= 87,226.391 \text{ kg} \end{aligned}$$

Peso del NH_3 que reaccionó en base al nitrógeno

$$= \frac{\text{Peso del nitrógeno que reaccionó}}{\% \text{ fracción Nitrógeno } \text{NH}_3}$$

$$= \frac{87,226.391}{0.82245}$$

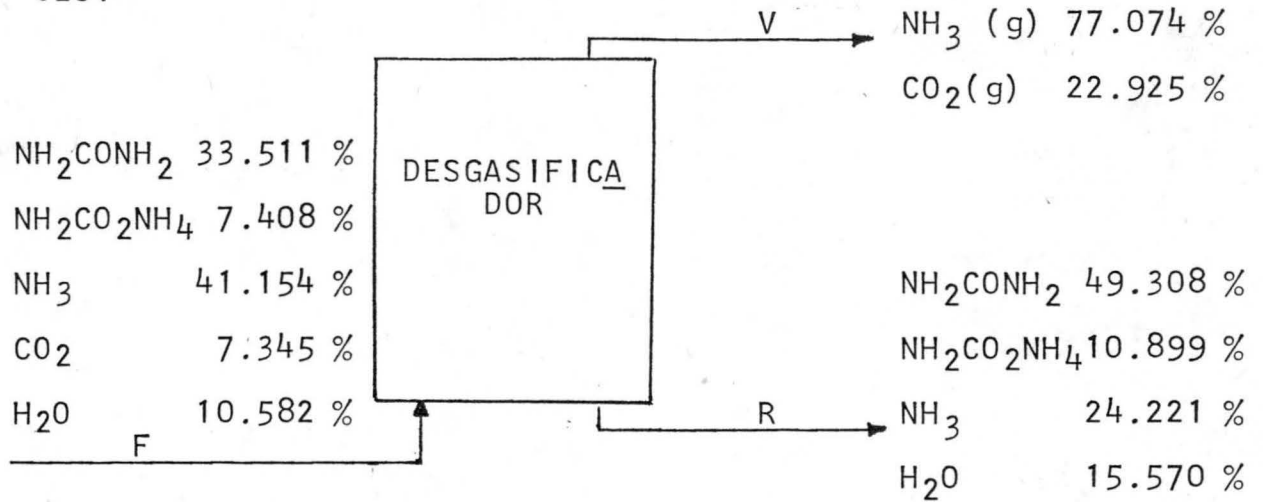
$$= 106,056.771 \text{ kg de } \text{NH}_3 \text{ que reaccionaron}$$

kg de NH_3 alimentados = NH_3 que reaccionó + NH_3 que no reaccionó.

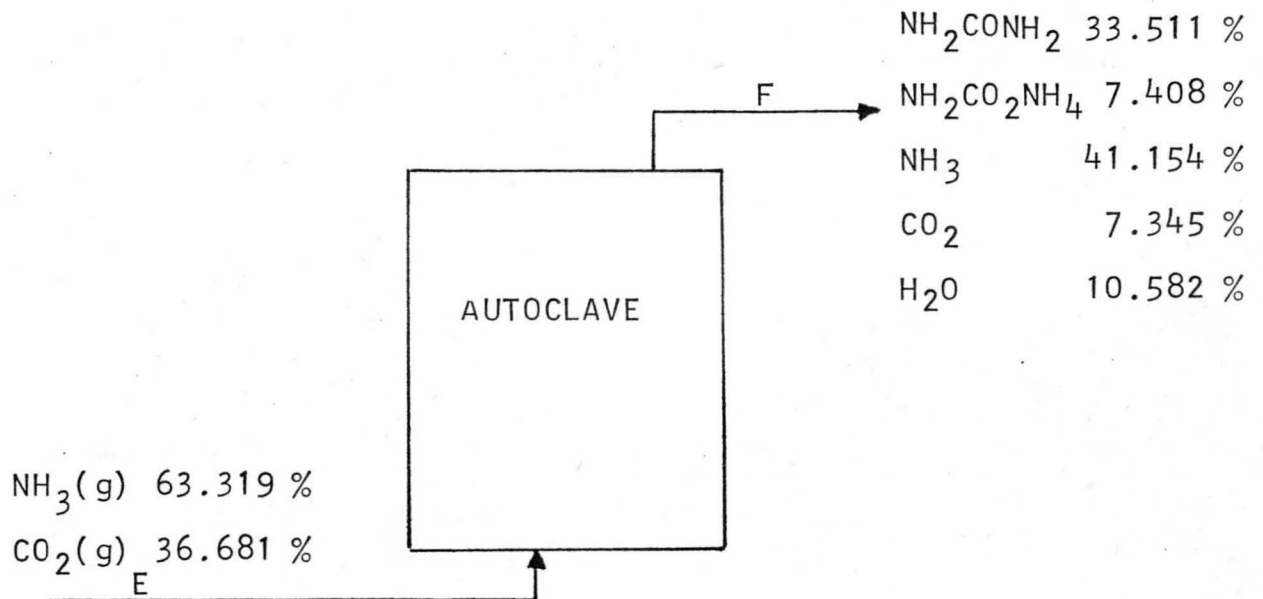
$$= 106,056.771 \text{ kg} + 196,266.08 \text{ kg}$$

$$= 302,322.851 \text{ kg } \text{NH}_3 \text{ alimentados}$$

BALANCE FINAL EN EL DESGASIFICADOR EXPRESADO EN PORCENTAJES:



BALANCE FINAL EN LA AUTOCLAVE EXPRESADO EN PORCENTAJES:



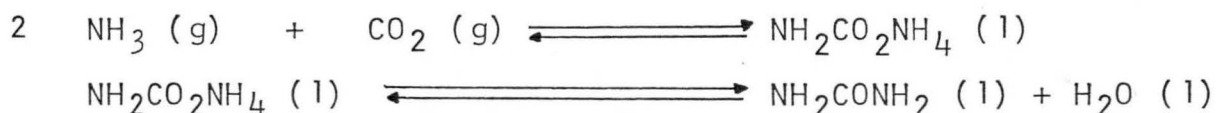
BALANCE DE ENERGIA

1.- BALANCE EN LA AUTOCLAVE

Del balance de materia se tienen las cantidades de cada componente que reacciona.

| REACTIVOS | kg/día | mol kg/día |
|---|-------------|------------|
| NH ₃ | 302,322.851 | 17,750.28 |
| CO ₂ | 175,139.546 | 3,979.45 |
| PRODUCTOS | | |
| NH ₃ | 196,266.08 | 11,523.372 |
| CO ₂ | 35,027.909 | 795.889 |
| NH ₂ CONH ₂ | 159,816.67 | 2,660.995 |
| H ₂ O | 50,466.297 | 2,801.193 |
| NH ₂ CO ₂ NH ₄ | 35,327.895 | 452.487 |

REACCIONES:

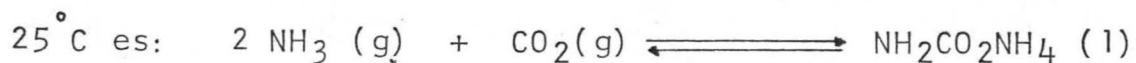


Calor total =

$$\Delta H_{\text{reac.1}} + \Delta H_{\text{reac.2}} + \Delta H_{\text{productos}} - \Delta H_{\text{reactivos}}$$

Los reactivos entran a 25°C y en la autoclave alcanzan la temperatura de 180°C, a ésta temperatura salen los productos
TEMPERATURA DE REFERENCIA 25°C.

El calor de reacción para la formación del carbamato de a monio según caso de estudio Ref. (4) a temperatura de 170°C y presión de 140 atm con temperatura de referencia de



$$\Delta H = - 24.085 \text{ kcal/mol kg de carb.}$$

Moles kg de carbamato de amonio formados a partir del CO₂ alimentado teniendo en cuenta que solo reacciona el 80%

$$\frac{(1)78.075 \text{ kg de carb.}}{(1)44.011 \text{ kg de CO}_2} \times 175,139.546 \text{ kg de CO}_2 (0.80)$$

$$= 248,556.407 \text{ kg de carb.} \times \frac{1 \text{ mol kg de carb.}}{78.075 \text{ kg de carb.}}$$

$$= 3,183.559 \text{ mol kg de carb. formados.}$$

$$\Delta H_{\text{reacción 1}} = (3,183.559 \text{ mol kg de carb}) \left(\frac{-24.085 \text{ kcal}}{\text{mol kg}} \right)$$

$$= - 76,676.0185 \text{ kcal}$$

El calor de reacción para la formación de la urea a la temperatura de 180°C según mismo caso de estudio con temperatura de referencia de 25°C es:



$$\Delta H = 6.59 \text{ kcal/mol kg de urea}$$

$$\Delta H_{\text{reacción 2}} = (2,660.995 \text{ mol kg})(6.59 \text{ kcal/mol kg})$$

$$= 17,535.957 \text{ kcal.}$$

$$\Delta H_{\text{(reacción 1+2)}} = - 59,140.0615 \text{ kcal}$$

REACTIVOS:

Ya que la temperatura de referencia es de 25°C y a esta temperatura entran los reactivos, entonces:

$$\alpha(\Delta H)_{\text{reactivos}} = 0$$

ENTALPIA DE LOS PRODUCTOS:

Se tienen los siguientes valores según Ref. (5)

C_p promedio (kcal/kg mol °C)

| | |
|--|------|
| para el agua líquida | 18.4 |
| para la urea sólida y fundida | 19.2 |
| para el carbamato de amonio sólido y fundido | 36.4 |

$$\Delta H = N C_p \Delta T$$

AGUA:

$$\begin{aligned}\Delta H &= (2,801.193 \text{ mol/kg})(18.4 \text{ kcal/kgmol } ^\circ\text{C})(180-25) ^\circ\text{C} \\ &= 7,989,002.436 \text{ kcal}\end{aligned}$$

CARBAMATO DE AMONIO:

$$\begin{aligned}\Delta H &= (452.487 \text{ mol/kg})(36.4 \text{ kcal/kgmol } ^\circ\text{C})(180-25) ^\circ\text{C} \\ &= 2,552,931.654 \text{ kcal}\end{aligned}$$

UREA:

$$\begin{aligned}\Delta H &= (2660.995 \text{ mol/kg})(19.2 \text{ kcal/kgmol } ^\circ\text{C})(180-25) ^\circ\text{C} \\ &= 7,919,121.12 \text{ kcal}\end{aligned}$$

La entalpía para gases como son el amoníaco y el dióxido de carbono, se ve afectada por la presión por lo que se determinará la entalpía utilizando las condiciones críticas.

