

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO**  
**FACULTAD DE QUIMICA**

---



**ESTUDIO SOBRE LA POSIBILIDAD DE AUMENTAR  
LA CAPACIDAD DE UNA PLANTA DE UREA DE  
RECICLO PARCIAL B POR REACCION DEL  
CARBAMATO DE AMONIO CON UN HIDROXIDO  
ALCALINOTERREO.**

**TESIS PROFESIONAL**

**SR. MANUEL FRAGOSO FRAGOSO**

**INGENIERO QUIMICO**

1973



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.

Tesis  
1973  
MIT. 100

99



JIMBA

PRESIDENTE: PROF. ENRIQUE RANGEL TREVIÑO  
VOCAL: " EDUARDO ROJO Y DE REGIL  
SECRETARIO " ANTONIO FRIAS MENDOZA  
1er. SUPLENTE " JOSÉ LUIS PADILLA DE ALBA  
2o. SUPLENTE " MARIO RAMIREZ Y OTERO

Sitio donde se desarrollo el tema: Minatitlán Veracruz.

Sustentante: SR. MANUEL FRAGOSO FRAGOSO \_\_\_\_\_

Asesor del Tema: ANTONIO FRIAS MENDOZA \_\_\_\_\_

El presente estudio lo dedico con todo  
cariño a mis Padres, Hermanos, compañe  
ros de trabajo y demás personas que --  
ayudaron a su realización.

## I N D I C E

	Pág.
Introducción.....	5
CAPITULO I.- Historia sobre la fabricación de urea.....	6
CAPITULO II.- Desarrollo y ventajas de los procesos prin cipales de producción.....	10
CAPITULO III.- Método propuesto.....	31
CAPITULO IV.- Ventajas sobre los procesos actuales de re ciclo parcial y total.....	49
CAPITULO V.- Estudio económico.....	50
CAPITULO VI.- Conclusiones.....	62

## I N T R O D U C C I O N

El objetivo del presente estudio consiste de una descripción de los procesos principales de producción de urea, análisis y ventajas de estos, descripción de un nuevo proceso, para efectuar una -- evaluación económica y demostrar que es factible incrementar la capacidad de una planta de urea de 190 a 252. 7 ton./día. empleando -- este nuevo proceso de producción de urea.

Al final se dan las conclusiones y recomendaciones que se -- creen pertinentes.

(6)

## C A P I T U L O I

### HISTORIA SOBRE LA FABRICACION DE UREA.

La síntesis de la urea se efectuó a partir del cianato de amonio por Wohler en 1828, quién fué el primero en convertir un compuesto inorgánico a urea; presente en la orina humana.



Los primeros intentos que se hicieron para la fabricación industrial de la urea por BASF, consistieron en alimentar amoníaco y bióxido de carbono dentro de un reactor que operaba a alta presión y posteriormente destilar el amoníaco y el carbamato no transformado a urea a baja presión y por medio de compresores recíprocantes - retornar los productos de la descomposición nuevamente al reactor.



La gran cantidad de problemas debidos a corrosión y solidificación dieron como resultado que BASF abandonara el proyecto.

Posteriormente, para resolver este tipo de problemas se hi--



cieron los sistemas de un solo paso, es decir en lugar de retornar al amoníaco no transformado a urea y el carbamato de amonio al reactor, se enviaban fuera de las plantas de urea donde solo se aprovechaba el amoníaco para fabricar sulfato de amonio.

Aún siendo muy sencilla la fabricación de urea por el proceso de un solo paso, se presentó un nuevo problema, que las plantas de urea estaban ligadas a grandes plantas productoras de sulfato de amonio y la falta de ácido sulfúrico obligaba parar las unidades de fabricación.

A base de reducir los excesos de amoníaco alimentados al reactor se llegó disminuir estas cifras hasta 5 tons. de sulfato de amonio por ton. de urea.

Pero esta solución no fué satisfactoria, no solamente por el gran volumen de subproductos sino que se afrontaban fuertes problemas de corrosión y de taponamientos de líneas.

Un paso siguiente en el desarrollo, para la solución del problema fué el llamado proceso de reciclado parcial, en el cual se puede trabajar el reactor con excesos de amoníaco razonables para obtener una buena conversión; en el cual se incluye un paso de descomposición a presión media, seguida de un absorbedor en el que es factible separar el exceso de amoníaco y el 90% de  $\text{CO}_2$  no transformado a urea; se retorna al reactor en forma de soluciones acuosas, en la que algunos procesos incluyen urea para disminuir los efectos de corrosión en el sistema de bombeo.

A la vez fué desarrollado en esta época ciertos materiales -

más económicos, que en combinación con la patente Stami Carbon de -  
adicionar oxígeno de pasivación se solucionaron los problemas prin-  
cipales y la producción de urea empezó a tener un incremento muy --  
fuerte.

Sin embargo, estas plantas de recicló parcial siguieron liga-  
das a una fabricación adicional de sulfato de amonio, aunque de me-  
nor capacidad.

Mediante estos procesos de recicló parcial se pudo reducir -  
la relación a una ton. de sulfato por ton. de urea.

El proceso de recicló parcial dio origen al proceso de reci-  
blo total, a cambio, desde luego en la mayoría de los casos en baja  
conversión y se tradujo en un aumento considerable de vapor, ener--  
gía eléctrica y dimensionamiento de los sistemas de recicló.

El objetivo principal que siempre se persiguió para ir a los  
procesos de recicló parcial, fué de no ligar la manufactura de urea  
a ninguna otra producción, pero en la mayoría de los casos se multi-  
plicaron los problemas de operación y el costo de la urea producida,  
se incrementó debido a una mayor inversión y al incremento de los -  
servicios auxiliares.

Los últimos procesos desarrollados por el proceso de recicló  
total son el de Stami Carbon y el de Snam Progetti, los cuales lla-  
maron a su proceso stripping con bióxido de carbono y amoníaco res-  
pectivamente.

En estos dos procesos se redujeron 2 de los problemas princi-  
pales:

- i).- El sistema de reciclo.
- ii).- El consumo de vapor.

Ya que efectúan la descomposición del carbamato no transformado a urea a la misma presión de operación del reactor, condensando nuevamente con recuperación de calor y alimentando por diferencial de presión sin necesidad de bomba; lo que reduce notablemente el mantenimiento de este tipo de unidades.

Sin embargo, para poder lograr la recuperación y reciclo de carbamato de estas condiciones, se hacen necesarios no solamente -- equipos de alta presión y otros adicionales, sino que aparece otro problema, que se hace necesario el uso de materiales sumamente especializados como son el titanio, zirconio y aleaciones especiales -- que encarecen demasiado el montaje de una unidad de este tipo.

En este capítulo se han visto los problemas principales que se han encontrado en la manufactura de la urea, tratados superfi---cialmente ya que el presente estudio trata de resolverlos empleando en lugar de descomposición térmica del carbamato de amonio no con--vertido a urea, consiste en efectuar una reacción química de este -- con un hidróxido alcalino térreo.

## C A P I T U L O II

### DESARROLLO Y VENTAJAS DE LOS PRINCIPALES PROCESOS DE MANUFACTURA.

En el presente capítulo trata de una descripción de los procesos de reciclado parcial y total empleados en el país en los cuales se hace notar las ventajas de cada uno para la elaboración de la urea.

Existen cuatro plantas productoras que emplean los siguientes procesos:

i).- Proceso de reciclado parcial empleado en una planta instalada en Minatitlán, Ver. (Toyo-Koatsu).

ii).- Proceso de reciclado parcial y total en una planta instalada en Salamanca, Gto. (Lonza Lummus).

iii).- Proceso de reciclado total empleado en una planta instalada en Cd. Camargo, Chihuahua. (Toyo-Koatsu).

iiii).- Proceso de reciclado total empleado en una planta instalada en Minatitlán, Ver. (Snam Progetti).

La capacidad promedio de las tres primeras plantas instaladas es de 190 tons./día y la de esta última es de 750 tons./día.

Descripción de estos procesos:

i).- Proceso de reciclado parcial Toyo-Koatsu empleado en Minatitlán, Ver.

Este proceso se encuentra dividido en tres secciones:

a).- De síntesis.

b).- De reciclado.

c).- De extremo seco o acabado.

La sección de síntesis incluye un reactor cuya presión y temperaturas son las siguientes:

Presión = 250 Kg/cm.<sup>2</sup>

Temperatura de entrada = 173- 175°C.

Temperatura de salida = 192- 195°C.

Incluye también un separador de alta presión (tanque flash), un descompositor primario, un secundario y un concentrador; cuyas presiones y temperaturas de operación son las siguientes:

	DESCOMPOSITOR PRIMARIO	SECUNDARIO	CONCENTRADOR
Temp. °C	150	100-105	90-95
Presión Kg/cm <sup>2</sup>	17.0	1.0	0.8

En esta sección las materias primas empleadas son las siguientes:

- a).- Amoníaco.
- b).- CO<sub>2</sub> y O<sub>2</sub> de pasivación.
- c).- Solución de recicló (33.0% NH<sub>3</sub>, 30.0% CO<sub>2</sub>, 15.0% Urea, 12.0% agua aprox.)

Reaccionan a presión y temperaturas antes mencionadas para producir urea (85.0% aprox.) y gases sobrecalentados.

La sección de recicló consiste de:

- 1).- Columna de absorción.
- 2).- Tanque de mezcla.

En la columna de absorción los gases del separador de alta

presión y los producidos en el descompositor primario son absorbidos y reciclados al reactor por medio de bombas; y los gases producidos en el descompositor secundario son enviados al neutralizador de la planta de nitrato de amonio.

En el tanque de mezcla se prepara la solución absorbente --- (70.0%  $\text{NH}_3$  y 14.0% UREA y el resto  $\text{CO}_2$  y agua.) mediante el cual es posible, absorber el  $\text{CO}_2$  y  $\text{NH}_3$  proveniente del separador de alta -- presión y descompositor primario.

La absorción se efectúa en la columna de absorción la cual -- se encuentra empacada de anillos rashing de porcelana.

La sección de extremo seco o acabado consiste de:

- a).- cristalización (4 cristalizadores helicoidales).
- b).- un secador rotatorio.
- c).- la sección de prillado. (torre de prilling).

En esta sección la urea incrementa su concentración de 88.0% a 99.6%.

Posteriormente la urea se envasa como perdigón (prill) la --- cual tiene su principal aplicación como fertilizante.

En este proceso los problemas o desventajas que presenta son el alto costo de mantenimiento de las bombas de carbamato, los compresores de suministro de  $\text{O}_2$  de pasivación y de la sección de extremo seco de la cual se efectúan generalmente revisiones y reparaciones cada 15 días para revisar el estado en que se encuentran elevadores de cangilones, bandas transportadoras y problemas de incrustación en el secador rotatorio.

Otra de las desventajas principales de este proceso, es que ~~en~~ el verano cuando se incrementa la temperatura ambiente, baja la eficiencia de los condensadores evaporativos, y por lo tanto se --- transfiere mayor cantidad de gases residuales a la planta de nitrato de amonio ( $\text{NH}_3$  principalmente). Ver diagrama # 1 del apéndice.

Hay otros procesos en los cuales la planta puede - --- operarse indistintamente, ya sea en reciclo parcial o total, para - operar la planta a mayor capacidad se suspende el bombeo de solu--- ción amoniaca, hacia el descompositor primario proveniente del ab--- sorbedor secundario (esto significa pasar de una operación de reci--- clo total o parcial); esta solución se transfiere a la planta de -- sulfato de amonio.

Este sistema se emplea en la planta de urea de la Unidad Salamanca. (Bajío).

Este proceso se describe a continuación.

Sección de Síntesis.

Se alimenta al reactor  $\text{NH}_3$ ,  $\text{CO}_2$  y una solución de reciclo.

El amoníaco se bombea en fase líquida igual que la solución de reciclo; para el  $\text{CO}_2$  se emplea una batería de compresores.

Las condiciones de entrada y alimentación de amoníaco son -- las siguientes:

Presión del tanque acumulador =  $20 \frac{\text{kg}}{\text{cm}^2}$

Temperatura máxima =  $38^\circ\text{C}$ .

El amoníaco es succionado de un tanque por las bombas pasando a través de un subenfriador para asegurar una temperatura máxima

de 22°C con lo que se abate la tensión de vapor y logrando que sea inferior a la presión de succión de las bombas.

En esta forma se reducen las posibles cavitaciones dentro de la bomba, por otro lado, entre la bomba y el reactor se encuentra un precalentador que se utiliza para levantar presión en los arranques al vaporizar el amoníaco y mandarlo a la torre de lavado.

Las condiciones de entrada y alimentación de CO<sub>2</sub> son las siguientes:

Presión de alimentación a la succión

de las compresoras = 30- 35 Kg/cm.<sup>2</sup>

Temperatura. = 38°C

Esta alimentación se hace previa adición de oxígeno de pasivación antes de llegar al tanque de almacenamiento de CO<sub>2</sub>.

Reactor.-

Es un recipiente cilíndrico constituido en su parte interior de acero inoxidable 316 L.

Dimensiones 1 m. de Diámetro.

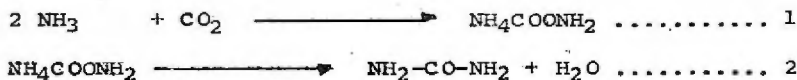
15 m. de Altura.

Presión de trabajo = 275 Kg/cm.<sup>2</sup>

Temp. entrada = 175 °C

Temp. salida = 195 °C

Su función es convertir el NH<sub>3</sub> líquido y el CO<sub>2</sub> gas en urea.





La conversión del carbamato a urea está afectada en tal forma que se alcance la máxima de esta a urea.

Factores que favorecen la formación del carbamato:

Reacción.- 1.-

- a).- Baja temperatura del reactor.
- b).- Alimentar un exceso de amoníaco.

Factores que favorecen la conversión de carbamato a urea:

- a).- Alta temperatura del reactor.
- b).- Alta presión del reactor.
- c).- Alimentar poca agua al reactor.
- d).- Disminuir el exceso de amoníaco al reactor (el óptimo es 90%).

En este reactor se alcanza un 70.0% de conversión de carbamato de amonio a urea.

El control de presión se efectúa con 2 válvulas neumáticas que se operan desde el cuarto de control; las 2 son de ángulo con asientos de titanio.

Factores críticos en el control del reactor:

- a).- La presión alta es una desventaja ya que aumenta el mantenimiento del equipo de bombeo, compresión y válvulas de control del reactor.
- b).- Otro de los problemas que aparecen al operar el reactor, a alta presión, es el incremento de la corrosión.

