

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO**

FACULTAD DE QUIMICA

**"ESTUDIO TECNICO PRELIMINAR PARA LA TRANS-
FORMACION DE UNA PLANTA DE 180 T/d DE
UREA GRADO FERTILIZANTE A TECNICO"**

RIGOBERTO ROBLES CABRERA

INGENIERIA QUIMICA

2017

1 9 7 5



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.

CLAS. Tesis
ADQ. 1975
FECHA 1975
PROC. UT 293



QUIMICA

PRESIDENTE ING. VLADIMIR ESTIVILL RIERA.

V O C A L ING. JOSE FCO. GUERRA RECASENS.

Jurado asignado
originalmente
según el tema

SECRETARIO ING. CLAUDIO A. AGUILAR MTZ.

1er. SUPLENTE ING. JORGE MARTINEZ MONTES

2do. SUPLENTE ING. ANTONIO FRIAS.

Sitio donde se desarrolló el tema: MINATITLAN, VER.

Nombre completo y firma del sustentante: RIGOBERTO ROBLES CABRERA.

Nombre completo y firma del asesor del tema: _____

ING. JOSE FCO. GUERRA RECASENS

Nombre completo y firma del supervisor técnico _____
(si lo hay)

I N D I C E

	PAG.
INTRODUCCION	III
CAPITULO I ANTECEDENTES	
I.1 Producción de Urea en México. Plan- tas en operación y procesos utiliza <u>a</u> dos	2
I.2 Utilización de Urea como fertilizan <u>a</u> te y en la industria	13
CAPITULO II PROCESO UTILIZADO ACTUALMENTE	
II.1 Diagrama de flujo y descripción del Proceso	17
II.2 Balance de Materiales	23
CAPITULO III UREA GRADO TECNICO VIA CRISTALIZACION	
III.1 Procedimientos para la producción - de Urea de bajo Biuret. Cristaliza- ción	38
III.2 Discusión del proyecto y diagrama - de flujo integrado	49
CAPITULO IV CALCULOS PARA EL PROCESO PROPUESTO	
IV.1 Balance de Materiales	56
IV.2 Cálculo y especificaciones prelimi- nares del equipo	67
IV.3 Estimaciones económicas prelimina- res	120

	PAG.
CAPITULO V UREA	
V.1 Tabla de propiedades	127
V.2 Gráficas	129
CONCLUSIONES	130
BIBLIOGRAFIA	131

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

Existen dos calidades de la Urea en el Mercado Internacional; grado fertilizante o agrícola y grado técnico o foliar. La diferencia entre ellos la constituye la cantidad de impure--zas, siendo la principal el contenido de Biuret, que debe tener como límite superior, 1.0 y 0.30%, respectivamente. En nuestro País toda la producción actual es de calidad fertilizante.

La primera Planta de Urea establecida en México, con una capacidad de producción de 180 ton/d, se encuentra en operaación desde 1962 y el proceso resulta obsoleto en varios puntos, especialmente en la sección de concentración cristalización, seacado y transporte por el manejo en forma sólida. En el presente trabajo se establece la posibilidad de transformar dicha sec--ción a fin de producir urea grado técnico.

CAPITULO I

ANTECEDENTES

- 1.1 Producción de Urea en México. Plantas en operación y procesos utilizados.
- 1.2 Utilización de Urea como fertilizante y en la industria.

I.1 PRODUCCION DE UREA EN MEXICO. PLANTAS EN OPERACION Y PROCESOS UTILIZADOS.

La Urea fue sintetizada por primera vez en un laboratorio por Wöhler en 1828, calentando cianato de amonio:



Esta síntesis que demostró que es posible preparar en el laboratorio sustancias asociadas normalmente con organismos vivos, marcó el nacimiento de la química orgánica.

La producción mundial de Urea en 1970 fue de alrededor de 15 millones de toneladas, constituyendo el 15.6% de la producción de nitrógeno en todas sus formas.

La Urea o diamida del ácido carbónico empezó a producirse en México a partir de 1962 con la primera planta establecida en Cosoleacaque, Ver., posteriormente se establecieron plantas en Salamanca, Gto. en 1963; en Cd. Camargo, Chih. en 1968; y con la última en Cosoleacaque, Ver. en 1970, se dió margen a satisfacer la demanda Nacional en el campo de los fertilizantes e iniciar la exportación. Esta última se efectúa principalmente a áreas geográficas que pueden considerarse como mercado natural o de influencia, tales como Centro y Sud América.

La producción de Urea en el País durante los últimos cinco años es como sigue:

Toneladas	Período
153 176	1968-69

Toneladas	Período
159 165	1969-70
172 321	1970-71
283 515	1971-72
366 836	1972-73

Teniéndose actualmente una capacidad instalada de -- 446 000 toneladas. La diferencia con la producción se debe a diferentes problemas de operación y almacenamiento, así como con el suministro de materias primas de las plantas de amoníaco. La tendencia es a solucionar dichos problemas y minimizar el margen entre producción y capacidad instalada.

El volumen de exportaciones se ha ido incrementando en la siguiente forma:

Toneladas	Año
17 042	1970
78 389	1971
132 029	1972
150 000	1973

Debido al crecimiento demográfico que ha originado en nuestro País la política de la intensificación agrícola, el consumo de fertilizantes debe incrementarse (Actualmente se fertiliza solamente el 50% aproximadamente de las tierras cultivables), así que la exportación se utiliza como un canal auxiliar mientras se absorbe la producción en el campo Nacional.

También se encuentra en estudio la instalación en el País de tres plantas más de 1000 ton/d cada una a fin de incrementar las exportaciones de productos intermedios y terminados.

Todas las plantas establecidas en el País producen - - Urea grado fertilizante. Parten, como todos los procesos comerciales modernos, del amoniaco y el anhídrido carbónico obtenidos a partir de gas natural. Es condición general que las plantas de urea comerciales se establezcan junto a la fuente productora de materias primas, existe incluso la Patente para integrar la planta de urea a la de amoníaco para reducir el consumo de energía y servicios. Se describen a continuación las características generales de los procesos de elaboración:

Planta No. 1

Ubicación: Cosoleacaque, Ver.

Capacidad anual instalada: 55 000 tons.

Proceso de fabricación: Toyo Koatsu de reciclaje parcial (Se describe en el capítulo II).

Planta No. 2

Ubicación: Salamanca Gto.

Capacidad anual instalada: 56 000 tons.

Proceso de fabricación: Lonza Lummus de reciclaje total.

En este proceso la reacción se efectúa a 200°C y 350 - kg/cm². Tiene a continuación tres etapas de purificación a diferentes presiones descendentes y con calentamiento para descomponer el carbamato formado y no convertirlo en urea, y separación del exceso de amoníaco utilizado en la reacción. Los gases desprendidos en la primera etapa de descomposición se absorben con una solución de amoniaco-agua en el 1er. absorbedor, de esta forma se recupera el CO₂ y la solución formada se recircula al reactor; el amoníaco gas que sale del absorbedor se condensa y se vuelve a bombear al reactor. Los gases desprendidos en la 2a. y 3a. etapas de descomposición, se pasan al 2o. absorbedor-

donde se absorben con agua, la solución así formada se bombea a la 1a. etapa de descomposición.

La solución de urea de la 3a. etapa de purificación y con una concentración de 75%, pasa a un tanque de solución de donde es bombeada a evaporación.

La evaporación se efectúa en dos etapas, la primera -- consiste en calentamiento de la solución, separación de los vapores formados y condensación de estos últimos para su uso como agua de proceso en los absorbedores. Se alcanza una concentración del 95%. En la 2a. etapa se concentra la urea hasta un -- 99.8% y de ahí se aperdigona para obtener el producto final, pa ra alcanzar dicha concentración se utiliza calentamiento e in-- yección de aire a fin de abatir la presión parcial del agua y - evitar un recalentamiento excesivo de la solución de urea.

Planta No. 3

Ubicación: Cd. Camargo, Chih.

Capacidad anual instalada: 85 000 tons.

Proceso de fabricación: Toyo Koatsu de recicl total.

El amoniaco se recibe a una presión de 15 kg/cm^2 y a 0°C , es almacenado en un tanque que a su vez recibe el amoníaco recuperado. De este tanque es bombeado y comprimido por una bomba de desplazamiento positivo que lo alimenta al reactor a una presión de 250 kg/cm^2 .

El CO_2 es recibido en límites de batería a baja presión para ser comprimido hasta la presión de 250 kg/cm^2 .

En el reactor las materias primas reaccionan formando-

primeramente carbamato de amonio que posteriormente se transforma parcialmente a urea.

La solución que sale del reactor es depresionada a 17 kg/cm^2 y alimentada al primer paso de purificación que es un descompositor, donde es calentada a 155°C con lo que se separa la mayor parte del exceso de amoniaco y se descompone un alto porcentaje del carbamato de amonio (No transformado en Urea).

La solución descargada de éste equipo es depresionada a 2.5 kg/cm^2 para ser alimentada al segundo paso de purificación donde es calentada en un nuevo descomponedor a una temperatura de 117°C con lo que se logra la casi total descomposición del carbamato de amonio, quedando pequeños porcentajes de NH_3 y CO_2 en la solución.

La solución, ya con una concentración del 70%, se depresiona a 0.3 kg/cm^2 y se calienta a 107°C , con esto se alcanza una concentración del 74%, y de aquí se alimenta a la sección de evaporación.

Los gases provenientes del descompositor de 17 kg/cm^2 se hacen pasar a un condensador enfriado con agua. La solución condensada es comprimida y recirculada al reactor.

La fase gaseosa compuesta principalmente por amoniaco es alimentada al fondo de una columna de rectificación en donde son puestos a contracorriente con amoniaco líquido proveniente del tanque de recuperación.

La fase líquida sale por el fondo de la columna y se alimenta al condensador de media presión, descrita anteriormente.

La fase gas que sale de la columna está formada por -- amoniaco de alta pureza, éste es condensado y recuperado para -- ser utilizado nuevamente en el proceso.

Los gases (NH_3 , CO_2 y H_2O) provenientes del descomposi- tor son condensados con agua de enfriamiento parcialmente. La -- fase líquida es comprimida a 18 kg/cm^2 y recirculada a la parte superior de la columna de rectificación del sistema de media -- presión. La fase gaseosa del condensador de 2.5 kg/cm^2 se une -- con los gases provenientes del descomponedor de 0.3 kg/cm^2 y -- son alimentador a una columna de absorción que trabaja a la pre- sión atmosférica. Esta columna es mantenida a baja temperatura -- recirculando la solución a través de un interenfriador que vapo- riza agente de un ciclo frigorífico. La fase líquida de esta co- lumna se alimenta al absorbedor de 2.5 kg/cm^2 .

Sección de concentración.- La solución obtenida en la -- sección de síntesis con una concentración aproximada de 75% de -- urea y 0.3% de amoniaco, es alimentada a dos evaporadores de pe- lícula descendente en serie que operan a presión atmosférica. -- En cada uno de estos evaporadores se alimenta en contracorrien- te aire precalentado para favorecer la evaporación evitando ele- var la temperatura y por consiguiente la formación de biuret. A la descarga del 2o. evaporador se obtiene la urea fundida con -- un 99% de pureza y de donde es bombeada a la parte alta de la -- torre de aperdigonado donde se utiliza una canastilla para for- mar los perdigones.

Planta No. 4

Ubicación: Cosoleacaque, Ver.

Capacidad anual instalada: 250 000 tons.

Proceso de fabricación: Snam Progetti

Este proceso se caracteriza por el bajo consumo de - - energía y servicios, alto volumen de producción con un mantenimiento razonable, automatización avanzada que reduce la mano de obra, obteniéndose bajos costos de producción. Aunque debido a ciertas modificaciones en el proceso original aún no opera a la capacidad instalada.

El ciclo de síntesis y recuperaciones a alta presión - se efectúa en: reactor, despojador y dos condensadores de carbamato. Al reactor se alimentan dos corrientes, mezcla de amoníaco y carbamato en fase líquida y CO_2 en fase gas. El amoníaco - es comprimido a 240 kg/cm^2 y antes de entrar en el reactor es - utilizado como fluido motriz en un eyector para impulsar el carbamato líquido proveniente de la parte alta del 2o. condensador de carbamato. Las condiciones de operación del reactor son: temperatura 180 a 185°C , presión 155 kg/cm^2 , relaciones molares en la alimentación $\text{NH}_3/\text{CO}_2 = 3.5$ $\text{H}_2\text{O}/\text{CO}_2 = 0.4$; obteniéndose una conversión a urea del 56% del CO_2 total alimentado. El tiempo - de residencia en el reactor es de 45 min.

La solución del reactor entra en la parte superior del despojador donde se distribuye a fin de formar una película descendente en el interior de los tubos verticales del intercambiador, que con vapor de 26 kg/cm^2 calienta la solución a 208°C , - por el fondo se inyecta una corriente de amoníaco vaporizado y recalentado que tiene por objeto ayudar a despojar la solución del carbamato. Este equipo opera a 150 kg/cm^2 .

La fase gaseosa que sale del despojador, conteniendo - amoníaco, CO_2 y agua, pasa a los condensadores de carbamato para ser recuperada y recirculada en fase líquida al reactor. La fase gas del despojador se mezcla con la solución de carbonato-

proveniente del sistema de 17 kg/cm^2 , antes de entrar en los -- condensadores de carbamato, estos operan en serie y la fase gas del 2o. condensador se purga hacia el descomponedor de 17 kg/cm^2 controlando una presión de 150 kg/cm^2 .

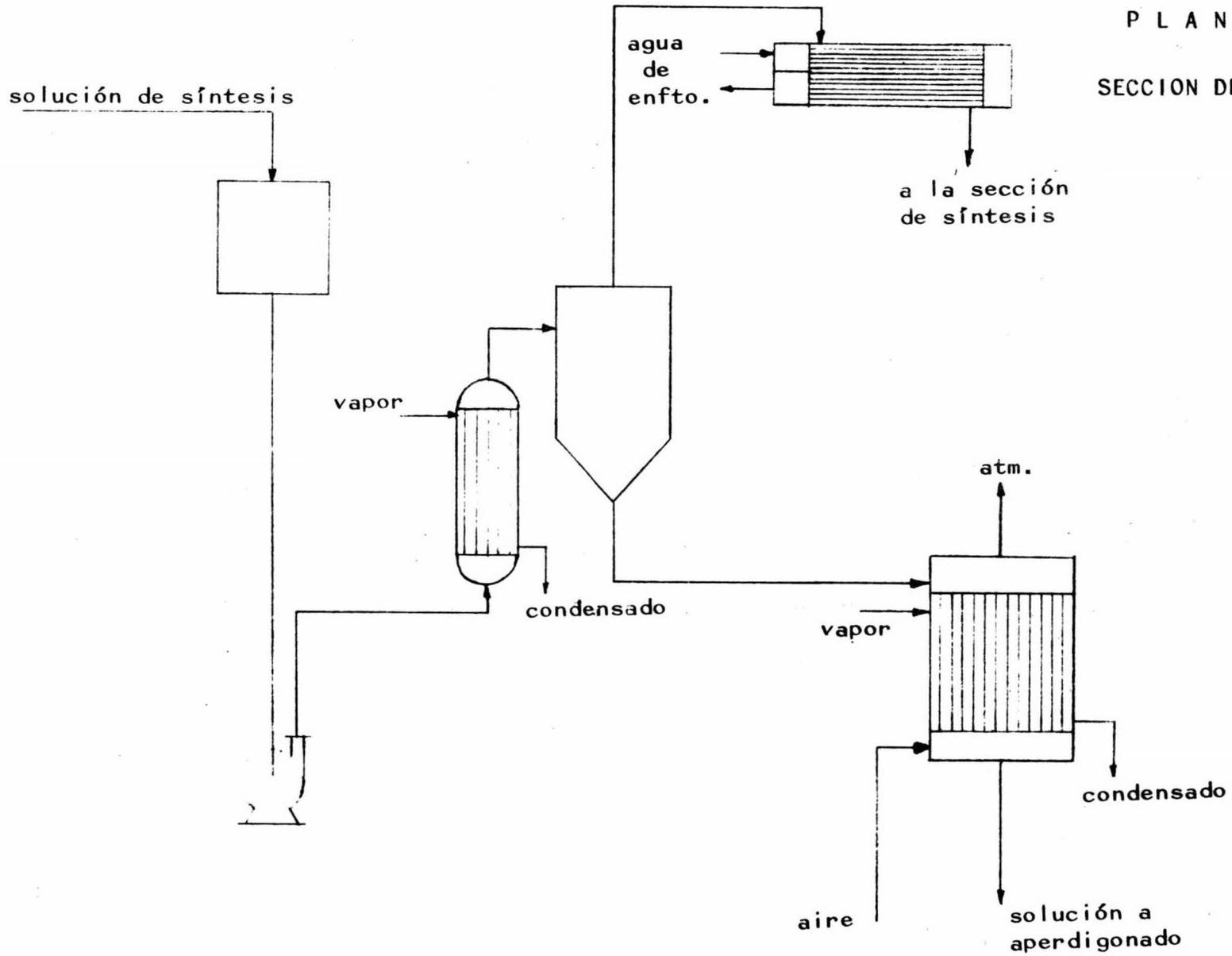
La solución proveniente del fondo del despojador se ex pansiona a 17 kg/cm^2 para pasar a la primera etapa de purifica- ción y recuperación. El descompositor de esta sección consta de dos intercambiadores de película descendente en serie, donde se calienta la solución a 155°C . Los gases producidos van a una co lumna de absorción de CO_2 y rectificadora de amoníaco, ahí se -- hacen burbujear en una solución acuosa de carbonato de amonio -- proveniente de la etapa de recuperación a 3.5 kg/cm^2 , controlán- dose en el fondo de la columna una temperatura de 80°C . Median- te la alimentación de amoníaco líquido. La zona de rectifica- -- ción consiste en siete platos con borboteadores de campana, don- de se eliminan el agua y CO_2 residuales. De la cabeza de la co- lumna sale así, una corriente de amoníaco gas que se condensa -- para volver a utilizarlo en el proceso.

La solución proveniente del fondo del descompositor de 17 kg/cm^2 , es depresionada a 3.5 kg/cm^2 . Se calienta a 138°C en un cambiador de haz de tubos vertical y se pasa a un separador. La fase gaseosa de la parte alta del separador es mezclada con- la solución de carbonato débil que proviene de la etapa de recu- peración a 0.8 ata. y se hacen pasar por un absorbedor que con- siste en un cambiador de haz de tubos vertical, que utiliza -- agua de enfriamiento. Los gases que no alcanzan a condensarse -- se purgan a la atmósfera.

La solución del fondo del separador de 3.5 kg/cm^2 se -- depresiona a 0.8 ata. y se calienta a 105°C en un cambiador de-

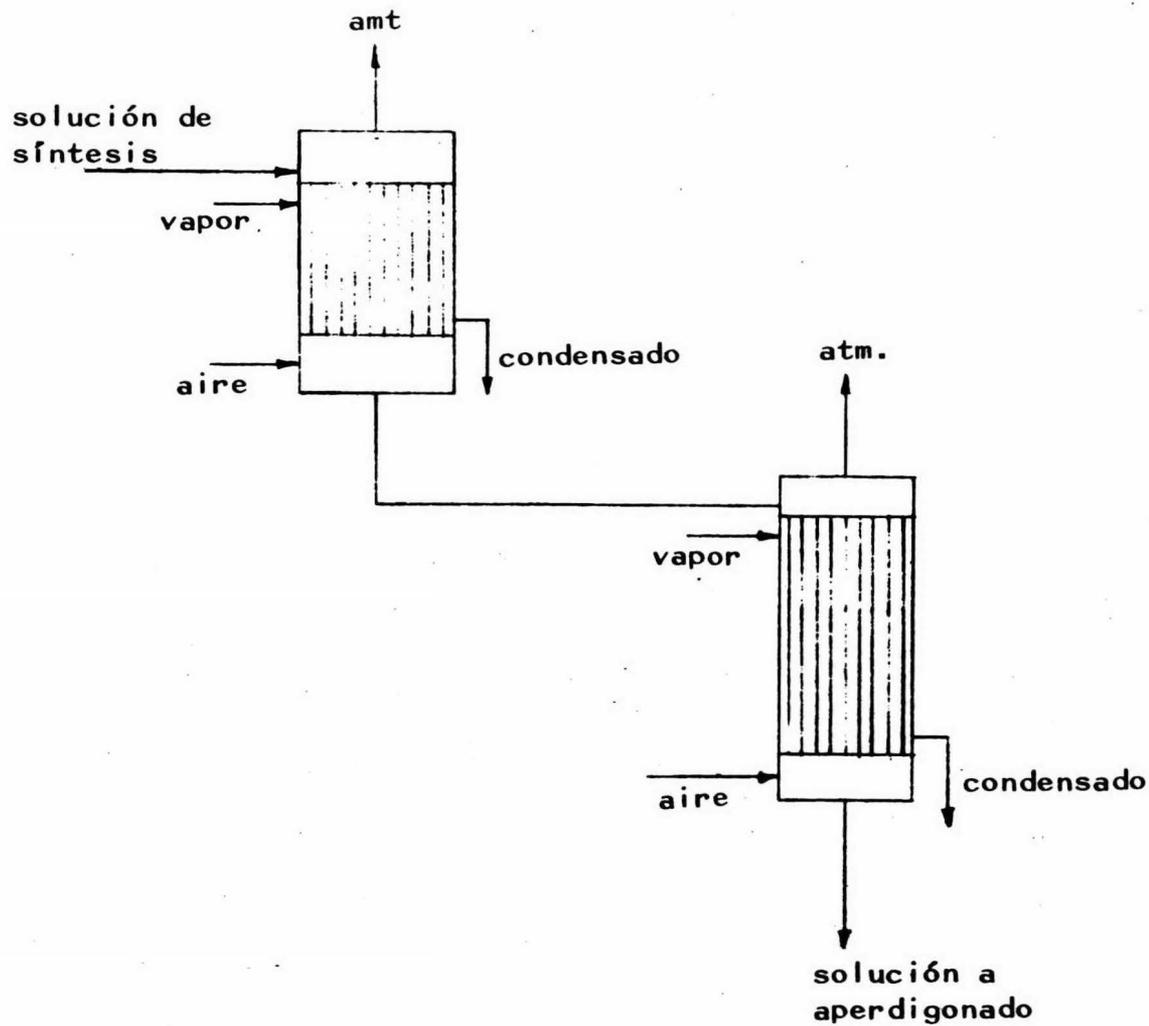
PLANTA N° 2

SECCION DE EVAPORACION.

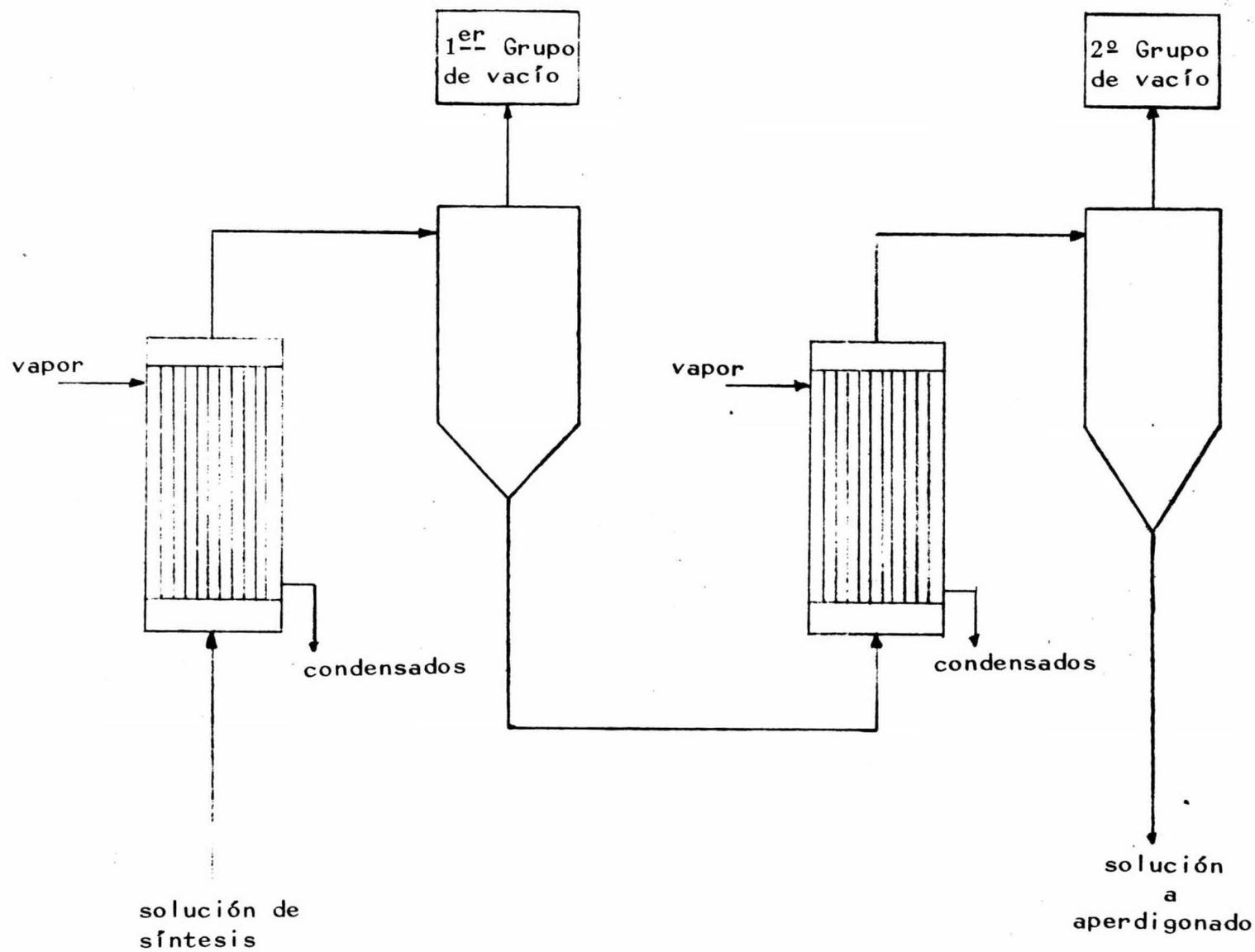


PLANTA N° 3

EVAPORACION.



EVAPORACION



haz de tubos vertical y de ahí se pasa a un separador. La fase-gas que sale de la parte alta del separador se pasa a un condensador que utiliza agua de enfriamiento. Tanto la fase gas como la fase líquida que salen del condensador son alimentadas a la parte baja de una columna de absorción, donde se recircula la solución subenfriándola en un cambiador que utiliza agente enfriante de un ciclo frigorífico. El pequeño vacío del sistema se mantiene mediante la extracción de los gases no absorbidos por medio de un eyector que utiliza vapor.

La solución que sale del separador del sistema de 0.8-ata., ya con una concentración del 75%, es bombeada a la sección de concentración, ésta consiste en dos etapas que operan bajo vacío. Consisten en un cambiador de haz de tubos vertical-un separador y un grupo de vacío. En la primera etapa se controlan 125°C, 0.5 ata. y se alcanza una concentración del 94% en la segunda etapa se controlan 135°C, 0.1 ata. y se alcanza una concentración de 99.8%. Esta solución (urea fundida), se bombea a la parte superior de la torre de aperdigonado, donde se forman los perdigones en un cesto giratorio. En la torre de aperdigonado con una corriente de aire a contracorriente se solidifica y enfría formando el producto final.

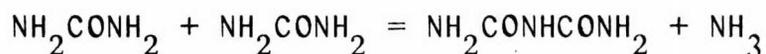
1.2 UTILIZACION DE UREA COMO FERTILIZANTE Y EN LA INDUSTRIA.

A partir de 1950 la utilización mundial de urea se ha incrementado en forma espectacular por sus ventajas como fertilizante, como son: alto contenido de nitrógeno (46%), alta solubilidad y es asimilada fácilmente por las plantas, aunque el precio por tonelada es más alto que el del sulfato de amonio o-

del nitrato de amonio resulta menos costoso por tonelada de nitrógeno y menores los costos de transporte y aplicación, no presenta riesgos de inflamabilidad o explosión (Como el Nitrato de amonio).

En nuestro País la urea ocupa el 2o. lugar productor - entre los fertilizantes nitrogenados, proporcionando el 26% del nitrógeno como fertilizante producido en el País.

Una de las desventajas de la urea como fertilizante es el contenido de biuret. Cuando se calientan las soluciones de urea durante el proceso de fabricación, reacciona formando varios subproductos, el principal de ellos lo constituye el biuret formado de dos moléculas de urea con eliminación de amoníaco:



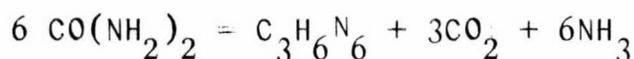
La aplicación mediante rociado de soluciones de urea en el follaje de árboles frutales, cafetales, etc. da excelentes resultados. Sin embargo, cuando esta solución tiene un contenido de biuret alto se presentan síntomas característicos en las plantas. Las hojas de los árboles cítricos y cafetales se tornan amarillas y toman una forma acopada. Las plantas parecen incapaces de metabolizar el biuret, por ej. aún se encontró presente en las hojas de un naranjo después de ocho meses de haber sido rociado con una solución que contenía biuret. Por lo tanto puede esperarse que el daño producido a las plantas perennes -- persista por largo tiempo y no sea superado sino renovando las plantas. La aplicación foliar admite menos biuret que las aplicaciones a la tierra. Para aplicaciones en la tierra, los resul

tados experimentales fijan 1% como límite, mientras que en aplicaciones foliares se fija 0.3% como límite superior.

La urea se utiliza también como alimento para ganado mezclado con el forraje.

Se utiliza también en compuestos moldeables de urea-formaldehído, urea-melamina-formaldehído, recubrimientos adhesivos, etc. Requiriéndose una alta pureza a fin de controlar la turbidez especialmente en recubrimientos.

Como materia prima para la fabricación de melamina:



Para resinas de intercambio iónico, compuestos textiles antiencogedores.

En la fabricación de sulfamato de amonio, ácido sulfámico y pigmentos de ftalocianina.

En farmacología, contándose sedativos como la cafeína o fenobarbital, drogas, diurético y como agente amoniacal en dentríficos. También en cremas y lociones como agente suavizante.

CAPITULO II

PROCESO UTILIZADO ACTUALMENTE

- II.1 Diagrama de flujo y descripción del
Proceso.
- II.2 Balance de materiales.

II.1 DIAGRAMA DE FLUJO Y DESCRIPCION DEL PROCESO.

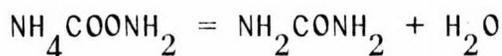
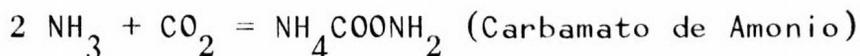
El Proceso Toyo Koatsu de reciclaje parcial en operación trabaja en batería con una planta de Nitrato de Amonio, donde son neutralizados los gases de amoníaco no recuperados en el sistema.

Siendo la capacidad original de la planta de 140 ton/d esta se incrementó a 180 ton/d, efectuando dos modificaciones relevantes en el proceso:

a) Se incrementó la velocidad de las bombas alternativas de amoníaco, por medio del cambio del reductor.

b) Se desvió una cantidad de gases de la columna de absorción de 17 kg/cm^2 , hacia el neutralizador de la planta de Nitrato de Amonio.

Reactor.- Las condiciones de operación para la reacción son muy variables, utilizando presiones dentro del rango de 140 a 400 atm. y temperaturas entre 170 y 210°C. La alimentación de reactivos también se efectúa en diferentes proporciones, no utilizándose ningún catalizador en escala industrial. Dos reacciones tienen lugar en el reactor:



La primera ecuación que muestra la formación del producto intermedio carbamato de amonio, se desplaza rápida y totalmente hacia la derecha en condiciones normales de proceso.