AMONIACO:

$$T_1 = T_{\text{ref.}} = 25 ^\circ\text{C} = 298 ^\circ\text{K}$$

$$T_c = 132.4 ^\circ\text{C} = 405 ^\circ\text{K}$$

$$T_2 = 180^\circ \text{C} = 453^\circ \text{K}$$

$$P_c = 111.5 \text{ atm.}$$

$$P_2 = 200 \text{ atm.}$$

La presión de equilibrio a 25°C según apéndice 1 es de $10.20 \text{ atm.} = P_1$

$$P_{r1} = \frac{10.20}{111.5} = 0.1 \quad P_{r2} = \frac{200}{111.5} = 1.79$$

$$T_{r1} = \frac{298}{405.4} = 0.735 \quad T_{r2} = \frac{453}{405.4} = 1.11$$

Con T_{ri} y P_{ri} se obtiene un valor de $\frac{H_0 - H_i}{T_c}$ según a-

péndice 2

$$\frac{H_0 - H_1}{T_c} = 0.60 \text{ kcal/mol kg}^\circ \text{K}$$

$$\frac{H_0 - H_2}{T_c} = 5.5 \text{ kcal/mol kg}^\circ \text{K}$$

$$\Delta H = ((H_2 - H_0) - (H_1 - H_0)) T_c$$

$$\Delta H = 5.5 - 0.60 \text{ kcal/mol kg}^\circ \text{K} (405.4\text{K})$$

$$\Delta H = 1986.46 \text{ kcal/mol kg}$$

$$\Delta H = (11,523.372 \text{ mol kg}) (1986.46 \text{ kcal/mol kg})$$

$$\Delta H = 22,890,717.53 \text{ kcal}$$

DIOXIDO DE CARBONO:

$$T_1 = T_{ref} = 25^\circ \text{C} = 298^\circ \text{K}$$

$$T_c = 304.1^\circ \text{K}$$

$$T_2 = 180^\circ \text{C} = 453^\circ \text{K}$$

$$P_c = 73 \text{ atm.}$$

$$P_1 = 1.28 \text{ atm}$$

$$P_2 = 200 \text{ atm}$$

aplicando el mismo procedimiento que para el amoníaco se tiene lo siguiente:

$$Tr_1 = \frac{298}{304.1} = 0.979$$

$$Tr_2 = \frac{453}{304.1} = 1.48$$

$$Pr_1 = \frac{1.98}{73} = 0.02$$

$$Pr_2 = \frac{200}{73} = 2.74$$

Según apéndice 2 se obtiene:

$$\Delta H = ((H_2 - H_0) - (H_1 - H_0)) T_c$$

$$\Delta H = (881.9 - 217.9) \text{ kcal/mol kg K } (304.1 \text{ K})$$

$$\Delta H = 201,922.4 \text{ kcal/mol kg}$$

$$\Delta H = (795.889 \text{ mol kg}) (201,922.4 \text{ kcal/mol kg})$$

$$\Delta H = 160,707,817 \text{ kcal}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{productos}} &= \Delta H(\text{carb.} + \text{agua} + \text{urea} + \text{NH}_3 + \text{CO}_2) \\ &= 202,059,589.7 \text{ kcal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{TOTAL}} &= \Delta H_{\text{reacción}} + \Delta H_{\text{productos}} - \Delta H_{\text{reactivos}} \\ &= - 59,140.0615 \text{ kcal} + 202,059,589.7 \text{ kcal} - 0 \\ &= 202,000,449.6 \text{ kcal.} \end{aligned}$$

2.- BALANCE EN EL INTERCAMBIADOR DE CALOR

El efluente de la autoclave es liberado a 180°C y a ésta temperatura entra al intercambiador de calor. La función de este aparato es reducir la temperatura del efluente de la autoclave a 60°C utilizando agua como medio de enfriamiento. Se determinará un balance de calor en este aparato.

La masa total que entra al intercambiador de acuerdo al balance de materia es la siguiente:

| | kg/hr | %peso |
|---|-----------|--------|
| NH ₃ | 8,177.75 | 41.154 |
| CO ₂ | 1,459.496 | 7.345 |
| NH ₂ CONH ₂ | 6,659.027 | 33.511 |
| NH ₂ CO ₂ NH ₄ | 1,471.995 | 7.408 |
| H ₂ O | 2,102.762 | 10.582 |
| TOTAL | 19,871.03 | 100.00 |

Según Ref. (5) se tienen los siguientes valores:

| | Cp promedio (kcal/kg °C) |
|--|---------------------------|
| para el agua líquida | 1.02 |
| para la urea sólida y fundida | 0.3196 |
| para el carbamato de amonio sólido y fundido | 0.466 |

$$\bar{C}_p = \frac{\int_{T_1}^{T_2} C_p(T) dT}{T_2 - T_1}$$

$$C_p \text{ para el NH}_3 = 6.70 + 0.0063 T \quad ; \quad \text{cal/mol gr}^\circ \text{K}$$

$$T_1 = 60 \text{ C} = 333^\circ \text{K}$$

$$T_2 = 180 \text{ C} = 453^\circ \text{K}$$

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p(T) dT = 6.7 (453-333) + \frac{0.0063}{2} ((453)^2 - (333)^2)$$

$$\bar{C}_p = \frac{1101.08}{(453-333)} = 9.1759 \text{ kcal/mol kg}^\circ \text{C}$$

$$= 0.5387 \text{ kcal/kg}^\circ \text{C}$$

$$C_p \text{ para el CO}_2 = 10.34 + 0.000274 T - \frac{195500}{T^2} \quad ; \quad \text{cal/mol gr}^\circ \text{K}$$

$$\int_{T_1}^{T_2} C_p(T) dT = 10.34(453-333) + \frac{0.000274}{2} ((453)^2 - (333)^2) + \frac{195500}{(453-333)} - 45 -$$

$$\bar{C}_p = \frac{2882.888}{(453-333)}$$

$$= 24.024 \text{ kcal/mol kg}^\circ\text{C} = 0.5459 \text{ kcal/kg}^\circ\text{C}$$

Ya que no se tiene manera de determinar el C_p de la mezcla experimentalmente y no se encontró en la bibliografía se supondrá que tanto la fase líquida y gaseosa están muy unidas formando una sola mezcla.

$$C_{pm} = C_{pi} X_i$$

$$C_{pm} = (0.5387)(0.41154) + (0.5459)(0.07345) + (0.3196)(0.33511) + (0.466)(0.07408) + (1.02)(0.10582)$$

$$= 0.5114 \text{ kcal/kg}^\circ\text{C}$$

$$Q = M_m C_{pm} T_m$$

$$= (19,871.03 \text{ kg/hr})(0.5114 \text{ kcal/kg}^\circ\text{C})(180-60)^\circ\text{C}$$

$$= 1,219,445.369 \text{ kcal/hr}$$

$$= 29,266,688.86 \text{ kcal/día.}$$

3.- BALANCE EN EL DESGASIFICADOR.

Del balance de materia se tiene lo siguiente:

| ENTRADA | kg/día | mol kg/día |
|--------------------|-------------|------------|
| urea | 159,816.67 | 2660.995 |
| agua | 50,466.297 | 2801.193 |
| carbamato | 35,327.895 | 452.487 |
| amoníaco | 196,266.080 | 11523.372 |
| dióxido de carbono | 35,027.909 | 795.889 |

| SALIDA POR V | kg/día | mol kg/día |
|--------------------|------------|------------|
| amoníaco | 117,759.65 | 6,914.024 |
| dióxido de carbono | 35,027.909 | 795.889 |
| SALIDA POR R | | |
| urea | 159,816.67 | 2,660.995 |
| agua | 50,466.297 | 2,801.193 |
| carbamato | 35,327.895 | 452.487 |
| amoníaco | 78,506.43 | 4,609.349 |

La mezcla proveniente del intercambiador entra a 60 °C y a 20 atm, y sale del desgasificador a 70 °C y 20 atm utilizando vapor de agua.

Temperatura de referencia 0 °C

ENTRADA

AMONIACO:

La composición peso de NH₃ en el equilibrio a 60 °C y 20 atm. es del 75% y H = 112 BTU/lb de sol'n según apéndice 3

Los kg de amoníaco que pueden formar solución con el agua son los 78,506.43 kg que se alimentan al cristalizador.

$$\text{Peso del NH}_3 \text{ en sol'n} = \frac{78,506.43 \text{ kg}}{0.75}$$

$$= 104,675.24 \text{ kg de NH}_3 \text{ en sol'n}$$

$$\text{Peso del agua con NH}_3 = 104,675.24 - 78,506.43 \text{ kg}$$

$$= 26,168.81 \text{ kg de agua con el NH}_3$$

$$\Delta H_{\text{NH}_3\text{-H}_2\text{O}} = \frac{112 \text{ BTU}}{1 \text{ lb sol'n}} \left(\frac{2.2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \right) \left(\frac{0.252 \text{ kcal}}{1 \text{ BTU}} \right) (104,675.24 \text{ kg})$$

$$= 6,499,578.74 \text{ kcal}$$

UREA

$$\text{Peso del agua con urea} = 50,466.297 - 26,168.81$$

$$= 24,297.487 \text{ kg}$$

| Sol'n de urea | kg | mol kg | % mol |
|---------------|-------------|-----------|--------|
| agua | 24,297.487 | 1,348.662 | 33.635 |
| urea | 159,816.67 | 2,660.995 | 66.365 |
| total | 184,114.157 | 4,009.657 | 100.00 |

$$\text{Calor de dilución de urea} = \frac{\text{moles de urea}}{\text{moles de agua}}$$

$$= \frac{2,660.995}{1,348.662}$$

$$= 1.97$$

Según apéndice 4 tiene un calor de - 4,250 kcal/mol kg de urea.

BASE: 1 mol kg de sol'n

$$\text{Calor de sol'n urea-agua} = \text{Calor de dilución urea-agua}$$

$$+ \Delta H_{\text{agua}} + \Delta H_{\text{urea}}$$

$$\text{Calor de sol'n urea-agua} = \frac{-4,250 \text{ kcal}}{\text{mol kg sol'n}} \left(\frac{0.66365 \text{ mol kg urea}}{\text{mol kg sol'n}} \right)$$

$$+ \left(\frac{0.33635 \text{ kg mol de agua}}{\text{mol kg de sol'n}} \right) \left(\frac{18.4 \text{ kcal}}{\text{mol kg}^\circ\text{C}} \right) (60 - 0)^\circ\text{C} +$$

$$\left(\frac{0.66365 \text{ mol kg de urea}}{\text{mol kg de sol'n}} \right) \left(\frac{19.2 \text{ kcal}}{\text{mol kg}^\circ\text{C}} \right) (60 - 0)^\circ\text{C}$$

$$= - 1,684.657 \frac{\text{kcal}}{\text{mol kg sol'n}}$$

$$\Delta H \text{ sol'n urea-agua} = (4,009.657 \text{ mol kg}) \left(\frac{-1,684.657 \text{ kcal}}{\text{mol kg sol'n}} \right)$$

$$= - 6,754,896.733 \text{ kcal}$$

CARBAMATO DE AMONIO:

$$\Delta H = (452.487 \text{ mol kg}) \left(\frac{36.4 \text{ kcal}}{\text{mol kg}^\circ\text{C}} \right) (60 - 0)^\circ\text{C}$$

$$= 988,231.608 \text{ kcal}$$

AMONIACO:

$$T_c = 405.4^\circ\text{K} \quad T_1 = T_{\text{ref.}} = 273^\circ\text{K} \quad \text{Pcte.} = 20 \text{ atm}$$

$$P_c = 111.5 \text{ atm} \quad T_2 = 60^\circ\text{C} = 333^\circ\text{K}$$

$$P_r = \frac{20}{111.5} = 0.18 \quad T_{r1} = \frac{273}{405.4} = 0.67$$

$$T_{r2} = \frac{333}{405.4} = 0.82$$

Según apéndice 2 se tiene:

$$\left((H_2 - H_0) - (H_1 - H_0) \right) T_c = \frac{\text{kcal}}{\text{mol kg}^\circ\text{K}} \text{ K}$$

$$\left(0.72 - 1.90 \right) 405.4 = -478.37 \text{ kcal/mol kg}$$

$$= - 28.087 \text{ kcal/kg}$$

$$\Delta H_{\text{amoníaco}} = (117,759.65 \text{ kg}) (-28.087 \text{ kcal/kg})$$

$$= - 3,307,515.29 \text{ kcal}$$

DIOXIDO DE CARBONO:

$$T_c = 304.1^\circ\text{K} \quad T_1 = 273^\circ\text{K} \quad \text{Pcte.} = 20 \text{ atm}$$

$$P_c = 73 \text{ atm} \quad T_2 = 333^\circ\text{K}$$

$$P_r = \frac{20}{73} = 0.27 \quad T_{r1} = \frac{273}{304.1} = 0.90$$

$$Tr_2 = \frac{333}{304.1} = 1.10$$

Del apéndice 2 se tiene:

$$\begin{aligned} ((H_2 - H_0) - (H_1 - H_0)) T_c &= \frac{\text{kcal}}{\text{mol kg}^\circ\text{K}} \text{ K} \\ (0.48 - 0.80) 304.1 &= - 97.312 \frac{\text{kcal}}{\text{mol kg}} \\ &= - 2.21 \text{ kcal/kg} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{dióxido de carbono}} &= (35,027.909 \text{ kg})(-2.21 \text{ kcal/kg}) \\ &= - 77,411.679 \text{ kcal} \end{aligned}$$

$$\Delta H_{\text{ENTRADA}} = - 2,652,013.354 \text{ kcal}$$

SALIDA

Temperatura de referencia 0°C

- Por el residuo (R)