El efluente del reactor pasa a una torre de descomposición donde se eleva la temperatura hasta aproximadamente 150°C (pasando-

a través de un precalentador ya que la solución se enfría demasiado). Posteriormente la solución de urea pasa a una torre de descomposición que opera a una presión de  $1.0 \text{ Kg/cm.}^2$  y una temperatura de  $100^\circ\text{C}$ ; y por último pasa a una torre de concentración de urea -- que opera a  $0.8 \text{ Kg/cm.}^2$  y  $96.0^\circ\text{C}$  aproximadamente; la solución de -- urea se obtiene de una concentración de aproximadamente 70%, se puede almacenar o transferirse directamente a evaporación.

Además de la solución de urea el efluente del reactor trae consigo el exceso de amoníaco, y de carbamato de amonio, los cuales, se separan en la primera torre de descomposición, obteniéndose amoníaco y  $\text{CO}_2$  los cuales pasan a una torre de absorción por diferencia de presión.

La torre de absorción se encuentra dividida en tres secciones, provistas de una charola de nivel con chimenea y cama empacada.

La recirculación de cada una de las secciones se efectúa por medio de una bomba centrífuga, que succiona de la parte inferior de la charola, y descarga en la parte superior de la cama empacada. -- Los gases provenientes de la torre de descomposición se inyectan en la parte inferior, de la cama empacada de la sección del fondo, donde entran en contacto con el líquido de recirculación, de esta -- sección, donde por enfriamiento la mayor parte del  $\text{CO}_2$  se transforma en carbamato de amonio.

Debido a la mayor temperatura de los gases, en relación a la temperatura de la solución y el calor que se produce, en la formación del carbamato, aumenta la temperatura de la solución, la cual

se enfría por medio de dos cambiadores instalados en la recirculación.

Parte del amoníaco libre y parte del  $\text{CO}_2$  fluyen a la sección media en donde nuevamente, casi la totalidad del  $\text{CO}_2$  se absorbe, formando carbamato de amonio.

La sección alta tiene por objeto retener las trazas de  $\text{CO}_2$ , que logran pasar, sin embargo, por ser insuficiente el absorbedor, se modificó, instalando una charola perforada en la parte alta del domo, en donde se inyecta  $\text{NH}_3$  anhidro, con el objeto de lavar las gotas de solución que logran arrastrarse, dado que la ebullición del  $\text{NH}_3$  en esta sección es muy violenta.

Aún cuando la sección del absorbedor, esta provista de un cambiador de calor, instalado en la sección media, el cual no se usa por representar un grave peligro de taponamiento, ya que dicha solución tiene una temperatura de solidificación de aproximadamente  $35^\circ\text{C}$  y el agua de enfriamiento está a  $18^\circ\text{C}$ , para poder utilizarla se tendría que usar un sistema similar al del fondo; el cual consiste en un recipiente con tubos interiores por donde circula el carbamato de amonio. En lado exterior de los tubos, o sea la carcasa, se tiene un nivel de condensado a una temperatura superior a la de solidificación del carbamato; dicha temperatura se conserva por medio de un sistema de vacío, de tal forma que al pasar el líquido caliente por los tubos, pone en ebullición el condensado, de tal manera que el calor endotérmico de la ebullición absorbe el calor extra de la solución y la mantiene a una temperatura fija y adecuada, para -

la absorción.

El vapor que se produce al poner en ebullición el condensado nuevamente se condensa, en otro cambiador para retornar al primero.

Desde luego para lograr lo anterior, es necesario, mantener un vacío en la carcasa del primer enfriador, y el segundo equivalente a la tensión de vapor del agua, a la temperatura de operación, - de tal manera que si se quiere operar a una temperatura inferior, - es necesario efectuar un vacío menor y viceversa.

Por lo tanto, el calor cedido a la solución en este cambiador es insuficiente, para lograr una adecuada absorción, por lo --- cual se auxilia por otra batería de cambiadores instalada en la sección alta, los cuales, independientemente de absorber el calor de - formación de pequeñas cantidades de carbamato de amonio, que llegan a esta sección, condensan cantidades razonables de  $\text{NH}_3$  que al reflujar a las secciones media y fondo, se evapora por la mayor temperatura de este, y se complementa con el enfriamiento interior de la - torre.

En esta misma parte superior de la torre, se inyecta agua -- amoniacal, proveniente de una torre lavadora; dicha agua ayuda a fijar el amoníaco de reflujo a las secciones inferior y media, al mismo tiempo que arrastra a estas mismas secciones, pequeñas cantidades de  $\text{CO}_2$  llegan a ella.

Desde luego, tiene un papel importante en el enfriamiento el amoníaco anhidro que se inyecta en la parte alta de la charola de - la torre.

Es muy importante hacer notar que cualquier cantidad de  $\text{NH}_3$  que se condensa en la parte alta y refluja a la sección media e inferior, tiene que regresar vaporizado a la sección superior, de tal manera que se establece por decirlo así, una recirculación.

Esta cantidad recirculante es la que define, la capacidad -- del absorbedor, ya que la capacidad de la columna empacada depende fundamentalmente de la velocidad de los gases.

Por otra parte, mientras mayor sea la cantidad de  $\text{NH}_3$  reciclado, más se disminuye la tensión de vapor del  $\text{CO}_2$ , de acuerdo a la Ley de las presiones parciales de Dalton, menor temperatura se necesita para la total absorción del  $\text{CO}_2$ , pero como no se puede bajar indefinidamente las temperaturas, por los problemas de solidificación, se tiene que buscar el reciclo adecuado para cada capacidad de la planta, variando el enfriamiento de los cambiadores de la sección superior y la alimentación de  $\text{NH}_3$ , fresco a la charola.

La recirculación de la solución en las distintas secciones, como ya se ha dicho anteriormente, se hace por medio de bombas centrífugas, las cuales deben tener un flujo mínimo para bañar uniformemente toda la columna empacada, pero no deberá ser tan excesivo que provoque turbulencias y arrastres mecánicos a las secciones superiores.

En la línea de recirculación de la sección inferior y antes del cambiador se encuentra la línea de succión de las bombas de carbamato al reactor, y la velocidad de dichas bombas deberá estar regida en tal forma que se mantenga un nivel constante y el agua --

arrastrada por el descompositor primario, tienden a incrementar el nivel siendo el excedente el que se manda al reactor.

En todas las secciones de la torre es sumamente importante, independientemente del control de presión, el control de temperatura, ya que las variables presión-temperatura son las que definen las concentraciones de  $\text{NH}_3$  y  $\text{CO}_2$  en c/u de las secciones; es decir, que mientras la temperatura sea más alta y la presión más baja, el contenido de  $\text{NH}_3$  que refluja de la sección superior a la sección media, y de esta a la sección inferior, jugando un papel muy importante es este reflujo en el enfriamiento, para una buena absorción; ya que como habíamos dicho, el enfriador de la sección inferior es pequeño.

Existen límites sumamente estrechos de control de temperatura y presión, como puede observarse a continuación:

#### Sección superior.-

En esta sección, se debe de mantener una temperatura tal, -- que permita una separación completa del amoníaco en exceso; pero -- que a su vez refluje a la sección media una solución de amoníaco de 90 a 94%.

Si aumenta la temperatura (2 a  $3^\circ\text{C}$ ), todo el amoníaco de esta sección se vaporizará y pasará al tanque de amoníaco haciéndose imposible el enfriamiento de la torre. Si la temperatura baja ligeramente, se condensará en esta sección todo el exceso de amoníaco, el cual al reflujar a las secciones media e inferior, puede, debido a su alto poder de enfriamiento provocar solidificaciones la temperatura óptima se puede obtener de acuerdo a las tablas de tensión de-

vapor de amoníaco a la presión de operación.

En la sección media es igualmente crítico el control de la temperatura, ya que un aumento de temperatura puede originar corrosiones, pero principalmente, el efecto inmediato que tenemos es una disminución en su contenido de amoníaco, funesto para el correcto enfriamiento de la sección inferior.

Una disminución de temperatura se traduce, en un enriquecimiento de amoníaco en la solución provocándose excesivo enfriamiento en la sección inferior que provocaría solidificaciones o modificaciones en la misma sección por insolubilidad del carbamato de amonio de altas concentraciones.

Un enfriamiento en la sección inferior provocará solidificaciones, ya que se trabaja a unos cuantos grados por encima de la cristalización.

Un aumento de temperatura, independientemente de acelerar la corrosión provoca una mala absorción, pasando fuertes cantidades de  $\text{CO}_2$  a la sección media, que al transformarse en carbamato de amonio, aumentaría la temperatura de dicha sección con las consecuencias ya expuestas.

Las temperaturas óptimas a una presión de  $15 \frac{\text{Kg}}{\text{cm.}^2}$  para las diferentes secciones de la torre de absorción son las siguientes:

Temperatura del fondo-	95°C
Temperatura Sección media-	53°C
Temperatura Sección superior-	48°C

### Sistema de recuperación de Amoniaco:

El amoniaco gaseoso que constituye el afluente del Absorbedor primario pasa por diferencial de presión a un condensador en donde por enfriamiento condensa y regresa al tanque acumulador.

Junto con dicho amoniaco gas va una parte más o menos considerable de inertes incondensables, constituidos fundamentalmente de aire de pasivación e impurezas normales del  $\text{CO}_2$  (gas de síntesis) - los cuales arrastran una cantidad de aproximadamente de 4 veces su volúmen, de amoniaco gas, de acuerdo a la Ley de Presiones parciales, dichos gases pasan a la torre lavadora, en donde por adición de agua, disuelven el amoniaco arrastrado, el cual regresa en forma de agua amoniacal al absorbedor primario.

En virtud de que la presión de la torre lavadora es inferior a la del absorbedor primario, se tiene que valer de una pierna barométrica para su inyección.

Gracias al contenido de inertes se puede regular la presión del sistema de tal forma que sea superior a la tensión de vapor del amoniaco anhidro, lo cual ayuda para una mejor absorción en la torre y una eficiente condensación en el condensador anterior al acumulador, e impide tener en ebullición el amoniaco del tanque acumulador.

Dicha presión se controla desalojando la cantidad de inertes que no convengan, por medio de una válvula controladora de presión; instalada en el venteo de los inertes en la parte alta de la torrelavadora.



Con carencia de inertes, se haría practicamente imposible un control adecuado de la presión; sin embargo, una cantidad grande de inertes que no se pueda desalojar provoca aumento en la presión del sistema, que hace practicamente imposible el control de presión y de toda la operación.

Existe un pequeño enfriador auxiliar, para aligerar el trabajo de la torre lavadora; colocado entre el tanque acumulador y este.

La torre lavadora no es, más que un pequeño recipiente el cual está provisto de platos; para una mejor absorción tiene instalado un enfriador en la parte inferior.

Existe además un absorbedor secundario, donde se absorben los gases provenientes del descompositor secundario que consiste básicamente de una torre empacada con anillos pol, y una bomba centrífuga para mantener una recirculación constante; la solución de esta torre está constituida de una solución amoniaca, con un contenido aproximado de 35% de amoníaco; esta solución, puede recircularse hacia el descompositor primario (operando en reciclo total), o puede llevarse a la planta de sulfato de amonio (operando la planta de reciclo parcial). Ver diagrama # 2 del apéndice.

Ya que se ha hecho una descripción de los procesos del reciclo parcial, en el cual se notan las ventajas y desventajas del mismo proceso; posteriormente se describe el proceso de separación con amoníaco empleado en el proceso de Snam Progettei en la Unidad Minatitlán de Guanomex, el cual usa las siguientes materias primas:

Amoníaco líquido.

Bióxido de carbono gaseoso.

Aire de pasivación

Vapor saturado de 26 Kg/cm.<sup>2</sup>

Agua de enfriamiento.

Servicio de nitrógeno.

Sistema de refrigeración con amoníaco líquido.

En este proceso la producción se realiza mediante cuatro ---  
operaciones fundamentales:

- a).- Síntesis de urea y recuperaciones a alta presión.
- b).- Purificación de urea y recuperaciones a baja presión.
- c).- Concentración de la urea.
- d).- Aperiñonado de la urea.

a).- Síntesis de la urea y recuperado a alta presión.

La urea se obtiene a partir de  $\text{NH}_3$  líquido y  $\text{CO}_2$  gas.

El amoníaco líquido se comprime a 23 atm., una parte se en-  
vía a la columna de absorción y el resto entre en el ciclo de sínte-  
sis a alta presión, y se subdivide en dos flujos como sigue:

1).- Amoníaco de reacción.-

El amoníaco de reacción es comprimido por una bomba alterna-  
tiva a una presión aproximada de 235 atm. antes de entrar al reac-  
tor, se emplea como fluido motor en el eyector; en el cual se com-  
prime a la presión de síntesis el carbamato de amonio proveniente -  
de los condensadores.

La mezcla amoníaco-carbamato se inyecta al reactor a la pre-  
sión de 150 atm. con lo cual empieza la reacción.

## 2).- Amoníaco de separación.

El amoníaco de separación es comprimido por la bomba a una presión de 150 atm. después de ser precalentado y evaporado, entra en el separador donde se verifica la descomposición del carbamato proveniente del reactor.

El  $\text{CO}_2$  se toma de los límites de la batería a la presión atmosférica y después de ser enfriado, entra en un compresor recíprocante del que sale a una presión de 151 atm.

La mayor parte del  $\text{CO}_2$  es desviada para mezclarla con los efluentes gaseosos del separador, los cuales unidos a la solución carbonato de recicló reaccionan en los condensadores; dando lugar a la solución de carbamato que se alimenta al reactor.

La condensación del carbamato es conducida aproximadamente a la presión de síntesis, constituyendo así la recuperación de alta presión.

De la cabeza del segundo condensador de carbamato de amonio, descargan los incondensables constituidos por los gases inertes; que contienen el amoníaco y  $\text{CO}_2$  que no reaccionaron en el condensador, y que se recuperan en la columna de absorción.

La razón de la desviación del  $\text{CO}_2$  es la siguiente:

Si el reactor fuese alimentado con el caudal total del  $\text{CO}_2$ , el calor de formación del carbamato de amonio sería en exceso respecto al calor necesario para sostener la desviación del  $\text{CO}_2$  permite mantener la temperatura de reacción óptima, para obtener el máximo rendimiento de conversión.

El calor en exceso, debido a la formación del carbamato se aprovecha en los condensadores, para producir vapor de 5.5 y 3.5 atm. en dos calderetas.

La producción de este vapor contribuye a reducir el costo operativo de la planta.

Como ya se ha dicho, el reactor es alimentado con amoníaco líquido a la presión de 150 atm. durante el ciclo de reacción, solamente una parte de los reactivos se transforma en urea, por lo tanto el  $\text{CO}_2$  y el amoníaco ligados como carbamato deben ser recuperados y reciclados.