Sin embargo, la 2a. ecuación es una reacción relativamente lenta y que no se efectúa totalmente. Conversiones más altas de -- carbamato de amonio a urea se obtienen utilizando excesos de -- amoniaco, altas temperaturas, altas presiones, bajo contenido de agua en la alimentación y con un tiempo de reacción adecuado.

En este proceso se utiliza un reactor tubular bimetálico (Cuerpo de acero al carbón, recubierto con una lina interior de acero inoxidable tipo 316L). Aquí se obtiene una conversión a urea del 70% del CO_2 total alimentado, con las siguientes condiciones de operación:

Temperatura: 189 - 192°C

Presión: 250 - 255 kg/cm^2

Relación molar NH_3/CO_2 : 4.0 (en la alimentación)

Relación molar $\text{H}_2\text{O}/\text{CO}_2$: 0.16 (En la alimentación)

Tiempo de residencia: 19 min.

Además de las corrientes de amoniaco (líquido), anhídrido carbónico (gas) y solución de recirculación, se alimenta al reactor una pequeña cantidad de aire (El equivalente a 2 000 p.p.m. de oxígeno en la corriente de CO_2), que tiene por objeto formar en el reactor una atmósfera oxidante que evite la formación de carbonato ferroso (soluble en la solución), así como -- una película (óxidos crómico y férrico) de pasivación en las paredes a fin de evitar la corrosión del equipo.

Ya efectuada la formación de la urea, en los siguientes pasos se trata de ir concentrándola y purificándola, recuperando la mayor cantidad posible de materias primas (principalmente de Amoniaco que es la más costosa).

Separador de Alta Presión.- En este equipo se separa la mayor parte del exceso de amoniaco utilizado en la reacción. Esta construído de paredes bimetálicas (La interior de acero -- inoxidable 316L), y tiene un separador de gotas con anillos raschig. Se mantienen las siguientes condiciones de operación:

Presión: 20 Kg/cm²

Temperatura: 120°C (al depresionarse la solución del reactor)

La fase gas que sale de este equipo (Formada por NH₃, inertes, CO₂ y agua)₂, es alimentada a la columna de absorción que opera a 17 kg/cm².

La fase líquida se divide en dos corrientes, una parte se envía a la "T" de mezcla a formar la solución absorbente y el resto pasa al descompositor 1o.

Descompositor 1o.- En este equipo se efectúa la mayor parte de la descomposición del carbamato proveniente del reactor y que no fue transformado a urea; para tal efecto utiliza vapor de 14 kg/cm². El equipo está construído de paredes bimetálicas y los tubos de calentamiento en forma de "U" (Tanto los tubos como la lana interior son de acero inoxidable 316L). Cuenta en su parte superior con un separador de gotas empacado con anillos Raschig de porcelana. Se mantienen las siguientes condiciones de operación:

Presión 17 kg/cm²

Temperatura: 150°C

La fase gas formada se divide en dos corrientes, una hacia la columna de absorción y una pequeña parte se desvía al-

neutralizador de la planta de Nitrato de Amonio.

La fase líquida se envía a la siguiente etapa de purificación.

Sistema de absorción y recuperación de amoniaco.- Del tanque de amoniaco recuperado se bombea amoniaco líquido hacia la reacción y hacia la "T" de mezcla donde se une con la solución proveniente del separador de alta presión, esta mezcla -- (48°C aproximadamente) se pasa a través de un enfriador y de -- ahí a un tanque de bombeo que está comunicado con el resto del sistema de 17 kg/cm^2 . La solución absorbente así formada se bombea a la parte superior de la columna de absorción.

La columna de absorción está formada por un borboteador en la parte inferior donde se absorbe la mayor parte del -- CO_2 , y en la parte superior cuenta con tres camas de anillos -- Raschig, en las dos primeras se efectúa la rectificación del -- amoniaco gas con la solución absorbente y la 3a. sirve como separador de gotas.

La fase líquida así formada constituye la solución de recirculación y es bombeada al reactor.

La fase gas pasa por un tanque separador y de ahí a -- unos condensadores de amoniaco, finalmente los gases incondensables se purgan hacia la planta de Nitrato de Amonio del tanque de amoniaco recuperado.

La columna de absorción, el separador de baja presión, el enfriador de solución absorbente y el tanque de mezcla están contruídos de paredes bimetálicas (Recubrimiento interior de acero inoxidable 316L). Los condensadores de amoniaco y el tan-

que de amoníaco recuperado son de acero al carbón.

Condiciones de operación:

Temperatura del fondo de la columna:	100°C
Temperatura de las camas:	45°C
Presión:	17 kg/cm ²

Descompositor 2o.- La fase líquida proveniente del -- descompositor 1o. pasa a este equipo donde es calentada indirectamente con vapor de 14 kg/cm² laminado previamente a 9 kg/cm². Tiene una construcción semejante al descompositor 1o. Aquí se desprenden el amoníaco y anhídrido carbónico remanentes en la solución, quedando solo un 0.5% de amoníaco que ya no se recupera.

La fase gas consistente de NH₃, CO₂ y H₂O es enviada a la planta de Nitrato de Amonio para recuperación del amoníaco.

La solución pasa a la siguiente etapa de concentración.

Se mantienen las siguientes condiciones de operación:

Temperatura:	135°C
Presión:	1 kg/cm ²

Concentrador.- La solución de urea ya con una concentración del 81% se pasa a este equipo que tiene una construcción similar al descompositor 2o. Aquí es calentada circulando vapor de 7 kg/cm² en los tubos, con lo que se alcanza una concentración del 87%. Para evitar una formación excesiva de biuret, este equipo cuenta con una inyección de aire en el seno de la solución con el objeto de abatir la presión parcial del agua y favorecer la evaporación. Las condiciones de operación mante-

nidas son:

Temperatura: 110°C

Presión: atm.

Cristalizadores.- La solución del concentrador se pasa a cuatro cristalizadores del tipo Swenson Walker de helicoides, aquí es enfriada y cristalizada adiabáticamente a expensas de la evaporación del agua, la que es extraída por medio de un ventilador ($4.72 \text{ M}^3/\text{seg}$) que mantiene un pequeño vacío (15 cm. de agua). Los cristalizadores operan en paralelo y descargan el producto (Con una humedad de 3 a 4%) por gravedad a un transportador de banda reversible, de ahí pasa a otro transportador de banda y es impulsado por un gusano hacia el secador.

Secador.- El producto pasa a un secador rotatorio con alimentación en paralelo de gases calientes que permiten el secado de los cristales hasta un contenido de humedad de 0.3%. Los gases calientes resultan de quemar gas natural y son inducidos a través del secador por un ventilador ($3.776 \text{ M}^3/\text{seg}$) que los descarga a la atmósfera. A la salida del secador existe un separador ciclónico para la recuperación de los finos. La humedad en el producto se controla con el flujo de gas y con persianas regulables en el ducto de succión del ventilador. El secador descarga el producto en un transportador de gusano, de ahí se descarga a un transportador de banda y de éste último a otro transportador de banda que lo descarga en un elevador de cangilones.

Elevador de cangilones.- Este equipo transporta el producto a la parte superior de la torre de aperdigonado (40 mts.) y está construído de acero inoxidable y aluminio, para evitar -

un contenido elevado de hierro en el producto final.

Los cristales de urea son descargados del elevador de cangilones a un transportador de gusano que los conduce al fundidor.

Fundidor.- Este equipo es de acero inoxidable y cuenta con una disposición especial de tubos de calentamiento y en la parte superior con un agitador. Por los tubos circula vapor de 7 kg/cm^2 que funde la urea. La urea fundida descarga hacia dos coladores en paralelo, y de éstos pasa por gravedad a un pequeño tanque que distribuye la urea fundida hacia tres regaderas.- El producto al pasar por las regaderas forma pequeñas gotas que se dejan caer de lo alto de la torre donde por tiro natural el aire va enfriando y solidificando el producto formando perdigones. En la base de la torre se mantiene una cama fluidizada de perdigones con aire de un soplador que tiene por objeto enfriar el producto para evitar que se aglomere y absorba humedad durante su almacenamiento a granel. La urea funde a 133°C y el producto es enfriado a unos 60°C . Finalmente el producto se descarga a un tamíz para separar las aglomeraciones de producto que lleguen a formarse, de ahí es conducido a otro elevador de cangilones que lo deposita en un transportador de banda que lo conduce al almacén.

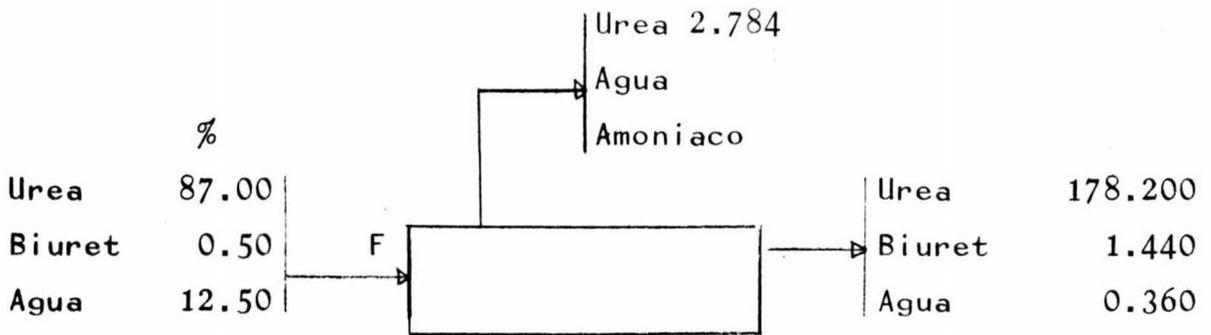
11.2 BALANCE DE MATERIALES

Tomaremos como base un día (Con 24 hrs. de producción continua.)

Producción al almacén: 180 tons.

	Toneladas
Urea: (180.00) (0.99)	178.20
Biuret: (180.00) (0.008)	1.44
Humedad: (180.00) (0.002)	<u>0.36</u>
Total:	180.00

Cristalización, secado y aperdigonado.- Las pérdidas de producto en esta sección, debidas principalmente a arrastres en la torre de aperdigonado, y en las chimeneas del secador y de los cristalizadores; así como en el transporte; ascienden a 2 784 kg/d de urea.



Balance de Urea:

$$0.87F = 178.200 + 2.784 + w$$

w - Urea transformada en biuret

Balance de biuret:

$$0.005F + (103/120)w = 1.440$$

Balance de agua:

$$0.125F = x + 0.360$$

x - Agua evaporada

Resolviendo:

$$F = 208.565 \text{ tons.}$$

$$w = 0.466 \text{ tons.}$$

Biuret formado:

$$0.466(103/120) = 0.398 \text{ tons.}$$

Amoniaco desprendido:

$$0.466 - 0.398 = 0.068 \text{ tons.}$$

Solución alimentada a esta sección:

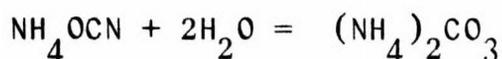
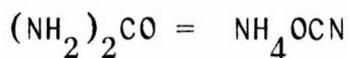
$$\text{Urea: } (0.87)(208.565) = 181.452 \text{ tons.}$$

$$\text{Biuret: } (0.005)(208.565) = 1.042 \text{ "}$$

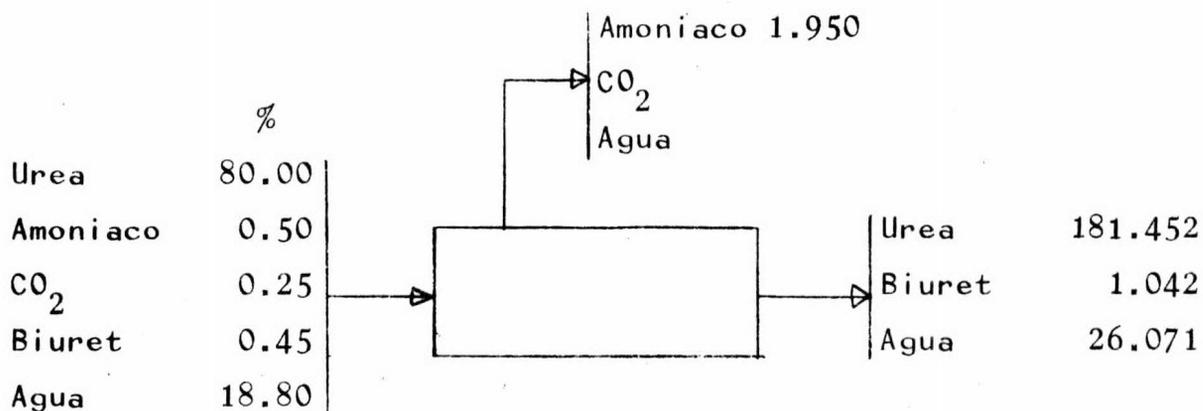
$$\text{Agua: } (0.125)(208.565) = \underline{26.071 \text{ "}}$$

$$\text{Total: } 208.565 \text{ tons.}$$

Concentrador.- La solución de urea al calentarse, se convierte parcialmente a cianato de amonio que posteriormente se hidroliza a carbonato de amonio que a su vez se descompone:-



Esta descomposición se acelera con altas temperaturas y en ausencia de amoniaco libre, resultando en este equipo una pérdida apreciable. Desprendiéndose 1 950 kgs. de amoniaco:



Urea transformada en biuret:

$$(1.029)(120/103) = 1.199 \text{ tons.}$$

Amoniaco desprendido en la formación de biuret:

$$1.199 - 1.029 = 0.170 \text{ tons.}$$

Balance de urea:

$$0.642F = 182.900 + 1.199$$

$$F = 286.758 \text{ tons.}$$

Solución alimentada:

tons.

$$\text{Urea} \quad 182.900 + 1.199 = 184.099$$

$$\text{Amoniaco} \quad (0.097)(286.758) = 27.815$$

$$\text{CO}_2 \quad (0.067)(286.758) = 19.213$$

$$\text{Agua} \quad (0.194)(286.758) = \underline{55.631}$$

$$\text{Total: } 286.758$$

Gases a Nitrato:

$$G = 286.758 - 228.625 = 58.133 \text{ tons.}$$

Amoniaco:

$$(0.097)(286.758) + 0.170 - 1.143 = 26.842 \text{ tons.}$$

CO₂

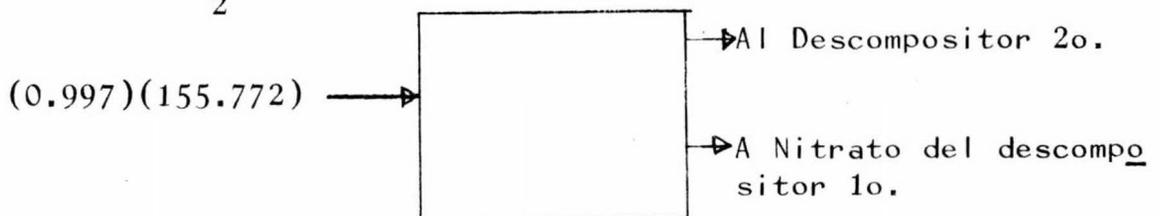
$$19.213 - 0.572 = 18.641 \text{ tons.}$$

Agua:

$$55.631 - 42.981 = 12.650 \text{ tons.}$$

Descompositor primario.- Ya hemos visto que de éste -- equipo se desvía una parte de los gases desprendidos hacia la planta de Nitrato de Amonio, para poder cuantificarlos, tomaremos como base el anhídrido carbónico alimentado al Proceso (Pureza 99.0% en volumen y 99.7% en peso).

Balance de CO₂:



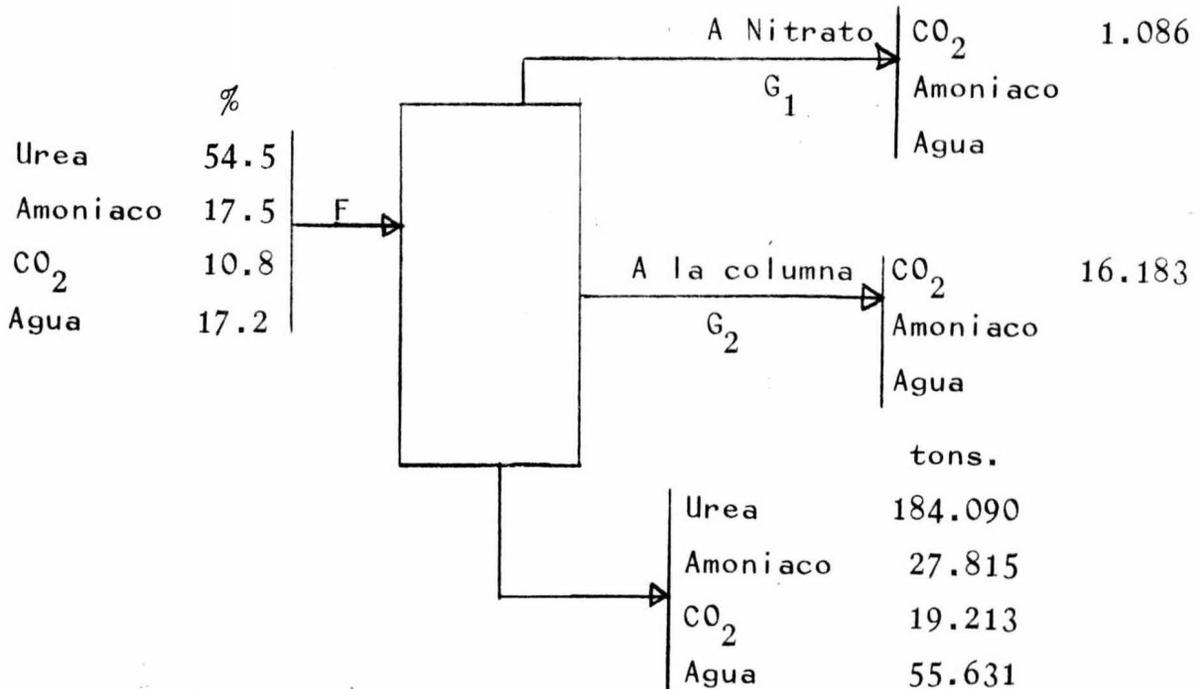
CO₂ al descompositor 2o.:

$$184.099(44/60) + 19.213 = 154.219 \text{ tons.}$$

CO₂ a Nitrato del descompositor 1o.:

$$155.772(0.997) - 154.219 = 1.086 \text{ tons.}$$

Balance del descompositor 1o.:



Balance total:

$$F = G_1 + G_2 + 286,758$$

Balance de urea:

$$0.545F = 184.099$$

$$F = 337.796 \text{ tons.}$$

Balance de CO₂:

$$0.108(337.796) = 19.213 + 1.086 + xG_2$$

x - Fracción en peso de CO₂ en los gases.

$$xG_2 = 16.183$$

Fracción de gases a la columna de absorción:

$$x(G_1 + G_2) = 17.269$$

$$(G_2)/(G_1 + G_2) = (16.183)/(17.269) = 0.9371$$

Gases a la columna de absorción:

	tons.
CO ₂ :	16.183
Amoniaco: 0.9371 (0.175)(337.796) - 27.815 =	29.330
Agua: 0.9371 (0.172)(337.796) - 55.631 =	<u>2.315</u>
Total:	47.828

Gases a la planta de Nitrato de Amonio:

	tons.
CO ₂ :	1.086
Amoniaco: 0.0629 (0.175)(337.796) - 27.815 =	1.969
Agua: 0.0629 (0.172)(337.796) - 55.631 =	<u>0.155</u>
Total:	3.210

Solución alimentada:

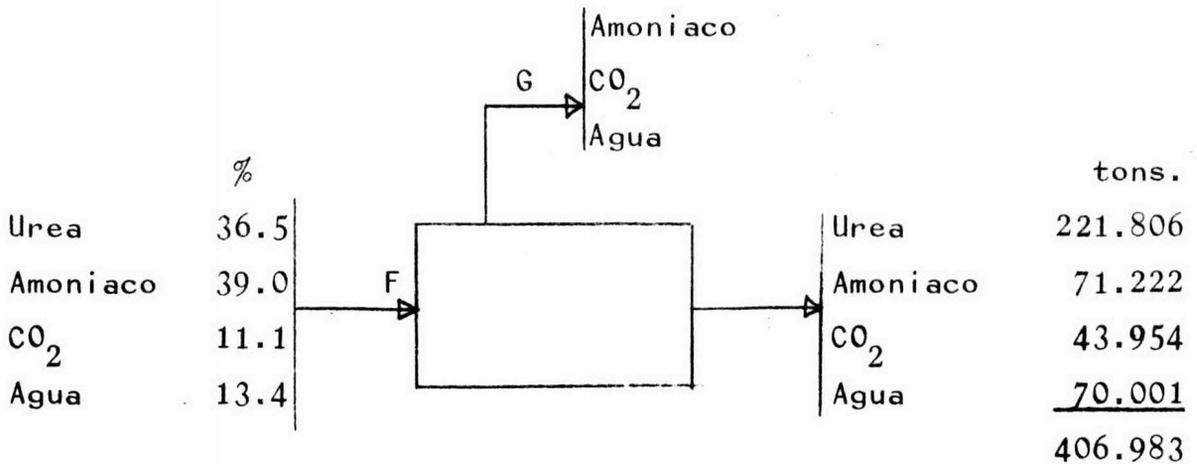
	tons.
Urea: (0.545)(337.796) =	184.099
Amoniaco: (0.175)(337.796) =	59.114
CO ₂ : (0.108)(337.796) =	36.482
Agua: (0.172)(337.796) =	<u>58.101</u>
Total:	337.796

Separador de Alta Presión.- De la solución descargada de este equipo, el 83% se alimenta al descompositor primario y se desvía el 17% a la "T" de mezcla para formar la solución absorbente:

Solución descargada:

	tons.
Urea: 184.099/0.83 =	221.806
Amoniaco: 59.114/0.83 =	71.222
CO ₂ : 36.482/0.83 =	43.954
Agua 58.101/0.83 =	<u>70.001</u>
Total	406.983

Solución a la "T" de mezcla:		tons.
Urea:	$221.806 - 184.099 =$	37.707
Amoniaco:	$71.222 - 59.114 =$	12.108
CO ₂ :	$43.954 - 36.482 =$	7.472
Agua:	$70.001 - 58.101 =$	<u>11.900</u>
Total:		69.187



Balance de urea:

$$0.365F = 221.806$$

$$F = 607,688 \text{ tons.}$$

Solución del reactor:

Urea:		221.806
Amoniaco:	$(0.39)(607.688) =$	236.998
CO ₂ :	$(0.111)(607.688) =$	67.454
Agua:	$(0.134)(607.688) =$	<u>81.430</u>
Total		607.688

Gases a la columna de absorción:

Amoniaco:	$236.998 - 71.222 =$	165.776
CO ₂ :	$67.454 - 43.954 =$	23.500
Agua:	$81.430 - 70.001 =$	<u>11.429</u>
Total:		200.705

Solución de reciclo:

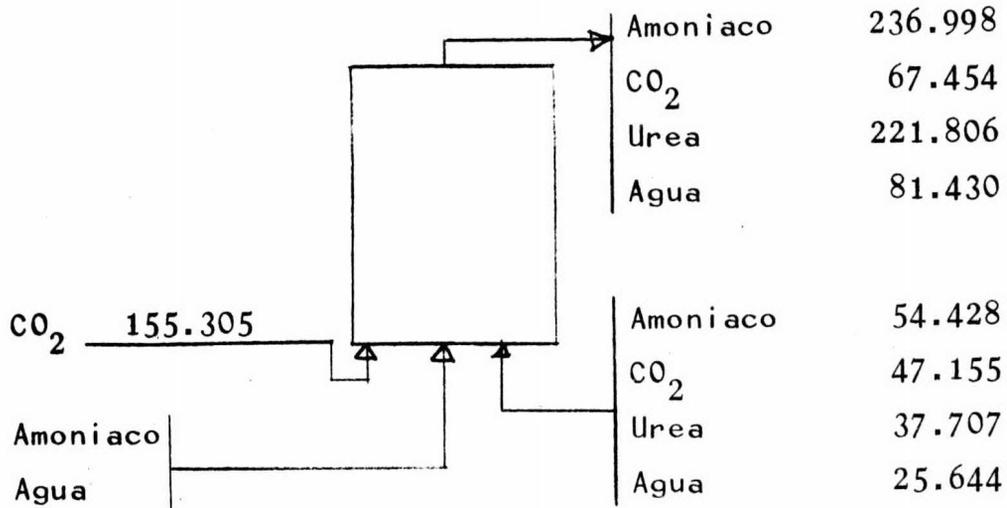
	tons.
Urea	37.707
CO ₂ 7.472 + 23.500 + 16.183 =	47.155
Agua 11.900 + 11.429 + 2.315 =	25.644
Amoniaco (0.33/0.67)(37.707 + 47.155	
+ 25.644) =	<u>54.428</u>
Total:	164.934

Amoniaco a los condensadores:

$$157.503 + 165.776 + 29.330 - 54.428 = 298.181 \text{ tons.}$$

Reactor.-

Balance:



Urea formada:

$$221.806 - 37.707 = 184.099 \text{ tons.}$$

Agua formada en la reacción:

$$(18/60)(184.099) = 55.230 \text{ tons.}$$

Amoniaco transformado a urea:

$$(34/60)(184.099) = 104.323 \text{ tons.}$$

CO₂ transformado en la reacción:

$$(44/60)(184.099) = 135.006 \text{ tons.}$$

Alimentación de Amoniaco al reactor:

$$236.998 + 104.323 - 54.428 = 286.893 \text{ tons.}$$

Agua en el amoniaco alimentado:

$$81.430 - 55.230 - 25.644 = 0.556 \text{ tons.}$$

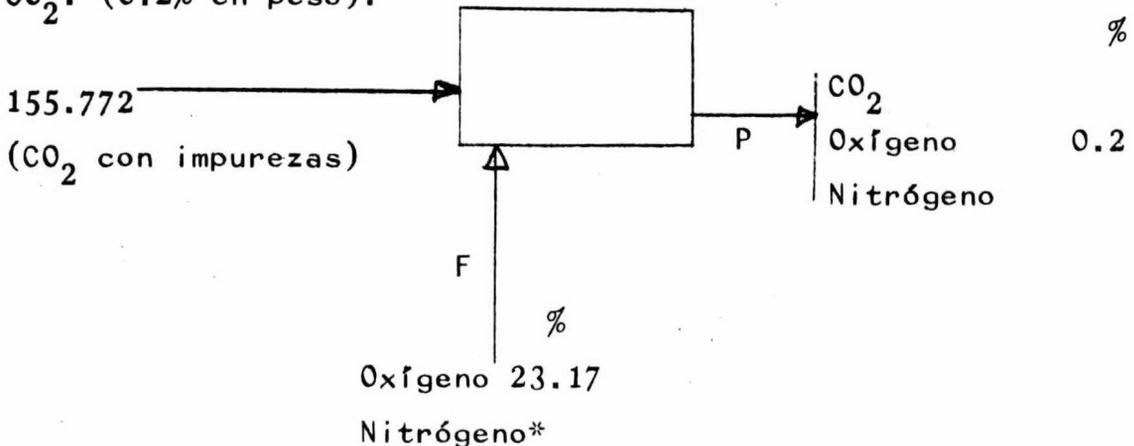
Tanque de amoniaco recobrado.- El amoniaco enviado a la planta de Nitrato de Amonio se debe a la purga de inertes -- que acompañan a la corriente de CO_2 como impurezas y el aire inyectado para suministrar oxígeno para la pasivación de las paredes del reactor.

Condiciones de operación del tanque de amoniaco recobrado:

Temperatura del amoniaco líquido: 38°C

Presión de operación: 17 kg/cm^2

La cantidad de aire que se inyecta al reactor es la -- equivalente a mantener 2,000 ppm de oxígeno en la corriente de CO_2 . (0.2% en peso).



