

**UNIVERSIDAD NACIONAL DE
INGENIERIA**

FACULTAD DE INGENIERIA DE PETROLEO



**EVALUACION TECNICO ECONOMICO PARA LA OBTENCION DE
FERTILIZANTES A PARTIR DEL GAS NATURAL DE CAMISEA**

TESIS :

**PARA OPTAR EL TITULO PROFESIONAL DE
INGENIERO PETROQUIMICO**

HERMOGENES LEOPOLDO ALARCON MARCA

PROMOCION 89- I

LIMA - PERÚ 2002

INDICE

1. – RESUMEN	4
2. – INTRODUCCION	6
3. - ESTUDIO DE MERCADO	7
3.1 Indicadores Económicos	8
3.1.1 Población	8
3.1.2 Producto Bruto Interno	10
3.1.3 PBI Agrario	11
3.1.4 Balanza Comercial, tasa de cambio	12
3.1.5 Inflación	12
3.1.6 Análisis de los Indicadores Económicos	13
3.2 Análisis de la Demanda	14
3.3 Análisis de la Demanda de Fertilizantes	17
3.3.1 Distribución de la Superficie Total Agrícola	17
3.3.2 Balanza Comercial Agraria	17
3.3.3 Superficie Cosechada	18
3.3.4 Oferta Total de Fertilizantes	18
3.3.5 Volumen histórico de Importación de la Urea	19
3.3.6 Volumen de Importación de Fertilizantes	19
3.4 Mercado de Fertilizantes	20
3.5 Capacidad de Planta	21
4. - MATERIA PRIMA	23
4.1 Fuente	23
4.2 Ubicación de la Fuente	23
4.3 Características de Gas Natural de Camisea	24
4.4 Proceso del Gas Natural	25
4.4.1 Proceso de Separación	25
4.4.2 Proceso de Tratamiento	33
4.4.3 Proceso de Recuperación	33
4.4.4 Proceso de fraccionamiento	34
4.4.5 Procesos Petroquímicos	35
5. - PROCESOS PARA LA OBTENCION DE LA UREA	36
5.1 Reformación con Vapor del Gas Natural	36
5.2 Fundamento Teórico	40
5.2.1 Químico Basado en el Gas Síntesis	40
5.2.2 Amoníaco	40
5.2.3 Producción de Amoníaco	41
5.2.4 Usos del Amoníaco	42
5.2.5 Manufactura Industrial del Amoníaco	42
5.2.6 Urea	

5.2.7 Producción de la Urea	48
5.2.8 Usos de la Urea	49
5.3 Característica del Proceso para la Obtención de Urea	49
5.4 Manufactura Industrial	54
5.5 Tecnologías Existentes	59
5.6 Selección de Tecnología	70
6. -LOCALIZACION DE LA PLANTA	72
7. -EVALUACION ECONOMICA	75
7.1 Bases para la evaluación económica	76
7.2 Evaluación económica de los esquemas propuestos	78
7.2.1 Esquema 1: Proceso SNAM/Progetti para Producción e Urea.	79
7.2.2 Esquema 2: Proceso de Reformación al Vapor para la Producción de Amoniaco	79
7.2.3 Esquema 3 : Proceso Integrado para Producción de Urea	79
7.2.4 Esquema 4 : Proceso Integrado para Producción de Amoniaco- Urea	79
8. - EVALUACION FINANCIERA	113
8.1 Bases para la evaluación financiera	113
8.2 Evaluación financiera del Esquema Seleccionado	114
8.2.1 Esquema 1: Proceso SNAM/Progetti para Producción de Urea.	114
8.2.2 Esquema 2: Reformación al Vapor para Producción de Amoniaco.	114
8.2.3 Esquema 3: Proceso Integrado para Producción de Urea.	114
8.2.4 Esquema 4: Proceso Integrado para Producción de Amoniaco- Urea	
9. - CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	141
10. – ANEXOS	144
11. - BIBLIOGRAFIA	168

AGRADECIMIENTOS

Este trabajo de tesis no hubiera sido posible realizarlo sin el apoyo con tanto que mi padre me brindaron durante mis estudios universitario, a ellos mi eterno agradecimiento.

A Dios por haberme dado vida y salud para culminar mi trabajo y en especial agradecimiento a mi esposa y hijo por apoyarme en culminarlo.

1. RESUMEN

La presente evaluación Técnico-Económica tiene como objetivo evaluar la posibilidad de implementar una Planta de urea a partir del gas natural de Camisea.

El estudio de mercado se efectuó considerando la Importación de los fertilizantes usados en el mercado nacional. La creciente demanda de los fertilizantes, especialmente de la Urea en nuestro país como en la Comunidad Andina, nos hace prever que existirá un mercado suficiente para llevar a cabo el proyecto. La demanda de Urea en el mercado interno a crecido debido al aumento de producción en la agricultura, sin embargo el mayor mercado será la Comunidad Andina y el Sudamericano, existiendo un déficit que podrá ser cubierto por el proyecto.

En nuestro país existe un Incremento de las tierras agrícolas para el cultivo, durante los últimos 20 años. El estudio de mercado se efectuó a partir de la importación de la Urea, el excedente de urea de la Planta en los primeros años se destinara a los mercados latinoamericanos que hace prever que existirá un mercado suficiente para llevar el proyecto.

En los yacimientos del gas de Camisea en el Cusco, se instalará una Planta de separación para obtener gas seco y condensados, los cuales se transportarán a Pisco a través de un poliducto y gaseoducto respectivamente.

La Planta de Urea esta constituido por un sistema integrado de producción de Amoniac-Urea. La mejor ubicación de la Planta es la ciudad de Pisco con una capacidad de producción de Urea de 2400 TM/día y Amoniac de 200 TM/día. La materia prima Gas Natural será abastecida por el gaseoducto Camisea-Pisco. También se escoge Pisco por las facilidades portuarias y buenos canales de distribución hacia el mercado interno y externo.

De los 4 esquemas analizados los mejores índices de rentabilidad son el Proceso Integrado Amoniac-Urea, para la producción de la Urea y el Amoniac, con una inversión aproximada global que asciende a 555 MMUS\$, con una Tasa Interna (TIR) de 12.43%, un Valor Actual Neto (VAN 12%) de 15 MMUS\$, y un Tiempo de recuperación de la inversión de 18.3 años; Con financiamiento del 80% antes de impuestos, se obtiene un TIR de 16.4%, un VAN 12% de 79 MMUS\$ y un Tiempo de Recuperación de la inversión de 11.2 años.

Del análisis de sensibilidad se determina que la variable "Precio" causa la mayor variación en la rentabilidad, es decir si existiera 5% de incremento del precio de los productos el TIR mejoraría en 13.47% y él VAN 12% en 52.11 MMUS\$, mejorando el Tiempo de Recuperación en 15.2 años.

2. INTRODUCCION

La presente Evaluación Técnico Económico para la obtención de fertilizantes, se toma como materia prima del gas Natural de Camisea. Tiene por objeto evaluar la posibilidad de implementar una Planta Integrada de producción de Amoniaco-Urea. La importancia de este estudio se basa en la contribución al desarrollo industrial del país a través de su desarrollo petroquímico y de las abundantes oportunidades de inversión en la petroquímica Latinoamericana.

Hoy en día la industria del gas en el mundo enfrenta nuevas perspectivas de desarrollo basados en los productos de creciente demanda, es más se puede decir que los procesos de transformación de gas tienen alternativas de ampliar su campo de operaciones absorbiendo parte del mercado de gasolina y el mercado petroquímico.

Las Plantas de Urea modernas deben cumplir con un número cada vez mayor de demandas en el ámbito mundial respecto a regulaciones y estándares estrictos al tiempo de mantener o incluso mejorar el desempeño y la eficiencia en un ambiente de incertidumbre económica. La industria ha respondido desarrollando procesos y equipos novedosos, y optimizando sus sistemas, dando como resultado las actuales Plantas, más económicas y eficientes.

En el campo de la producción de fertilizantes, es factible instalar en el país, una Planta Integrada de Amoniaco-Urea, con capacidad competitiva Internacional, a fin de cubrir el creciente déficit en el mercado nacional y además exportar los excedentes.

3. ESTUDIO DE MERCADO

El uso de fertilizantes se distribuye en las diferentes regiones agrarias del país, observándose una mayor concentración en las zonas de mayor desarrollo agrario como es la costa del país, en particular la costa central; sin embargo, en el estudio de mercado realizado, se observa un crecimiento en la demanda de fertilizantes, tanto en la sierra sur como en la sierra central y en la selva alta.

Sobre la base de estas proyecciones de demanda es posible planear la construcción de una Planta Amoniaco-Urea, por ser la Urea el fertilizante más apropiado para las necesidades del país con una capacidad limitada. Proyectándose en la posibilidad de exportar fertilizantes a los países vecinos.

En el caso que resulte económicamente conveniente la exportación, la capacidad podría llegar a ser mayor. La rentabilidad de esta Planta mejoraría notablemente de lograrse un adecuado financiamiento y de observarse un cierto incremento en los precios internacionales de la Urea.

A fin de minimizar el costo del fertilizante para el consumidor final y, por ende, bajar los costos agrícolas, esta Planta se debe ubicar, de preferencia en un lugar cercano al centro de mayor consumo, esto es el caso de la conveniencia de producir fertilizantes, ahorrando fletes.

En la región sierra sur, donde el estudio Técnico-Económico realizado por Petroperu ha determinado convenientemente duplicar la capacidad de Planta del Nitrato de Amonio en el Cuzco (Planta de Fertilizantes de Cachimayo), de 110 a 220 TM/día, mediante la conversión del proceso actual, para la producción de Amoniaco a partir del gas natural de Camisea.

Con la ampliación de capacidad de Planta se produciría tanto el nitrato de Amonio que se usa como explosivo ANFO en la minería, como el Nitrato de Amonio fertilizante agrícola.

Por la serie de variables involucradas para desarrollar un estudio de mercado de productos petroquímicos, hemos tomado como base dicho estudio analizando la evolución de los indicadores económicos de población. Producto Bruto Interno, Balanza Comercial, Tasa de Cambio, PBI Agrario.

Desde 1989 hasta 2001, seleccionaremos el escenario más cercano a la realidad económica del país, con lo que determinaremos la demanda y por ende la definición de la capacidad de Planta más adecuada.

3.1 INDICADORES ECONÓMICOS

Los indicadores económicos a analizar son Factor de Población, Producto Bruto Interno (pbi), Inflación, Tasa de Cambio, Balanza comercial, PBI Agrario

3.1.1 Población

La población del Perú en 1993 de acuerdo al censo de Julio de ese año fue de 22.5 millones de habitantes y su distribución, de acuerdo al área de residencia es urbana 70 % y Rural 30 %.

Cuadro 3.1 (ANEXO 10.1)

Los resultados obtenidos muestran que las siguientes son las ciudades más pobladas del país

CIUDAD	POBLACIÓN	% POBLAC.
	Miles Hab.	TOTAL
Lima Metropolitana	5,681	25.8
Callao	640	2.9
Arequipa	619	2.8
Trujillo	509	2.3
Chiclayo	411	1.9
Piura	278	1.3
Iquitos	275	1.2
Chimbote	269	1.2
Cuzco	256	1.1

La tasa de crecimiento anual en promedio durante el periodo 1972-1981 fue de 2.6% (cuadro 3.2 (ANEXO 10.1)) y en el periodo 1981-1993 fue de 2.3%, lo que refleja notoriamente la tendencia a disminuir, por lo que justifica considerar una tasa de crecimiento promedio proyectada para el periodo 1994-2020 del 2%. En el cuadro 3.3 (ANEXO 10.1), se muestra el crecimiento histórico de la población hasta el año 2020.

3.1.2 Producto Bruto Interno PBI

Durante el periodo de 1980-1993, la economía del país no ha tenido un comportamiento uniforme, es así que el año 1983 el PBI disminuyó en 12.6% anual cuadro No 3.4 (ANEXO 10.1), en 1984 hubo un ligero repunte, el PBI creció en 5.78%.

Durante 1986 y 1987 el PBI creció en 9.25% y 8.34% respectivamente, a finales de los 80, el PBI nuevamente volvió a caer, en 1988 y 1989 decreció con respecto al año anterior en 8.21% y 11.81% respectivamente. En los años 1993 y 1994 la economía del país dio un nuevo repunte y sus efectos se notaron en el crecimiento del PBI, de 6.5% y 12.9% respectivamente, en los años 1997-1998 el PBI mantiene un promedio de crecimiento respecto al año anterior de 7.4 % y 5% respectivamente y en los últimos años, 1999 al 2001 el PBI se mantiene con una variación promedio de 1.4%, 3.1% y 0.2% anual respectivamente.

Con respecto al PBI Per Capita Cuadro 3.5 (ANEXO 10.1) observamos en la década de los ochenta decreció considerablemente de 220.91 a 159.46 (nuevos soles de 1979). En la década de los 90 se obtuvo un ligero incremento de 38.88 (soles de 1979), durante los 10 años se tuvo un promedio de variación, 3.89 soles por año, el cuál nos indica un pequeño incremento para el ciudadano común y corriente.

3.1.3 Producto Bruto Interno Agrario

Se muestran en cuadro No 3.6 (ANEXO 10.1) datos Históricos desde el año 1974, con valores de soles de 1979. Del cuál haremos un análisis a partir de la década de los 80.

Durante el periodo 1986 a 1988 el PBI agrario, tuvo un alza de 13.6% de incremento con respecto al año 86, obteniéndose el mayor incremento el año 88 de 7.08 % respecto al año anterior. En el periodo 1988-1992 tuvo una caída de 14.8% respecto al año 88. Del año 1992 al 1996 el PBI agrario tuvo un repunte en su crecimiento de 36.6%, respecto al año 93 en el cual en 1994 tuvo el mayor incremento de 13.78%, respecto al año anterior. En los años 1997-1999 continua su crecimiento en 16.5% respecto al año 97. Del cual el año 99 tuvo el mayor incremento de 13.9% respecto al año anterior. En estos dos últimos años, 2000-2001 se dio un incremento y decrecimiento de 6.7 % y 2.4% respectivamente respecto al año anterior, por el cuál nos indica la posibilidad de un aumento a futuro.

Con respecto al PBI total, se observa que durante el año 87 hasta el 91 fue creciendo paulatinamente de 10.88 % a 13.41 %. En el año 91-92 tubo un pequeño decrecimiento de 13.41 a 12.55 % respectivamente. Del año 92 al 96 nuevamente se da un repunte de crecimiento de 12.55 a 13.44 % respectivamente, en los años 97 al 2001 se tiene un crecimiento promedio anual de 13.34% el cuál nos indica que hay posibilidades de crecimiento en nuestra industria agraria del país.

3.1.4 Balanza Comercial – Tasa de Cambio

El periodo comprendido entre 1991-2001 cuadro 3.7 (ANEXO 10.1). La balanza comercial del país ha sido negativa por una serie de razones entre las que destacan, la falta de competitividad de nuestra industria nacional con relación a la industria de otros países vecinos y la falta reinversión para el desarrollo tecnológico de nuestras industrias, las que han colaborado para lograr esta situación; a ello debemos sumarle la falta de apoyo del gobierno para lograr una tasa de cambio que favorezca al sector exportador. La nueva etapa emprendida en materia económica hace prever que la balanza comercial del país revertirá su tendencia deficitaria de los últimos años e iniciará a generar un superhabitat.

La tasa de cambio promedio en el Perú cuadro 3.8 (ANEXO 10.1) en los años 1982-1990 tuvo una variación sorprendente en el alza. Con la moneda Intís. En el periodo 1991 al 2001 se mantuvo una tasa de cambio poco variable desde 0.77 hasta 3.51 nuevos soles respectivamente, en los tres últimos años del 99 al 2001 se mantiene la tasa de cambio en un promedio de 3.46 nuevos soles, el cuál atrae a que los inversionistas extranjeros inviertan en nuestro país, por la estabilidad monetaria que tuvo durante estos últimos años.

3.1.5 Inflación

La inflación del país ha sido controlada, en estos últimos años, el país era agobiado por una incontrolable ola de hiper inflación cuadro 3.9 (ANEXO 10.1) en la actualidad el crecimiento ascendente de la inflación ha sido controlado, el año 1994 la tasa

de inflacionaria anual fue alrededor del 15.4 % anual y en los últimos 5 años del 97 al 2001 la inflación se mantiene en un promedio de 13.5% anual, la tendencia es que, no sobrepase un dígito. Todo ello hace que nuestro país se refleje como un país saneado económicamente y con muchas posibilidades de atraer inversionistas extranjeros así como locales que garanticen el desarrollo de proyectos tales como el gas de Camisea y el que proponemos una Planta de Fertilizantes Integrado de Amoniaco Urea

3.1.6 Análisis de los Indicadores Económicos

Escenarios basados en el PBI per capita Nacional, teniendo en cuenta la situación económica del país y el estudio de mercado realizado por PETROPERU en 1988, se plantearon un escenario probable dependiendo de la economía de un país y por ende la de sus pobladores que son eje fundamental para proyectar cualquier crecimiento de la demanda. Así como para productos Petroquímicos, específicamente la UREA en fertilizantes agrícolas

ESCENARIO PROBABLE

El PBI per capita crecerá durante el periodo 2001-2020 en 1% lo que representa un crecimiento promedio del 3% anual del PBI total.

Se considera que:

- El crecimiento de la población será del 2% de acuerdo de las proyecciones del INEI, y el de la población del GRAN de 2.1%, según proyecciones de la ONU.
- El crecimiento del parque automotor será de acuerdo a la relación personas vehículos de 35/1.
- La evolución de la demanda de gasolina será de un crecimiento de 2% anual y la variación de los precios de los productos petroquímicos, también de 2% Anual, Según el estudio “Managing Gas Industry Development” Realizado por el Banco Mundial.

De acuerdo al análisis de los indicadores económicos del país durante los últimos años, es lo más probable, en función de la cuál se determinara la demanda y por ende, la capacidad de planta adecuada.

3.2 ANÁLISIS DE LA DEMANDA

La demanda de productos Petroquímicos en el Perú casi en su totalidad es cubierta con importaciones, se estima que el 95% de los productos petroquímicos consumidos en el país provienen del mercado externo.

Los productos petroquímicos básicos e intermedios importados abastecen a las plantas que hacen petroquímico final, y cuya producción se destina al consumo local.

El Perú forma parte de la Comunidad Andina antes denominado como Grupo Sub Regional Andino por lo que el desarrollo de su industria petroquímica tiene como marco el Programa de Desarrollo Industrial de la Junta del acuerdo de Cartagena (JUNAC). Este programa tiene como objetivos:

- a) Desarrollo de la actividad industrial mediante el aprovechamiento de las economías de escala.
- b) Optimización de los recursos disponibles en el área mediante su industrialización
- c) Mejoramiento de la productividad.
- d) Integración de las empresas industriales de la subregión para, lograr una distribución equitativa de los beneficios y competir en el mercado Internacional

Para lograr los objetivos, la JUNAC ha establecido las siguientes modalidades de integración industrial:

1. -Programas de integración Industrial
2. - Convenios de complementación Industrial, y
3. - Proyectos de Integración Industrial

Los cuales están definidos por los artículos 34 al 40 de la Codificación del Acuerdo de Cartagena (Decisión 236 del 15.07.88)

En la actualidad el desarrollo de la industria petroquímica en el área esta regido por el Programa de Integración Industrial Petroquímico (Decisión 296 del 10.05.91 que deroga las decisiones 91 y 1630) en el que tiene como objetivo, promover la integración industrial Subregional en un marco de competitividad internacional preservando las corrientes de comercio y producciones existentes en

la Sub-region con el fin de contribuir a la constitución del mercado ampliado y fortalecer y ampliar la oferta y estructura productiva andina frente a terceros países en un ámbito de competencia y participación en el mercado mundial.