Esta solución entra en el separador donde se descompone el carbamato.

El calor de descomposición está suministrado por vapor saturado de 26 atm.

El flujo de  $\text{CO}_2$  que se libera durante la descomposición es separado por un flujo de amoníaco gas.

La operación de separación sucede en un cambiador de película, que opera a la misma presión del reactor, en la cual se realiza la contracorriente entre el amoníaco de separación y la solución de urea.

b).- Purificación de la urea y recuperaciones a baja presión.

La purificación de la urea se efectúa en tres etapas operando sucesivamente a presiones decrecientes como sigue:

1a).- Etapa a la presión de 18 ata.

2a).- Etapa a la presión de 4.5 ata.

3a).- Etapa a la presión de 0.8 ata.

Se hace presente que en los cambiadores en que sucede la purificación, se llaman descompositores porque en ellos sucede la descomposición en  $\text{CO}_2$  y amoníaco del carbamato residuo.

1a).- Etapa de depuración y recuperación a 18 ata.

La solución con un bajo contenido de residuo de  $\text{CO}_2$  que sale del fondo del separador se expande a la presión de 18 ata. y entra en el primer descompositor a alta presión, el cual es del tipo de película.

El descompositor está dividido en tres partes:

1).- Un separador, en el cual se liberan los gases, que se alejan antes que la solución entre en el haz de tubos.

2).- Primer tramo de descomposición, en el cual se suministra calor, mediante vapor saturado a la presión de 5.5 ata.

3).- Segundo tramo de descomposición, en el cual se suministra vapor a la presión de 18 ata.

Los gases ricos que salen del descompositor, son enviados a la columna de absorción (los gases son amoníaco y  $\text{CO}_2$ ) para la recuperación de los mismos.

A la fase de depuración, sigue la fase de recuperación de los afluentes gaseosos, que se efectúa en la columna de absorción.

La columna de absorción es del tipo de platos de campana la cual tiene dos funciones:

1).- Absorción del  $\text{CO}_2$ .

2).- Rectificación del amoníaco.

Segunda etapa de recuperación y depuración a 4.5 ata.

La solución que sale del fondo del primer descompositor, se expande a la presión de 4.5 ata. y entra al segundo descompositor, a media presión, alimentado con vapor de 5.5 ata.

La fase mixta que sale del segundo descompositor, entra en un separador, en el cual se separa la fase gaseosa de la fase líquida que prosigue para la sucesiva depuración.

A la segunda etapa de depuración sigue, la etapa de recuperación de los efluentes gaseosos que se efectúa en el condensador de carbonato, que proviene de la etapa de recuperación a baja presión.

El calor de absorción es eliminado por el agua de enfriamiento que circula por los tubos.

De la cabeza del condensador se descargan los incondensables, mientras que la fase líquida se comprime a 18 ata. por una bomba centrífuga es enviada sobre el fondo de la columna de absorción.

3).- Etapa de recuperación y depuración a 0.8 ata.

La solución que sale del segundo descompositor se expande a la presión de 0.8 ata., y entra a un tercer descompositor a baja presión con vapor de 5.5 ata.

La fase mixta que sale del tercer descompositor entra en un separador, en el cual se separa la fase gaseosa de la fase líquida que tiene una concentración en urea de 76%, que prosigue a la sección de concentración.

A la tercera etapa de depuración sigue la etapa de recuperación de gases, de los efluentes que contienen amoníaco, CO<sub>2</sub>, agua y

los inertes.

Estos gases son enfriados lo más posible en un condensador del que sale una fase líquida y una gaseosa que contiene todavía -- amoníaco.

La fase líquida y gaseosa entran separadamente en una segunda columna.

Esta columna tiene la función de recuperar totalmente el amoníaco contenido en el gas, y la absorción se realiza recirculando -- por medio de una bomba centrífuga la misma solución del fondo, la -- cual es enfriada en un cambiador unido al ciclo frigorífico.

Los gases inertes se extraen de la columna de absorción mediante un eyector de vapor.

c).- Concentración de la urea.

Para poder prilar la urea es necesario concentrarla hasta -- 99.8%.

Esta concentración se obtiene en dos etapas de concentración bajo vacío.

La solución al 76% que sale del último descompositor se filtra y se pasa al primer concentrador bajo vacío que trabaja a la -- presión de 0.3 ata.

El calor es suministrado mediante vapor de 5.5. ata.

La fase mixta entra en un separador desde el cual los gases -- extraídos por otro grupo de vacío.

Después de la primera concentración, la solución entra en la segunda etapa de concentración que se efectúa en un cambiador ali--

mentado con vapor de 5.5 ata.

La fase mixta entra en otro separador, desde el cual los gases son extraídos por otro grupo de vacío.

La urea fundida que sale del separador está lista para ser prilada.

d).- Aperdigonado de la urea. (prilado).

La urea fundida se bombea para ser enviada al cesto de prillado.

La urea que sale del cesto, bajo forma de gotas que caen a lo largo de la torre de prilling, se encuentran con una corriente de aire frío que provoca la solidificación, posteriormente se clasifica (criba) retornando los finos a un tanque de redilución, y el producto dentro de especificación se translada a la bodega a granel.

En la descripción de este proceso se nota que una de las ventajas principales son:

i).- Que no emplea bombas de carbamato.

ii).- Que se disminuye el consumo de vapor, ya que una parte de él es generado por el mismo proceso.

Desventajas.-

El costo del equipo y servicios es muy alto, ya que emplea en sus equipos, materiales de titanio y aleaciones especializadas.- Ver diagrama # 3 del apéndice.



### C A P I T U L O . I I I

#### METODO PROPUESTO

El presente trabajo se refiere a un estudio realizado por el Dpto. de Procesos de Guanomex, para la elaboración de Urea.

Este proceso fué patentado por el Ing. J. Juan Cabello como Urea Proceso Cabello.

En este estudio se incluye una evaluación d los costos de fabricación y un estimado de inversión sobre plantas ya existentes y por último la Ingeniería básica para una planta nueva.

Se ha efectuado una evaluación económica y el Dpto. de Experimentación ha corroborado los mecanismos de las reacciones, sus -- grados de avance y las principales constantes específicas tales como valores de filtración, recuperación de urea, temperaturas y cantidades reactantes.

Fundamentalmente, el proceso consiste en hacer reaccionar --  $\text{NH}_3$  y  $\text{CO}_2$  dentro de un reactor operando a baja presión a la salida del reactor se tendrá una mezcla de amoniaco urea, carbamato de amonio y agua.

Esta mezcla se depresionará en un separador de gases en donde el exceso de  $\text{NH}_3$  se evapora, previo lavado se manda a condensación para retornarlo nuevamente al reactor.

La solución residual que contiene carbamato de amonio y agua y urea, se envía a un tanque carbonatador en donde también se alimenta una lechada de un hidróxido alcalino térreo, la cual reaccionará con el carbamato de amonio para desprender amoniaco y precipi-

tar un carbonato del metal alcalino correspondiente.

Posteriormente la solución se filtra para efectuar la separación de la urea del resto de sus acompañantes a la salida del reactor.

El principal problema en la producción de urea es el reciclado del carbamato de amonio que no se transforma en urea dentro del reactor.

Los diferentes procesos se identifican por el camino seguido en la solución de este problema, pero como se ha visto todos los procesos se avocan por la descomposición térmica del carbamato de amonio.

Grandes dificultades tecnológicas se han encontrado en relación con el reciclado de soluciones del carbamato al reactor, debido al problema principal de corrosión y equipo que aún no han sido resueltos, y las soluciones propuestas siempre han sido a base de equipos complejos en su operación y sumamente caros por los materiales usados en su fabricación.

El proceso propuesto resuelve definitivamente estos graves problemas ya que se separa el carbamato de amonio sin consumo de vapor en equipos a presión atmosférica sin necesidad de materiales o equipos especializados.

El desarrollo de dicho proceso no podrá hacerse sin la instalación de una planta Piloto.

Normalmente las plantas piloto son caras y difícilmente pueden producir beneficio económico.

El presente proceso es singular, ya que el proceso puede --- adaptarse a plantas ya existentes sin interferir en lo más mínimo - en la operación normal de la planta existente y con un costo suma-- mente pequeño.

Es importante hacer notar que con este costo adicional no so-- lamente se puede obtener una sobreproducción propia de la planta, - sino que al modificar los equilibrios fisico-químicos del resto de-- la planta, es factible lograr superproducciones adicionales.

La planta Toyo-Koatsu de la unidad Minatitlán es ideal para-- la experimentación, ya que por tener sobrados ciertos equipos, es - factible lograr producciones superiores a 225 tons. métricas al día, es decir podría tener un incremento de 33% de su capacidad de dise-- ño con una inversión inferior al 5% de su costo original.

No es necesario recalcar el beneficio económico que esto re-- presenta.

La diferencia principal con los procesos que se usan comer-- cialmente y el propuesto, consiste en efectuar la separación del car-- bamato de amonio por medio de una reacción química, y no por descom-- posición térmica como tradicionalmente se ha venido efectuando.

El reactivo usado es un hidróxido alcalino térreo y ya que - el más económico es el de calcio es el que se empleará para reaccio-- nar en forma instantánea y completándose al 100% con el carbonato, - para producir carbonato de calcio y liberándose amoníaco gas, la ra-- zón por la que la reacción es instantánea se completa al 100%, es-- triba en el hecho de que los productos de formación son eliminados--

del sistema, precipitándose carbonato de calcio.

Bajo ciertas condiciones de temperatura el carbonato de calcio es altamente filtrable quedando una solución acuosa de urea, libre de amoníaco y carbamato de amonio sin empleo de equipos fabricados con materiales especializados, y/o sometidos a presión ya que lo anterior se efectúa a presión atmosférica, desde luego no hay consumo de vapor ya que para la descomposición térmica del carbamato de amonio se requieren 38,000 Kcal/mol.

El cambio de una descomposición térmica del carbamato de amonio a una reacción química elimina los equipos de descomposición, absorción y recicló, sustituyendo todos estos sistemas por un carbonatador a presión atmosférica y a baja temperatura.

Ya que en ningún momento se requiere manejar el carbamato de amonio a alta presión y temperatura; los problemas de corrosión, formación de biuret, hidrólisis y taponamiento de líneas se reducen totalmente.

La fabricación no se liga a ninguna otra producción por lo que es perfectamente competitivo con un sistema de recicló total, sin necesidad del gran número de equipos especializados que requieren estos procesos.

Las conversiones dentro del reactor son sumamente altas ya que no se introduce agua, la capacidad de las bombas de amoníaco disminuye en relación con un proceso de recicló total o parcial y decrece notablemente el tamaño del reactor.

Se eliminan líneas de vapor y trazas en la sección de síntesis.

sis, unicamente se ocupa agua de enfriamiento en el condensador de amoníaco, el consumo de energía eléctrica disminuye notablemente, la instrumentación se reduce y la operación se hace sumamente sencilla.

Independientemente de todas las ventajas anteriores, este proceso puede adaptar a plantas ya existentes ya que con una pequeña inversión y sin interferir en la operación normal, se puede incrementar la capacidad, ya que generalmente el cuello de botella de las plantas de urea, se encuentra en la sección de absorción y de descomposición primaria, automáticamente se incrementa la capacidad de las plantas, ya que al desahogar el sistema de absorción, es factible alimentar más amoníaco y  $\text{CO}_2$  al reactor con un incremento en la conversión.

Este hecho por si mismo alivia los sistemas de descomposición y absorción, permitiendo una mayor producción que sumada a la excedente, obtenida en la línea de carbonatación, se pueden lograr incrementos muy considerables, sin un aumento en los servicios auxiliares a excepción de vapor en evaporación, para la extra producción de la línea de carbonatación, ya que la mayor proporción de amoníaco y  $\text{CO}_2$  con relación al reciclo aumenta la proporción de urea a la salida del reactor, o sea la urea sale más concentrada en la línea principal y la mayor producción no aumenta el consumo de vapor.

Por otra parte el menor contenido de agua de la solución de salida del reactor permite una fácil descomposición y disminuye los

problemas de corrosión.

Considerando las condiciones específicas de Guanomex la planta Toyo-Koatsu de recicló parcial de la Unidad Minatitlán presenta las condiciones óptimas para adaptar una línea adicional de carbonatación que incremente la producción por las razones siguientes:

1).- Se tiene una capacidad de compresión de 180 Ton/día y solo se aprovecha un 70% y además se está montando otro compresor de CO<sub>2</sub> de repuesto.

2).- La planta se tiene integrada a una unidad productora de nitrato de amonio a la cual se puede enviar directamente el amoníaco desprendido en el carbonatador.

3).- Las secciones de descomposición secundaria, secado y prilado están demasiado sobraídas.

Todos estos factores permiten instalar la línea adicional a menor costo.

La Unidad productora Lonza del Bajío tiene también sobrado el sistema de compresión de CO<sub>2</sub> pero aparentemente Pemex impone ciertas restricciones en el suministro, debido a su uso interno y el compromiso con Liquid Carbonic, por otra parte tendría que pensarse en integrar el amoníaco gas, salido del carbonatador al mismo sistema de colchón de solución amoniacal, y la unidad productora de sulfato de amonio requeriría, de un pequeño lavador adicional cuyo costo podría ser superior a los \$100,000.00.

Todo lo anterior hace factible su instalación en la Unidad Minatitlán.