* Nitrógeno atmosférico (PM = 28.2)

Balance de CO_2 (Con impurezas):

$$155.772 = P \cdot 1 - 0.002(1 + 0.7683/0.2317)$$

$$P = 157.160 \text{ tons.}$$

Balance total:

$$F = P - 155.772$$

$$F = 1.388 \text{ tons} = 0.048 \text{ tons.mol}$$

Impurezas del CO_2 .- Las impurezas las constituyen principalmente: hidrógeno, nitrógeno, oxígeno, metano y monóxido de carbono; de acuerdo al siguiente análisis:

	%
Nitrógeno	39.48
Hidrógeno	57.14
Oxígeno	2.08
Metano	0.65
CO	<u>0.65</u>
	100.00

Peso molecular promedio de la mezcla:

	Moles	PM	tons.
Nitrógeno	39.48	28	1105.44
Oxígeno	2.08	32	66.56
Hidrógeno	57.14	2	114.28
CO	0.65	28	18.20
Metano	0.65	16	<u>11.60</u>
			1316.08

$$\overline{\text{PM}} = 1316.08/100 = 13.16$$

Impurezas:

$$(155.772)(0.003) = 0.467 \text{ tons.} = 0.467/13.16 \\ = 0.036 \text{ tons. mol.}$$

Presión parcial del amoníaco en la mezcla con los inertes:

$$P_{\text{NH}_3} = P^{\circ}_x = \pi y$$

$x = 1$ (La solubilidad de los inertes en el amoníaco es muy baja).

$$P_{\text{NH}_3} = P^{\circ}_{38^{\circ}\text{C}} = 15.000 \text{ kg/cm}^2$$

$$Y_{\text{NH}_3} = (15.000)(17 + 1.033) = 0.83181$$

$$n_{\text{NH}_3} = y_{\text{NH}_3} (n_i / y_i)$$

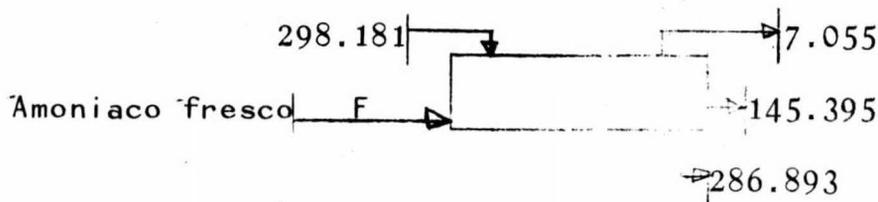
$$n_{\text{NH}_3} = 0.83181 (0.036 + 0.048) / 0.16819$$

$$n_{\text{NH}_3} = 0.415$$

Amoniaco enviado a Nitrato con la purga de incondensables:

$$(0.415)(17) = 7.055 \text{ tons.}$$

Balace de amoniaco del tanque de recobrado:



Amoniaco fresco:

$$286.893 + 145.395 + 7.055 - 298.181 = 141.162 \text{ tons.}$$

Total de gases enviados a la planta de Nitrato de Amonio:

		tons.
Amoniaco:	$7.055 + 1.969 + 26.482 =$	34.606
CO ₂ :	$1.086 + 18.641 =$	19.727
Agua:	$0.155 + 12.650 =$	12.805
Inertes:	$1.388 + 0.467 =$	<u>1.855</u>
		68.993

Eficiencia de amoniaco en el proceso:

$$141.162 + 0.556 = 141.718 \text{ tons. de NH}_3 \text{ fresco}$$

Amoniaco para la producción:

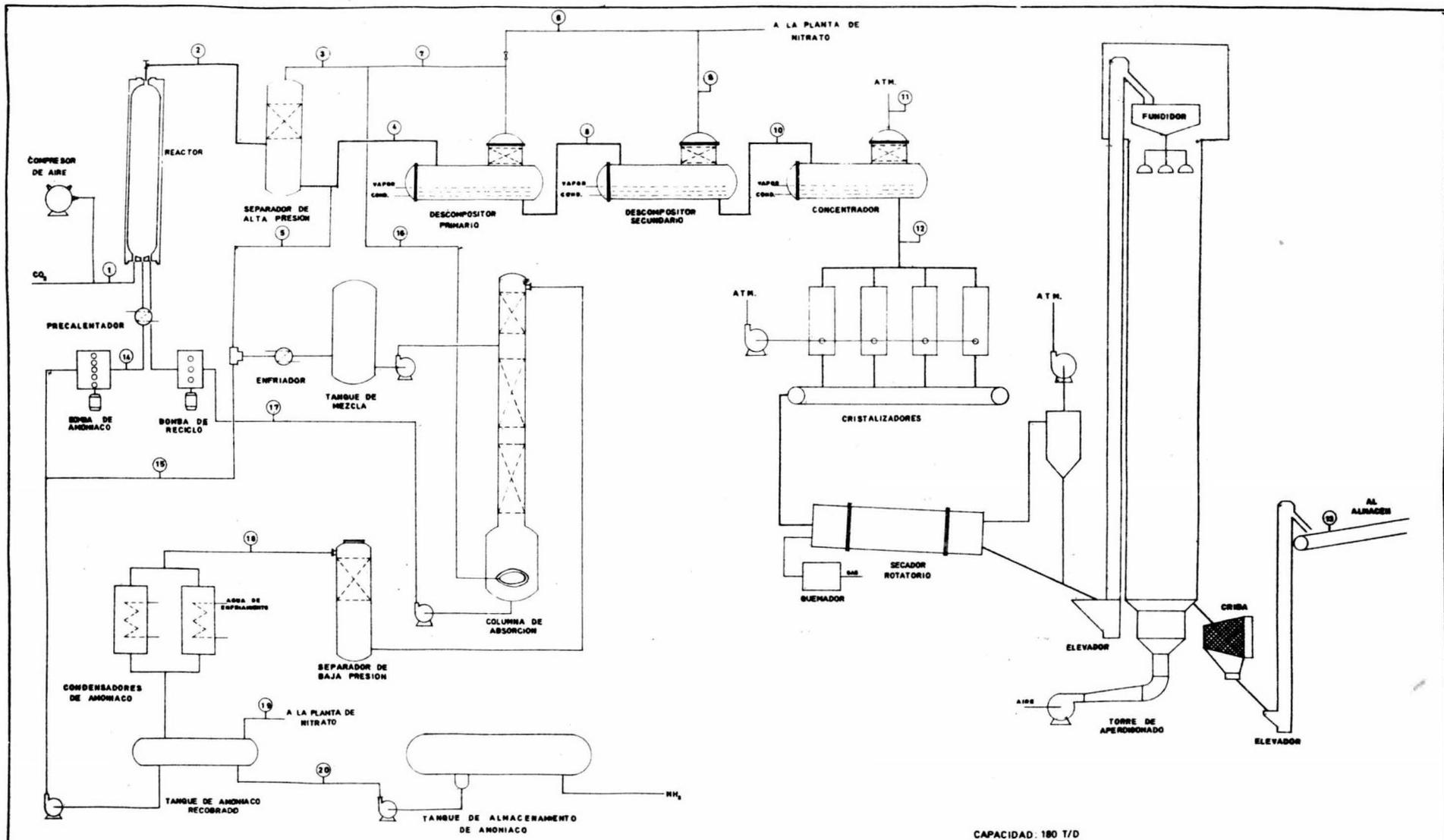
$$141.718 - 34.606 = 107.112 \text{ tons.}$$

Eficiencia:

$$180(34/60)(100/107.112) = 95.23\%$$

Eficiencia de CO₂ en el proceso:

$$180(44/60)(100/155.772) = 84.74\%$$



Carrizte No.	1		2		3		4		5		6		7		8		9		10		11		12		13		14		15		16		17		18		19		20				
Temperatura C	99	199	120	122	122	148	148	150	132	135	108	110	80	80	38	125	100	44	38	25																							
Presion Kg/cm ²	250	250	20	20	20	17	17	17	1	1	atm.	atm.	atm.	250	22	17	250	17	17	30																							
Flujo y composición	Kg/h	% peso	Kg/h	% peso	Kg/h	% peso	Kg/h	% peso	Kg/h	% peso	Kg/h	% peso	Kg/h	% peso	Kg/h	% peso	Kg/h	% peso	Kg/h	% peso	Kg/h	% peso	Kg/h	% peso	Kg/h	% peso	Kg/h	% peso	Kg/h	% peso	Kg/h	% peso	Kg/h	% peso	Kg/h	% peso	Kg/h	% peso	Kg/h	% peso			
amoniac	9875	38.9	8007	81.9	2483	17.5	505	17.5	82	61.5	1222	61.5	1159	8.7	1118	46.2	48	0.4	81	9.7																							
CO ₂	8471	98.8	2811	11.1	978	11.8	1520	10.8	311	10.8	45	33.8	874	33.8	801	6.7	777	32.1	24	0.3	66	8.1																					
H ₂ O	8242	26.4			7871	54.5	1571	54.5					7871	64.2			7864	80.5					7904	875	7488	98.8																	
agua	3383	13.3	478	5.8	2421	17.2	498	17.2	6	4.7	98	4.7	2318	18.4	827	21.7	1781	18.8	887	82.2	1086	125	15	0.2	23	0.2																	
inertes	77	1.2	77	0.3																																							
Total:	8548	100.0	25388	100.0	8438	100.0	14078	100.0	2883	100.0	133	100.0	1992	100.0	11949	100.0	2422	100.0	9577	100.0	638	100.0	8690	100.0	7500	100.0	11977	100.0	6058	100.0	10432	100.0	6873	100.0	12501	100.0	371	100.0	5905	100.0			

U N A M
FACULTAD DE QUIMICA
PLANTA DE UREA
BALANCE DE MATERIALES
 Dibujo No. 1 R. Robles Cabrera 1974

CAPITULO III

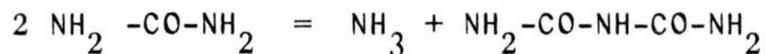
UREA GRADO TECNICO VIA CRISTALIZACION

- III.1 Procedimientos para la producción de Urea de bajo biuret. Cristalización.
- III.2 Discusión del proyecto y diagrama de flujo integrado.

III.1 PROCEDIMIENTOS PARA LA PRODUCCION DE UREA DE BAJO BIURET. CRISTALIZACION.-

A altas temperaturas, la urea sufre reacciones complejas formando una mezcla de varios compuestos, incluyendo triuret y cianato de amonio. Sin embargo, bajo condiciones de operación usuales en las plantas de urea, la cantidad formada de tales compuestos es relativamente insignificante, comparada con la formación de biuret.

Para determinar la cantidad de biuret formado bajo condiciones normales en la fabricación de urea, Roderick C. Shen, ha efectuado un estudio cinético, utilizando datos obtenidos al calentar urea en un tubo de ensayo sellado. Siendo la reacción de formación de biuret:



Entonces:

$$\begin{aligned} d(\text{NH}_2\text{CONHCONH}_2)/dt &= d(\text{NH}_3)/dt = -d(\text{NH}_2\text{CONH}_2)^2/dt \\ dx/dt &= k(a - x)^2 \end{aligned}$$

a - Concentración inicial de urea, moles por litro.

x - Número de moles de urea reaccionadas en el tiempo t.

t - Tiempo en horas.

k - Constante de velocidad de la formación de biuret.

$$dx/(a - x)^2 = k \cdot dt$$

$$1/(a - x) = k \cdot t + c$$

Cuando $t = 0$, $x = 0$, así tenemos:

$$c = 1/a$$

Sustituyendo:

$$k \cdot t = x/a(a - x)$$

Suponiendo $p = x/a$, sea la fracción de urea convertida en biuret, tenemos:

$$k \cdot t = P/a(1 - P)$$

Fue calculada la constante de velocidad de reacción a 140°C, obteniéndose los siguientes resultados:

Tiempo en horas	Urea convertida en biuret, p	Constante de velocidad, k (1/mol·h)
0.25	0.010	1.90×10^{-3}
0.50	0.022	2.10×10^{-3}
0.75	0.028	1.80×10^{-3}
1	0.035	1.7×10^{-3}
2	0.061	1.5×10^{-3}
4	0.122	1.61×10^{-3}
5	0.150	1.63×10^{-3}
6	0.155	1.41×10^{-3}
7	0.195	1.60×10^{-3}

Promedio: $k = 1.68 \times 10^{-3}$ 1/mol·h

Dado que k permanece sustancialmente constante, se puede suponer correcto el tratamiento. En forma similar hicieron determinaciones a diferentes temperaturas:

Temp. °C	k(1/mol·h)
50	3.98×10^{-6}
80	2.38×10^{-5}
100	6.55×10^{-5}
140	1.68×10^{-3}
150	3.34×10^{-3}

Temp. °C	k(1/mol·h)
160	5.66×10^{-3}
170	8.28×10^{-3}

Con los resultados obtenidos se construyó la gráfica - presentada en el cap. IV, donde se presenta la formación de biuret a partir de soluciones de urea con base horaria.

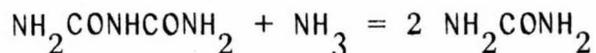
Hemos visto que el control de biuret es necesariamente un factor de consideración en cualquier proceso de fabricación de urea y que en ciertas aplicaciones los límites para ésta impureza se encuentran más restringidos, estableciéndose la calidad técnica y para aplicaciones foliares con un contenido máximo de 0.3% de biuret.

En los últimos años se han desarrollado varias patentes para obtener urea con bajo contenido de biuret, estas pueden agruparse en tres tipos, aunque en aplicaciones prácticas, casi siempre se utilizan combinaciones. A continuación se enumeran las principales Patentes de estos procedimientos:

A.- AMONATACION.- La formación de biuret se acelera en los últimos pasos de purificación de la urea, debido a que ya se ha separado el amoniaco utilizado en exceso, a la mayor concentración de la solución de urea, y a las temperaturas necesarias para evaporar el agua remanente de la reacción y fundir el producto para la formación de los perdigones.

Cuando se someten soluciones de urea a un tratamiento con amoniaco a presiones de 80 a 350 atm. y a temperaturas entre 120 y 210°C por periodos de 15 min. a 2 hrs., se encuentra que el contenido original de biuret es reducido sustancialmente.

En efecto, la reacción efectuada es la amonatación de biuret a urea:



Este método aplicado a soluciones de urea obtenidas -- por procesos convencionales resulta muy costoso, ya que es necesario comprimir la solución y el amoniaco y posteriormente separar éste. Sin embargo, se puede utilizar ventajosamente para -- tratar las aguas madres de procesos de cristalización que contienen generalmente un alto contenido de biuret.

La amonatación también se aplica para evaporar soluciones de urea sin formación apreciable de biuret hasta un 99% de concentración, en evaporadores al vacío convencionales. En éste caso se añade amoniaco a la solución de urea durante la evaporación en una proporción del 5 al 10% del peso de la solución de urea. Se trata la solución de urea con amoniaco gas a presión reducida hasta el término de la evaporación. El siguiente ejemplo ilustrará el proceso; se evaporan a una presión de 460 Torr y con la introducción simultánea de 100 partes de amoniaco gaseoso durante 15 min., 1000 partes de una solución acuosa de urea al 80% que contiene 0.25% de biuret (Con relación a la Urea). La temperatura de la solución de urea se eleva gradualmente de 80 a 120°C. Durante la evaporación de la solución de urea, sólo se forma un 0.02% de biuret, de tal manera que el contenido de biuret de la solución de urea evaporada al 97% es de 0.27%. La solución de urea así obtenida es tratada con amoniaco gas durante media hora a 119°C. Posteriormente la solución de urea pasa a un desgasificador, en donde el amoniaco libre contenido en la urea es eliminado con la ayuda de una corriente de aire u otro gas a 140°C y una presión de 0.2 ata. La

urea fundida se trata de acuerdo a procesos conocidos para obtener el producto aperdigonado o granulado.

Evidentemente para obtener urea grado técnico por este procedimiento, es necesario partir de soluciones de urea con un 80% de concentración que contengan un máximo de 0.25% de biuret, las que se obtienen por métodos no convencionales. Además este procedimiento tiene un costo adicional por el amoniaco no recuperado.

B.- SOLUBILIDAD PREFERENCIAL.- Existen dos caminos:

1.- Disolución de urea cruda en solución acuosa de urea.- W. Michelitsch, en 1950, descubrió que tratando la urea, ya sea por solidificación (De urea fundida) o por cristalización de la solución, con una solución acuosa de urea, preferentemente con una solución saturada se obtenía urea con un contenido sustancialmente reducido de biuret. Mediante este tratamiento es practicamente el biuret únicamente el que se disuelve, permaneciendo prácticamente toda la urea purificada en estado sólido. El tratamiento se puede efectuar a temperatura ambiente en un recipiente agitado convencional. Ya que la disolución de biuret se efectúa rápidamente, es suficiente un aparato relativamente pequeño y el proceso puede efectuarse en forma continua fácilmente. Para efectuar industrialmente el proceso, es preferible utilizar una solución de urea que contenga una cantidad comparativamente pequeña de biuret, por ej. menos de 1%, que se puede obtener del reactor en la síntesis de urea si el tratamiento de la urea se efectúa a temperatura ambiente la solución concentrada se diluye primero con agua para saturación a la temperatura de operación, de tal manera que un litro de solución contenga unos 600 gramos de urea. No es esencial remover de la

solución el CO_2 y el NH_3 sin reaccionar, debido a que no intervienen en la solubilidad del biuret en la solución de urea.

2.- Tratamiento de urea cruda con una cetona alifática ligera.- En este proceso el contenido de biuret se reduce o elimina tratando la urea con una cetona alifática ligera, principalmente aquellas cetonas que tienen de 3 a 5 átomos de carbono por molécula. Además se remueven también otras impurezas solubles, tales como aceite, amoniaco libre, sales de amonio, etc.- El tratamiento consiste básicamente en sumergir simplemente la urea cruda sólida en un baño de solvente líquido que contenga una o más de estas cetonas. También se pueden utilizar otros procedimientos de contacto. Para conseguir una extracción significativa de biuret se requieren tiempos de residencia de 30 a 60 min. Posteriormente la urea tratada es separada del baño, y calentada para vaporizar el solvente ocluido. Se ha encontrado que las cetonas alifáticas ligeras, tales como la acetona, son solventes altamente selectivos para biuret en presencia de urea, así el procedimiento descrito utiliza dichas cetonas para purificar urea esencialmente por extracción selectiva de biuret, utilizando equipos y procedimientos de extracción convencionales. En esta forma se obtiene urea grado técnico. El solvente se recupera en una torre de rectificación y la corriente del fondo, consistente en una solución acuosa de urea y biuret puede deshecharse o recircularse como alimentación al proceso de síntesis para recuperación de urea y conversión del biuret a urea que se efectúa bajo las condiciones de síntesis de la urea.

C.- CRISTALIZACION.- Para emplear esta técnica en la purificación de urea se han desarrollado varias patentes, a continuación se describen las más competitivas industrialmente.

1.- Técnica de cristalización simplificada.- Anteriormente para obtener urea de bajo contenido de biuret, era necesario redisolver los perdigones de urea y recrystalizar en una o más ocasiones, o efectuar un lavado de cristales con urea libre de biuret. En este último caso también se requiere la preparación de una solución de urea libre de biuret.

En el presente proceso la solución caliente de urea -- que tiene un contenido alto de biuret es enfriada o mantenida a temperaturas a las que no se cristaliza la urea. Enseguida, la solución caliente se enfría rápidamente en una zona de intercambio de calor a una temperatura que permite la formación de cristales finos de urea. La cantidad máxima de urea que se deja cristalizar de la solución durante el paso por la zona de intercambio de calor, corresponde a un 27% de cristales de urea. Estos cristales se remueven de la zona de enfriamiento y permanecen en contacto con el licor madre a una temperatura sustancialmente constante como una suspensión por un período que permite el crecimiento de los cristales a un tamaño adecuado para su separación de la solución.

Si se desea obtener un rendimiento mayor de urea de la corriente de alimentación, manteniendo el 27% en peso en la solución de cristales de urea, una parte del licor madre recuperado después de la separación de cristales debe recircularse, mezclándose con solución de urea fresca antes de pasar a través de la zona de intercambio de calor. Aunque prácticamente toda la urea podría removerse como cristales de la solución original, se ha encontrado que para mantener las ventajas derivadas de este proceso, o sea, un producto cristalino que tiene un contenido extremadamente bajo de biuret, el licor madre no podrá recir

cularse en cantidades que den un rendimiento mayor del 50% en peso de cristales de la solución original de urea.

Después de separar los cristales de la solución se secan de acuerdo a prácticas convencionales y quedan con un contenido de biuret bajo, siendo el producto apropiado para utilizarse como urea grado técnico. El resto de la solución de urea puede concentrarse y aperdigonarse por métodos convencionales. Requiere este proceso partir de soluciones que contengan poco biuret a fin de que la urea que se va a aperdigonar llene las especificaciones para uso como fertilizante.

Para efectuar la cristalización es necesario un equipo con una superficie de intercambio de calor que efectúa un enfriamiento rápido de la solución de urea depositando cristales en una superficie y con un medio adecuado para raspar en dicha superficie y remover los cristales, uno de los más apropiados es el Votator descrito en Perry, Chemical Engineer's Handbook (pág. 17 sec. 17, 4a. edición). El tamaño del Votator es tal que el flujo de solución es muy rápido, permitiendo la formación de los cristales más finos, no suministrando tiempo para el crecimiento de los mismos porque el tiempo de retención de los cristales en la superficie se controla en fracciones de segundo, no permitiendo la deposición de biuret en los cristales.

Como medio de separación de los cristales se utiliza una centrífuga, de donde se recolectan y se pasan a un secador, ya que contienen una humedad de 1 a 2%.

Generalmente el secado se efectúa con aire precalentado con vapor, ya que la temperatura se puede controlar mejor, aunque también se pueden utilizar otros medios, evitando siem-

pre temperaturas excesivas. El producto final obtenido por este método consiste en cristales muy puros con una humedad de 0.2% y un contenido de biuret de 0.08%.

2.- Técnica combinada Amonatación-Cristalización.- P.- J. C. ha desarrollado un procedimiento en el que trata el licor madre convirtiéndolo en una masa cristalina que contiene esencialmente urea y biuret, posteriormente mezcla esta masa con -- con una cantidad tal de una solución de urea-biuret (Que contiene de 15 a 28% en peso de biuret), que los cristales de biuret de la masa cristalina se disuelven, mientras que los cristales de urea permanecen sin disolverse, luego se separan los cristales de urea, y la solución rica en biuret se pone en contacto con amoniaco a una temperatura entre 120 y 150°C, para convertir el biuret disuelto en urea, y de nuevo vuelve a mezclarse la solución con una cantidad adicional de masa cristalina de -- urea y biuret.

El objetivo principal de este método es suministrar un camino apropiado para tratar el licor madre con alto contenido de biuret, a fin de obtener urea de bajo contenido de biuret -- donde la urea es cristalizada y separada de una solución.

En contraste con métodos ya mencionados en este proceso el tratamiento de la solución con amoniaco gaseoso puede -- efectuarse a presión atmosférica debido a que la reacción se -- efectúa en una solución urea-biuret substancialmente libre de -- agua lo que evita la hidrólisis de la urea.

Como se indicó, la recirculación de la solución de -- urea-biuret, con la que se mezcla la masa cristalina y donde es disuelto el biuret, tiene un contenido de biuret dentro del ran

go de 15 a 28% en peso. El límite inferior de 15% está determinado por el hecho de que a una atmósfera de presión de amoniaco, el equilibrio de una solución de urea-amoniaco a 140 °C, es - - aproximadamente 15% en peso de biuret. El límite superior está determinado por el hecho de que ya no se disuelve biuret en una solución que tenga más del 28% en peso a la temperatura alcanzada después de mezclar la solución con la masa cristalina de - - urea-biuret. Para obtener una disolución rápida de los cristales de biuret y mantener la suspensión cristalina adecuadamente fluída, la relación en peso entre la masa de cristales de urea-biuret y la solución debe ser por lo menos de 1:2.5. Tampoco resulta conveniente aumentar mucho la cantidad de solución, ya -- que aumentan necesariamente los costos de bombeo.

En contraste con los cristales separados de la solución de urea original, los cristales separados de la solución de urea-biuret, son comparativamente ricos en biuret debido a -- que se separan de una solución con alto contenido de biuret y -- no se lavan. Generalmente estos cristales contienen alrededor -- de 1% en peso de biuret. Esta urea se puede vender sin ningún -- tratamiento, incorporándola a la producción de urea total sin -- afectar significativamente sus características, ya que se trata de una cantidad muy pequeña.

3.- Recirculación de Licor Madre al Reactor.- I. M. -- Singer describe un proceso para producir urea de bajo biuret en el que el licor madre de la centrífuga (Después de la cristalización), con un contenido relativamente alto de biuret se retorna a la cámara de síntesis y se obtiene un producto de urea - - cristal con un contenido muy bajo de biuret. Esto hace posible la producción de urea grado técnico con un aumento comparativamente pequeño en la cantidad de equipo requerido y al mismo - -

tiempo, obtener la producción total de la planta de la misma calidad sin sufrir una pérdida significativa en rendimiento.

En este proceso, la reacción de amoniaco y CO_2 se efectúa en la forma acostumbrada excepto que es conveniente utilizar presiones y temperaturas un poco más altas que las utilizadas normalmente, en particular si el contenido de amoniaco de los reactivos no se incrementa para compensar la adición de urea y biuret. Las presiones están dentro del rango de 210 a 440 kg/cm^2 siendo preferible utilizar presiones de $400 \pm 15 \text{ kg/cm}^2$. Las temperaturas están dentro del rango de 190 a 220°C utilizándose generalmente temperaturas alrededor de $210 \pm 5^\circ \text{C}$.

Se obtiene una economía significativa lavando los cristales de urea (Evitando con esto tener que efectuar recristalizaciones), este paso se puede efectuar en la centrífuga y remueve el biuret de la superficie de los cristales. El lavado consiste en solución de urea acuosa del proceso que no ha sido cristalizada y contiene por lo tanto un porcentaje de biuret bajo (Contiene aproximadamente un 0.4%). Con esto se reduce el contenido de biuret en los cristales a un 0.08% en peso con respecto a la urea final.

El proceso puede visualizarse como una alimentación de reactivos de amoniaco, CO_2 , agua, biuret y urea. La proporción de los componentes se controla así:

	Moles	
Amoniaco	3.8	a 6.6
CO_2	1.0	
Agua	0.1	a 1.5
Biuret	0.0002	a 0.04
Urea	0.03	a 0.8

Con un contenido de biuret de 0.38% en la alimentación a la etapa de cristalización, el retorno de solución madre sería:

Porcentaje de la producción de urea recirculada al reactor de síntesis:	Porcentaje de biuret en la corriente recirculada:
5	9.4
10	4.8

Se puede concluir que el porcentaje de urea recirculada al reactor dependerá de la concentración que se alcance de biuret en el licor madre.

III.2 DISCUSION DEL PROYECTO Y DIAGRAMA DE FLUJO INTEGRADO.

La técnica más utilizada en instalaciones modernas para la producción de urea de bajo biuret es la de cristalización al vacío con recirculación (Generalmente se efectúa en cristalizadores tipo Krystal), separación y lavado de cristales en una centrífuga, y recirculación de aguas madres al reactor de síntesis.

La recirculación de aguas madres con alto contenido de biuret al reactor, constituye un factor adverso para la capacidad de producción de la planta, en efecto, si tomamos en cuenta que las condiciones de Presión y Temperatura en el reactor, no pueden alterarse por razones de diseño y corrosión, la alimentación de una solución acuosa de urea rica en biuret afectará la conversión por paso de CO_2 . Esto se debe a que se incrementa la

recirculación de producto, la relación molar H_2O/CO_2 , y se abate la relación molar NH_3/CO_2 (Ver gráfica de conversión al equilibrio de M. Frejacques). Tampoco es posible incrementar la alimentación de amoníaco, ya que es uno de los factores límites a plena capacidad, además aumenta el volumen de gases que deben manejarse en el sistema de recuperación y disminuye el tiempo de residencia en el reactor. El sistema de recuperación y recirculación de reactivos el autoclave tampoco puede ser operado a una mayor capacidad, ya que como hemos mencionado en la descripción del proceso, la columna de absorción constituye un "cuello de botella", siendo necesario desviar parcialmente gases del descompositor Primario directamente a la planta de Nitrato de Amonio.

Con objeto de no limitar la capacidad de producción, se pretende efectuar la incorporación de aguas madres con alto contenido de biuret en la solución absorbente, disminuyendo en forma proporcional la cantidad de solución desviada del separador de alta presión.

La urea cristaliza en el sistema tetragonal y el crecimiento de los cristales es normalmente en forma acicular alargada en el plano y con terminación indistinta. Existe, sin embargo, una gran cantidad de factores que pueden afectar la forma o hábito característico de un cristal, por ejemplo, el tipo de solvente, grado de sobresaturación, velocidad de enfriamiento, pH de la solución, presencia de impurezas, grado de agitación. La causa más común modificadora de la forma o hábito característico de un cristal es probablemente la presencia de impurezas en la solución. Esta técnica se ha practicado en forma intensiva y es una de las facetas más absorbentes de la química de - -

cristales. Aunque el uso de la urea como modificador de hábitos es ampliamente conocido, el uso de modificadores en la cristalización de urea tiene escasas referencias bibliográficas. En el trabajo de A. E. Bennett, J. Scarlett y J. B. Scuffham se presentan experimentos en equipo de laboratorio similar al cristizador tipo Krystal, utilizando diversas impurezas para la cristalización de la urea, concluyendo que fortuitamente el biuret constituye un modificador del modo de crecimiento de los cristales de urea muy efectivo cuando se encuentra en composiciones de 5 a 10% en peso en la solución; en este caso se forman prismas tetragonales con un tamaño adecuado para efectuar una separación de la solución en forma convencional (Por Ej. una centrífuga) y con características adecuadas para su transporte (Poca tendencia a aglutinarse y a romperse).

Para la operación se requiere de un cristizador evaporador que permita una formación y clasificación adecuada de los cristales. Los cristalizadores tipo Oslo-Krystal se han diseñado para mantener la solución cristalizante dentro del límite metaestable, o sea arriba de la curva de saturación y abajo de la curva de nucleación teórica de Mier, con el objeto de que el proceso de cristalización pueda ser controlado.

Las condiciones de operación del cristizador pueden variar dentro de un amplio rango, pero deben tomarse en consideración los siguientes factores:

- a).- La formación de biuret se ve favorecida por altas temperaturas con tiempos de residencia prolongados, incrementándose rápidamente arriba de 110°C- (Ver Gráfica).
- b).- La descomposición de urea por hidrólisis se efec-

túa a altas temperaturas con tiempos de residencia prolongados y empieza a ser apreciable arriba de 70°C.

- c).- Debe mantenerse en la suspensión un contenido de biuret limitado de acuerdo con la temperatura a fin de evitar la precipitación de la sal 2 urea : 1 biuret (Ver gráfica de equilibrio).
- d).- Con temperaturas muy bajas, y por lo tanto manteniendo en la solución de aguas madres un análisis de biuret bajo, se obtienen cristales de una calidad inferior, aumentan las dimensiones del equipo a utilizar y la cantidad de solución recirculada al sistema de síntesis.

Las condiciones de operación seleccionadas para el - - cristalizador de acuerdo a lo establecido anteriormente, son de:

Temperatura	65°C
Presión:	88mm _{HG}
Composición:	
Urea	69.5%
Biuret	7.0%
Agua	23.5%

La integración al Proceso actual, se pretende efectuarla a partir del descompositor secundario, eliminando los siguientes equipos:

- a) Cuatro cristalizadores del tipo Swenson-Walker con helicoides.
- b) Concentrador
- c) Soplador del concentrador.
- d) Extractor de los cristalizadores.

- e) 2 transportadores de banda.
- f) Transportador de Gusano.
- g) Secador rotatorio.
- h) Extractor del secador y quemador de gas.
- i) Transportador de gusano.
- j) 2 transportadores de banda.
- k) Elevador de cangilones a la torre de aperdigonado - (40 mts. de altura).
- l) Transportador de gusano.

La recirculación de aguas madres ricas en biuret se -- efectuará como hemos mencionado en la "T" de mezclas, sin afectar la conversión del reactor, ya que la solución desviada del separador de alta presión se reducirá en la medida en que se -- efectúa la recirculación. Sin embargo, existirá un aumento en -- la carga térmica de los descompositores primario y secundario -- debido al aumento en solución a manejar. Debe además existir un control de la cantidad de agua enviada con las aguas madres a -- la "T" de mezcla a fin de conservar la fluidéz de la solución -- de reciclo y no incrementar el agua alimentada al reactor.

Diagrama de Flujo Integrado.- (Ver diagrama).- La solución que descarga del descompositor secundario se mezcla con la solución saturada circulante del cristizador del lado de la aspiración de la bomba de circulación. Aquí también se adiciona la solución recalentada en el cambiador que efectúa el equilibrio térmico en el sistema. Esta mezcla pasa al evaporador del aparato Krystal donde es sobresaturada por la evaporación de -- una porción de solvente. La solución sobresaturada fluye hacia-abajo a través del tubo central y hacia arriba a través de la suspensión densa de cristales, provocando entonces en estos un crecimiento bajo condiciones óptimas.

El líquido desobresaturado pasa a la bomba de circulación donde se mezcla nuevamente con la alimentación, repitiéndose el ciclo. Una porción de líquido desobresaturado se bombea a través del cambiador, y además se desvía una porción al depósito de aguas madres para eliminar el exceso de cristales pequeños y controlar el nivel del cristalizador. El tanque de aguas madres tiene un serpentín de calentamiento en su parte inferior y es lo suficientemente grande como para poder almacenar toda la solución requerida del sistema en caso necesario (Paro total de la planta o por alguna reparación corta.- Del tanque de aguas madres se bombea de nuevo al cristalizador desviándose una parte de solución rica en biuret a la bomba que la envía de nuevo al proceso en la "T" de mezcla.

Los cristales grandes se retiran del cristalizador en una suspensión que contiene del 25 al 30% de cristales y que es bombeada al sedimentador, de este equipo la suspensión notablemente espesada (Con un 45% de cristales) se envían a un separador centrífugo. Donde se separan y se lavan los cristales con solución fresca del descompositor secundario. Los cristales que salen de la centrífuga con un contenido de biuret de 0.03 a 0.08% y de humedad de 1.5 a 2.0%, se aspiran por una ligera depresión en un conducto para transporte neumático. En éste una corriente de aire que pasa primero por un filtro y posteriormente se calienta indirectamente por medio de condensados y vapor, es impulsada por medio de un ventilador hacia la parte superior de la torre de aperdigonado, sirviendo como medio de transporte y secado para los cristales.