AMONIACO:

La composición peso de NH_3 en equilibrio a 70°C y $P = 20$ atm según apéndice 3 es del 63% y $H = 98 \text{ BTU/lb sol'n}$

$$\text{Peso del } \text{NH}_3 \text{ en sol'n} = \frac{78,506.43 \text{ kg}}{0.63}$$

$$= 124,613.381 \text{ kg}$$

$$\text{kg de agua con } \text{NH}_3 = 124,613.381 - 78,506.43 \text{ kg}$$

$$= 46,106.95 \text{ kg}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{sol'n } \text{NH}_3 - \text{H}_2\text{O}} &= \left(\frac{98 \text{ BTU}}{\text{lb sol'n}} \right) \left(\frac{2.2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \right) \left(\frac{0.252 \text{ kcal}}{1 \text{ BTU}} \right) (124,613.381 \text{ kg}) \\ &= 6,770,394.526 \text{ kcal} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{kg de agua con urea} &= 50,466.297 - 46,106.95 \\ &= 4,359.347 \text{ kg} \end{aligned}$$

| Sol'n de urea | kg | mol kg | % mol |
|---------------|-------------|-----------|--------|
| agua | 4,359.347 | 341.971 | 8.33 |
| urea | 159,816.67 | 2,660.995 | 91.67 |
| Total | 164,176.017 | 2,902.966 | 100.00 |

$$\begin{aligned} \text{Calor de dilución} &= \frac{\text{moles de urea}}{\text{moles de agua}} \\ &= \frac{2,660.995}{341.971} \\ &= 10.99 \end{aligned}$$

$$H = - 3,670 \text{ kcal/ mol kg de urea según apéndice 4}$$

BASE: 1 mol kg de sol'n

$$\begin{aligned} \text{Calor de sol'n} &= \text{Calor de dilución urea-agua} + H_{\text{agua}} \\ &+ H_{\text{urea}} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Calor de sol'n} &= - 3,670 \frac{\text{kcal}}{\text{mol kg urea}} \left(\frac{0.9167 \text{ mol kg de urea}}{\text{mol kg de sol'n}} \right) \\ &+ \left(\frac{0.0833 \text{ mol kg de agua}}{\text{mol kg de sol'n}} \right) \left(\frac{18.4 \text{ kcal}}{\text{mol kg}^\circ\text{C}} \right) (70 - 0)^\circ\text{C} + \\ &\left(\frac{0.9167 \text{ mol kg de urea}}{\text{mol kg de sol'n}} \right) \left(\frac{19.2 \text{ kcal}}{\text{mol kg}^\circ\text{C}} \right) (70 - 0)^\circ\text{C} \\ &= - 2,024.95 \text{ kcal/mol kg de sol'n} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \Delta H_{\text{sol'n urea-agua}} &= 2,902.966 \text{ mol kg sol'n} \left(\frac{-2,024.95 \text{ kcal}}{\text{mol kg sol'n}} \right) \\ &= - 5,878,369.711 \text{ kcal} \end{aligned}$$

CARBAMATO DE AMONIO:

$$\Delta H = 452.487 \text{ mol kg} \left(\frac{36.4 \text{ kcal}}{\text{mol kg}^\circ\text{C}} \right) (70 - 0)^\circ\text{C}$$

$$= 1,152,936.876 \text{ kcal}$$

$$\Delta H_{\text{SALIDA POR R}} = 2,044,961.691 \text{ kcal}$$

SALIDA POR "V"

AMONIACO

$$T_c = 405.4^\circ \text{K} \quad T_1 = T_{\text{ref.}} = 273^\circ \text{K} \quad P_{\text{cte}} = 20 \text{ atm}$$

$$P_c = 111.5 \text{ atm} \quad T_2 = 70^\circ \text{C} = 343^\circ \text{K}$$

$$P_r = \frac{20}{111.5} = 0.18$$

$$T_{r1} = \frac{273}{405.4} = 0.67$$

$$T_{r2} = \frac{343}{405.4} = 0.85$$

Del apéndice 2 se obtiene:

$$\left((H_2 - H_0) - (H_1 - H_0) \right) T_c = \frac{\text{kcal}}{\text{mol kg}^\circ \text{K}}$$

$$\left(0.63 - 1.8 \right) 405.4 = -473.318 \frac{\text{kcal}}{\text{mol kg}}$$

$$\Delta H_{\text{NH}_3} = 6,914.024 \text{ mol kg} \left(-473.318 \frac{\text{kcal}}{\text{mol kg}} \right)$$

$$= -3,272,532.012 \text{ kcal}$$

DIOXIDO DE CARBONO:

$$T_c = 304.1^\circ \text{K} \quad T_1 = 273^\circ \text{K} \quad P_{\text{cte}} = 20 \text{ atm}$$

$$P_c = 73 \text{ atm} \quad T_2 = 343^\circ \text{K}$$

$$P_r = \frac{20}{73} = 0.27$$

$$T_{r1} = \frac{273}{304.1} = 0.90$$

$$T_{r2} = \frac{343}{304.1} = 1.13$$

Del apéndice 2 se obtiene:

$$\left((H_2 - H_0) - (H_1 - H_0) \right) T_c = \frac{\text{kcal}}{\text{mol kg}^\circ \text{K}}$$

$$(0.5 - 0.80) 304.1 = -91.23 \frac{\text{kcal}}{\text{mol kg}}$$

$$\Delta H_{\text{CO}_2} = (795.889 \text{ mol kg}) \left(-91.23 \frac{\text{kcal}}{\text{mol kg}} \right)$$

$$= - 72,608.95 \text{ kcal}$$

$$\Delta H_{\text{SALIDA POR V}} = - 3,345,140.965 \text{ kcal}$$

$$\Delta H_{\text{SALIDA}} = - 1,300,179.274 \text{ kcal}$$

$$\Delta H_{\text{ENTRADA}} - \Delta H_{\text{SALIDA}} + Q = 0$$

$$\Delta H_{\text{ENTRADA}} - \Delta H_{\text{SALIDA}} = - Q$$

$$- 2,652,013.354 \text{ kcal} - (- 1,300,179.274 \text{ kcal}) = - Q$$

$$1,351,834.08 \text{ kcal} = Q$$

4.- BALANCE EN EL CRISTALIZADOR- CENTRIFUGA.

Los componentes entran a 60°C y presión 20 atm y salen a 25°C y 1 atm.

Temperatura de referencia 0°C.

ENTRADA:

De acuerdo al balance de energía en la salida del desgasificador por "R" se tiene por día un:

$$\Delta H_{\text{ENTRADA}} = 2,044,961.691 \text{ kcal}$$

SÁLIDA:

| | |
|-------------------|------------|
| En el licor madre | kg/día |
| amoníaco | 23,551.93 |
| agua | 45,421.579 |

| | |
|---------------------|------------|
| carbamato de amonio | 35,327.895 |
| urea | 63,926.667 |

Se supondrá que toda el agua se combina con el amoníaco y así en el equilibrio a la $P = 14.7 \text{ lb/plg}^2$ y $T = 25^\circ\text{C}$ según apéndice 3 se tiene:

$$H = - 25 \text{ BTU/lb de sol'n } (.252 \text{ kcal/BTU})$$

$$= - 6.3 \text{ kcal/lb de sol'n}$$

| | |
|------------------------|------------|
| Sol'n de amoníaco-agua | kg |
| amoníaco | 23,551.93 |
| agua | 45,421.579 |
| total | 68,973.509 |

$$\Delta H_{\text{NH}_3 - \text{H}_2\text{O}} = (68,973.509 \text{ kg sol'n}) \left(\frac{2.2 \text{ lb}}{1 \text{ kg}} \right) \left(\frac{-6.3 \text{ kcal}}{\text{lb de sol'n}} \right)$$

$$= - 955,972.835 \text{ kcal}$$

UREA:

$$\Delta H = (63,926.667 \text{ kg}) \times \left(\frac{1 \text{ mol kg}}{60.059 \text{ kg}} \right) \left(\frac{19.2 \text{ kcal}}{\text{mol kg}^\circ\text{C}} \right) (25 - 0)^\circ\text{C}$$

$$= 510,910.94 \text{ kcal}$$

CARBAMATO DE AMONIO:

$$\Delta H = (35,327.895 \text{ kg}) \times \left(\frac{1 \text{ mol kg}}{78.075 \text{ kg}} \right) \left(\frac{36.4 \text{ kcal}}{\text{mol kg}^\circ\text{C}} \right) (25 - 0)^\circ\text{C}$$

$$= 411,762.85 \text{ kcal}$$

UREA COMO CRISTALES:

Se tiene un calor de sol'n de cristales de urea en agua
 $= 70 \text{ kcal/kg de urea apéndice 5}$

$$H = (95,890 \text{ kg de urea}) \left(\frac{70 \text{ kcal}}{\text{kg de urea}} \right)$$

$$= 6,712,300 \text{ kcal}$$

AMONIACO REMOVIDO POR G:

Se remueven 54,954.503 kg = 3,226.544 mol kg

$$C_p_{\text{NH}_3(\text{g})} = 6.70 + 0.00630 T \quad ; \text{ kcal/mol kg K}$$

$$T_{\text{ref.}} = 273^\circ \text{K}$$

$$T = 298^\circ \text{K}$$

$$\Delta H = 6.70(298 - 273) + \frac{0.00630}{2} (298^2 - 273^2)$$

$$= 212.466 \text{ kcal/mol kg}$$

$$\Delta H_{\text{NH}_3} = 3,226.544 \text{ mol kg} (212.466 \text{ kcal/mol kg})$$

$$= 685,531.704 \text{ kcal}$$

$$\Delta H_{\text{SALIDA}} = 7,364,532.659 \text{ kcal}$$

$$\Delta H_{\text{ENTRADA}} - \Delta H_{\text{SALIDA}} - Q = 0$$

$$2,044,961.691 - 7,364,532.659 = Q$$

$$- 5,319,570.968 \text{ kcal} = Q$$

5.- SECADOR ROTATORIO

Se hará un balance de calor de la urea con agua que entra a 25°C y sale a 105°C para determinar la cantidad de aire suponiendo que la masa que se alimenta se conserva

$$Q = M_m C_{pm} T_m = M_a C_{pa} T_a$$

$$M_m = 100,934.72 \text{ kg}$$

$$Q = (100,934.72 \text{ kg}) \left(0.35462 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}^\circ \text{C}} \right) (105 - 25)^\circ \text{C}$$

$$Q = 2,863,477.63 \text{ kcal/día}$$

$$\text{donde el } C_{pm} = (.95)(0.3197) + (.05)(1.02) = 0.35462 \frac{\text{kcal}}{\text{kg}^\circ\text{C}}$$