Entre los aspectos más importantes del Programa podemos mencionar lo siguiente:

- Los productos comprendidos en el programa están identificados y clasificados conforme a la NANDINA, y podrán ser elaborados en Plantas de cualquiera de los países miembros.
- Los países miembros no podrán aplicar restricciones de ningún orden ni gravámenes que indiquen sobre la importación de los productos objetos del programa cuando sean originarios de ellos mismos.
- Los países miembros están obligados a aplicar los gravámenes del Arancel Externo Común a las importaciones de los productos objeto del programa no originarios de ellos mismos.
- En la actualidad, el Perú ha solicitado se le conceda una licencia para alejarse temporalmente del Pacto Andino con la finalidad de evaluar libremente su posición dentro del mismo y reconsiderar su ingreso o alejamiento definitivo del mencionado organismo regional.

En el país el sector industrial es el que principalmente consume en forma directa los productos petroquímicos de importación para su procesamiento. Los productos de interés nuestro son: Fertilizantes Nitrogenados, la Urea.

3.3 ANÁLISIS DE LA DEMANDA DE FERTILIZANTES

3.3.1 Distribución de la Superficie Total Agrícola

Como se muestra en el cuadro 3.10 (ANEXO 10.1) la distribución de la superficie total agrícola solo representa un 15.5% y la no Agrícola un 84.5% del total que corresponde a 35,381,808.82 Has. En nuestro territorio nacional. Como se observa que tenemos bastante superficie agrícola y no agrícola por cultivar por el cual se requieren abonos fertilizantes para hacerla fértiles las tierras y lograr la producción de productos agrícolas.

3.3.2 Balanza Comercial Agraria

En el cuadro 3.11 (ANEXO 10.1) se muestra la Balanza Comercial Agraria desde el año 1996-1999 del Perú con diferentes países y comunidades del exterior donde se observa que tenemos una balanza comercial positiva con la Unión Europea en dichos años mientras que con los demás son negativas. Esto nos hace ver que si se puede apoyar al agro para una mayor producción y por ende una mayor exportación para mejorar nuestra Balanza Comercial Agraria. En la parte inferior de cuadro de balanza comercial agraria (Global) se muestra el global de nuestro país.

3.3.3 Superficie Cosechada

Del cuadro 3.12 (ANEXO 10.1) se observa datos históricos de la superficie cosechada, en hectáreas de los principales cultivos a partir del año 1974 hasta el 2001, el cual se observa que en los años del 74 al 80 el promedio fue de 1'242,211 Has con una mayor superficie cosechada el año 74 de 1'284,055Has. en los años del 80 al 90 el promedio fue de 1'451,395 Has, con la mayor superficie cosechada el año 1988 con 1867189 Has, en los años del 90 al 2001 el promedio fue de 1'633,290 Has, con la que la mayor superficie cosechada fue el año 2000 con 1'872625 Ha. A partir de los años 92 al 2001 se ha dado un crecimiento de 45.58% de Ha. Con respecto al año 92. El cual alienta la producción de fertilizante en nuestro país, donde la mayor demanda nacional de fertilizante es la urea.

3.3.4 Oferta Total de Fertilizantes

La oferta total de fertilizante para uso agrícola en nuestro país viene a ser la producción + la Importación. La que se muestra en el cuadro 3.13 (ANEXO 10.1) De de el año 1990 al 2001 en el se observa que la importación siempre ha sido mayor que nuestra producción de fertilizante, en los años 90 al 95 se oferta a un promedio de 320,237 tn de fertilizante, entre los años 96 al 2000 el promedio de oferta fue de 479,881 tn. y el incremento de la oferta total de fertilizante del año 90 al 2000 fue de 250,399 tn, con un promedio de incremento anual de 22,764 tn. Donde se aprecia una tendencia de oferta para los próximos años venideros.

3.3.5 Volumen Histórico de Importación de la Urea

Los datos históricos de importación de la urea a partir del año 1986 hasta el 2000 se muestra en el cuadro 3.14 (ANEXO 10.1), donde se observa del año 86 al 89, tuvo un incremento de 48,196 TM, que equivale en un 45.3% respecto al año 86, Los años 90 y 91 la importación de la Urea descendió a 78,641 y 20,998 TM. A partir de los años 93 al 2000 la importación de la urea ha ido creciendo desde 210,011 TM. hasta 345,786 TM, obteniendo un incremento de 135,775 TM. en estos ocho años, con un promedio de incremento anual de 16,972 TM. Con estos datos proyectaremos a 20 años, para el estudio de la capacidad de la planta Integrada de Amoniacó Urea.

3.3.6 Volúmenes de Importaciones de Fertilizantes

En el cuadro 3.15 (ANEXO 10.1) se muestran ocho productos de fertilizantes de mayor importación para uso en el mercado interno, del cual se observa que la Urea es el producto de mayor importación equivalente a un 63.5% en promedio en los últimos ocho años y con respecto al total de los fertilizantes, el volumen promedio es de 252,920 TM. de urea; El segundo fertilizante es el fosfato de Amonio con 13.13% en promedio y un total de 42,571 TM; el tercer fertilizante es el Sulfato de Amonio con 6.88% en promedio y un total de 27,549 TM.

3.4 MERCADO DE FERTILIZANTES

Considerando que en nuestro país el crecimiento de la demanda de fertilizante de Urea va en aumento, y la importación cada vez es mayor. Proponemos tres factores que influyen en la determinación de nuestra capacidad de planta.

A.- Importación de la Urea

Considerando el volumen Histórico de importación de la Urea en los últimos años se prevé una importación de la Urea para el año 2000 de 345,786 TM/año, acorde con la recuperación de la economía y principalmente el crecimiento del PBI Agrario. Para efectos de proyectar esta variable se ha asumido un crecimiento del 4.26% anual, dado que en los últimos 9 años del 92 al 2000 el promedio de importación fue de 132,570 TM., y un crecimiento promedio de 14,730 TM, por año que nos da la tasa con respecto a la importación del año 2000. La Proyección de la importación se realiza a 20 años, considerando el inicio de la producción de la planta el año 2005 y terminando el año 2024, siendo su valor final de 669,200 TM.

B.- Incorporación de nuevas tierras en la agricultura

El otro componente de la demanda proyectada es la incorporación de nuevas tierras aptas para la agricultura, se ha considerado que el país posee 5'476,976 Has. en condición de ser cultivables, que representa el 15.5% de la superficie total. Analizaremos en el estudio la siembra de 1'0000,000 Has. durante los 20 años del proyecto, considerando un consumo realista de 100 Kg./Ha. de

Urea, tendremos una demanda de 100,000 TM. Por los 20 años, de las cuales se requiere 5000 TM. de urea por cada año, para sembrar una superficie de 50,000 Has. A partir del año 2005.

C.- Mercado Latinoamericano

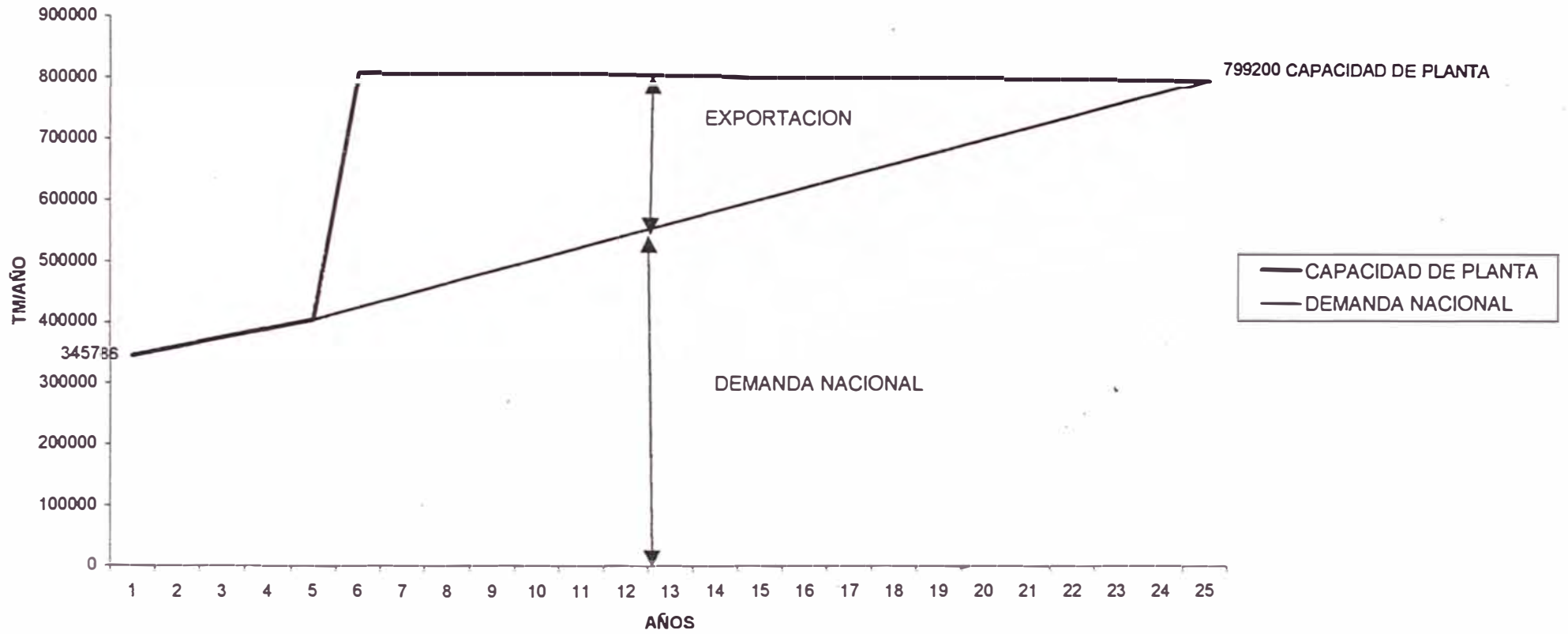
Considerando la proyección de importación y la incorporación de nuevas tierras cultivables durante los 20 años del proyecto, como capacidad máxima de la Planta de urea, tendrá un volumen de 799,200 TM. De urea por cada año. Para los anteriores a los 20 años, se tendrá un excedente de urea, el cuál se destinara al mercado externo, para su exportación, a países vecinos como Chile, Bolivia, Ecuador y Colombia.

3.5 CAPACIDAD DE PLANTA

Considerando el análisis de la demanda proyectada, cuadro 3.16 (ANEXO 10.1) de la Urea para la Evaluación económica, se estima una capacidad de Planta proyectada para la importación de la Urea de 699,200 TM. y para las tierras agrícolas cultivables con fertilizante de Urea de 100,000 TM. , Dando un total de 799,200 TM/año de urea, que operando en 333 días al año nos da una capacidad de 2,400 TM/día de Urea.

Capacidad de la Planta de Urea: 2,400 TM/día

CAPACIDAD DE PLANTA



4. MATERIA PRIMA

4.1 FUENTE

La materia prima requerida para la planta de Urea, será constituida por gas Natural seco (GN.) Disponible en la implementación del proyecto de explotación del gas de Camisea.

La posibilidad de usar gas natural de Camisea, se justifica por lo siguiente:

- Parte del volumen del GN, producido se destinara para la producción de Amoniaco, el restante se usara como fuente generadora de energía y otros usos, el cual reemplazara a las importaciones necesarias, para satisfacer la demanda interna del país.

4.2 UBICACIÓN DE LA FUENTE

La fuente de suministro del gas Natural como materia prima para la planta de Urea es el gas de Camisea, cuyos yacimientos se encuentran ubicados en el lote No 42 de la selva sur en el área de Camisea provincia de la Convención, en el Departamento del Cuzco.

Estratégicamente el GN debe estar disponible en Pisco por ser el lugar mas adecuado para la instalación de la Planta, teniendo en cuenta que una parte de la producción será destinada a la exportación Pisco ofrece grandes facilidades portuarias.

La planta de Urea debe ser instalada como un anexo a la planta de Amoniaco, en la que se obtiene Amoniaco como producto principal y dióxido de carbono como producto secundario.

4.3 CARACTERÍSTICAS DEL GAS NATURAL

El gas natural (GN), es una mezcla de hidrocarburos, mayormente al estado gaseoso, parte de hidrocarburos líquidos que encuentran en yacimientos subterráneos. Generalmente se encuentran acompañados de contaminantes. Los constituyentes del gas natural son:

- Hidrocarburos (95%V): Metano (con más del 75%), Etano, Propano, Butano, Pentano, Hexano etc. Hasta hidrocarburos de temperatura de ebullición 675°F (fracción del Diesel).
- Gases Inertes (Trazas): Nitrógeno, Helio, Argón.
- Gases corrosivos: Sulfuro de Hidrogeno, Sulfurados Orgánicos, Vapor de Agua, Dióxido de carbono.
- Otros: Agua.

Composición del GN de Camisea %V (reservorio de Cushabatay) es :

COMPONENTES	% VOLUMEN
C1	80.48
C2	9.92
C3	3.8
i-C4	0.55
n-C4	1.11
i-C5	0.43
n-C5	0.43
C6+	2.41
N ₂	0.54
CO ₂	0.33
TOTAL	100%

Las características del gas de Camisea son de alto contenido de Metano y un rango estrecho de hidrocarburos parafinicos y naftenicos.

4.4 PROCESOS DEL GAS NATURAL

El gas natural de Camisea tal como se extrae de pozos no tiene ninguna posibilidad de uso comercial directo, por lo que es necesario someterlo a determinados procesos que permitan obtener productos adecuados a los requerimientos del mercado.

Los procesos del gas natural pueden clasificarse en:

1. - Procesos de Separación
2. - Procesos de Tratamiento
3. - Procesos de Recuperación
4. - Procesos de Fraccionamiento
5. - Procesos Petroquímicos

4.4.1 Procesos de Separación

Utilizados para realizar la separación primaria de los componentes fluidos y gaseosos a la salida del pozo para lograr una máxima eficiencia en su transporte.

El gas natural de Camisea tal como se lo recibe del pozo es una mezcla de hidrocarburos cuyo principal componente es el metano (80% a 89%) y el resto puede llegar a tener componentes de hidrocarburos hasta del orden del C8 a C12. Además se

encuentra saturado con agua. Tanto el agua como los hidrocarburos más pesados que el butano, si se encuentra al estado vapor en el seno del gas no ocasionan mayores inconvenientes en trasportarlos por el gaseoducto, estos se presentan cuando alguno de los elementos citados condensa.

En tales condiciones es prácticamente, imposible transportarlo sin que se sucedan inconvenientes que traen grandes perjuicios de carácter técnico y económico (operación de fluidos en doble fase).

El agua en el gas provoca la transformación de hidratos, bajo condiciones de alta presión, baja temperatura, turbulencia, y presencia de algunos hidrocarburos pesados.

Los pentanos y los hidrocarburos más pesados que el pentano, (C₅+), se condensan a lo largo de los conductos creando también problemas en el transporte, pues si bien no llegan a interrumpir el suministro provoca considerables pérdidas de carga y por lo tanto disminución en el caudal transportado, a energía de compresión constante o aumento de dicha energía para mantener el suministro. Asimismo puede ocasionar graves inconvenientes en las compresoras por presencia de estos condensados.

Por lo anterior surge la imprescindible necesidad de deshidratar y eliminar los hidrocarburos líquidos del gas natural. previamente a

la inyección a gaseoducto. Es indudable que cuando mayores sean las cantidades de agua e hidrocarburos C5+ extraídas del gas, mejores serán las condiciones de transporte, pero a mayor exigencia de separación mayor será el costo.

Los procesos de separación del gas natural constan de dos operaciones bien definidas:

- Deshidratación
- Separación de líquidos C5+

A.- Proceso de separación a baja Temperatura

El efecto Joule Thomson es la base de funcionamiento de los Procesos de Separación a baja temperatura, aprovechando la elevada presión del gas a la salida del pozo, para provocar la expansión del gas, previamente separado de los líquidos, de manera de disminuir su temperatura hasta un valor inferior a la de formación de hidratos, lográndose su formación controlada, su separación y que el gas disminuya su contenido en agua hasta los valores deseados.

Un efecto secundario, pero importante que se produce en este proceso es la condensación adicional de hidrocarburos líquidos por acción de la baja temperatura.

Los procesos de separación a Baja temperatura generalmente se realizan en los siguientes equipos:

- Separador Primario o Knock Out

- Separador esférico diseñado para presiones de trabajo hasta 5000 psi

B.- Separador de baja Temperatura

Separador de sección superior esférica, donde entra el gas frío después de la expansión, y una sección inferior, cilíndrica vertical, que posee en su interior un sistema de descarga variable para separación de condensado y agua.

Diseñado para una presión de operación de 1440 psi, posee en su interior un serpentín para circulación de vapor.

- Clasificador

Separador esférico, diseñado para presiones de operación hasta 1440 psi. De tres fases y en cuyo interior también tiene un serpentín para circulación de vapor

- Intercambiador de Calor

Realiza intercambio de calor entre el gas frío de salida del separador de baja temperatura y el gas proveniente del separador primario o Knock Out.

B.- Descripción del Proceso

El fluido del pozo (condensado, gas y agua) entra al separador primario a alta presión (compatible con los caudales de gas y condensado), donde se produce la separación en dos fases, saliendo por su parte inferior el líquido, condensado y agua y por la parte superior el gas húmedo (fig. 4.1)

Este gas, previo pase por el intercambiador de calor, sufre una expansión adiabática a través de la válvula reguladora de alta presión (válvula de choque), bajando su temperatura a valores inferiores al de la formación de hidratos.

Por tanto, los hidratos formados precipitan hacia el fondo del separador de baja temperatura donde por acción del calor aportado por el vapor circulante, se funden, separándose el agua del condensado por ruptura de las moléculas de hidratos.

Esto dependerá de sí el salto de presión disponible es suficiente o no para alcanzar la temperatura deseada en el separador de baja temperatura y tal opción se logra por acción de una válvula de tres vías accionada por un controlador de temperatura que de acuerdo a la temperatura fijada y a la señal que recibe, medida por un bulbo instalado antes de la válvula de choque, regulara el caudal del gas frío a circular por el intercambiador.

Finalmente, el gas seco pasa a través de una cámara portaplaca para medición de caudales, siendo regulada su salida al gaseoducto mediante una válvula que controlara la presión del

separador de baja temperatura. Esta presión estará condicionada a la presión de operación del gaseoducto. La temperatura del gas antes de expansión en la válvula de choque deberá mantenerse por encima de la temperatura de formación de hidratos a esta presión.

El líquido de descarga del Knock out (condensado y agua) se envía al clasificador, donde es parcialmente estabilizado por calentamiento mediante serpentín de vapor, separándose por el fondo el agua y el condensado.

