

**EVALUACIÓN DE ALTERNATIVAS PARA LA RECUPERACIÓN DE
AMONÍACO PRESENTE EN LOS GASES DE COLA EN LA PLANTA DE UREA
EN FERTICOL S.A.**

SUSAN JULIETH RODRÍGUEZ RODRÍGUEZ

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2013

**EVALUACIÓN DE ALTERNATIVAS PARA LA RECUPERACIÓN DE
AMONÍACO PRESENTE EN LOS GASES DE COLA EN LA PLANTA DE UREA
EN FERTICOL S.A.**

SUSAN JULIETH RODRÍGUEZ RODRÍGUEZ

**Trabajo de grado presentado como requisito para optar al título de Ingeniero
Químico**

Directora

DEBORA ALCIDA NABARLATZ

Ingeniera Química, Ph. D.

Co-Director

LUIS ARTURO GUEVARA CARDONA

Ingeniero de Producción, FERTICOL S.A.

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2013

*Porque Dios da la sabiduría, y de su boca viene el conocimiento
y la inteligencia. Proverbios 2:6*

*A Dios por su bondad y favor, a mi familia por su apoyo y amor
y a mis amigos por estar ahí cuando más los he necesitado.*

AGRADECIMIENTOS

A la UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER por ser la casa que formo mi vida profesional.

A Fertilizantes Colombianos S.A. por abrirme sus puertas y al Doctor Andrés Solano por darme la oportunidad de aprender y aportar a la construcción de una mejor compañía.

Al ingeniero Luis Guevara, por toda su enseñanza en medio del proceso.

A la ingeniera Debora Nabarlatz por su ayuda y guía al mejoramiento del trabajo.

A mis papas, Freddy y Yadaris Rodríguez, por ser el pilar de mi vida, y el motor de mis sueños.

A mis tíos Carlos y Miladys Suárez, por su apoyo incondicional y motivación en este largo camino.

A todos los docentes de ingeniería química por sus consejos y colaboración y a todas las personas que hicieron parte en este proceso.

TABLA DE CONTENIDO

INTRODUCCIÓN	13
1. GENERALIDADES DE LA EMPRESA	14
1.1 DESCRIPCIÓN GENERAL DE LOS PROCESOS PRODUCTIVOS	14
1.2 DESCRIPCIÓN DEL PROBLEMA	15
1.3 OBJETIVOS	15
2. METODOLOGÍA	17
2.1 Estudio del proceso de urea en FERTICOL:	17
2.2 Caracterización de los gases de cola producidos en la planta de urea:	17
2.3 Identificación de alternativas para el consumo del amoníaco presente en los gases de cola:	17
2.4 Identificación de los diferentes sistemas de recuperación posibles a implementar:	17
2.5 Descripción general de los sistemas de recuperación de amoníaco en los gases de cola:	17
2.6 Evaluación y selección de la alternativa más viable:	17
3. RESULTADOS	18
3.1 CARACTERIZACIÓN DEL GAS DE COLA	18
3.2 ALTERNATIVAS PARA LA RECUPERACIÓN DE AMONÍACO EN LOS GASES DE COLA	18
3.3 DESCRIPCIÓN DE LAS ALTERNATIVAS PLANTEADAS PARA LA RECUPERACIÓN DE AMONÍACO EN LOS GASES DE COLA	19
3.3.2 ALTERNATIVA 2: LA CORRIENTE AL REACTOR DE SÍNTESIS DE LA PLANTA DE UREA	25
3.3.3 Alternativa 3: Enviar los gases de cola a la red de baja presión en la sección de almacenaje de la planta de amoníaco.	33
3.4 VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE ALTERNATIVAS PROPUESTAS	34
CONCLUSIONES	37
RECOMENDACIONES	38
BIBLIOGRAFÍA	39
ANEXOS	41

TABLA DE FIGURAS

Figura 1 Plantas de producción de FERTICOL S.A.	14
Figura 2 Alimentación de amoníaco a la cámara de reacción en la planta de nitrato de amonio en FERTICOL	20
Figura 3 Tanque de almacenamiento de gases de cola en la línea de alimentación en la planta de nitrato de amonio en FERTICOL S.A.	21
Figura 4 Reducción de costos para la alternativa 1.....	23
Figura 5 Inyección de amoníaco al reactor en la planta de urea en FERTICOL S.A.	26
Figura 6 Diagrama general modificado de producción de urea	27
Figura 7 Inyección de amoníaco modificado en el reactor de la planta de urea.	28
Figura 8 Reducción de costos para la alternativa 2.....	32
Figura 9 Diagrama general modificado de la sección de almacenaje de amoníaco	33
Figura 10 Diagrama de flujo simplificado de la producción industrial de urea. Fertilizantes Colombianos S.A.	47
Figura 11 Diagrama de balance de masa en la planta de nitrato de amonio.....	48
Figura 12 Diagrama de balance de masa de la planta de urea	51
Figura 13 Tanque de almacenamiento de gases de cola en la planta de nitrato de amonio	54
Figura 14 Gráfica de alcances del compresor, basada en la gama operacional normal de los tipos comerciales que se indican. Fuente Perry Manual del Ingeniero Químico 1999 Capitulo 10 (FIG. 10-67)	61

LISTA DE TABLAS

Tabla 1 Registro de la composición de los gases de cola. Fuente: ECOQUÍMICA	18
Tabla 2 Costo de tanque con acoples de válvulas y tubería. Cotización a FERTICOL S.A.	23
Tabla 3 Condiciones del gas de cola en el sistema de recuperación alternativa 2	29
Tabla 4 Costo de lecho y compresor de múltiples etapas para la recirculación de amoníaco. Cotización FERTICOL S.A.	31
Tabla 5 Ventajas y desventajas de las diferentes alternativas	34
Tabla 6 Balance de masa en la planta de nitrato de amonio.....	49
Tabla 7 Balance de masa de la planta de urea	52
Tabla 8 Cálculo de la TIR para la alternativa 1.	68
Tabla 9 Cálculo de la TIR para la alternativa 2.	71

LISTA DE ANEXOS

ANEXO A. RESEÑA HISTÓRICA FERTICOL S.A.	41
ANEXO B. DESCRIPCIÓN GENERAL DE LOS PROCESOS DE PRODUCCIÓN DE LAS PLANTAS DE FERTICOL	42
1. Planta de amoníaco	42
2. Planta de ácido nítrico	42
3. Planta de nitrato de amonio	43
4. Planta de urea	44
ANEXO C. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN DE UREA	45
1. Recepción de Amoníaco:	45
2. Compresión de CO ₂ :.....	45
3. Sección de síntesis	45
4. Sección de descomposición.....	45
5. Sección de concentración:	46
6. Sección de granulación:	46
ANEXO D. BALANCES DE MASA DE LAS PLANTAS DE PRODUCCIÓN DE UREA Y NITRATO DE AMONIO	48
ANEXO E. DISEÑO DEL TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE GASES DE COLA EN LA PLANTA DE NITRATO DE AMONIO – ALTERNATIVA 1	54
ANEXO F. DIMENSIONES DE LECHO FIJO DE SILICA GEL	59
ANEXO G: SELECCIÓN DEL COMPRESOR	61
ANEXO H: CÁLCULO DE LA TIR PARA ALTERNATIVA 1	67
ANEXO I. CÁLCULO DE LA TIR PARA ALTERNATIVA 2	70

RESUMEN

TITULO: EVALUACIÓN DE ALTERNATIVAS PARA LA RECUPERACIÓN DE AMONÍACO PRESENTE EN LOS GASES DE COLA EN LA PLANTA DE UREA EN FERTICOL S.A.

AUTORES: SUSAN JULIETH RODRÍGUEZ RODRÍGUEZ

PALABRAS CLAVE: amoníaco, abonos nitrogenados, urea, gases de cola.

El amoníaco es el segundo producto químico que más se produce industrialmente a escala mundial después del ácido sulfúrico. Es la materia prima para la producción de abonos nitrogenados como el ácido nítrico, nitrato de amonio y urea. En el proceso de producción de urea, son generados gases de cola ricos en amoníaco, que podrían ser reutilizados dentro de los procesos de producción de Ferticol S.A.

En esta práctica se analizaron diferentes alternativas para la recuperación de amoníaco que actualmente está siendo venteado a la atmosfera, sin tener ningún provecho dentro de la planta. Se estudiaron los diferentes procesos de producción, y se destacaron tres propuestas para la implementación de un posible sistema de recuperación, las cuales fueron: instalar un tanque de almacenamiento de gases de cola en la corriente de alimentación a la cámara de reacción en la planta de nitrato de amonio, recircular los gases al reactor de síntesis en la planta de urea y envira los gases de cola a la sección de almacenaje en la planta de amoníaco en la red de baja presión.

La recirculación de amoníaco al reactor de síntesis en la planta de urea, presenta el mejor panorama enfocado a una evaluación técnica y económica, aportando a la empresa y sus procesos de producción, un ahorro del 38% de amoníaco en la producción promedio mensual, y una tasa interna de retorno de 75% en el proyecto de inversión, mejorando el impacto ambiental negativo causado por la empresa.

*Trabajo de grado

**Facultad de ingenierías Físicoquímicas. Escuela de ingeniería química. Director: Ph. D. Debora Alcida Nabarlatz, Co-Director Luis Arturo Guevara Cardona Ingeniero De Producción, Ferticol S.A.

ABSTRACT

TITLE: EVALUATION OF ALTERNATIVES FOR THIS RECOVERY OF AMMONIA IN THE TAIL GASES IN UREA PLANT FERTICOL S.A.

AUTHORS: SUSAN JULIETH RODRIGUEZ RODRIGUEZ

KEYWORDS: ammonia, nitrogen fertilizers, urea, tail gas

The ammonia is the second chemical product that is industrially produced in a global scale right after sulphuric acid. It is raw material for nitrogen fertilizers production like nitric acid, ammonium nitrate and urea. In urea's production process are generated tail gases which being rich in ammonia, could be reused in other processes inside FERTICOL S.A.

In this Project were analyzed different alternatives to the recovery of ammonia that right now is being vented to the atmosphere, without having any advantage for the company. Different production process were studied, and three proposals were highlighted for the implementation of a potential recovery system, these proposals were: installing a storage tail gases tank in the feed stream which goes to the reaction chamber in the ammonium nitrate plant, doing a feedback of the gases to the synthesis reactor in the urea plant and sent the tail gases to the storage section in the ammonia plant inside the low-pressure network.

The feedback of the gases to the synthesis reactor in the urea plant, present the best prospect focus in a technical and economical evaluation, giving to the company and its production processes a 38% ammonia saving rate in monthly average production. And a return intern rate of 75% in the investment project, improving the adverse environmental impact caused by the company.

* Graduation Project

** Physical-Chemical Engineering Faculty. Chemical Engineering Department. Director: Ph. D. Debora Alcida Nabarlantz, Co-Director Luis Arturo Guevara Cardona Ingeniero De Producción, Ferticol S.A.

INTRODUCCIÓN

La urea es un producto que se obtiene a partir de la reacción dada entre el amoníaco líquido (NH_3) y dióxido de carbono gaseoso (CO_2) a presión y temperaturas elevadas. La síntesis se lleva a cabo en un reactor, en el cual se da lugar a dos reacciones para la obtención de urea, la primera es la reacción entre el NH_3 y CO_2 para formar carbamato de amonio, y la segunda reacción es la deshidratación del carbamato de amonio para la obtención de urea[1].

En FERTICOL S.A., el proceso de producción de urea a nivel industrial, está formado por varias etapas de descomposición y concentración. En estas etapas se busca recircular los gases de descomposición al reactor en forma de carbamato de amonio, remover el vapor de agua formado y separar los gases de NH_3 y CO_2 de la solución, elevando así la concentración de urea a un 99.5%. En una de las etapas de descomposición en la producción de urea, se generan unos gases de cola ricos en amoníaco, los cuales son consumidos por la planta de nitrato de amonio como materia prima cuando esta está en funcionamiento[1]. Actualmente la productividad de la planta de nitrato de amonio, es menor comparada con la de urea, lo cual causa un efecto de acumulación de gases, que obliga a la empresa a ventear a la atmósfera por falta de un sistema de recuperación.

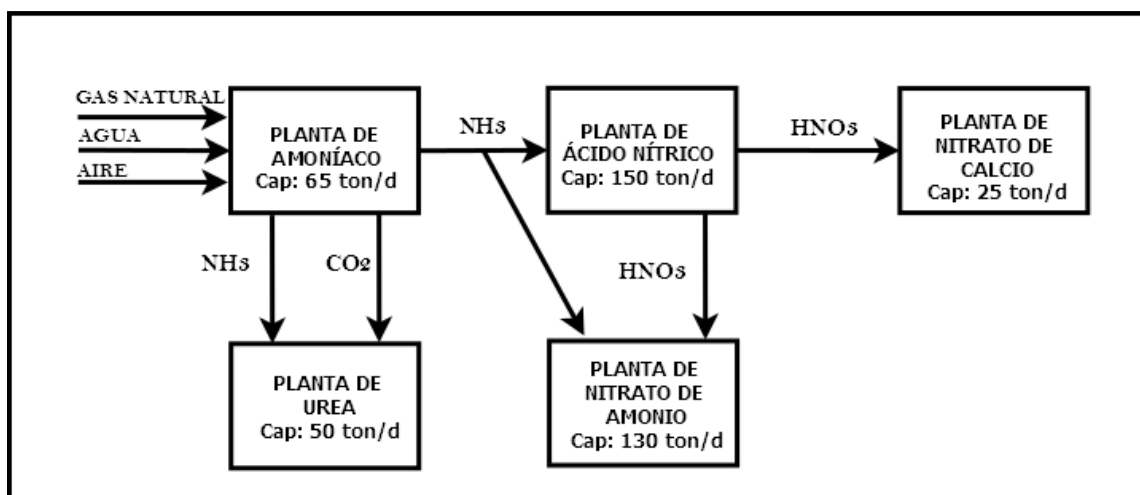
A partir de lo anterior, el desarrollo de esta práctica se enfocó en identificar oportunidades para la implementación de un posible sistema de recuperación de amoníaco en la planta de urea. Este trabajo presenta la evaluación de diversas alternativas, que busca optimizar el proceso aumentando así la eficiencia y reduciendo los costos de producción de manera considerable. Se tomaron en cuenta las plantas que emplean amoníaco en sus procesos de producción para la implementación de un sistema de recuperación, se evalúan en base a aspectos de relevancia de manera general tanto técnico, económicos y ambientales.

1. GENERALIDADES DE LA EMPRESA

1.1 DESCRIPCIÓN GENERAL DE LOS PROCESOS PRODUCTIVOS

La empresa Fertilizantes Colombianos S.A. tiene por objeto la producción, distribución y venta de productos petroquímicos, especialmente la producción de abonos nitrogenados (ANEXO A). Actualmente cuenta con el siguiente portafolio de productos: Nitrato de Amonio Grado 26-0-0, Urea Grado 46-0-0, Nitrato de Calcio Líquido Grado 15.5-0-0- 31.0 CaO p/v, Nitrato de Amonio Líquido Grado 29-0-0 p/v, Ácido Nítrico 55%. Para el desarrollo en producción, posee cinco unidades productivas: planta de amoníaco, planta de ácido nítrico, planta de urea, planta de nitrato de amonio, y la planta de nitrato de calcio (ANEXO B). También cuenta con infraestructura de servicios industriales tales como planta de arcilla, planta de clarificación y potabilización de agua, planta de suavización y desmineralización de agua, planta de energía eléctrica, así como la generación de aire comprimido para instrumentos.

Figura 1 Plantas de producción de FERTICOL S.A.