Si se alimenta aire sobrecalentado a 600°K y sale a 400°K su entalpía es de 49.2818 kcal/kg según Ref.(6).

$$M_a = \frac{2,863,477.63 \text{ kcal/día}}{49.2818 \text{ kcal/kg}} = 2,421.006 \text{ kg/hr.}$$

CINETICA QUIMICA

Para la reacción de síntesis de la urea, la conversión en el equilibrio puede ser incrementada mediante el aumento de la temperatura en el reactor o mediante un exceso de a moníaco. El exceso de amoníaco tiene un efecto de llevar la reacción hacia el lado derecho, es decir, hacia el pro ducto urea, mientras que el agua tiene un efecto contra-- rio. La constante de equilibrio para la formación de urea a partir de amoníaco y dióxido de carbono, considerando - que las reacciones están en equilibrio, es decir, sin con siderar el producto intermedio (carbamato de amonio), es dada por la siguiente fórmula según Ref. (7)

$$K = \frac{x(b+x)(1+a+b-x)}{(1-x)(a-2x)^2}$$

donde K = constante de equilibrio , seg^{-1}

a = razón molar de NH_3/CO_2 en la alimentación

b = razón molar de $\text{H}_2\text{O}/\text{CO}_2$ en la alimentación

x = conversión del CO_2 a urea en base al CO_2 alimen-
tado.

Esta constante de equilibrio es válida en un rango de tem peratura de 130 a 210° C.

Del balance de materia se tiene lo siguiente:

$$a = 4.56$$

$$b = 0$$

$$x = 0.80$$

Con lo anterior se prosigue a determinar la constante de equilibrio:

$$K = \frac{(0.80)(0 + 0.80)(4.56 + 1 + 0 - 0.80)}{(1 - 0.80)(4.56 - 2(0.80))^2}$$
$$K = 1.738$$

Ahora se determinarán las concentraciones de amoníaco y dióxido de carbono a las condiciones de la autoclave para determinar la velocidad de la reacción.

Como son gases y bajo la suposición de que se comportan como gases ideales se aplicará la ley de los gases ideales.

$$PV = nRT$$

$$P = 200 \text{ atm} \quad \text{y} \quad T = 180^\circ\text{C} = 453^\circ\text{K}$$

$$R = 82.06 \text{ cm}^3 \text{ atm/mol gr}^\circ\text{K}$$

AMONIACO

$$\frac{m}{V} = \frac{(200 \text{ atm})(17.032 \text{ gr/mol gr})}{82.06 \frac{\text{cm}^3 \text{ atm}}{\text{mol gr}^\circ\text{K}} (453^\circ\text{K})}$$
$$= 0.0916 \text{ gr/cm}^3$$

DIOXIDO DE CARBONO

$$\frac{m}{V} = \frac{(200 \text{ atm})(44.011 \text{ gr/mol gr})}{82.06 \frac{\text{cm}^3 \text{ atm}}{\text{mol gr}^\circ\text{K}} (453^\circ\text{K})}$$
$$= 0.2367 \text{ gr/cm}^3$$

La velocidad de la reacción:

$$\begin{aligned}
 r &= -K (\text{NH}_3)^\alpha (\text{CO}_2)^\beta \\
 &= -1.738 (0.0916)^{4.56} (0.2367)^1 \\
 &= -7.594 \times 10^{-6} \text{ gr/cm}^3 \text{ seg} = -7.594 \times 10^{-6} \text{ kg/lit seg}
 \end{aligned}$$

Con lo anterior se prosigue a determinar el volumen del reactor: según Ref. (8)

Ya que la conversión a urea se basa en la conversión del CO_2 el cual es el reactivo limitante y de acuerdo al balance de materia:

$$\begin{aligned}
 F(1 - x_F)T - F(1 - x_e)T - rV T &= 0 \\
 V &= \frac{(x_e - x_F) F}{r}
 \end{aligned}$$

donde F = flujo de alimentación total = 19,894.266 kg/hr

V = volumen del reactor

x_e = fracción peso de CO_2 en la salida = 0.07345

x_F = fracción peso de CO_2 en la entrada = 0.36681

r = velocidad de la reacción = -7.594×10^{-6} kg/lit seg

$$\begin{aligned}
 V &= \frac{(0.07345 - 0.36681)(19,894.266 \text{ kg/hr})}{-7.594 \times 10^{-6} \frac{\text{kg}}{\text{lit seg}}} \times \frac{3600 \text{ seg}}{1 \text{ hr}} \\
 &= 213,479.2777 \text{ lit} \times \frac{1 \text{ gal}}{3.789 \text{ lit}} \\
 &= 56,341.852 \text{ gal}
 \end{aligned}$$

De acuerdo con la manufactura de reactores estándares se ha considerado tomar 12 reactores de 5,000 gal c/u que harán un total de 60,000 gal. Sus dimensiones serán de diá-

metro externo = 2.743 mts y de altura = 3.124 mts con una capacidad máxima de llenado = 18,925 lts c/u.

TIEMPO DE RESIDENCIA:

La densidad promedio del amoníaco y dióxido de carbono según lo anterior = 164.167 kg/m³

Como el tiempo de residencia = $\frac{V}{Q} = \bar{\theta}$

donde V es el volumen y Q es el volumen por unidad de tiempo.

$$Q \text{ para el amoníaco} = \frac{302,322.85 \text{ kg/día}}{91.635 \text{ kg/m}^3} = 3,299.207 \text{ m}^3/\text{día}$$

$$Q \text{ para el CO}_2 = \frac{175,139.546 \text{ kg/día}}{236.7 \text{ kg/m}^3} = 739.922 \text{ m}^3/\text{día}$$

$$Q \text{ total} = 4039.12 \text{ m}^3/\text{día} \\ = 168.297 \text{ m}^3/\text{hr}$$

$$\bar{\theta} = \frac{V}{Q} = \frac{213,479.2773 \text{ lt} \times 1 \text{ m}^3/1000 \text{ lt}}{168.297 \text{ m}^3/\text{hr}} \\ = 1.268 \text{ horas.}$$

EQUIPO DEL PROCESO

Una vez descrito lo concerniente al proceso de urea, se pasará a hacer una breve descripción del equipo más importante que intervenga directamente en él.

Todo el equipo utilizado será de acero inoxidable ya que la mezcla de urea y carbamato de amonio es muy corrosiva.

El equipo a utilizar será:

3 tanques de almacenamiento de amoníaco y 3 de dióxido de carbono contruídos de acero al carbono con una capacidad de 200,000 kg. Sus dimensiones serán de 6 X 5 mts con un costo de \$ 2,500,000.00

12 autoclaves de acero inoxidable forradas con una capa de titanio de espesor de 1/4 de plg, el calor es inducido por 4 serpentines manteniendo la temperatura de 180° C.

Consta de un agitador rotatorio. El exceso de amoníaco absorbe el calor de reacción por lo que nó hay necesidad de enfriamiento externo. Sus dimensiones serán:

Diámetro externo 2.743 mts

Lado recto 3.124 mts

Volumen 18,925 lts.

El costo es de \$ 4,500,000.00 c/u

6 intercambiadores ver apéndice 6 de un paso de coraza y

2 en tubos, de longitud de 15 pies los tubos, con DI de -
coraza de 15 1/4 plg, tubos de 1 plg de DE y con 76 tubos
construïdos de acero inoxidable, la mezcla proveniente de
la autoclave pasa dentro de tubos, utiliza agua como me-
dio de enfriamiento. Costo \$1,350,000.00 c/u

6 desgasificadores fabricados de acero al carbón forrados
con una capa de espesor de 1/4 de plg de plomo. El calor
es inducido por 2 serpentines. Sus dimensiones serán de
3 mts de altura y 1 mt de diámetro. Costo de \$3,050,000.00

6 cristalizadores con fondo tipo cono y ángulo de 45 de
diámetro igual a la altura. Sus dimensiones serán de 1.5
mts de diámetro = altura, con capacidad de 10,000 lts/hr
Construïdo de acero inoxidable, costo \$2,050,000.00 c/u

6 centrifugas construïdas de acero inoxidable con capaci-
dad de bombeo de 7000 lts/hr. De dimensiones 2 X 2 X 0.9
mts. y costo de \$2,000,000 c/u

6 secadores rotatorios construïdos de acero inoxidable -
con capacidad de secado de 4% de humedad. De 5 mts de --
longitud y 1.20 mts de diámetro. Costo \$2,000,000 c/u

Tanque de almacenamiento de urea con capacidad de 120,000
kg fabricado de acero al carbón.

El equipo anterior es el requerido para la fabricación -
de 35, 000,000 kg de urea sólida al año. Cabe hacer la a

claración que la descripción anterior solamente es a manera general, y no es necesariamente las cifras finales, pues ello no es objeto de éste estudio.

CAPITULO III

LOCALIZACION E INSTALACION DE LA PLANTA

La instalación de la planta constituye un factor importante, que en un momento dado puede determinar el éxito o el fracaso de la misma.

Por tal motivo, se realizará un estudio de su posible localización en la República Mexicana, tomando en cuenta como factor más importante la disponibilidad de materia prima.

LOCALIZACION DE LA PLANTA

La producción de urea, como se ha visto, requiere como materias primas al amoníaco y al dióxido de carbono. Siendo éste último un subproducto de la síntesis del amoníaco, - es necesario ubicar la planta en una área que produzca amoníaco, y que asegure un suministro constante de las dos materias primas.

En la República Mexicana, los productores de amoníaco son Petróleos Mexicanos localizados en los estados de Vera---cruz, Chihuahua y Guanajuato, de los cuales según información del Instituto Mexicano del Petróleo, el estado de Veracruz es el que garantiza un suministro adecuado en base a su capacidad de producción, por lo que se estudiarán -- dos posibles alternativas en el estado de Veracruz, que son: al este de Coatzacoalcos y la otra al oeste de Coat-zacoalcos.

Para hacer una adecuada y correcta elección de la ubica--ción de la planta entre estas alternativas, se establece--rán primeramente los criterios de elección, luego se pon--derarán tanto a las alternativas como a los criterios y - se decidirá conforme a los resultados.

CRITERIOS UTILIZADOS PARA LA ELECCION DE ALTERNATIVAS

- C1. DISPONIBILIDAD DE MATERIAS PRIMAS
- C2. CERCANIA DE VIAS DE COMUNICACION
- C3. DISPONIBILIDAD Y COSTO DE MANO DE OBRA
- C4. COMPRADORES DEL PRODUCTO UREA
- C5. DISPONIBILIDAD DE SERVICIOS PRIMARIOS.

DATOS PARA PONDERAR ALTERNATIVAS

- A1. A 9 km al este de Coatzacoalcos sobre la carretera -- Coatzacoalcos-Villahermosa.
- A2. A 60 km al oeste de Coatzacoalcos sobre la carretera Acayucán-Coatzacoalcos.