El condensado del separador de baja temperatura se une con el proveniente del clasificador en una línea de descarga común, dirigiéndose luego a un separador de baja presión para completar la estabilización, derivándose finalmente a tanques de almacenamiento.

C.- Variables del Proceso

- Temperatura del Separador de Baja

Para la fusión de hidratos se utiliza serpentín de vapor de agua o si el flujo de gas proveniente del pozo es elevado se utiliza parte de este flujo a través del serpentín.

- Temperatura del Intercambiador de Calor

El objetivo del intercambiador de calor es principalmente proveer la temperatura requerida del gas que fluye al separador

de baja temperatura. Esta temperatura deberá ser tan cerca al punto de formación de hidrato como sea posible.

D.- Características de Equipos

- Separador de baja Temperatura

Puede ser vertical, horizontal o una combinación de los dos. El separador horizontal tiene la ventaja de una altura menor pero desde que esta parcialmente lleno de líquido debe ser de diámetro mayor. La mayor desventaja es que el gas esta en contacto con una gran área de líquido caliente, que favorece la reevaporación. El control de nivel líquido también es critico, como cualquier recipiente horizontal.

El separador combinado tiene cámaras de tamaño limitado. Aunque el separador vertical tiene desventajas de altura mayores, el gas frío solo esta en contacto con una pequeña área de líquido relativamente frío.

E.- Ventajas de Procesos de Separación a Baja Temperatura (Sin inyección de glicol)

- Mayor recuperación de líquido que separadores convencionales por etapas.
- Deshidrata gases hasta las especificaciones requeridas si dispone de suficiente caída de presión
- Operación automática simple
- Mínimo personal requerido

DIAGRAMA DEL PROCESO DE SEPARACION
A BAJA TEMPERATURA

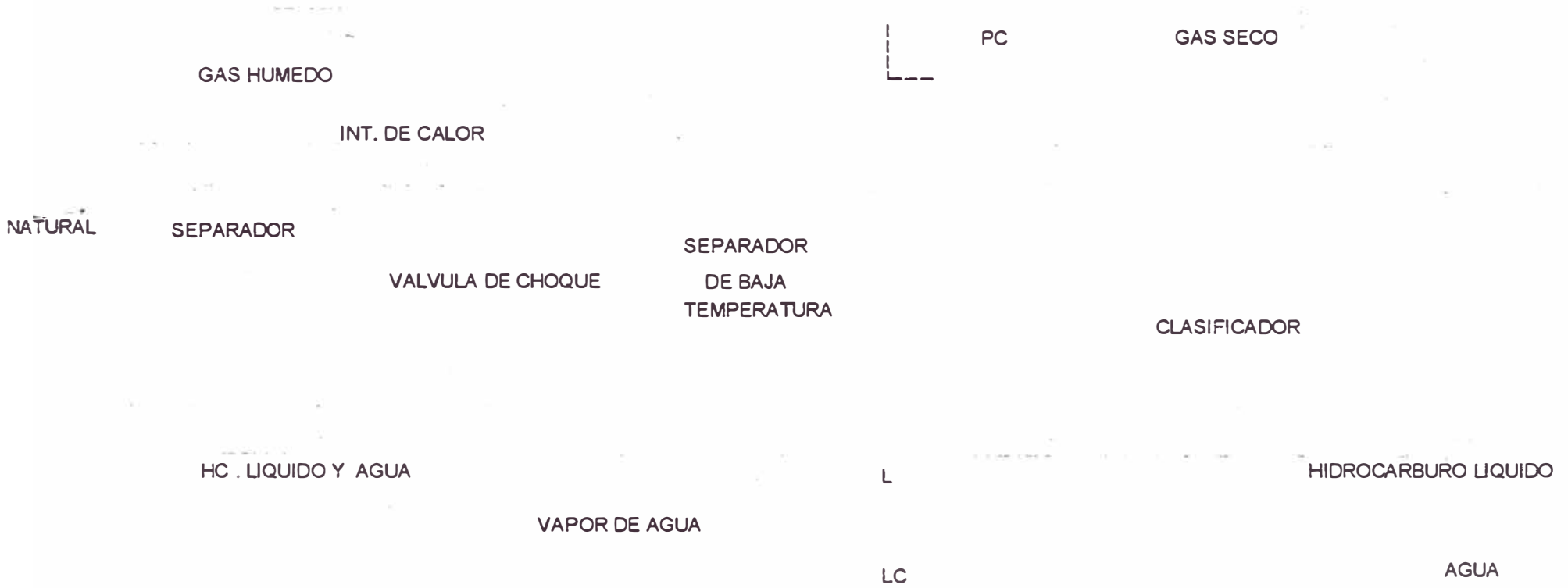


FIG. 4.1

separador de baja temperatura. Esta presión estará condicionada a la presión de operación del gaseoducto. La temperatura del gas antes de expansión en la válvula de choque deberá mantenerse por encima de la temperatura de formación de hidratos a esta presión.

El líquido de descarga del Knock out (condensado y agua) se envía al clasificador, donde es parcialmente estabilizado por calentamiento mediante serpentín de vapor, separándose por el fondo el agua y el condensado.

El condensado del separador de baja temperatura se une con el proveniente del clasificador en una línea de descarga común, dirigiéndose luego a un separador de baja presión para completar la estabilización, derivándose finalmente a tanques de almacenamiento.

D. Variables del Proceso

- Temperatura del Separador de Baja

Para la fusión de hidratos se utiliza serpentín de vapor de agua o si el flujo de gas proveniente del pozo es elevado se utiliza parte de este flujo a través del serpentín.

- Temperatura del Intercambiador de Calor

El objetivo del intercambiador de calor es principalmente proveer la temperatura requerida del gas que fluye al separador

de baja temperatura. Esta temperatura deberá ser tan cerca al punto de formación de hidrato como sea posible.

E.- Características de Equipos

- Separador de baja Temperatura

Puede ser vertical, horizontal o una combinación de los dos. El separador horizontal tiene la ventaja de una altura menor pero desde que esta parcialmente lleno de líquido debe ser de diámetro mayor. La mayor desventaja es que el gas está en contacto con una gran área de líquido caliente, que favorece la reevaporación. El control de nivel líquido también es crítico, como cualquier recipiente horizontal.

El separador combinado tiene cámaras de tamaño limitado. Aunque el separador vertical tiene desventajas de altura mayores, el gas frío solo está en contacto con una pequeña área de líquido relativamente frío.

F.- Ventajas de Procesos de Separación a Baja Temperatura (Sin inyección de glicol)

- Mayor recuperación de líquido que separadores convencionales por etapas.
- Deshidrata gases hasta las especificaciones requeridas si dispone de suficiente caída de presión
- Operación automática simple
- Mínimo personal requerido

4.4.2 Proceso de Tratamiento

Utilizados para eliminar o reducir los contaminantes que contiene el gas natural. Y que están por encima de los valores admitidos por las normas, además de aquellos que por ser inertes representan un volumen transportado inútilmente.

El tratamiento dependerá de los posibles contaminantes presentes en el gas.

- Procesos de separación de azufre
- Proceso de separación de nitrógeno
- Proceso de separación de CO₂ etc.

Existen gases con elevado contenido de contaminantes, así como algunos cuyo bajo contenido de contaminantes no justifica el tratamiento.

4.4.3 Proceso de Recuperación

Utilizados básicamente para recuperar del gas natural fracciones líquidas de hidrocarburos o productos no hidrocarburos (azufre, Hidrogeno etc.) con valor comercial.

El gas natural después de haber sido tratado para eliminar contaminantes, es transportado a una planta de recuperación donde se recuperan las fracciones de mayor valor comercial. Una parte del gas residual será utilizado para cubrir la demanda interna (gas combustible, plantas petroquímicas) y el excedente será reinyectado en los yacimientos para optimizar la recuperación del líquido en el reservorio.

Alternativas de Métodos de Recuperación :

- Refrigeración Externa
- Turbo expansión
- Absorción Refrigerada
- Adsorción
- Compresión
- Absorción
- Criogenico-Joule Thomson.

4.4.4 Procesos de Fraccionamiento

Tienen por objeto separar el condensado del gas natural en fracciones, según las temperaturas de ebullición de los hidrocarburos, para obtener productos combustibles de valor comercial como GLP, gasolina, Kerosene, Diesel.

El fraccionamiento es un proceso físico de separación de hidrocarburos sin que se produzca modificación de sus estructuras.

Las temperaturas de ebullición son determinadas mediante la curva de destilación TPB (true boiling point) de la carga a la fraccionadora.

Las fracciones se regulan para hacerlos corresponder con las especificaciones de destilación ASTM.

4.4.5 Procesos Petroquímicos

Los componentes del gas natural se utilizan para la obtención de múltiples productos.

El etano se usa para la obtención de : Plomo tetraetilico, Alcohol etílico, Estireno, Aluminio trietilico, Glicol etileno, Etil benceno, Poliestireno, Polietileno etc.

El GLP se usa para la obtención de : Polipropileno, Cumeno, Acrilonitrilo, Oxido propileno, Isopropanol, Oxoalcoholes, detergentes, Caucho Butilico, Butadieno, Caucho Estireno butadieno, Resina ABS, Caucho polibutadieno, Isopropeno, Caucho polyisopropeno, Polibutenos, Anhídrido maleico, etc.

La nafta se usa para la obtención de Aromáticos.

5. PROCESO PARA LA OBTENCION DE LA UREA

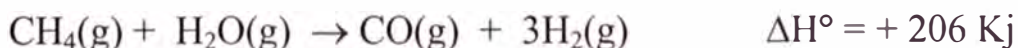
5.1 REFORMACION CON VAPOR DEL GAS NATURAL

El gas síntesis puede producirse a partir de una variedad de gas de alimentación. El gas natural es preferible como alimentación cuando esta disponible a partir de campos de gas no asociado.

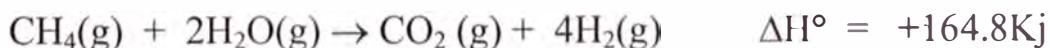
La primera etapa en la producción del gas síntesis es tratar el gas natural para remover el sulfuro de hidrogeno. El gas purificado es luego mezclado con vapor o introducido en un primer reactor (reformación primaria). El reactor es construido de tubos verticales de acero inoxidable alineados en un horno refractario. La relación vapor gas natural varia de 4 a 5 dependiendo de la composición del gas natural (el gas natural puede contener etano y hidrocarburos pesados) y la presión usada.

Un catalizador promotor del tipo Níquel contenido en los tubos del reactor es usado a rangos de temperatura y presión de 700-800 °C y 30-50 atm., respectivamente. El gas producto del reformador primario es una mezcla de Hidrógeno, Monóxido de carbono, Dióxido de Carbono, metano no reaccionantes y vapor.

Las principales reacciones de formación por vapor son:



$$\Delta H(800^\circ\text{C}) = + 226 \text{ Kj}$$



Para la producción de hidrógeno y luego para la síntesis de Amoniaco, sin embargo, son necesarios tratamientos posteriores. Primero la cantidad de nitrógeno requerido debe obtenerse a partir del aire atmosférico. Esto es hecho por oxidación parcial del metano no reaccionante en la mezcla de gas a la salida del primer reactor, en otro reactor (reformación secundaria).

La reacción principal que ocurre en el reformador secundario en la oxidación parcial del metano con una cantidad limitada de aire. El producto es una mezcla de hidrogeno, CO₂, CO, más nitrógeno, que no reacciona bajo las condiciones. La reacción es representada como sigue:



La temperatura del reactor puede alcanzar 900 °C a más en el reformador secundario debido al calor de reacción exotérmico. Un análisis típico del gas de salida de los reactores primarios y secundarios es mostrado en la tabla 5.1.

Análisis típico de efluentes del primer y segundo Reformador

Constituyente	1 ^{er} Reformador	2 ^{do} Reformador
H ₂	47.0	39.0
CO	10.2	12.2
CO ₂	6.3	4.2
CH ₄	7.0	0.6
H ₂ O	29.4	27.0
N ₂	0.02	17.0

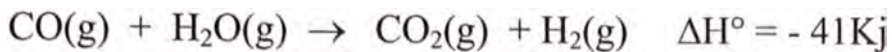
Tabla 5.1

La segunda etapa después de la Reformación secundaria es remover el monóxido de carbono, que envenena el catalizador usado para la síntesis del amoníaco. Esto es hecho en 3 etapas, cambio de conversión, remoción de dióxido de carbono y Metanación del Monóxido de carbono y dióxido de carbono sobrante.

CAMBIO DE CONVERSION

La mezcla de gases producto del reformador secundario es enfriada luego sometido a un cambio de conversión.

En el convertidor de cambio, el Monóxido de carbono reacciona con el vapor dando dióxido de carbono e hidrógeno, la reacción es altamente exotérmica y es representada así:



La alimentación del convertidor de cambio contiene grandes cantidades de dióxido de carbono, que deberían ser oxidados. Un catalizador promotor de fierro con oxido de cromo es usado a un rango de temperatura de 425- 500 °C para aumentar la oxidación.

Los gases de salida del cambio, de conversión son tratados para remover el dióxido de carbono. Esto puede hacerse por absorción de dióxido de carbono en un solvente de absorción físico o químico o por adsorción usando un especial tipo de tamiz molecular. El dióxido de carbono recuperado del agente de tratamiento como subproducto, es principalmente usado con el amoniaco para producir Urea. El producto es un gas hidrógeno puro conteniendo pequeñas cantidades de monóxido de carbono y dióxido de carbono que son posteriormente removidos por Metanación.

METANACION

La Metanación catalítica es inversa a la reacción de Reformación por vapor. El hidrógeno reacciona con monóxido de carbono y dióxido de carbono, convirtiéndolos en metano. La reacción de Metanación es exotérmica y la producción de metano es favorecida por bajas temperatura y a altas presiones. Sin embargo la velocidad espacial llega a ser alta con el incremento de la presión y el tiempo de contacto llega a ser corto, decreciendo la producción. Las actuales condiciones de proceso de presión, temperatura y velocidad espacial son prácticamente un compromiso de varios factores.

Níquel Ramy es el catalizador preferido. El reactor típico de Metanación opera a 200-300 °C y aproximadamente 10 atm. El producto es una mezcla de gases de hidrógeno y nitrógeno, teniendo una relación aproximada de 3:1 para la producción de Amoniac. La Fig 5.1, muestra el esquema para la producción de gas síntesis y la producción de amoniaco.

5.2 FUNDAMENTO TEORICO

5.2.1 Quimica Basada en el Gas Sintesis

Muchos químicos son producidos a partir del gas síntesis. Esto es una consecuencia de la alta reactividad asociada con los gases de hidrógeno y monóxido de carbono, los constituyentes del gas síntesis.

Los mayores químicos basados en gas síntesis son el amoniaco y el metanol. Cada compuesto es un precursor para muchos otros productos químicos. A partir de Amoniaco son producidos: Urea, Acido Nítrico, Hidrazina, Acrilonitrilo, Metilaminas y otros productos químicos menores.

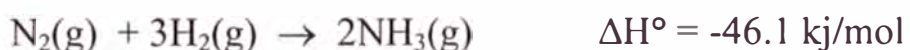
5.2.2 Amoniaco

El Amoniaco es uno de los más importante productos químicos inorgánicos, excedido solamente por el ácido sulfúrico y la cal. Este gas incoloro tiene un olor irritante y es muy soluble en agua, formando una solución débilmente básica. El Amoniaco puede ser fácilmente licuado bajo presión (amoniaco líquido) y es un importante refrigerante. El amoniaco anhidro es un fertilizante de aplicación directa en el suelo. El amoniaco es obtenido por

reacción de hidrógeno y nitrógeno atmosférico, que es el gas síntesis para producir el amoníaco.

5.2.3 Producción de Amoníaco (Proceso Haber)

La producción de Amoníaco es de interés histórico porque representa la primera aplicación importante de la termodinámica en un proceso industrial. Considerando la reacción de síntesis de Amoníaco a partir de sus elementos, el calor de reacción calculado (ΔH) y la energía libre de cambio (ΔG) a temperatura ambiente son aproximadamente -46 y -16.5 kJ/mol, respectivamente. Aun que la constante de equilibrio calculada $K_c = 3.6 \times 10^8$ a temperatura ambiente es sustancialmente alta, no ocurre ninguna reacción bajo esas condiciones, la velocidad es prácticamente cero. La reacción de síntesis del amoníaco puede ser representada como sigue:



Incrementando la temperatura se incrementa la velocidad de reacción, pero decrece el equilibrio (K_c a $500^\circ\text{C} = 0.08$). De acuerdo al principio de Lechatelier, el equilibrio es favorecido por altas presiones y bajas temperaturas. Mucho de las investigaciones de Haber fueron para encontrar un catalizador que favorezca la formación de amoníaco a una velocidad razonable a bajas temperaturas. El óxido de fierro promotor con otros óxidos como el de potasio y aluminio son corrientemente

usados para producir amoniaco en buena productividad relativamente bajas temperaturas.

En un proceso comercial, una mezcla de hidrógeno y nitrógeno (a la salida del metanador) en relación 3:1 es comprimida a la presión deseada (150-1000 atm.). La mezcla comprimida es luego pre-calentada por intercambio de energía con la corriente de producto antes de ingresar en el reactor de amoniaco. La reacción ocurre sobre un lecho de catalizador alrededor de 450°C, el gas de salida conteniendo amoniaco es pasado a través de cámara de enfriamiento donde el amoniaco es condensado a líquido mientras que el hidrógeno y nitrógeno es reciclado. Usualmente una conversión de aproximadamente 15% por paso es obtenida bajo estas condiciones.

5.2.4 Usos del Amoniaco

El uso final mayor del amoniaco es el campo de los fertilizantes para la producción de Urea, Nitrato de Amonio y Fosfato de Amonio y Sulfato. El amoniaco anhidro puede aplicarse directamente al suelo como fertilizante. La Urea esta ganando gran aceptación como un fertilizante de acción lenta.

5.2.5 Manufactura industrial del amoniaco

Concerniendo a la síntesis, hasta alrededor de 1965 unidades operan a presión encima de 30 a 35x10⁶ Pa. abs. La mayor parte de los procesos subsecuentemente adoptan operaciones de baja presión, alrededor de 20 a 25x 10⁶ Pa. abs. Y aún 15 a 20x10⁶ Pa.

abs. Para procesos con alimentación muy pura producidas por un esquema incluyendo depurado de nitrógeno líquido, por ejemplo.

Resaltando la optimización de energía ciertos proyectos, ICI, Snam-Progetti y Pullman-Kellogg recomiendan operaciones a presiones aun más bajas, menos que 5×10^6 Pa. abs. Sin embargo, eso significa el uso muy grande de cargas iniciales de catalizador y velocidades recirculación de gases no convertidos muy altas. El rango de temperatura es alrededor de 480-500 °C.