Fuente: Autor

1.2 DESCRIPCIÓN DEL PROBLEMA

Fertilizantes Colombianos S.A. es una empresa dedicada a la producción industrial de abonos nitrogenados, a base de amoníaco como materia prima y dióxido de carbono, los cuales son generados dentro de la planta con el fin de suplir todas las demandas que generen los diferentes procesos. Dentro de su amplia gama de productos, se encuentra la urea, uno de los fertilizantes con más alta demanda en el mercado debido a su elevado contenido de nitrógeno asimilable por las plantas y su estabilidad a condiciones ambientales normales. En una de las etapas de producción de urea, se generan unos gases de cola ricos en amoníaco, los cuales son enviados a la planta de nitrato de amonio para ser aprovechados en el proceso[2]. Actualmente la empresa tiene una alta demanda de urea, pero baja demanda de nitrato de amonio, por tal razón la planta de nitrato de amonio está fuera de servicio la mayor parte del tiempo de producción, lo que causa la acumulación de gases de cola, y no se cuenta con la suficiente capacidad de almacenamiento para este subproducto valioso. Por tal razón, el amoníaco presente en los gases de cola está siendo venteado en grandes cantidades diariamente al medio ambiente, lo que representa grandes pérdidas para la empresa, en cuanto a materia prima se refiere. Debido a la problemática antes descrita, el Departamento de Ingeniería de FERTICOL S.A., ha solicitado un estudio del sistema de la planta para la evaluación de diferentes alternativas para la recuperación de los gases de cola venteados a la atmósfera, con el fin de aumentar la eficiencia del proceso y el ahorro de costos en materia prima.

1.3 OBJETIVOS

Objetivo general

Formular y evaluar diversas alternativas para la recuperación de amoníaco presente en los gases de cola provenientes de la planta de urea y selección de la alternativa más viable.

Objetivos específicos

- Identificar las condiciones actuales de funcionamiento de la planta de urea, su funcionamiento, equipos y corrientes.
- Descripción de los diferentes sistemas posibles para la recuperación de amoníaco.
- Descripción general de las alternativas desde el punto de vista técnico y económico.
- Evaluación de alternativas presentando las ventajas y desventajas de cada una de ellas.

2. METODOLOGÍA

2.1 Estudio del proceso de urea en FERTICOL: En esta primera etapa se estudiaron los manuales y se hizo un recorrido por la planta de urea, para identificar las variables que intervienen en el proceso, equipos, sus dimensiones, operación y funcionamiento dentro de la planta.

2.2 Caracterización de los gases de cola producidos en la planta de urea: Se analizaron las composiciones de los gases de cola con base en datos que el Departamento de Ingeniería de FERTICOL registra en su documentación.

2.3 Identificación de alternativas para el consumo del amoníaco presente en los gases de cola: Se identificaron alternativas en las plantas, para el uso de un sistema que aproveche el amoníaco presente en los gases de cola de la planta de urea. Se postularon diferentes opciones de sistemas que podrían ser empleados en estos puntos estratégicos de las plantas de producción de FERTICOL.

2.4 Identificación de los diferentes sistemas de recuperación posibles a implementar: Se valoraron las condiciones actuales en el lugar donde se plantea implementar los sistemas de recuperación aprovechando la alta concentración de amoníaco en los gases de cola, y las condiciones de salida de éstos en el separador en la planta de urea.

2.5 Descripción general de los sistemas de recuperación de amoníaco en los gases de cola: Se hizo una descripción de los equipos y procesos a nivel general, utilizados en los sistemas de recuperación teniendo en cuenta dos aspectos importantes: factibilidad técnica y económica.

2.6 Evaluación y selección de la alternativa más viable: Luego de evaluar las alternativas descritas en la etapa anterior, se analizaron las ventajas y desventajas. Para ello se tuvo en cuenta un índice claro impuesto por FERTICOL, el cual describe la necesidad de un sistema de recuperación sencillo, que cause el menor traumatismo en las plantas, y a la vez que presente ventajas económicas.

3. RESULTADOS

3.1 CARACTERIZACIÓN DEL GAS DE COLA

En el 2005, FERTICOL, realizó una caracterización a través de la empresa ECOQUÍMICA LTDA., en varias corrientes de la planta de nitrato de amonio, entre estas, los gases de cola emitidos por la planta de urea. Por el control de los procesos que se lleva a cabo en el Departamento de Ingeniería se considera estos datos como constantes y vigentes. Estos fueron los datos obtenidos en las pruebas realizadas en los gases de cola:

Fecha: Agosto 03 de 2005

Sitio de muestreo: Gases de cola Temperatura de gases de cola =32°C

Presión barométrica: 29,32 in Hg Temperatura ambiente sitio de muestreo:
44,4 °C

Tabla 1 Registro de la composición de los gases de cola.

SITIO	PARÁMETRO	RESULTADO %
Gases de Cola	Humedad	1,6
	Amoníaco	97,2
	Gas carbónico	1,2

Fuente: ECOQUÍMICA

3.2 ALTERNATIVAS PARA LA RECUPERACIÓN DE AMONÍACO EN LOS GASES DE COLA

Las alternativas que se propusieron para el desarrollo de la evaluación, fueron resultado del estudio de las diversas plantas que emplean el amoníaco como materia prima, de allí se plantearon las alternativas más relevantes que son las siguientes:

- Instalar un tanque de almacenamiento de gases de cola para alimentaren la planta de nitrato de amonio.
- Recircular la corriente al reactor de síntesis de la planta de urea.
- Enviar los gases a la red de baja presión de almacenamiento en la planta de amoníaco.

3.3 DESCRIPCIÓN DE LAS ALTERNATIVAS PLANTEADAS PARA LA RECUPERACIÓN DE AMONÍACO EN LOS GASES DE COLA

3.3.1 ALTERNATIVA 1: INSTALAR UN TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE GASES DE COLA PARA ALIMENTAR EN LA PLANTA DE NITRATO DE AMONIO.

✓ Estado actual del sistema de alimentación en la planta

El amoníaco usado en la planta de nitrato de amonio se alimenta de varias formas:

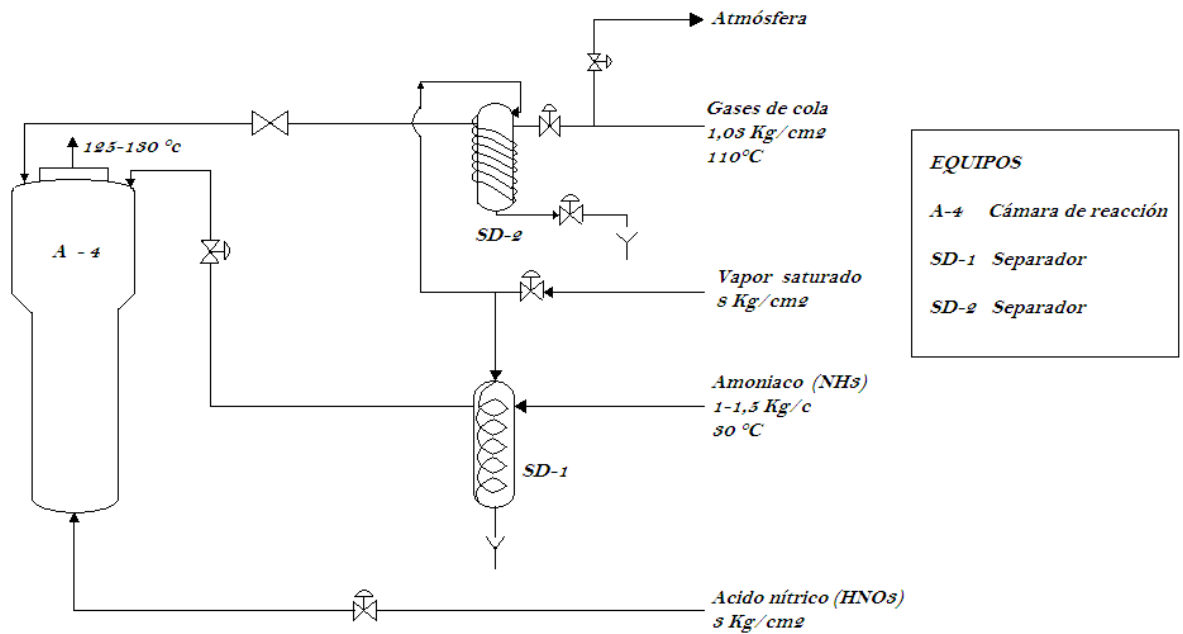
- Amoníaco que proviene de los tanques de almacenamiento de baja presión
- Por vaporización del amoníaco en el calentador de la planta de urea
- Por el contenido de amoníaco en los gases de cola

La planta de nitrato de amonio está diseñada con el fin de consumir los gases de cola producidos por la planta de urea, los cuales representan el 37,5% del amoníaco requerido para la producción de nitrato de amonio(ANEXO B)[2]. Cuando la planta de urea y nitrato de amonio están en funcionamiento, parte del gas de cola es consumido por la planta de nitrato de amonio.

El amoníaco es alimentado a la cámara de reacción desde la sección de almacenaje de la planta de amoníaco. El gas de cola llega a la unidad y entra a un separador (*figura 2*) donde se separan condensados de vapor de agua y cualquier traza de carbamato de amonio que pueda contener. Este equipo está protegido por una válvula de seguridad instalada en la línea de gases de cola, calibrada para que se dispare a 2,5 kgf/cm², también se ha instalado una válvula de control de presión que ventea a la

atmósfera si por alguna razón la presión aumenta a más de 1,5 kgf/cm². Posteriormente el amoníaco de esta corriente, el cual va mezclado con un porcentaje de dióxido de carbono, es inyectado a la cámara de reacción de la planta de nitrato de amonio. El dióxido contenido en el gas burbujea en la cámara y se ventea a la atmósfera[2].

Figura 2 Alimentación de amoníaco a la cámara de reacción en la planta de nitrato de amonio en FERTICOL



Fuente: Manual de planta de urea. FERTICOL S.A.

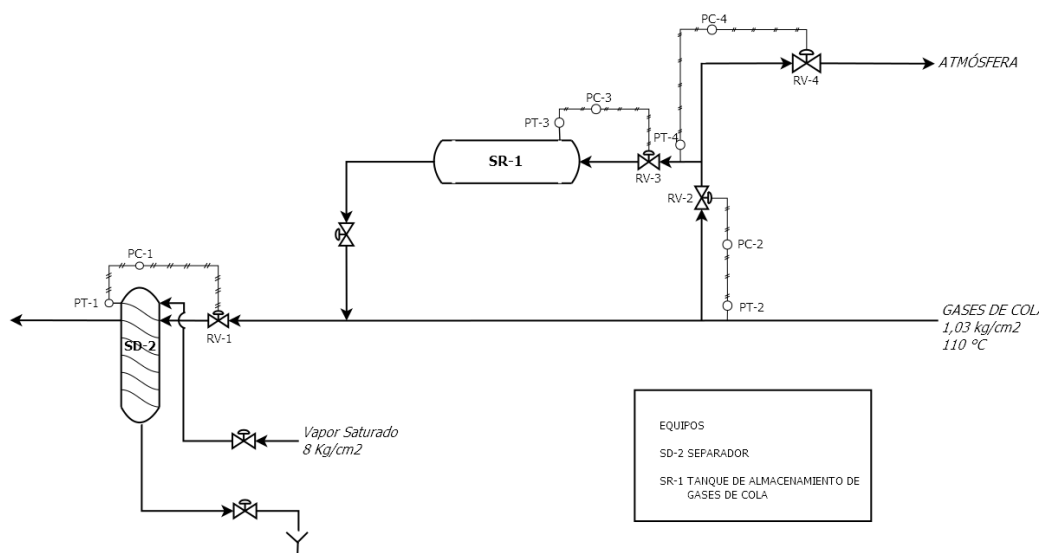
Sin embargo, aun cuando la planta está en operación, la capacidad no es suficiente para consumir todo el gas de cola producido, la presión en el separador aumenta por acumulación de gases, el control de seguridad cierra la válvula del suministro de gases y se ventea a la atmósfera.

✓ Modificaciones del sistema de alimentación en la planta

En esta alternativa se propone un sistema que permita almacenar los gases de cola para alimentar el proceso de producción de nitrato de amonio, con el fin de aprovechar el amoníaco contenido en dicha corriente. El sistema está conformado por un tanque de almacenamiento para gases de cola, sistemas de control presión y alimentación a la cámara de reacción en la planta de nitrato de amonio, y sistemas de control y flujo (ver figura 3).

El tanque es instalado en la línea de gases de cola, y se alimenta cuando la capacidad del separador llegue a su límite y no pueda consumir más gases de cola, activando la válvula de seguridad de éste. Esto generará un aumento de presión en la corriente que será detectado por un sensor/transmisor de presión, que enviará la señal a un controlador de presión el cual abrirá la válvula de alimentación al nuevo tanque de almacenamiento de gases de cola[14], evitando así el venteo de estos gases durante el funcionamiento de la planta de producción. El diseño del tanque de almacenamiento se realizó con base en diferentes criterios: el material del equipo, factor de seguridad (criterio del proveedor), dimensiones y forma, etc.

Figura 3 Tanque de almacenamiento de gases de cola en la línea de alimentación en la planta de nitrato de amonio en FERTICOL S.A.



Fuente: Autor.

3.3.1.1 Descripción general de equipos

- **Tanque de almacenamiento**

El material del tanque de almacenamiento es de acero inoxidable (ss 316 L), por sus propiedades mecánicas y su alta resistencia a la corrosión, es ideal para la fabricación de equipos en la industria petroquímica.

El volumen del tanque es de 48,1 m³, las dimensiones son de 3,8 m de largo, y 2 m de diámetro, aunque los tanques esféricos son los ideales para almacenar gases, se escoge un tanque cilíndrico ya que son más económicos que un tanque esférico [12]. Se estima una presión máxima en el tanque de 2500 KPa y un factor de seguridad de 4 (ANEXO E), estas dimensiones se determinaron en base a la producción mensual promedio de nitrato de amonio en la planta en FERTICOL.

El tanque está diseñado para almacenar 6,8 toneladas de gases de cola, cantidad que representa el consumo de gases de cola en la producción de un día de nitrato de amonio la cual se estima en 75 ton/día aproximadamente (ANEXO D).

- **Válvulas y sistemas de control**

En las líneas de entrada y salida del tanque están instaladas válvulas de seguridad, purga y anti-retorno, por seguridad del proceso, correcto funcionamiento del tanque y evitar acumulación de masa en el equipo [12].

Para el control del proceso, se van a implementar lazos de control de presión, y un lazo de control de flujo, para regular la razón de alimentación entre la corriente de gases de cola proveniente de la planta de urea y el gas que se almacena en el tanque.

3.3.1.2 Costos de equipos

Tabla 2. Costo de tanque con acoples de válvulas y tubería. Cotización a FERTICOL S.A.¹

Equipo	Cantidad	Valor Unitario	Valor Total
Valor lámina acero inoxidable (ss 316 l 10 mm espesor)	11	\$ 800.000	\$ 8.800.000
Válvulas de purga, seguridad, descarga y anti-retorno	4	\$ 680.000	\$ 680.000
Costo Tubería 1" calibre 18 por metro	15	\$ 55.000	\$ 825.000
Costo de ensamble	1	\$ 8.500.000	\$ 8.500.000
Total			\$ 18.805.000

Fuente: Autor

3.3.1.3 Rentabilidad económica

Con base a los registros de producción de nitrato de amonio en FERTICOL, se estima una producción mensual de 1644 toneladas, esta producción demanda 385,1 toneladas de amoníaco. Si se alimenta continuamente amoníaco presente en los gases de cola al proceso de producción, representa el 37,5 % p/p. de la cantidad total de amoníaco utilizado para la producción de nitrato de amonio, y la demanda mensual de amoníaco de la sección de almacenaje disminuye a 240,688 toneladas.