## BALANCE DE ENERGÍA DEL CARBONATADOR.

Reacción básica:



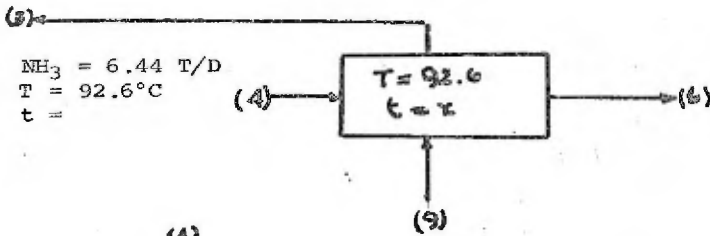
es una reacción exotérmica:

$$\text{Hr} = -3.14 \frac{\text{Kcal}}{\text{mol gramo}}$$



es una reacción endotérmica:

$$\text{Hr} = 8.49 \frac{\text{Kcal}}{\text{mol gramo}}$$



(4) T/D		T/D		(6) T/D	
Urea	25.00	Urea	50.00	Urea	75.00
NH <sub>3</sub>	7.00	NH <sub>3</sub>	1.12	NH <sub>3</sub>	1.68
CO <sub>2</sub>	5.00	H <sub>2</sub> O	59.97	H <sub>2</sub> O	70.00
H <sub>2</sub> O	8.00	Ca(OH) <sub>2</sub>	8.40	CaCO <sub>3</sub>	11.37
<b>Total</b>	<b>45.00</b>		<b>119.49</b>		<b>158.05</b>
<b>T =</b>	<b>115°C</b>		<b>110°C</b>		<b>92.6°C</b>

Base T = x

Calores en corriente #4

Calor sensible que cede:

$$Q = M \text{Cpm} \Delta T$$

$$\begin{aligned}
 &= 45000 \text{ Kg/día} \times 0.5 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}^\circ\text{C}} \times \Delta T + 45000 \times 0.5 (5) = \\
 &= 22500 \Delta T + 112500 \frac{\text{Kcal}}{\text{Día}}
 \end{aligned}$$

$$Q_T = 22500 \Delta T + 159000 \Delta T + 112000$$

Calor sensible en corriente # 9.

$$\begin{aligned}
 Q &= M C_p \Delta T \\
 &= 119490 \text{ Kg/Día} (0.7 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}^\circ\text{C}}) \Delta T \text{ } ^\circ\text{C} = \\
 &= 136500 \Delta T = 2524000
 \end{aligned}$$

$$\text{Suma } 159000 \Delta T$$

Calor de reacción mezcla de corriente # 4 y 9

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{CaCO}_3} &= \frac{M}{PM} \Delta \text{Hr} = \frac{8400 \text{ 000}}{74} \frac{\text{moles}}{\text{día}} \text{ gramo} (-3.14 \frac{\text{Kcal}}{\text{mol gramo}}) = \\
 &= -356 \text{ 000 Kcal/Día.}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 Q_{\text{NH}_3} &= \frac{M}{PM} \Delta \text{Hr} = \frac{8400 \text{ 000}}{74} (\frac{2 \text{ mol gramo}}{\text{Día}}) (10.94 \frac{\text{Kcal}}{\text{mil gramo}}) \\
 &= 2490000 \frac{\text{Kcal}}{\text{Día}}
 \end{aligned}$$

Calor de vaporización del  $\text{NH}_3$

$$\begin{aligned}
 Q &= M (l + q) = \\
 &= 2570 \frac{\text{Kg}}{\text{Día}} (350 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}}) \\
 &= 905 \text{ 000 } \frac{\text{Kcal}}{\text{Día}}
 \end{aligned}$$

Calor neto a dar por corriente # 4 y 9:

$$\begin{aligned}
 Q &= 2490 \text{ 000} + 905 \text{ 000} - 356 \text{ 000} = \\
 Q &= 2939 \text{ 000 } \frac{\text{Kcal}}{\text{Día}}
 \end{aligned}$$



EQUIPO	CARBONATADOR
Finalidad	Eliminar el $\text{CO}_2$ de la solución de urea
Tipo	Tanque cilíndrico vertical
Dimensiones	<p>Dimensiones de acuerdo al diagrama anterior.</p> <p>Altura (A) = 3.1 m.          Diámetro interior (B) = 1.0 m.          Espesor placa = 12.7 mm.          Volúmen total = 2.5 m.<sup>3</sup></p> <p>Entradas:</p> <p>De recirculación (E) = 38.1 mm. a 1.5 m. del fondo (1.5")</p> <p>Solución de urea del reactor (F) = 38.1 mm. (1.5") a 1.5 m. del fondo</p> <p>De lechada de cal (G) = 50.8 mm. (2") a 0.8 m. del fondo</p> <p>Salida de suspensión de <math>\text{CaCO}_3</math> (H) = 76.2 mm. (3") fondo de la torre.</p>
Temp. de Operación	110 - 115 °C
Accesorios	<p>Control de nivel - para operar con un nivel mínimo en la torre de 0.5 m. y máxima de 1.0 m.</p> <p>Agitador lateral - Instalado a 300 mm del fondo.</p> <p>Mirillas - Una a 0.5 m. y otra a 1.0 m. con sus entradas de agua a c/u.</p> <p>Registro de hombre y una mampara superior.</p>
Presión de operación	El recipiente operará a menos de $1\text{Kg}/\text{cm}^2$ g.
Materiales de construcción	<p>Tanque y entradas - de acero inox. 304</p> <p>Agitador, flecha e impulsor - acero inox. 316</p>

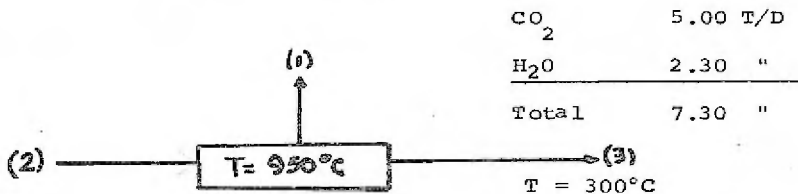
## BALANCE DE ENERGIA DEL HORNO DE CAL

Reacción básica :



Esta es una reacción endotérmica:

$$\text{Hr} = 41.84 \frac{\text{Kcal}}{\text{mol gramo}}$$



H <sub>2</sub> O	2.30 T/D
CaCO <sub>3</sub>	<u>11.37</u> "
Total	13.67 "

$$T = 30^\circ\text{C} \quad \text{Temp. base: } 950^\circ\text{C}$$

Calor necesario corriente # 2:

Calor latente de vaporización del agua a 80°C + calor sensible

$$\begin{aligned} Q &= M (\lambda + q') \\ &= 2300 \text{ Kg/Día } (601.1 \text{ Kcal/Kg}) \\ &= 1400 \text{ 000 Kcal/Día.} \end{aligned}$$

Calor sensible del agua de 80 a 950°C

$$\begin{aligned} Q &= M C_p \Delta T \\ &= 2300 \text{ Kg/Día } (0.5 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg } ^\circ\text{C}}) (870^\circ\text{C}) \\ &= 1000 \text{ 000 Kcal/Día.} \end{aligned}$$

Calor sensible del  $\text{CaCO}_3$  de 30 a  $950^\circ\text{C}$

$$\begin{aligned}
 Q &= M c_p \Delta T \\
 &= 11\,370 \text{ Kg/Día} \left( 0.25 \frac{\text{Kcal}}{\text{Día}} \right) (920^\circ\text{C}) \\
 &= 2\,600\,000 \text{ Kcal/Día}
 \end{aligned}$$

Calor de reacción:

$$\begin{aligned}
 Q &= \frac{M}{PM} \Delta \text{Hr} = \frac{11\,370\,000}{100} \frac{\text{moles gramo}}{\text{día}} \left( \frac{41.84 \text{ Kcal}}{\text{mil gramo}} \right) = \\
 &= 4\,750\,000 \text{ Kcal/Día}
 \end{aligned}$$

Suma de calores = 9 740 000 Kcal/día

Calor sensible en exceso en corriente (1).

Calor sensible con  $\text{CO}_2$  de  $950^\circ\text{C}$  a  $300^\circ\text{C}$

$$\begin{aligned}
 Q &= M C_{pm} \Delta T = 5000 \frac{\text{Kg}}{\text{Día}} \left( 0.26 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}^\circ\text{C}} \right) (650^\circ\text{C}) = \\
 &= 845\,000 \frac{\text{Kcal}}{\text{Día}}
 \end{aligned}$$

Calor sensible en  $\text{CO}_2$  de  $950^\circ\text{C}$  a  $300^\circ\text{C}$ .

$$\begin{aligned}
 Q &= M C_{pm} \Delta T \\
 &= 2300 \text{ Kg/Día} \left( 0.51 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}^\circ\text{C}} \right) (650^\circ\text{C}) = \\
 &= 760\,000 \frac{\text{Kcal}}{\text{Día}}
 \end{aligned}$$

$$\text{Total} = 845 + 760\,000 = 1\,605\,000 \frac{\text{Kcal}}{\text{día}}$$

Calor necesario en el horno:

$$= 9\,740\,000 - 1\,605\,000$$

$$Q_{\text{Horno}} = 8\,135\,000 \frac{\text{Kcal}}{\text{día}}$$

Equipo	
Finalidad	Eliminar humedad y descomponer el $\text{CaCO}_3 \xrightarrow{\Delta} \text{CaO} + \text{CO}_2 \uparrow$
Tipo	Secador rotatorio a contracorriente y fuego directo.
Dimensiones y condiciones de operación.	<p>Dimensiones: Longitud = 2.1 m. L  diámetro interno A) = 1.8 m. D  espesor placa = 12.7 mm.  ladrillo aislante C) = 114 mm..  ladrillo refractario (D) = 229 mm.</p> <p>Capacidad de CaO máx. = 24 TMD.  Velocidad del secador N = 2 rpm.  pendiente S = 2%  tiempo de retención <math>\phi</math> = 55 min.  temperatura de calcinación -900 a 1000°C  Calor requerido 100000 ~ 30 x 10<sup>6</sup> Kcal/día</p>
Accesorios	<p>Quemador completo  Chimenea : tiro natural o forzado  Rodillos guías  Grupo motriz : motor de 15 HP. para 440 volts.  60 ciclos.  Reductor de velocidades.</p>
Materiales de Construcción	<p>Secador - de acero al carbón recubierto con ladrillo aislante y refractario A.P. Green o similar y cemento aislante.</p> <p>Ecuación = <math>\frac{0.191}{\text{NDS}}</math></p> <p>Cap. TMD = <math>\frac{k L D^2}{100}</math>      K = 310.8</p>

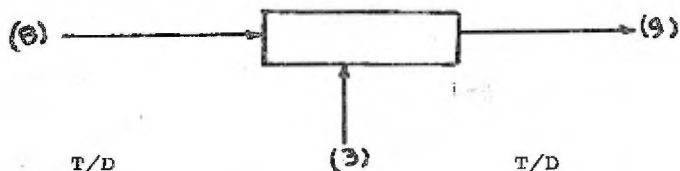
## BALANCE DE ENERGIA EN EL TANQUE DE LECHADA DE CAL

Reacción básica :



Reacción Exotérmica.

$$\text{Hr} = - 18.73 \frac{\text{Kcal}}{\text{mol gramo}}$$



	T/D	(3)	T/D		T/D	
Urea	50.00		Urea	0.00	Urea	50.00
NH <sub>3</sub>	1.12		CaO	6.37	NH <sub>3</sub>	1.12
H <sub>2</sub> O	62.00		T = 950°C		H <sub>2</sub> O	62.00
<b>Total</b>	<b>113.12</b>				CaO	6.37
t = X					<b>Total</b>	<b>119.49</b>
T = 66°C					T = 110°C	

BASE: 110°C

Calor necesario de la corriente # 8

Calor sensible a absorber en corriente # 8

Calor total por corriente # 3

$$\begin{aligned} Q &= M \text{ Cpm } \Delta T \\ &= 113\ 200 \text{ Kg/Día } (0.7 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}^\circ\text{C}}) \Delta T \\ &= 3520\ 000 \frac{\text{Kcal}}{\text{Día}} \end{aligned}$$

$$\therefore \Delta T = \frac{3520000}{113200 (0.7)} ^\circ\text{C} = 44^\circ\text{C}$$

$$t = 110 - 44^{\circ}\text{C} = 66^{\circ}\text{C}$$

Calor mezcla corriente # 3 y 8 y calor sensible # 3

Calor de reacción mezcla # 3 y 8

$$\begin{aligned} Q &= \frac{M}{P.M} \Delta T \text{ Hr} \\ &= \frac{6\,370\,000}{56} \frac{\text{moles gramo}}{\text{día}} \left( 18.73 \frac{\text{Kcal}}{\text{mol gramo}} \right) \\ &= 2\,130\,000 \text{ Kcal/día} \end{aligned}$$

Calor sensible de CaO de 950 a 110°C

$$\begin{aligned} Q &= M \text{ Cpm} \Delta T \\ &= 6370 \frac{\text{Kg}}{\text{Día}} \left( 0.26 \frac{\text{Kcal}}{\text{Kg } ^{\circ}\text{C}} \right) (840^{\circ}\text{C}) \\ &= 1\,390\,000 \frac{\text{Kcal}}{\text{Día}} \end{aligned}$$

Calor total dado por corriente # 3

$$\begin{aligned} Q &= 2\,130\,000 + 1\,390\,000 \\ &= 3\,520\,000 \frac{\text{Kcal}}{\text{Día}} \end{aligned}$$

EQUIPO	TANQUE DE APAGADO DE CAL VIVA
Función	La función de este equipo es de hidratar la cal viva proveniente del dosificador de cal viva.
Tipo	El equipo es un tanque cilíndrico vertical cuyas características y dimensiones son las siguientes.
Dimensiones.	<p>Altura (A) 1500 mm.</p> <p>Diámetro interno (E) 1000 mm.</p> <p>Espesor de placa (I) 12.7 mm.</p> <p>Volumen total 1.17 m<sup>3</sup>.</p>
Accesorios (A)	<p>Boquillas:</p> <p>(D) entrada de solución urea (H) = 50.8 mm (2") a 1200 mm. del fondo.</p> <p>(B) entrada de recirculación (G) = 38.1 mm (1.5") a 1200 mm. del fondo.</p> <p>(C) salida al carbonatador (F) = 76.2 mm (3") a 200 mm. del fondo.</p>
Accesorios (B)	<p>Control de nivel - para operar con un nivel mínimo en el tanque de 600 mm. y máximo de 1000 mm.</p> <p>Agitador lateral: instalado a 300 mm. del fondo.</p> <p>Mirillas:</p> <p>Una a 600 mm. del fondo y la otra a 1000 mm. del fondo con sus respectivas entradas de agua.</p>
Temp. de operación	105 - 110 °C
Materiales de Construcción	<p>Tanque - de acero inox. 304</p> <p>Boquillas - de acero inox. 304</p> <p>Agitador -</p> <p>flecha e impulsor - de acero inox. 316 L</p> <p>Mirillas - de un cristal apropiado y líneas de agua de acero inox. 304.</p>
Observaciones.	Este equipo operará a presión atmosférica.

EQUIPO	FILTRO.
Finalidad	La función de este equipo es separar el $\text{CaCO}_3$ de la solución de urea.
Tipo	Consiste en un tambor rotatorio al vacío.
Dimensiones.	Diámetro del tambor (A) = 1600 mm. Longitud (B) = 3000 mm. Superficie filtrante = 15 m <sup>2</sup> .
Accesorios	Un tanque integral de filtrado. Un grupo motriz para giro del tambor consistente de: - Moto reductor 440 volts. 60 ciclos. Un sistema de vacío y aire comprimido del filtro. Un distribuidor de 3 vías de la suspensión. Una navaja desencrostantora. Un distribuidor de agua de lavado.