C1. DISPONIBILIDAD DE MATERIAS PRIMAS

A1. A 5 km se encuentra el complejo petroquímico Pajaritos (PEMEX), el cual tiene una capacidad de 200,000 ton/año de amoníaco y a 35 km se encuentra el complejo petroquímico de Cosoleacaque (PEMEX) con una producción de 600,000 ton/año de amoníaco.

A2. A 2 km se encuentra el complejo petroquímico Cosoleacaque con producción de 600,000 ton/año de amoníaco y a 35 km se encuentra el complejo de Pajaritos con capacidad de 200,000 ton/año de a-

moníaco.

C2. CERCANIA DE VIAS DE COMUNICACION

A1. Cuenta con vías férreas principales que la conectan con el resto del país, tiene acceso con las carreteras de Coatzacoalcos-Villahermosa, Coatzacoalcos-Veracruz, Villahermosa está a 160 km y -Veracruz a 319 km; el Puerto de Pajaritos a 5 km y la región cuenta con un aeropuerto.

A2. Tiene vías férreas principales que la comunican con el resto del país, cuenta con las carreteras Acayucán-Coatzacoalcos, Cosoleacaque-Veracruz y Coatzacoalcos-Villahermosa. A 258 km se encuen--tra Veracruz, a 5 km Acayucán y a 50 km Coatzacoalcos, el Puerto de Pajaritos a 35 km y la re--gión cuenta con dos aeropuertos uno en Veracruz y otro en Coatzacoalcos.

C3. DISPONIBILIDAD Y COSTO DE MANO DE OBRA

A1. La región está recibiendo por parte del gobierno buenos incentivos para que se desarrolle como un centro industrial, el salario mínimo en Veracruz es de \$523 (a diciembre de 1983). Además cuenta con mano de obra calificada de la ciudad de Veraacruz.

A2. La región está recibiendo por parte del gobierno

buenos incentivos para que se desarrolle como un importante centro industrial, el salario mínimo en Veracruz es de \$523 (a diciembre de 1983); así como también cuenta con mano de obra profesional y especializada de la ciudad de Veracruz.

C4. COMPRADORES DEL PRODUCTO UREA

A1. A 319 km se encuentra la ciudad de Veracruz cuyos compradores son Banrural, Comisionistas, Asociaciones agrícolas y Agencias Fertimex.

A2. A 258 km se encuentra Veracruz cuyos compradores son Comisionistas, Asociaciones agrícolas, Banrural y Agencias Fertimex.

C5. DISPONIBILIDAD DE SERVICIOS PRIMARIOS (AGUA, LUZ, GAS, TELEFONO)

A1. Recibe todos los suministros.

A2. Recibe todos los suministros.

El siguiente paso es efectuar la ponderación de alternativas; es decir, para cada criterio, a partir de los datos anteriores se establecerán valores a cada alternativa de tal manera que la suma de esos valores debe ser igual a la unidad.

PONDERACION DE ALTERNATIVAS

| CRITERIO | A1 | A2 | RAZONAMIENTO |
|----------|-----|-----|---|
| C1 | 0.2 | 0.8 | El A2 asegura un suministro constante de materias primas. |
| C2 | 0.4 | 0.6 | El A2 tiene mayor acceso a vías de comunicación con el resto del país. |
| C3 | 0.4 | 0.6 | Ligera ventaja de A2 por estar más cerca de la ciudad de Veracruz, aunque el costo de mano de obra es el mismo. |
| C4 | 0.3 | 0.7 | El A2 tiene superioridad en cuanto a que está más cerca del mercado. |
| C5 | 0.5 | 0.5 | Prácticamente iguales. No existe superioridad evidente de una sobre otra. |

ASIGNACION DE VALORES A LOS CRITERIOS

| CRITERIO | Xi | RAZONAMIENTO |
|----------|-----|--|
| C1 | 0.9 | Muy importante. La viabilidad de la planta está asociada a la duración de materia prima. |
| C2 | 0.8 | Importante. Se debe recibir la materia prima sin demora y enviar pro |

ducción rápidamente.

- | | | |
|----|-----|---|
| C3 | 0.7 | Importante, ya que forma gran parte del costo total de producción. |
| C4 | 0.8 | Importante. Se debe tener en cuenta los posibles compradores del fertilizante urea. |
| C5 | 0.9 | Muy importante. Es imprescindible contar con agua, luz, teléfono y gas de manera constante. |

Con todos los datos anteriores, se procede entonces a calcular la función criterio para cada alternativa. Esta función de criterio se calcula a partir de la siguiente fórmula: Función de Criterio = $A_i X_i$

La ubicación de la planta se hará en la alternativa que tenga una mayor función de criterio.

DETERMINACION DE LA FUNCION DE CRITERIO

| CRITERIO | X_i | A1 | $A1X_i$ | A2 | $A2X_i$ |
|----------|-------|-----|---------|-----|---------|
| C1 | 0.9 | 0.2 | 0.18 | 0.8 | 0.72 |
| C2 | 0.8 | 0.4 | 0.32 | 0.6 | 0.48 |
| C3 | 0.7 | 0.4 | 0.28 | 0.6 | 0.42 |
| C4 | 0.8 | 0.3 | 0.24 | 0.7 | 0.56 |

| CRITERIO | X_i | A1 | $A1X_i$ | A2 | $A2X_i$ |
|-----------------------|-------|-----|---------|-----|---------|
| C5 | 0.9 | 0.5 | 0.45 | 0.5 | 0.45 |
| FUNCION DE CRITERIO = | | | 1.47 | | 2.63 |

La mayor función de criterio corresponde a la alternativa número 2, es decir, a 60 km al oeste de Coatzacoalcos sobre la carretera Acayucán-Coatzacoalcos, de lo que se concluye que será en esa zona donde se ubicará la planta productora de NH_2CONH_2 para uso como fertilizante.

Figura No. 3

FIGURA No. 3

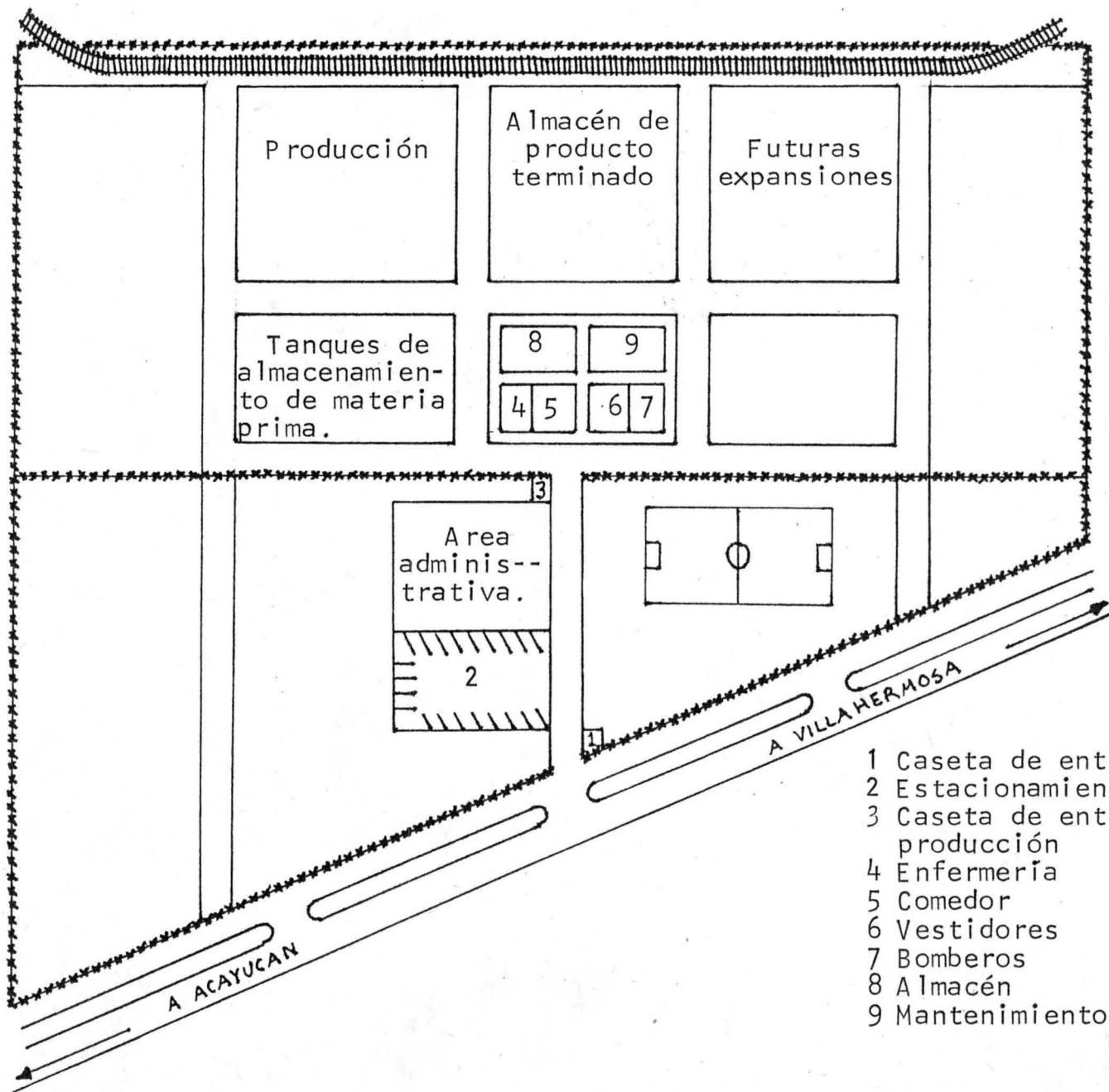
LOCALIZACION DE LA PLANTA EN LA REPUBLICA MEXICANA



INSTALACIONES DE LA PLANTA

Una vez establecida la localización de la planta del presente trabajo, se presentará la distribución de las unidades de proceso, así como el equipo dentro de éstas unidades de proceso.

Para ilustrar dichas distribuciones se hará uso del plano maestro conjunto (Fig. No.4) el cual mostrará la localización de las unidades de proceso, calles y edificios, y el plano unitario (Fig. No.5) el cual mostrará la localización en vista de planta de cada pieza de equipo dentro de una sola unidad de proceso.