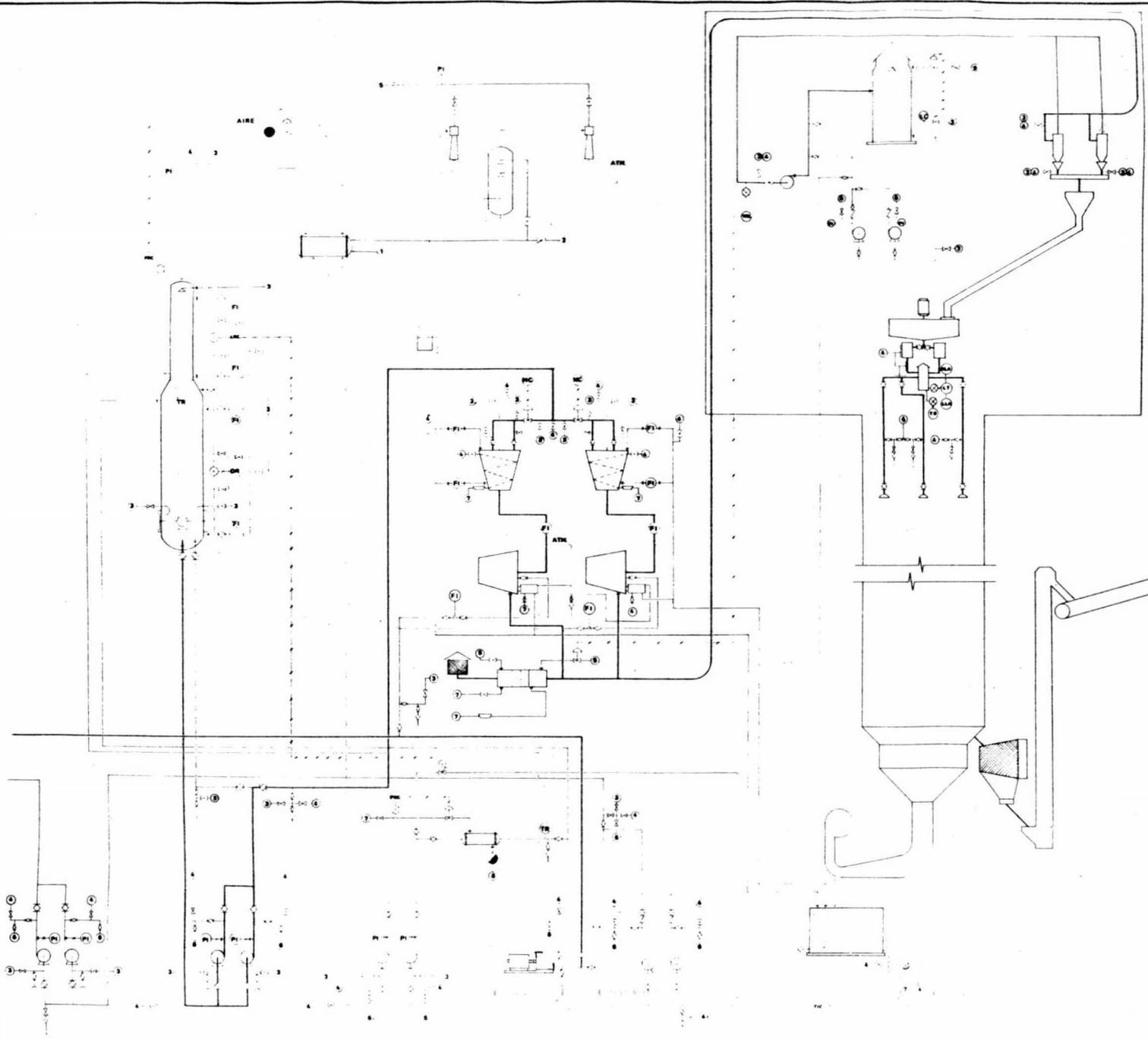
La solución separada en el espesador y en la centrífuga se envía al tanque de aguas madres.

La fase vapor deja el cristalizador a través de un sistema de vacío de dos etapas.

La separación de los cristales de la corriente de aire se produce en ciclones, y la recuperación de finos ocurre en la columna de separación donde el aire que sale de los ciclones está sometido a un lavado con solución de la misma columna mantenida en circulación con una bomba centrífuga. Conseguida la concentración a un 60%, una parte de la solución se envía al tanque de solución de aguas madres, reponiéndose en la columna de separación una cantidad de agua equivalente. Los cristales descargan de los ciclones en el fundidor original, la urea fundida pasa a través de unos coladores y de ahí a unas regaderas que la dejan caer en forma de gotas en la torre de aperdigonado.

Las variables a controlar en el sistema de cristalización son las siguientes:

- a) Una suspensión con 25 a 30% de cristales. Esta puede determinarse con un densímetro (Gravedad específica de la solución: - 1.18, gravedad específica de la suspensión: 1.22), y se controla mediante la extracción de cristales y/o mediante el control de temperatura.
- b) Presión absoluta de 88 mm_{HG}. Se determina con un vacuómetro y se puede controlar con precisión por medio de una válvula rompedora de vacío de control neumático.
- c) Temperatura de 65°C. Se controla con el flujo del medio calefactor en el cambiador mediante una válvula neumática.
- d) Nivel en el cristalizador. Se controla mediante la extracción de aguas madres hacia el depósito por medio de una válvula neumática.
- e) Contenido de biuret en 7% en las aguas madres. Se puede determinar mediante análisis periódicos, ajustando el flujo de solución hacia la "T" de mezcla.



- ① ENTRADA AGUA DE CONDENSADO
- ② SALIDA AGUA DE CONDENSADO
- ③ CONDENSADOR DE LAMINAS
- ④ TAPON DE T. Agua
- ⑤ TAPON DE T. Agua
- ⑥ TAPA DE MANTEN
- ⑦ RECALDA DE CONDENSADO
- ⑧ ENTRADA DE CONDENSADO
- ⑨ AGUA TRAZADA

U N A M	FACULTAD DE QUIMICA
	CRISTALIZACION PLANTA DE UREA
	DIAGRAMA MECANICO
	TESIS: ROBERTO ROBLES CABRERA
	DIBUJO No. 3 FEBRO 1976

CAPITULO IV

CALCULOS PARA EL PROCESO PROPUESTO

- IV.1 Balance de Materiales.
- IV.2 Cálculo y especificaciones -
preliminares del equipo.
- IV.3 Estimaciones económicas pre-
liminares.

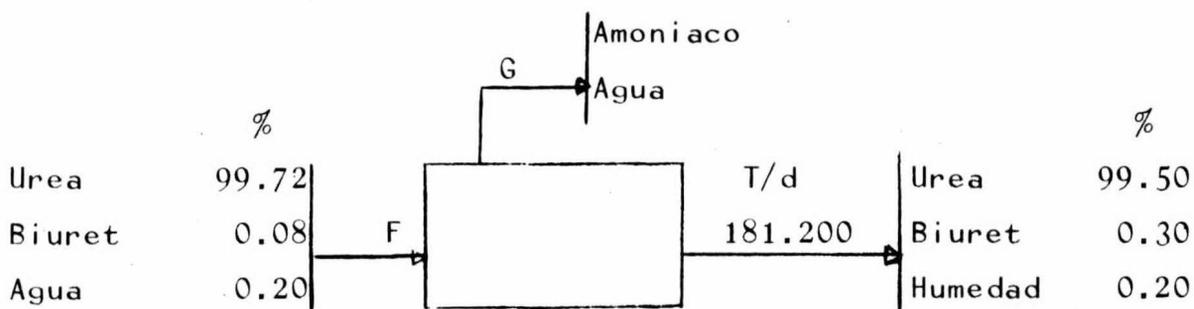
IV.1 BALANCE DE MATERIALES

Tomaremos como base un día (Con 24 hrs. de producción-continua).

Producción al almacén:	180 tons.
	Toneladas
Urea:	(180.00)(0.995) 179.100
Biuret:	(180.00)(0.003) 0.540
Humedad:	(180.00)(0.002) <u>0.360</u>
Total:	180.000

Torre de aperdigonado.- Se tienen 1.200 T/d de pérdidas por arrastre.

Fundidor.- En este punto se incrementa el biuret debido al calentamiento, aproximadamente un 0.25% de la urea:



Solución de urea fundida:		T/d
Urea:	(181.200)(0.995)	180.294
Biuret:	(181.200)(0.003)	0.544
Humedad:	(181.200)(0.002)	<u>0.362</u>
Total		181.200

Balance de urea:

$$(0.9972)F = 180.294 + x$$

x - Urea transformada en biuret.

Balance de biuret:

$$(0.0008)F = 0.544 - (103/120)x$$

Resolviendo:

$$F = 181.266 \text{ tons.}$$

$$x = 0.464 \text{ tons.}$$

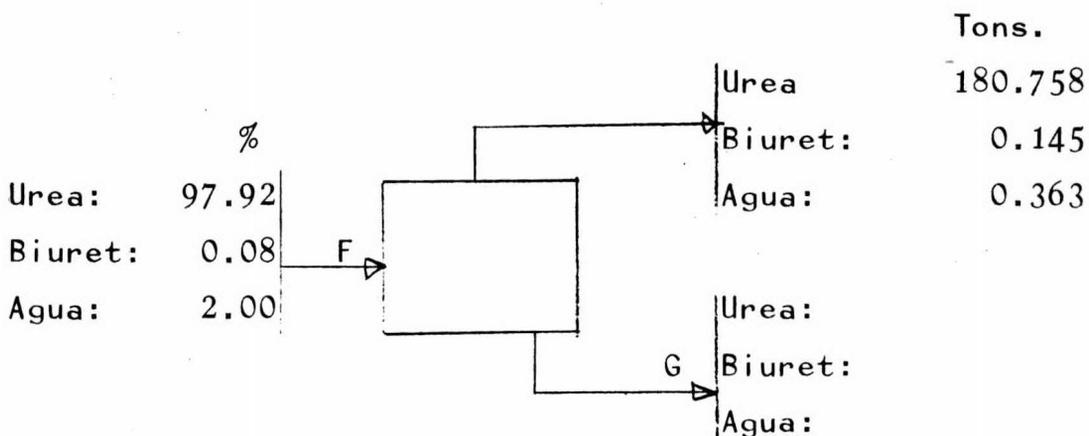
Amoniaco desprendido:

$$(17/120)(0.464) = 0.066 \text{ tons.}$$

Cristales alimentados:

		Tons.
Urea:	$(181.266)(0.9972)$	180.758
Biuret:	$(181.266)(0.0008)$	0.145
Agua:	$(181.266)(0.0020)$	<u>0.363</u>
	Total	181.266

Secador y transportador neumático.-



La cantidad de finos no recolectados por los ciclones se estima en 600kg (De acuerdo a la eficiencia de diseño de los mismos), esta urea es recuperada en el lavador de gases.

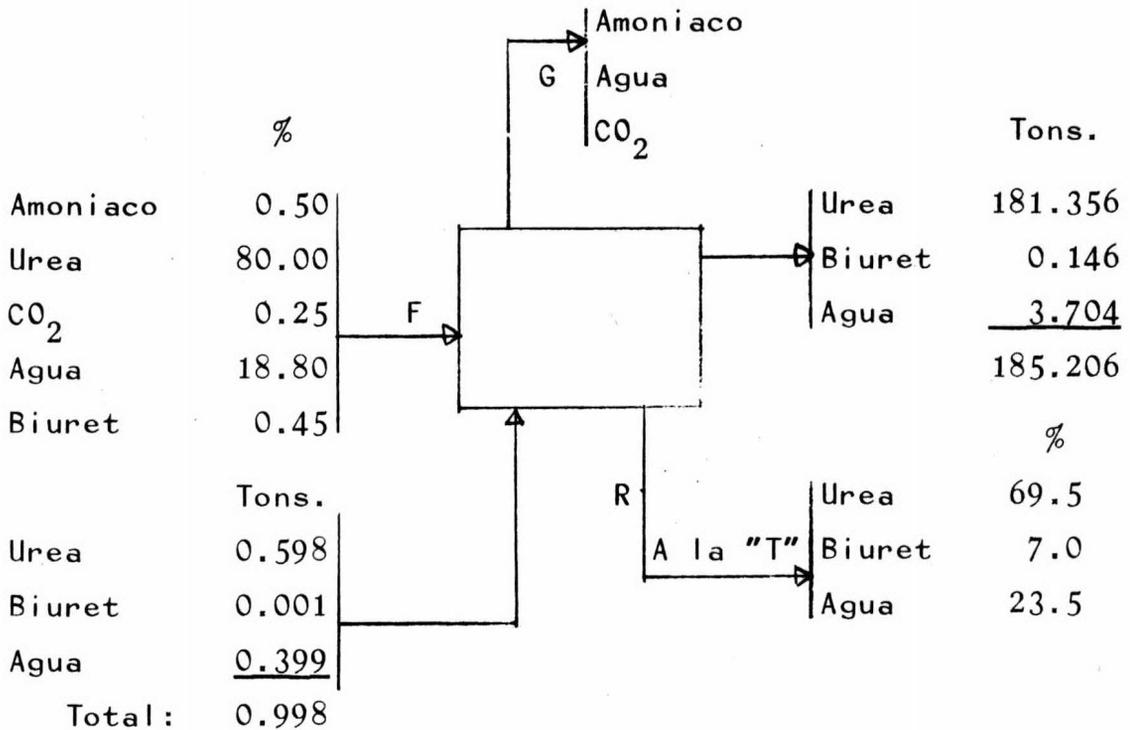
Descarga de la centrífuga:

		Tons.
Urea:	$180.758 + (0.9972)(0.6)$	181.356
Biuret:	$0.145 + (0.0008)(0.6)$	0.146
Agua:	$(0.02)(181.356/0.9792)$	<u>3.704</u>
Total:		185.206

Al separador de finos:

		Tons.
Urea:	$181.356 - 180.758$	0.598
Biuret:	$0.146 - 0.145$	0.001
Agua:	$3.704 - 0.363$	<u>3.341</u>
Total:		3.840

Cristalizador.-



Balance de Urea:

$$(0.8) F + 0.598 = 181.356 + (0.695) R$$

Balance de Biuret:

$$(0.0045)F + 0.001 = 0.146 + (0.07)R$$

Resolviendo:

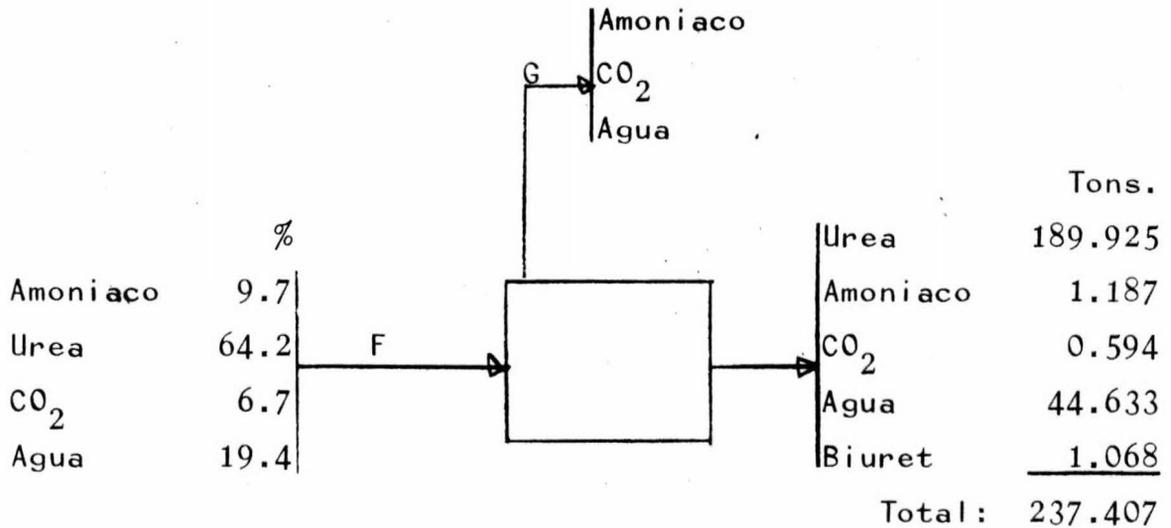
$$F = 237.407 \text{ tons.}$$

Solución del Descompositor Secundario:			Tons.
Amoniaco	$(0.0050)(237.407)$		1.187
Urea	$(0.8000)(237.407)$		189.925
CO ₂	$(0.0025)(237.407)$		0.594
Agua	$(0.1880)(237.407)$		44.633
Biuret	$(0.0045)(237.407)$		<u>1.068</u>
Total:			237.407

Solución a la "T" de mezcla:

			Tons.
Biuret	$1.068 + 0.001 + 0.146$		0.923
Urea	$189.926 + 0.598 - 181.356$		9.168
Agua	$(0.923)(0.235/0.07)$		<u>3.098</u>
Total:			13.189

Descompositor Secundario.-



Urea transformada en biuret:

$$(1.068)(120/103) = 1.244 \text{ tons.}$$

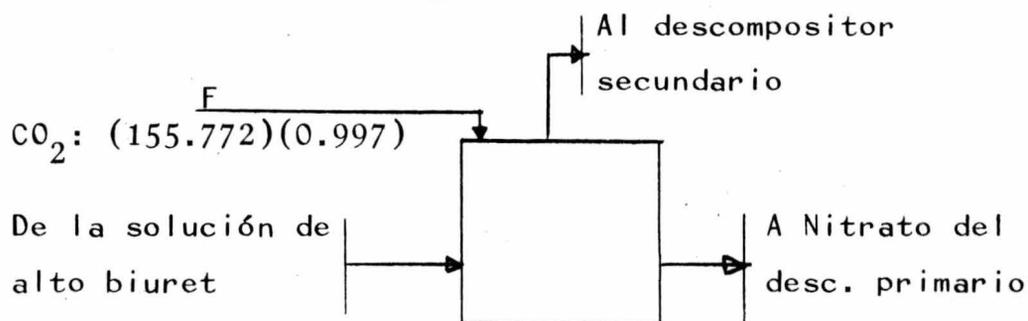
Solución del descompositor primario:		Tons.
Urea	189.925 + 1.244	191.169
Amoniaco	(191.169)(0.097/0.642)	28.884
CO ₂	(191.169)(0.067/0.642)	19.951
Agua	(191.169)(0.194/0.642)	<u>57.768</u>
Total:		297.772

Gases enviados a la planta de Nitrato de Amonio:

		Tons.
Amoniaco:	28.884 - 1.187 + (17)(103)(1.068)	= 27.868
CO ₂ :	19.951 - 0.594	= 19.357
Agua:	57.768 - 44.633	= <u>13.135</u>
Total:		60.360

Descompositor Primario.- Efectuaremos en este punto el balance de CO₂ total a fin de poder determinar la cantidad de gases que deberán desviarse hacia la planta de Nitrato de Amonio:

Balance de CO₂:



CO₂ al descompositor secundario:

$$19.951 + 191.169(44/60) = 160.142 \text{ tons.}$$

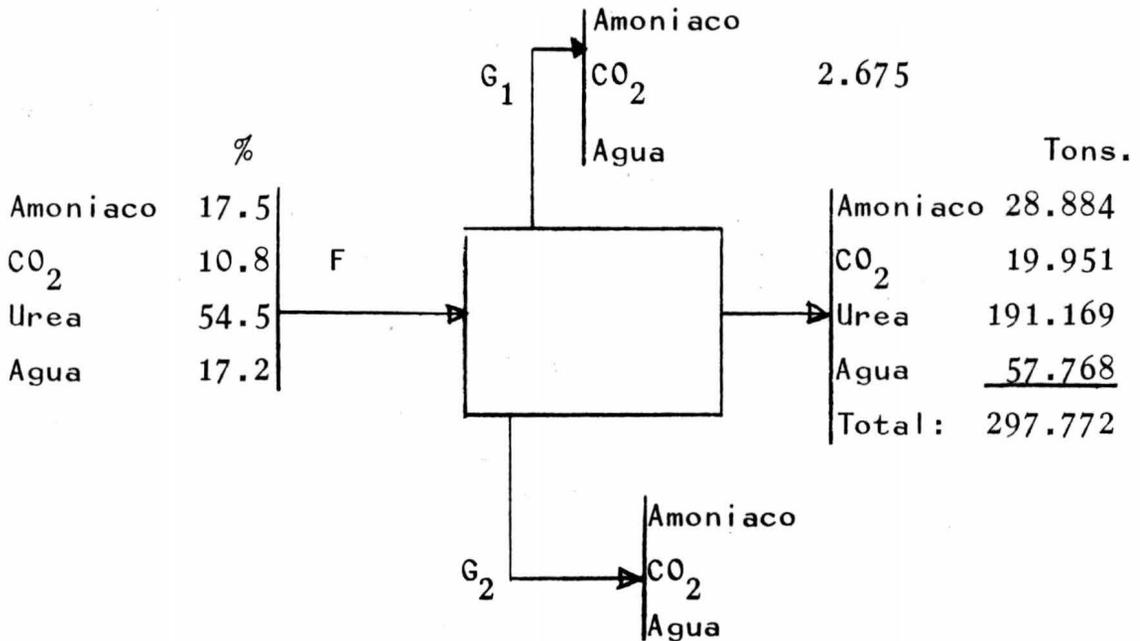
CO₂ de la solución de alto biuret:

$$(44/60)(9.168) + (88/103)(0.923) = 7.512 \text{ tons.}$$

CO₂ a Nitrato del descompositor primario:

$$(155.772)(0.997) + 7.512 - 160.142 = 2.675 \text{ tons.}$$

Balance en el descompositor primario: Tons.



Solución del separador de alte presión:

	Tons
Urea:	191.169
Amoniaco: $(191.169)(0.175/0.545)$	61.385
CO ₂ : $(191.169)(0.108/0.545)$	37.883
Agua: $(191.169)(0.172/0.545)$	<u>60.332</u>
Total:	350.769

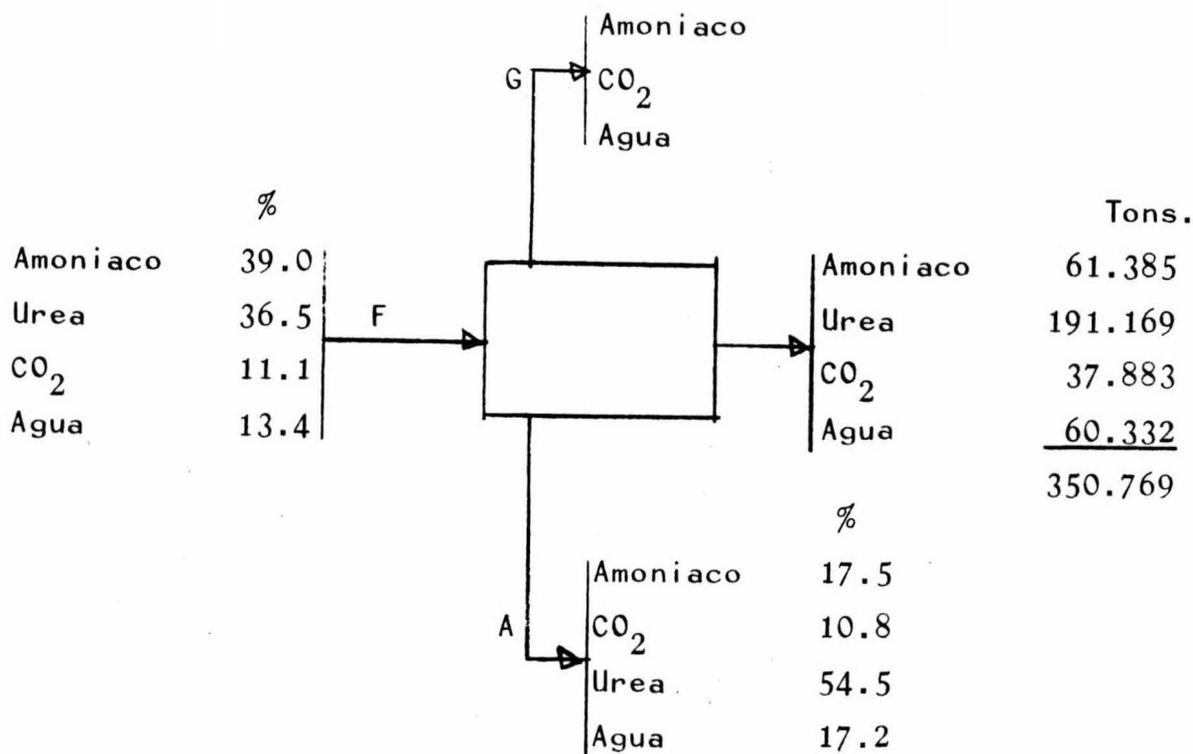
Gases a la columna de absorción:

	Tons.
CO ₂ : $37.883 - 19.951 - 2.675$	15.257
Amoniaco $(61.385 - 28.884)(15.257/17.932)$	27.653
Agua: $(60.332 - 57.768)(15.257/17.932)$	<u>2.182</u>
Total	45.092

Gases a la planta de Nitrato de Amonio:

			Tons.
CO ₂ :			2.675
Amoniaco:	32.501 - 27.653		4.848
Agua:	2.564 - 2.182		<u>0.382</u>
	Total		7.905

Separador de Alta Presión.- De este equipo a la "T" de mezcla se enviará ahora una cantidad de solución menor, equivalente a una cantidad similar de urea, esto es: 37.707 tons. menos la urea total de la solución de alto biuret.



Solución a la "T" de mezcla:

			Tons.
Urea	37.707 - 9.168 - (120/103)(0,923)		27.464
Amoniaco	(0.175)(27.464/0.545)		8.819
CO ₂ :	(0.108)(27.464/0.545)		5.442
Agua	(0.172)(27.464/0.545)		<u>8.667</u>
	Total		50.392

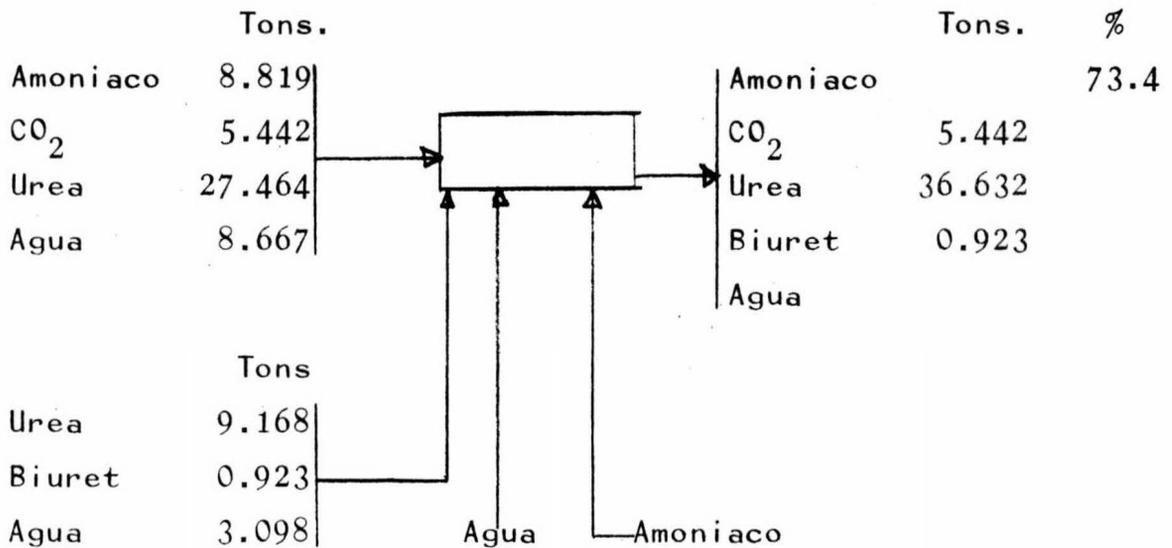
Solución de reciclo:				Tons.
Amoniaco:	233.608 + 102.525 - 286.893 + 0.923(17/103)			49.392
Agua:	80.265 - 54.278 - 0.556			25.431
Urea:	27.464 + 9.168			36.632
Biuret:				0.923
CO ₂ :	23.163 + 15.257 + 5.442			<u>43.862</u>
			Total	156.240

Composición de la solución de reciclo:

		%
Amoniaco:	(49.392/156.240)(100)	31.61
CO ₂ :	(43.862/156.240)(100)	28.07
Urea:	(36.632/156.240)(100)	23.45
Biuret:	(0.923/156.240)(100)	0.59
Agua:	(25.431/156.240)(100)	16.28

Sistema de absorción.-

Solución absorbente:



Agua adicionada para efectuar el balance:

$$25.431 - 3.098 - 8.667 - 11.266 - 2.182 = 0.218 \text{ tons.}$$

Agua en la solución absorbente:

$$0.218 + 3.098 + 8.667 = 11.983 \text{ tons.}$$

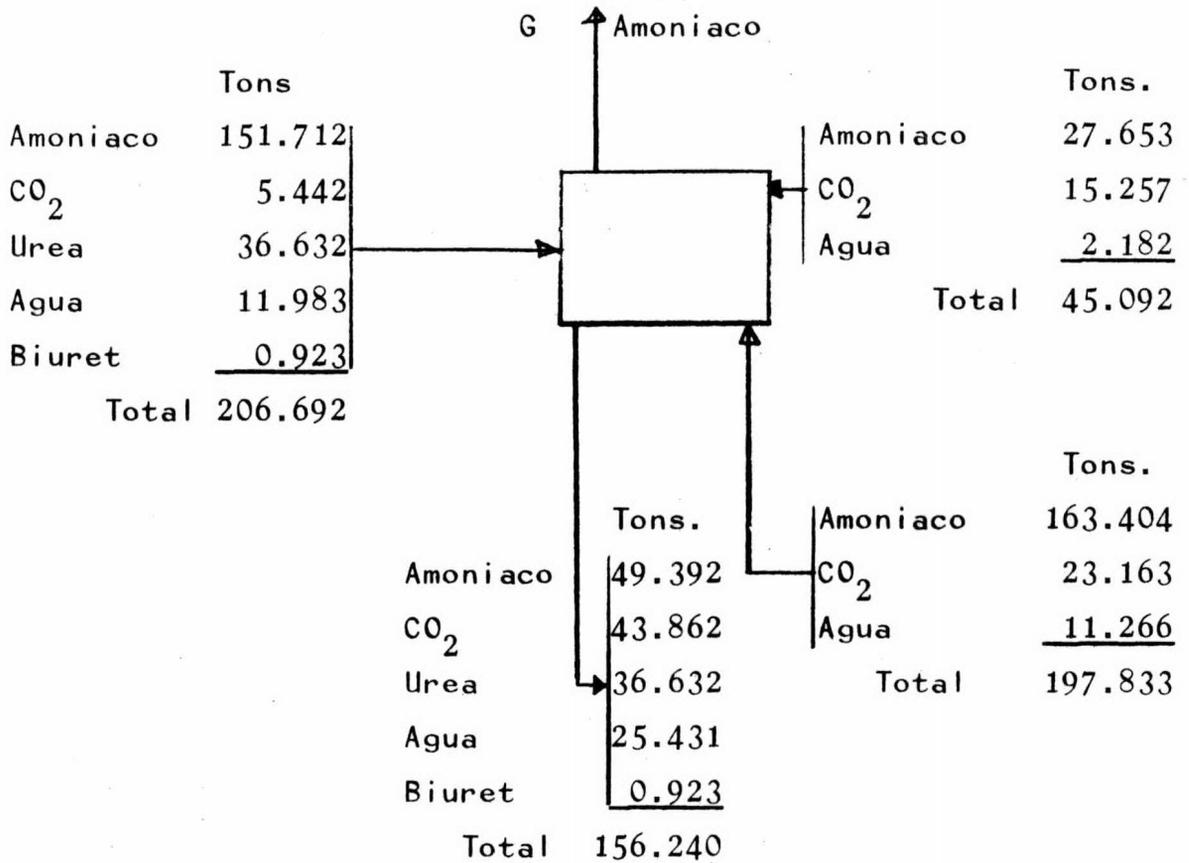
Amoniaco en el absorbente:

$$(0.734)(54.980/0.266) = 151.712 \text{ tons.}$$

Amoniaco a la "T" de mezcla:

$$151.712 - 8.819 = 142.893 \text{ tons.}$$

Columna de Absorción:



Gases a la columna:

$$45.092 + 197.833 = 242.925 \text{ tons.}$$

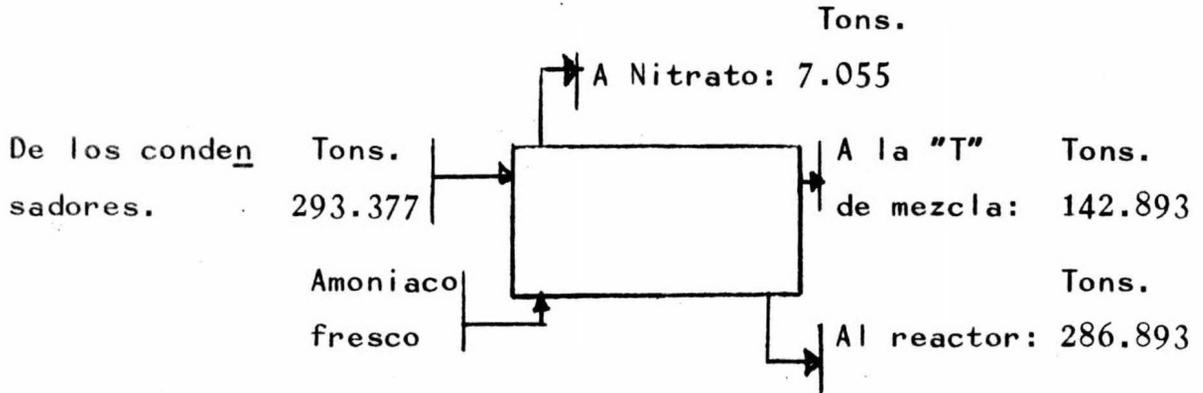
CO₂ a la columna:

$$15.257 + 23.163 = 38.240 \text{ tons.}$$

Amoniaco enviado a los condensadores:

$$151.712 + 27.653 + 163.404 - 49.392 = 293.377 \text{ tons.}$$

Tanque de amoniaco recobrado.-



Amoniaco fresco:

$$7.055 + 142.893 + 286.893 - 293.377 = 143.464 \text{ tons.}$$

Gases totales enviados a la planta de Nitrato de Amonio

	Tons.
Amoniaco: $7.055 + 4.848 + 27.868$	= 39.771
CO ₂ : $2.675 + 19.357$	= 22.032
Agua: $0.382 + 13.135$	= <u>13.517</u>
Total:	75.320

Eficiencia de amoniaco en el proceso:

$$143.464 + 0.556 = 144.020 \text{ tons. de NH}_3 \text{ fresco.}$$

Amoniaco para la producción:

$$144.020 - 39.771 = 104.249 \text{ tons.}$$

Eficiencia:

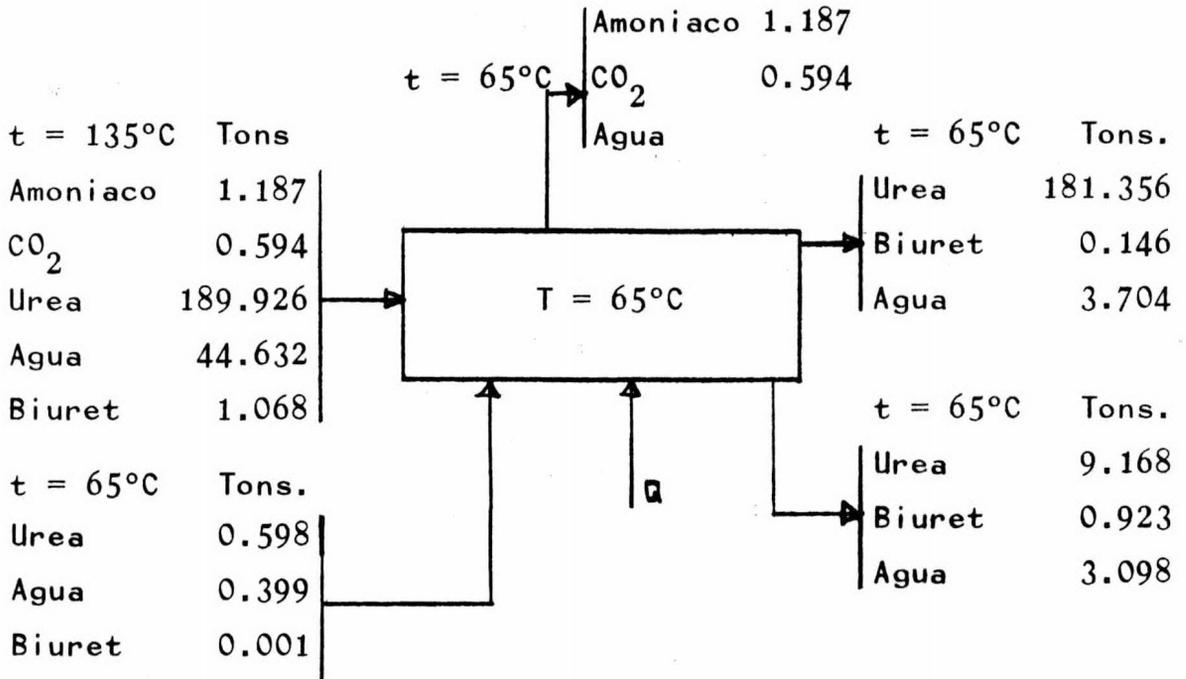
$$180(34/60)(100/104.249) = 97.84\%$$

Eficiencia de CO₂ en el Proceso:

$$180(44/60)(100/155.772) = 84.74\%$$

IV.2 CALCULO Y ESPECIFICACIONES PRELIMINARES DEL EQUIPO.

Balance térmico de la unidad de cristalización.-



Agua evaporada:

$$44.632 + 0.399 - 3.098 - 3.704 = 38.229 \text{ tons.}$$

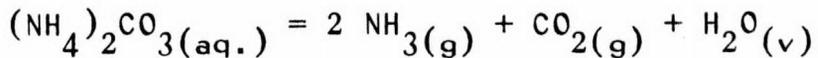
Balance térmico:

$$Q = Q_1 + Q_2 + Q_3 + Q_4 + Q_5$$

Entalpfa de vaporización del agua a 65°C:

$$Q_1 = + (38\ 229 - 243)(560.22) = 21\ 280\ 516.92 \text{ Kcal/d}$$

Calor de descomposición del Carbonato de Amonio remanente:



$$\Delta H_{65^\circ\text{C}} = 50\ 809.16 \text{ Kcal/Kgmol}$$

$$Q_2 = +685\ 923.66 \text{ Kcal/d}$$

Entalpfa de vaporización del amoníaco remanente:

$$Q_3 = (488.8)(728) = + 355\ 846.40 \text{ Kcal/d}$$

Calor de cristalización de la Urea:

$$Q_4 = - (181\ 356)(57.8) = - 10\ 482\ 376.0 \text{ Kcal/d}$$

Calor sensible cedido por la solución alimentada:

$$Q_5 = -(0.66)(135 - 65) (237\ 407) \\ = - 10\ 968\ 203.40 \text{ Kcal/d}$$

Calor necesario en el sistema:

$$Q = 871\ 706.78 \text{ Kcal/d} = 36\ 321.12 \text{ Kcal/h}$$

Cálculo del calentador.- A fin de no incrementar el contenido de biuret y/o favorecer la hidrólisis, así como para controlar el proceso de cristalización, se tendrá un incremento de 10°C a través del calentador.

Cantidad de aguas madres recirculadas:

$$w = (36\ 321.12)/(0.668)(75 - 65) \text{ Kg/h} \\ w = 5\ 437.3 \text{ Kg/h}$$

Como medio de calentamiento pueden utilizarse los condensados del descompositor secundario con un arreglo adecuado utilizando un tanquecito separador de vapor y condensados con un controlador de nivel y otro de condensados a través del cambiador, alternativamente puede utilizarse vapor de 7 Kg/cm² laminado -- cuando trabaje la sección de cristalización en forma independiente: Con objeto de tener capacidad para absorber las variaciones de carga en el proceso, así como para procesar paulatinamente solución almacenada en el tanque durante paros, se calculará el cambiador con un margen de carga del 25%:

Calor intercambiado:

$$Q = (1.25)(36\ 321.12) = 45\ 401.4 \text{ Kcal/h}$$

Aguas madres circuladas:

$$w = (1.25)(5\ 437.3) = 6796.6 \text{ Kg/h}$$

Con objeto de no tener una temperatura de pared muy alta, utilizaremos parcialmente los condensados enfriándolos a 90°C manteniendo una diferencia de temperatura adecuada para no

incrementar excesivamente el cambiador:

Cantidad de condensados utilizados:

$$W = (45\ 401.4)/(173.59 - 89.98) = 543.0 \text{ Kg/h}$$

CORAZA

TUBOS

Condensados

Solución de Urea

$$T_1 = 172^\circ\text{C}$$

$$t_1 = 65^\circ\text{C}$$

$$T_2 = 90^\circ\text{C}$$

$$t_2 = 75^\circ\text{C}$$

$$W = 543.0 \text{ Kg/h}$$

$$w = 6\ 796.6 \text{ Kg/h}$$

$$C_{p_m} = 1.020 \text{ cal}/(\text{g})(^\circ\text{C})$$

$$C_{p_{70^\circ\text{C}}} = 0.668 \text{ cal}/(\text{g})(^\circ\text{C})$$

$$s_{172^\circ\text{C}} = 0.89536$$

$$s_{70^\circ\text{C}} = 1.190$$

$$s_{90^\circ\text{C}} = 0.96552$$

$$\mu_{172^\circ\text{C}} = 0.0995 \text{ cp.}$$

$$\mu_{70^\circ\text{C}} = 1.8 \text{ cp.}$$

$$\mu_{90^\circ\text{C}} = 0.3165 \text{ cp.}$$

$$k_{172^\circ\text{C}} = 0.578 \text{ Kcal}/(\text{h})(\text{m}^2)(^\circ\text{C}/\text{m})$$

$$k_{70^\circ\text{C}} = 0.2831 \text{ Kcal}/(\text{h})(\text{m})(^\circ\text{C})$$

$$k_{90^\circ\text{C}} = 0.586 \text{ Kcal}/(\text{h})(\text{m}^2)(^\circ\text{C}/\text{m})$$

$$R_{D(\text{total})} = 0.0015$$

Flujo a contracorriente:

$$\text{MLDT} = (97 - 25)/\ln(97/25) = 53.1^\circ\text{C}$$

$$U_D = 400 \text{ Kcal}/(\text{h})(\text{m}^2)(^\circ\text{C})$$

$$A = Q/U_D (\text{MLDT})$$

$$A = (45\ 401.4 \text{ Kcal/h}) / \left[400 \text{ Kcal}/(\text{h})(\text{m}^2)(^\circ\text{C}) \right] (53.1^\circ\text{C})$$

$$A = 2.1375 \text{ m}^2$$

Dado que es una superficie pequeña, bastará con utilizar un cambiador de doble tubo, con la solución circulando en el tubo in-

terior:

	Tubo interior	Tubo exterior
	Solución de Urea	Condensados
Material	AISI 304	Acero al carbón
Diámetro:	1 1/4"	2"
Cédula:	10 S	40

Debido al rango y a la diferencia de temperaturas, habrá que calcular los coeficientes de transferencia en las terminaciones fría y caliente:

Terminal fría:

$$\text{Condensados: } C_{p_{90^{\circ}\text{C}}} = 1.005 \text{ cal}/(\text{g})(^{\circ}\text{C})$$

$$\text{Tubo interior: } a_p = 0.0010535204 \text{ m}^2$$

Masa velocidad:

$$G_p = (6\ 796.6 \text{ Kg/h}) / (0.0010535204 \text{ m}^2)$$

$$G_p = 6\ 451\ 322.6 \text{ Kg}/(\text{h})(\text{m}^2)$$

$$Re_p = (0.0366268)(6\ 451\ 322.6) / (6.48)$$

$$Re_p = 36\ 464.7$$

$$j_H = 113$$

$$(C_p \mu/k)^{1/3} = (0.668)(6.48) / (0.2831)^{1/3}$$

$$(C_p \mu/k)^{1/3} = 2.482$$

$$h_{i_o}/\lambda_p = (113)(0.2831)(2.482) / (0.042164)$$

$$h_{i_o}/\phi_p = 1\ 883.1 \text{ Kcal}/(\text{h})(\text{m}^2)(^{\circ}\text{C}).$$

Tubo exterior.-

$$a_a = (3.1416)(0.0525018^2 - 0.042164^2) / 4$$

$$a_a = 0.000768619 \text{ m}^2$$

$$G_a = (543)/(0.000768619) = 706\,461.85 \text{ Kg}/(\text{h})(\text{m}^2)$$

$$Re_a = (De)(G_a)/\mu$$

$$De = (0.0525018^2 - 0.042164^2)/(0.042164) = 0.02321 \text{ m}$$

$$Re_a = (0.02321023)(706\,461.85)/(0.3165)(3.6)$$

$$Re_a = 14\,391$$

$$j_H = 54$$

$$(C_p \mu/k)^{1/3} = \left[(1.005)(1.1394)/(0.586) \right]^{1/3}$$

$$(C_p \mu/k)^{1/3} = 1.250$$

$$h_o = j_H (k/De) (C_p/k)^{1/3} (\phi_a)$$

$$h_o/\phi_a = (54)(0.586)/0.02321(1.25)$$

$$h_o/\phi_a = 1704.22 \text{ Kcal}/(\text{h})(\text{m}^2)(^\circ\text{C})$$

Temperatura de la pared del tubo:

$$t_w = t_c + (h_o/\phi_a)(T_c - t_c)/(h_{io}/\phi_p + h_o/\phi_a)$$

$$t_w = 65 + (1\,704.22)(90 - 65)/(1\,704.22 + 1\,883.1)$$

$$t_w = 77^\circ\text{C}$$

$$\phi_p = 1$$

$$\phi_a = (0.3165/0.3702)^{0.14} = 0.9783$$

$$h_o = 1\,704.22(0.9783) = 1\,667.24$$

$$U_c = (1\,667.24)(1\,883.1)/(1\,667.24 + 1\,883.1)$$

$$U_c = 884.3$$

$$U_{Dc} = U_c/(1 + R_d U_c)$$

$$U_{Dc} = 884.3/(1 + 884.3 \times 0.0015)$$

$$U_{Dc} = 380.11 \text{ Kcal}/(\text{h})(\text{m}^2)(^\circ\text{C})$$

Terminal caliente:

$$\text{Condensados: } C_p_{172^\circ\text{C}} = 1.053 \text{ cal}/(\text{g})(^\circ\text{C})$$
$$h_{i_o}/\phi_p = 1\,883.1 \text{ Kcal}/(\text{h})(\text{m}^2)(^\circ\text{C})$$

Tubo exterior.-

$$Re_a = (0.02321023)(706\,461.85)/(0.0995)(3.6)$$

$$Re_a = 45\,766.5$$

$$j_H = 133$$

$$(C_p/k)^{1/3} = (1.053)(0.3582)/(0.578)^{1/3}$$

$$(C_p/k)^{1/3} = 0.86738$$

$$h_o/\phi_a = j_H(k/De)(C_p/k)^{1/3}$$

$$h_o/\phi_a = (133)(0.578/0.02321)(0.86738)$$

$$H_o/\phi_a = 2\,872.9 \text{ Kcal}/(\text{h})(\text{m}^2)(^\circ\text{C})$$

Temperatura de la pared del tubo:

$$t_w = 75 + (2\,872.9)(172 - 75)/(2\,872.9 + 1\,883.1)$$

$$t_w = 134^\circ\text{C}$$

$$\phi_p = (1.8/0.42)^{0.14} = 1.22598$$

$$h_{i_o} = (1\,883.1)(1.22598) = 2\,308.64$$

$$\phi_a = (0.995/0.158)^{0.14} = 0.93731$$

$$h_o = (2\,872.9)(0.93731) = 2\,692.80$$

$$U'_c = (2\,308.64)(2\,692.8)/(2\,308.64 + 2\,692.8)$$

$$U'_c = 1\,242.98$$

$$U_{Dh} = 1\,242.98/(1 + 1\,242.98 \times 0.0015)$$

$$U_{Dh} = 433.93 \text{ Kcal}/(\text{h})(\text{M}^2)(^\circ\text{C})$$

$$Q/A = (U_{Dc} \times t_h - U_{Dh} t_c) / \ln(U_{Dc} \times t_h / U_{Dh} t_c)$$

$$\frac{Q}{A} = \frac{(380.11)(172 - 75) - (433.93)(90 - 65)}{\ln(380.11)(172 - 75) / (433.93)(90 - 65)}$$

$$Q/A = 21\ 270.355$$

$$A = 45\ 401.4 / 21\ 270.355$$

$$A = 2.1345 \text{ m}^2$$

Coefficiente de transferencia en servicio a la temperatura calórica:

$$U_D = 45\ 401.4 / (2.1345)(53.1)$$

$$U_D = 400.57 \text{ Kcal}/(\text{h})(\text{m}^2)(^\circ\text{C})$$

Longitud requerida:

$$= (2.1345) / (0.132588) = 16.1 \text{ m}$$

Se pueden utilizar 4 horquillas de 2 metros.

Caída de presión:

Para la solución.-

$$Re = 36\ 464.7$$

$$f = 0.0035 + (0.264) / (36\ 464.7)^{0.42}$$

$$f = 0.0067$$

$$\Delta F_p = (4fG_p^2 L) / (2g \rho^2 D)$$

Longitud total:

$$L = 7(1.71) + 16.1 = 28.05 \text{ m}$$

$$\Delta F_p = \frac{(2)(0.0067)(6\ 451\ 322.6)^2(28.05)}{(9.80665)(3.6)^2 10^6 (1190)^2 (0.0366268)}$$

$$\Delta F_p = 2.373 \text{ m}$$

$$\Delta P_p = (2.373)(1.19) / 10$$

$$\Delta P_p = 0.28 \text{ Kg}/\text{cm}^2$$

Para los condensados:-

$$D'e = 0.0525 - 0.0422$$

$$D'e = 0.0103378 \text{ m}$$

$$Re'_a = (D'e)(G_a)/\mu$$

$$Re'_a = (0.0103378)(706\ 461.85)/(0.72)$$

$$Re'_a = 10\ 143$$

$$f = 0.0035 + (0.264)/(10\ 143)^{0.42}$$

$$f = 0.008983$$

$$F_p = \frac{(2)(0.008983)(706\ 461.85)^2(16.1)}{(9.80665)(3.6)^2 10^6 (935.2)^2 (0.0103378)}$$

$$F_p = 0.1256 \text{ m}$$

$$F_1 = (V^2)/2g'$$

$$V = (706\ 461.85)/(935.2) = 755.4 \text{ m/h}$$

$$V = 0.21 \text{ m/sec}$$

$$F_1 = (0.21)^2/2(9.80665)$$

$$F_1 = 0.002245 \text{ m}$$

$$F_{1(\text{total})} = (4)(0.002245) = 0.00898 \text{ m.}$$

$$P_p = (0.1256 + 0.00898)(0.935)/10$$

$$P_p = 0.013 \text{ Kg/cm}^2$$

Dada esta caída de presión tan pequeña la velocidad de los condensados a través del cambiador puede incrementarse, ya sea disminuyendo aún más el diámetro de la tubería o dejándolo en esta forma para suministrarle versatilidad al cambiador en los cambios de carga.

Cálculo del grupo de vacío.- De acuerdo con el vacío -

seleccionado para la operación de la unidad de cristalización.- éste se obtiene generalmente en dos etapas. Aquí se utilizará - un condensador de superficie, extracción de inertes con un eyector primario, un condensador barométrico (Utilizando el agua de purga para el control de SiO_2 en la torre de enfriamiento), y - un eyector secundario. Para los eyectores se dispone de vapor - de 14 Kg/cm^2 .

Condensador de superficie:

Entrada:	T/d	Tmol/d
Amoniaco:	1.187	0.0698
CO_2 :	0.594	0.0135
Agua:	<u>38.229</u>	<u>2.1238</u>
Total:	40.010	2.2071

Peso molecular promedio: 18.12

Presión total: 88 mm_{Hg}

Presión parcial del agua:

$$P_v = (88)(21238/22071) = 84.7 \text{ mm}_{\text{Hg}}$$

Presión parcial de los no condensables:

$$P_g = 3.3 \text{ mm}_{\text{Hg}}$$

Temperatura de rocío: 48.4°C

Salida:

Presión parcial del agua a 38°C

$$P_v = 49.7 \text{ mm}_{\text{Hg}}$$

Presión del inerte (No condensables, despreciando la - caída de presión a través del condensador):

$$P_g = 88 - 49.7 = 38.3 \text{ mm}_{\text{Hg}}$$

Moles de vapor a la salida:

$$(0.0833) 10^3(49.7)/(38.3) = 108.3 \text{ Kg}_{\text{mol}}/\text{d}$$

Moles de vapor condensadas:

$$2123.8 - 108.3 = 2015.5 \text{ Kg}_{\text{mol}}/\text{d}$$

Carga de calor.- Se determina a intervalos pequeños de temperatura, se consideran los puntos: 48.4, 46, 43 y 38°C.

Para el intervalo de 48.4 a 46°C:

Presión de vapor del agua a 46°C:

$$P_v = 75.6 \text{ mm}_{\text{Hg}}$$

$$P_g = 88 - 75.6 = 12.4 \text{ mm}_{\text{Hg}}$$

Moles de vapor remanentes:

$$83.3(75.6)/(12.4) = 508.1 \text{ Kg}_{\text{mol}}/\text{d}$$

Moles de vapor condensado:

$$2123.8 - 508.1 = 1615.7 \text{ Kg}_{\text{mol}}/\text{d}$$

Calor de condensación:

Kcal/d

$$(1615.7)(18) 571.22 + 0.44(48.4 - 46) = 16\ 640\ 902.15$$

Calor del vapor no condensado:

$$(508.1)(18)(0.44)(48.4 - 46) = 8\ 853\ 13$$

Calor de los no condensables:

$$(594)(0.21)(2.4) + (1187)(0.52)(2.4) = \underline{1\ 632\ 47}$$

Total: 16 651 387.75

Para el intervalo de 46 a 43°C

Presión de vapor del agua a 43°C:

$$P_v = 64.8 \text{ mm}_{\text{Hg}}$$

$$P_g = 88 - 64.8 = 23.2 \text{ mm}_{\text{Hg}}$$

Moles de vapor remanentes:

$$(83.3)(64.8/23.2) = 233.24$$

Moles de vapor condensado:

$$2123.8 - 233.24 - 1615.7 = 274.0 \text{ Kg}_{\text{mol}}/\text{d}$$

Calor de condensación:	Kcal/d
(274.9)(18) 572.83 + 0.44 (46 - 43) =	2 841 009.03
Calor del vapor no condensado:	
(223.24)(18)(0.44)(3) =	5 304.18
Calor de los no condensables:	
3 (594)(0.21) + (1187)(0.52) =	2 226.10
Subenfriamiento del condensado:	
(1) (3) (18) (1615.7) =	<u>87 247.80</u>
Total:	2 935 787.11

Para el intervalo de 43 a 38°C;

Presión de vapor del agua a 38°C;

$$P_v = 49.7 \text{ mm}_{\text{Hg}}$$

$$P_g = 88 - 49.7 = 38.3 \text{ mm}_{\text{Hg}}$$

Moles de vapor remanentes:

$$(83.3)(49.7/38.3) = 108.3$$

Moles de vapor condensado:

$$2123.8 - 108.3 - 1615.7 - 274.9 = 124.9 \text{ Kg}_{\text{mol}}/\text{d}$$

Calor de condensación:	Kcal/d
(124.9)(18) 575.67 + 0.44(43 - 38) =	1 299 167.33
Calor del vapor no condensado:	
(108.3)(18)(0.44)(5) =	4 288.68
Calor de los no condensables:	
5 (594)(0.21) + (1187)(0.52) =	3 710.00
Subenfriamiento del condensado:	
(1)(5)(18)(1890.6) =	<u>102 092.40</u>
Total:	1 409 258.41

Balance de calor:

Intervalo, °C	q
48.4 - 46	16 651 387.75
46 - 43	2 935 787.11
43 - 38	<u>1 409 258.41</u>
Total:	20 996 433.27

$$Q = 874\,851.38 \text{ Kcal/h}$$

Cantidad de agua de enfriamiento utilizada, disponible a 27°C y calentada a 36°C

$$= (20\,996\,433.27) / (36 - 27)(1)$$

$$= 2\,332\,937.03 \text{ Kg/d}$$

$$w = 97.2 \text{ m}^3/\text{h}$$

Vamos a suponer un cambiador en el que se obtenga una velocidad adecuada para el agua de enfriamiento, obteniendo así la longitud del cambiador y verificar la caída de presión para el lado del gas (permitida: 7 mm_{Hg}):

	Tubos	Coraza
Fluido	Agua de enfriamiento	Vapores (NH ₃ , CO ₂ , H ₂ O)
Material	AISI 304	AISI 304
Número:	196	
Arreglo:	Triangular (Paso 25.4 mm)	Sin mamparas
Diámetro:	19.04 mm (3/4")	438.15 mm (Interior)
Espesor:	BWG 18	8 mm
Temperatura:	27°C (Entrada)	48.4°C
Temperatura:	36°C (Salida)	38.0°C
Presión:	3.5 Kg/cm ²	Vacío
No. de pasos:	2	1
Caída de presión:	0.5 Kg/cm ² (Permitida)	7 mm _{Hg} (Máxima)

Cálculo del coeficiente de transferencia para el agua -de- enfriamiento:



$$a_t = N_t (a'/n)$$

$$a_t = 196(0.00021548344/2)$$

$$a_t = 0.02112 \text{ m}^2$$

$$G_t = w/a_t$$

$$G_t = (2\ 332\ 937.03/24)/0.02112$$

$$G_t = 4\ 601\ 442.4 \text{ Kg}/(\text{h})(\text{m}^2)$$

$$V = (4\ 601\ 442.4/3\ 600)/994$$

$$V = 1.286 \text{ m}/\text{sec}$$

a 31.5°C (Temperatura promedio):

$$h_i = 4928.8 \text{ Kcal}/(\text{h})(\text{m}^2)(\text{°C})$$

$$h_{i_o} = (4928.8)(0.652/0.75)$$

$$h_{i_o} = 4824.8 \text{ Kcal}/(\text{h})(\text{m}^2)(\text{°C})$$

Ahora procederemos al cálculo de $U\Delta t$ de punto a punto en el cambiador, suponiendo temperaturas para la película de -- condensado:

Coeficiente de la coraza para el gas que entra:

Propiedades medias para el punto 1 (a 48.4°C).-

$$Cp_m = [(594)(0.21) + (1187)(0.52) + (38229)(0.44)]/40010$$

$$Cp_m = 0.437 \text{ cal}/(\text{g})(\text{°C})$$

$$k = [(594)(0.0164) + (1187)(0.02335) + (38229)(0.01815)]/40010$$

$$k = 0.0183 \text{ Kcal}/(\text{h})(\text{m}^2)(\text{°C}/\text{m})$$

$$M = [(594)(0.0562) + (1187)(0.0389) + (38229)(0.0378)]/40010$$

$$M = 0.038 \text{ Kg}/(\text{m})(\text{h})$$

a_s = area de la coraza - area de los tubos

$$a_s = (3.1416/4) \left[17.25^2 - (196)(0.75)^2 \right] (0.0929/144)$$

$$a_s = 0.082 \text{ m}^2$$

$$G_s = W/a_s = (40\ 010)/(24)(0.082) = 20\ 330.3 \text{ Kg}/(\text{h})(\text{m}^2)$$

$$De = 4a_s / (\text{perímetro húmedo})$$

$$De = (4)(0.082)(12)(3.281)/(196)(3.1416)(0.75)$$

$$De = 0.02796 \text{ m}$$

$$Re_s = (0.02796)(20\ 330.3)/(0.038)$$

$$Re_s = 14\ 958.8$$

$$j_H = 53.5$$

$$(C_p \mu/k)^{1/3} = \left[(0.437)(0.038)/(0.0183) \right]^{1/3}$$

$$(C_p \mu/k)^{1/3} = 0.9681$$

$$h_o = (j_H)(k/De)(C_p \mu/k)^{1/3}$$

$$h_o = (53.5)(0.0183/0.02796)(0.9681)$$

$$h_o = 33.9 \text{ Kcal}/(\text{h})(\text{m}^2)(^\circ\text{C})$$

$$\tau_{\text{H}_2\text{O}} = 2.649 \overset{\circ}{\text{A}} \quad \varepsilon/k_{\text{H}_2\text{O}} = 356 \text{ }^\circ\text{K}$$

$$\tau_{\text{CO}_2} = 3.996 \text{ " } \quad \varepsilon/k_{\text{CO}_2} = 190 \text{ "}$$

$$\tau_{\text{NH}_3} = 3.755 \text{ " } \quad \varepsilon/k_{\text{NH}_3} = 312 \text{ "}$$

$$\tau_{\text{H}_2\text{O}, \text{CO}_2} = (2.649 + 3.996)/2 = 3.3225 \overset{\circ}{\text{A}}$$

$$\varepsilon/k_{\text{H}_2\text{O}, \text{CO}_2} = (356 + 190)/2 = 273 \text{ }^\circ\text{K}$$

$$kT/\text{H}_2\text{O}, \text{CO}_2 = 321.4/273 = 1.173$$

$$\rightarrow \Omega_D = 1.334$$

$$M_{\text{H}_2\text{O}, \text{CO}_2} = (1/18 + 1/44)^{1/2}$$

$$M_{H_2O, CO_2} = 0.281$$

$$D_{H_2O, CO_2} = 0.001858 T^{3/2} (1/M_{H_2O} + 1/M_{CO_2}) / P O_{CO_2, H_2O}^2$$

$$D_{H_2O, CO_2} = \frac{(0.001858)(321.4)^{3/2}(0.281)}{(0.1158)(3.5225)^2(1.334)}$$

$$D_{H_2O, CO_2} = 1.568 \text{ cm}^2/\text{sec}$$

$$M_{H_2O, NH_3} = (1/18 + 1/17)^{1/2} = 0.3524$$

$$E/k_{H_2O, NH_3} = (356 + 312)/2 = 334 \text{ }^\circ\text{K}$$

$$\sigma_{H_2O, NH_3} = (2.649 + 3.755)/2 = 3.202 \text{ }^\circ\text{A}$$

$$kT/\epsilon_{H_2O, NH_3} = 321.2/334 = 0.9617$$

$$\Omega_D = 1.469$$

$$D_{H_2O, NH_3} = \frac{(0.001858)(321.2)^{3/2}(0.3524)}{(0.1158)(3.202)^2(1.469)}$$

$$D_{H_2O, NH_3} = 2.161 \text{ cm}^2/\text{sec}$$

$$D_{(NH_3, CO_2), H_2O} = \frac{(1.568)(0.0135) + (2.161)(0.0698)}{0.0135 + 0.0698}$$

$$D_{(NH_3, CO_2), H_2O} = 2.065 \text{ cm}^2/\text{sec}$$

$$\rho = P/RT = (0.1158)(18)/(0.08205)(321.2)$$

$$\rho = 0.0795 \text{ Kg/m}^3$$

$$(\mu/\rho f)^{2/3} = [(0.038)/(0.0795)(2.065)(0.36)]^{2/3}$$

$$(\mu/\rho f)^{2/3} = 0.74495$$

$$(C_p \mu/k)^{2/3} = [(0.437)(0.038)/(0.0183)]^{2/3}$$

$$(C_p \mu/k)^{2/3} = 0.9372$$

$$K_G = (h_o)(C_p M/k)^{2/3}/(C_p)(p_{gf})(\bar{M})(\mu/RD)^{2/3}$$

$$K_G = (33.9)(0.9372)/(0.437)(p_{gf})(18.1)(0.74495)$$

$$K_G = 5.392/p_{gf} \text{ Kg}_{\text{mol}}/(\text{h})(\text{m}^2)$$

Condiciones a la entrada:

$$T_g = 48.4 \text{ }^\circ\text{C} \quad P_v = 84.7 \text{ mm}_{\text{Hg}} \quad P_g = 3.3 \text{ mm}_{\text{Hg}}$$

$$t_w = 36 \text{ }^\circ\text{C} \quad t = T_g - t_w = 12.4 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$h_o(T_g - T_c) + K_G M_v (p_v - p_c) = h_{io}(T_c - t_w)$$