EQUIPO	DOSIFICADOR HELICOIDAL DE CAL VIVA.	
FUNCION	La función de este equipo es la de transportar la cal viva hacia el tanque de lechada de cal.	
Dimensiones	Longitud del tornillo (A)	2240 mm.
	Diámetro del tornillo (G)	152 mm.
	Altura de la tolva receptora (D)	
	Diámetro de la tolva (C)	
	Longitud del ducto de descarga (E)	
	Diámetro del ducto de descarga (F)	
Características.	Velocidad	68 rpm.
	Capacidad:	
	Promedio	0.271 TMH.
	Máxima	0.542 TMH.
Accesorios	Motor Eléctrico	HP. 440 volts , 60 ciclos
	Reductor de velocidad	
Materiales de Construcción	Caja del tornillo	Acero Inox. 304
	Tornillo	Acero Inox. 304
	Tolva y ductos	Acero Inox. 304
Observaciones.	El material se recibirá a 900 °C.	

EQUIPO	ALIMENTADOR HELICOIDAL DE $\text{CaCO}_3$	
Finalidad	La función de este equipo es de transportar el $\text{CaCO}_3$ hacia el horno de cal; siendo sus dimensiones y características las siguientes.	
Dimensiones	Diámetro del tornillo (A)	152 mm.
	Longitud del tornillo (B)	2240 mm.
Capacidad	Promedio	0.554 TMH.
	Máxima	1.108 TMH.
Características y accesorios.	Velocidad del tornillo	68 rpm.
	Motor Eléctrico	H.P.
		440 volts.
	Reductor de velocidad	60 ciclos
Materiales de Construcción.	Tornillo	Acero inox. 304
	Caja del tornillo	Acero inox. 304
	Tolva Receptora	Acero inox. 304
Observaciones	El material se recibirá aprox. a 35 - 30°C	

## C A P I T U L O IV

### VENTAJAS SOBRE LOS PROCESOS ACTUALES DE RECICLO PARCIAL Y TOTAL.

Las ventajas de la adaptación de este proceso o la de la elaboración de urea por medio de este sobre un proceso de reciclaje parcial son las mismas que para un proceso de reciclaje total ya que no requiere otra unidad adicional para la neutralización de los gases-residuales o soluciones amoniacales donde son necesarias según el caso una planta de nitrato o sulfato de amonio las que a su vez están restringidas al suministro del ácido respectivo para su neutralización.

La ventaja principal sobre los procesos de reciclaje total es principalmente la inversión para plantas de este tipo ya que además de emplear materiales sumamente especializados la operación y el mantenimiento son sumamente elevados ya que las unidades industriales que emplean procesos de reciclaje parcial o total operan a presiones elevadas y con la adaptación de este proceso únicamente el reactor opera a alta presión y todos los demás equipos operan a presión atmosférica dando como resultado una inversión inferior y un decremento en el costo de manufactura de la urea.

Lo anterior se nota en el siguiente estudio económico donde se hace una evaluación de un equipo descrito en el capítulo anterior.

C A P I T U L O V

ESTUDIO ECONOMICO

ESTIMACION DEL CAPITAL DE INVERSION

1).- Capital Fijo:

Equipo de Proceso.

Cálculo del carbonatador:

Altura 3.1 m.

Diámetro 1.0 m.

espesor 12.0 mm. (1/2")

$$\text{Volúmen} = \frac{\pi}{4} D^2 H$$

$$= 0.785 (1)^2 (3.1) = 2.43 \text{ ----- } 2.5 \text{ m.}^3$$

$$\text{Area lateral} = \pi DH = (3.14) (1) (3.1) = 9.73 \text{ ----- } 10 \text{ m}^2$$

$$\text{Area de tapa plana} = \pi r^2 = 3.14 (0.5)^2 = 0.785 \text{ m.}^2$$

$$\text{Area de la tapa} = 0.785 \text{ m.}^2 (1.5) = 1.17 \text{ m.}^2$$

Debido a la concavidad

$$\text{Area de las 2 tapas} = (1.17) 2 = 2.34 \text{ m.}^2$$

$$\text{Area total} = 10.0 + 2.34 = 12.34 \text{ m.}^2 \text{ ----- } 12.5 \text{ m.}^2$$

$$\text{Peso de la placa de a.i. 304} = 10.1 \text{ Kg/m.}^2$$

$$\text{Peso total} = (12.5 \text{ m}^2) (10.1) = 126.25 \text{ ---- } 127 \text{ Kg.}$$

$$\text{Precio} = 127 \text{ Kg. } (\$80.00)*/ \text{ Kg} = \$ 10,160.00$$

$$\text{Precio del carbonatador} = \$ 10,160.00$$

Cálculo del Tanque de lechada:

Altura 1.5 m.

(\*) Cotización proporcionada por Wyatt de México.

diámetro                    1.0 m.  
 espesor                      12.8 mm. (1/2")  
 Volumen                      1.17 m.<sup>3</sup>  
 Area Lateral = (3.14) (1) (1.5) = 1.17 m.<sup>2</sup>  
 Area tapa plana = 3.14 (0.5)<sup>2</sup> = 0.785 m.<sup>2</sup>  
 Area total = 1.17 + 0.785 = 1.955 -----2 m.<sup>2</sup>  
 Peso = 2 (10.1) = 20.2 Kg  
 Precio = 20.2 kg. (\$80.00)\* = 16 16 .00  
 Precio del tanque de lechada = \$ 1616.00

---

Las cotizaciones siguientes se solicitaron a los fabricantes.

Agitador del Tanque de lechada	= \$ 3000.00
Agitador del carbonatador	= \$ 3000.00
Horno de cal	= 60000.00
Filtro al vacío	= 150000.00
Alimentador helicoidal CaCO <sub>3</sub>	= 9000.00
Dosificador de Ca (cal viva)	= 9000.00

Cotizaciones del equipo de control.-

Para el Carbonatador:

I,a).- 1 Registrador-controlador de gastos al carbonatador.

Tipo - Neumático de acción proporcional y corrección automática. ----- \$ 5,500.00 \*

Accesorios - Carátula para gráfica circular de 305 mm.

(12"), de una vuelta/24 Hrs. y motor eléctrico de 1 fase 110 volts y 60 ciclos.

I,b).- Transmisor de gasto.

Tipo: placa de orificio

Capacidad: 0-45 LPM

Material: Todo de acero inoxidable 316

Las bridas deben ser para soportar  $21.1 \text{ Kg/cm.}^2$  (300#)

Precio.----- \$ 3,000.00 \*

I,c).- Válvula de control de gasto.

Tipo: Globo, asiento sencillo

Fluido: Solución de urea a  $110-115 \text{ }^\circ\text{C}$ ,  $17 \text{ Kg/cm.}^2$

Presión:  $17 \text{ Kg/cm.}^2$  (300#)

Material: Partes internas de acero inoxidable 316

Capacidad: 0 a 45 LPM (11.) GPM)

Tamaño: 38.1 mm (1 1/2")

Característica que abra con aire.

Precio.----- \$ 2,000.00 \*

II,a).- Registrador - controlador de nivel del carbonatador.

Tipo: Neumático de acción proporcional y corrección automática.

Accesorios: Gráfica en rollo para un mex y motor eléctrico - de una gase, 110 volts y 60 ciclos.

Precio.----- \$ 5,500.00 \*

II,b).- Transmisor de nivel.

Tipo: Flotador o similar.

Material: Acero inoxidable 316.

Amplitud: Amplitud de movimiento de 500 mm.

Precio. ----- \$ 3,000.00 \*

II,c).- Válvula de control de nivel.

Tipo: Saunders, cierre de diafragma.

Fluido: Suspensión de carbonato de calcio en solución de urea a 110-115°C, 3-4 Kg/cm.<sup>2</sup> y densidad relativa de 1.2

Presión: 5.28 ó 10.56 Kg/cm.<sup>2</sup> (75 ó 150#)

Material: Partes internas de acero inoxidable 316.

Capacidad: 0 a 150 LPM. (39.7 GPM.)

Tamaño: 50.8 mm. (1/2")

Característica: que abra con aire.

Precio. ----- \$ 2,000.00 \*

III,a).- Registrador-controlador de nivel del tanque integral de filtro.

Tipo: Neumático de acción proporcional y corrección automática.

Accesorios: Gráfica en rollo para un mes y motor eléctrico - de una fase, 110 v y 60 Hz.

Precio. ----- \$ 5,500.00 \*

III,b).- Transmisor de nivel.

Tipo: Flotador ó similar.

Material: Acero inoxidable 316.

Amplitud: Amplitud de movimiento de 200 mm.

Precio. ----- \$ 3,000.00 \*

III,c).- Válvula de control de nivel.

Tipo: Globo asiento sencillo.

Fluido: Solución de urea a 80, 85 °C, 3-4 Kg/cm.<sup>2</sup> man.

y densidad relativa de 1.2

Presión: 5.28 ó 10.56 Kg/cm.<sup>2</sup> (75 ó 150#).

Material: Partes internas de acero inoxidable 316.

Capacidad: 0 a 54 LPM (14.3 GPM.)

Tamaño: 38.1 mm. (1 1/2")

Característica que abra con aire.

Precio. ----- \$ 2,000.00 \*

III,d).- Registrador - controlador de nivel del tanque de apagado de -  
cal viva.

Tipo: Neumático de acción proporcional y corrección automática.

Accesorios: Gráfica en rollo para un mes y motor eléctrico de  
1 fase, 110 V. y 60 Hz.

Precio. ----- \$ 5,500.00 \*

III,e).- Transmisor de nivel.

Tipo: Flotador ó similar.

Material: acero inoxidable 316.

Amplitud: Amplitud de movimiento de 400 mm.

Precio. ----- \$ 5,500.00\*

III,f).- Válvula de control de nivel.

Tipo: Saunders, cierre de diafragma.

(\*) Cotización de Foxboro.



Fluido: Solución de urea en lechada a 105-110°C, 3-4 Kg/cm.<sup>2</sup>  
y densidad relativa de 1.2

Presión: 5.28 ó 10.56 Kg/cm.<sup>2</sup> (75 ó 150#)

Material: Partes internas de acero inoxidable 316.

Capacidad: 0 a 115 LPM. (30.4 GPM.)

Tamaño: 50.8 mm. (2")

Característica que abra con aire.

Precio. ----- \$ 2,000.00 \*

IV,a).- Indicador de gasto al agua de proceso.

Tipo: Rotámetro ó similar.

Material Cristal con accesorios de acero inoxidable 304.

Capacidad: 0 a 29 LPM (0 a 7.67 GPM).

Tamaño: 25.4 mm. (1")

Precio. ----- \$ 5,000.00 con  
buso. \*

V,a).- Indicador de gasto de solución de urea al tanque de apagado-  
de cal viva.

Tipo: rotámetro ó similar.

Material: Cristal con accesorios de acero inoxidable 304.

Capacidad: 0 a 110 LPM. (29.1 GPM).

Tamaño: 50.8 mm. (2")

Precio. ----- \$ 6,000.00 con  
buso. \*

#### BOMBAS DE PROCESO.

(\*) Cotización de Ingersoll Rand.

## BOMBAS DE PROCESO.

## I,a).- Bomba del carbonatador.

Tipo: Céntrica horizontal.

Fluido: Suspensión de carbonato de calcio en solución de urea a 110-115 °C, presión atmosférica y densidad relativa de 1.2.

Capacidad: 227 LPM. (60 GPM).

Carga dinámica total: 27.5 m. (90) ft.

Material: Parte externa de hierro fundido y partes internas - de acero inoxidable 316.

Accesorios: Motor eléctrico para 440 V. 3 fases y 60 Hz.

Precio. ----- \$ 80,000.00 \*

## II,a).- Bomba del filtro.

Tipo: Centrífuga horizontal.

Fluido: Solución de urea a 80-85 °C, presión atmosférica y -- densidad relativa de 1.2.

Accesorios Motor eléctrico para 440 V. 3 fases y 60 Hz.

Capacidad: 227 LPM. (60 GPM)

Carga dinámica total: 27.5 m. (90')

Precio. ----- \$ 80,000.00 \*

## III,a).- Bomba del tanque de apagado de cal viva.

Tipo: Centrífuga horizontal.

Fluido: Solución de urea en lechada a 105-110 °C.

Presión atmosférica y densidad relativa de 1.2

Capacidad: 227 LPM. (60 GPM).

Carga dinámica total: 27.5 (90) Ft.

(\*) Cotización de Ingersoll Rand.

Accesorios: Motor eléctrico para 440 V, 3 fases y 60 Hz.

Precis. ----- \$ 80,000.00 \*

TOTAL DEL EQUIPO DE PROCESO.

1.- Carbonatador-----	\$	10,160.00
2.- Tanque de lechada-----	\$	1,616.00
3.- Agitador p/1-----	\$	3,000.00
4.- Agitador p/2-----	\$	3,000.00
5.- Horno de cal-----	\$	60,000.00
6.- Filtro al vacío -----	\$	150,000.00
7.- Alimentador helicoidal de $\text{CaCO}_3$ -----	\$	9,000.00
8.- Dosificador de $\text{CaO}$ -----	\$	9,000.00
10.- Transmisor de gasto p/9-----	\$	3,000.00
11.- Válvula de control p/9-----	\$	2,000.00
12.- Registrador controlador de nivel p/1-----	\$	5,500.00
13.- Transmisor de nivel p/12-----	\$	3,000.00
14.- Válvula de control p/12-----	\$	2,000.00
15.- Reg.- controlador del nivel p/tanque integral- del filtro-----	\$	5,500.00
16.- Transmisor de nivel p/15-----	\$	3,000.00
17.- Válvula de control p/15-----	\$	2,000.00
18.- Reg.- Controlador nivel tanque cal.-----	\$	5,500.00
19.- Transmisor de nivel p/18-----	\$	5,500.00
20.- Válvula de control p/18-----	\$	2,000.00
21.- Indicador gasto al agua de proceso-----	\$	5,000.00
22.- Indicador gasto solución amoniacal-----	\$	6,000.00

23.- Bomba del carbonatador-----	\$ 80,000.00
24.- Bomba para el filtro-----	\$ 80,000.00
25.- Bomba para el tanque de cal-----	\$ 80,000.00
Importe total del equipo-----	<u>\$ 535,276.00</u>

## ESTIMACION DEL CAPITAL FIJO DE INVERSION

## I).- Capital fijo.

Equipo de proceso-----	\$ 535,276.00
Tubería de proceso	
(30% del equipo de proceso)-----	\$ 160,582.80
Instalación del equipo.	
(40% del equipo)-----	<u>\$ 214,110.40</u>
	\$ 909,969.20
Total de inversión fija-----	\$ 910,000.00

## II).- Capital de Trabajo.

a).- Inventario de materia prima. (NH <sub>3</sub> Y CO <sub>2</sub> - para un mes de operación)-----	\$ 709,372.00
b).- Equivalente al producto de una semana - al costo de producción-----	\$ 342,342.00
c).- Inventario de producto elaborado (equi- valente al producto de un mes)-----	\$ 1,467,180.00
d).- Cuentas por cobrar (equivalente al pro- ducto de 6 meses al costo de producción)	\$ 880,308.00

e).- Dinero en efectivo (equivalente al produc

to de un mes al costo de producción----- \$1467,180.00

Total capital de trabajo-----\$12,849,154.00

Capital total de inversión = Total capital fijo de inversión

+

Capital de trabajo

= \$ 910,000.00 + \$ 12,849,154.00

Capital total de inversión = \$ 14,000,000.00

Estimación del costo de producción por ton. de urea =

= \$ 554.00 / ton. por urea.