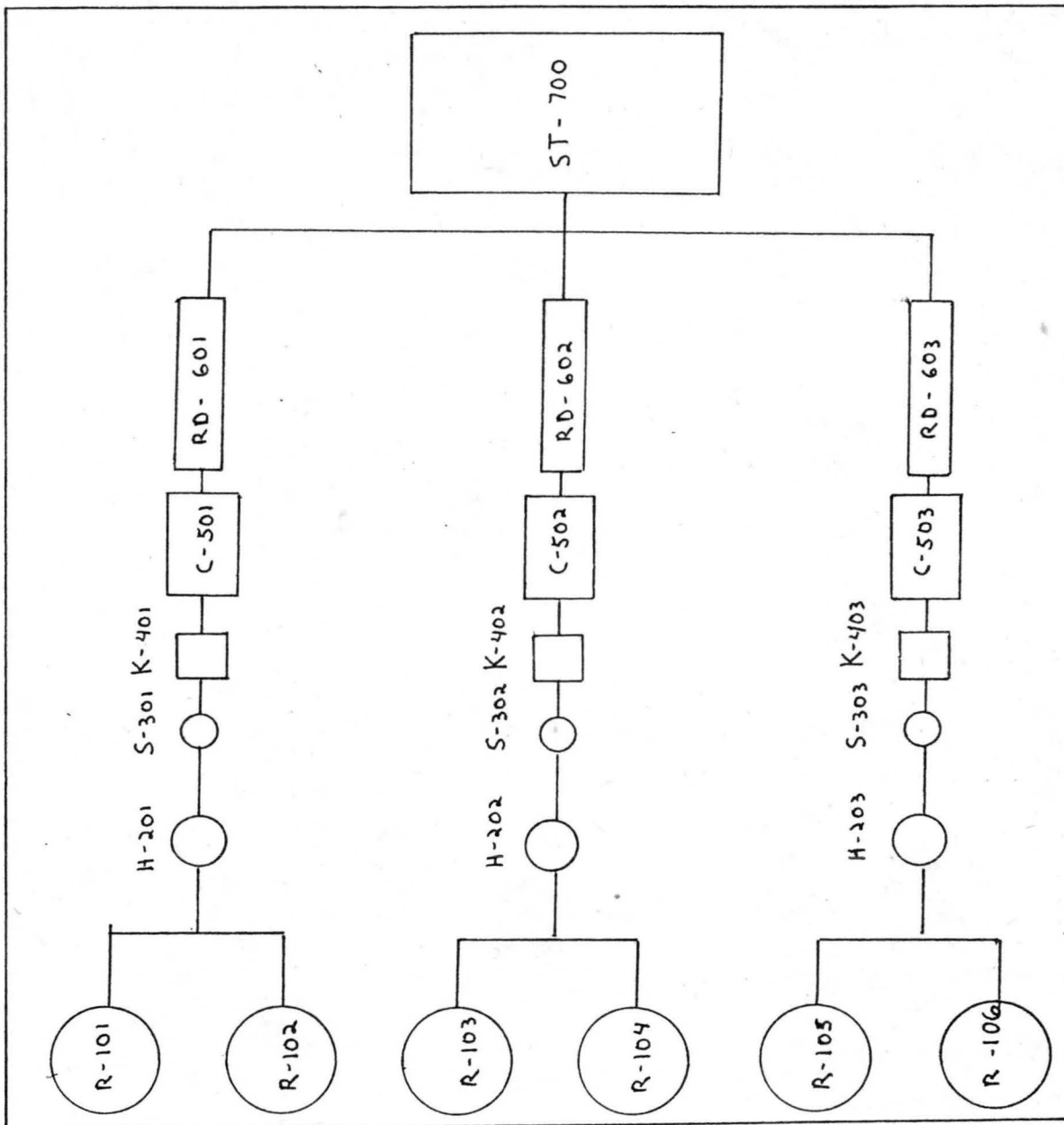
PLANO MAESTRO DE CONJUNTO PARA UNA PLANTA
PRODUCTORA DE UREA

FIGURA No. 4

- 1 Caseta de entrada
- 2 Estacionamiento
- 3 Caseta de entrada a producción
- 4 Enfermería
- 5 Comedor
- 6 Vestidores
- 7 Bomberos
- 8 Almacén
- 9 Mantenimiento

escala = 10 mts.

FIGURA No. 5
 PLANO UNITARIO DEL EQUIPO DE PROCESO
 PARA UNA PLANTA PRODUCTORA DE UREA
 2 SISTEMAS (CAPACIDAD 17.5 MIL TON.)
 c/u



↔
 escala = 2 mts

CAPITULO IV

ANALISIS ECONOMICO

Para efectuar el análisis económico de la planta será necesario establecer ciertos pasos para desglosar los puntos que integran el costo total de producción de la empresa. Primeramente, se calcularán los costos directos e indirectos a partir de la inversión inicial. Esta inversión se basa en plantas similares Ref. (10)

Los porcentajes que acompañan a cada renglón de los costos están expresados sobre el total de inversión. Ref. (11) .

INVERSION INICIAL : \$ 130,000,000

COSTOS DIRECTOS:

| | | |
|--|---------------|-------------------------------|
| Maquinaria y equipo adquirido(32.48%) | \$ 42,224,000 | <i>192,012,360</i> 506,000 |
| Instalación de maquinaria y equipo(10.41%) | \$ 13,533,000 | 150,000 |
| Instrumentos y controles instalados(1.54%) | \$ 2,002,000 | 23 |
| Tuberías instaladas(3.85%) | \$ 5,005,000 | 60 |
| Instalación eléctrica(2.55%) | \$ 3,315,000 | 39,725,98 |
| Edificios(60% planta, 40% oficina)(11.21%) | \$ 14,573,000 | 174,634,540 |
| Mejoras a terreno libre(2.07%) | \$ 2,691,000 | 22,248,152 |
| Servicios auxiliares(3.51%) | \$ 4,563,000 | 54,681,650 |
| Terreno(9%) | \$ 11,700,000 | 140,209,350 |

COSTOS DIRECTOS TOTAL \$ 99,606,000

COSTOS INDIRECTOS:

| | | |
|----------------------------------|---------------|-------------|
| Ingeniería y supervisión(9.85%) | \$ 12,805,000 | 153,451,350 |
| Gastos de construcción(9.73%) | \$ 12,649,000 | 151,581,189 |
| Honorarios del contratista(1.3%) | \$ 1,690,000 | 20,252,000 |
| Contingencias(2.5%) | \$ 3,250,000 | 38,947,044 |

COSTOS INDIRECTOS TOTAL \$ 30,394,000

A continuación se estimará el costo de producción anual de la planta. Esto se calculará sumando el costo de la materia prima al costo de mano de obra y a los gastos generales de fabricación. Los datos de agua, energía eléctrica y gas en los gastos generales se tomaron de la Ref. (12).

ESTIMACION DEL COSTO DE PRODUCCION ANUAL

1.- COSTO DE MATERIA PRIMA

| | |
|------------------------------|----------------------------|
| Amoniaco(\$20.5/kg) | \$ 2,262,130,733.00 |
| Dióxido de carbono(\$3.5/kg) | \$ 223,740,770.00 |
| TOTAL | <u>\$ 2,485,871,503.00</u> |

2.- COSTO DE MANO DE OBRA

MANO DE OBRA DIRECTA:

14 obreros(7 por turno
\$360,000 c/u) \$ 5,040,000.00

MANO DE OBRA INDIRECTA:

2 supervisores(1 por tur
no \$1,625,000 c/u) \$ 3,250,000.00

2 jefes de depto.
(\$1,400,000 c/u) \$ 2,800,000.00

1 gerente de producción \$ 1,800,000.00

1 laboratorista \$ 1,300,000.00

4 almacenistas (2 por -
turno \$450,000 c/u) \$ 1,800,000.00

TOTAL \$ 15,990,000.00

3.- GASTOS GENERALES DE FABRICACION

Depreciación edificio(3% costo
de edificio planta) \$ 262,314.00

Depreciación maq. y equipo
(10% maq. y equipo) \$ 7,064,200.00

Agua y drenaje \$ 3,900,000.00

Energía eléctrica \$ 4,538,648.00

| | | |
|--|----|----------------------------|
| Gas | \$ | 85,500.00 |
| Mantenimiento y rep. de equipo(10% costo de equipo) | \$ | 4,222,400.00 |
| Prestaciones(1.5 X salario del mes) incluye Infonavit SS, vacaciones, gratificaciones. | \$ | 1,998,750.00 |
| Seguros planta(1% sobre inversión inicial) | \$ | 1,300,000.00 |
| TOTAL | | <u>\$ 23,371,812.922</u> |
| TOTAL COSTO DE PRODUCCION | | <u>\$ 2,525,233,316.00</u> |

La producción anual de urea en forma sólida es de 34,999,850 kg y 61,403,245.55 kg en forma líquida que corresponden a 47,599,415 lts tomando como densidad del fertilizante líquido 1290 kg/m³. El costo de producir urea en forma sólida representa el 60% del costo de producción por lo que el costo de urea en forma sólida es de \$43.289/kg y en forma líquida \$21.22/lt.

El siguiente paso es elaborar un Estado de Pérdidas y Ganancias, que servirá como base para la elaboración final del Estado de Resultados Condensado.

ESTADO DE PERDIDAS Y GANANCIAS

Para elaborar este Estado anual, se supondrá que la producción de urea sólida se vende en su totalidad a \$55/kg y en forma líquida a \$28/lt

1.- VENTAS ANUALES

$$\frac{34,999,850 \text{ kg}}{\text{año}} \times \frac{\$55}{\text{kg}} = \$ 1,924,991,750$$

$$\frac{47,599,415 \text{ lts}}{\text{año}} \times \frac{\$28}{\text{lt}} = \$ 1,332,783,620$$

TOTAL \$ 3,257,775,370

2.- GASTOS ADMINISTRATIVOS Y COMERCIALES

Amortización(5% costos indirectos) \$ 1,519,700.00

Sueldos a empleados administrativos:

1 gerente general \$ 2,000,000.00

1 jefe de ventas \$ 1,600,000.00

1 jefe de compras \$ 1,450,000.00

4 secretarias(\$432,000 c/u) \$ 1,728,000.00

8 empleados(\$800,000 c/u) \$ 6,400,000.00

2 vigilantes(\$384,000 c/u) \$ 768,000.00

Comisiones de ventas(6% sobre ventas) \$ 195,466,522.00

Prestaciones(1.5 X sueldo mes) \$ 1,743,250.00

Publicidad(3% ventas) \$ 97,733,261.10

Impuestos(4% ventas) \$ 130,311,014.80

Gastos varios:

teléfono, papelería, material y equipo de oficina \$ 1,500,000.00

TOTAL \$ 442,219,748.10

3.- REPARTO DE UTILIDADES

= 8% sobre utilidad antes de impuestos

4.- IMPUESTO SOBRE LA RENTA

= 42% sobre utilidad antes de impuestos.

ESTADO DE RESULTADOS CONDENSADO

PARA EL AÑO 19XX

| | |
|---|--------------------------|
| VENTAS ANUALES | \$ 3,257,775,370.00 |
| COSTO DE VENTAS | \$ 2,525,233,316.00 |
| UTILIDAD BRUTA | \$ 732,542,054.00 |
| GASTOS ADMINISTRATIVOS Y CO- MERCIALES | \$ 442,219,748.10 |
| UTILIDADES ANTES DE IMP. S.R. | \$ 290,322,305.90 |
| REPARTO DE UTILIDADES | \$ 23,225,784.47 |
| IMPUESTO SOBRE LA RENTA | \$ 121,935,368.50 |
| UTILIDAD NETA | <u>\$ 145,161,153.00</u> |

CONCLUSIONES

Se muestra clara la importancia en la época actual de la urea como fertilizante, ya que representa el puente entre la industria petroquímica y la utilización de sus productos para mejorar la producción agrícola como uno de los insumos más importantes para incrementar la producción de alimentos.

La producción no implica mayores problemas técnicos de los normales. La maquinaria y el equipo a usarse están dentro de las posibilidades reales de una empresa mexicana, aún con todas sus limitaciones.

Económicamente hablando, la instalación de la planta es viable por el hecho de obtener utilidades brutas.

La demanda del producto según el crecimiento esperado se muestra favorable y su instalación en el estado de Veracruz no representa riesgo alguno, ya que, según estadísticas de la Secretaría de Agricultura y Recursos Hidráulicos, el estado de Veracruz es uno de los estados que tiene mayor consumo en fertilizantes, aunado a que garantiza un suministro adecuado en base a su capacidad de producción de las materias primas que utiliza este proceso.

El enfoque que se ha dado a la fabricación de urea no ha pretendido efectuar un estudio detallado del mismo, sino

desglosar en forma general, los factores principales y --
básicos que han de ser tomados en consideración.