Probando:

$$T_c = 46^\circ\text{C} \quad p_c = 75.62 \text{ mm}_{\text{HG}} \quad p'_g = 12.38 \text{ mm}_{\text{Hg}}$$

$$P_{gf} = (12.38 - 3.3)/\ln(12.38/3.3)$$

$$P_{gf} = 6.875 \text{ mm}_{\text{Hg}}$$

$$K_G = 5.392/6.875 = 0.784 \text{ Kg}_{\text{mol}}/(\text{h})(\text{m}^2)(\text{mm}_{\text{Hg}})$$

Sustituyendo:

$$33.9(48.4 - 46) + 0.784(18)(570)(84.70 - 75.62) \neq 4928.8(46 - 36)$$

No checa

Probando:

$$T_c = 47^\circ\text{C} \quad P_c = 79.55 \text{ mm}_{\text{Hg}} \quad p'_g = 8.45 \text{ mm}_{\text{Hg}}$$

$$P_{gf} = (8.45 - 3.3)/\ln(8.45/3.3)$$

$$P_{gf} = 5.483 \text{ mm}_{\text{Hg}}$$

$$K_G = 5.392/5.483 = 0.9834 \text{ Kg}_{\text{mol}}/(\text{h})(\text{m}^2)(\text{mm}_{\text{Hg}})$$

Sustituyendo:

$$33.9(48.4 - 47) + (0.9834)(18)(570)(84.70 - 79.55) \neq$$
$$52 \ 102.6 \neq 54 \ 216.8 \qquad 4928.8(47 - 36)$$

No checa

Probando:

$$T_c = 46.9^\circ\text{C} \quad P_c = 79.20 \text{ mmHg} \quad p'_g = 8.80 \text{ mmHg}$$

$$P_{gf} = (8.8 - 3.3) / \ln(8.8/3.3)$$

$$P_{gf} = 5.614 \text{ mmHg}$$

$$K_G = 5.392 / 5.614 = 0.9605 \text{ Kg}_{\text{mol}} / (\text{h})(\text{m}^2)(\text{mmHg})$$

Sustituyendo:

$$33.9(48.4 - 46.9) + (0.9605)(18)(570)(84.70 - 79.20) \approx$$
$$4928.8 (46.9 - 36)$$

$$54 \ 292.55 \approx 53 \ 723.92$$

$$U \Delta t = (54 \ 292.55 + 53 \ 723.92) / 2 = 54 \ 008.23$$

$$U = 54 \ 008.23 / (48.4 - 36) = 4 \ 426.9 \text{ Kcal} / (\text{h})(\text{m}^2)$$

($^\circ\text{C}$)

Condiciones para el punto 2:

$$T_g = 46^\circ\text{C} \quad P_v = 75.62 \text{ mmHg} \quad P_g = 12.38 \text{ mmHg}$$

Nuevo gasto de gas:

	Kg/d	Kg _{mol} /d
CO ₂	594.0	13.5
NH ₃	1187.0	69.8
H ₂ O	<u>9145.8</u>	<u>508.1</u>
Total	10926.8	591.4

$$M_m = 10926.8/591.4 = 18.48$$

$$Cp_m = (594)(0.21) + (1187)(0.52) + (9145.8)(0.44)/10926.8$$

$$Cp_m = 0.436 \text{ cal/(g)(}^\circ\text{C)}$$

$$k = (594)(0.01487) + (1187)(0.0232) + (9145.8)(0.018)/10926.8$$

$$k = 0.0184 \text{ Kcal/(h)(m}^2\text{)(}^\circ\text{C/m)}$$

$$\mu = (594)(0.05508) + (1187)(0.0389) + (9145.8)(0.03744)/10926.8$$

$$\mu = 0.0386 \text{ Kg/(m)(h)}$$

$$G_s = (10926.8)/(24)(0.082) = 5552.2 \text{ Kg/(h)(m}^2\text{)}$$

$$Re_s = (0.02796)(5552.2)/(0.0386)$$

$$Re_s = 4025$$

$$j_H = 15$$

$$(Cp\mu/k)^{1/3} = \left[(0.436)(0.0386)/(0.0184) \right]^{1/3}$$

$$(Cp\mu/k)^{1/3} = 0.9705 \qquad (Cp\mu/k)^{2/3} = 0.9418$$

$$h_o = (15)(0.0184/0.02796)(0.9705)$$

$$h_o = 9.58 \text{ Kcal/(h)(m}^2\text{)(}^\circ\text{C)}$$

$$(\mu/\rho D)^{2/3} = \left[(0.0386)/(0.0795)(2.065)(0.36) \right]^{2/3}$$

$$(\mu/\rho D)^{2/3} = 0.74495$$

$$K_g = (9.58)(0.9418)/(0.436)(p_{gf})(18.48)(0.74495)$$

$$K_g = 1.503/p_{gf} \text{ Kg}_{mol}/(\text{h)(m}^2\text{)}$$

Incremento de la temperatura del agua de enfriamiento:

$$16651387.75/(1)(2332937.03) = 7.1^\circ\text{C}$$

$$t_w = 36 - 7.1 = 28.9^\circ\text{C}$$

Probando:

$$T_c = 35^\circ\text{C} \quad p_c = 42.16 \text{ mm}_{\text{Hg}} \quad p'_g = 45.84 \text{ mm}_{\text{Hg}}$$

$$P_{gf} = (45.84 - 12.38) / \ln(45.84/12.38)$$

$$P_{gf} = 25.59 \text{ mm}_{\text{Hg}}$$

$$K_G = 1.503/25.59 = 0.0587 \text{ Kg}_{\text{mol}} / (\text{h})(\text{m}^2)(\text{mm}_{\text{Hg}})$$

Sustituyendo:

$$9.58(46 - 35) + 0.0587(18)(571.22)(75.62 - 42.16) \neq 4928.8(35 - 28.9) \\ 20300.2 \neq 30065.7$$

Probando:

$$T_c = 33^\circ\text{C} \quad p_c = 37.72 \text{ mm}_{\text{Hg}} \quad p'_g = 50.28 \text{ mm}_{\text{Hg}}$$

$$P_{gf} = (50.28 - 12.38) / \ln(50.28/12.38)$$

$$P_{gf} = 27.071 \text{ mm}_{\text{Hg}}$$

$$K_G = 1.503/27.071 = 0.0555 \text{ Kg}_{\text{mol}} / (\text{h})(\text{m}^2)(\text{mm}_{\text{Hg}})$$

Sustituyendo:

$$9.58(46 - 33) + 0.0555(18)(571.22)(75.62 - 37.72) \neq 4928.8(33 - 28.9) \\ 21752.13 \neq 20208.08$$

Probando:

$$T_c = 33.2^\circ\text{C} \quad p_c = 38.15 \text{ mm}_{\text{Hg}} \quad p'_g = 49.85 \text{ mm}_{\text{Hg}}$$

$$P_{gf} = (49.85 - 12.38) / \ln(49.85/12.38)$$

$$P_{gf} = 26.931 \text{ mm}_{\text{Hg}}$$

$$K_G = 1.503/26.931 = 0.0558 \text{ Kg}_{\text{mol}}/(\text{h})(\text{m}^2)(\text{mm}_{\text{Hg}})$$

Sustituyendo:

$$9.58(46 - 33.2) + 0.0558(18)(571.22)(75.62 - 3815) = 4928.8(33.2 - 28.9)$$

$$21\ 616.41 \cong 21\ 193.84$$

$$U \Delta t = (21\ 616.41 + 21\ 193.84)/2 = 21\ 405.13$$

$$U = 21\ 405.13/(46 - 28.9) = 1\ 251.76 \text{ Kcal}/(\text{h})(\text{m}^2)(^\circ\text{C})$$

Para el punto 3:

$$T_g = 43^\circ\text{C}$$

$$P_v = 64.77 \text{ mm}_{\text{Hg}}$$

$$P_g = 23.23 \text{ mm}_{\text{Hg}}$$

Nuevo gasto de gas:

	Kg/d	Kg _{mol} /d
CO ₂	594.00	13.50
NH ₃	1187.00	69.80
H ₂ O	<u>4198.32</u>	<u>233.24</u>
Total	5979.32	316.54

$$M_m = 5979.32/316.54 = 18.89$$

$$C_{p_m} = \left[(594)(0.21) + (1187)(0.52) + (4198.32)(0.44) \right] / 5979.32$$

$$C_{p_m} = 0.43 \text{ Kcal}/(\text{Kg})(^\circ\text{C})$$

$$k = \left[(594)(0.01487) + (1187)(0.0229) + (4198.32)(0.01785) \right] / 5979.32$$

$$k = 0.0185 \text{ Kcal}/(\text{h})(\text{m}^2)(^\circ\text{C}/\text{m})$$

$$\mu = \left[(594)(0.5472) + (1187)(0.03852) + (4198.32)(0.0371) \right] / 5979.32$$

$$\mu = 0.0392 \text{ Kg}/(\text{m})(\text{h})$$

$$G_s = 5979.32/(24)(0.082) = 3\ 038.3 \text{ Kg}/(\text{h})(\text{m}^2)$$

$$Re_s = (0.02796)(3038.3)/0.0392$$

$$Re_s = 2165$$

$$j_H = 6.0$$

$$(C_p \mu / k)^{1/3} = (0.43)(0.0392)/(0.0185)^{1/3}$$

$$(C_p \mu / k)^{1/3} = 0.97042 \quad (C_p \mu / k)^{2/3} = 0.9417$$

$$h_o = (6.0)(0.0185/0.02796)(0.97042)$$

$$h_o = 3.85 \text{ Kcal}/(\text{h})(\text{m}^2)(^\circ\text{C})$$

$$(\mu / \rho g)^{2/3} = (0.0392)/(0.0795)(2.065)(0.36)^{2/3} = 0.7449$$

$$K_G = (3.85)(0.9417)/(0.43)(18.89)(P_{gf})(0.7449)$$

$$K_G = 0.59915/P_{gf}$$

Incremento de temperatura del agua:

$$(16651387.75 + 2935787.11)/2 = 8.4^\circ\text{C}$$

$$t_w = 36 - 8.4 = 27.6^\circ\text{C}$$

Probando:

$$T_c = 28.8^\circ\text{C}$$

$$P_c = 29.69 \text{ mmHg}$$

$$P'_g = 58.31 \text{ mmHg}$$

$$P_{gf} = (58.31 - 23.23)/\ln(58.31/23.23)$$

$$P_{gf} = 38.16 \text{ mmHg}$$

$$K_G = 0.59915/38.16 = 0.0157 \text{ Kg}_{\text{mol}}/(\text{h})(\text{m}^2)(\text{mmHg})$$

Sustituyendo:

$$3.85(43 - 28.8) + (0.0157(18)(572.92)(64.77 - 29.69) \equiv$$

$$4928.8(28.8 - 27.6)$$

$$5734.37 \equiv 5914.56$$

$$U \Delta t = (5734.37 + 5914.56)/2 = 5824.46$$

$$U = 5824.46/(43 - 27.6)$$

$$U = 378.21 \text{ Kcal}/(\text{h})(\text{m}^2)(^\circ\text{C})$$

Condiciones en el punto 4:

$$T_g = 38^\circ\text{C}$$

$$P_v = 49.7 \text{ mmHg}$$

$$P_g = 38.3 \text{ mmHg}$$

Nuevo gasto de gas:

	Kg/d	Kg _{mol} /d
CO ₂	594.00	13.50
NH ₃	1187.00	69.80
H ₂ O	<u>1949.40</u>	<u>108.30</u>
Total:	3730.40	191.60

$$M_m = 3730.4/191.6 = 19.47$$

$$C_{p_m} = [(594)(0.21 + (1187)(0.52) + (1949.4)(0.44)]/3730.4$$

$$C_{p_m} = 0.429 \text{ Kcal}/(\text{Kg})(^\circ\text{C})$$

$$k = [(594)(0.01487) + (1187)(0.0223) + (1949.4)(0.0177)]/3730.4$$

$$k = 0.0187 \text{ Kcal}/(\text{h})(\text{m}^2)(^\circ\text{C}/\text{m})$$

$$\mu = [(594)(0.054) + (1187)(0.03744) + (1949.4)(0.3672)]/3730.4$$

$$\mu = 0.0396 \text{ Kg}/(\text{m})(\text{h})$$

$$G_s = 3730.4/(24)(0.082)$$

$$G_s = 1895.53 \text{ Kg}/(\text{h})(\text{m}^2)$$

$$Re_s = (0.02796)(1895.53)/(0.0396)$$

$$Re_s = 1340 \text{ (flujo laminar)}$$

$$j_H = 5.5 \text{ (Tomando } L/D = 48)$$

$$(C_p \mu / k)^{1/3} = \left[(0.429)(0.0396) / (0.0187) \right]^{1/3}$$

$$(C_p \mu / k)^{1/3} = 0.96853$$

$$h_o = (5.5)(0.0187 / 0.02796)(0.96853)$$

$$h_o = 3.56 \text{ Kcal}/(\text{h})(\text{m}^2)(^\circ\text{C})$$

$$K_G = (3.56)(0.93802) / (0.429)(p_{gf})(19.47)(0.74495)$$

$$K_G = 0.3386 / p_{gf}$$

Aumento en la temperatura del agua de enfriamiento:

$$\frac{(16\ 651\ 387.75 + 2\ 935\ 787.11 + 1\ 409\ 258.41)}{2\ 332\ 937.03} = 9^\circ\text{C}$$

$$t_w = 36 - 9 = 27^\circ\text{C}$$

Probando:

$$T_c = 27.32^\circ\text{C} \quad P_c = 2725 \text{ mmHg} \quad P'_g = 60.75 \text{ mmHg}$$

$$P_{gf} = (60.75 - 38.30) / \ln(60.75 / 38.30)$$

$$P_{gf} = 51.28 \text{ mmHg}$$

$$K_G = 0.3386 / 51.28 = 0.0066 \text{ Kg}_{\text{mol}} / (\text{h})(\text{m}^2)(\text{mmHg})$$

Sustituyendo:

$$3.56 (38 - 27.32) + 0.0066(18)(575.64)(49.7 - 27.25) = 4928.8(27.32 - 27)$$

$$1573.29 = 1577.22$$

$$U \Delta t = (1573.29 + 1577.22) / 2 = 1575.25$$

$$U = 1575.25 / (38 - 27)$$

$$U = 143.2 \text{ Kcal}/(\text{h})(\text{m}^2)(^\circ\text{C})$$

Tabulación de resultados:

Punto	T_g	T_c	$U \Delta t$	$U t$ (prom)	q (Kcal/h)
1	48.4	46.90	54 008.23		
2	46	33.20	21 405.13	37 706.68	693 807.82
3	43	28.80	5 824 46	13 614.80	122 324.46
4	38	27.32	1 575.25	3 699.85	<u>58 719.10</u>
				Total	874 851.38

A

$q/(U \Delta t)_{prom.}$	Δt	Δt_{prom}	$a/\Delta t_{prom.}$
	12.2		
18.400	17.1	14.65	47 359
8.985	15.4	16.25	7 528
<u>15.871</u>	11.0	13.20	<u>4 448</u>
Total: 43.256			Total: 59 335

$$\Delta t_{(balanceada)} = 874851.38/59335$$

$$\Delta t = 14.7^\circ\text{C}$$

$$U_c = 874851.38/(43.256)(14.7)$$

$$U_c = 1 372 \text{ Kcal}/(\text{h})(\text{m}^2)(^\circ\text{C})$$

$$R_D (total) = 0.00105$$

$$1/U_D = 1/1372 + 0.00105$$

$$U_D = 562.16 \text{ Kcal}/(\text{h})(\text{m}^2)(^\circ\text{C})$$

$$A = Q/U t = 59335/562.16$$

$$A = 105.55 \text{ m}^2$$

Longitud del cambiador:

$$(105.55)(3.281)/(196)(0.1963) = 9.00 \text{ m}$$

Caída de presión para el vapor condensante.-

Propiedades medias:

$$\mu(\text{prom}) = (0.396 + 0.038)/2 = 0.0388 \text{ Kg}/(\text{m})(\text{h})$$

$$G_s = (20330.3 + 1895.53)/2 = 11\ 112.62 \text{ Kg}/(\text{h})(\text{m}^2)$$

$$D'_e = 4(\text{area de flujo})/\text{perímetro húmedo friccional}$$

$$D'_e = \frac{4(0.082)(12)(3.281)}{(196)(3.1416)(0.75) + (3.1416)(17.25)}$$

$$D'_e = 0.02503 \text{ m}$$

$$M_m = (19.47 + 18.10)/2 = 18.78$$

$$Re'_s = (0.02503)(11112.62)/0.0388$$

$$Re'_s = 7\ 168.8$$

$$f = 0.042912$$

$$= (0.1158)(18.78)/(0.08205)(318.1)$$

$$= 0.08332 \text{ Kg}/\text{m}^3$$

$$\Delta P_s = \frac{(0.042912)(11112.62^2)(9.0)}{(2)(9.807)(3.6^2)(0.02503)(0.08332)10^{10}}$$

$$\Delta P_s = 0.0090 \text{ Kg}/\text{cm}^2 = 6.62 \text{ mm}_{\text{Hg}}$$

Caída de presión del lado de los tubos:

$$D = 0.01656 \text{ m}$$

$$a_t = (196)(0.00021548)/2$$

$$a_t = 0.021125 \text{ m}^2$$

$$\mu = 2.952 \text{ Kg}/(\text{m})(\text{h})$$

$$G_t = 2332937.03/(24)(0.021125)$$

$$G_t = 4\ 601\ 453.71 \text{ Kg}/(\text{h})(\text{m}^2)$$

$$Re_t = (0.01656)(4\ 601\ 453.7)/2.952$$

$$Re_t = 25\ 813$$

$$f = 0.03096$$

$$\Delta P_t = \frac{(0.03096)(4601453.71)^2(9.0)(2)}{(2)(9.807)(3.6)^2(10)^6(0.01656)(10)^3(10)^4}$$

$$\Delta P_t = 0.28 \text{ Kg/cm}^2$$

$$V = 4601453.71/10^3 = 4601.45 \text{ m/h}$$

$$V = 1.286 \text{ m/sec}$$

$$\Delta P_r = 4n(v^2/2g_c)\rho$$

$$\Delta P_r = 4(2)(1.286)^2(10)^3/(2)(9.807)(10)^4$$

$$\Delta P_r = 0.068 \text{ Kg/cm}^2$$

$$\Delta P_t = 0.068 + 0.280$$

$$\Delta P_T = 0.348 \text{ Kg/cm}^2$$

Gasto de gases a la salida del condensador:

	Kg/h	Kg _{mol} /h
CO ₂	24.750	0.563
NH ₃	49.417	2.907
H ₂ O	<u>81.209</u>	<u>4.512</u>
	155.376	7.982

$$M_m = 19.47$$

Para el control del vacío se introduce una válvula neumática reguladora en este punto. Así que en los gases succionados por el eyector vamos a considerar una pequeña cantidad de aire, tanto para el control de la neumática, como por posibles pérdidas del sistema (bridas, prensas, etc.):

	Kg/h	Kg _{mol} /h
CO ₂	24.750	0.563

	Kg/h	Kg _{mol} /h
NH ₃	49.417	2.907
H ₂ O	81.209	4.512
Aire	<u>15.538</u>	<u>0.536</u>
Total:	170.214	8.518

$$M_m = 19.98$$

Cálculo del eyector (Utilizando vapor de 14.1 Kg/cm² - Relación de compresión (Con una presión de descarga absoluta de 270 mm_{Hg}): (para notación ver Perry J.H. Chemical Engineer's -- Handbook, fourth Edition McGraw Hill Book Co.):

$$P_{o3}/P_{ob} = 270/80 = 3.375$$

$$P_{ob}/P_{oa} = 80/(760)(200/14.696)$$

$$P_{ob}/P_{oa} = 0.0077$$

Relación óptima de áreas:

$$A_2/A_t = 90 \text{ (Sin corrección por densidad)}$$

Relación de flujos en la entrada:

$$w_b/w_a = 0.50 \text{ Kg}_{(gases)}/\text{Kg}_{(vapor)}$$

$$(w_b/w_a)' = w_b/w_a \sqrt{T_{oa} M_b / T_{ob} M_a}$$

$$(w_b/w_a)' = 0.5 (470.52)(19.98)/(311)(18)$$

$$(w_b/w_a)' = 0.648 \text{ Kg}_{gases}/\text{Kg}_{vapor}$$

Nueva relación de áreas:

$$A_2/A_t = 100$$

Vapor requerido en el eyector:

$$170.214/0.648 = 262.68 \text{ Kg/h}$$

Para la segunda etapa del grupo de vacío, utilizaremos un condensador barométrico (Aprovechando el agua de purga de la torre de enfriamiento para el control de SiO₂ en la misma), y - un segundo eyector.-

Condensador barométrico.-

Vapores a la entrada:

	Kg/h	Kg _{mol} /h
CO ₂	24.750	0.563
NH ₃	49.417	2.907
H ₂ O	343.889	19.105
Aire	<u>15.538</u>	<u>0.536</u>
Total:	433.594	23.111

Vapores a la salida: Prácticamente todo el amoníaco se rá absorbido en la fase líquida y el CO₂ lo será parcialmente.

Caída de presión permitida en el condensador: 10 mm_{Hg}.

CO₂ absorbido:

Solubilidad a 57°C: (0.097 g)/100 ml)

Cantidad de agua utilizada (Aproximadamente): 8 m³/h

$$\frac{0.097\text{g}}{100\text{ cm}^3} (8)(10^6) = 7.76\text{ Kg/h}$$

Inertes a la salida:

	Kg/h	Kg _{mol} /h
CO ₂	16.990	0.386
Aire	<u>15.538</u>	<u>0.536</u>
Total	32.528	0.922

Kg_{mol} de vapor de agua a la salida:

$$\text{Presión parcial del agua a } 57^{\circ}\text{C: } 129.79 \text{ mm}_{\text{Hg}}$$

$$W_2 = 0.966(129.79/120.21) = 2.111 \text{ Kg}_{\text{mol}}/\text{h} = 37.998 \text{ Kg/h}$$

Balance de calor a la salida del primer eyector:

$$262.68(197 - 38)0.37 = C_{p_m}(433.594)(T_f - 38)$$

$$t_f = 134^{\circ}\text{C}$$

Calor intercambiado en el condensador barométrico:

Calor de condensación: Kcal/h

$$(343.889 - 37.998) 564.89 + 0.40(134 - 57) = 182\ 216.21$$

Calor del vapor no condensado:

$$(37.998(0.40))(134 - 57) = 1\ 170.34$$

Calor de los no condensables:

$$0.25(15.538)(134 - 57) + 0.21(16.99)(134 - 57) \quad 573.84$$

Calor del amoniaco absorbido:

$$530(49.417) \quad 26\ 191.01$$

Calor del CO_2 absorbido:

$$132(7.760) \quad \underline{1\ 024.32}$$

$$\text{Total: } 211\ 175.72$$

Agua requerida en el condensador:

$$w = 211175.72 / (54 - 36) = 11\ 731.98 \text{ Kg/h}$$

$$w = 11.7 \text{ m}^3/\text{h}$$

Cálculo del eyector del 2o. paso:

Carga de gases:

	Kg/h	$\text{Kg}_{\text{mol}}/\text{h}$
CO_2	16.990	0.386
Aire	15.538	0.536
H_2O	37.998	2.111
Total:	70.526 Kg/h =	3.033 $\text{Kg}_{\text{mol}}/\text{h}$

$$M_m = 23.25$$

$$P_{o3}/P_{ob} = 760/260 = 2.923$$

$$P_{ob}/P_{oa} = 260/(760)(200/14.696) = 0.025$$

Relación de áreas:

$$A_2/A_t = 28 \text{ (Sin corrección por densidad)}$$

$$(w_b/w_a)' = (w_b/w_a)(T_{oa} M_b / T_{ob} M_a)^{1/2}$$

$$(w_b/w_a)' = (0.52) \left[(470.52)(23.25) / (330)(18) \right]^{1/2}$$

$$(w_b/w_a)' = 0.70$$

Vapor requerido en el eyector (A 14.1 Kg/cm²):

$$(70.526)(1/0.70) = 100.75 \text{ Kg/h}$$

Relación de áreas:

$$A_2/A_t = 34$$

Sección de cristalización de Urea.-

Especificación General

Condiciones de operación:

Producción de Urea: 8.300 Kg/h Cristales de Urea 100%-

Composición de la alimentación:

	%
Amoniaco	00.50
Urea	80.00
CO ₂	00.25
Agua	18.80

%

Biuret	00.45
--------	-------

Temperatura de la solución: 133 a 136°C
Composición del licor madre:

%

Urea	69.50
Biuret	7.00
Agua	26.00

Temperatura: 65°C

Contenido de cristales en el licor madre:

25 - 30%

Tamaño de los cristales de urea al 100% de capacidad

90% \geq 0.21 mm

75% \geq 0.29 mm

Límites de suministro:

Un cristalizador tipo Krystal con todos sus accesorios, incluyendo tubería interna y externa, conexiones, soportes, válvulas, mirillas, soportes, soportes de aislamiento.

Una bomba de circulación principal, incluyendo el motor.

Dos bombas para el calentador de solución y extracción del exceso de cristales, incluyendo motores.

Dos bombas para recirculación de licores madres del tanque, incluyendo motores.

Dos bombas de lodos completas, para enviar los cristales a los espesadores, incluyendo motores.

Condiciones de diseño:

Producto: Como se especificó anteriormente.

Datos Meteorológicos:

Temperatura: 28°C (bulbo seco)

Velocidad del viento: 90 Km/h Máx.

Humedad relativa:

Atmósfera fuertemente corrosiva, debida a la combinación de efluentes químicos gaseosos, y alta humedad.

Coefficiente sísmico:

Servicios:

Vapor saturado: 14.1 Kg/cm² o laminado a 7 Kg/cm²

Agua de enfriamiento: Presión: 3.5 Kg/cm²

Temperatura de entrada: 27°C

Temperatura de salida: 40°C

Caída de presión máxima: 1.0 Kg/cm²

Factor de obstrucción: Mín. de acuerdo con el Código TEMA

Energía eléctrica: 60 Hz 440 V

60 Hz 120 V (Para alumbrado e instrumentos)

El diseño de la Unidad deberá estar de acuerdo con los códigos API, ASME TEMA B.

Especificación General

Condiciones de operación:

Producción de Urea: 8.300 Kg/h Cristales de Urea 100%

Alimentaciones:

Suspensión de cristales del 25 a 30%

Solución de lavado a 135°C y con 80% de Urea

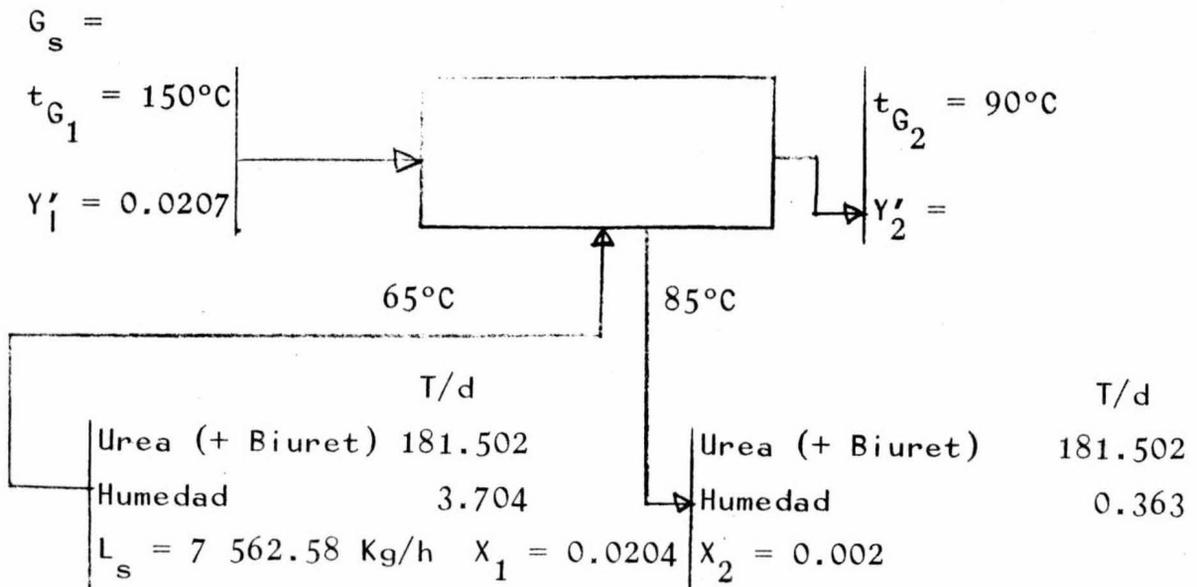
Límites de suministro:

Dos espesadores para concentrar los cristales a un punto óptimo para el trabajo de las centrífugas.

Dos centrífugas continuas con capacidad para producir cada una al 60% del total. Centrífugas del tipo de transporte - reciprocante o similares.

Transportador Neumático.- Para el precalentamiento del aire, disponemos de los condensadores del descompositor primario y de vapor.

Balance:



Balance de humedad:

$$7562.58(0.0204 - 0.002) = G_s(Y'_2 - 0.0207)$$

Balance de calor:

$$H'_{G_2} = C_s(t_G - t_o) + Y'_2 \lambda$$

$$C_s = 0.25 + Y'_2(0.44)$$

$$H'_{G_2} = (0.25 + 0.44Y'_2)(90 - 0) + 597.68Y'_2$$

$$H'_{G_2} = 22.5 + 637.28Y'_2$$

$$H'_{G_1} = C_s(t_G - t_o) + Y'_1 \lambda_o$$

$$C_s = 0.25 + (0.0207)(0.44)$$

$$C_s = 0.2591$$

$$H'_{G_1} = 0.2591(150 - 0) + 0.0207(597.68)$$

$$H'_{G_1} = 51.237 \text{ Kcal/Kg}$$

$$H'_{L_1} = C_L(t_{L_1} - t_o) + X_1 C_A(t_{L_1} - t_o) + \Delta H_A$$

$$H'_{L_1} = 0.46(65 - 0) + (0.0204)(1)(65 - 0)$$

$$H'_{L_1} = 31.226 \text{ Kcal/kg (sólido seco)}$$

$$H'_{L_2} = 0.46(85 - 0) + (0.002)(1)(85 - 0)$$

$$H'_{L_2} = 39.27 \text{ Kcal/kg (sólido)}$$

$$L_s H'_{L_1} + G_s H'_{G_1} = L_s H'_{L_2} + G_s H'_{G_2}$$

$$G_s (H'_{G_1} - H'_{G_2}) = L_s (H'_{L_2} - H'_{L_1})$$

$$G_s (51.237 - 22.5 - 637.28Y'_2) = 7562.58(39.27 - 31.226)$$

Resolviendo simultáneamente los balances de materia y energía:

$$Y'_2 = 0.0352$$

$$G_s = 9\ 596.75 \text{ Kg/h}$$

Volumen húmedo del gas a la entrada del 1er. ciclón:

$$v_H = 0.73(1/29 + 0.0352/18)(194 + 460)/1$$

$$v_H = 17.397(0.02831685)(2.205)$$

$$v_H = 1.08605923 \text{ m}^3/\text{kg}$$

$$G_v = (9596.75)(1.08605923)$$

$$G_v = 10\,422.64 \text{ m}^3/\text{h}$$

Velocidad de acarreo:

Considerando de 1 mm. la partícula de mayor diámetro a transportar en el ducto neumático:

$$v_{ch} = 910 \left[\frac{e_s}{(e_s + 62.3)} \right] (D_s)^{0.60}$$

$$v_{ch} = 910 \left[\frac{83.34}{(83.34 + 62.3)} \right] (0.00328084)^{0.60}$$

$$v_{ch} = (16.8347)(0.3048) = 5.1312 \text{ m/sec}$$

Sección del ducto:

$$A_D = (17.397/3600)(21160.834/16.8347)$$

$$A_D = 6.07434(0.092903) = 0.564324 \text{ m}^2$$

Correspondiendo a 75.12153 cm por lado en un ducto de sección cuadrada; éste puede construirse en aluminio y debe aislarse.