Producción anual = 62.7 T/D. ( 330 Días / año ) =

= 20,691 Tons. / año.

#### COSTOS DIRECTOS

a).- Materias primas:

	Anual	Unitario
NH <sub>3</sub> a \$ 660.00 ton. (0.57 ton/ton.urea)-	\$ 7,784,172.00	- \$376.20

CO <sub>2</sub> a \$ 76.00 ton. (0.92 ton/ton.urea)-	\$ 1,446,514.40	- \$ 68.72
--	-----------------	------------

b).- Energía Eléctrica a \$ 0.20 kwh.

( 8 kwh./ ton. urea )-----	\$ 33,105.00	- \$ 1.60
----------------------------	--------------	-----------

c).- Vapor 200 # (0.8 /ton /ton. urea)

a \$ 0.95-----	\$ 3,145.03	- \$ 0.76
----------------	-------------	-----------

d).- Agua de enfriamiento (40 ton/ton.

urea a \$ 0.40 ton.-----	\$ 331,056.00	- \$ 16.00
--------------------------	---------------	------------

e).- Combustible gas natural a \$ 1.00 -

por Kg. ( 40 Kg/ton. urea)-----	\$ 827,640.00	- \$ 40.00
---------------------------------	---------------	------------

f).- Mano de Obra \$ 0.50/ton. urea + 20% supervisión.-----	\$	39,600.00 -	\$	5.22
g).- Mantenimiento y reparación. (10% -- del capital fijo).-----	\$	90,997.00 -	\$	4.50
h).- Gastos generales.-----	\$	9,099.00 -	\$	0.45
.....				
Total costos directos.-----	\$	10,575,664.63		

## COSTOS INDIRECTOS.-

A).- Costos de Administración. (5% del costo de producto).-----		Anual		unitario
	\$	796,949.00-	\$	37.20
B).- Seguros (10% capital fijo).-----	\$	90,996.92-	\$	4.50
.....				
Total costos indirectos.-----	\$	887,945.92		

## Depreciación.

Equipo a 10 años.-----	\$	90,086.95-	\$	4.35
.....				
costo unitario de producción.-----			\$	554.00

En caso de no recuperar el  $\text{CaCO}_3$ , el consumo es de 0.200 ton/día a ---  
\$ 105.00 ton. CaO o sea \$ 21.00 diarios.

$$\$ 1200.00 - 554 = \$ 646.00 \text{ (20,000 ton./año)}$$

$$= \$ 12,840,000.00$$

La recuperación del capital se efectúa aproximadamente en un año ya que la inversión fija es de \$ 14,000,000.00.

### CONSIDERACIONES ECONOMICAS

En la estimación de los costos se tomaron como base los datos proporcionados por el fabricante, o el vendedor de este tipo de equipos.

Otros datos seleccionados para la estimación de los costos, se obtuvieron considerando valores promedios, empleados comunmente en este tipo de investigación.

Además considerando la índole preliminar de este trabajo se juzgó innecesario, hacer un desglose detallado de costos.

Por lo que se refiere al precio a que deberá venderse la urea se ha fijado un precio de \$ 1200.00 puesta en planta, basándose en los precios que actualmente se vende en México.

Términos de Ley del impuesto sobre la renta y considerando una exención del 40% del impuesto sobre la renta, Cédula II, y de 100 % sobre ingresos mercantiles.

## C A P I T U L O VI

### CONCLUSIONES

Del estudio anterior se considera que el aumento de capacidad produce lo siguiente:

- 1).- Un incremento de 33% de la capacidad original elevando la producción de 190.0 a 252.7 T/D.
- 2).- Se obtiene un costo unitario de fabricación inferior al de los procesos tradicionales ya que decrece de \$780.00/ton. urea a \$554.00.
- 3).- Los beneficios técnicos que se obtienen con este aumento de capacidad, radican en que no se maneja el carbamato de amonio a temperaturas altas, y que hay una reducción apreciable de corrosión y taponamiento de líneas. La ampliación no interfiere con el proceso anterior de fabricación ya que se emplea otro diferente. Por otro lado, el aumento de capacidad acarrea un desahogo en el sistema de absorción, evitándose con esto, problemas de sobrecargas y de alta presión en el sistema de absorción y de purificación, ya que al incrementar la capacidad únicamente se emplea parte del efluente del reactor, logrando con esto mayor conversión dentro de este, ya que no se introduce agua; las bombas de amoníaco y reciclo operaran a menor capacidad; ya que la solución de reciclo generalmente se alimenta a 100°C se alimentará--



aproximadamente a unos 85°C, (reduciendo con esto la co  
rrosión del carbamato de amonio) y siendo necesario ali  
mentar menos amoniaco, ya que la temperatura del reac--  
tor descenderá al alimentar la solución de recicló a --  
temperatura más baja.

### RECOMENDACIONES

Es factible incrementar la capacidad de la planta de urea de reciclado parcial de la Unidad Minatitlán mediante la línea adicional por el método propuesto, debido a que la inversión es demasiado pequeña en función de que se logra la recuperación de inversión en un año.

## B I B L I O G R A F I A

- 1.- Aries & Newton.  
Chemical engineering cost estimation. 1a. Ed.  
Mc Graw Hill Kogakusha, pág. 65.
- 2.- A.S. Foust, Wenzel, Clump, Maus, & Andersen.  
Principles of Unit operations. 2a. Ed.  
Wiley Toppan. pág. 333, 334, 335.
- 3.- Brown G.G. Associates.  
Unit operations. 1a. Ed.  
John Wiley Sons. pág. 215, 220.
- 4.- Cabello Fuentes J. Juan I.Q.  
Proceso de Cabello para fabricación de Urea.  
Patente en trámite.
- 5.- Cook L.H.  
Hydr. Proc. 45 Feb. 1965 pág. 129.
- 6.- Groggins.  
Unit Process in organic synthesis. 1a. Ed.  
Mc. Graw Hill Book Co. pág. 203-207.
- 7.- Hougen, Watson & Ragatz.  
Chemical Process Principles. 2a. Ed.  
Part two: Thermodynamics. pág. 837-838.  
Wiley. pág. apéndice XVIII

- 8.- International Critical Tables.  
Mc. Graw Hill Book Co. New York.
- 9.- John Howrd. Perry.  
Chemical Engineers Handbook. 4a. Ed.  
4d. Ed. Mc Graw Hill Book Co. pág. 26-13, 26-20, 26-26.
- 10.- Mc Bride.  
Urea production by ligHolm process.  
Unión Carbide Co. (Pilot plant.)
- 11.- Mc Cabe & Smith.  
Unit operations of chemical engineers. 1a. Ed.  
Mc Graw Hill Book Co. pág. 158, 160, 216.
- 12.- Padilla de Alba J. Luis. I.Q.  
Apuntes de Economía Industrial.
- 13.- Petrus & Logemann.  
Hydr. Proc. 4, abril 1969. pág. 117.
- 14.- Peters.  
Plant design and economics for chemical engineers. 1a. Ed.  
Mc Graw Hill Book Co. pág. 110.
- 15.- Reunolds J.C. and Trimarke C.R.  
Hydr. Proc. 41, dic. 1962, pág. 109.
- 16.- Toyo Koatsu. USP 1.670.341.

17.- Shreve.

The Chemical process industries. 1a. Ed.

Mc Graw Hill Book Co. pág. 215-218.

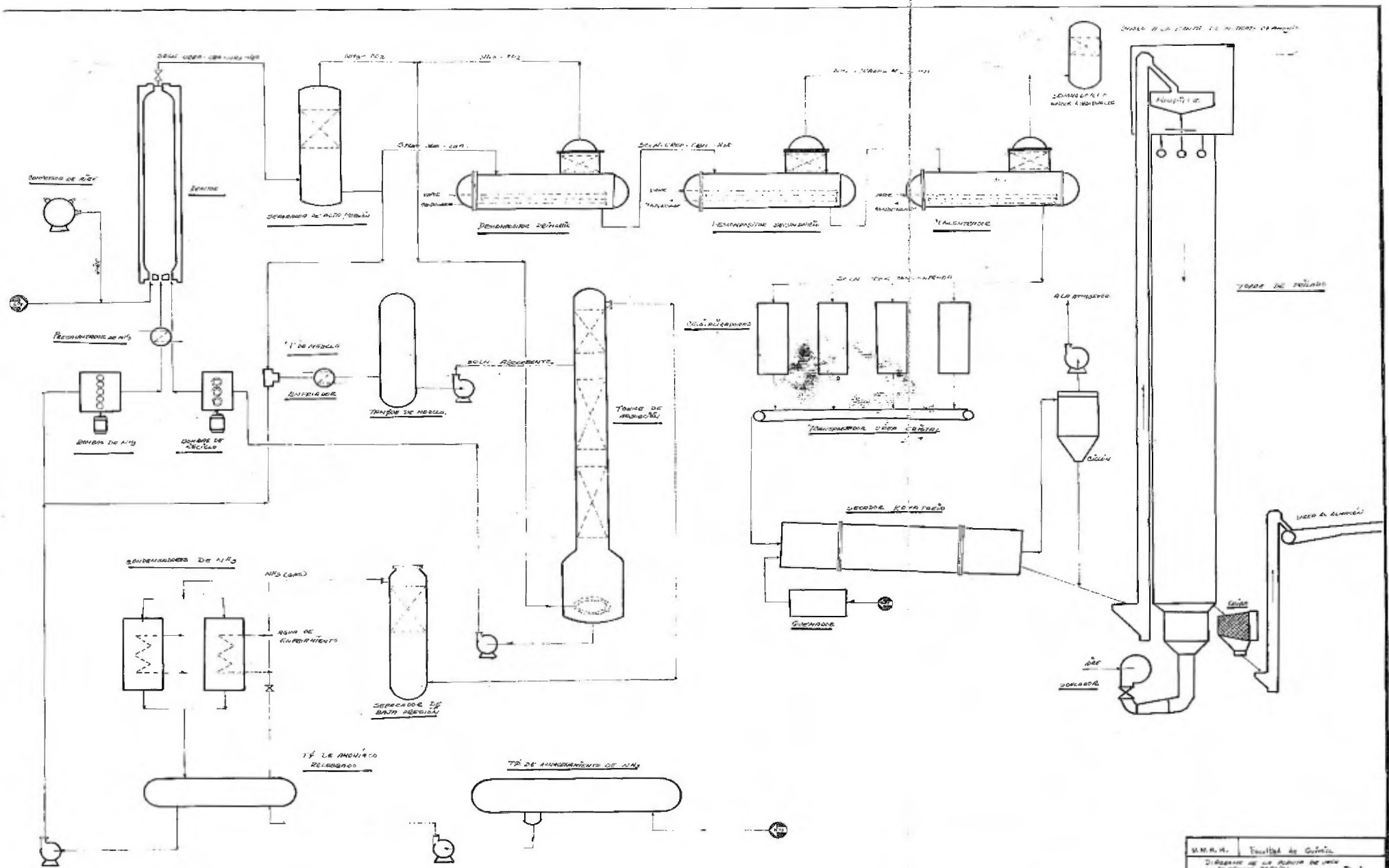
18.- Ullmann, Krase & Beilstein.

Thermodinamic Data of urea.

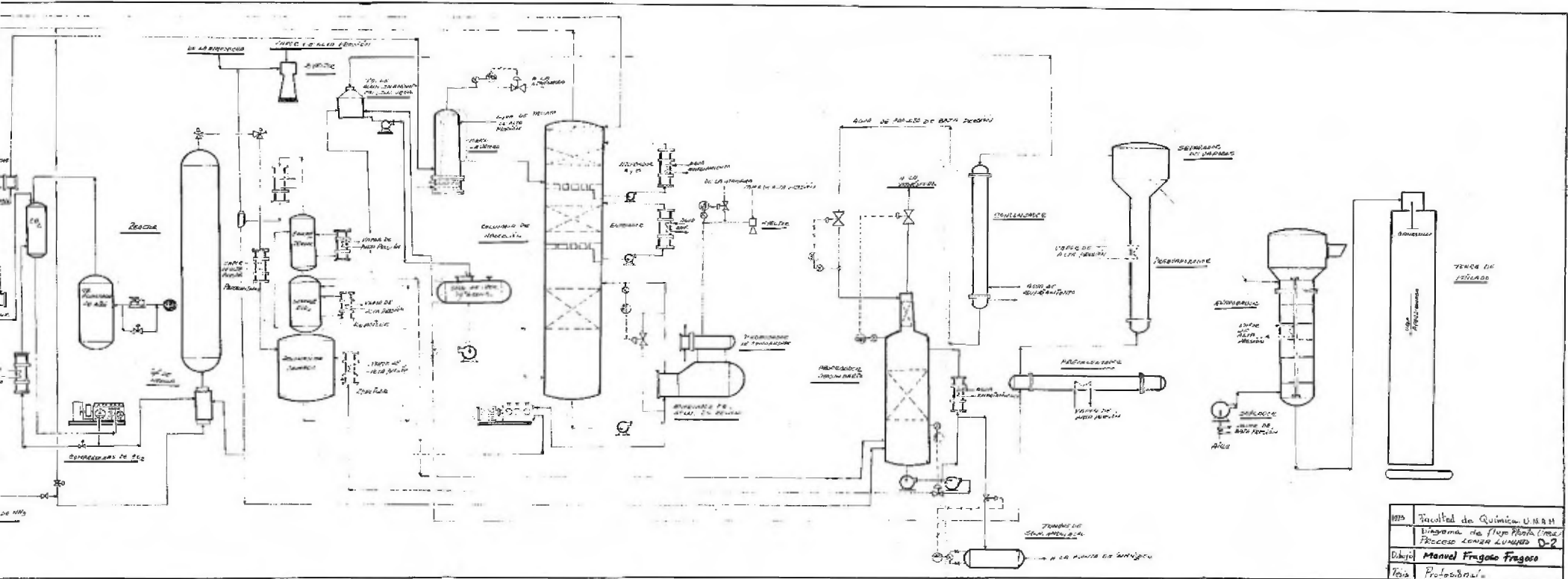
## A P E N D I C E

### DIAGRAMA No.

- 1           Proceso de Reciclo Parcial Toyo-Koatsu.
- 2           Proceso de Reciclo Parcial y Total Lonza - Lummus.
- 3           Proceso de Reciclo total Snam Progetti.
- 4           Diagrama de Bloques de la Adición a la Planta de -  
Urea.
- 5           Instrumentación, Balance de materiales y diagrama-  
de flujo de la Adición a la Planta de Urea.
- 6           Carbonatador.
- 7           Horno de cal.
- 8           Tanque de apagado de cal viva.
- 9           Del Filtro.
- 10          Del alimentador helicoidal de  $\text{CaCO}_3$ .
- 11          Del dosificador de  $\text{CaO}$ .