En el balance de energía realizado en la autoclave, se u-
tilizaron los valores reportados en la bibliografía como
lo indican las referencias correspondientes, ya que, no -
se encontraron los valores termodinámicos necesarios para
determinar los calores de las reacciones involucradas en
la manufactura de la urea.

APENDICE

APENDICE 1

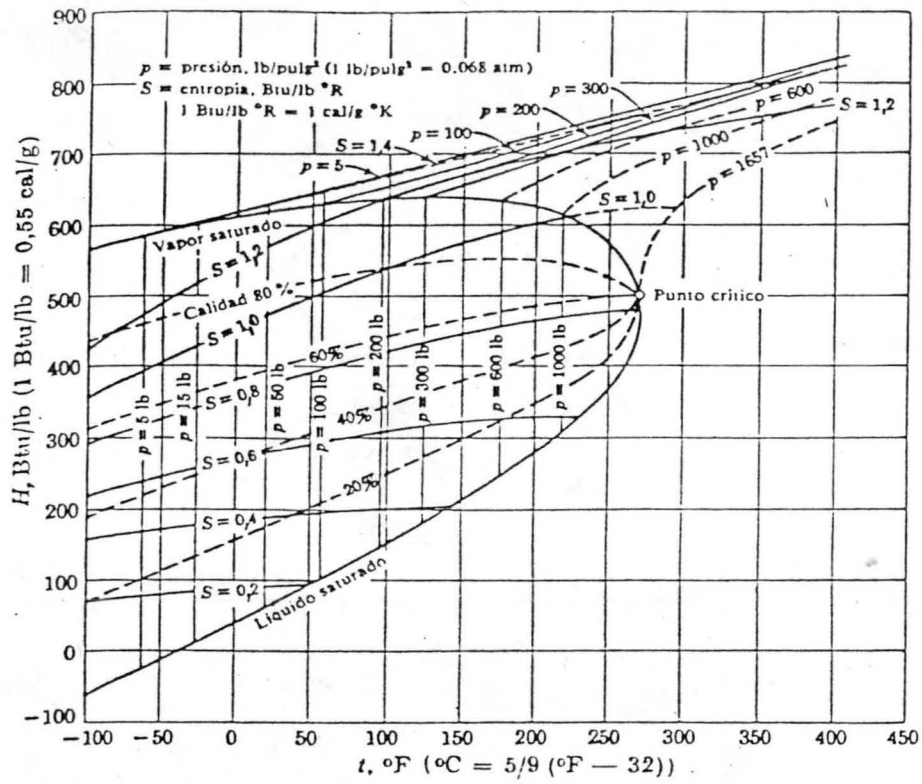
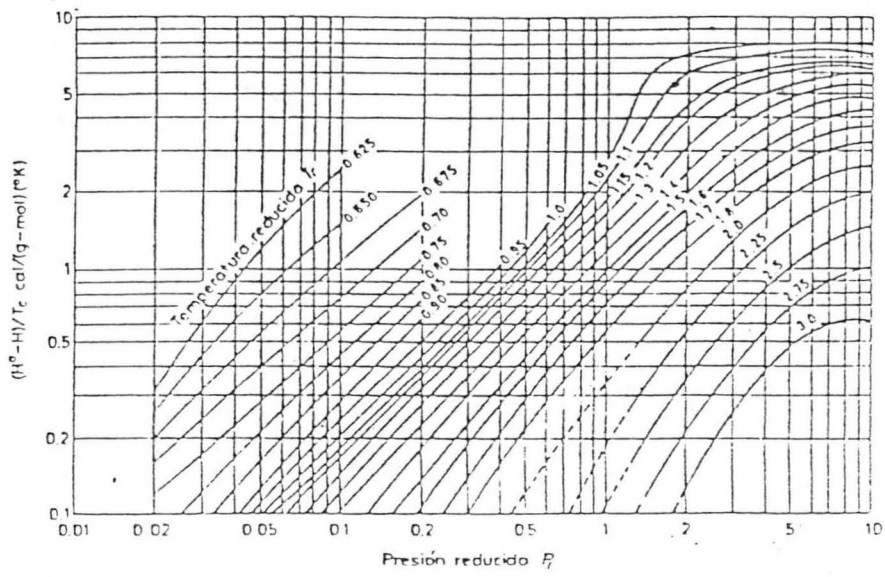
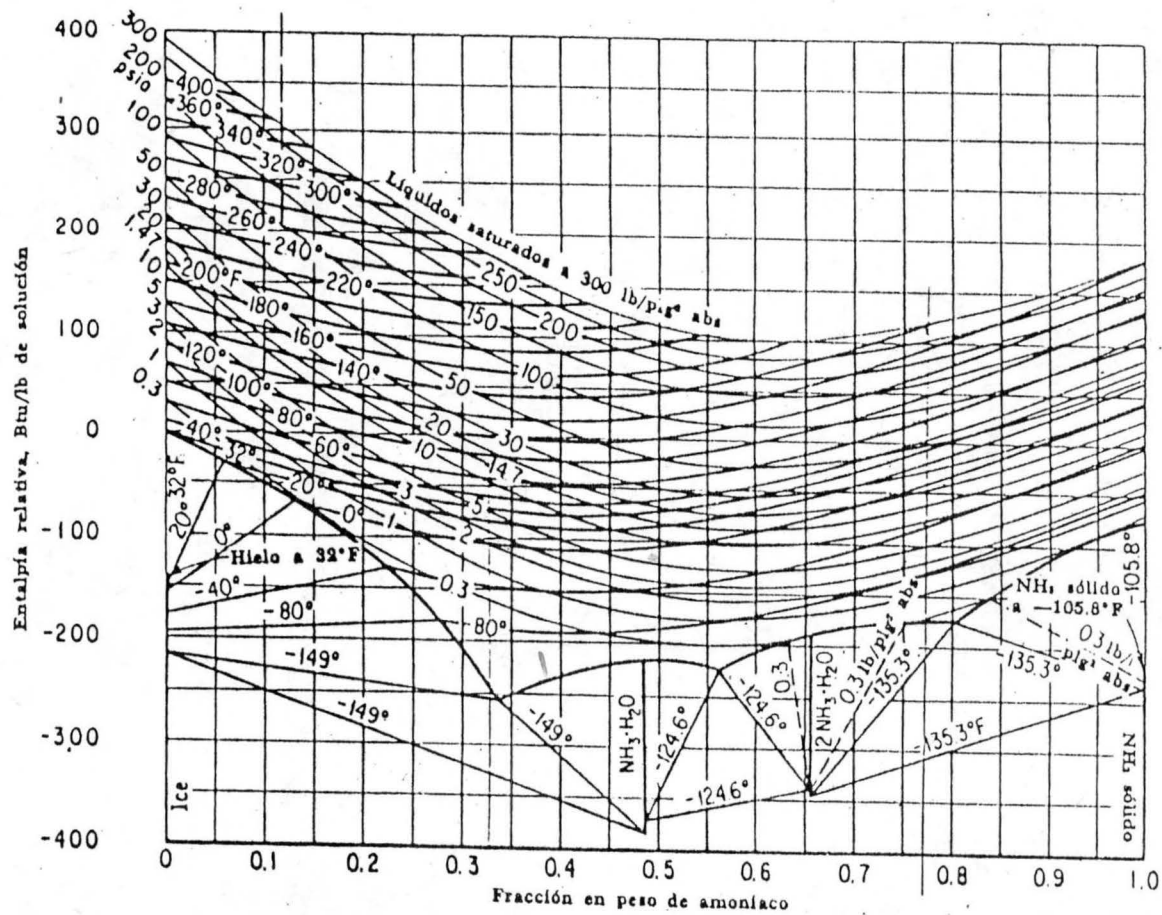


FIG. 151. Diagrama entalpía-temperatura para el amoníaco.

APENDICE 2

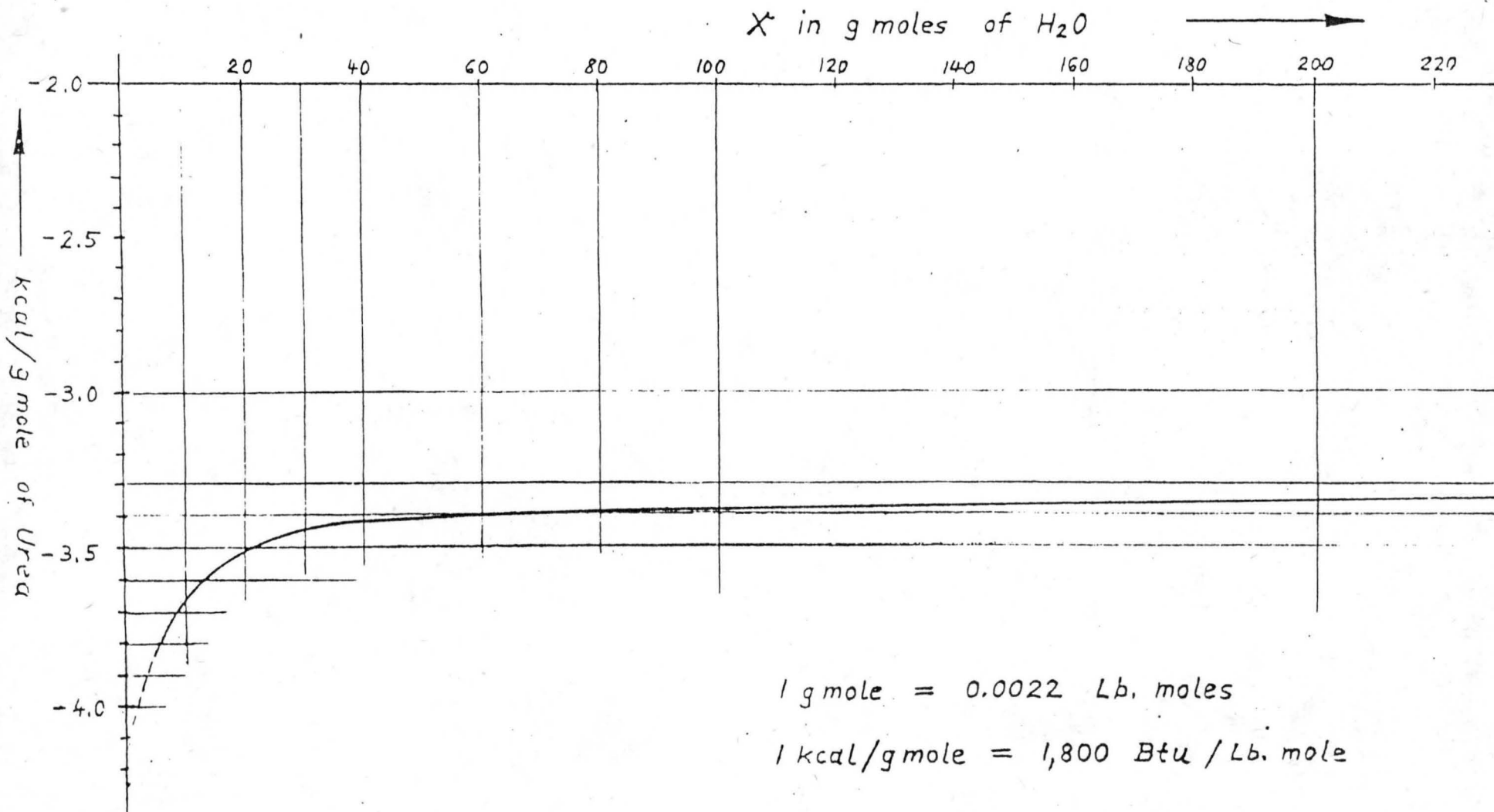




Estados de referencia: agua a 32°F y amoníaco líquido a -40°F. Para determinar las composiciones de equilibrio se levanta una vertical desde la composición del líquido sobre una línea de saturación o ebullición hasta su intersección con la línea auxiliar apropiada. Una horizontal trazada por dicho punto de intersección determinará la composición del vapor en el equilibrio sobre la línea de vapor correspondiente.