En el tramo de los calentadores de aire vamos a considerar inicialmente un ducto cuadrado de 33.93 cm. por lado.

Cálculo de los precalentadores de aire.-

Primera sección: Los condensadores del descompositor - primario salen a 180°C, calor intercambiado:

$$w = 3\,200 \text{ Kg/h}$$

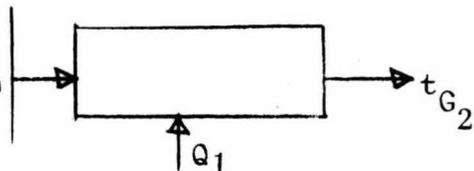
$$Q_1 = 3\,200(180 - 100)(1) = 256\,000 \text{ Kcal/h}$$

Elevación de la temperatura del aire:

$$t_{G_1} = 28^\circ\text{C}$$

$$G_s = 9\,596.75 \text{ Kg/h}$$

$$Y'_1 = 0.0207$$



$$C_s = C_B + Y'C_A = 0.25 + 0.0207(1)$$

$$C_s = 0.2707 \text{ cal/(g)(}^\circ\text{C)}$$

Balance de calor:

$$256\ 000 = (0.2707)(t_{G_2} - 28)(9596.75)$$

$$t_{G_2} = 126.5^\circ\text{C}$$

Debido a los bajos coeficientes de transferencia para aire, se utilizarán tubos con aletas transversales en flujo cruzado, con los condensados en contracorriente.

Bancos de tubos de 3/4", 14 BWG con aletas anulares de aluminio de 3/8" de altura de metal de 20 BWG espaciadas 1/8".

Arreglo triangular de 2".

Factor de obstrucción: 0.003 en las dos corrientes.

Diferencia de temperaturas:

Condensado		Aire	Diferencia
180	Alta temperatura	126.5	53.5
100	Baja temperatura	28	72
80	Diferencia	98.5	18.5

$$MLDT = 18.5 / \ln(72/53.5) = 65.4^\circ\text{C}$$

$$R = 80/98.5 = 0.812$$

$$S = 98.5 / (180 - 28) = 0.648$$

$$F_T = 0.934$$

$$At = (65.4)(0.934) = 61.1^\circ\text{C}$$

Debido a que el rango es muy alto se efectuará el cálculo de los coeficientes de transferencia en las terminales caliente y fría para calcular las temperaturas calóricas.

Diámetro equivalente:

$$d_e = 2(A_f + A_o) / (\pi)(\text{perímetro proyectado})$$

Area aleteada:

m^2/m

$$A_f = (\pi/4)(1.5^2 - 0.75^2)(2)(8)(1/12)(.3048) = 0.538626$$

Area del tubo expuesta:

$$A_o = (\pi)(12)(0.75)(1 - 0.28)(1/144)(.3048) = 0.043090$$

Perímetro proyectado:

$$= (2)(3/8)(2)(8) + 2 \left[1 - (8)(0.035) \right] = 13.442$$

$$d_e = 2(0.538626 + 0.04309) / (\pi)(13.442)$$

$$d_e = 0.02755 \text{ m}$$

Area de flujo:

No. de tubos por banco: 6 tubos

$$a_s = 0.115135 - (6)(1/12)(0.3393) \left[0.75 + (2)(0.035)(3/8)(8) \right] \\ (0.3048)$$

$$a_s = 0.065496 \text{ m}^2$$

Terminal fría.-

Aire en el ducto a 28°C

$$a_s = 0.065496 \text{ m}^2$$

$$d_e = 0.02755 \text{ m}$$

$$G_s = (9596.75) / 0.065496$$

$$G_s = 146\,524.22 \text{ Kg/(h)(m}^2\text{)}$$

a 28°C;

$$\mu = (0.0156)(3.6) = 0.05616 \text{ Kg/(m)(h)}$$

$$Re_s = (0.02755)(146\,524.22) / 0.05616$$

$$Re_s = 71\,860$$

$$j_H = 300$$

$$k = 0.02235 \text{ Kcal}/(\text{h})(\text{m}^2)(^\circ\text{C}/\text{m})$$

$$(C_p \mu/k)^{1/3} = \left[(0.25)(0.05616)/(0.02235) \right]^{1/3}$$

$$(C_p \mu/k)^{1/3} = 0.8569$$

$$h_f = j_H (k/d_e) (C_p /k)^{1/3}$$

$$h_f = 300(0.02235/0.02755)(0.8569)$$

$$h_f = 207.89 \text{ Kcal}/(\text{h})(\text{m}^2)(^\circ\text{C})$$

$$R_{do} = 0.000615$$

$$h'_f = (1626.67)(207.89)/(1626.67 + 207.89)$$

$$h'_f = 183.97 \text{ Kcal}/(\text{h})(\text{m}^2)(^\circ\text{C})$$

Condensados en los tubos a 100°C

$$a'_t = 1.7290288 \text{ cm}^2$$

$$a_t = N_t (a'_t/n) = 6(1.7290288/10^4)$$

$$a_t = 0.0010374 \text{ m}^2$$

$$D = 0.01484376 \text{ m}$$

$$G_t = (3200)/0.0010374 = 3\ 084\ 634.66 \text{ Kg}/(\text{h})(\text{m}^2)$$

$$V = G_t/3.6 = 3\ 084\ 634.66/(3.6)(0.96)$$

$$V = 0.89 \text{ m}/\text{sec}$$

$$h_i = (5856)(1.02) = 5973.12$$

$$R_{di} = 0.000615$$

$$h'_i = (1626)(5973.12)/(1626 + 5973.12)$$

$$h'_i = 1273.68 \text{ Kcal}/(\text{h})(\text{m}^2)(^\circ\text{C})$$

Cálculo de h'_{fi} :

$$k(\text{Aluminio}) = 175.82 \text{ Kcal}/(\text{h})(\text{m}^2)(^\circ\text{C}/\text{m})$$

$$y_b = (0.035)(0.3048)/(2)(12) = 0.000445 \text{ m}$$

$$\begin{aligned} (r_e - r_b)(h'_f/ky_b)^{1/2} &= \\ \left[\frac{(0.75 - 0.375)}{12} \right] \left[\frac{183.97}{(175.82)(0.000445)} \right]^{1/2} & \\ &= 0.462 \end{aligned}$$

$$r_e/r_b = 0.75/0.375 = 2.00$$

$$\Omega = 0.91$$

$$h'_{fi} = \left[(\Omega)(A_f) + A_Q \right] (h'_f/A_i)$$

$$h'_{fi} = \left[(0.91)(81/144)(\pi) + (6.48/144)(\pi) \right] (183.97/01529)$$

$$h'_{fi} = 2103.28 \text{ Kcal}/(\text{h})(\text{m}^2)(^\circ\text{C})$$

$$U_{Di} (\text{Terminal fría}) = (2103.28)(1273.68)/(2103.28 + 1273.6)$$

$$U_{Di} = 790.56 \text{ Kcal}/(\text{h})(\text{m}^2)(^\circ\text{C})$$

Terminal caliente.-

Aire en el ducto a 126.5°C

$$a_s = 0.065496 \text{ m}^2$$

$$d_e = 0.02755 \text{ m}$$

$$G_s = 146\,524.22 \text{ Kg}/(\text{h})(\text{m}^2)$$

A 126.5°C:

$$= (0.024)(3.6) = 0.0864 \text{ Kg}/(\text{h})(\text{m})$$

$$\rightarrow Re_s = (0.02755)(146524.22)/0.0864$$

$$Re_s = 46\,810$$

$$j_H = 225$$

$$k = 0.028906 \text{ Kcal}/(\text{h})(\text{m}^2)(^\circ\text{C}/\text{m})$$

$$(\text{Cp}\mu/k)^{1/3} = (0.252)(0.0864)/0.028906^{1/3}$$

$$(\text{Cp}\mu/k)^{1/3} = 0.9103$$

$$h_f = j_H(k/d_e)(\text{Cp}\mu/k)^{1/3}$$

$$h_f = 225(0.028906/0.02755)(0.9103)$$

$$h_f = 214.23$$

$$R_{do} = 0.000615$$

$$h'_f = (214.23)(1626.67)/(214.23 + 1626.67)$$

$$h'_f = 188.86 \text{ Kcal}/(\text{h})(\text{m}^2)(^\circ\text{C})$$

Condensados en los tubos a 180°C;

$$V = 0.89 \text{ m/sec}$$

A 180°C;

$$h_i = (7320)(1.02) = 7466.4$$

$$R_{di} = 0.000615$$

$$h'_i = (1626.67)(7466.4)/(1626.67 + 7466.4)$$

$$h'_i = 1361.52 \text{ Kcal}/(\text{h})(\text{m}^2)(^\circ\text{C})$$

Cálculo de h'_{fi} :

$$k_{Al} = 175.82 \text{ Kcal}/(\text{h})(\text{m}^2)(^\circ\text{C}/\text{m})$$

$$y_b = 0.000445 \text{ m}$$

$$(r_e - r_b)(h'_f/ky_b)^{1/2} =$$

$$\left[\frac{(0.75 - 0.375)}{12} \right] \left[\frac{188.86}{(175.82)(0.000445)} \right]^{1/2}$$

(.3048)

$$= 0.469$$

$$r_e/r_b = 2.00$$

$$\Omega = 0.91$$

$$h'_{fi} = \left[(0.91)(81/144)(\pi) + (6.48/144)(\pi) \right] (188.86/0.1529)$$

$$h'_{fi} = 2156.96 \text{ Kcal}/(\text{h})(\text{m}^2)(^\circ\text{C})$$

$$U_{Di} \text{ (Terminal caliente)} = \frac{(2156.96)(1361.52)}{2156.96 + 1361.52}$$

$$U_{Di} = 834.48 \text{ Kcal}/(\text{h})(\text{m}^2)(^\circ\text{C})$$

$$K_C = (834.48 - 790.56)/790.56 = 0.05556$$

$$(\Delta t_c)/(\Delta t_h) = 72/53.5 = 1.346$$

$$F_C = 0.485$$

$$t_c = 28 + 0.485(126.5 - 28) = 75.8^\circ\text{C}$$

$$T_c = 100 + 0.485(180 - 100) = 138.8^\circ\text{C}$$

Aire en el ducto: 75.8°C

$$a_s = 0.065496 \text{ m}^2$$

$$d_e = 0.02755 \text{ m}$$

$$G_s = 146\,524.22 \text{ Kg}/(\text{h})(\text{m}^2)$$

A 75.8°C

$$\mu = (0.02)(3.6) = 0.072 \text{ Kg}/(\text{h})(\text{m})$$

$$Re_s = (0.02755)(146524.22)/0.072$$

$$Re_s = 56\,050$$

$$j_f = 250$$

$$k = 0.025628 \text{ Kcal}/(\text{h})(\text{m}^2)(^\circ\text{C}/\text{m})$$

$$(C_p \mu / k)^{1/3} = \left[(0.25)(0.072)/(0.025628) \right]^{1/3}$$

$$(C_p \mu / k)^{1/3} = 0.8894$$

$$h_f = 250(0.025628/0.02755)(0.8894)$$

$$h_f = 206.42 \text{ Kcal}/(\text{h})(\text{m}^2)(^\circ\text{C})$$

$$h'_f = (1626.67)(206.42)/(1626.67 + 206.42)$$

$$h'_f = 183 \text{ Kcal}/(\text{h})(\text{m}^2)(^\circ\text{C})$$

Cálculo de h'_{fi} :

$$(r_e - r_b)(h'_f/k_y b)^{1/2} =$$

$$\left[(0.75 - 0.375)/12 \right] \left[183/(175.82)(0.000445) \right]^{1/2}$$

$$(0.3048)$$

$$= 0.461$$

$$h'_{fi} = \left[(0.91)(81/144)(\pi) + (6.48/144)(\pi) \right] (183/0.1529)$$

$$h'_{fi} = 1859.28 \text{ Kcal}/(\text{h})(\text{m}^2)(^\circ\text{C})$$

Condensados a 138.8°C

$$V = 0.89 \text{ m/sec}$$

$$h_i = (6734.4)(1.02) = 6869.09$$

$$h'_i = (6869.09)(1626.67)/(6869.09 + 1626.67)$$

$$h'_i = 1312.72 \text{ Kcal}/(\text{h})(\text{m}^2)(^\circ\text{C})$$

$$U_{Di} = (1312.72)(1859.28)/(1312.72 + 1859.28)$$

$$U_{Di} = 766.16 \text{ Kcal}/(\text{h})(\text{m}^2)(^\circ\text{C})$$

$$A_i/\text{Banco} = (6)(1.113)(0.1529)(0.09290304) = 0.094854 \text{ m}^2$$

$$A_i = (256000)/(766.16)(61.1) = 5.469 \text{ m}^2$$

$$\text{No. de bancos} = 5.469/0.094854 = 58$$

Caída de presión:

$$D'_{e_v} = (4)(\text{Volúmen libre neto})/\text{superficie friccional}$$

Volumen libre neto:

$$\begin{aligned} & (1.113)^2(1.732/12) - (6/4)(\pi)(0.75^2)(1.113/144) \\ & \quad - (1.113)(6/4)(\pi)(1.5^2 - 0.75^2)(0.035/144)(8) \\ & = (0.1412)(2.831684659)(10^{-2}) \\ & = 3.99834(10^{-3})\text{m}^3 \end{aligned}$$

Superficie friccional:

$$\begin{aligned} & (6/144)(87.48)(\pi)(1.113) + (4/12)(1.113)(1.732) = 13.286 \\ & = (13.286)(0.09290304) = 1.2343 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

$$D'_{e_v} = 4(3.99834)(10^{-3})/1.2343 = 0.012954 \text{ m}$$

$$G_s = 146\,524.22 \text{ Kg}/(\text{h})(\text{m}^2)$$

$$Re_s = (0.012954)(146524.22)/0.072$$

$$Re_s = 25\,913$$

$$f = 0.3024$$

$$\rho = (29)(492)/(359)(560.4) = 0.0709$$

$$s = 0.0709/62.5 = 0.001135 = 1.135728 \text{ Kg}/\text{m}^3$$

$$L_p = (1.732)(58/12)(0.3048) = 2.5515 \text{ m}$$

$$(D'_{e_v}/S_T)^{0.4} = (0.0425/2)(12)^{0.4} = 0.5789$$

$$(S_L/S_T)^{0.6} = 1$$

$$\Delta P_s = (fG_s^2 L_p / 5.22 \cdot 10^{10} D'_{e_v} s \phi_s) (D'_{e_v}/S_T)^{0.4}$$

$$\Delta P_s = \frac{(0.0021)(30010.2^2)(8.371)(0.5789)}{5.22 \cdot 10^{10} (0.0425)(0.001135)(1)(14.223)}$$

$$\Delta P_s = 0.2559 \text{ Kg}/\text{cm}^2$$

Debido a que esta caída de presión es demasiado alta, se utilizará un ducto mayor en el tramo de los cambiadores.

Ducto de 0.9144 m. por lado:

Tubos de 3/4", 14 BWG, con aletas anulares de aluminio de 3/8" de altura de metal de 20 BWG, espaciadas 1/8". Arreglo triangular de 2".-

Factor de ensuciamiento: 0.000615 para cada una de las corrientes:

$$t = 61.1^{\circ}\text{C}$$

$$A_f = 0.538626 \text{ m}^2/\text{m}$$

$$A_o = 0.043090 \text{ m}^2/\text{m}$$

Perímetro proyectado: 13.442 m/m

$$d_e = 0.02755 \text{ m}$$

Area de flujo:

No. de tubos por banco: 18 tubos

$$a_s = 0.9144^2 - (0.9144)(0.4572) \left[0.75 + 2(0.035)(3/8)(8) \right]$$

$$a_s = 0.434786 \text{ m}^2$$

Aire en el ducto a 75.8°C:

$$G_s = (9596.75)/(0.434786) = 22\ 072.35 \text{ Kg}/(\text{h})(\text{m}^2)$$

$$\mu = 0.072 \text{ Kg}/(\text{h})(\text{m})$$

$$Re_s = (22072.35)(0.02755)/(0.072)$$

$$Re_s = 8\ 446$$

$$j_f = 64$$

$$k = 0.025628 \text{ (Kcal)}/(\text{h})(\text{m}^2)(^{\circ}\text{C}/\text{m})$$

$$(C_p \mu / k)^{1/3} = 0.8894$$

$$h_f = (64)(0.025628/0.02755)(0.8894)$$

$$h_f = 52.951 \text{ (Kcal)/(h)(m}^2\text{)(}^\circ\text{C)}$$

$$h'_f = (52.951)(1626.67)/(52.951 + 1626.67)$$

$$h'_f = 51.282 \text{ (Kcal)/(h)(m}^2\text{)(}^\circ\text{C)}$$

Cálculo de h'_{fi} :

$$(r_e - r_b)(h'_f/k_y_b)^{1/2} =$$

$$\left[(0.75 - 0.375)/12 \right] \left[51.282/(175.82)(0.00045) \right]^{1/2} (0.3048)$$

$$= 0.24386$$

$$r_e/r_b = 2.00 \quad = 0.965$$

$$h'_{fi} = \left[(0.965)(81/144)(\pi) + (6.48/144)(\pi) \right] (51.282/0.1529) \quad (4.88)$$

$$h'_{fi} = 619.36 \text{ Kcal/(h)(m}^2\text{)(}^\circ\text{C)}$$

Condensados en los tubos a 138.8°C :

$$a'_t = 0.0001729028 \text{ m}^2$$

$$a_t = 18(0.0001729028/1)$$

$$a_t = 0.0031122504 \text{ m}^2$$

$$G_t = 3200/0.0031122504 = 1\,028\,194.904 \text{ Kg/(h)(m}^2\text{)}$$

$$V = (1028194.904/3.6)(10^{-6}/0.96) = 0.2975 \text{ m/sec}$$

$$h_i = (2952.4)(1.02) = 3\,011.45$$

$$h'_i = (3011.45)(1626.67)/(1626.67 + 3011.45)$$

$$h'_i = 1\,056.2 \text{ Kcal/(h)(m}^2\text{)(}^\circ\text{C)}$$

$$U_{Di} = (1056.2)(619.36)/(1056.2 + 619.36)$$

$$U_{Di} = 390.42 \text{ Kcal/(h)(m}^2\text{)(}^\circ\text{C)}$$

Superficie interna por banco:

$$(3/2)(18 + 17)(0.1529)(0.09290304) = 0.745756 \text{ m}^2$$

$$A_i = (256000/390.42)(1/61.1) = 10.7317 \text{ m}^2$$

Número de bancos:

$$10.7317/0.745756 = 15 \text{ bancos}$$

Caída de presión para el aire:

Volumen libre neto:

$$(3)(3)(1.732/12) - (35.2)(/4)(3/144) \left[0.75^2 + (0.035)(8) (1.5^2 - 0.75^2) \right]$$

$$= (1.002635)(0.028317) = 0.02839 \text{ m}^3$$

Superficie friccional:

$$(35/2)(0.581716)(3)(0.3048) + 4(3/12)(1.732)(0.09290304)$$

$$= 9.4695 \text{ m}^2$$

$$D'_{e_v} = (4)(0.02839/9.4695) = 0.01199 \text{ m}$$

$$G_s = 22\ 072.35 \text{ Kg/(h)(m}^2)$$

$$Re_s = (22072.35)(0.01199)/(0.072) = 3\ 675.7$$

$$f = (0.00265)(144) = 0.3816$$

$$s = 0.001135$$

$$L_p = (1.732)(0.3048)(15/12) = 0.6599 \text{ m}$$

$$(D'_{e_v}/S_T)^{0.4} = (0.01199)(12/0.3048)(1/2)^{0.4}$$

$$(D'_{e_v}/S_T)^{0.4} = 0.56128$$

$$(S_L/S_T)^{0.6} = 1$$

$$\Delta P_s = \frac{(0.00265)(4522.34)^2(2.165)(0.56128)}{5.22 \cdot 10^{10}(0.039337)(0.00135)(1)(14.223)}$$

$$\Delta P_s = 0.00167 \text{ Kg/cm}^2 = 1.67 \text{ cmH}_2\text{O}$$

Caída de presión en los tubos:

$$D = (0.584)(0.3048)/12 = 0.01484376 \text{ m}$$

$$a_t = 0.00311225 \text{ m}^2$$

$$G_t = 1\,028\,194.9 \text{ Kg/(h)(m}^2\text{)}$$

$$Re_t = (0.01484376)(1028194.9)/(0.14)(3.6)$$

$$Re_t = 30\,282$$

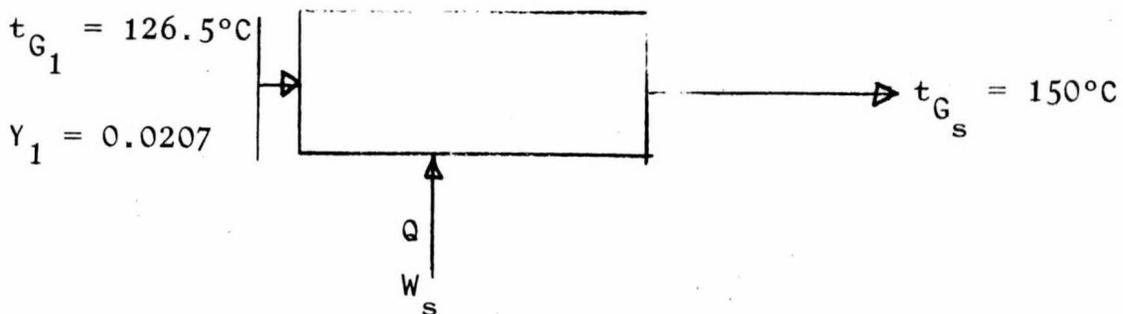
$$f = (0.000202)(144) = 0.029088$$

$$\Delta P_t = \frac{(0.000202)(210664)^2(3)(15)}{5.22 \cdot 10^{10}(0.0487)(14.223)(1)(1)}$$

$$\Delta P_t = 0.011 \text{ Kg/cm}^2$$

Cálculo del 2o. precalentador de aire para secado y transporte:

Balance de calor:



$$Q = G'_s C_s (t_{G2} - T_{G1}) = (0.2591)(9596.75)(150 - 126.5)$$

$$Q = 58\,434.18 \text{ Kcal/h}$$

Vapor utilizado:

$$W_s = Q/\lambda_s = 58434.18/489.23 = 119.494 \text{ Kg/h}$$

Vapor		Aire	Diferencia
170°C	Alta temperatura	150°C	20°C
170°C	Baja temperatura	126.5°C	43.5°C
-	Diferencia	23.5°C	23.5°C

$$MLDT = (43.5 - 20) / \ln(43.5/20)$$

$$MLDT = 30.24^\circ\text{C}$$

Se utiliza el mismo ducto que para el 1er. calentados, con un arreglo similar de tubos aleteados.

$$A_f = 0.538626 \text{ m}^2/\text{m}$$

$$A_o = 0.043090 \text{ m}^2/\text{m}$$

$$\text{Total: } 0.581716 \text{ m}^2/\text{m}$$

Aire en el ducto:

$$t_c = (150 + 126.5) / 2 = 138.25^\circ\text{C}$$

$$d_e = 0.027554 \text{ m}$$

$$a_s = 0.434786 \text{ m}^2$$

$$G_s = 22\,072.35 \text{ Kg}/(\text{h})(\text{m}^2)$$

$$\mu = 0.08064 \text{ Kg}/(\text{h})(\text{m})$$

$$Re_s = (22072.35)(0.027554 / 0.08064)$$

$$Re_s = 7\,542$$

$$j_f = 59$$

$$k = 0.0298 \text{ Kcal}/(\text{h})(\text{m}^2)(^\circ\text{C}/\text{m})$$

$$(C_p \mu / k)^{1/3} = \left[(0.25)(0.08064 / 0.0298) \right]^{1/3}$$

$$(C_p \mu / k)^{1/3} = 0.8783$$

$$h_f = 59(0.0298/0.027554)(0.8783)$$

$$h_f = 56.044 \text{ Kcal}/(\text{h})(\text{m}^2)(^\circ\text{C})$$

$$h'_f = (56.044)(1626.67)/(1626.67 + 56.044)$$

$$h'_f = 54.18 \text{ Kcal}/(\text{h})(\text{m}^2)(^\circ\text{C})$$

Cálculo de h'_{fi}

$$(r_e - r_b)(h'_{fi}/ky_b)^{1/2} =$$

$$\left[(0.75 - 0.375)/12 \right] \left[(54.18/175.82)(1/0.000445) \right]^{1/2} (0.3048)$$

$$r_e/r_b = 2.00 \quad = 0.96$$

$$h'_{fi} = \left[(0.96)(81/144)(\pi) + (6.48)(\pi/144) \right] (54.18/0.1529)$$

$$h'_{fi} = 623.93 \text{ Kcal}/(\text{h})(\text{m}^2)(^\circ\text{C})$$

Vapor en los tubos:

$$h'_i = 7\,320 \text{ Kcal}/(\text{h})(\text{m}^2)(^\circ\text{C})$$

$$U_{Di} = (7320)(623.93)/(7320 + 623.93)$$

$$U_{Di} = 574.93 \text{ Kcal}/(\text{h})(\text{m}^2)(^\circ\text{C})$$

Superficie interna por banco:

$$0.745756 \text{ m}^2$$

$$A_i = (58434.18/30.24)(1/574.93) = 3.361 \text{ m}^2$$

Número de bancos:

$$3.361/0.745756 = 5 \text{ bancos}$$

Caída de presión para el aire:

$$\text{Volumen libre neto} = 0.02839 \text{ m}^3$$

$$\text{Superficie friccional} = 9.4695 \text{ m}^2$$

$$D'_{e_v} = 0.01199 \text{ m}$$

$$G_s = 22\ 072.35$$

$$Re_s = (22072.35/0.08064)(0.01199)$$

$$Re_s = 3\ 282$$

$$f = (0.0025)(144) = 0.36$$

$$s = 0.0008229$$

$$L_p = (1.732)(0.3048)(5/12) = 0.22 \text{ m}$$

$$(D'_{e_v}/S_T)^{0.4} = 0.56128$$

$$(S_L/S_T)^{0.6} = 1$$

$$\Delta P_s = \frac{(0.0025)(4522.34)^2(0.7218)(0.56128)}{5.22 \cdot 10^{10}(0.39337)(0.0008229)(14.223)}$$

$$\Delta P_s = 0.000862 \text{ Kg/cm}^2 = 0.862 \text{ cm}_{H_2O}$$

Caída de presión total del aire en los calentadores:

$$\Delta P_{s_T} = 2.532 \text{ cm}_{H_2O}$$

Flujo volumétrico de aire en condiciones normales:

$$Q = 21160.83(359/29)(1/60) = 4\ 365 \text{ SCFM}$$
$$= 123.6 \text{ MCSM}$$

Caída de presión en el ducto del transportador neumático:

$$Lado = 75.12153 \text{ cm}$$

$$Sección = 0.564324 \text{ m}^2$$

$$G_s = 9\ 596.75 \text{ kg/h}$$

$$Dp_m = 0.25 \text{ mm}$$

Condiciones medias para el aire en el ducto:

$$v_H = 0.73(1/29 + 0.02785/18)(248 + 460)/1$$

$$v_H = 18.6217353(0.02831685)(2.205)$$

$$v_H = 1.162716 \text{ m}^3/\text{kg}$$

$$\mu = 1.51872 \cdot 10^{-5} \text{ lb}/(\text{ft})(\text{sec}) = 0.0226 \text{ cp.}$$

$$V_m = (21160.83/3600)(18.6217353/6.074341)$$

$$V_m = 18.01986(0.03048) = 5.49245 \text{ m}/\text{sec}$$

Cálculo del No. de Reynolds:

$$Re_D = (2.464618/1.51872 \cdot 10^{-5})(18.6217353/6.07434)$$

$$Re_D = 157 \ 037$$

$$k = 0.0005 \quad K/D = 0.0005/2.464618 = 0.0002$$

$$f = 0.0044$$

Relación sólidos-aire en peso:

$$r = 7562.58/9596.75 = 0.788$$

Cálculo de a y k:

$$\sqrt{\frac{(e_s - e)(e)(g)(D_p^3)}{3^2}}$$

$$\sqrt{(83.34 - 0.0537)(0.0537)(32.17/3) \left[0.00082^3 / (1.51872 \cdot 10^{-5})^2 \right]}$$

$$= 10.7075$$

$$a = 0.70$$

$$k = 0.495$$

Cálculo de β :

$$\beta - 1 = a(D/D_p)^2 \left[(e/e_s)(r/Re_D) \right]^k$$

$$P - 1 = 0.70(2.464618/0.00082)^2(0.0537/83.34)(0.788/157037)^{0.495}$$

$$P - 1 = 396 \quad P = 397$$

Caída de presión total en el ducto:

$$\Delta P_D = \frac{(1.788)(131.2) + (0.788/64.4)(18.01986^2 - 0)}{1/0.0537 + 0.788/83.34} + \frac{2(0.0044)(173.2/32.2)(397/2.464618)(18.01986^2)}{1/0.0537 + 0.788/83.34}$$

$$\Delta P_D = 145 \text{ lb/ft}^2 = 0.071115 \text{ kg/cm}^2$$

Caída de presión total (Ducto y cambiadores):

$$\Delta P_T = 71.115 + 2.532 = 73.647 \text{ cm}_{\text{H}_2\text{O}}$$

Carga de calor adicional en el Descompositor Primario:

$$350.769/337.796 = 1.0384$$

Este 3.84% deberá cubrirse aumentando la presión de vapor en el equipo.

Temperatura actual del vapor: 183°C a 10 kg/cm²

Diferencia de temperaturas en la terminal caliente:

$$183 - 150 = 33^\circ\text{C}$$

La temperatura del vapor deberá aumentar:

$$33(0.0384) = 1.27^\circ\text{C}$$

Presión de vapor a 185°C: 10.42 kg/cm²

Aumento en el consumo de vapor:

$$(0.0384)(3200) = 122.88 \text{ kg/h}$$

Carga térmica adicional en el Descompositor Secundario:

$$297.772/286.758 = 1.0384$$

Este 3.84% puede absorberse aumentando la presión de vapor en el equipo:

Temperatura actual del vapor: 172°C a 7.41 kg/cm^2

Diferencia de temperaturas en la terminal caliente:

$$172 - 135 = 37^{\circ}\text{C}$$

La temperatura del vapor debe aumentar:

$$37(0.0384) = 1.42^{\circ}\text{C}$$

Presión de vapor a 174°C : 7.86 kg/cm^2

Aumento en el consumo de vapor:

$$(0.0384)(2300) = 88.32 \text{ kg/h}$$

Tanque de solución de aguas madres y almacenamiento.-

Se considera con una capacidad suficiente para drenar el cristallizador y/o almacenamiento de solución para efectuar alguna reparación en la sección de acabado sin interrumpir la operación de la sección de síntesis.