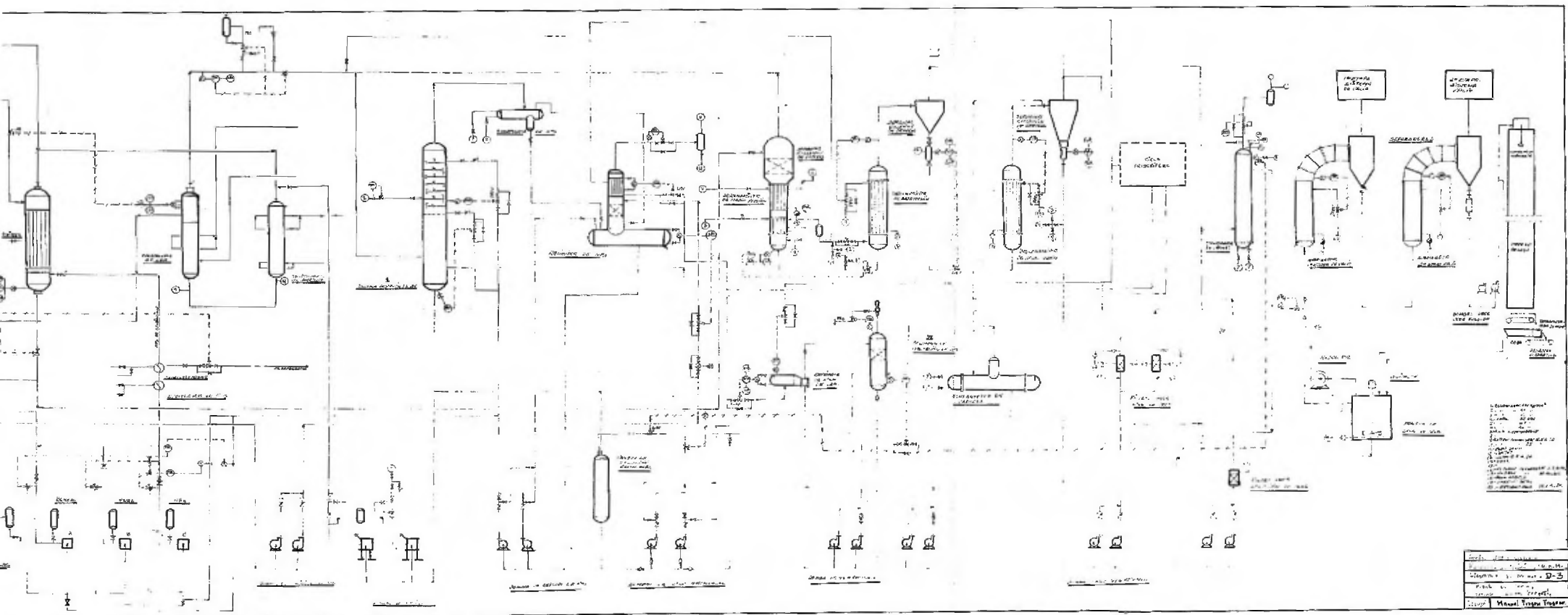


U.M.M.H.	Tecnología de Gestión
DISEÑO DE LA LÍNEA DE AGUA DE UNO DE LOS APARATOS, PROYECTO 1980-1981	
D-1	
TÍTULO: PROYECTO DE AGUA	
Elaboró:	Manuel Fraguas Fraguas



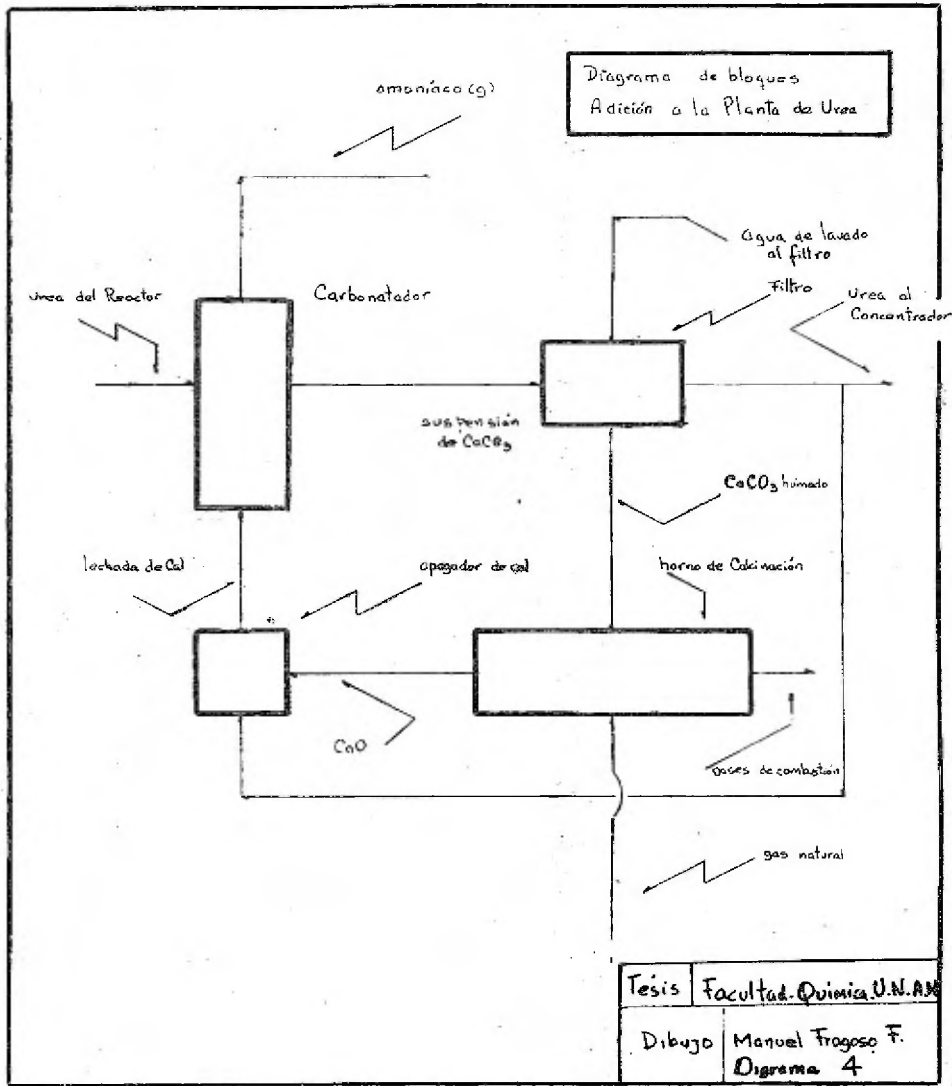
1975	Faculdade de Química UNAM
	Diagrama de Fluxo (Processo)
	Processo LOMER LUMINA D-2
Elaborado por	Manoel Fragoso Fragoso
Tipo	Profissional

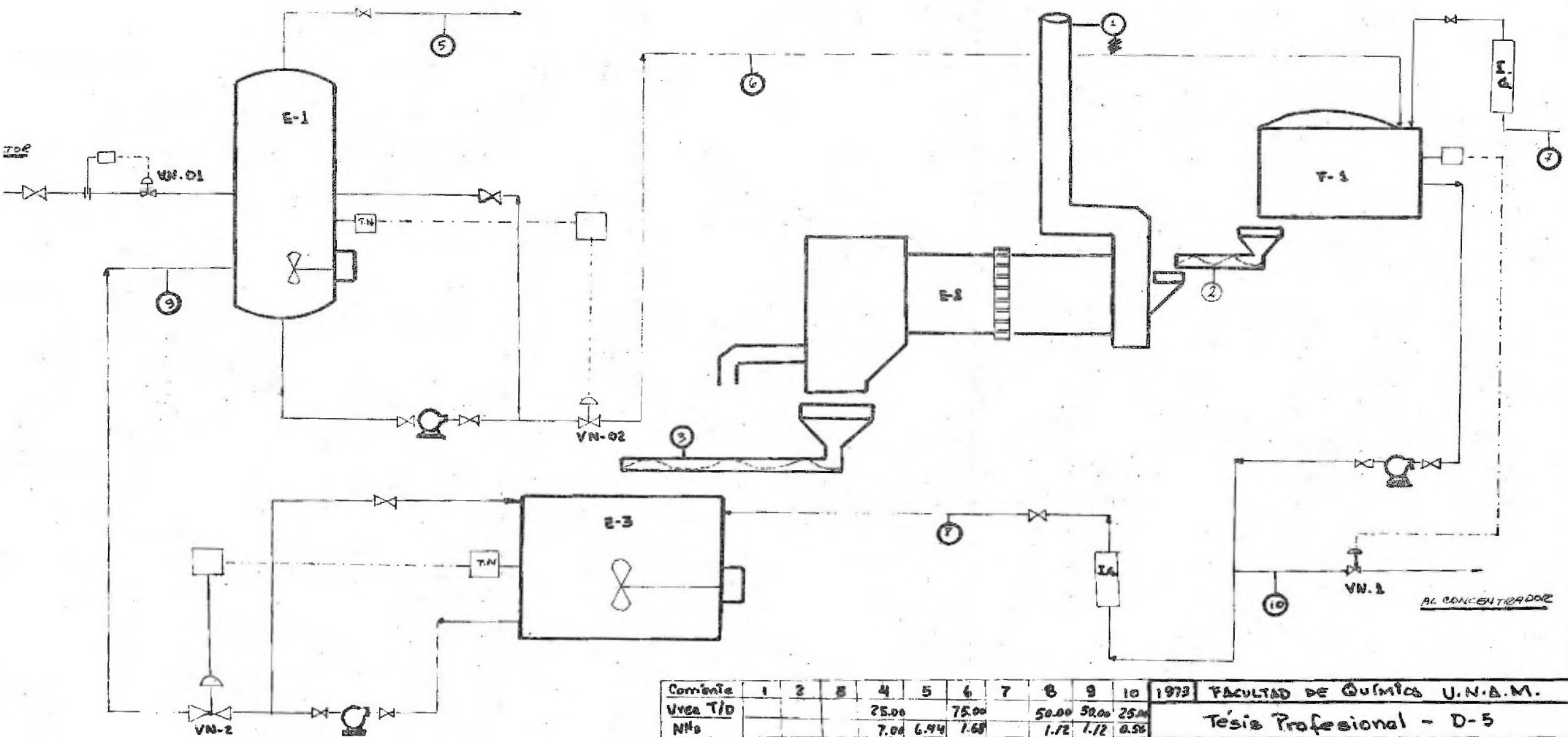




1. Equipment Design  
 2. Process Flow  
 3. Control System  
 4. Safety System  
 5. Instrumentation  
 6. Piping System  
 7. Electrical System  
 8. Mechanical System  
 9. Civil System  
 10. Environmental System

Scale	1:100
Sheet No.	10-5
Project No.	1000
Client	Manuel Torres Torres





Comente	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Urea T/D				25.00		75.00		50.00	50.00	25.00
NH <sub>3</sub>				7.00	6.94	7.60		1.72	1.72	0.50
CO <sub>2</sub>	5.00			5.00						
H <sub>2</sub> O	2.30	2.30		8.00		70.00	25.30	62.00	62.00	31.00
CaCO <sub>3</sub>		11.37					11.37			
CaO			6.37						6.37	
Total	7.30	13.67	6.37	45.00	6.44	158.00	25.30	113.12	119.40	56.50

1973 FACULTAD DE QUÍMICA U.N.A.M.  
 Tesis Profesional - D-5  
 Diagrama de flujo; Instrumentación  
 y Balance de Materiales. Proceso Ampliación  
 Dibujo: Manuel Fragoso Fragoso  
 E-1 Carbonatador E-3 Filtro  
 E-2 Horno de cal E-4 Tó lechada.