Para una operación de síntesis de amoníaco corrientemente comprende los siguientes elementos más importantes.

a) Un compresor multietapas centrífugo que trabaja por turbinas a vapor, que comprima la alimentación fresca así como gases de reciclo.

b) Un reactor multietapas, normalmente vertical, con flujo de vapor axial, diseñado para alcanzar una recirculación interna de los efluentes gaseosos, que tiene el propósito de precalentar la alimentación y sobre todo, remover el calor generado por la reacción.

c) Un tren de intercambiadores y un separador de alta presión diseñado para obtener amoníaco líquido y recircular los gases no convertidos al compresor, completando el circuito de síntesis. En algunas instalaciones recientes es instalada una caldera enfriadora de gas a la salida del reactor, con dobles tubos concéntricos o tubos de gas exhausto, para la producción de vapor de alta presión (HP) usado para hacer funcionar las turbinas.

d) Un ciclo de refrigeración de Amoníaco de Joule-Thomson compresión/expansión comprimiendo en tres etapas de temperatura (13.5, -7.5 y -33.5 °C) para licuar el amoníaco producido alrededor de -23.5 °C.

Las características innovadoras de estos procesos obviamente residen en el tipo de catalizador empleado y también del nivel tecnológico, en el diseño del reactor.

Dos tipos de equipos están normalmente disponibles, reactores tubulares y multi-lecho.

Tres generaciones pueden ser distinguidas cronológicamente:

- El primero concierne a reactores verticales con capacidades de producción menores que 600 t/día, operando a alta presión (>30 a 35×10^6 Pa. abs.) y flujo axial que son:

- 1.- De tipo intercambiador de calor, con pliegues y tubos de catalizadores enfriados externamente: Proceso Amonia Casale y TVA.

- 2.- De tipo Multi-lecho con enfriamiento intermedio.

con inyección de gas enfriado, BASf

Por tubos de agua y producción de vapor. Montecatini y OSW (Osterreichische Stickstoff Werke)

- La segunda operación corrientemente, permite para unidades de producción con capacidades de 1500 t/día, en reactores verticales con múltiples lechos de catalizadores (normalmente 2) usualmente operando con flujo axial, de una presión de 20 a 25×10^6 Pa. abs. El sistema de enfriamiento es de dos tipos:

Por inyección del gas enfriador: Kellogg; Topsoe, Amonia Casale e ICI (fig 5.2).

Por tubos de agua y producción de vapor: Uhde, Montedison y C.F. Braun.

- La tercera operación concierne a los siguientes reactores adaptados para unidades de alta capacidad de producción.

Kellog: Sistema horizontal, flujo axial lecho de catalizador enfriamiento por inyección de gas y bajas caídas de presión.

Topsoe (serie 200): Vertical, flujo radial, lecho de catalizador conteniendo en su interior un intercambiador gas/gas.

Amonia Casale: Vertical, de flujo axial y radial, lecho de catalizador, adaptado para circuitos operando a baja presión($< 5 \times 10^6$ Pa. abs.) y con altos volúmenes de catalizadores.

Las ultimas mejoras en producción de amoniaco por Reformación al vapor de gas natural incluye lo siguiente.

- 1.- Proceso ICI/AMV, caracterizado por la introducción de aire en exceso en la etapa de reformación secundaria, que corta el consumo total de energía sustancialmente.
- 2.- El proceso Fertimont (subsidiaria de Montedison)
- 3.- Tecnología Byas, propuesto por Humphreys y Glagow para la renovación de las unidades existentes de reformación, con la introducción directa de parte de la alimentación en la etapa de reformación secundaria.
- 4.- Técnica KTI Pare, que es ideal para instalaciones de baja capacidad.

ESQUEMA 1

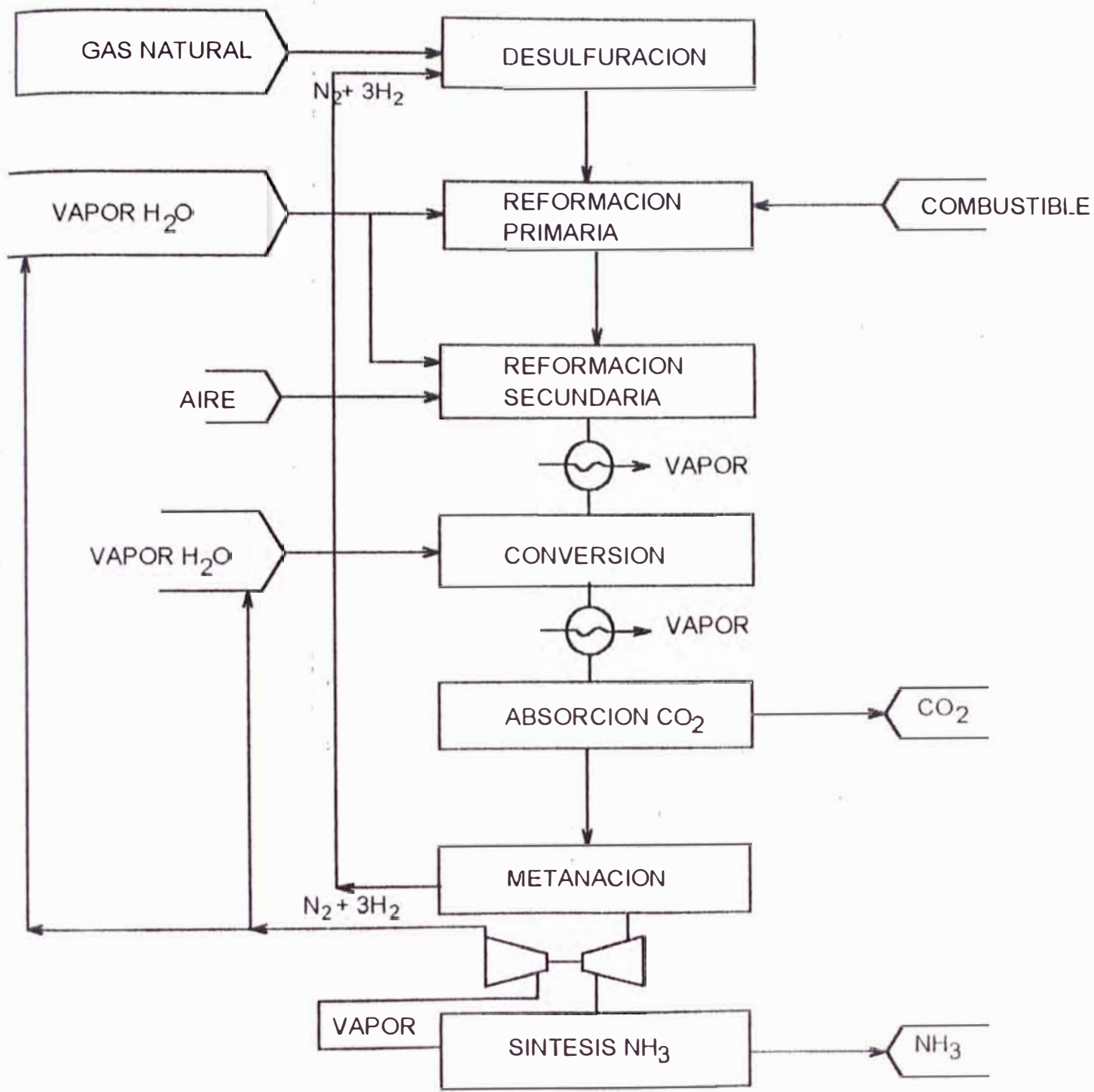
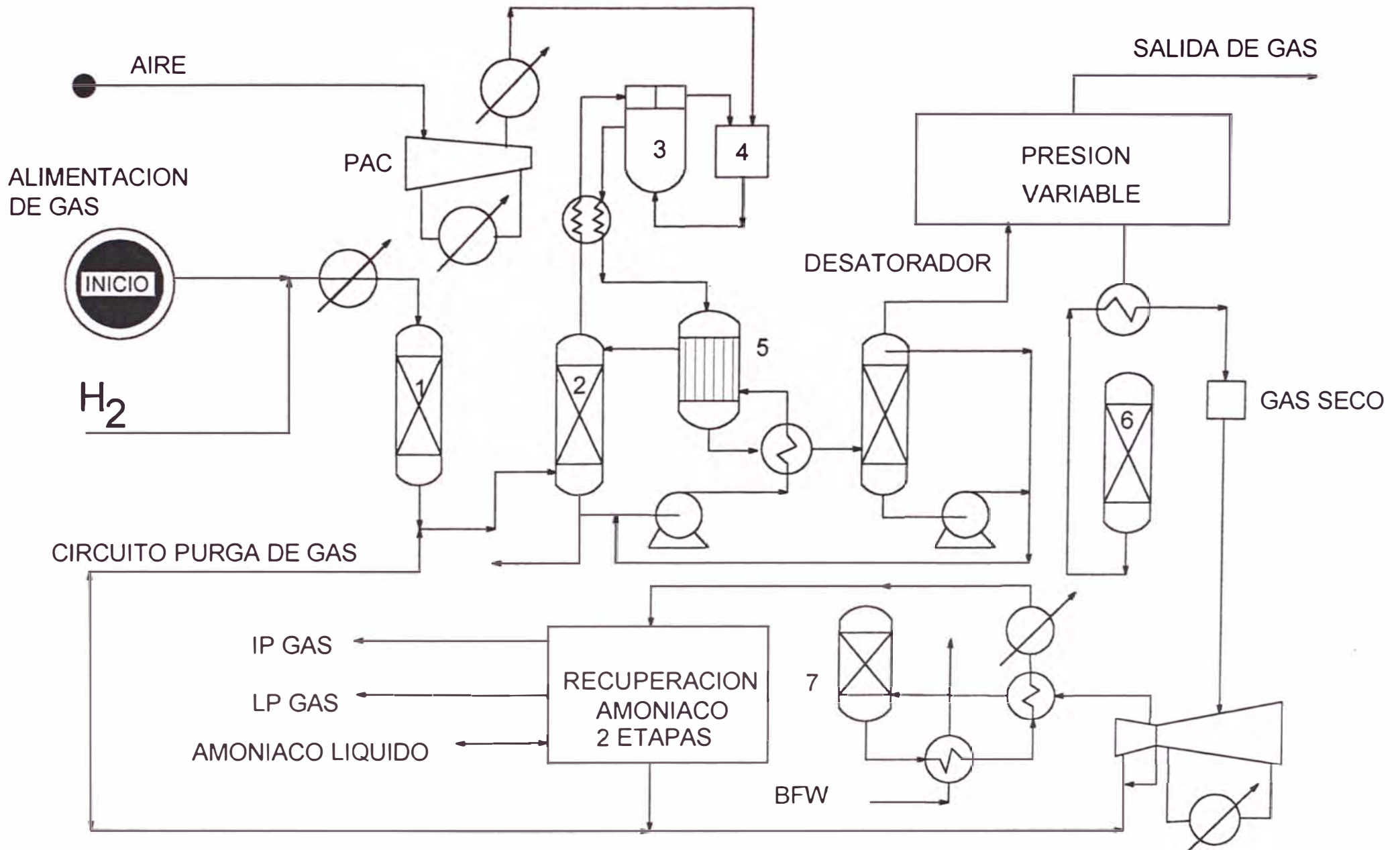


FIG. 5.1

DIAGRAMA 1 PROCESO DE PRODUCCION AMONIACO - ICI



5.2.6 Urea

El más alto contenido fijo de nitrógeno en fertilizantes 46.7% en peso, la urea es un sólido blanco que es soluble en agua y alcohol. Es usual que se venda en forma de cristales, prills, escamas, o gránulos. La Urea es un componente activo que reacciona con muchos reactivos. Forma compuestos y combinaciones; Con muchas sustancias como fenol y ácido salicílico. Por reacción con formaldehído produce un importante polímero comercial (resina de Urea formaldehído) que se usa como cola para partículas de tabla y madera contraplacada

5.2.7 Producción

La producción técnica de urea esta basada en la reacción de amoníaco con dióxido de carbono.

La reacción ocurre en dos pasos: el carbamato de Amonio es formado primero, seguido de una descomposición del carbamato a urea y agua. La primera reacción es exotérmica y el equilibrio es favorecido por bajas temperaturas y altas presiones. Altas presiones de operación son también deseables para la separación en la etapa de absorción que resulta en una solución de alta concentración de carbamato. Una relación de amoníaco más alta que la estequiométrica es usada para compensar el amoníaco que se disuelve en la fusión. Los rangos de temperatura del reactor 170-220°C y una presión de alrededor de 200 atm. abs.

La segunda reacción representa la descomposición del carbamato. Las condiciones de reacción son 200°C y 30 atm. La

descomposición en presencia de un exceso de amoníaco limita los problemas de corrosión e inhibe la descomposición del carbamato en amoníaco y dióxido de carbono. La solución de urea que abandona el descompositor de carbamato es expandida por calentamiento a baja presión y amoníaco reciclado. La solución resultante es posteriormente concentrada a una fusión, que es luego granulada pasando a través de sprays especiales en una corriente de aire, la fig. 5.5 muestra el proceso Snamprogetti para la producción de urea.

5.2.8 Usos de la Urea

El uso mayor de la urea es en el campo de fertilizantes, que cuentan con aproximadamente 80% de su producción (alrededor de 16.2 billones de libras fueron producidos en EE.UU. durante 1991). Alrededor de 10% de la urea es usada para la producción de adhesivos y plásticos (formaldehído de urea y resinas melamine formaldehído). La alimentación de animales cuenta 5% de la urea producida.

La urea posee una propiedad única de formar compuestos con n-parafinas, esto se usa en separación de n-parafinas C12-C14 del Kerosene para la producción de detergentes.

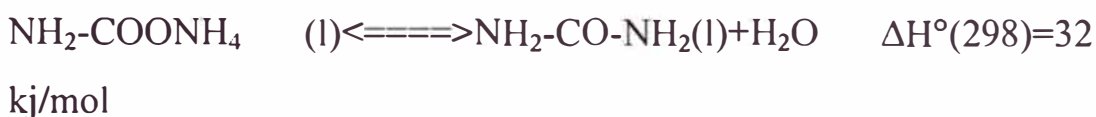
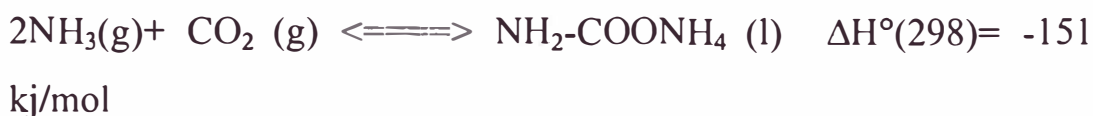
5.3 CARACTERISTICAS DEL PROCESO PARA LA OBTENCION DE LA UREA

La Urea ocurre en condiciones normales en forma de sólido que se descompone antes de alcanzar su punto de ebullición, y que industrialmente sintetizada por reacción del amoniaco con dióxido de

carbono. Es un producto intermedio vitalmente importante para la manufactura de fertilizantes.

A.- REACCIONES

La Urea es manufacturada a partir del carbamato de Amonio por deshidratación de acuerdo a las siguientes reacciones principales:



donde (g) = gas y (l) = líquido

La primera conversión es exotérmica y endotrópica. La segunda es endotérmica y exotrópica. Ambas están balanceadas y, en condiciones de operación, es posible alcanzar:

- 1.- Conversión total de los reactantes (amoníaco y dióxido de carbono)
- 2.- Desaparición completa del producto intermedio, carbamato de Amonio.

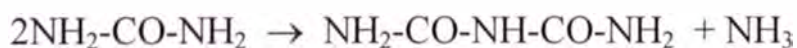
Esta situación que se debe a las propiedades termodinámica de los reactantes y los productos, es posteriormente agravada por el hecho de que la reacción de conversión carbamato a urea es mucho más

lenta que la formación de carbamato. Esto hace necesario operar en dos etapas:

- a) En la primera, el efluente obtenido consiste en urea (40 a 60% en peso), carbamato de Amonio, amoníaco y dióxido de carbono no convertido.
- b) En la segunda, el carbamato de Amonio es removido por descomposición de la reacción inversa de formación, así regenerando el reactante inicial.

Se debe agregar también que la solución producida de carbamato de Amonio en la primera etapa es una mezcla extremadamente corrosiva, cuyo manejo debe ser minimizado.

El lado más importante de la reacción, permite la formación de biuret, especialmente durante la reconversión y purificación de la urea, cuando el efluente crudo es incrementado con una temperatura excesivamente alta.



El Biuret es un veneno para la flora si su contenido es muy alto, su concentración debe mantenerse debajo de 0.9% en peso. En la practica, la urea contiene menos de 0.3% en peso

B.- CONDICIONES DE OPERACION

1.- Reacción de síntesis

La Urea es sintetizada a partir del amoníaco y dióxido de carbono a rangos de temperatura de 170 a 210 °C, y presiones entre 12 y 30 x10⁶ Pa. Absoluta. La tendencia presente de usar una presión de alrededor de 15x10⁶ Pa. Absoluta.

La temperatura de reacción debe ser como:

- a.- El carbamato de Amonio debe ser líquido (183 °C)
- b.- La conversión al equilibrio es un máximo; cálculos muestran que estos incrementos de temperatura son directamente con la relación Amoníaco/dióxido de carbono, y el rango de 180 a 190 °C es generalmente seleccionado.

Los procesos difieren usualmente por la composición del gas de alimentación al reactor algunos procesos emplean un gran exceso de amoníaco con relación al dióxido de carbono en el rango de 4 a 6. Así alcanzan alta conversión de dióxido de carbono (75 a 80%) otros usan solamente un pequeño exceso operan con reactantes aun en proporciones estequiométricos. Esto permite bajas conversiones (40 a 50%) y requiere reciclaje de los gases no convertidos.

En vista del efecto inhibitorio del oxígeno en la acción corrosiva del medio de reacción, pequeñas cantidades de aire son adicionadas a la alimentación del dióxido de carbono. Esa adición es la que permite la fácil remoción de ciertas impurezas, sin embargo, si el dióxido de carbono empleado es obtenido de una planta de amoníaco, primero debe estar libre del hidrógeno que está contenido por oxidación catalítica, para evitar subsecuentes daños de explosión.

2.- Reacciones de Descomposición del Carbamato de Amonio

Este es el punto donde el proceso muestra las más amplias diferencias, dos métodos están teóricamente disponibles para llevar adelante la reacción de descomposición.



a) Bajando la temperatura y presión

Bajando la temperatura y presión cambia el equilibrio a los reactantes iniciales. La mezcla gaseosa es luego recompuesta, causando su recombinação y la solución de carbamato es reciclada.

Si el amoníaco este presente en exceso, es separado de la solución de carbamato y es reciclado en forma gaseosa. Para minimizar el costo total de recompresión de los componentes gaseosos, la descomposición tiene lugar en dos etapas, y los gases producidos son reciclados después de cada etapa. Como una regla, la primera opera a 2×10^6 Pa absoluta y la segunda de 0.1 a 0.2×10^6 Pa absoluta, a temperaturas en el rango de 160 a 200 °C.

b) Cambio de equilibrio de disociación

Basado en la ley de acción de masas y la ley de Dalton, puede ser mostrada la presión (P) del carbamato líquido dentro de sus componentes gaseosos es gobernado por la ecuación:

$$P = 0.53 \times P_s / (X_{\text{NH}_3}^2 \cdot X_{\text{CO}_2})^{1/3}$$

Donde P_s es la presión de disociación para la mezcla estequiométrica Amoníaco / dióxido de carbono igual a 2. Esto es una función de la temperatura. X es fracciones molares en la fase gas.