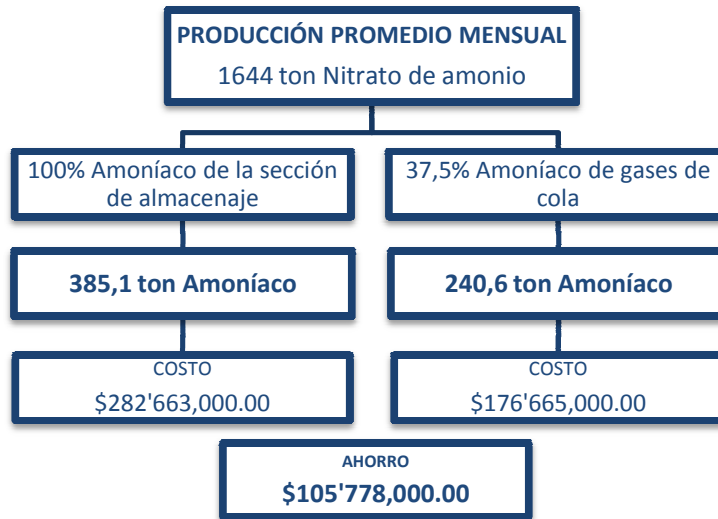
Estimación de reducción de costos en la producción²

Costo del amoníaco por tonelada:	\$734,000.00
Costo de Nitrato de amonio por tonelada:	\$ 680,000.00
Producción mensual de nitrato de amonio:	\$ 1.117'920,000.00

¹ Los costos estimados del equipo, son considerados por el Departamento de Ingeniería de FERTICOL S.A. en base a construcción e instalación de equipos de características similares anteriormente.

² Los costos por tonelada de amoníaco y nitrato de amonio, son costos de venta de FERTICOL S.A.

Figura 4 Reducción de costos para la alternativa 1



Fuente: Autor

Se estimó que las reducciones de costos en producción empleando este sistema de recuperación, son del 37,5% mensual en el consumo de amoníaco para producción de nitrato de amonio, que representa una disminución de costos aproximadamente de **\$105'778,000.00 mensual en amoníaco**. Se calcula una TIR de 1265,4% del proyecto[15], con una inversión de **\$18.805.000** (costo de equipos), y los flujos de ingresos mensuales equivalentes al ahorro representado en el consumo de amoníaco, suponiendo un horizonte de 10 años del proyecto con TMAR de acuerdo a la naturaleza del proyecto de reinversión. La inversión se recupera en los primeros meses del primer año del proyecto. Sin embargo el proyecto es rentable, pero debido a que el tanque tiene una capacidad limitada, en el momento de aumentar la producción en urea, por tanto aumentar la producción en gases de cola, estos serán venteados y el problema no tendría una solución definitiva. El cálculo de la TIR es realizado en base al ahorro que representa la alternativa en costos de amoníaco(ANEXO H).

3.3.2 ALTERNATIVA 2: LA CORRIENTE AL REACTOR DE SÍNTESIS DE LA PLANTA DE UREA

✓ Estado actual del sistema de alimentación en la planta

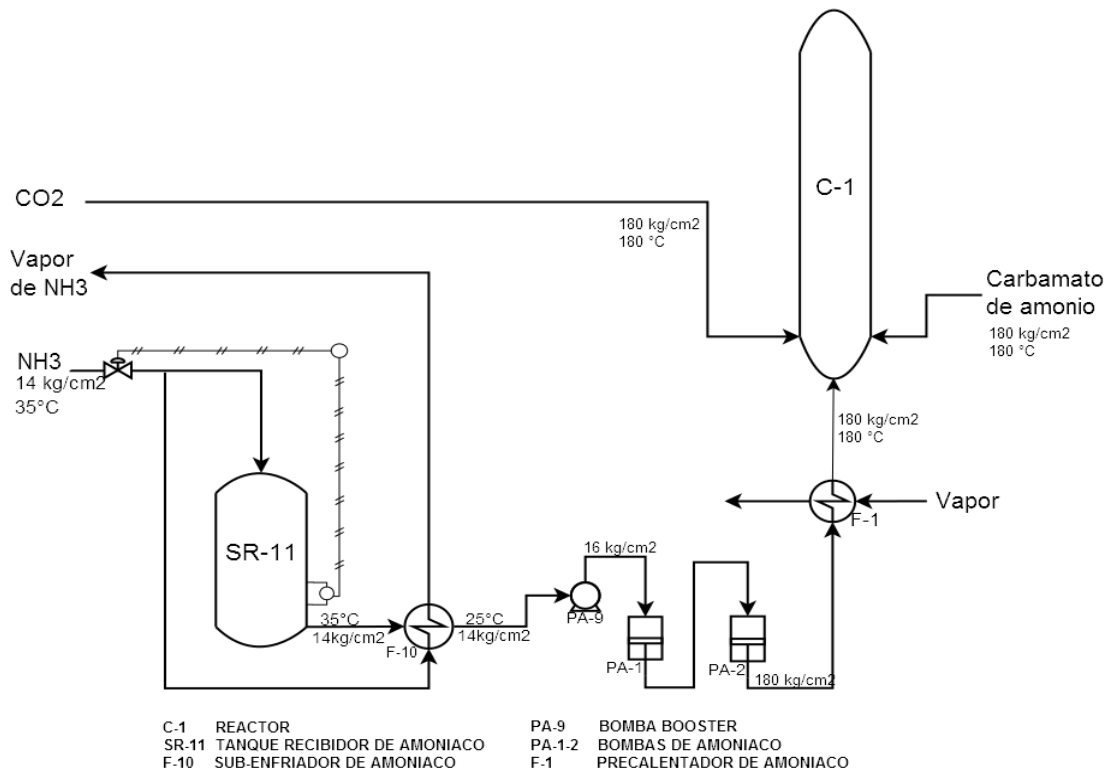
La planta de urea fue diseñada para producir 50 ton/día de urea, usando como materia prima amoníaco líquido y dióxido de carbono gaseoso y solución de carbamato de amonio como reciclo (ANEXO C).

El amoníaco que se usa en la planta de urea se envía desde la sección de almacenaje de la planta de amoníaco, llegando a los límites de la planta con una presión de 14 kgf/cm² y una temperatura de 35°C. Con estas condiciones entran al tanque receptor el cual se utiliza para el suministro constante del amoníaco al proceso. Antes de ser succionado por las bombas, el amoníaco es sub-enfriado, con el fin de evitar formación de vapores que impiden su buen funcionamiento, por lo que el amoníaco es llevado de 35°C a 25°C (*figura 5*) [1].

El amoníaco ya enfriado a 25°C, sale del sub-enfriador a la cabeza de succión de la bomba con el objetivo de aumentar la presión de 14 a 16 kgf/cm². Una vez estabilizado el flujo, esta bomba alimenta las bombas “booster” recíprocas, las cuales aumentan la presión a 180 kgf/cm², requerida para la reacción de síntesis.

Antes de que la corriente entre al reactor, es precalentada por un intercambiador tubular, para cumplir las condiciones de operación. El único amoníaco destinado para la producción de urea en la planta es el proveniente del almacenaje de alta presión en la planta de amoníaco [1].

Figura 5 Inyección de amoníaco al reactor en la planta de urea en FERTICOL S.A.

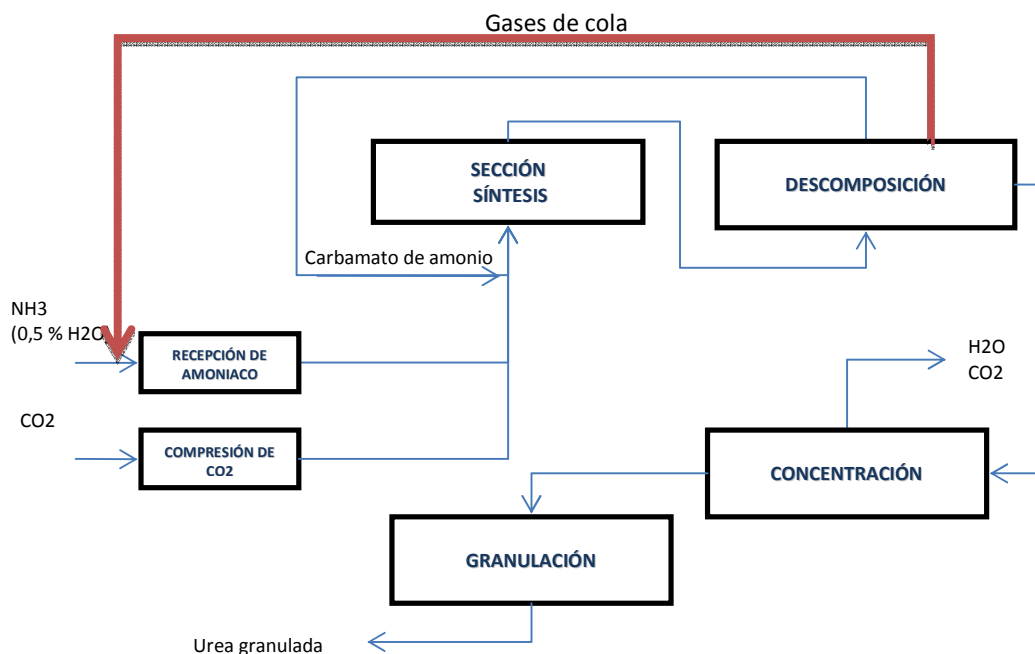


Fuente: Manual de planta de urea. FERTICOL S.A.

✓ Modificaciones del sistema de alimentación en la planta

La planta de producción de urea cuenta con diferentes etapas de producción (*ver anexo C*). En la etapa de descomposición es donde se desprenden los gases de cola. En esta alternativa se plantea el tratamiento de la corriente de gases de cola para ser recirculada al reactor, haciendo un acople en línea con el amoníaco anhidro proveniente de la sección de almacenaje de la planta de amoníaco (*ver figura 6*). La composición de los gases de cola es de 97,2% NH₃, 1,2% CO₂, y 1,6% de H₂O, con condiciones de presión y temperatura 1,05 kgf/cm² y 110°C respectivamente. La corriente anhidra tiene una composición de 99,5% NH₃ y 0,5% H₂O, el amoníaco se encuentra en estado líquido a condiciones de presión y temperatura de 14 kgf/cm² y 35°C (ANEXO D).

Figura 6 Diagrama general modificado de producción de urea



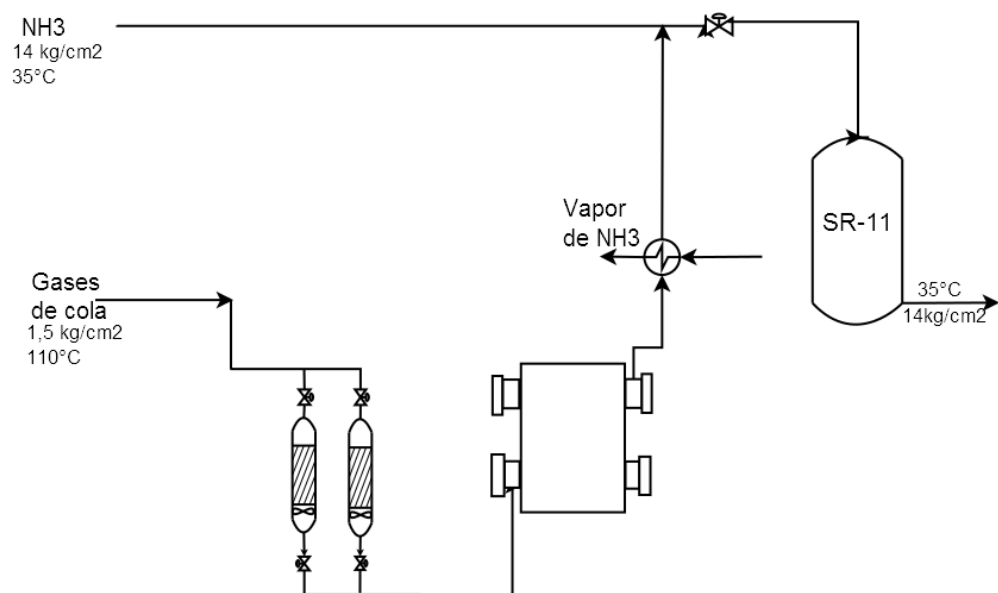
Fuente: Autor.

Como primera medida es necesario remover el agua presente en los gases de cola[6], por lo que la adsorción en lechos fijos es el método más importante que se utiliza para este proceso. El lecho fijo trabajará de forma continua, relleno con silica gel, un producto muy duro, granular, muy poroso que se utiliza principalmente para la deshidratación del aire y otros gases [4].

El gel de sílice tiene la capacidad de adsorber la humedad prácticamente el doble que para los demás sólidos adsorbentes [16]. Se puede regenerar si se calienta a 180°C por 6 horas y se puede reutilizar las veces que lo permita su estructura física. Posee propiedades únicas por su composición química como: funcionamiento térmico estable, alta adsorción, estructura física estable, resistencia al rompimiento, alta regeneración, etc.[10].

Una vez deshumificado el gas, es necesario ajustar sus condiciones de temperatura y presión para unir la corriente con la línea de alimentación de amoníaco anhidro. Esto es posible por medio un compresor centrífugo axial de múltiples etapas. La presencia de CO_2 en la corriente de gases de cola no causa ningún efecto, considerando que en el reactor de síntesis de la planta de urea reacciona con el amoníaco para la formación del producto primario.

Figura 7 Inyección de amoníaco modificado en el reactor de la planta de urea.



Fuente: Autor

3.3.2.1 Descripción general de equipos

- **Lecho fijo de silica gel:** La silica gel es un adsorbente que se emplea en la industria de la producción de amoníaco con el fin de retirar el vapor de agua acumulado en la corriente, debido a que tiene un alto volumen de poro, lo que permite una amplia adsorción del vapor de agua[6]. La silica gel tiene un área superficial de 600 a 800 m^2/g y un promedio de diámetro de poro de 2 a 5 nm [11]. La silica gel empleada para deshidratación de amoníaco cuenta con una densidad

de 881 kg/m³, y una capacidad máxima de adsorción de 0.5 kg H₂O/kg Silica gel, con porosidad de 0,38[10]. El caudal promedio de gases será de 0,8535 m³/s[1]. Se estima un tiempo de servicio de 20 horas cada uno de los lechos. Con base en los datos anteriores se calculó las dimensiones del lecho reemplazando en la siguiente ecuación:

$$L = \frac{(H)t_{\text{servicio}}}{(1-\epsilon)(q_0/C_0)} \quad (1)$$

Donde H es la carga hidráulica, t_{servicio} tiempo de servicio, $(1 - \epsilon)$ la fracción de volumen en fase sólida, q_0 la cantidad de moléculas adsorbidas por unidad de masa de adsorbente, y C_0 la concentración de equilibrio en la solución [8].

Se tiene como resultado una longitud de 4,9 m y un diámetro de 0,8 m (ANEXO F). Se desprecian los cambios de temperatura, y se considera un proceso isotérmico. El equipo está conformado por dos lechos que permiten el trabajo en continuo. Mientras un lecho esta en operación el otro está en proceso de regeneración a causa de la saturación de vapor [11].

Tabla 3 Condiciones del gas de cola en el sistema de recuperación alternativa 2

GAS DE COLA		
CONDICIONES	INICIAL	FINAL
PRESIÓN	1,05 kgf/cm ²	14 kgf/cm ²
TEMPERATURA	110°C	45°C
COMPOSICIÓN	P/P	P/P
NH ₃	97,20%	98,32%
CO ₂	1,20%	1,17%
H ₂ O	1,60%	0,51%

Fuente: Composiciones de caracterización por Ecoquímica y resultados del autor

La concentración inicial de vapor de agua en el gas es de 1,68% p/p y se busca una concentración final de 0,5% p/p (*ver tabla 3*), igual a la del amoniaco anhidro. El material de la torre es en acero inoxidable (ss 316 L) con un sistema de válvulas que regulan y controlan el flujo en el lecho de operación y regeneración, válvula de seguridad, válvula de purga del agua acumulado y sistema de calentamiento para regeneración de silica gel.

- **Compresor:** Una vez se ha deshidratado el gas, se ajustan las condiciones de presión y temperatura. Como la carga requerida es muy grande para un solo impulsor, la solución lógica son dos o más impulsores en serie, que forman los compresores de etapas múltiples, que tienen muchas aplicaciones [5].

Se determinó el uso de un compresor dinámico centrífugo tipo axial de cuatro etapas con base a la gráfica de alcances de un compresor (ANEXO G), basada en la gama operacional normal de los equipos comerciales que son indicados en la gráfica [12].