# Carbonatador

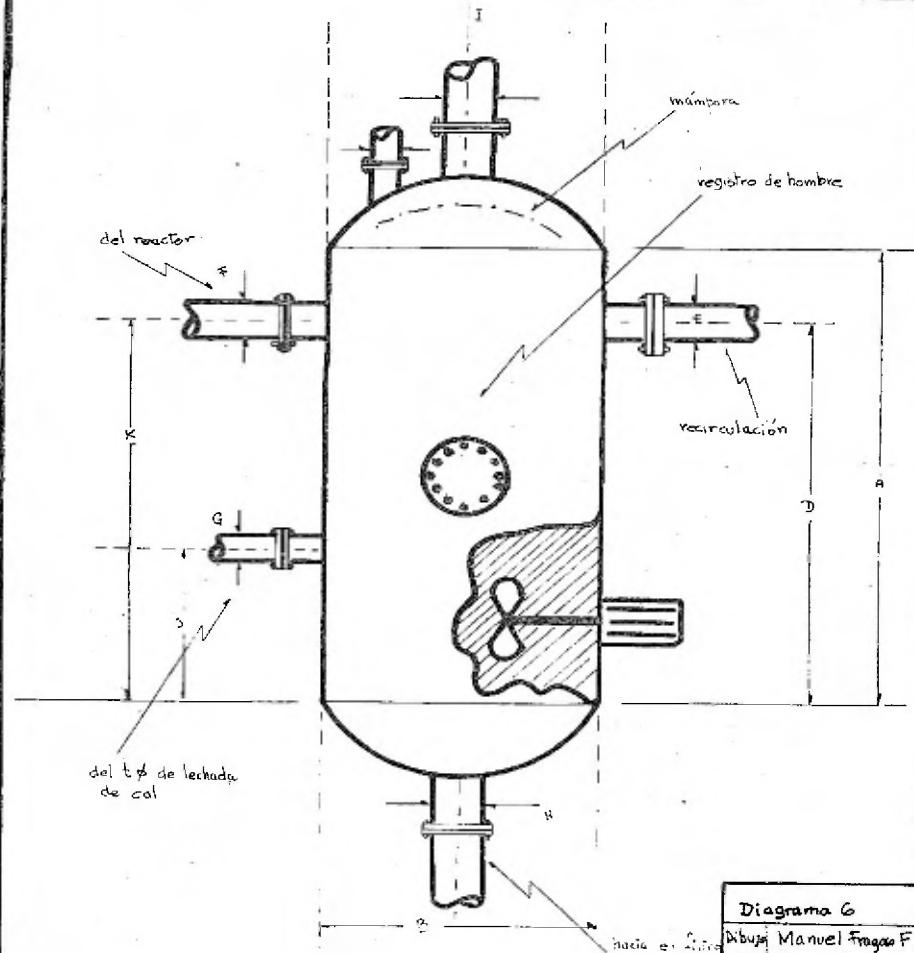
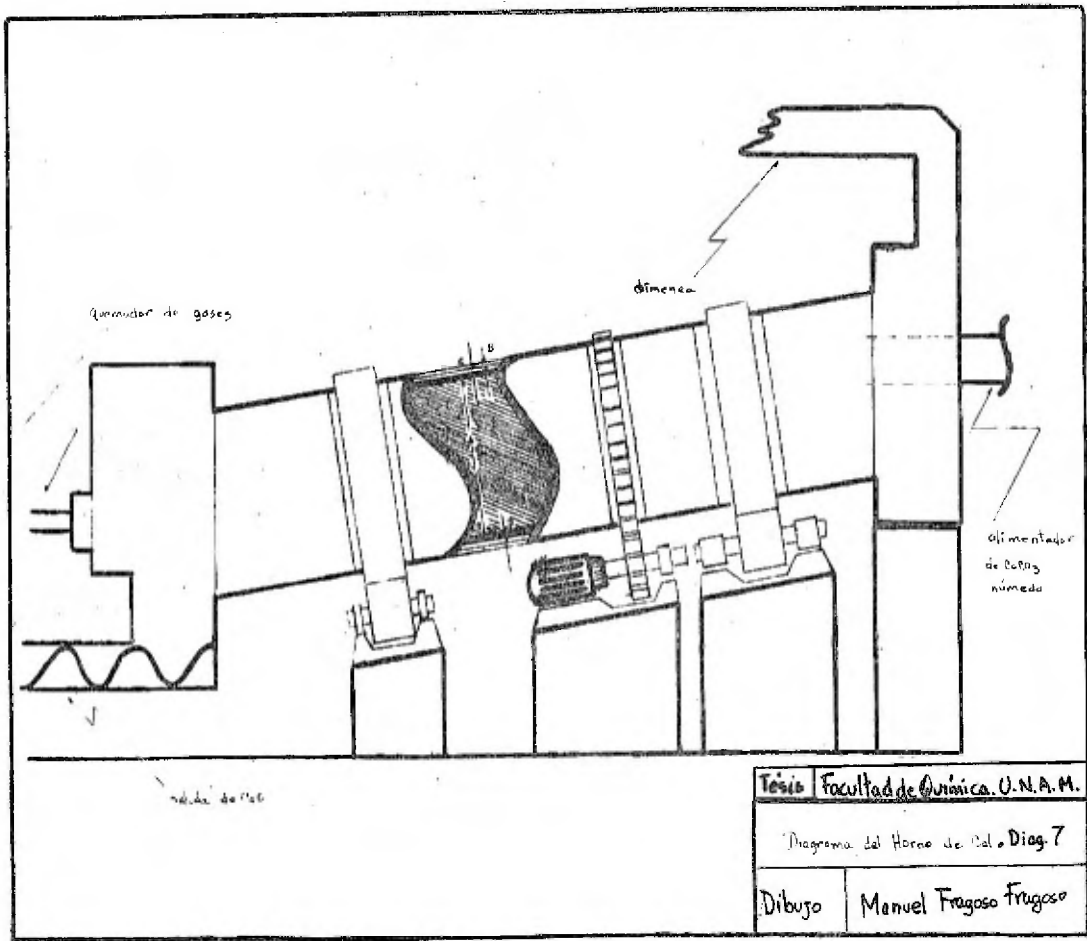
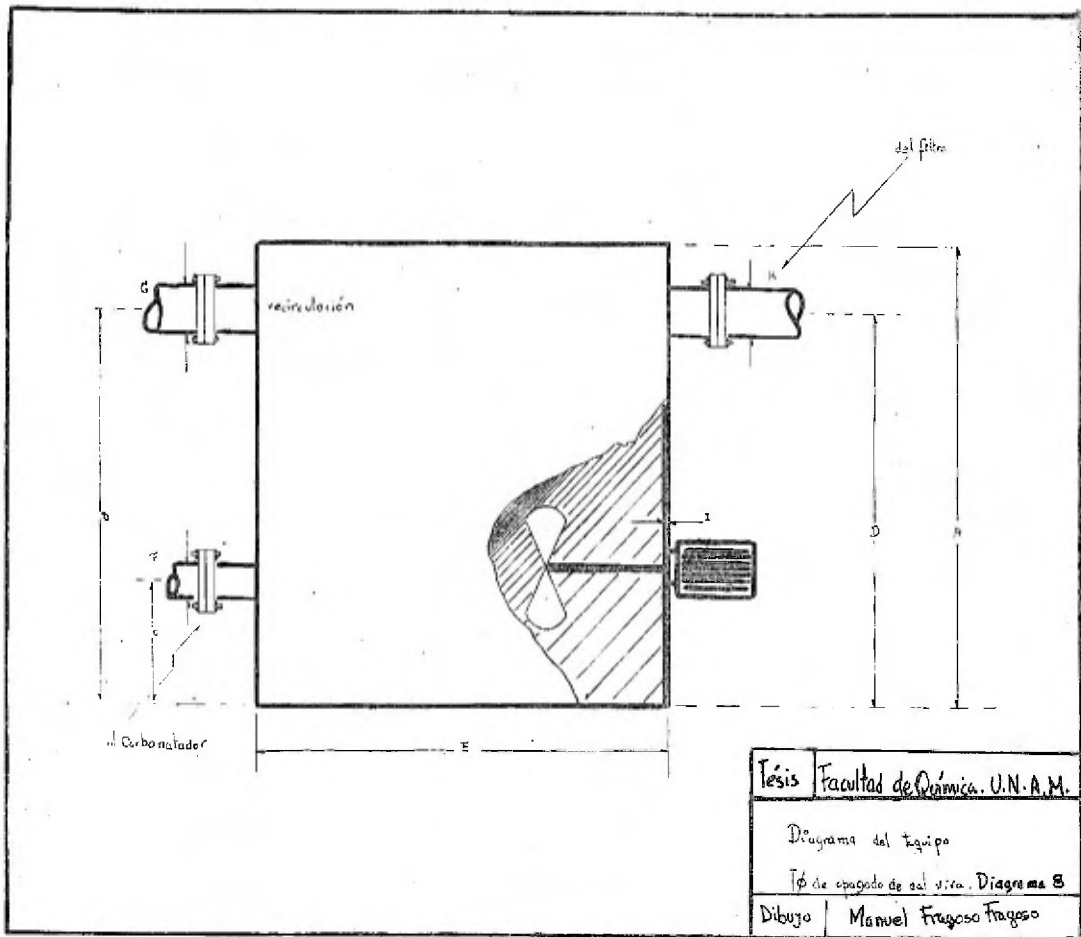


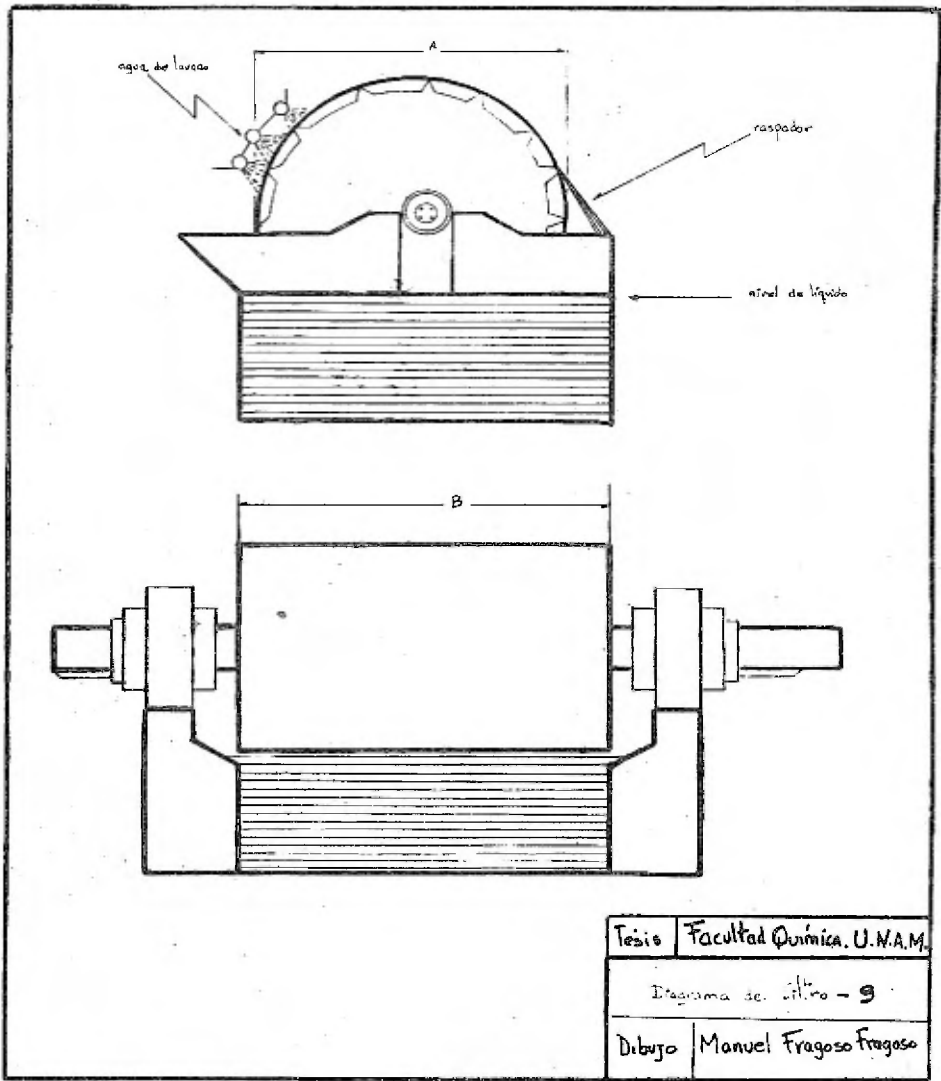
Diagrama G

Dibujó Manuel Frago F  
Tesis Facultad Química

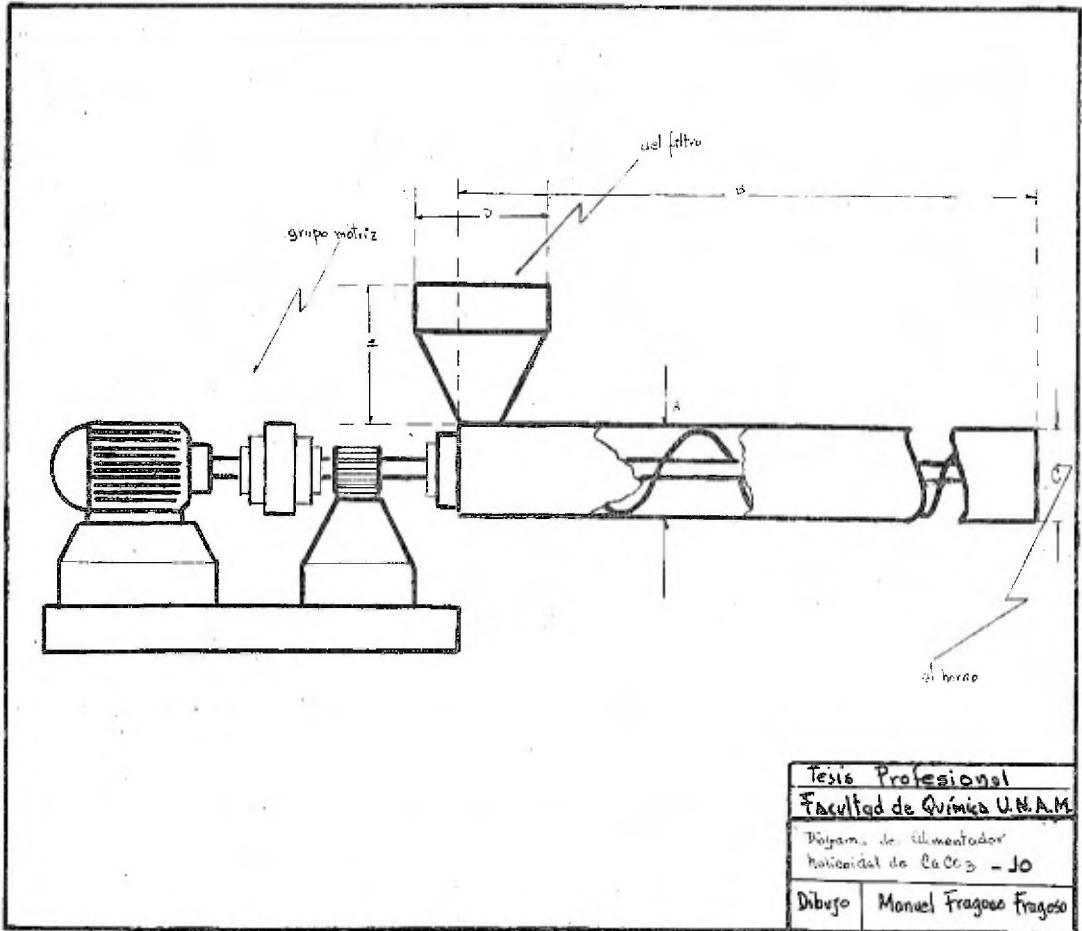




Tesis	Facultad de Química. U.N.A.M.
Diagrama del Equipo	
Tª de apagado de cal viva. Diagrama B	
Dibujo	Manuel Fragoso Fragoso



Tesis	Facultad Química, U.N.A.M.
Diagrama de filtro - 9	
Dibujo	Manuel Fragoso Fragoso



Tesis Profesional	
Facultad de Química U.N.A.M.	
Programa de Alimentador Nacional de CaCO <sub>3</sub> - JO	
Dibujo	Manuel Fragoso Fragoso