Claramente, si la porción de uno de los componentes en la fase gas se incrementa, fracción molar del amoníaco tiende a 1 o la fracción molar del dióxido de carbono tiende a 1, la presión de disociación tiende al infinito. Por consiguiente aparece posible alcanzar la descomposición del carbamato por remoción de amoníaco o dióxido de carbono (una desabsorción).

Este expediente ofrece la ventaja de alcanzar la descomposición del carbamato a una presión igual que la de síntesis, y concordantemente reducido los costos de la recompresión de la mezcla dióxido de carbono / amoníaco.

5.4 MANUFACTURA INDUSTRIAL

Para la selección de tecnología analizaremos dos tipos principales de procesos, que pueden ser distinguidos:

- a) Técnicas convencionales
- b) Tecnología características de descomposición de carbamato de Amonio por desabsorción de gas (stripping)

1.- Procesos Convencionales

Los diferentes procesos industriales de este tipo difieren como sigue:

A.- Procesos Directos

Estos son los primeros, operando a 24×10^6 Pa. absoluta, y alrededor de 180 a 190 °C,

En el que el carbamato es descompuesto alrededor de 160 °C por vaporización instantánea en dos etapas (1.7 y 0.2×10^6 Pa absoluta). El Amoníaco y el dióxido de carbono recuperado son enviados a otras unidades (ácido nítrico, sulfato de Amonio, nitrato de Amonio, etc.).

Este tipo de instalaciones, que fueron industrializadas por Chemico(I), CPI (Chemical Processes of Ohio inc.)-Vulcan, Inventa, Stamicarbon, Weatherly, etc. Fue abandonado con el incremento en las capacidades de las unidades de manufactura, y la consecuente necesidad de encontrar mercados para los productos.

B.- Procesos con Reciclaje parcial de Amoníaco Líquido

Los efluentes del reactor de síntesis son vaporizados y enviados a una columna, en la que el exceso de amoníaco es separado, condensado y reciclado como un líquido al reactor. El carbamato es luego descompuesto por expansión de dos etapas. Esta técnica fue desarrollada en particular por Chemico, CPI-Allied, Inventa, Montecatini etc.

C.- Proceso de Reciclo Total

El carbamato de Amonio es descompuesto por vaporización en varias etapas (2 o 4). El exceso de amoniaco y dióxido de carbono son liberados y pueden entonces ser reciclados al reactor que opera al rededor de 20 a 21×10^6 Pa. absoluta, y alrededor de 200 °C por 2 posibles variantes.

a) En forma gaseosa, que presenta el inconveniente de generar altos costos de recompresión, aunque un significativo mejoramiento fue hecho con la introducción de los compresores centrífugos. Los procesos de este tipo son los de CPI-Allied, Chemico(II),(Thermo Urea Process) etc.

b) En forma líquida (amoniaco y carbamato de Amonio) por asociación con cada etapa de expansión (normalmente dos) y un absortor operando a la misma presión. Esa operación en presencia de agua, garantiza la recombinación de los reactantes después de su condensación, produciendo una solución acuosa de carbamato en él así como evaporación en el tope de la columna, debido a la exotermicidad de la reacción, del exceso de amoniaco que es luego recondensado. Estos líquidos reciclados eliminan la necesidad de compresores, pero incrementan sustancialmente la corrosión. Los más antiguos procesos de reciclo de líquidos son los de Chemico(I), Inventa, Lonza-Lummus, Montecatini-Fauser, Pechiney-Grace, SNAM(I), Stamicarbon(I), etc. Las más recientes versiones optimizadas son las técnicas desarrolladas por MitsuiToatsu(Avanzada para ahorros de costo y energía); El proceso Aces, Montedison (Isobarico doble reciclo: proceso

IDR), Urea Technologies Inc. (Proceso de urea con reciclo de calor: HURP) etc.

D.- Procesos Integrados

Esta versión desarrollada en particular por SNAM, Mitsui Toatsu, Amonia Casale, etc., integra las unidades de manufacturación del amoniaco y la Urea. ofrece las siguientes ventajas

- a) Eliminación de los costos de compresión del dióxido de carbono, que es producido directamente por preparación del amoniaco gas síntesis.
- b) Uso directo de amoniaco.
- c) Simplificación de la etapa de absorción de dióxido de carbono en la unidad de manufactura de amoniaco, porque la sección regeneración del absorbente desaparece, puesto que el dióxido de carbono es directamente reconvertido por una solución acuosa de carbamato y amoniaco.

2.- Procesos de Descomposición de Carbamato por Desorción del gas

Estos son procesos de reciclo total operando con un circuito de recirculación de productos no convertidos a presión cercana a la constante, en el rango de 15 a 20×10^6 Pa. absoluta

Así como en la técnica convencional, la urea es producida al rededor de 180 a 200 °C. Por otro lado, el carbamato residual es descompuesto a presión de síntesis, por reducción de su presión

parcial debido a la desabsorción del gas. La recombinación de los reactantes así liberados ocurre después de su condensación, por el paso en un absorber o un depurador, que también sirve para condensar las fracciones vaporizadas durante la reacción, y alcanzar el ciclo enteramente en forma líquida. Para minimizar los problemas de corrosión, los diferentes efluentes son normalmente encausados por la gravedad en su flujo, o por vaporización, o aun por eyectores.

Procesos industriales operando bajo este principio son distinguidos por el tipo de gas de desabsorción (stripping) seleccionado:

- Stamicarbon II : CO_2
- SNAM II: NH_3
- Montedison: NH_3 y CO_2 en sucesión, actuando en dos etapas de descomposición.

5.5 TECNOLOGIAS EXISTENTES

Características Técnicas de los Procesos de Reciclo Total

A.- Esquema Base

Los reactantes purificados, removido el CO y humedad, son comprimidos separadamente y luego introducidos dentro del reactor, donde el carbamato es rápidamente formado. El reactor normalmente opera adiabáticamente, y la temperatura debe ser estrechamente controlada debido a la severa corrosión de la solución de carbamato de Amonio por encima de 200 °C (fig. 5.3).

El efluente del reactor, consistente en urea, carbamato de Amonio y reactantes no convertidos, esta sometido, a alteraciones de las condiciones de operación, a una descomposición que convierte una parte del carbamato de Amonio en CO y Amoniaco. El producto gaseoso resultante es comprimido y condensado. Esto permite la formación de nuevo de carbamato que es reciclado al reactor en una solución acuosa, mientras que el exceso de amoniaco es mezclado con amoniaco fresco. La operación entera es repetida para descomponer todo el carbamato. La solución final obtenida contiene de 72 a 76% peso de urea y la pureza final deseada puede ser obtenida por un tratamiento final o acabado.

Si el Biuret (condensado de la urea), contenido tienen un rango de 0.7 a 0.9% (Fertilizantes standard) algunas operaciones de evaporación son primero conducidas en vacío con un limitado tiempo de residencia, seguida de centrifugación y terminando en atomizado del producto (proceso denominado como "Prilling") en una torre de prilling. Bajos contenidos de biuret (0.2 a 0.3%) requieren cristalización fraccionada seguida por granulación.

Las técnicas convencionales de prilling hacen uso de torres en la que la urea fundida es introducida por el tope como un spray. Esas torres de Prilling naturales o forzadas también actúan como enfriadores. Por consiguiente, se obtiene grandes formas de Prills(4 a 6 mm), requeridas para ciertos usos fertilizantes, ellos deben estar sobre los 50 a 80 m. de altura. Ello también requiere facilidades auxiliares anticontaminantes para remover los finos de los gases descargados a la atmósfera. Muchos sistemas optimizados, con lechos fluidizados, por ejemplo están siendo desarrollados para reducir el tamaño de esas torres(Stamicarbon, SNAM, Mitsui Koatsu, Montedison, etc.). La tendencia hoy día es reemplazarlos por unidades rotatorias (Tambores, Tanques, Platos, etc.)que son más compactos, menos contaminante, pero limitados en su capacidad (50 TM/día) y el uso generalizado de lechos fluidizados. Esto esta reflejado en las técnicas de granulación desarrolladas por MTC/TEC (Mitsui Koatsu/Toyo Engineering Co.),NSN (Nederlanse Stiksto& Maatschappij NV), Norsk Hydro, etc.

PROCESO DE UREA MITSUI TOATSU

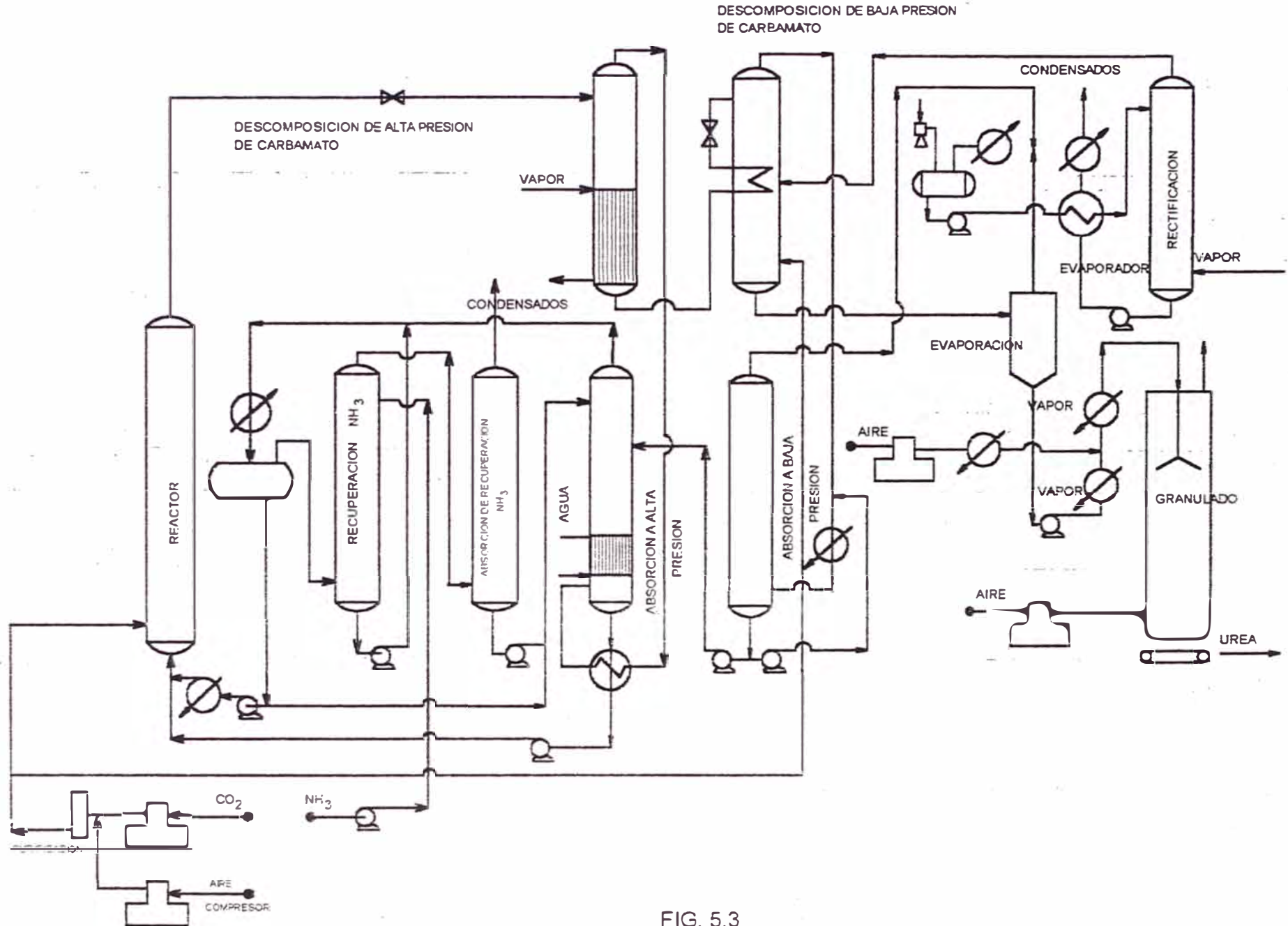


FIG. 5.3

B. Proceso Stamicarbon (Nederlandse Staats Mijnen: DSM)

El proceso Stamicarbon es una técnica convencional de reciclado total. Su especial característica consiste en introducir una pequeña cantidad de oxígeno dentro del medio de reacción para minimizar la corrosión.

Esto fue seguido por el proceso Stamicarbon II, basado en la descomposición de carbamato de Amonio por desabsorción de dióxido de carbono (fig. 5.4). El circuito de síntesis de urea ofrece 4 etapas importantes en este caso:

a) Condensación de dióxido de carbono y amoníaco para formar carbamato. Esta operación tiene lugar en un intercambiador de calor convencional entre 150 a 170 °C, al rededor de 14.5×10^6 Pa. absoluta. Usa el amoníaco líquido como alimentación, así como también reciclaje secundario de una fase acuosa, consistente de carbamato y reactantes residuales, que son introducidos juntos por medio de un eyector para minimizar los problemas de corrosión a temperaturas elevadas. La condensación también tiene lugar en el reciclado primario de reactantes no convertidos que junto con el dióxido de carbono tratado, es tomado de la etapa de descomposición del carbamato por un gas desabsorber. La reacción es exotérmica y produce vapor a baja presión.

b) Conversión del carbamato a urea, en un reactor vertical operando entre 170 y 185 °C a 14.5×10^6 Pa. abs., con una relación N/C de 2.8 a 2.9 (valor teórico 2.4) tiempo de residencia de 45 a 60 min., y una conversión de una sola vez de al rededor de 60%.

c) Descomposición del carbamato no convertido por arrastre usando alimentación de dióxido de carbono. Esto también tiene lugar a 14.5×10^6 Pa absoluta, al rededor de 185 °C, en un intercambiador

de vapor de película caída, calentando en el lado del pliego por vapor a alta presión. El acondicionamiento del dióxido de carbono es primero por liberación de hidrógeno contenido por oxidación en un catalizador de platino. Esta operación ayuda a separar el 85% del dióxido de carbono y amoníaco no convertidos.

d) El reciclaje de los productos no convertidos, directamente en forma gaseosa, o indirectamente en forma líquida, después del tratamiento de la solución acuosa de urea de la etapa de desabsorción. Después del vaporizado de 0.2 a 0.3 x10⁶ Pa. abs., Esta operación incluye destilación durante la cual las fracciones gaseosas, después de enfriamiento y condensación parcial, se recombinan en dos formas de carbamato. Los gases residuales son depurados para minimizar las pérdidas de reactantes.

Aparte de la concentración de urea en una serie de evaporadores, el resto del diagrama de flujo incluye el pase a través de una torre de prilling, así como el tratamiento de reconversión en diferentes corrientes de gases y líquidos.

PROCESO DE UREA STAMICARBON II

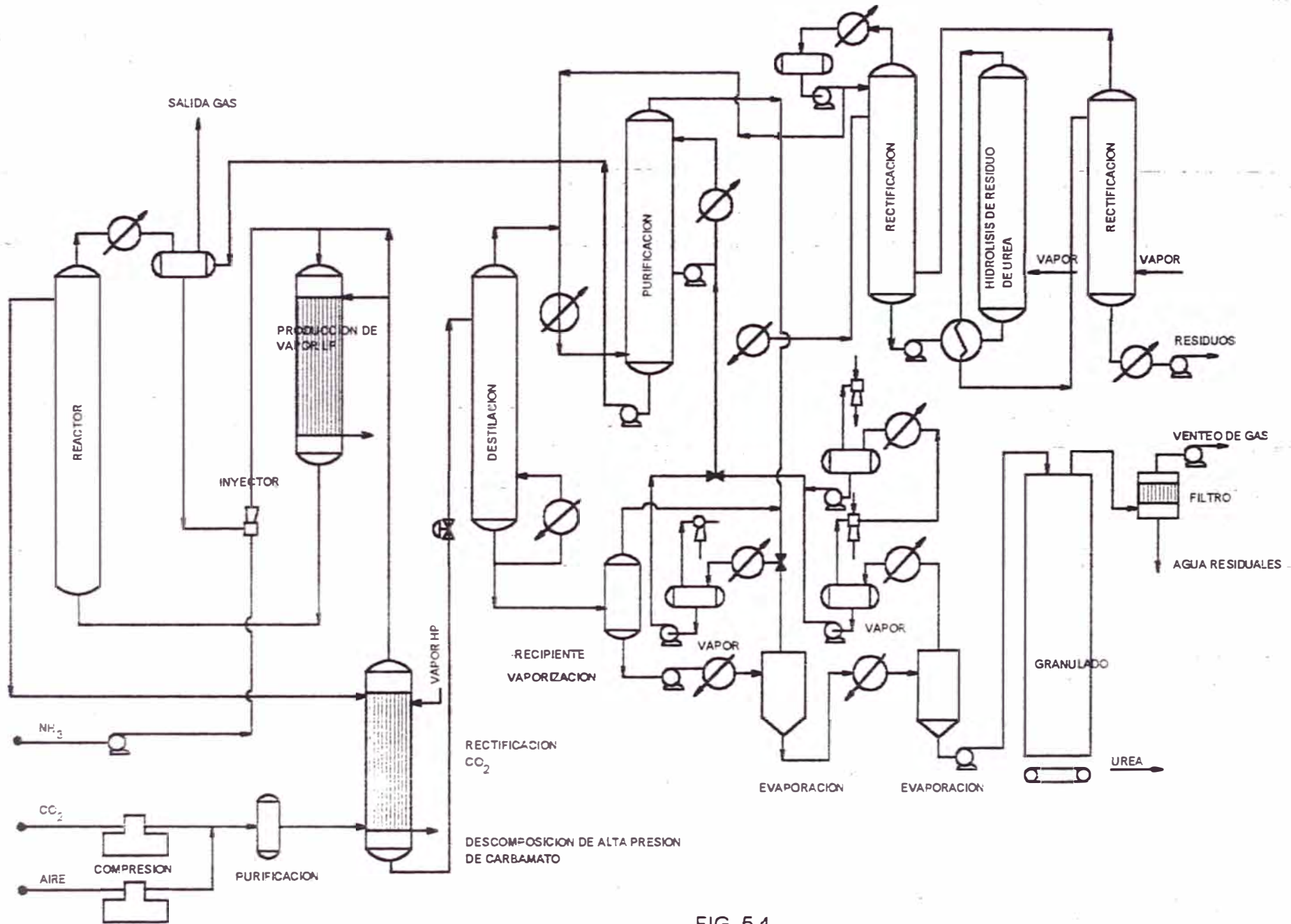


FIG. 5.4

C.- Proceso Snam Progetti

Las técnicas desarrolladas por SNAM Progetti están testimoniando desarrollar similares a los Stamicarbon. El proceso SNAM I es comparable con las versiones convencionales de reciclo total. La tecnología SNAM II, que esta mostrando varias variantes, usa la desabsorción de amoniaco a alta presión producto de la descomposición de carbamato de Amonio (fig. 5.5). Inicialmente, esta operación tuvo lugar directamente con amoniaco tratado. pero dada su alta solubilidad en solución acuosa de urea, esta fue posteriormente decidido a presaturar el medio y generar el amoniaco gaseoso requerido por desabsorción in situ por calentamiento.