Se estableció una potencia promedio para cada etapa de 102 Hp aproximadamente, para aumentar la presión de 1,05 kgf/cm² a 14 kgf/cm² (*ver tabla 3*). Debido a que el trabajo de compresión aumenta la temperatura del gas en el proceso, se opta por instalar intercambiadores de calor entre cada una de las etapas para controlar y ajustar temperatura, condiciones requeridas para el proceso.

A la salida del compresor por etapas, es necesario instalar un intercambiador de temperatura con amoniaco, para ajustar la temperatura final antes de entrar al tanque recibidor, disminuyendo finalmente a 40°C [13]. En el anexo G se especifican los cálculos y características del equipo.

3.3.2.2. Costo de equipos

Tabla 4 Costo de lecho y compresor de múltiples etapas para la recirculación de amoníaco. Cotización FERTICOL S.A.³

Equipo	Cantidad	Valor Unitario	Valor Total
Torre adsorción con sistema de calentamiento.	2	\$ 45.000.000	\$ 90.000.000
Silica gel (toneladas)	4	\$ 1.278.200	\$ 5.112.800
Compresor de múltiples etapas con inter-enfriadores	1	\$ 450.000.000	\$ 450.000.000
Ensamble del sistema	1	\$ 20.000.000	\$ 20.000.000
TOTAL			\$565.112.800

Fuente: Autor

3.3.2.3 Rentabilidad económica

La producción mensual promedio de urea en FERTICOL es de 752 TM, para este proceso se registra un consumo de 456,1 TM mensual promedio de amoníaco, del cual el 38% p/p de esta entrada, sale presente en los gases de cola generados en el proceso. Las pérdidas económicas en la planta son notorias, ya que estos gases son venteados la mayor parte de producción. La recirculación de estos gases al proceso representaría la disminución de consumo de amoníaco y por tanto disminución en costos de producción.

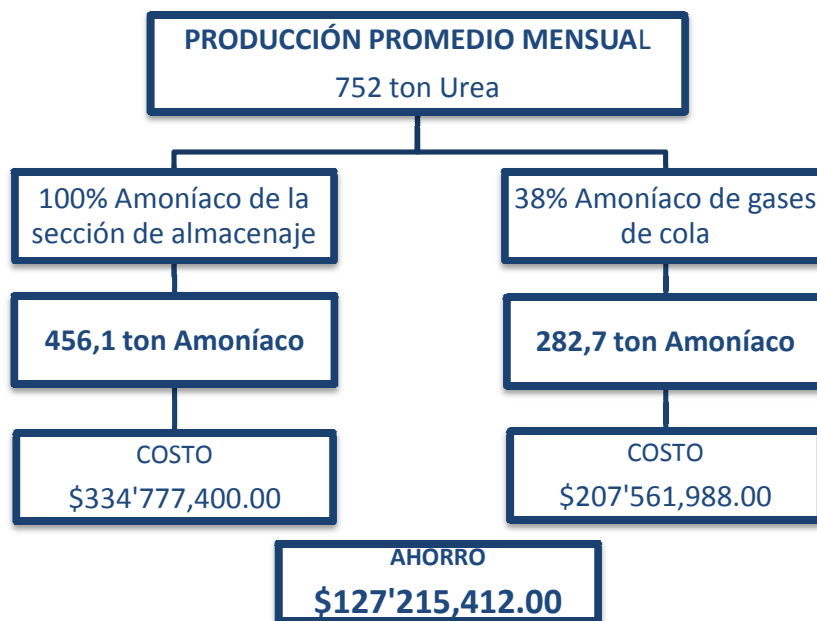
Estimación de reducción de costos en la producción⁴

Precio del amoníaco por TM:	\$734,000.00
Precio de urea por TM:	\$ 1'100,000.00
Producción mensual de urea:	\$ 827'200,000.00

³ La estimación de costos de los equipos son considerados por el Departamento de Ingeniería en FERTICOL en base a equipos similares adquiridos por la empresa anteriormente. (compresor de cinco etapas para CO₂ con inter-enfriadores).

⁴ Los costos por TM de amoníaco y urea, son costos de venta de FERTICOL S.A.

Figura 8 Reducción de costos para la alternativa 2



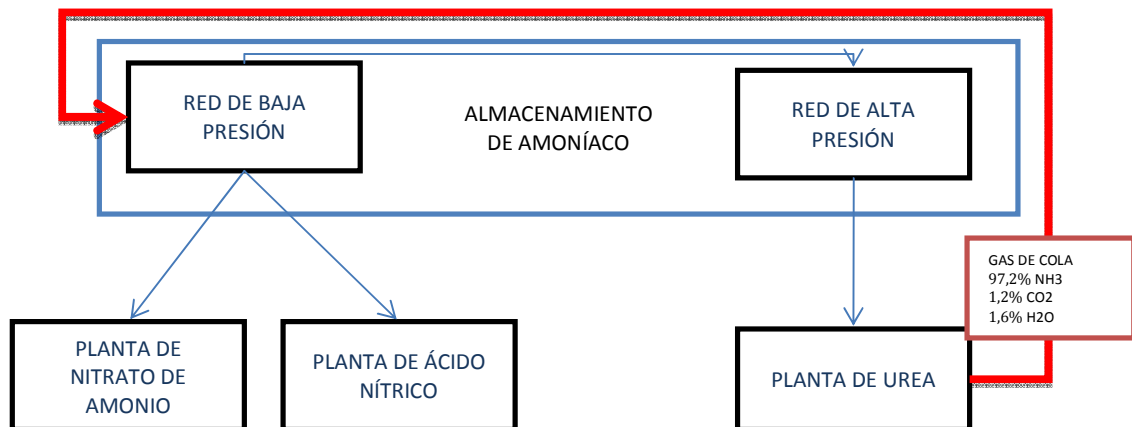
Fuente: Autor

Se estimó que las reducciones de costos en producción empleando este sistema de recuperación, son de un 38% mensual en el consumo de amoníaco para producción de urea, que representa una disminución de costos aproximadamente de **\$127'215,412.00 mensual en amoníaco**. El proyecto de inversión tiene un TIR 75,51%[15], con una inversión de **\$565.112.800** (costo de equipos), el cálculo está hecho en base al amoníaco que se ahorra en la producción implementando el sistema de recuperación, y los flujos de ingresos mensuales equivalentes al ahorro representado en el consumo de amoníaco, suponiendo un horizonte de 10 años del proyecto con TMAR de acuerdo a la naturaleza del proyecto de reinversión(ANEXO I)

3.3.3 Alternativa 3: Enviar los gases de cola a la red de baja presión en la sección de almacenaje de la planta de amoníaco.

En la red de baja presión en la planta de amoníaco, se almacena el amoníaco gaseoso que se distribuye como materia prima en el proceso de producción de nitrato de amoníaco y ácido nítrico. Lo que se propone es enviar el amoníaco presente en los gases de cola a esta sección, para así ser aprovechados en las diferentes plantas de producción de urea (*ver anexo B*). La red de baja presión también está conectada con la red de alta presión. Se cuenta con un sistema que ajusta las condiciones de presión y temperatura para este proceso [1].

Figura 9 Diagrama general modificado de la sección de almacenaje de amoníaco



Fuente: Autor

En el transcurso de la práctica se descartó esta alternativa, debido a que las condiciones de almacenamiento de amoníaco en la planta de amoníaco, exigen que su composición contenga 0% de CO₂, por requisito de los procesos de producción de las plantas, debido a que la planta de urea es la única que necesita este compuesto para producción. La separación NH₃-CO₂, es un proceso bastante complejo y de alto

costo, y aunque en la planta se cuenta con un proceso de purificación con MEA para retirar el CO₂, a diario se presentan fallas al implementar este sistema de purificación. Por tal razón finalmente esta alternativa no se tomará en cuenta para el proceso de evaluación.

3.4 VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE ALTERNATIVAS PROPUESTAS

Se busca que la alternativa cumpla con tres aspectos importantes en el siguiente orden de importancia:

- ✓ Disminución de costos de producción de urea disminuyendo consumo de amoníaco
- ✓ Inversiones en el sistema bajas
- ✓ Consideraciones ambientales

Tabla 5 Ventajas y desventajas de las diferentes alternativas

	VENTAJAS	DESVENTAJAS
ALTERNATIVA 1	<ul style="list-style-type: none"> • Inversión en equipos para recuperación de amoníaco baja, con inversión rentable (TIR 1265,4%). • Disminución de costos de consumo de amoníaco en un 37,5% para producción equilibrada entre urea y nitrato de amonio. • No genera mayor traumatismo en el proceso. • Eficacia en el ahorro de consumo de amoníaco en el proceso de producción. 	<ul style="list-style-type: none"> • Pérdida de amoníaco cuando la carga de producción de urea es mayor a la de producción de nitrato de amonio. • Contaminación por venteo al ambiente cuando se genera más gas de cola del que la planta de nitrato de amonio puede consumir. • Su eficiencia depende de la producción de la planta de urea.

ALTERNATIVA 2	<ul style="list-style-type: none"> • Logra recuperar la mayoría de amoníaco en la producción de urea generado en gases de cola, al consumir toda la carga de éstos que se produzcan. • Disminución de costos de consumo de amoníaco en un 38% para la producción de urea. • Disminución del impacto negativo ambiental producido a causa de generación de gases. • Eficaz y eficiente, sin depender de otros procesos de producción 	<ul style="list-style-type: none"> • Alta inversión en equipos para ajuste de temperatura para recuperación de amoníaco comparado con la alternativa anterior, sin embargo es un proyecto de inversión rentable (TIR 75,51%).
----------------------	---	--

Fuente: Autor

Como se mencionó anteriormente, la alternativa 3 se descartó en el proceso de la práctica, y por tanto no se tuvo en cuenta a la hora de considerar las ventajas y desventajas que presenta cada una de las alternativas.

La alternativa 1 presenta un buen comportamiento frente a la solución del problema, si la producción fuera diaria y constante, al igual que la planta de urea, la cual produce los gases de cola. El equipo necesario para el desarrollo de la propuesta es relativamente sencillo, y no de manda grandes cambios dentro de la planta, sin embargo, en FERTICOL, la producción de urea siempre es mayor respecto a la de nitrato de amonio, y el tanque tiene un espacio limitado, en el momento en que el tanque llegue a su capacidad máxima, nuevamente se abriría espacio a un venteo, perdiendo materia prima, y generando impacto negativo ambiental, ya que no tiene ningún tipo de control para mitigarlo. Por tal razón se considera que no es la mejor opción para una futura implementación.

La alternativa 2 propone consumir los gases de cola producidos en el proceso, al recircular en el reactor de síntesis, lo que genera una solución total del problema

identificado, ya que toda la cantidad que se genera del mismo modo será consumida sin tener pérdidas, siendo así independiente de la carga diaria que pueda tener la planta de producción, y al mismo tiempo eliminando cualquier venteo que se pudiera generar en esta etapa del proceso, disminuyendo completamente el impacto ambiental causado.

Comparando las ventajas y desventajas que se presentan en cada una de las alternativas planteadas, se determina que la mejor opción para recuperar el amoníaco venteado a la atmósfera, es la **alternativa 2**, ya que presenta una solución global en el problema identificado dentro de la empresa, tanto técnico, como económico. El venteo de estos gases también genera alta contaminación al ambiente, y se tuvo en cuenta estos aspectos a la hora de describir las características de las alternativas[3].

CONCLUSIONES

Se estudiaron las condiciones de operación de las diferentes plantas de producción en FERTICOL S.A., y se identificaron tres alternativas potenciales para la recuperación de amoníaco, las cuales aumentan la eficiencia de los procesos a aplicar, unas con mejores resultados que otras según aspectos económicos y técnicos.

La alternativa 3 propuesta para almacenamiento en la red de baja presión se descartó en el proceso de práctica, debido a las altas demandas económicas que representa el proceso de separación de amoníaco y dióxido de carbono, además de la complejidad del proceso.

La alternativa 1 que considera la instalación del tanque se considera viable económicamente, al presentar una TIR alta, sin embargo no hay solución total al problema planteado.

Si la planta de nitrato de amonio operara con más frecuencia, y se equilibraran las cargas de producción entre nitrato de amonio y urea, implementar un tanque de almacenamiento de gases de cola sería la mejor opción para recuperación de amoníaco, en base a aspectos técnicos, económicos y ambientales.

La recirculación de amoníaco al reactor es la alternativa que presenta mejor comportamiento frente al problema planteado, en base al análisis técnico y económico, aunque su TIR es relativamente baja comparada con la alternativa 1.

Se evaluaron las alternativas propuestas describiendo las ventajas y desventajas que cada propuesta aporta al proceso, y optando por la mejor opción con base en criterios económicos y técnicos. Como resultado se obtuvo que la alternativa 2 es la más adecuada ya que presenta el mejor comportamiento para una posible implementación.

RECOMENDACIONES

Se recomienda hacer una medición a escala laboratorio de la adsorción del vapor de agua presente en los gases de cola, midiendo las concentraciones del fluido a deshidratar con respecto a la capacidad de adsorción de la silica gel. Una vez obtenidos los datos, es posible construir una isoterma de Langmuir, la cual aporta datos más confiables para el diseño de la operación.

Se recomienda hacer una nueva caracterización de la corriente de salida de gases de cola, para corroborar la información y mantener actualizado el diseño de operación.

Se recomienda evaluar la posibilidad de la instalación de un reactor secundario en la planta de urea como otra alternativa para la recuperación de amoníaco.

BIBLIOGRAFÍA

- [1] FERTICOL S.A. (1969). Manual de Operación de la planta de Urea. Barrancabermeja-Colombia
- [2] FERTICOL S.A. (1969). Manual de operación de la planta de nitrato de amonio. Barrancabermeja-Colombia
- [3] FERTICOL S.A. (2007) Plan de manejo ambiental para Fertilizantes Colombianos S.A. Barrancabermeja- Colombia.
- [4] GEANKOPLIS, C. (1998). Procesos de transporte y operaciones unitarias (Tercera ed.). Compañía Editorial Continental, S.A. de C.V. México.
- [5] GREENE, R. Compresores y bombas. Mc. Graw-Hill. México.
- [6] G.T. AUSTIN.(1999). Manual de procesos químicos de la industria. Mc. Graw-Hill. México.
- [7]HOWELL, J. BUCKIUS, R.(1990) Principios termodinámicos para ingeniería (Primera ed.). Mc. Graw-Hill. México.
- [8] JAIMES, M. CARREÑO, Y. (2012). Diseño preliminar de una unidad piloto de adsorción en continuo. Trabajo de investigación. Universidad Industrial de Santander.
- [9] LEVENSPIEL O. (1993). Flujo de fluidos e intercambio de calor. REVERTÉ S.A. España
- [10] LI, X., LI, Z., XIA, Q., XI, H. et al., Effects of pore sizes of porous silica gels on desorption activation energy of water vapour. En : International Journal of Heat and Mass Transfer 55 (2012) 7133–7143.
- [11] McCABE, W., SMITH, C., HARRIOTT, P.(1991) Operacionesunitarias en ingenieríaquímica (cuartaed.). McGraw-Hill. España.
- [12] PERRY, R. (1992). Manual del Ingeniero Químico(Sexta ed.) McGraw-Hill.México.

[13] PEARSON, A., et al. Refrigerationwithammonia. En: international journal of refrigeration 31 (2008) 545–551.

[14] SMITH, C. CORRIPIO, A.(1991) Control automático de procesos teoría y práctica. Editorial Limusa, S.A. México.

[15] TARQUIN, A. BLANK, L. (1999) Ingeniería Económica (Cuarta ed.) McGraw-Hill. México.

[16] TREYBAL, R.(1967). Operaciones de transferencia de masa (segunda ed.) .Mc Graw Hill. México.

ANEXOS

ANEXO A. RESEÑA HISTÓRICA FERTICOL S.A.