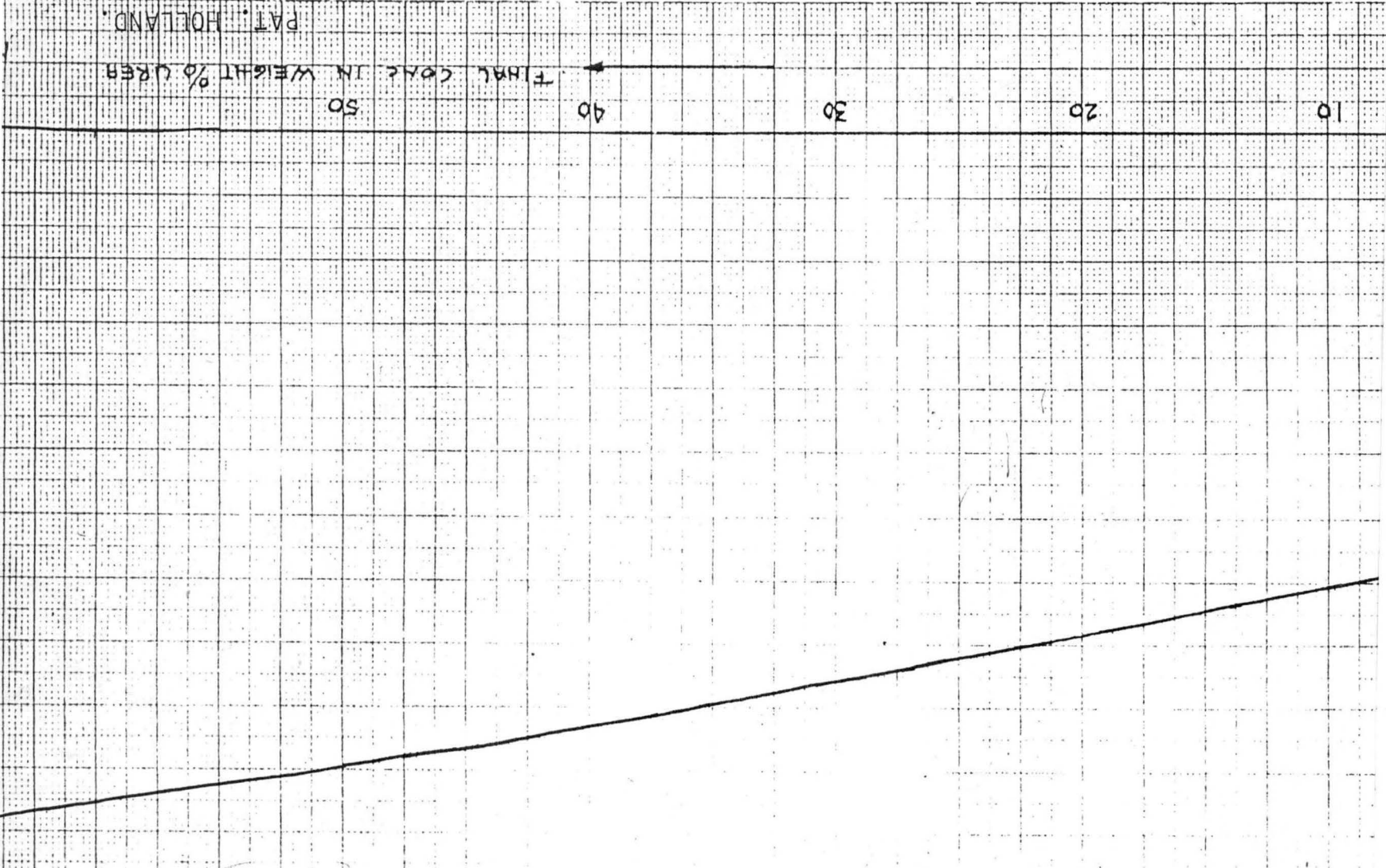
F'g. I.2. Diagrama de entalpía-concentración para el sistema $\text{NH}_3\text{-H}_2\text{O}$. (Zona de entalpías bajas)

D-3: Heat of Solution of 1 gmole of Urea in X gmoles of Water
at 25 °C = 77 °F.



D-2. HEAT OF SOLUTION UREA CRYSTALS IN WATER

$$1 \text{ kcal/kg} = 1.8 \text{ BTU/LB.}$$



APENDICE 6

INTERCAMBIADOR DE CALOR:

DATOS: $T_{m1} = 180^{\circ}\text{C} = 356^{\circ}\text{F}$, $T_{m2} = 60^{\circ}\text{C} = 140^{\circ}\text{F}$, $T_{w1} = 15^{\circ}\text{C} = 59^{\circ}\text{F}$.

Del balance de energía se tiene el calor de la mezcla que entra al intercambiador con el fin de reducir su temperatura a 60°C por medio de agua.

$$\begin{aligned} Q &= M_m C_{pm} T_m \\ &= 1,219,445.369 \text{ kcal/hr} \quad (1 \text{ BTU} / .252 \text{ kcal}) \\ &= 4,839,068.925 \text{ BTU/hr} \end{aligned}$$

$$Q = M_m C_{pm} T_m = M_w C_{pw} T_w$$

Cantidad de agua de enfriamiento 17,079 kg/hr

$$\begin{aligned} T_w &= \frac{1,219,445.369 \text{ kcal/hr}}{17,079 \text{ kg/hr} \left(\frac{1.02 \text{ kcal}}{\text{kg}^{\circ}\text{C}} \right)} \\ &= 70^{\circ}\text{C} \end{aligned}$$

$$T_{w2} = 70 + 15 = 85^{\circ}\text{C} = 185^{\circ}\text{F}$$

Para el proceso a contracorriente:

$$\text{LMTD} = \frac{(356 - 185) - (140 - 59)}{\ln(356 - 185)/(140 - 59)} = 120.447^{\circ}\text{F}$$

$$Q = UAFLMTD$$

donde F es el factor de corrección = 0.56 por ser de un paso de coraza y dos en tubos y utilizando un valor promedio de $U = 40 \text{ BTU/hr pie}^2 \text{ F}$ según Ref (9)

$$A = \frac{4,839,068.925 \text{ BTU/hr}}{40 \frac{\text{BTU}}{\text{hr pie}^2 \text{ F}} (0.56) (120.447 \text{ F})}$$

$$1,793.56 \text{ pies}^2$$

Utilizando 6 intercambiadores suponiendo todas las varia-

bles constantes $A = 298.56 \text{ pies}^2 \text{ c/u}$

Suponiendo un diámetro interno de coraza = $15 \frac{1}{4}$ plg y tu
bos de 1 plg de DE en arreglo en cuadro de $1 \frac{1}{4}$ plg se ob
tiene una superficie exterior de $0.2618 \text{ pies}^2/\text{pie}$ según -
Ref (9) y el número de tubos de acuerdo al DI de la cora-
za y al número de pasos en tubos se obtienen 76 tubos Ref.
(9)

Como el área total = # de tubos (superf. externa)(long. de
tubos)

$$\begin{aligned} \text{Long. de tubos} &= \frac{298.93 \text{ pies}^2}{76 (0.2618 \text{ pies}^2/\text{pie})} \\ &= 15 \text{ pies.} \end{aligned}$$

La mezcla pasará por dentro de tubos ya que es corrosiva
por lo que los tubos serán de acero inoxidable.

BIBLIOGRAFIA

Hougen, O.A. y Watson, Principios de los
Procesos Químicos.

España, Ed. Reverté S.A., Tomo 1 y 2
1978

Smith, J., Chemical Engineering Kinetics.
U.S.A., Mc Graw-Hill, 1964

Brown, George, Operaciones Básicas de la
Ingeniería Química.

España, Ed. Marín, S.A., 1970

Desarrollo y Perspectivas de la Industria
Petroquímica.

Instituto Mexicano del Petróleo.

Escenarios Económicos de México

Perspectivas de desarrollo para ramas
seleccionadas. S.P.P.

Henley, Ernest y Edward Rosen, Cálculo de
Balances de Materia y Energía.

España, Ed. Reverté, S.A., 1973

Himmelblau, David, Principios y cálculos
básicos de la Ingeniería Química.

México, Ed. CECSA, 1980

Sauchelli, Vicent, Fertilizer Nitrogen.

U.S.A., Reinhold Publishing Corporation,
1966

Shreve, Noms, Chemical Process Industries.

Tokyo, Japan, Mc. Graw-Hill, 1970

Slack, Archie, Chemistry and technology
of fertilizers.

New York, John Wiley and Sons Inc, 1970

Kirk, Raymond y Donald Othmer, Enciclopedia
de Tecnología Química.

Ed. UTEHA, tomo 23, 1980

Corzo, Miguel Angel, Introducción a la In-
geniería de Proyectos.

Ed. Limusa, 1975

Reid, Robert y Thomas Serwood, Propiedades
de los Gases y Líquidos.

México, UTEHA, 1972.

Mavrovic, I., "Improved Urea Process Is Developed".

En Chemical Engineering Progress, Vol. 70,

No. 2, Feb. 1974.

Pagani, Gorgio and Franco Granelli, "Make urea with
less energy".

En Hydrocarbon Processing, Vol. 50, No. 4-5, 1979

REFERENCIAS

- 1.- Instituto Mexicano del Comercio Exterior
- 2.- Keyes, Faith y Clark's, Industrial Chemicals.
Wiley-Interscience Publication, United States of America, 1975. pp 854-856
- 3.- Cook Etal, L.H., Urea Synthesis Process.
Patente 3,200,148
- 4.- Lemkowitz, Saul y Pieter J. Vanderberg,
"Phase Equilibria in Ammonia-Carbon Dioxide Systems at and above Urea - Synthesis Condition".
En J.Chem. Tech. Biotechnology.
Vol. 29, 1978. pp 85-88
- 5.- Clausen, Chris y Guy Mattson, Fundamentos de Química Industrial.
Ed. Limusa, México, 1982. pp 428-431
- 6.- Perry, H. Robert y Cecil H. Chilton, Chemical Engineer's Handbook.
Ed. Mc. Graw-Hill, México, 1982. pp 3-212 -216
- 7.- Inoue, Shigeru y otros, "Equilibrium of Urea Synthesis"
En Bull. in of the Chemical Society of Japan. Vol. 45, No. 5, 1972. pp. 1339-1343

- 8.- Smith, J.M., Ingeniería de la Cinética Química.
Ed. CECSA, México, 1977. pp 130-133
- 9.- Kern, Donald, Procesos de Transferencia de calor.
Ed. Continental, New York, 1968, pp. 933-946
- 10.- Sauchelli, Vicent, Fertilizer Nitrogen.
U.S.A., Reinhold Publishing Corporation, 1966. pp. 291-293
- 11.- Peters, Max and Klaus D. Tinnerhaus, Plant Design and Economics for Chemical Engineers.
Japan, Ed. Mc Graw-Hill, 1970. pp 104-113
- 12.- Mattson, Guy y Chris Clausen, Fundamentos de Química Industrial.
México, Ed. Limusa, 1982. pp 438-444

900325