Circuito de síntesis también comprende 4 etapas importantes, tres bajo alta presión y un cuarto bajo presiones reducida.

a) La formación de carbamato por condensación, en una unidad del tipo caldera de gases producidos por la etapa de desabsorción, a la que es adicionada una corriente de reciclo fría, consistente en parte de reactantes y parte de carbamato en solución acuosa y producidas por subsecuentes tratamientos de recuperación. Esta conversión, que tiene lugar alrededor de 180 a 190 °C a 14.5×10^6 Pa. absoluta, permite la reconversión de vapor a baja presión.

b) Producción de urea en un reactor vertical, operando a 15×10^6 Pa abs. Alrededor de 190 a 200 °C, con una relación de N/C de más o menos 3.6 a 3.8, tiempo de residencia de alrededor de 45 min. Una conversión de una sola vez de carbamato de 65 a 70%. Esta operación combina la formación rápida exotérmica de carbamato en el fondo del reactor con la descomposición mucho más lenta de

carbamato a urea. El exceso de amoníaco, que inhibe la producción de biuret, ayudaba a operar a altas temperaturas y por lo tanto incrementa la producción de deshidratación. El paso de la solución acuosa del condensador en el reactor tiene lugar por gravedad y es gracias a un eyector. El dióxido de carbono tratado es purificado por oxidación catalítica previa para reducir la corrosión en los equipos.

c) La descomposición del carbamato no convertido, que tiene lugar en tres etapas, la primera a alta presión (14.5×10^6 Pa abs.), Alrededor de 200 a 210 °C, por desabsorción por amoníaco gaseoso, generado en situ a partir del exceso presente en forma líquida. Es usado un intercambiador de calor de caída de película para el propósito, calentado en el compartimiento de lado por vapor a alta presión

d) Reciclando los reactantes no convertidos sí se recombinan o no, a baja temperatura, (<100 o aún 50 °C) en complementación de otras dos etapas de descomposición de carbamato a 1.8 y 0.5×10^6 Pa abs. Respectivamente. Esta remoción tiene lugar en ambos por desabsorción de gas y presión reducida, seguida por absorción, particularmente del amoníaco y condensación durante la cuál la recombinación tiene lugar.

La solución acuosa de urea es purificada luego concentrado y tratado con prilling similar a los ya descritos.

PROCESO DE UREA SNAM/PROGETTI

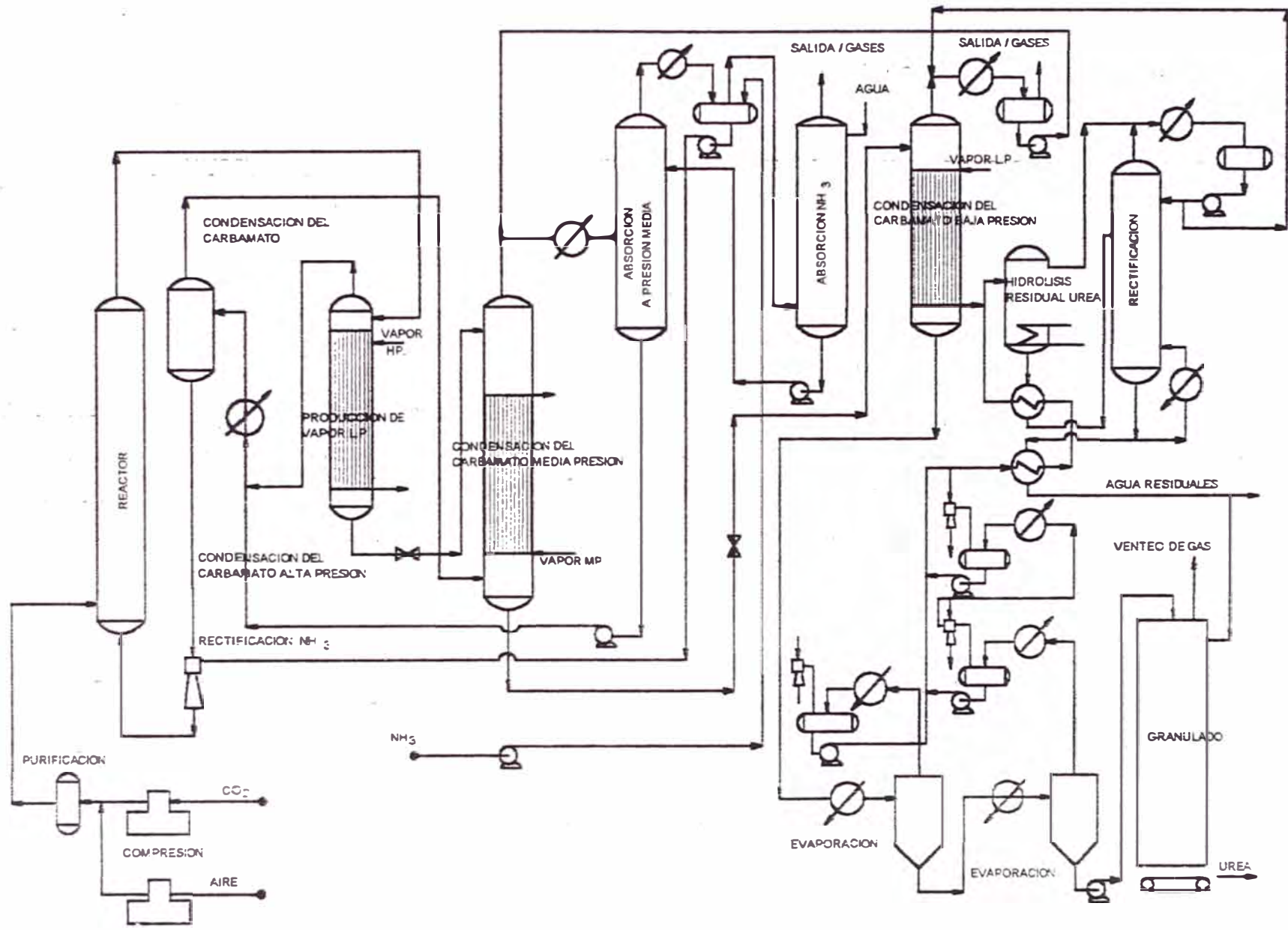


FIG. 5.5

D.- Otros Procesos de Reciclo Total

Los procesos de los siguientes licenciadores valen la pena mencionar entre los procesos de reciclaje total para la síntesis de la urea:

- **MITSUI TOATSU CHEMICALS**, que desarrolla una serie de variantes al rededor de un esquema básico estándar incluyendo:

- El proceso mejorado, Reciclo C; aprox. 200 °C, 25×10^6 Pa abs. , Descomposición de carbamato bajando la presión en dos etapas (1.8 y 0.3×10^6 Pa abs.)

- Proceso D, similar al proceso C, pero con un proceso adicional de separación a alta presión.

- El proceso avanzado para ahorro de costos y energía (ACES). Licenciado a través de Toyo Engineering Corporación (TEC): 185 °C, 17.5×10^6 Pa abs. Relación N/C aprox. 4, con descomposición de carbamato por desabsorción con dióxido de carbono a alta presión y luego reducción de presión 2 y 0.3×10^6 Pa. abs. y prilling.

- **CHEMICO** (Chemical Construcción Corporación), que comercializa un número de versiones de un proceso de flujo líquido (variante I) y propone el proceso Termo Urea (variante II) que recicla el producto en la fase gas por medio de compresores centrífugos.

- **CPI-ALLIED** (Vulcan Cinannati), que usa mono etano lamina para absorber selectivamente el dióxido de carbono contenido en el efluente gaseoso producido por la descomposición de carbamato y así solamente recicla amoniaco.

- **MONTEDISON**, que originalmente participo en el Joimt Venture de Montecatini-Fausser para vender una serie de variantes del reciclo total y ahora presenta su IDR (proceso isobárico de doble reciclo). Este proceso opera a 20×10^6 Pa abs. Al rededor de 190 a 200 °C, con una relación N/C de 4 a 5 en el reactor. El carbamato no convertido es descompuesto en dos sucesivas etapas de desabsorción con gas, uno con amoniaco y el segundo con dióxido de carbono, a condiciones de presión de la síntesis de urea, ej. 20×10^6 Pa abs.

- **AMONIA-CASALE**, que propone una tecnología que remodela los procesos con descomposición de carbamato por desabsorción con gas. El proceso SRR (reacción de reciclo Split). Esto involucra adicionar un circuito de síntesis en vez de la sección de reacción operando a 20 a 22×10^6 Pa abs. Con una relación de N/C de 4 a 5, haciendo posible alcanzar los altos niveles de conversión alcanzados por técnicas sin desabsorción del gas (70 a 75 %).

- **UREA TECHNOLOGIES INC** (Mavrovic), que ofrece el proceso de urea con reciclo de calor (HRUP), cuya característica principal es la recirculación de la solución acuosa caliente de carbamato, que realza el balance de energía. Esto es una técnica convencional, operando a 20 a 22×10^6 Pa abs. , 190 a 200 °C, relación N/C aprox. 4 y una conversión de una sola vez de dióxido de carbono aprox. 71 a 72%.

5.6 SELECCIÓN DE TECNOLOGIA

La selección de proceso más adecuado para el proyecto se ha basado en los siguientes puntos.

- Debe haber sido operado y probado comercialmente por varios años y acumulado experiencia operativa en sus unidades.
- Debe producir la Urea a partir del gas natural, como materia prima; esto implica producción de amoníaco y dióxido de carbono, para la planta de Urea.
- La tecnología debe tener característica técnica de los procesos de reciclado total.

De acuerdo con las características señaladas se seleccionan los procesos que cumplan con los puntos mencionados anteriormente. Estos son el proceso Snam/Progetti para la producción de Urea, el proceso ICI, de Reformación al vapor para la producción de Amoniaco y el Proceso Integrado de ambos para la producción de Amoniaco-Urea. Se muestra en la siguiente tabla la comparación de 3 procesos de obtención de la Urea, para su elección.

SELECCIÓN DE TECNOLOGIA

Procesos	Stamicarbon II	SNAM II	Mitsui Toatsu	Elección
Numero de proceso	1	2	3	
Materia Prima	Gas Natural	Gas Natural	Gas Natural	1,2 Y 3
Capacidad Maxima	1800	3200	2200	2
Numero de Plantas	140	94	76	1
Reciclo Total	SI	SI	NO	1 Y 2
Contenido de Biuret	0.8	0.75	0.8	2
Proceso Integrado	NO	SI	SI	2 Y 3

6. LOCALIZACION DE LA PLANTA

Se evalúan cualitativamente dos posibles zonas de localización de la planta: Pisco y Camisea, teniendo en cuenta el abastecimiento de materia prima, servicios, proximidad al mercado, infraestructura y facilidades.

a.- Abastecimiento de materia prima e insumos.

La zona de Camisea adquiere amplias ventajas sobre el área de Pisco por su cercanía a los yacimientos de gas, sin embargo, cuando se concreta la construcción del poliducto Camisea – Pisco, dispondrá de gas seco y será más ventajoso para el proyecto y sólo una pequeña parte se quedará en el Cusco (aproximadamente el 10%).

Con relación a las facilidades de abastecimiento de materiales e insumos como químicos y aditivos, catalizadores, etc. La zona de Camisea se encuentra en desventaja por la distancia a los terminales marítimos y la dificultad de la geografía del terreno.

b.- Proximidad al mercado

Es el aspecto más importante, Pisco presenta una gran ventaja con respecto a la comercialización y consumo de productos; los costos de transporte hasta los centros de distribución son menores. El mercado para la Urea se encuentra en la Costa. Asimismo, para la exportación, las ciudades de la costa presentan facilidades portuarias.

c.- Disponibilidad de servicios.

Básicamente se analizarán dos servicios: energía eléctrica y agua.

La zona de Camisea actualmente no dispone de energía eléctrica, pero se prevé la construcción de una planta termoeléctrica en Quillabamba. En Pisco también se prevé la construcción de una planta termoeléctrica que podría abastecer el complejo.

En cuanto a la disponibilidad de agua en Pisco existen grandes limitaciones, no hay confiabilidad para el abastecimiento constante debido a las bajas de nivel que los ríos presentan en ciertas épocas del año. Para esto se prevé la construcción de pozos para la obtención de aguas subterráneas y almacenarlas en tanques de agua, para la época de escasez de agua.

d.- Infraestructura y facilidades

Pisco se encuentra a pocos kilómetros de Lima, por lo cuál cuenta con acceso de carreteras y facilidades para la construcción. La disponibilidad de materiales, mano de obra y equipo de construcción civil se deja en mano de compañías Contratistas que cuenten en facilidades de construcción permanente y también cuenta con facilidades para el transporte marítimo.

También es de importancia, las ventajas que cuenta Pisco con respecto a la presencia de cercanas entidades financieras y bancarias, firmas comerciales, facilidades administrativas de trámite público y privado.

Se menciona cinco propuestas para la evaluación de la localización óptima de la Planta.

- Pisco tiene una menor extensión para la ruta del poliducto (54 Km. Hasta la Costa de Pisco).
- En la ruta del poliducto, establecer un centro de distribución en Ayacucho, donde saldrán otros ramales.
- En la ruta Camisea-Pisco es más fácil la construcción del poliducto por las propiedades del terreno y por existir menos comunidades.
- Por tener la ruta Pisco-Lima , recta para su distribución.
- Por tener la carretera los Libertadores (Pisco-Ayacucho), la logística es mucho más fácil de aplicar para la construcción del poliducto.

Del análisis, se concluye que Pisco ofrece mayores ventajas para la instalación de una Planta de Urea, ya que cuenta con la mayor parte del mercado nacional, facilidades para la exportación y cercanías al Poliducto que traerá los condensados para una Planta Integrada de Fraccionamiento que se ubicará en las cercanías de la refinería.

7. EVALUACION ECONOMICA

Sobre la base del estudio técnico de los procesos, se seleccionó el proceso Snam/Progetti, para la producción de Urea y el proceso ICI de Reformación al Vapor para la producción de Amoníaco y ambas tecnologías para el Procesos integrado de Urea y el Proceso Integrado amoniaco-urea.

Nos planteamos tres escenarios probables para la evaluación económica de la producción de Urea y también se evaluara la producción de amoníaco, para los procesos Integrados.

El primer escenario es la obtención de urea a partir del amoníaco (de exportación) y el anhídrido carbónico (de producción).

El segundo escenario es la obtención de urea a partir del gas natural en una planta Integrada de Urea, produciendo la cantidad necesaria de amoníaco, que requiere la planta de Urea (2400 TM/día)

El tercer escenario es la obtención de Urea a partir del gas natural, en una planta integrada de Amoníaco-Urea, produciendo Amoníaco para la planta de Urea y un exceso de este para exportación (200 TM/día)

La decisión final de uno de ellos se Hará en base ha una evaluación económica, debidamente sustentada con su flujo de caja, tasa interna de retorno, tiempo de recuperación de la inversión y los respectivos análisis de sensibilidad que evaluarán los efectos de cambios en ciertas variables

7.1 BASE PARA LA EVALUACION ECONOMICA

- Para la determinación de la inversión fija, se ha recurrido a datos proporcionados por las compañías licenciadoras de los procesos, publicadas en revistas especializadas y/o catálogos técnicos.
- En las publicaciones se encontraron costos de inversión dentro de los límites de batería (ISBL), a precios F.O.B. en la Costa del Golfo de los EE.UU y tomando como referencia distribuciones típicas de los rubros comprendidos en la inversión, los aranceles, impuestos y fletes; se determinó el costo de la inversión en el país. Se ha asumido como inversión fuera de los límites de batería (OSBL) un valor equivalente al 35% de la inversión ISBL. Asimismo, se asume por contingencias un porcentaje del 15% de la inversión total.
- La moneda utilizada fueron dólares americanos constantes del 2001
- Para correlacionar la inversión con la capacidad se aplicó la fórmula de escalamiento, utilizando el factor típico para la planta de Urea de 0.59 y para la planta de Amoniaco de 0.72
- La actualización de los datos de inversión referidos a años anteriores del 2001, fue realizada con la fórmula del valor del dinero con el tiempo; utilizando una inflación del 4%
- Los rendimientos asumidos para el cálculo de la producción, son valores para cargas típicas, similares a la carga disponible del Gas de Camisea; que son publicadas por las compañías licenciadoras de los procesos.
- Para el capital de trabajo, se ha considerado un capital para asegurar la disponibilidad de materia prima para 15 días, 5 para cuentas por cobrar y 5 días para cuentas por pagar.

- Se han tomado consumos típicos de servicios, para plantas que actualmente están en operación. Para el caso de productos químicos y catalizador, se consideró el costo unitario típico.
- Para el cálculo de la mano de obra (Labor), se considera un número de personas proporcionados por las compañías licenciadoras y se ha estimado un ingreso mensual por trabajador de 900 US\$, que incluye beneficios y compensación por tiempo de servicios (CTS).
- Los precios para la materia prima y los productos terminados, han sido tomados de publicaciones de la Cia. Bonner & More de EE.UU. El precio de la electricidad es un valor típico para el país.
- Se ha estimado un factor de servicio de 90%
- Por concepto de mantenimiento y seguros, se ha estimado un porcentaje fijo de la inversión total, 3% y 1.5% respectivamente.
- Los costos por servicios, se han considerado los típicos para refinerías de la costa del Perú (La Pampilla y Talara).
- Para el flujo de caja, se ha estimado un tiempo de vida del proyecto de 20 años y se consideró una depreciación de tipo lineal, en concordancia con las leyes del país.
- Se considera como impuesto a la renta, un porcentaje del 30% de la utilidad bruta.
- De acuerdo a los cambios sociopolíticos y económicos que ha experimentado en los últimos 5 años nuestro país, los niveles de riesgo de la inversión han disminuido y se ha creado un clima de seguridad y atracción para la afluencia de capitales extranjeros; por lo que se ha estimado que para el proyecto, la tasa de actualización es equivalente al 12%.

7.2 EVALUACION ECONOMICA DE LOS ESQUEMAS

PROPUESTOS

De los procesos seleccionados, se han planteado 4 esquemas factibles desde el punto de vista técnico, los cuales serán evaluados para elegir el más favorable económicamente.

Cada una de las evaluaciones económicas, para los diferentes esquemas de los procesos evaluados, se presentan, en tablas debidamente ordenados: la distribución de la inversión fija total relacionada con la capacidad; los rendimientos y producción; el capital de trabajo; los consumos de servicio; productos químicos y catalizadores; numero de personas que operan en la planta; ingresos totales por la venta de productos y/o servicios; egresos divididos en costos fijos, costos variables y materia prima; el flujo de la caja y las sensibilidades.

Al final del flujo de caja se reportan los resultados obtenidos del Valor Actual Neto (VAN), Tasa Interna de Retorno (TIR), y Tiempo de recuperación (Pay Out) ; que son los parámetros utilizados para elegir la mejor opción desde el punto de vista económico.

Asimismo, se ha efectuado un análisis de sensibilidad económica a la capacidad de la planta y a los precios de la materia prima y productos.

Los esquemas evaluados son:

7.2.1 Proceso Snam/Progetti para la producción de Urea

7.2.2 Proceso Reformación al vapor para la producción de Amoniaco

7.2.3 Proceso Integrado para la producción de la Urea

7.2.4 Proceso Integrado para la producción de Amoniaco-Urea

A continuación, se presenta un cuadro de resultados de las evaluaciones económicas realizadas para los 4 esquemas propuestos, que se detallan en los siguientes cuadros.