El 3 de marzo de 1966 se constituyó la Sociedad de Fertilizantes Colombianos S.A.- FERTICOL, con el objeto social de producir, distribuir y vender productos petroquímicos, especialmente abonos químicos y sus derivados. El 25 de noviembre de 1966 FERTICOL firmó un contrato con Petroquímica del Atlántico S.A., ECOPETROL y Caja Agraria por medio del cual se acordaron compromisos puntuales para el beneficio de todas las partes involucradas. El montaje de la nueva planta de amoníaco y la rehabilitación de las otras plantas se efectuaron dentro del programa establecido y fue así como en Julio de 1967 se inició el arranque de la planta de amoníaco. A lo largo de estos cuarenta años FERTICOL ha cumplido con su misión, fortaleciendo la agroindustria en la región, generando empleo y, afianzando de una forma u otra al sector comercial de la ciudad, ubicada en Las Granjas, zona industrial de Barrancabermeja. No obstante, en los últimos ocho años se presentaron problemas de tipo técnicos y financieros que tuvieron a FERTICOL al borde del colapso, debido a inconvenientes administrativos y operacionales, junto con los lineamientos del Plan de Ordenamiento Territorial de Barrancabermeja, el cual obligó a FERTICOL a reubicar el gasoducto que transporta la materia prima, con el objeto brindar seguridad a las comunidades ubicadas en torno a los terrenos de FERTICOL. Los trabajos de reubicación del gasoducto desencadenaron la suspensión de actividades operativas a partir de agosto de 1999 y el arranque de las unidades operativas se reinició en enero de 2001. La parálisis de la planta representó un impacto negativo en su patrimonio, ocasionándole pérdidas que la situaron en causal de liquidación por deterioro patrimonial. En diciembre de 2002 la Superintendencia de Sociedades acogió a la empresa bajo la Ley 550, con el propósito de darle una viabilidad financiera y una reestructuración que permitiera el fortalecimiento a la compañía. El 1 de agosto de 2003 se firmó el “Acuerdo de Reestructuración” con el cual se consolida la viabilidad de FERTICOL, asegurando su sostenimiento de acuerdo a una Proyección de la Producción, enmarcada en principios de desarrollo sostenible.

ANEXO B. DESCRIPCIÓN GENERAL DE LOS PROCESOS DE PRODUCCIÓN DE LAS PLANTAS DE FERTICOL

1. Planta de amoníaco

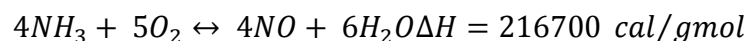
La planta de amoníaco fue diseñada para producir 65 TMD de amoníaco anhidro, usando como materia prima gas natural. El gas natural es abastecido por la Empresa Colombiana de Petróleos (Ecopetrol). El amoníaco anhidro se obtiene industrialmente por reacción catalítica entre el nitrógeno y el hidrógeno según la reacción reversible:



La planta es un conjunto de seis unidades interconectadas. El gas natural, primero se purifica y luego se reforma para convertirlo en gas de síntesis. El gas de síntesis se purifica y comprime para su conversión en amoníaco. Los vapores de amoníaco son condensados y almacenados en estado líquido en tanques especiales y luego bombeados a las diferentes plantas de FERTICOL.

2. Planta de ácido nítrico

La planta de ácido nítrico fue diseñada para producir 150 TMD de ácido al 55% con una presión de operación de 2,5 kgf/cm² usando como materias primas amoníaco gaseoso, aire y agua desmineralizada. El amoníaco es alimentado a la planta en estado gaseoso a 2,5 kgf/cm² y 60°C, el cual entra por la parte superior del reactor como mezcla aire - amoníaco, (10.5% de amoníaco a 110°C). La reacción de oxidación se lleva a cabo a una temperatura de 800° - 840°C:

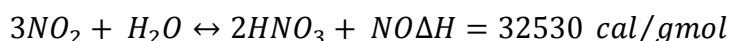


La reacción es altamente exotérmica y el calor desprendido se aprovecha para producir vapor en una caldera que forma parte del reactor. La solución resultante es enviada a la sección de oxidación. Las torres de oxidación presentan las

condiciones ideales para la oxidación y la polimerización del NO a NO₂ con el oxígeno del aire secundario. La reacción de oxidación es exotérmica, las torres son enfriadas exteriormente por una lluvia de agua que fluye en cascada. La reacción que se presenta en esta etapa de oxidación es:



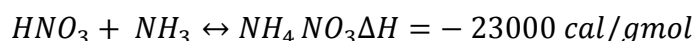
La absorción de los gases nitrosos con agua desmineralizada se efectúa a través de 20 cilindros horizontales y dispuestos a diferentes niveles, instalados en forma escalonada. Da lugar a la siguiente reacción:



El ácido formado fluye al tanque de ácido y de allí es bombeado a la torre de desnitración, para eliminar la coloración amarilla propia de los óxidos libres en el ácido. Luego el ácido es enfriado y enviado a los tanques de almacenamiento con una capacidad de 150 m³ cada uno.

3. Planta de nitrato de amonio

La planta de nitrato de amonio fue diseñada para producir 130 TMD de nitrato de amonio 26%. Al reactor se alimentan continuamente ácido nítrico al 55% y amoníaco gaseoso proveniente de la sección de almacenaje de la planta de amoníaco al 99.95%, y amoníaco presente en los gases de cola provenientes de la planta de urea. El nitrato de amonio se obtiene al reaccionar ácido nítrico y amoníaco gaseoso, según la siguiente reacción:

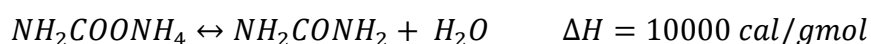


El ácido nítrico usado en el proceso tiene una concentración de 53% p/p HNO₃ y 46% p/p H₂O y es bombeado de los tanques de almacenamiento de la planta de ácido nítrico de FERTICOL. La reacción es exotérmica, lo que permite evaporar el agua concentrando la solución alrededor del 82% p/p. La solución sale de la cámara por rebose y llega al concentrador donde se aumenta la temperatura. La

concentración en este punto debe ser 92-95% p/p. La solución es bombeada a los granuladores, luego se elimina el agua mediante una corriente de gases calientes que fluyen a través de un secador. El producto granulado se clasifica en las cribas en tres fracciones: finos, gruesos y producto deseado. El producto final, recubierto y enfriado se envía a la bodega donde se empaca y se almacena.

4. Planta de urea

La planta de urea fue diseñada para producir 50 TMD de urea, usando como materia prima amoníaco líquido y dióxido de carbono gaseoso y solución de carbamato de amonio como reciclo. Las reacciones para producción de urea son:

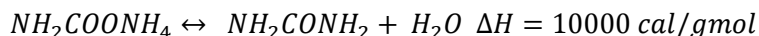
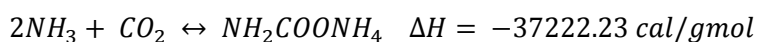


Los productos fluyen a la sección de descomposición de alta, en el cual se descompone el carbamato de amonio en NH_3 y CO_2 para separarlo de la urea, y se envían a un enfriador de alta presión, para absorber el NH_3 y CO_2 , y formar una solución acuosa de carbamato que se recirculará al reactor como solución de reciclo. La solución proveniente de la descomposición de alta presión se envía a la sección de descomposición de baja presión, allí se calienta la solución para que se puedan separar los gases de NH_3 y CO_2 y se desprendan por la línea de gases de cola. Finalmente la solución resultante de esta sección es enviada a un tanque de succión para empezar la etapa de concentración. De este tanque, se envía la solución a un evaporador-concentrador. En este equipo se evapora casi toda el agua y se desprenden las trazas de NH_3 y CO_2 . La mezcla de urea y vapores fluye a un separador al vacío, en donde el vapor de agua, las trazas de amoníaco y dióxido de carbono son removidas del sistema. La solución a la salida del separador es enviada a un evaporador para la concentración final. Se bombea la solución de urea a una torre de granulación. Los gránulos formados en la cámara se envían a una criba, se clasifica el producto y se envía a bodega.

ANEXO C. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE PRODUCCIÓN DE UREA

El proceso de producción de urea se divide en las siguientes etapas:

- 1. Recepción de Amoníaco:** El amoníaco proviene de la sección de almacenaje de la planta de amoníaco, llega a una presión de 14 kgf/cm² y se suministra a un tanque, donde la presión se estandariza a 11,25 kgf/cm². Posteriormente se succiona a través de bombas recíprocas para alimentar al reactor de síntesis y elevar la presión a 180 kgf/cm².
- 2. Compresión de CO₂:** El CO₂ proveniente de la planta de amoníaco fluye a un gasómetro, un tanque de almacenamiento de sello flotante con 2000 m³ de capacidad. El gas fluye a través de las cinco etapas de compresión que lo lleva a 180 kgf/cm² y 120°C antes de entrar al reactor.
- 3. Sección de síntesis:** El amoníaco líquido, el dióxido de carbono gaseoso, y la solución de carbamato son cargadas continuamente al reactor de síntesis principal que opera a una temperatura de 180°C y a una presión de 180 Kgf/cm². En la columna de síntesis se llevan a cabo las siguientes reacciones:



La primera reacción es altamente exotérmica y en ella se forma carbamato de amonio. La segunda es ligeramente endotérmica y más lenta y consiste en la descomposición del carbamato en urea y agua. La corriente de salida del reactor está constituida por 31,62% urea, 34,48% NH₃, 12,83% CO₂, 20,46% H₂O, y 0,61% Inerte⁵, estos productos fluyen a la sección de descomposición pasando primero a un disgregador de alta presión con una temperatura de entrada de 90-110°C.

- 4. Sección de descomposición:** En el disgregador de alta presión F-13 (*figura 10*) se descompone el carbamato de amonio en NH₃ y CO₂ para separarlo de la urea. La temperatura se debe controlar a 150°C para lograr la separación. La solución resultante fluye a un separador de alta presión SC-13 (*figura 10*), donde el amoníaco y el dióxido de carbono se separan de la solución y se envían a un enfriador de alta presión F-12, para absorber el NH₃ y CO₂ contenido en la solución proveniente del reactor de síntesis y

⁵ Todos los porcentajes son dados en p/p, tomados como referencia del Manual de Operación de la planta de urea FERTICOL S.A.

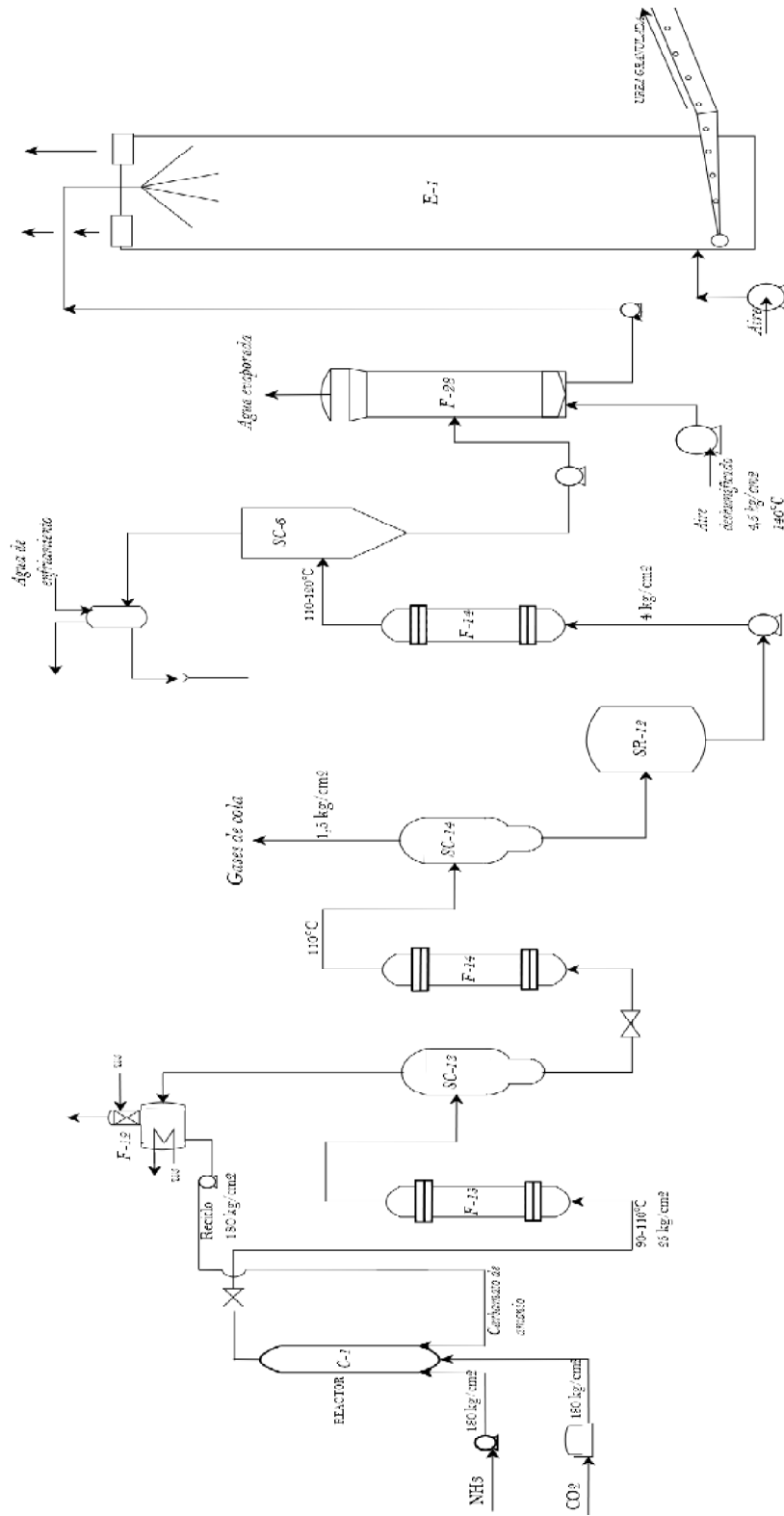
formar una solución acuosa de carbamato que se recirculará al reactor como solución de reciclo. La solución a la salida del separador tiene una composición de 46,74% urea, 33,29% NH₃, 5,52 CO₂, 13,54 H₂O, 0,9% inertes. La solución proveniente del separador de alta presión SC-13 se envía al disgregador de baja presión F-14 (*figura 10*), que tiene como objetivo calentar la solución para que se puedan separar los gases de NH₃ y CO₂. La solución de urea caliente fluye hacia el separador de baja presión SC-14, donde el NH₃ y el CO₂ se desprenden por la línea de gases de cola hacia la planta de nitrato de amonio o se ventea. Finalmente la solución que sale del separador es enviada a un tanque de succión SR-12 para empezar la etapa de concentración. La solución que fluye al SR-12 tiene una composición de 69,38% urea, 2,38 NH₃, 7,62 CO₂, 19,29% H₂O, 1,33 inertes⁶.

- 5. Sección de concentración:** El tanque de succión SR-12(*figura 10*), se utiliza como tanque pulmón entre la sección de síntesis y la sección de concentración. La solución de urea almacenada en este tanque, se envía a un evaporador-concentrador F-27 (*figura 10*). La solución sale del evaporador con una temperatura entre 100-120 °C. En este equipo se evapora casi toda el agua y se desprenden las trazas de NH₃ y CO₂. La mezcla de urea y vapores fluye a un separador al vacío SC-6, en donde el vapor de agua, las trazas de amoníaco y dióxido de carbono son removidas del sistema. La composición de la solución a la salida del separador es 90,5% urea y 9,5% H₂O⁷. La solución a la salida del separador es enviada a un evaporador F-28 (*figura 10*), el cual es un intercambiador de calor que se utiliza para remover parte de la humedad que trae la solución poniéndose en contacto con aire deshumificado a 132 – 140°C. La solución de urea se concentra hasta el 99,5% y se envía a la torre de granulación.
- 6. Sección de granulación:** Se bombea la solución de urea desde el fondo del evaporador hasta el tope de una torre de granulación con el objetivo de granular la urea. La torre de granulación es una cámara rectangular de 44,75 m de altura total, cuyo objetivo es hacer solidificar las gotas de urea líquida que caen desde la cima por medio de una corriente de aire que fluye en contracorriente desde la base de la torre. Los gránulos formados en la cámara se envían a una criba con el fin de clasificar el producto y separar finos y gruesos para enviarlos a la bodega. En la *figura 10*, se muestra el diagrama de flujo de la planta de producción.