Producción de 12 horas:

$$237.407/2 = 118.70 \text{ tons.}$$

Volumen:

$$= 118.7/1.196 = 100 \text{ m}^3$$

Considerando un tanque con $D = h$:

$$D = h = (4)(100/)^{1/3} = 5.03 \text{ m}$$

Espesor de las paredes del tanque:

Material utilizado; AISI 304

$$P = 1 \text{ kg/cm}^2$$

$$R = 251.5 \text{ cm.}$$

$$t =$$

$$S = 815.58 \text{ kg/cm}^2 \text{ (A } 200^{\circ}\text{C)}$$

$$E = 0.80$$

$$t = P \cdot R / (S \cdot E - 0.6P)$$

$$t = (1)(251.5) / (815.58)(0.8) - (0.6)(1)$$

$$t = 0.40 \text{ cm.}$$

Este tanque va provisto de un agitador, de un serpentín de calentamiento y de un extractor.

IV.3 ESTIMACIONES ECONOMICAS INICIALES.

2% Anual

Estimación de la inversión.-

75 34%

COSTO

CRISTALIZADOR.-

Cristalizador Oslo-Krystal, incluyendo montaje y accesorios	US\$ 348,938.88
Aislamiento	\$ 3 255 026.88
Bomba principal de recirculación, con motor y arrancador	8 999.90
Bomba de solución del calentador y control de nivel, con motor y arrancador (2)	964.78
Bomba de suspensión a los espesadores, con motor y arrancador (2)	131 489.75
Cimentación y montaje de bombas	14,095.16
Sedimentador y centrífuga, incluye cimentación y montaje	48 820.25
Instrumentos de control, con instalación	5 233.53
Tubería de proceso y de servicios, incluye accesorios (Válvulas, trampas, etc.), instalación y aislamiento	68 864.50 7382.29
Calentador de licor madre	40 502.01
	4341.8
	186,778.25
	1 742 334.47
	110 142.56
	11 807.28
	10786.79
	380,473.87
	2 233.92
	20 838.88
Subtotal:	<u>5 807 493.07</u>
	622,563.25

GRUPO DE VACIO.-

Condensador de superficie	23 285.02
Eyectores	217 211.06
Condensador barométrico	5 320.60
Instrumentación	49 632.47
	133 791.88
	14 342.49
	20 806.53
	2 230.46

COSTO

Tubería de proceso y de servicios, con accesorios, aislamiento e instalación	\$ 131 067.31
Cimentación y montaje del equipo	<u>61 106.50</u>
Subtotal :	613 615.75

TRANSPORTE NEUMATICO.-

Calentadores de aire, incluye instalación	177 778.95
Ducto, incluye instalación	47 975.70
Soplador, incluye instalación	121 537.59
Separador ciclónico (Cambio de instalación) ..	5 990.61
Sistema lavador de gases	393 128.33
Aislamiento	83 462.39
Tubería de proceso y de servicios, incluye - accesorios, aislamiento e instalación	21 402.44
Instrumentos de control, incluye instalación..	<u>27 536.45</u>
Subtotal :	878 812.46

TANQUE DE AGUAS MADRES Y ALMACENAMIENTO DE SOLUCION.-

Tanque con agitador, serpentín de calentamiento y extractor de gases, incluye instalación	427 125.63
Bomba del tanque de aguas madres, con motor y arrancador (2)	49 979.90
Bomba de solución de aguas madres a la "T" de mezcla (2), con motor y arrancador	38 517.70
Cimentación y montaje de bombas	16 317.15
Tubería de proceso y de servicios, con accesorios, aislamiento e instalación	<u>34 132.96</u>
Subtotal :	566 073.34

Inversión total:

	\$ 7 865 994.62
Imprevistos (10%)	<u>786 599.46</u>
TOTAL	\$ 8 652 594.08

Tiempo estimado de la adaptación.- Se consideran, desmontaje del equipo actual, cimentaciones y montaje del equipo nuevo, tubería, etc.: 90 días (Aunque existen varios equipos -- que podrían montarse con la planta en operación con el proceso actual).

Pérdidas de producción: 12 500 tons.

Cargos por pérdidas de producción.-

Producción: (12500)(\$199.11)	\$ 2 488 875.00
Cargos fijos a la planta:(90)(\$21438.88)	<u>1 929 499.20</u>
Total:	\$ 4 418 374.20

Costos de Mantenimiento.- En el proceso actual se efectúa un Paro Programado del Extremo Seco cada 14 días con el objeto de darle Mantenimiento al elevador de cangilones a la torre de aperdigonado, tiene una duración aproximada de 12 horas y en ése lapso se baja capacidad a la planta al 50% y se tira el producto al piso, posteriormente a éste se patea de nuevo al proceso con las mermas inherentes.

Pérdidas de producción anuales: 2 160 tons.

A pesar del Mantenimiento Preventivo que se le da al elevador éste llega a presentar fallas que ocasionan pérdidas de producción y aumentos en los costos de Mantenimiento.

COSTOS COMPARATIVOS DE PRODUCCION.- Costo/ton.

	Urea fertilizante	Urea industrial
Materias Primas		
Amoniaco	465.20	452.78
Bióxido de Carbono	<u>72.11</u>	<u>72.11</u>
	\$537.31	\$524.89
Mano de Obra		
Salarios obreros	32.68	32.68
Salarios supervisión	<u>10.40</u>	<u>10.40</u>
	\$ 43.08	\$ 43.08
Servicios Auxiliares		
Gas Natural	1.06	
Agua fresca	1.82	1.82
Agua de enfriamiento	0.43	1.20
Vapor	24.78	24.00
Energía Eléctrica	8.96	7.25
Aire de instrumentos	<u>2.25</u>	<u>2.52</u>
	\$ 39.30	\$ 36.79
Laboratorio	\$ 3.31	\$ 3.31
Mantenimiento		
Materiales	13.63	11.59
Refacciones e instrumentos	14.94	13.30
Mano de obra	26.61	24.22
Diversos	<u>14.86</u>	<u>14.86</u>
	\$ 70.04	\$ 63.97

Gastos Directos del Proceso

Materiales de operación y		
Lubricantes	1.20	1.20
Equipo de seguridad	0.50	0.50
Papelería y útiles	0.16	0.16
Artículos de aseo	0.21	0.21
Seguros	2.01	2.01
Prestaciones p/comida y pasaje		
jes	0.30	0.30
INFONAVIT	1.15	1.15
IMSS	3.94	3.94
Otras prestaciones	<u>9.35</u>	<u>9.35</u>
	\$ 18.82	\$ 18.82
Costos fijos		
Depreciación (Amortización)	\$ 43.79	\$ 61.10
SUB TOTAL (Costos Directos)	\$755.65	\$751.96
Costos indirectos	\$ 32.56	\$ 32.56
COSTO DE PRODUCCION A GRANEL	\$788.21	\$784.52
Costo de ensacado	\$137.68	\$137.68
Costo de distribución	125.00	125.00
COSTO TOTAL	\$1050.89	\$1047.20

Precio de venta.- En el mercado mundial el precio de la Urea grado Técnico es aproximadamente \$ 150/ton más que el de la Urea grado Fertilizante. Cabe señalar que en México el precio del amoniaco y de la urea es de aproximadamente 1/3 del-

precio mundial debido a la Política de intensificación agrícola.

	Urea Fertilizante	Urea Industrial
Precio de venta	\$1250.00	\$1400.00
	<u>- 1050.89</u>	<u>- 1047.20</u>
	\$ 199.11	\$ 352.80

RECUPERACION DE LA INVERSION.- El costo total de la inversión, incluyendo las pérdidas de producción es:

	8 652 594.08
	<u>4 418 374.20</u>
Total	\$ 13 070 968.28
Diferencia de utilidades:	
	352.00
	<u>-199.11</u>
	\$152.89

Producción necesaria para recuperar la inversión.-

$$13\ 070\ 968.28 / 152.89 = 85\ 492.63 \text{ tons.}$$

Tiempo necesario para recuperar la inversión.-

$$1.7099 \text{ años.}$$

ó sea: 474.9 días a máxima capacidad.

CAPITULO V

UREA

V.1 Tabla de propiedades.

V.2 Gráficas.

V.1 TABLA DE PROPIEDADES.-

Aunque la literatura sobre propiedades de urea y sus -
soluciones, es extensa, no es muy consistente, aquí se presenta
un resumen de los datos más confiables.

UREA	
Peso Molecular	60.04
Punto de fusión (Con descompo sión)	132.7°C
Peso específico del sólido a 20°C	1.335 g/cm ³
Cambio de peso específico:	0.000208 g/°C
Calor de fusión	57.8 cal/g
Calor de combustión (sólido)	2531,0 cal/g
Calor de solución en agua	-57.8 cal/g
Calor de solución en etanol	-50.2 cal/g
Conductividad térmica (cris- tales)	0.191 cal/(sec)(cm ²)(°C/cm)
Calor específico a 25°C	0.460 cal/(g)(°C)
Constante de disociación a - 25°C	1.5 x 10 ⁻¹⁴
Forma cristalina	Tetragonal
Constantes cristalinas	Signo óptico + ; relación de ejes a:c = 1:0.833
Hábito cristalino	Agujas o prismas rómbicos.

Higroscopicidad:

Humedad crítica relativa	Temperatura
81.8%	10°C
80.0%	20°C

Humedad crítica relativa	Temperatura
72.5%	30°C
68.0%	40°C

Color

Blanco

Presiones de vapor y densidades de soluciones acuosas de Urea:

Temperatura °C	Concentración % peso	Presión parcial de agua, mm _{Hg}	Densidad g/cm ³
40.02	17.42	52.8	1.037
	69.15	34.65	1.185
49.99	12.49	88.87	1.016
	36.90	79.05	1.086
	51.81	72.65	1.129
	64.36	62.6	1.166
60.28	66.92	59.0	1.173
	12.93	146.8	1.016
	21.29	142.2	1.038
	37.01	131.3	1.078
	53.19	118.0	1.124
70.39	61.08	107.0	1.147
	63.36	104.0	1.154
	68.36	95.4	1.171
	73.05	85.5	1.185
	14.17	231.8	1.012
70.39	24.30	222.4	1.037
	31.89	213.1	1.057
	41.58	200.0	1.083
	50.27	189.4	1.108

Temperatura °C	Concentración % peso	Presión parcial de agua, mm _{Hg}	Densidad g/cm ³
	56.57	176.6	1.128
	65.44	157.3	1.154
	74.67	132.2	1.181
80.10	24.84	338.4	1.034
	35.16	316.0	1.0615
	44.80	298.7	1.0900
	47.39	287.5	1.0975
	56.70	265.0	1.1247
	64.97	237.9	1.147
	68.47	222.95	1.162
	74.03	198.3	1.1735
	77.64	175.6	1.1875
	79.79	165.7	1.193
	80.60	161.2	1.1935

Viscosidad de soluciones de urea:

$$1/\mu = (2.4 - 0.02\underline{c}) \underline{t} + 50.463 + 0.067\underline{c} - 0.01209\underline{c}^2$$

Donde:

μ = viscosidad en poises

\underline{c} = concentración de urea, % en peso

\underline{t} = temperatura, °C

V.2 GRAFICAS

Se presentan gráficas de diferentes propiedades de las soluciones de urea.

CALOR ESPECIFICO DE SOLUCIONES DE UREA

CALOR ESPECIFICO

CAL/(°C)(GRAMO)

1.00

0.90

0.80

0.70

0.60

0

25

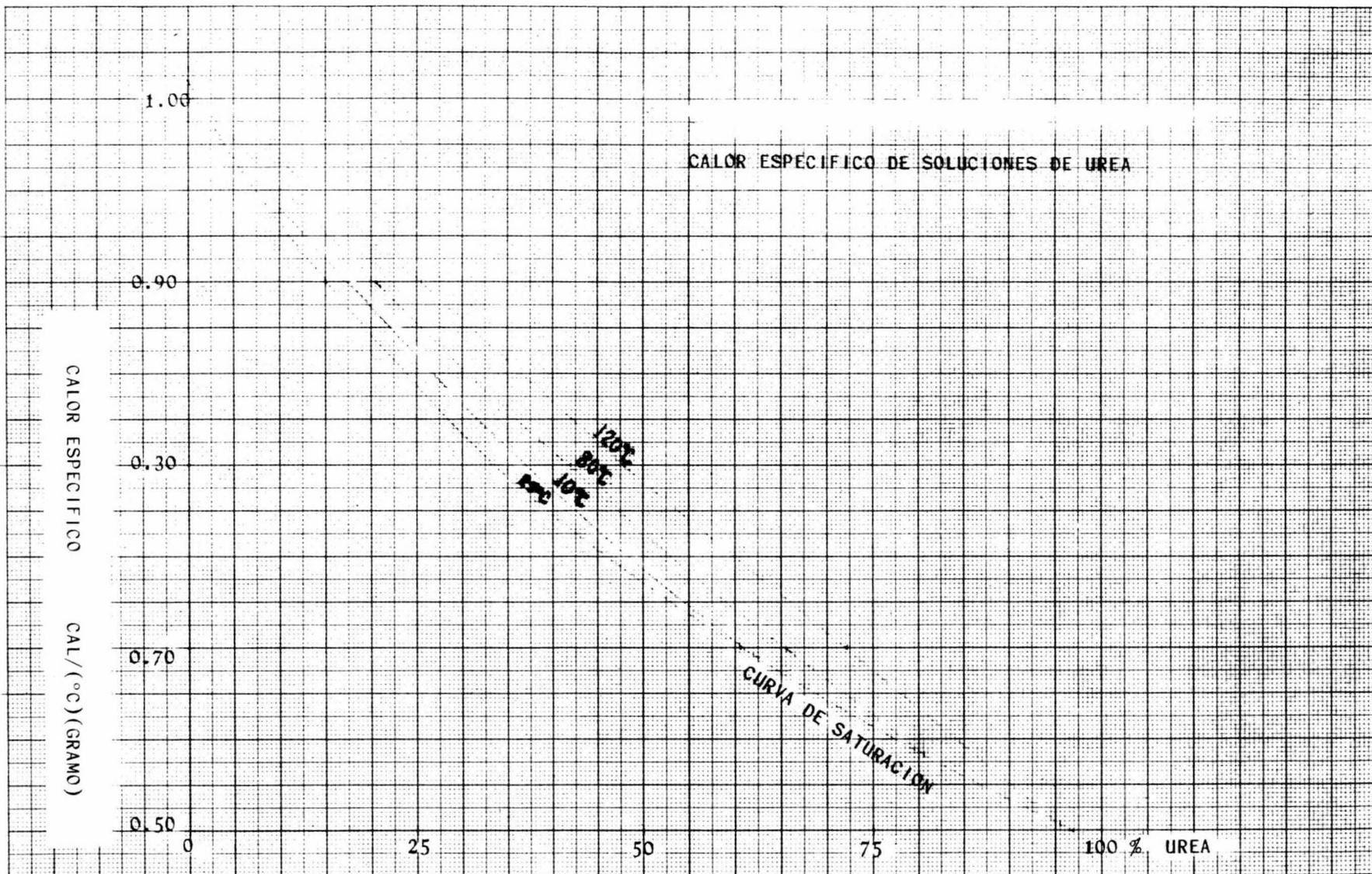
50

75

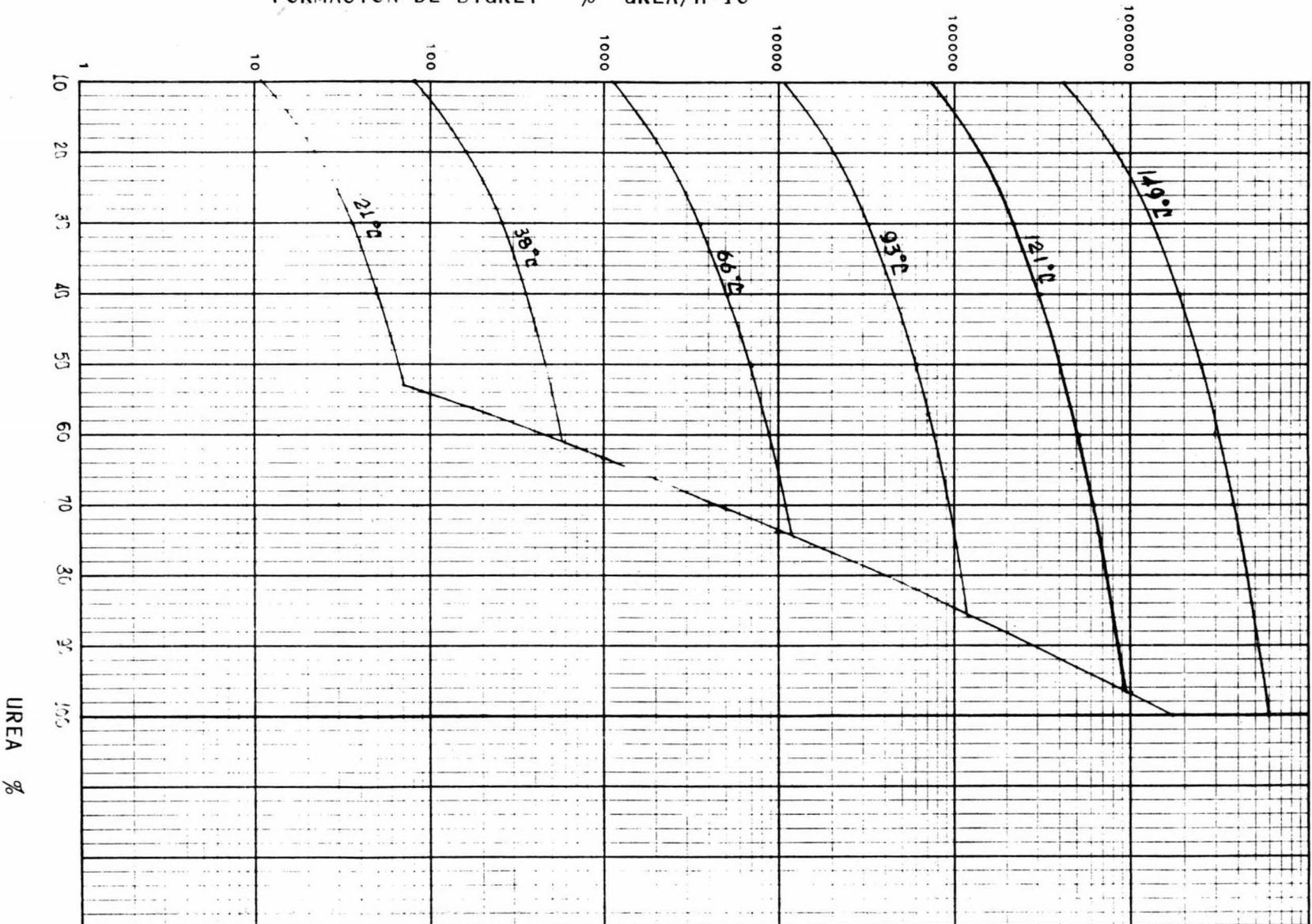
100 % UREA

120°C
80°C
40°C

CURVA DE SATURACION



FORMACION DE BIURET % UREA/h·10⁶

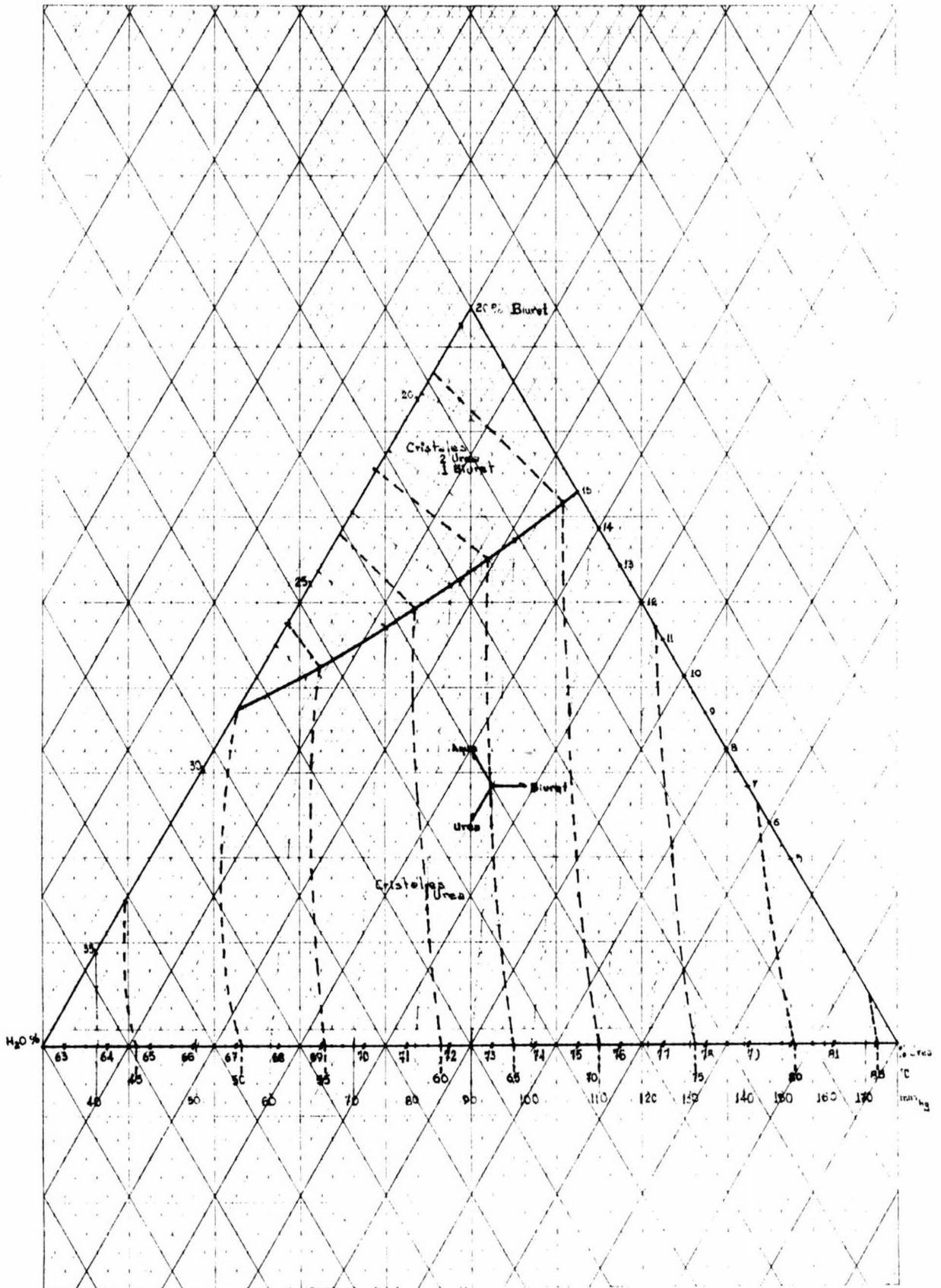


VELOCIDAD DE FORMACION DE BIURET
EN SOLUCIONES ACuosAS DE UREA

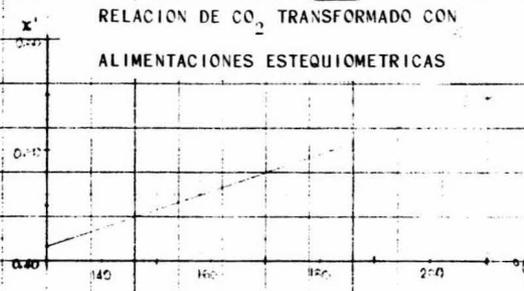
MODEL

DATE

UREA %



RELACION DE CO₂ TRANSFORMADO CON ALIMENTACIONES ESTEQUIOMETRICAS



$$K = \frac{x^{12}(3-x')}{4(1-x')^2}$$

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

Moles de agua iniciales por mol de CO₂ = b

Mezcla Estequiométrica

Moles de NH₃ iniciales por mol de CO₂

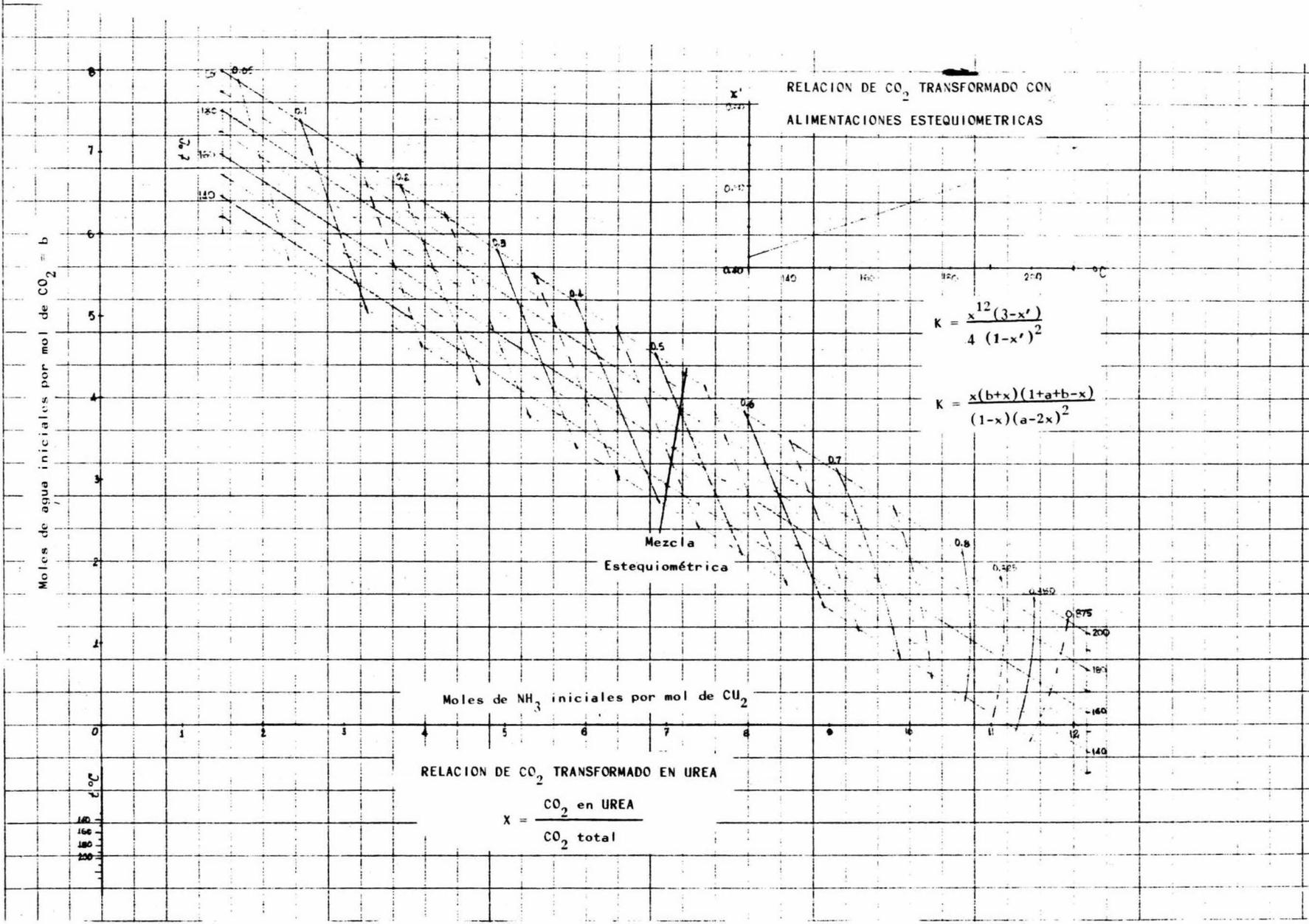
RELACION DE CO₂ TRANSFORMADO EN UREA

$$x = \frac{\text{CO}_2 \text{ en UREA}}{\text{CO}_2 \text{ total}}$$

t°C

140
160
180
200

0.875
200
180
160
140



C O N C L U S I O N E S

- 1.- El proyecto resulta atractivo ya que la recuperación de la inversión es en poco tiempo.
- 2.- Con un costo de producción similar se obtiene un producto de mayor calidad que puede venderse a mejor precio.
- 3.- Se ensancha el campo Internacional de ventas para el excedente de Urea producida en el País.
- 4.- Se reducen la contaminación ambiental y la pérdida de materias primas y producto terminado.
- 5.- La disminución de los costos de Mantenimiento es apreciable debido a que se evitan pérdidas de producción para Mantenimiento Preventivo del equipo actual.
- 6.- No se le da valor de recuperación al equipo desmontado, pero en un porcentaje alto se puede reutilizar dentro de la misma industria.
- 7.- Eventualmente se puede vender urea cristal con un contenido de biuret de 0.08% para usos específicos.

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

Donald Q. Kern
Procesos de Transferencia de Calor
C. E. C. S. A.
1965

Robert E. Treybal
Mass Transfer Operations
Second Edition
Mc Graw-Hill Kogakusha, LTD.
1968.

Robert Powell
Urea Process Technology
Noyes Development Corporation
1968

Foust, Wenzel, Clump, Maus, Andersen
Principles of Unit Operations
John Wiley & Sons, Inc.
1962

John H. Perry
Chemical Engineers' Handbook
Fourth Edition
Mc Graw-Hill Kogakusha, LTD.
1963.

David M. Himmelblau
Basic Principles and Calculations in Chemical Engineering
Prentice-Hall, Inc.
1962.

McCabe and Smith
Unit Operations of Chemical Engineering
Mc Graw-Hill Book Co.
1956.

Eggers, Gregory, Halsey and Rabinovitch
Physical Chemistry
John Wiley and Sons, Inc.
1964.

Javier F. Kuong
Applied Nomography
Gulf Publishing Co.
1969.

Review of Urea Manufacturing Processes
Girdler Corporation
1960.

Guanos y Fertilizantes de México, S.A.
Revista Aniversario 30 Años.
1973.

Roderick C. Shen
Rate of Biuret Formation from Urea
Journal of Ag. & Food Chem., 7, 762-763, (1959)

A. E. Bennet, J. Scarlett and J. B. Scuffham

Crystallisation of Urea

Chem. & Process Eng., 43-48, (Enero 1967)

P. Miller and W. C. Saeman

Continuous Vacuum Crystallisation of Ammonium Nitrate

Chem. Eng. Progress, 43 (12), 667-690, (1947)

R. J. Aldrich

Simultaneous Flash Drying and Grinding

Chem. Eng. Progress, 58 (6), 62.66, (1962)

World Nitrogen Supplies Remain Tight in 1965/66

Nitrogen, 38, 1-5, (Nov. 1965)

J. K. R. Gasser

Fertiliser Urea

World Crops, 16, 25-32, (1964)

C. A. Pulley

The Krystal Crystallizer

Ind. Chemist and Chem. Manufacturing, 38, 63-66 y 127-132,
(1962)

S. H. Bransom

Continuous Crystalliser Design

Chem. and Process Eng., 46 (12), 647-653, (1965)

Edward J. Farkas

Relation Between Krystal Crystalliser Height and Product Particle Size. Can. J. Chem. Eng., 46, 69-71, (1968).

M. Frejacques

The Theoretical Bases of the Industrial Synthesis of Urea.
Chemie et Industrie, 60 (1), 22-35, (1948)

G. Pagani and U. Zardi

Integrate for Lowest Urea Cost
Hydrocarbon Processing, 125-129, (Nov. 1972)

Make Melamine from Urea

Hydrocarbon Processing, 104, (Oct. 1970)