7.2.0 Cuadro de Resultados : Evaluación Económica de los Esquemas Propuestos

PROCESO	SNAN PROGETTI	REFORMACION AL VAPOR	INTEGRADO DE UREA	INTEGRADO DE UREA-AMONIACO
INVERSION FIJA TOTAL (MMUS\$)	354.52	316.60	500.78	555.05
CAPACIDAD ((MTMA)				
UREA	799.20		799.20	799.20
AMONIACO		455.54	455.54	655.54
INGRESOS (MUS\$/A)	141,396.06	90,791.40	141,396.06	181,038.40
EGRESOS (MUS\$/A)	117,656.75	43,488.63	64,778.45	83,407.16
VAN al 12%	(194.22)	(35.14)	(45.99)	14.94
TIR	2.07%	10.21%	10.52%	12.43%
PAY OUT (AÑOS)	Más de 20	Más de 20	Más de 20	18.3

7.2.1

EVALUACION ECONOMICA

DEL ESQUEMA 1
PROCESO SNAM/PROGETTI PARA LA
PRODUCCION DE UREA

7.2.1 ESQUEMA 1 : Proceso SNAM/Progetti para la producción de Urea

INVERSION FIJA MMUS\$

ITEM	RUBROS PINCIPALES	%	
1	MATERIAL Y EQUIPO- FOB		67.53
2	LABOR DE MONTAJE (% DE ITEM 1)	42.00%	28.36
3	TERRENO Y GASTO S DE CONSTRUCCION (% DE ITEM 1)	23.00%	15.53
4	DISEÑO DE INGENIERIA (% DE ITEM 1)	12.00%	8.10
5	SUPERVICION (%DE ITEM 1)	14.50%	9.79
6	UTILIDAD DEL CONTRATISTA (% DE ITEM 1)	10.00%	6.75
7	PRODUCTOS QUIMICOS Y CATALIZADORES(% DE ITEM 1)	13.50%	9.12
8	LICENCIA (% DE ITEM 1)	10.50%	7.09
9	SUBTOTAL		152.27
RUBROS ADICIONALES			
10	REPUESTOS (% DE ITEM 1)	8%	5.40
11	INSPECCION (% DE ITEM 9)	1%	1.52
12	CAMBIOS DE ORDEN (% DE ITEM 9)	10%	15.23
13	FLETES EMBALAJES Y SEGUROS (% DE ITEM 1)	12%	8.10
14	SUBTOTAL		30.26
15	ARANCELES (% DE ITEMS 1,7,10, Y 13)	15%	13.52
16	IMPUESTO ALA RENTA (% DE ITEMS 4,5 Y 6)	30%	7.39
17	IMPUESTO A LA LICENCIA (% DE ITEM 8)	10%	0.71
18	IMPUESTO GENERAL A LAS VENTAS (DE 1,3,7,10,12,13,15)	18%	24.20
19	SUB TOTAL		45.82
20	CONTINGENCIAS (% DEL SUBTOTAL 9,14,19)	15%	34.25
INVERSIONES ISBL			
CON IMPUESTOS			262.60
SIN IMPUESTOS			216.78
INVERSION OSBL (35% de Inversion ISBL)			
CON IMPUESTOS			91.91
SIN IMPUESTOS			75.87
INVERSION TOTAL FIJA(Inversion ISBL+Inversion OSBL)			
CON IMPUESTOS			354.52
SIN IMPUESTOS			292.66

7.2.1 ESQUEMA 1 : Proceso SNAM/Progetti para la producción de Urea

CAPACIDAD E INVERSION

CAPACIDAD (MTM/A)	799.20
INVERSION FIJA (MMUS\$)	
ISBL	262.60
OSBL	91.91
TOTAL	354.52

BALANCE CARGA - PRODUCCION

CARGA	MTM/A
AMONIACO	455.54
ANIHDRIDO CARBONICO	599.40
TOTAL DE CARGA	1,054.94
PRODUCTOS	MTM/A
UREA	799.20
AGUA	255.74
TOTAL PRODUCTOS	1,054.94

CAPITAL DE TRABAJO

DETALLE	MUS\$
MATERIA PRIMA (15 DIAS)	3,731.19
CUENTAS POR PAGAR	1,243.73
CUENTAS POR COBRAR	1,936.93
TOTAL CAPITAL DE TRABAJO	4,424.39

7.2.1 ESQUEMA 1 : Proceso SNAM/Progetti para la producción de Urea

SERVICIOS POR TM DE UREA

Vapor Baja P (TM) CREDITO	(0.20)
Vapor Baja P (TM)	0.90
Electricidad (KW-HR)	70.00
Agua de Enfriamiento (m3)	75.00
Agua Alimentación Calderos (m3)	-

QUIMICOS Y CATALIZADOR

US\$/TM de Amoniaco	0
---------------------	---

PERSONAL

Personas	14
----------	----

7.2.1 ESQUEMA 1 : Proceso SNAM/Progetti para la producción de Urea

INGRESOS

PRODUCTOS	FACTOR DE SERVICIO	PRODUCCION MTM/A	PRECIO US\$/TM	TOTAL MUS\$/A
Urea	0.9	719.28	194.30	139,756.10
Agua	0.9	230.17	0.95	218.66
Vapor Baja (P)	0.9	143.86	9.88	1,421.30
TOTAL INGRESOS				141,396.06

7.2.1 ESQUEMA 1 : Proceso SNAM/Progetti para la producción de Urea

EGRESOS

COSTOS FIJOS			MUS\$/A
Mantenimiento	3%	INV.FIJA	10,635.49
Seguros	1.5%	INV.FIJA	5,317.75
Labor(Ingreso Mensual, incluye beneficios y CTS)	900	US\$/Persona	151.20
TOTAL COSTOS FIJOS			16,104.44
COSTOS VARIABLES	CONSUMO POR AÑO	PRECIO US\$/UNID.	MUS\$/A
Vapor Baja P (TM)	-	-	-
Vapor Baja P (TM)	647.35	9.88	6,395.84
Electricidad (kw-HR)	50,349.60	0.05	2,517.48
Agua de enfriamiento (m3)	1,944.00	0.95	1,846.80
Agua Alfimentación Calderos (m3)	-	-	-
Catalizador y Productos Químicos (US\$/TM de Producto)	-	-	-
TOTAL COSTOS VARIABLES			10,760.12
MATERIA PRIMA	MTM/A	US\$/TM	MUS\$/A
Amoniaco	409.99	221.45	90,792.20
Anidrido Carbonico	539.46	-	-
TOTAL MATERIA PRIMA			90,792.20
TOTAL EGRESOS			117,656.75

7.2.1 ESQUEMA 1 : Proceso SNAM/Progetti para la producción de Urea

FLUJO DE CAJA (MMUS\$)

ANO CALENDARIO	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	
ANO DE OPERACION	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	
INVERSION	(354.5)																					
CAPITAL DE TRABADO		(4.4)																				3.9
INGRESOS		141.4	141.4	141.4	141.4	141.4	141.4	141.4	141.4	141.4	141.4	141.4	141.4	141.4	141.4	141.4	141.4	141.4	141.4	141.4	141.4	141.4
EGRESOS		(117.7)	(117.7)	(117.7)	(117.7)	(117.7)	(117.7)	(117.7)	(117.7)	(117.7)	(117.7)	(117.7)	(117.7)	(117.7)	(117.7)	(117.7)	(117.7)	(117.7)	(117.7)	(117.7)	(117.7)	(117.7)
DEPRECIACION		(17.7)	(17.7)	(17.7)	(17.7)	(17.7)	(17.7)	(17.7)	(17.7)	(17.7)	(17.7)	(17.7)	(17.7)	(17.7)	(17.7)	(17.7)	(17.7)	(17.7)	(17.7)	(17.7)	(17.7)	(17.7)
UTILIDAD BRUTA		6.0	6.0	6.0	6.0	6.0	6.0	6.0	6.0	6.0	6.0	6.0	6.0	6.0	6.0	6.0	6.0	6.0	6.0	6.0	6.0	6.0
IMPUESTOS		1.8	1.8	1.8	1.8	1.8	1.8	1.8	1.8	1.8	1.8	1.8	1.8	1.8	1.8	1.8	1.8	1.8	1.8	1.8	1.8	1.8
UTILIDAD NETA		4.2	4.2	4.2	4.2	4.2	4.2	4.2	4.2	4.2	4.2	4.2	4.2	4.2	4.2	4.2	4.2	4.2	4.2	4.2	4.2	4.2
FLUJOS DE CAJA	(354.5)	17.5	21.9	21.9	21.9	21.9	21.9	21.9	21.9	21.9	21.9	21.9	21.9	21.9	21.9	21.9	21.9	21.9	21.9	21.9	21.9	25.8

VAN al 12% (Año 2001)	(194.22)
(MMUS\$)	
TIR	2.07%
Tiempo Recuperación Inversión	Más de 20
(Años)	

7.2.2

EVALUACION ECONOMICA

**DEL ESQUEMA 2
PROCESO REFORMACION AL VAPOR PARA
PRODUCCION DE AMONIACO**

7.2.2 ESQUEMA 2 : Proceso Reformación al Vapor para la producción de Amoniaco

INVERSION FIJA MMUS\$

ITEM	RUBROS PINCIPALES	%	
1	MATERIAL Y EQUIPO- FOB		64.40
2	LABOR DE MONTAJE (% DE ITEM 1)	42.00%	23.48
3	TERRENO Y GASTO S DE CONSTRUCCION (% DE ITEM 1)	23.00%	12.86
4	DISEÑO DE INGENIERIA (% DE ITEM 1)	12.00%	6.71
5	SUPERVICION (%DE ITEM 1)	14.50%	8.11
6	UTILIDAD DEL CONTRATISTA (% DE ITEM 1)	10.00%	5.59
7	PRODUCTOS QUIMICOS Y CATALIZADORES(% DE ITEM 1)	13.50%	7.55
8	LICENCIA (% DE ITEM 1)	10.50%	5.87
9	SUBTOTAL		134.55
RUBROS ADICIONALES			
10	REPUESTOS (% DE ITEM 1)	8%	5.15
11	INSPECCION (% DE ITEM 9)	1%	1.35
12	CAMBIOS DE ORDEN (% DE ITEM 9)	10%	13.46
13	FLETES EMBALAJES Y SEGUROS (% DE ITEM 1)	12%	7.73
14	SUBTOTAL		27.68
15	ARANCELES (% DE ITEMS 1,7,10, Y 13)	15%	12.72
16	IMPUESTO ALA RENTA (% DE ITEMS 4,5 Y 6)	30%	6.12
17	IMPUESTO A LA LICENCIA (% DE ITEM 8)	10%	0.59
18	IMPUESTO GENERAL A LAS VENTAS (DE 1,3,7,10,12,13,15)	18%	22.29
19	SUB TOTAL		41.73
20	CONTINGENCIAS (% DEL SUBTOTAL 9,14,19)	15%	30.59
INVERSIONES ISBL			
CON IMPUESTOS			234.55
SIN IMPUESTOS			192.82
INVERSION OSBL (35% de Inversion ISBL)			
CON IMPUESTOS			82.09
SIN IMPUESTOS			67.49
INVERSION TOTAL FIJA(Inversion ISBL+Inversion OSBL)			
CON IMPUESTOS			316.64
SIN IMPUESTOS			260.31

7.2.2 ESQUEMA 2 : Proceso Reformación al Vapor para la producción de Amoniaco

CAPACIDAD E INVERSION

CAPACIDAD (MTM/A)	455.54
INVERSION FIJA (MMUS\$)	
ISBL	234.55
OSBL	82.09
TOTAL	316.64

BALANCE CARGA - PRODUCCION

CARGA	MMBtu/A
GAS NATURAL	14248173.11
TOTAL DE CARGA	14248173.11
PRODUCTOS	MTM/A
AMONIACO	455.54
ANIHIDRIDO CARBONICO	599.40
TOTAL PRODUCTOS	1,054.94

CAPITAL DE TRABAJO

DETALLE	MUS\$
MATERIA PRIMA (15 DIAS)	1,001.28
CUENTAS POR PAGAR	333.76
CUENTAS POR COBRAR	1,243.72
TOTAL CAPITAL DE TRABAJO	1,911.23

7.2.2 ESQUEMA 2 : Proceso Reformación al Vapor para la producción de Amoniaco

SERVICIOS POR TM DE AMONIACO

Vapor Baja P (TM) CREDITO	-
Vapor Baja P (TM)	-
Electricidad (KW-HR)	18.00
Agua de Enfriamiento (m3)	240.00
Agua Alimentación Calderos (m3)	1.00

QUIMICOS Y CATALIZADOR

US\$/TM de Amoniaco	1.2
---------------------	-----

PERSONAL

Personas	15
----------	----

7.2.2 ESQUEMA 2 : Proceso Reformación al Vapor para la producción de Amoniac

INGRESOS

PRODUCTOS	FACTOR DE SERVICIO	PRODUCCION MTM/A	PRECIO US\$/TM	TOTAL MUS\$/A
AMONIACO	0.9	409.99	221.45	90,791.40
ANIHIDRIDO CARBONICO	0.9	539.46	-	-
	-	-	-	-
TOTAL INGRESOS				90,791.40

7.2.2 ESQUEMA 2 : Proceso Reformacion al Vapor para la produccion de Amoniaco

EGRESOS

COSTOS FIJOS			MUS\$/A
Mantenimiento	3%	INV.FIJA	9,499.31
Seguros	1.5%	INV.FIJA	4,749.65
Labor(Ingreso Mensual, incluye beneficios y CTS)	900	US\$/Persona	162.00
TOTAL COSTOS FIJOS			14,410.96
COSTOS VARIABLES	CONSUMO POR AÑO	PRECIO US\$/UNID.	MUS\$/A
Vapor Baja P (TM)	-	-	-
Vapor Baja P (TM)	-	-	-
Electricidad (kw-HR)	7,379.75	0.05	368.99
Agua de enfriamiento (m3)	3,545.82	0.95	3,368.53
Agua Alfimentación Calderos (m3)	409.99	1.18	483.78
Catalizador y Productos Químicos (US\$/TM de Producto)	409.99	1.2	491.98
TOTAL COSTOS VARIABLES			4,713.29
MATERIA PRIMA	MMBtu/A	US\$/MMBtu	MUS\$/A
GAS NATURAL	12,823,355.80	1.90	24364.38
TOTAL MATERIA PRIMA			24364.38
TOTAL EGRESOS			43,488.63

7.2.2 ESQUEMA 2 : Proceso Reformación al Vapor para la producción de Amoniaco

FLUJO DE CAJA (MMUS\$)

AÑO CALENDARIO	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	
AÑO DE OPERACION	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	
INVERSION	(316.6)																					
CAPITAL DE TRABAJO		(1.9)																				3.9
INGRESOS		90.791	90.791	90.7914	90.791	90.791	90.7914	90.7914	90.7914	90.7914	90.791	90.791	90.791	90.791	90.7914	90.791	90.791	90.791	90.791	90.791	90.791	90.791
EGRESOS		(43.5)	(43.5)	(43.5)	(43.5)	(43.5)	(43.5)	(43.5)	(43.5)	(43.5)	(43.5)	(43.5)	(43.5)	(43.5)	(43.5)	(43.5)	(43.5)	(43.5)	(43.5)	(43.5)	(43.5)	(43.5)
DEPRECIACION		(15.8)	(15.8)	(15.8)	(15.8)	(15.8)	(15.8)	(15.8)	(15.8)	(15.8)	(15.8)	(15.8)	(15.8)	(15.8)	(15.8)	(15.8)	(15.8)	(15.8)	(15.8)	(15.8)	(15.8)	(15.8)
UTILIDAD BRUTA		31.5	31.5	31.5	31.5	31.5	31.5	31.5	31.5	31.5	31.5	31.5	31.5	31.5	31.5	31.5	31.5	31.5	31.5	31.5	31.5	31.5
IMPUESTOS		9.4	9.4	9.4	9.4	9.4	9.4	9.4	9.4	9.4	9.4	9.4	9.4	9.4	9.4	9.4	9.4	9.4	9.4	9.4	9.4	9.4
UTILIDAD NETA		22.0	22.0	22.0	22.0	22.0	22.0	22.0	22.0	22.0	22.0	22.0	22.0	22.0	22.0	22.0	22.0	22.0	22.0	22.0	22.0	22.0
FLUJOSDE CAJA	(316.6)	36.0	37.9	37.9	37.9	37.9	37.9	37.9	37.9	37.9	37.9	37.9	37.9	37.9	37.9	37.9	37.9	37.9	37.9	37.9	37.9	41.8

VAN al 12% (Año 2001) (MMUS\$)	(35.14)
TIR	10.21%
Tiempo Recuperación Inversión (Años)	Más de 20

7.2.2 ESQUEMA 2 : Proceso Reformación al Vapor para la producción de Amoniaco

SENSIBILIDAD A LA CAPACIDAD DE LA PLANTA : AMONIACO

CAPACIDAD DE LA PLANTA (MTM/A)	350	400	455.54	500	550	600
VAN al 12% Año 2001 (MMUS\$)	(74.55)	(56.18)	(35.14)	(17.88)	1.90	22.05
Tasa Interna de Retorno (%)	7.65%	8.93%	10.21%	11.13%	12.09%	12.97%
Tiempo Recuperación Inversión (años)	Mas de 20	Mas de 20	Mas de 20	Mas de 20	19.6	16.5

SENSIBILIDAD A LOS PRECIOS : GAS NATURAL-AMONÍACO

VARIACIONES (%)	-10%	-5%	BASE	5%	10%	15%
PRECIO MATERIA PRIMA						
GAS NATURAL	1.71	1.81	1.90	2.00	2.09	2.19
PRECIO DE LOS PRODUCTOS						
AMONIACO	199.3	210.4	221.5	232.5	243.6	254.7
VAN al 12% año 2001(MMUS\$)	(69.69)	(52.75)	(35.14)	(18.20)	(0.57)	16.31
Tasa Interna de Retorno (%)	8.36%	9.28%	10.21%	11.08%	11.97%	12.81%
Tiempo Recuperación Inversión (años)	Mas de 20	Mas de 20	Mas de 20	Mas de 20	Mas de 20	17