⁶ Los porcentajes son dados en p/p, tomados como referencia del Manual de Operación de la planta de urea FERTICOL S.A.

⁷ Los porcentajes son dados en p/p, tomados como referencia del Manual de Operación de la planta de urea FERTICOL S.A.

Figura 10 Diagrama de flujo simplificado de la producción industrial de urea. Fertilizantes Colombianos S.A.



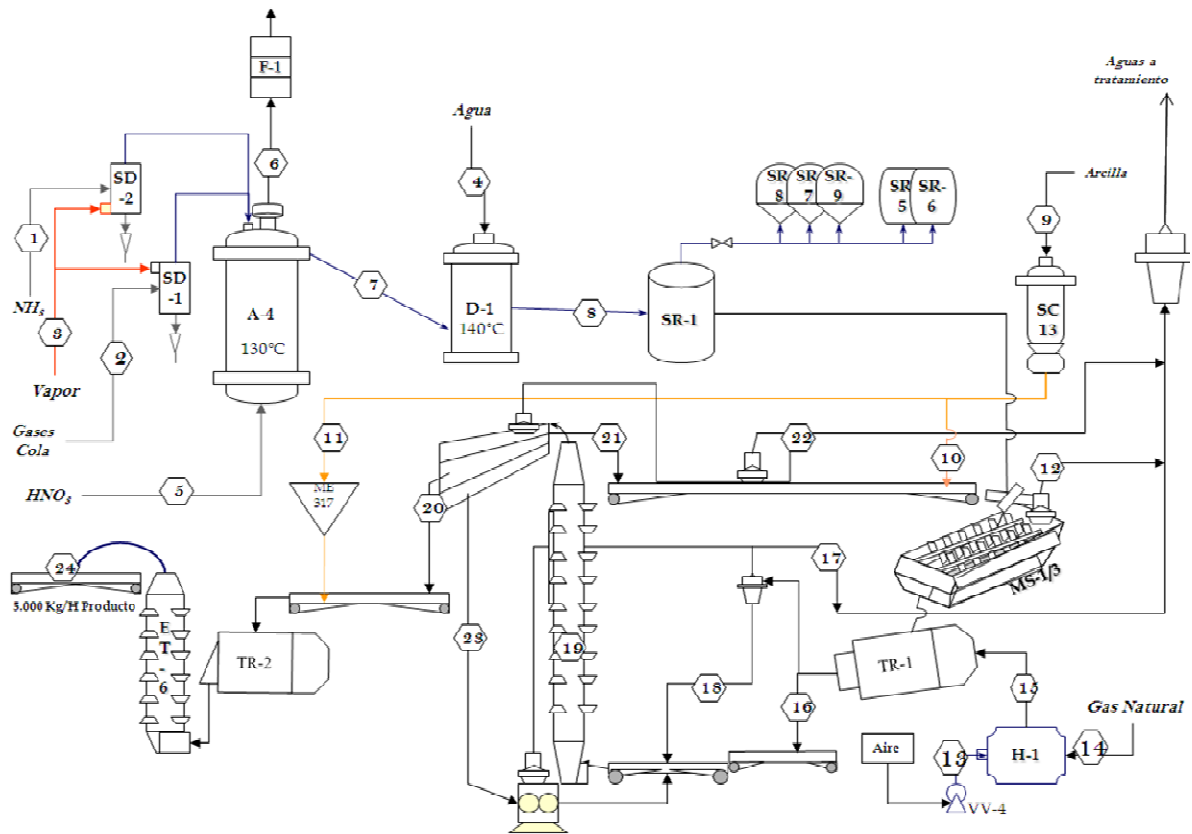
RELACIÓN	DESCOMPOSICIÓN Y ABSORCIÓN	CONCENTRACIÓN DE UREA	GRANULACIÓN DE UREA
C-1	REACTOR		
F-13	SEPARADOR DE ALTA PRESIÓN		
SC-13	SEPARADOR DE ALTA PRESIÓN		
F-14	DISREGADOR DE BAJA PRESIÓN		
SC-14	SEPARADOR DE BAJA PRESIÓN		
SP-12	TANQUE DE SUCCIÓN		
F-14	EVAPORADOR CONCENTRADOR		
SC-5	SEPARADOR AL VACÍO		
F-28	EVAPORADOR		
E-1	TORRE DE GRANULACIÓN		

Fuente. Manual de planta de urea de FERTICOL S.A.

ANEXO D. BALANCES DE MASA DE LAS PLANTAS DE PRODUCCIÓN DE UREA Y NITRATO DE AMONIO

PLANTA DE NITRATO DE AMONIO

Figura 11 Diagrama de balance de masa en la planta de nitrato de amonio



Fuente: Manual de la planta de nitrato de amonio FERTICOL S.A.

Tabla 6 Balance de masa en la planta de nitrato de amonio.

PLANTA DE NITRATO DE AMONIO - BALANCE DE MATERIA
 BASE DE CALCULO 5000 kg/h de Nitrato de Amonio

FLUIDO	1		2		3		4		5		6	
	NH ₃	30,00	Gases de Cola	110,00	Vapor de Agua	140,00	Agua Evaporada	105,00	Acido Nitrico	50,00	Vapores A-4	120,00
TEMPERATURA, °C	%	Flujo, Kg/h	%	Flujo, Kg/h	%	Flujo, Kg/h	%	Flujo, Kg/h	%	Flujo, Kg/h	%	Flujo, Kg/h
NH ₄ NO ₃												
HNO ₃									55,00	3437,50	3,64	68,95
NH ₃	99,50	746,25	97,20	437,40								
CO ₂			1,20	5,40							0,29	5,40
H ₂ O	0,50	3,75	1,60	7,20	100,00	5000,00	100,00	655,00	45,00	2812,50	96,07	1819,45
Arcilla												
CH ₄												
O ₂												
Inertes												
Total	100,00	750,00	100,00	450,00	100,00	5000,00	100,00	655,00	100,00	6250,00	100,00	1893,80

FLUIDO	7		8		9		10		11		12	
	Salida A-4	130	Salida D-1	135	Arcilla Total	45	Arcilla Cócneas	45	Arcilla TR-2	45	Polvos Cócneas	35
TEMPERATURA, °C	%	Flujo, Kg/h	%	Flujo, Kg/h	%	Flujo, Kg/h	%	Flujo, Kg/h	%	Flujo, Kg/h	%	Flujo, Kg/h
NH ₄ NO ₃	80,0	4.014,0	92,0	4.014,0								
HNO ₃												
NH ₃												
CO ₂												
H ₂ O	20,0	1.004,0	8,0	349,0							1,9	3,0
Arcilla					100,0	1.701,4	100,0	1.515,4	100,0	186,0	60,2	93,0
CH ₄												
O ₂												
Inertes												
Total	100,0	5.018,0	100,0	4.363,0	100,0	1.701,4	100,0	1.515,4	100,0	186,0	100,0	154,5

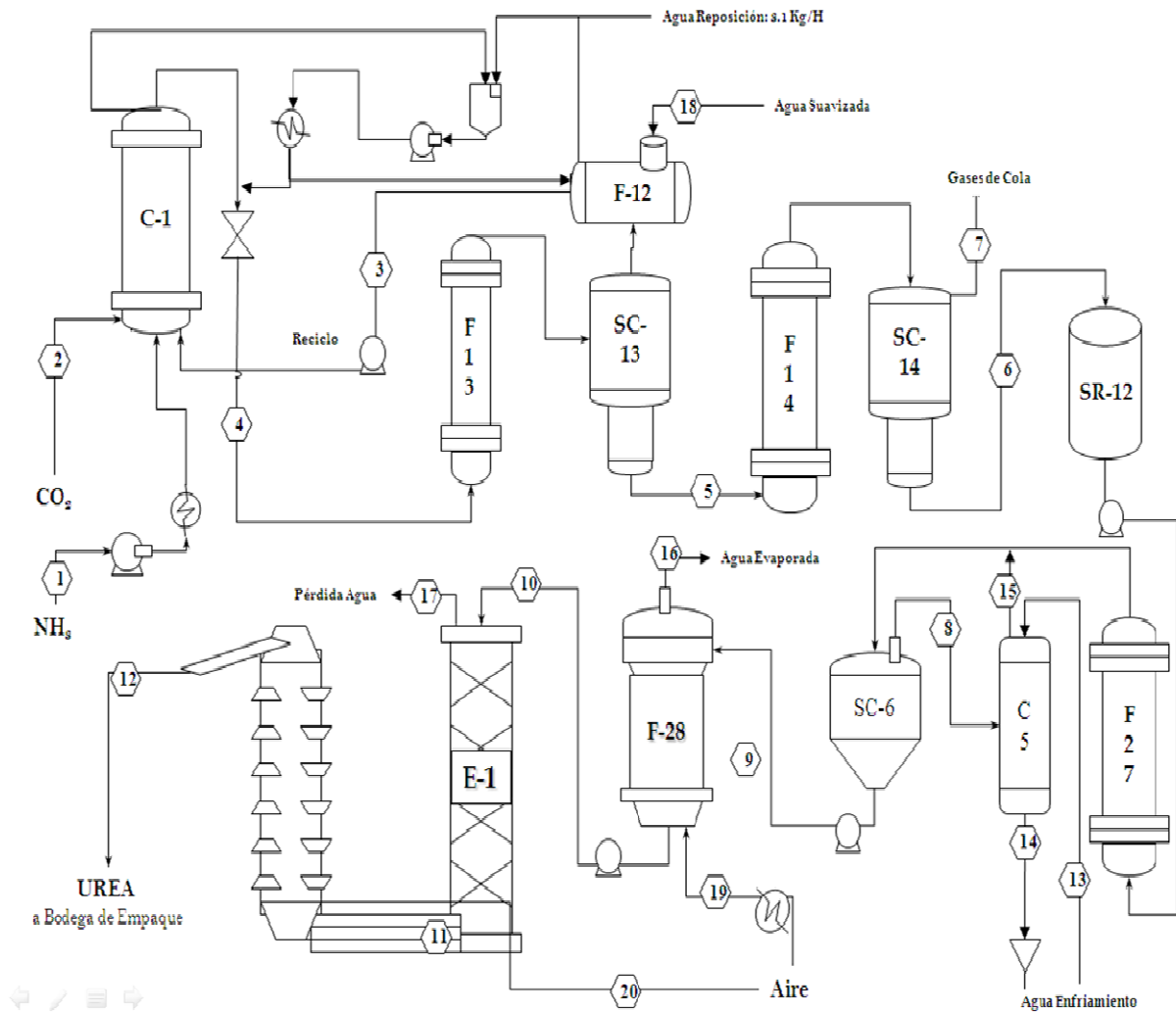
FLUIDO	13		14		15		16		17		18	
	Aire H-1		Gas Natural		Gases Combustión		Salida TR-1		Gas Salida TR-1		Polvos ET-3	
TEMPERATURA, °C	30		30		180		70		130		55	
	%	Flujo, Kg/h	%	Flujo, Kg/h	%	Flujo, Kg/h	%	Flujo, Kg/h	%	Flujo, Kg/h	%	Flujo, Kg/h
NH ₄ NO ₃							64,2	4.750,0	1,2	131,5	37,9	64,0
HNO ₃												
NH ₃												
CO ₂					1,2	123,1			1,2	123,1		
CO					0,4	0,4			0,004	0,4		
H ₂ O					1,0	101,3	0,8	60,4	3,7	395,9	2,0	3,4
Arcilla							34,9	2.584,4	2,0	209,0	60,1	101,6
CH ₄			100,0	45,0								
O ₂	21,0	2.100,0			19,1	1.920,3			18,0	1.920,3		
Inertes	79,0	7.900,0			78,6	7.900,0			74,0	7.900,0		
Total	100,0	10.000,0	100,0	45,0	100,0	10.045,0	100,0	7.394,8	100,0	10.680,2	100,0	169,0

FLUIDO	19		20		21		22		23		24	
	Entrada ET-4		Optimo Cribas		Finos Cribas		Polvos ET-5		Gruesos Cribas		Producto	
TEMPERATURA, °C	65		65		65		55		65		50	
	%	Flujo, Kg/h	%	Flujo, Kg/h	%	Flujo, Kg/h	%	Flujo, Kg/h	%	Flujo, Kg/h	%	Flujo, Kg/h
NH ₄ NO ₃	73,3	10.076,0	77,1	3.714,0	40,0	1.100,0	40,0	110,0	85,0	5.262,0	74,3	3.714,0
HNO ₃												
NH ₃												
CO ₂												
H ₂ O	1,1	156,8	1,0	50,0	0,5	13,8	0,5	1,4	1,5	93,0	1,0	50,0
Arcilla	25,6	3.521,0	21,8	1.050,0	59,5	163,6	59,5	163,6	13,5	835,0	24,7	1.236,0
CH ₄												
O ₂												
Inertes					59,5	1.636,2						
Total	100,0	13.753,8	100,0	4.814,0	100,0	2.750,0	100,0	275,0	100,0	6.190,0	100,0	5.000,0

Fuente: Autor

PLANTA DE UREA

Figura 12 Diagrama de balance de masa de la planta de urea



Fuente. Autor

Tabla 7 Balance de masa de la planta de urea

PLANTA DE UREA - BALANCE DE MATERIA

BASE DE CALCULO 2500 kg/ h de Nitrato de Amonio

FLUIDO	1		2		3		4		5	
	NH3		CO2		Reciclo		Salida C-1		Salida Liq SC-13	
PRESION, Kg/cm2	14 - 16		180		20 - 24		25		24	
TEMPERATURA, °C	35		120		70 - 75		140		145	
FLUJOS kg/h	%	Flujos	%	Flujos	%	Flujos	%	Flujos	%	Flujos
NH2 - CO - NH2										
NH3	99,50	2487,50			36,98	937,00	34,48	2698,89	33,29	1761,89
CO2			98,34	2820,00	28,10	712,00	12,83	1004,01	5,52	292,01
H2O	0,50	12,50			34,93	885,00	20,46	1601,71	13,54	716,71
Inertes			1,66	47,50			0,61	47,50	0,90	47,50
Total	100,00	2500,00	100,00	2867,50	100,00	2534,00	100,00	7827,10	100,00	5293,10

FLUIDO	6		7		8		9		10	
	Salida Liq SC-14		Gases de Cola		Salida Gas SC-6		Salida Liq SC-6		Salida F-28	
PRESION, Kg/cm2	1,03		1,03		0,5		0,5		Atm	
TEMPERATURA, °C	110		110		138		120		138	
FLUJOS kg/h	%	Flujos	%	Flujos	%	Flujos	%	Flujos	%	Flujos
NH2 - CO - NH2	69,38	2475,00					91,83	2475,00	98,44	2475,00
NH3	2,38	85,00	97,18	1676,89	9,60	83,70	0,05	1,30	0,05	1,30
CO2	7,62	272,00	1,16	20,01	31,19	272,00				
H2O	19,29	688,00	1,66	28,71	53,77	469,00	8,13	219,00	1,51	38,00
Inertes	1,33	47,50			5,45	47,50				
Total	100,00	3567,50	100,00	1725,60	100,00	872,20	100,00	2695,30	100,00	2514,30

FLUIDO	11		12		13		14		15	
	Salida E-1		Urea Producto		Agua C-5		Salida Liq C-5		Salida Gas C-5	
PRESION, Kg/cm2	Atm		Atm		2		Atm		38	
TEMPERATURA, °C	60		45		30		36		30	
FLUJOS kg/h	%	Flujos	%	Flujos	%	Flujos	%	Flujos	%	Flujos
NH2 - CO - NH2	98,99	2475,00	99,00	2475,00						
NH3	0,05	1,30	0,05	1,30			0,15	83,70		
CO2									85,13	272,00
H2O	0,96	23,90	0,95	23,70	100,00	55000,00	99,85	55469,00		
Inertes									14,87	47,50
Total	100	2500,20	100,00	2500,00	100,00	55000,00	100,00	55552,70	100,00	319,50

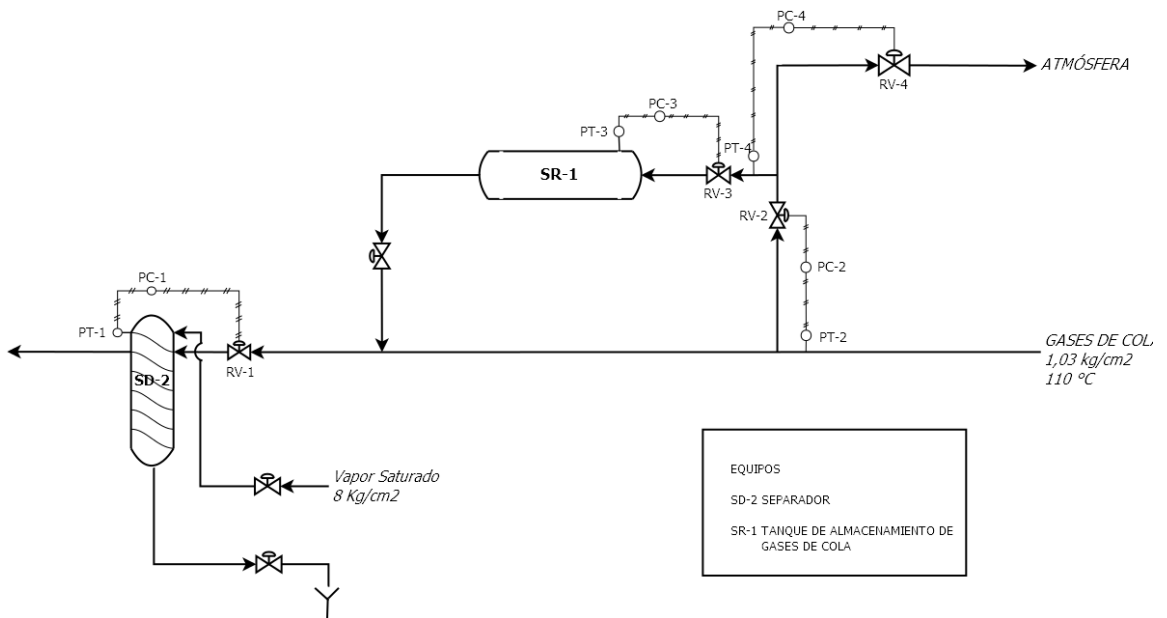
FLUIDO	16		17		18		19		20	
	Agua Evap. F-28		Agua Evap. E-1		Agua Suavizada		Aire a Evaporador		Aire a Fluidificador	
PRESION, Kg/cm2	Atm		Atm		2					
TEMPERATURA, °C	105		38		30		135		27	
FLUJOS kg/h	%	Flujos	%	Flujos	%	Flujos	%	Flujos	%	Flujos
NH2 - CO - NH2										
NH3										
CO2										
H2O	9,50	181,00	0,42	14,10	100,00	400,00				
Inertes	90,50	1725,00	99,58	3320,00			100,00	1725,00	100,00	3300,00
Total	100	1906	100	3334,1	100	400	100	1725	100	3300

Fuente: Autor

ANEXO E. DISEÑO DEL TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE GASES DE COLA EN LA PLANTA DE NITRATO DE AMONIO – ALTERNATIVA 1

En una de las alternativas planteadas para la recuperación de amoniaco presente en los gases de cola, se propuso la instalación de un tanque de almacenamiento de estos gases. Los gases de cola llegan a la unidad y entran al separador SD-2 (figura 13), en donde se separan condensados de vapor y trazas de carbamato de amonio que arrastre el gas. Este equipo está protegido con una válvula de seguridad instalada en la línea de los gases de cola (RV-1, figura 13), calibrada para que se dispare a 2,5 kgf/cm². La presión máxima del equipo será entonces 2,5 kgf/cm², con base en este criterio se partió para el diseño del tanque, sus dimensiones y características. Los tanques ideales para almacenar gases, tienen forma esférica, ya que ejerce presión de manera uniforme en toda la pared del recipiente, pero son más costosos comparados con los tanques de almacenamiento de forma cilíndrica, cumplen la misma función pero su eficiencia es menor comparada con el tanque esférico. Para el diseño se escogió un tanque cilíndrico por factores económicos.

Figura 13 Tanque de almacenamiento de gases de cola en la planta de nitrato de amonio

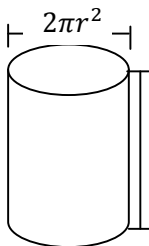


Fuente: Autor

Criterios para cálculos de capacidad del tanque

- **Masa del gas:** Se considera dimensiones para almacenar 6,815 toneladas de gas de cola, que corresponde al consumo en estos gases en la producción diaria de nitrato de amonio.
- **Material:** Acero Inoxidable (ss 316 L). En la industria petroquímica es el material más utilizado para construcción de equipos para contrarrestar la corrosión debido a la naturaleza química del fluido.
- **Presión máxima en el separador (SD-2):** 2,5 kg/cm² (245,22 KPa)
- **Medida estándar de lámina de acero:** 0,91x3,05 m
- **Peso lamina por m²:** 79,26 kg
- **Espesor de Lámina(*t*):** 10 mm
- **Esfuerzo:** $\sigma = 300 \text{ MPa}$
- **Factor de seguridad del tanque:** 4 (criterio del proveedor)
- **Presión máxima en el tanque:** 2500 KPa (criterio proveedor)

Peso del tanque por unidad de área



$$\phi = 2m$$

$$\tau = 10 \text{ mm}$$

$$W_{lamina} = 79,26 \text{ kg/m}^2$$

$$W_{tanque} = W_{lamina} * A_{tanque} * g$$

$$W_{tanque} = W_{lamina} * (2\pi r l + 2\pi r^2) * g$$

$$\left(79,26 \frac{\text{kg}}{\text{m}^2}\right) (2\pi(1\text{m})(l) + 2\pi(1\text{m})^2) * \left(9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}\right) = W_{tanque}$$

$$W_{tanque} = 4885,43 * l + 4885,43$$

$$W_{gas} = M_{gas} * g$$

$$W_{gas} = 6815 \text{ kg} * 9,81 \frac{\text{m}}{\text{s}^2}$$

$$W_{gas} = 66855,15 \text{ N}$$

La carga o peso total que el tanque está diseñado es:

$$W_{total} = W_{tanque} + W_{gas}$$

$$W_{total} = 4885,43 * l + 71740,58 \quad (1)$$

En base al diámetro supuesto para el tanque de almacenamiento, se parte de un peso total de tanque mas el gas a almacenar en función de la longitud del tanque, se considera los esfuerzos en todos los puntos críticos del tanque para calcular la longitud mínima del contenedor.

Consideración para el diseño de tanque cilíndrico presurizados internamente:

Si la relación:

$$\frac{r - t}{t} > 40$$

Donde r es el radio del tanque y t el espesor de la lámina, se considera el tanque, como un tanque de pared delgada de lo contrario se considerara un tanque de pared gruesa.

$$\frac{1000 - 10}{10} = 99 [mm] > 40 \text{ Pared Delgada}$$

- Calculo de inercia:

$$I = \pi * (R - t)^3 * t \quad (2)$$

Dónde:

$R =$ radio mayor.

$t =$ espesor de lámina.

$$I = \pi * (1000 - 10)^3 * 10$$

$$I = 30482842101,9 [mm^4] = 3,0482E - 2 [m^4]$$

- Punto crítico en tanque presurizado internamente:

$$\sigma_{Mz} = \frac{M_z * c}{I} \quad (3)$$

$$M_z = \frac{3}{40} * w * l^2$$

$$c = l * t$$

Donde w es el peso total del tanque con el gas, l la longitud del tanque y t el espesor de lámina.

- El esfuerzo tangencial presentado en la cara lateral del tanque está dado por:

$$\sigma_t = 2 * \sigma_l \quad (4)$$

Dónde:

$\sigma_l =$ *esfuerzo longitudinal*

$$\sigma_l = \frac{P_{max}}{4 * t} \quad (5)$$

$$\sigma_l = \frac{P_{max}}{4 * 0.01}$$

$$\sigma_l = 625E5 \text{ Pa}$$

En (4):

$$\sigma_t = 2 * 625E5 \text{ Pa} = 1250E5 \text{ Pa}$$

El τ de esfuerzos en el tanque esta dado por la ecuación:

$$\frac{\sigma_l + \sigma_{Mz}}{2} = \tau \quad (6)$$

Y por la ecuación:

$$\tau = \frac{\sigma_s}{n} \quad (7)$$

Donde σ_s es el criterio de presión para el acero inoxidable 316 L y n el factor de seguridad del tanque (criterio de proveedor)

Se igualan las ecuaciones 6 y 7 y se halla el valor de l .

$$\frac{\frac{\frac{3}{40} * (4885,43 * l + 71740,58) * l^3 * 1}{3,0482E-2} + 625E5}{2} = \frac{150 * 10^6}{2}$$

$$l = 3.83 \text{ [m]}$$

- Cantidad de láminas para construcción del tanque

Cantidad de laminas de acero para la periferia del tanque

$$\text{Perimetro del tanque} = \pi\phi = 6,2831 \text{ m}$$

$$\text{longitud del tanque} = 3,83 \text{ m}$$

$$\text{Área total} = 6,2831 * 3,83 = 24,06 \text{ m}^2$$

$$\text{Área de una lamina de acero} = 2,775 \text{ m}^2$$

$$\text{láminas de acero} = \frac{24,06}{2,775} = 8,66 \text{ láminas}$$

Cantidad de láminas de acero para las caras laterales del tanque

$$\text{Área de la caras del tanque} = 2\pi r^2 = 6,2831 \text{ m}^2$$

$$\text{láminas de acero} = \frac{6,2831}{2,775} = 2,26 \text{ láminas}$$

Cantidad de láminas totales

$$8,66 + 2,26 = 10,86 \approx 11 \text{ láminas}$$

ANEXO F. DIMENSIONES DE LECHO FIJO DE SILICA GEL

DATOS

- SILICA GEL

Diámetro promedio del poro:	2-5 nm
Densidad masa seca:	750 kg/m ³
Área superficial:	800 m ² /g
Capacidad de adsorción:	0,5 kg soluto/kg seco
Porosidad en el lecho:	0,38
Cantidad de adsorción de agua por el sólido (q ₀):	375 Kg H ₂ O/m ³ silica gel

- GAS DE COLA

Temperatura:	110°C
Presión:	1,05 kgf/cm ²
Concentración inicial de agua en el gas:	1,683% p/p
Concentración final en el gas:	0,5% p/p
Densidad del gas:	0,5616 kg/m ³
Concentración en equilibrio de la solución (C ₀):	0,00934 kg H ₂ O/m ³ fluido
Caudal:	0,8535 m ³ /s

- Consideraciones:

- ✓ Tiempo de servicio: 20horas
- ✓ Diámetro de la torre: 0,8 m
- ✓ Aumento de temperatura despreciable en el lecho
- ✓ Caída de presión despreciable por velocidad de operación relativamente baja

Cálculo de la carga hidráulica (H):

$$H = \frac{Q}{S} \quad (1)$$

Donde Q es el caudal y S el área superficial de la torre

$$S = \pi * r^2 \quad (2)$$

$$S = \pi * (0,4m)^2$$

$$S = 0,5026 m^2$$

Reemplazamos en la ecuación (1)

$$H = \frac{0,8535 m^3/s}{0,5026 m^2}$$

$$H = 1,6979 \frac{m}{s}$$

Cálculo de altura del lecho:

$$L_{lecho} = \frac{H t_{servicio}}{(1-\epsilon) \left(\frac{q_0}{C_0}\right)}$$

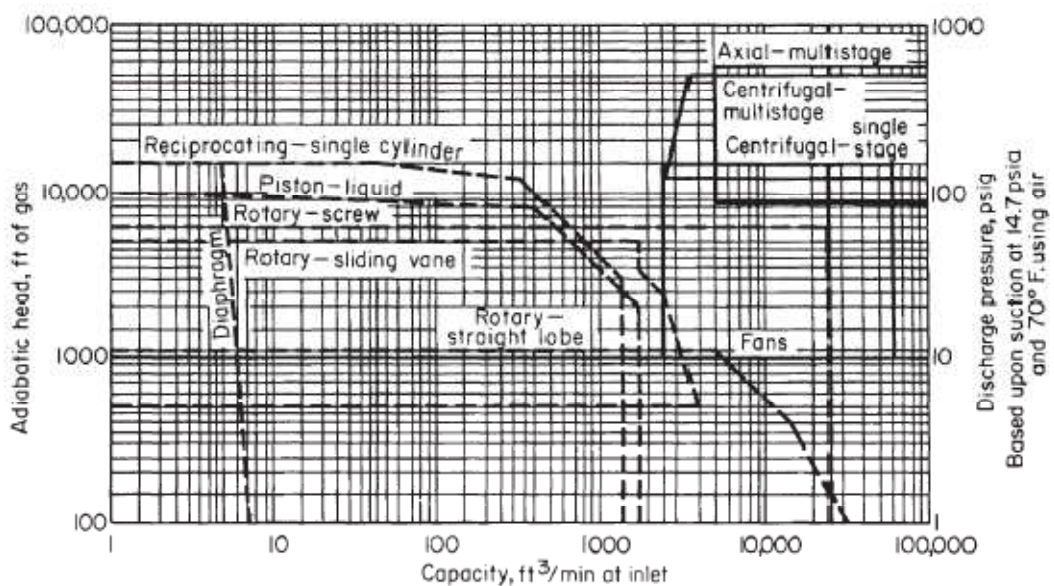
$$L_{lecho} = \frac{\left(1,6979 \frac{m}{s}\right) (20 * 3600)s}{(1 - 0,38) \left(\frac{375kg/m^3}{0,00934kg/m^3}\right)}$$

$$L_{lecho} = 4,91 m$$

ANEXO G: SELECCIÓN DEL COMPRESOR

Para determinar el tipo de compresor a emplear en una operación, se puede hacer por medio de la lectura en una gráfica de alcance de compresor. Conociendo el flujo volumétrico del gas a comprimir y la presión de descarga que se desea, se hace la lectura en la gráfica. Para este caso se tiene una capacidad de 1808 ft³/min de gas de cola y una presión de descarga deseada de 199,09 psig. Se hace lectura en la gráfica y se obtiene un compresor centrífugo axial de múltiples etapas.

Figura 14 Gráfica de alcances del compresor, basada en la gama operacional normal de los tipos comerciales que se indican



Fuente Perry Manual del Ingeniero Químico 1999 Capítulo 10 (FIG. 10-67)

Una vez se ha determinado el tipo de compresor, se determinan las etapas necesarias para ajustar las condiciones de presión y temperatura. Como primera medida se define la relación de presiones de descarga y succión.

$$P_s = 1,05 \frac{kgf}{cm^2} = 103,005 \text{ KPa}$$

$$P_d = 14 \frac{kgf}{cm^2} = 1373,396 \text{ KPa}$$

$$r_p = \frac{P_d}{P_s} \quad (1)$$

$$r_p = \frac{103,005 \text{ KPa}}{1373,396 \text{ KPa}}$$

$$r_p = 13,333$$

Donde r_p es la relación de compresión. Teniendo la relación de compresión, se define el número de etapas con la siguiente ecuación:

$$r = \sqrt[\# \text{ etapas}]{r_p} \quad (2)$$

Donde r es la relación de presión. El número de etapas se ajusta hasta que el factor r sea menor a 4. Cuando se obtenga un valor menor a 4 corresponde al número de etapas. Para este caso se hizo con dos etapas y el factor daba un valor de 3,6514, lo cual indica que cumple con el parámetro, pero al hacer los cálculos de cambios de temperatura en cada etapa del proceso de compresión, sobrepasaba los límites permitidos de operación en un compresor, con intercambios de calor entre etapas. Debido a esto se calculó un número de cuatro etapas, donde el proceso de compresión cumplía todos los requisitos de operación.

$$r = \sqrt[4]{13,3333}$$

$$r = 1,9108$$

POTENCIA REQUERIDA POR CADA ETAPA

La potencia de cada etapa está dada por la siguiente ecuación:

$$kW = \frac{\frac{\gamma}{\gamma-1} * \frac{RT_s}{PM} \left[\left(\frac{P_{d1}}{P_s} \right)^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} - 1 \right] * m}{\eta * 1000} \quad (3)$$

Donde γ es la relación de las capacidades caloríficas del gas C_p/C_v , R es la constante de los gases ideales, T_s es la temperatura de succión, PM es el peso molecular del gas, P_{d1} es la presión de descarga en la primera etapa, P_s es la presión de succión, m es el gasto másico por segundo y η la eficiencia del compresor. Se considera η de 0,82 para compresores de alta velocidad y 0,85 para compresores de baja velocidad [5]. Se asume una eficiencia de 0,82.

Para la compresión asumimos las condiciones del amoníaco que es el gas en mayor proporción a comprimir.

$$T = 110^\circ\text{C} + 273,15 = 383,15 \text{ K}$$

$$\begin{aligned} \text{flujo molar} &= 2,791E - 2 \frac{\text{kmol}}{\text{s}} \quad PM_{\text{NH}_3} = 17,031 \frac{\text{kg}}{\text{kgmol}} \quad \gamma_{\text{NH}_3} \\ &= 1,2973 \end{aligned}$$

Se calcula el gasto másico por segundo.

$$m = 2,791E - 2 \frac{\text{kmol}}{\text{s}} * 17,031 \frac{\text{kg}}{\text{kgmol}} = 0,4754 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

La presión y temperatura de descarga con las siguientes ecuaciones.

$$P_{d1} = r P_s \quad (4)$$

$$T_d = T_s r^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} \quad (5)$$

Donde r es la relación de presión, P_s la presión de succión, T_s la temperatura de succión y γ es la relación de las capacidades caloríficas del gas C_p/C_v . Se calcula la presión y temperatura descarga para la primera etapa.

$$P_{d1} = (1,9108) (103,005 \text{ KPa})$$

$$P_{d1} = 196,82 \text{ KPa}$$

$$T_d = 383,15 \text{ K} (1,9108)^{\frac{1,2973-1}{1,2973}}$$

$$T_d = 444,44 \text{ K}$$

✓ Potencia para la primera etapa.

$$kW_1 = \frac{\frac{1,2973}{1,2973-1} * \frac{(8314,3)(383,15)}{17,031} \left[\left(\frac{196,82}{103,005} \right)^{\frac{1,2973-1}{1,2973}} - 1 \right] * 0,4754}{0,82 * 1000}$$

$$kW_1 = 75,73 \text{ kW} = 101,56 \text{ Hp}$$

Debido al aumento de temperatura en el proceso de compresión, como se mencionó anteriormente, se asume el uso de inter-enfriadores con agua industrial a la salida de cada etapa. Se establece enfriamiento del gas hasta la misma temperatura de succión inicial, 383,15 K. Se asume que no hay caída de presión en los inter-enfriadores y que la presión de la descarga de la etapa es la presión de succión de la siguiente etapa.

✓ Potencia para la segunda etapa.

$$P_{d2} = (1,9108) (196,82 \text{ KPa})$$

$$P_{d2} = 376,08 \text{ KPa}$$

$$kW_2 = \frac{\frac{1,2973}{1,2973-1} * \frac{(8314,3)(383,15)}{17,031} \left[\left(\frac{376,08}{196,82} \right)^{\frac{1,2973-1}{1,2973}} - 1 \right] * 0,4754}{0,82 * 1000}$$

$$kW_2 = 75,69 \text{ kW} = 101,4315 \text{ Hp}$$

✓ Potencia para la tercera etapa.

$$P_{d3} = (1,9108) (376,08 \text{ KPa})$$

$$P_{d3} = 718,61 \text{ KPa}$$

$$kW_3 = \frac{\frac{1,2973}{1,2973-1} * \frac{(8314,3)(383,15)}{17,031} \left[\left(\frac{718,61}{376,08} \right)^{\frac{1,2973-1}{1,2973}} - 1 \right] * 0,4754}{0,82 * 1000}$$

$$kW_3 = 75,69 \text{ kW} = 101,4315 \text{ Hp}$$

✓ Potencia para la cuarta etapa.

$$P_{d3} = (1,9108) (718,61 \text{ KPa})$$

$$P_{d3} = 1373,11 \text{ KPa}$$

$$kW_3 = \frac{\frac{1,2973}{1,2973-1} * \frac{(8314,3)(383,15)}{17,031} \left[\left(\frac{1373,11}{718,61} \right)^{\frac{1,2973-1}{1,2973}} - 1 \right] * 0,4754}{0,82 * 1000}$$

$$kW_3 = 75,69 \text{ kW} = 101,4315 \text{ Hp}$$

Como se puede notar la potencia para cada etapa será la misma 101,43 Hp, calculando que la temperatura de succión para cada etapa es la misma.

Para ajustar la temperatura de descarga en la etapa cuatro, se instala un intercambiador de mayor área de transferencia para ajustar la temperatura a 45° C, temperatura permitida para entrada en el tanque SR-11 (ver anexo C).

ANEXO H: CÁLCULO DE LA TIR PARA ALTERNATIVA 1

La producción mensual de nitrato de amonio actualmente es de 19728 toneladas anuales, que requieren de 4621,2 toneladas de amoníaco para su producción, el 37,5 % de esta cantidad de amoníaco se considera debe ser amoníaco presente en los gases de cola que equivale a 1732,95 toneladas. La máxima producción de nitrato de amonio al año es de 46800 toneladas, lo cual equivale decir que la máxima cantidad de amoníaco presente en los gases de cola requerida para el proceso de producción es de 4111,01 toneladas anuales.

Para el cálculo de la TIR se toman las siguientes consideraciones:

- ✓ El Horizonte del proyecto de inversión es de 10 años
- ✓ La TMAR para los proyectos de inversión en la industria petroquímica es de 20% y el impuesto de renta es del 35%
- ✓ Los activos depreciables tienen un valor de salvamento equivalente al 50% de su valor de compra.
- ✓ Las capacidades instalada y utilizada, materia prima, esta dadas en toneladas/año.
- ✓ Los cálculos de venta y materia prima se hacen en base al amoníaco que se deja de consumir o ventear, si se implementa el sistema de recuperación. Los costos de ventas y de producción del amoníaco son los estipulados por FERTICOL S.A.
- ✓ Como es un proyecto de inversión en un sistema añadido a la proceso de producción, los únicos flujos de inversión serán la de los equipos.
- ✓ Como el tanque es diseñado con una capacidad en base a la producción promedio actual de la planta de nitrato de amonio, las producciones no se aumentan al máximo a lo largo de los 10 años.
- ✓ Los valores de materia prima y ventas se aumentan con la inflación, la cual se estima que será de 5% anual.
- ✓ No se solicita crédito para el proceso de inversión.
- ✓ Los gastos de ventas se estiman en 20% de las ventas anuales

Tabla 8 Cálculo de la TIR para la alternativa 1.

DATOS BÁSICOS	HORIZONTE DEL PROYECTO →										
	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
	PERIODOS →										
TMAR →	20%										
IMPUESTO DE RENTA →	35%										
ACTIVOS											
ACTIVOS FIJOS	18.805.000	-	-	-	-	-	-	-	-	-	9.402.500
MAQUINARIA Y EQUIPO	18.805.000	-	-	-	-	-	-	-	-	-	9.402.500
COSTOS											
COSTOS	-	571.890.000	635.134.500	703.273.725	776.639.036	855.582.694	940.479.121	1.031.726.233	1.129.746.858	1.234.990.231	1.347.933.574
MATERIA PRIMA	-	571.890.000	635.134.500	703.273.725	776.639.036	855.582.694	940.479.121	1.031.726.233	1.129.746.858	1.234.990.231	1.347.933.574
NUMERO DE UNIDADES		1.733	1.833	1.933	2.033	2.133	2.233	2.333	2.433	2.533	2.633
PRECIO POR UNIDAD		330.000	346.500	363.825	382.016	401.117	421.173	442.232	464.343	487.560	511.938
INTERESES BANCARIOS	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
COSTO DE VENTAS	-	234.820.891	246.561.936	258.890.033	271.834.534	285.426.261	299.697.574	314.682.453	330.416.575	346.937.404	364.284.274
% PARA CALCULAR EL COSTO DE VENTAS		20%	20%	20%	20%	20%	20%	20%	20%	20%	20%
VENTAS											
VENTAS	-	1.174.104.456	1.232.809.679	1.294.450.163	1.359.172.671	1.427.131.304	1.498.487.870	1.573.412.263	1.652.082.876	1.734.687.020	1.821.421.371
PRECIO DE VENTA POR UNIDAD		680.000	714.000	749.700	787.185	826.544	867.871	911.265	956.828	1.004.670	1.054.903
CAPACIDAD INSTALADA		4.111	4.111	4.111	4.111	4.111	4.111	4.111	4.111	4.111	4.111
CAPACIDAD UTILIZADA	-	1.727	1.727	1.727	1.727	1.727	1.727	1.727	1.727	1.727	1.727
NIVEL DE PRODUCCION (%)		42%	42%	42%	42%	42%	42%	42%	42%	42%	42%

FLUJO DE CAJA

PERIODOS →	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
FLUJO DE INVERSION	18.805.000	0	0	0	0	0	0	0	0	0	9.402.500
FLUJO DE PRODUCCION	0	238.805.817	228.223.608	215.986.163	201.954.415	185.979.527	167.902.264	147.552.326	124.747.638	99.293.600	70.982.290
CRÉDITO BANCARIO	0										
FLUJO NETO DE CAJA	18.805.000	238.805.817	228.223.608	215.986.163	201.954.415	185.979.527	167.902.264	147.552.326	124.747.638	99.293.600	80.384.790

INDICADORES FINANCIEROS

"TODO VALOR PARA LA TIR O EL VPN, POR IMPORTANTES Y ATRACTIVOS QUE ESTOS SEAN, DEBEN SER EVALUADOS A LA LUZ DEL ESTUDIO DE MERCADOS, TECNICO Y SECTORIAL, DE TAL SUERTE QUE LOS NUMEROS (TIR, VPN) TENGAN UN SOPORTE LOGICO Y CREIBLE O REALIZABLE"	<u>TIR</u>
	1265,40%
	<u>TIMAR</u>
	20,00%
	<u>VPN</u>
	662.052.119

Fuente: Autor

ANEXO I. CÁLCULO DE LA TIR PARA ALTERNATIVA 2

La producción mensual de urea actualmente es de 9024 toneladas anuales, que requieren de 5473,2 toneladas de amoníaco para su producción, el 38 % de esta cantidad de amoníaco sale del proceso presente en los gases de cola, lo cual equivale a 2079,81 toneladas anuales. La máxima producción de urea al año es de 18000 toneladas, lo cual equivale decir que la máxima cantidad de amoníaco presente en los gases de cola en el proceso de producción es de 4148,56 toneladas anuales.

Para el cálculo de la TIR se toman las siguientes consideraciones:

- ✓ El Horizonte del proyecto de inversión es de 10 años
- ✓ La TMAR para los proyectos de inversión en la industria petroquímica es de 20% y el impuesto de renta es del 35%
- ✓ Los activos depreciables tienen un valor de salvamento equivalente al 60% de su valor de compra.
- ✓ Las capacidades instalada y utilizada, materia prima, esta dadas en toneladas/año.
- ✓ Los cálculos de venta y materia prima se hacen en base al amoníaco que se deja de consumir o ventear, si se implementa el sistema de recuperación. Los costos de ventas y de producción del amoníaco son los estipulados por FERTICOL S.A.
- ✓ Como es un proyecto de inversión en un sistema añadido a la proceso de producción, los únicos flujos de inversión serán la de los equipos.
- ✓ Inversión cada año de silica gel para el equipo, como resultado de la vida útil del material, con respecto al tiempo de operación.
- ✓ Los valores de materia y prima y ventas se aumentan con la inflación, la cual se estima que será de 5% anual.
- ✓ No se solicita crédito para el proceso de inversión.
- ✓ Los gastos de ventas se estiman en 20% de las ventas anuales

Tabla 9 Cálculo de la TIR para la alternativa 2.

DATOS BÁSICOS											
HORIZONTE DEL PROYECTO →	10										
TIMAR →	20%										
IMPUESTO DE RENTA →	35%										
PERIODOS →	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
ACTIVOS											
ACTIVOS FIJOS	565.112.800	-	-	-	-	-	-	-	-	-	339.067.680
MAQUINARIA Y EQUIPO	565.112.800	-	-	-	-	-	-	-	-	-	339.067.680
COSTOS											
COSTOS	-	686.339.280	805.415.534	929.059.485	1.063.067.075	1.208.165.556	1.365.129.001	1.534.781.157	1.717.998.489	1.915.713.383	2.128.917.553
MATERIA PRIMA	-	686.339.280	800.302.734	923.946.685	1.057.954.275	1.203.052.756	1.360.016.201	1.529.668.357	1.712.885.689	1.910.600.583	2.123.804.753
NUMERO DE UNIDADES		2.080	2.310	2.540	2.769	2.998	3.229	3.459	3.689	3.919	4.149
PRECIO POR UNIDAD		330.000	346.500	363.825	382.016	401.117	421.173	442.232	464.343	487.560	511.938
MANTENIMIENTO	-	-	5.112.800	5.112.800	5.112.800	5.112.800	5.112.800	5.112.800	5.112.800	5.112.800	5.112.800
INTERESES BANCARIOS	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
COSTO DE VENTAS	-	305.296.751	355.731.921	410.447.365	469.745.024	533.946.331	603.393.406	678.450.322	759.504.447	846.967.858	941.278.849
% PARA CALCULAR EL COSTO DE VENTAS		20%	20%	20%	20%	20%	20%	20%	20%	20%	20%
VENTAS											
VENTAS	-	1.526.483.755	1.778.659.603	2.052.236.825	2.348.725.121	2.669.731.654	3.016.967.028	3.392.251.610	3.797.522.233	4.234.839.289	4.706.394.245
PRECIO DE VENTA POR UNIDAD		734.000	770.700	809.235	849.697	892.182	936.791	983.630	1.032.812	1.084.452	1.138.675
CAPACIDAD INSTALADA	-	4.149	4.149	4.149	4.149	4.149	4.149	4.149	4.149	4.149	4.149
CAPACIDAD UTILIZADA	-	2.080	2.308	2.536	2.764	2.992	3.221	3.449	3.677	3.905	4.133
NIVEL DE PRODUCCION (%)		50%	56%	61%	67%	72%	78%	83%	88%	94%	100%

FLUJO DE CAJA

PERIODOS →	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
FLUJO DE INVERSION	565.112.800	0	0	0	0	0	0	0	0	0	339.067.680
FLUJO DE PRODUCCION	0	347.651.021	401.382.896	463.274.484	530.343.464	602.952.849	681.489.004	766.363.085	858.012.543	956.902.731	1.063.528.598
CRÉDITO BANCARIO	0										
FLUJO NETO DE CAJA	565.112.800	347.651.021	401.382.896	463.274.484	530.343.464	602.952.849	681.489.004	766.363.085	858.012.543	956.902.731	1.402.596.278

INDICADORES FINANCIEROS

"TODO VALOR PARA LA TIR O EL VPN, POR IMPORTANTES Y ATRACTIVOS QUE ESTOS SEAN, DEBEN SER EVALUADOS A LA LUZ DEL ESTUDIO DE MERCADOS, TECNICO Y SECTORIAL, DE TAL SUERTE QUE LOS NUMEROS (TIR, VPN) TENGAN UN SOPORTE LOGICO Y CREIBLE O REALIZABLE"	TIR
	75,51%
	TIMAR
	20,00%
	VPN
	1.519.284.092

Fuente: Autor