7.2.3

EVALUACION ECONOMICA

DEL ESQUEMA 3
PROCESO INTEGRADO PARA
PRODUCCION DE UREA

7.2.3 ESQUEMA 3 : Proceso Integrado para la producción de Urea

INVERSION FIJA MMUS\$

ITEM	RUBROS PINCIPALES	%	
1	MATERIAL Y EQUIPO- FOB		131.92
2	LABOR DE MONTAJE (% DE ITEM 1)	42.00%	23.48
3	TERRENO Y GASTO S DE CONSTRUCCION (% DE ITEM 1)	23.00%	12.86
4	DISEÑO DE INGENIERIA (% DE ITEM 1)	12.00%	6.71
5	SUPERVICION (%DE ITEM 1)	14.50%	8.11
6	UTILIDAD DEL CONTRATISTA (% DE ITEM 1)	10.00%	5.59
7	PRODUCTOS QUIMICOS Y CATALIZADORES(% DE ITEM 1)	13.50%	7.55
8	LICENCIA (% DE ITEM 1)	10.50%	5.87
9	SUBTOTAL		202.08
RUBROS ADICIONALES			
10	REPUESTOS (% DE ITEM 1)	8%	10.55
11	INSPECCION (% DE ITEM 9)	1%	2.02
12	CAMBIOS DE ORDEN (% DE ITEM 9)	10%	20.21
13	FLETES EMBALAJES Y SEGUROS (% DE ITEM 1)	12%	15.83
14	SUBTOTAL		48.61
15	ARANCELES (% DE ITEMS 1,7,10, Y 13)	15%	24.88
16	IMPUESTO ALA RENTA (% DE ITEMS 4,5 Y 6)	30%	6.12
17	IMPUESTO A LA LICENCIA (% DE ITEM 8)	10%	0.59
18	IMPUESTO GENERAL A LAS VENTAS(%DE 1,3,7,10,12,13,15)	18%	40.28
19	SUB TOTAL		71.87
20	CONTINGENCIAS (% DEL SUBTOTAL 9,14,19)	15%	48.38
INVERSIONES ISBL			
CON IMPUESTOS			370.95
SIN IMPUESTOS			299.08
INVERSION OSBL (35% de inversion ISBL)			
CON IMPUESTOS			129.83
SIN IMPUESTOS			104.68
INVERSION TOTAL FIJA(Inversion ISBL+Inversion OSBL)			
CON IMPUESTOS			500.78
SIN IMPUESTOS			403.75

7.2.3 ESQUEMA 3 : Proceso Integrado para la producción de Urea

CAPACIDAD E INVERSION

CAPACIDAD (MTM/A)	799.20
INVERSION FIJA (MMUS\$)	
ISBL	370.95
OSBL	129.83
TOTAL	500.78

BALANCE CARGA - PRODUCCION

CARGA	MTM/A
GAS NATURAL	14239795.40
TOTAL DE CARGA	14239795.40
PRODUCTOS	MTM/A
UREA	799.20
AGUA	255.74
TOTAL PRODUCTOS	1054.94

CAPITAL DE TRABAJO

DETALLE	MUS\$
MATERIA PRIMA (15 DIAS)	1,000.69
CUENTAS POR PAGAR	333.56
CUENTAS POR COBRAR	1,936.93
TOTAL CAPITAL DE TRABAJO	2,604.06

7.2.3 ESQUEMA 3 : Proceso Integrado para la producción de Urea

SERVICIOS POR TM DE UREA Y AMONIACO

Vapor Baja P (TM) CREDITO	(0.20)
Vapor Baja P (TM)	0.80
Electricidad (KW-HR)	88.00
Agua de Enfriamiento (m3)	315.00
Agua Alimentación Calderos (m3)	1.00

QUIMICOS Y CATALIZADOR

US\$/TM de Amoniaco	1.2
---------------------	-----

PERSONAL

Personas	29
----------	----

7.2.3 ESQUEMA 3 : Proceso Integrado para la producción de Urea

INGRESOS

PRODUCTOS	FACTOR DE SERVICIO	PRODUCCION MTM/A	PRECIO US\$/TM	TOTAL MUS\$/A
UREA	0.9	719.28	194.30	139,756.10
Agua	0.9	230.17	0.95	218.66
Vapor Baja (P)	0.9	143.86	9.88	1,421.30
TOTAL INGRESOS				141,396.06

7.2.3 ESQUEMA 3 : Proceso Integrado para la producción de Urea

EGRESOS

COSTOS FIJOS			MUS\$/A
Mantenimiento	3%	INV.FIJA	15,023.32
Seguros	2%	INV.FIJA	7,511.66
Labor(Ingreso Mensual, incluye beneficios y CTS)	900	US\$/Persona	313.20
TOTAL COSTOS FIJOS			22,848.17
COSTOS VARIABLES	CONSUMO POR AÑO	PRECIO US\$/UNID.	MUS\$/A
Vapor Baja P (TM)	-	-	
Vapor Baja P (TM)	575.42	9.88	5,685.19
Electricidad (kw-HR)	63,296.64	0.05	3,164.83
Agua de enfriamiento (m3)	8,164.80	0.95	7,756.56
Agua Alimentación Calderos (m3)	409.10	1.18	482.73
Catalizador y Productos Químicos (US\$/TM de Producto)	409.10	1.2	490.91
TOTAL COSTOS VARIABLES			17,580.23
MATERIA PRIMA	MTM/A	US\$/TM	MUS\$/A
Gas Natural	12,815,815.86	1.90	24350.05
TOTAL MATERIA PRIMA			24,350.05
TOTAL EGRESOS			64,778.45

7.2.3 ESQUEMA 3 : Proceso Integrado para la producción de Urea

FLUJO DE CAJA (MMUS\$)

ANO CALENDARIO	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	
ANO DE OPERACION	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	
INVERSION	(500.8)																					
CAPITAL DE TRABADO		(2.6)																				3.9
INGRESOS		141.4	141.4	141.4	141.4	141.4	141.4	141.4	141.4	141.4	141.4	141.4	141.4	141.4	141.4	141.4	141.4	141.4	141.4	141.4	141.4	141.4
EGRESOS		(64.8)	(64.8)	(64.8)	(64.8)	(64.8)	(64.8)	(64.8)	(64.8)	(64.8)	(64.8)	(64.8)	(64.8)	(64.8)	(64.8)	(64.8)	(64.8)	(64.8)	(64.8)	(64.8)	(64.8)	(64.8)
DEPRECIACION		(25.0)	(25.0)	(25.0)	(25.0)	(25.0)	(25.0)	(25.0)	(25.0)	(25.0)	(25.0)	(25.0)	(25.0)	(25.0)	(25.0)	(25.0)	(25.0)	(25.0)	(25.0)	(25.0)	(25.0)	(25.0)
UTILIDAD BRUTA		51.6	51.6	51.6	51.6	51.6	51.6	51.6	51.6	51.6	51.6	51.6	51.6	51.6	51.6	51.6	51.6	51.6	51.6	51.6	51.6	51.6
IMPUESTOS		15.5	15.5	15.5	15.5	15.5	15.5	15.5	15.5	15.5	15.5	15.5	15.5	15.5	15.5	15.5	15.5	15.5	15.5	15.5	15.5	15.5
UTILIDAD NETA		36.1	36.1	36.1	36.1	36.1	36.1	36.1	36.1	36.1	36.1	36.1	36.1	36.1	36.1	36.1	36.1	36.1	36.1	36.1	36.1	36.1
FLUJOS DE CAJA	(500.8)	58.5	61.1	61.1	61.1	61.1	61.1	61.1	61.1	61.1	61.1	61.1	61.1	61.1	61.1	61.1	61.1	61.1	61.1	61.1	61.1	65.0

VAN al 12% (Año 2001) (MMUS\$)	(45.99)
TIR	10.52%
Tiempo Recuperación Inversión (Años)	Más de 20

7.2.3 ESQUEMA 3 : Proceso Integrado para la producción de Urea

SENSIBILIDAD A LA CAPACIDAD DE LA PLANTA : UREA

CAPACIDAD DE LA PLANTA (MTM/A)	700	750	799.2	850	900	950
VAN al 12% Año 2001 (MMUS\$)	(76.76)	(61.43)	(45.99)	(29.69)	(13.32)	3.33
Tasa Interna de Retorno (%)	9.33%	9.95%	10.52%	11.08%	11.60%	12.10%
Tiempo Recuperación Inversión (años)	Más de 20	Más de 20	Más de 20	Más de 20	Más de 20	19.6

SENSIBILIDAD A LOS PRECIOS : GAS NATURAL-UREA

VARIACIONES (%)	-10%	-5%	BASE	5%	10%	15%
PRECIO MATERIA PRIMA						
GAS NATURAL	1.53	1.62	1.70	1.79	1.87	1.96
PRECIO DE LOS PRODUCTOS						
UREA	174.87	184.59	194.30	204.02	213.73	223.45
VAN al 12% año 2001(MMUS\$)	(106.10)	(76.36)	(45.99)	(16.25)	14.12	43.86
Tasa Interna de Retorno (%)	8.50%	9.51%	10.52%	11.48%	12.45%	13.37%
Tiempo Recuperación Inversión (años)	Más de 20	Más de 20	Más de 20	Más de 20	18.2	15.4

7.2.4

EVALUACION ECONOMICA

**DEL ESQUEMA 4
PROCESO INTEGRADO PARA LA
PRODUCCION DE AMONIACO-UREA**

7.2.4 ESQUEMA 4 : Proceso Integrado para la producción Amoniaco-urea

**INVERSION FIJA
MMUS\$**

ITEM RUBROS PINCIPALES		%	
1	MATERIAL Y EQUIPO- FOB		151.83
2	LABOR DE MONTAJE (% DE ITEM 1)	42.00%	23.48
3	TERRENO Y GASTO S DE CONSTRUCCION (% DE ITEM 1)	23.00%	12.86
4	DISEÑO DE INGENIERIA (% DE ITEM 1)	12.00%	6.71
5	SUPERVICION (%DE ITEM 1)	14.50%	8.11
6	UTILIDAD DEL CONTRATISTA (% DE ITEM 1)	10.00%	5.59
7	PRODUCTOS QUIMICOS Y CATALIZADORES(% DE ITEM 1)	13.50%	7.55
8	LICENCIA (% DE ITEM 1)	10.50%	5.87
9 SUBTOTAL			221.98
RUBROS ADICIONALES			
10	REPUESTOS (% DE ITEM 1)	8%	12.15
11	INSPECCION (% DE ITEM 9)	1%	2.22
12	CAMBIOS DE ORDEN (% DE ITEM 9)	10%	22.20
13	FLETES EMBALAJES Y SEGUROS (% DE ITEM 1)	12%	18.22
14 SUBTOTAL			54.78
15	ARANCELES (% DE ITEMS 1,7,10, Y 13)	15%	28.46
16	IMPUESTO ALA RENTA (% DE ITEMS 4,5 Y 6)	30%	6.12
17	IMPUESTO A LA LICENCIA (% DE ITEM 8)	10%	0.59
18	IMPUESTO GENERAL A LAS VENTAS (%DE 1,3,7, 10,12,13,15)	18%	45.59
19 SUB TOTAL			80.76
20	CONTINGENCIAS (%DEL SUBTOTAL 9,14,19)	15%	53.63
INVERSIONES ISBL			
CON IMPUESTOS			411.15
SIN IMPUESTOS			330.40
INVERSION OSBL (35% de inversion ISBL)			
CON IMPUESTOS			143.90
SIN IMPUESTOS			115.64
INVERSION TOTAL FIJA(Inversion ISBL+Inversion OSBL)			
CON IMPUESTOS			555.05
SIN IMPUESTOS			446.03

7.2.4 ESQUEMA 4 : Proceso Integrado para la producción Amoniaco-urea

CAPACIDAD E INVERSION

CAPACIDAD	MTM/A
UREA	799.20
AMONIACO	200.00
TOTAL	999.20
INVERSION FIJA	MMUS\$
ISBL	411.15
OSBL	143.90
TOTAL	555.05

BALANCE CARGA - PRODUCCION

CARGA	BtuMM/A
GAS NATURAL	20503807.33
TOTAL DE CARGA	20503807.33
PRODUCTOS	MTM/A
UREA	799.20
AMONIACO	200.00
TOTAL PRODUCTOS	999.20

CAPITAL DE TRABAJO

DETALLE	MUS\$
MATERIA PRIMA (15 DIAS)	1,440.88
CUENTAS POR PAGAR	480.29
CUENTAS POR COBRAR	2,479.98
TOTAL CAPITAL DE TRABAJO	3,440.57

7.2.4 ESQUEMA 4 : Proceso Integrado para la producción Amoniaco-urea

SERVICIOS POR TM DE UREA Y AMONIACO

Vapor Baja P (TM) CREDITO	(0.20)
Vapor Baja P (TM)	0.90
Electricidad (KW-HR)	88.00
Agua de Enfriamiento (m3)	315.00
Agua Alimentación Calderos (m3)	1.00

QUIMICOS Y CATALIZADOR

US\$/TM de Amoniaco	1.2
---------------------	-----

PERSONAL

Personas	29
----------	----

7.2.4 ESQUEMA 4 : Proceso Integrado para la producción Amoniaco-urea

INGRESOS

PRODUCTOS	FACTOR DE SERVICIO	PRODUCCION MTM/A	PRECIO US\$/TM	TOTAL MUS\$/A
UREA	0.9	719.28	194.30	139,756.10
AMONIACO	0.9	180.00	221.45	39,861.00
Vapor Baja (P)	0.9	143.86	9.88	1,421.30
TOTAL INGRESOS				181,038.40

7.2.4 ESQUEMA 4 : Proceso Integrado para la producción Amoniaco-urea

EGRESOS

COSTOS FIJOS			MUS\$/A
Mantenimiento	3%	INV.FIJA	16,651.61
Seguros	1.5%	INV.FIJA	8,325.80
Labor(Ingreso Mensual, incluye beneficios y CTS)	900	US\$/Persona	313.20
TOTAL COSTOS FIJOS			25,290.61
COSTOS VARIABLES	CONSUMO POR AÑO	PRECIO US\$/UNID.	MUS\$/A
Vapor Baja P (TM)	-	-	
Vapor Baja P (TM)	809.35	9.88	7,996.40
Electricidad (kw-HR)	79,136.64	0.05	3,956.83
Agua de enfriamiento (m3)	10,208.04	0.95	9,697.64
Agua Alimentación Calderos (m3)	589.99	1.18	696.18
Catalizador y Productos Químicos (US\$/TM de Producto)	589.99	1.2	707.98
TOTAL COSTOS VARIABLES			23,055.04
MATERIA PRIMA	MTM/A	US\$/TM	MUS\$/A
GAS NATURAL	18,453,426.60	1.90	35061.51
TOTAL MATERIA PRIMA			35,061.51
TOTAL EGRESOS			83,407.16

7.2.4 ESQUEMA 4 : Proceso Integrado para la producción Amoniaco-urea

FLUJO DE CAJA (MMUS\$)

AÑO CALENDARIO	2001	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	
AÑO DE OPERACION	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	
INVERSION	(555.1)																					
CAPITAL DE TRABADO		(3.4)																				3.9
INGRESOS		181.04	181.04	181.04	181.04	181.04	181.04	181.04	181.04	181.04	181.04	181.04	181.04	181.04	181.04	181.04	181.04	181.04	181.04	181.04	181.04	181.04
EGRESOS		(83.4)	(83.4)	(83.4)	(83.4)	(83.4)	(83.4)	(83.4)	(83.4)	(83.4)	(83.4)	(83.4)	(83.4)	(83.4)	(83.4)	(83.4)	(83.4)	(83.4)	(83.4)	(83.4)	(83.4)	(83.4)
DEPRECIACION		(27.8)	(27.8)	(27.8)	(27.8)	(27.8)	(27.8)	(27.8)	(27.8)	(27.8)	(27.8)	(27.8)	(27.8)	(27.8)	(27.8)	(27.8)	(27.8)	(27.8)	(27.8)	(27.8)	(27.8)	(27.8)
UTILIDAD BRUTA		69.9	69.9	69.9	69.9	69.9	69.9	69.9	69.9	69.9	69.9	69.9	69.9	69.9	69.9	69.9	69.9	69.9	69.9	69.9	69.9	69.9
IMPUESTOS		21.0	21.0	21.0	21.0	21.0	21.0	21.0	21.0	21.0	21.0	21.0	21.0	21.0	21.0	21.0	21.0	21.0	21.0	21.0	21.0	21.0
UTILIDAD NETA		48.9	48.9	48.9	48.9	48.9	48.9	48.9	48.9	48.9	48.9	48.9	48.9	48.9	48.9	48.9	48.9	48.9	48.9	48.9	48.9	48.9
FLUJOSDE CAJA	(555.1)	73.2	76.7	76.7	76.7	76.7	76.7	76.7	76.7	76.7	76.7	76.7	76.7	76.7	76.7	76.7	76.7	76.7	76.7	76.7	76.7	80.6

VAN al 12% (Año 2001) (MMUS\$)	14.94
TIR	12.43%
Tiempo Recuperación Inversión (Años)	18.3

7.2.4 ESQUEMA 4 : Proceso Integrado para la producción Amoniaco-urea

SENSIBILIDAD A LA CAPACIDAD DE LA PLANTA : AMONIACO-UREA

CAPACIDAD DE LA PLANTA (MTM/A)	700	750	799.2	850	900	950
VAN al 12% Año 2001 (MMUS\$)	(17.11)	(2.79)	14.94	31.81	48.69	65.81
Tasa Interna de Retorno (%)	11.48%	11.92%	12.43%	12.88%	13.31%	13.72%
Tiempo Recuperación Inversión (años)	Más de 20	Más de 20	18.3	16.7	15.6	14.6

SENSIBILIDAD A LOS PRECIOS : GAS NATURAL-UREA-AMONIACO

VARIACIONES (%)	-10%	-5%	BASE	5%	10%	15%
PRECIO MATERIA PRIMA						
GAS NATURAL	1.71	1.81	1.90	2.00	2.09	2.19
PRECIO DE LOS PRODUCTOS						
UREA	174.87	184.59	194.30	204.02	213.73	223.45
AMONIACO	199.31	210.38	221.45	232.52	243.60	254.67
VAN al 12% año 2001(MMUS\$)						
VAN al 12% año 2001(MMUS\$)	(60.33)	(23.16)	14.94	52.11	90.23	127.40
Tasa Interna de Retorno (%)	10.24%	11.33%	12.43%	13.47%	14.52%	15.52%
Tiempo Recuperación Inversión (años)	Más de 20	Más de 20	18.3	15.2	13.1	11.6

8. EVALUACION FINANCIERA

Con la finalidad de aplicar un apalancamiento a la rentabilidad de evaluaciones económicas, se ha recurrido a la evaluación financiera, considerando que es posible conseguir un financiamiento externo para parte de la inversión fija total. Del análisis de los resultados de las evaluaciones económicas, se decidió que era conveniente realizar evaluaciones financieras a los esquemas mostrados.

8.1 BASES PARA LA EVALUACION FINANCIERA

- . Se asume como validas todas las asunciones consideradas para las evaluaciones económicas.
- . Se considera un financiamiento del 80% de la inversión fija, sin impuestos.
- . Basándose en publicaciones especializadas en financiamiento de proyectos, se ha elegido una tasa de interés para el crédito equivalente al 9.5% anual.
- . La amortización del crédito será realizada en 15 años.
- . Se considera, una inflación externa equivalente a la inflación de los EE.UU, durante los últimos años, del 3% anual.
- . La moneda utilizada fueron dólares americanos del 2001
- . La distribución del financiamiento será realizada de la siguiente manera: 20% el primer año; 40%, el segundo año y el 40% restante, el tercer año.

8.2 EVALUACION FINANCIERA DE LOS ESQUEMAS PROPUESTOS.

Se efectuó evaluaciones financieras a los esquemas propuestos anteriormente. Tales evaluaciones, se presentan en tablas mostrando: el financiamiento de la inversión, interés del crédito, amortización en moneda corriente y moneda constante, balance de ingresos y egresos y el flujo de caja.

Al final del flujo de caja se reportan los resultados obtenidos del Valor Actual Neto (VAN), Tasa Interna de Retorno (TIR) y Tiempo de Recuperación de Inversión (PAY_OUT), que son los parámetros utilizados para elegir la mejor opción desde el punto de vista financiero.

Así mismo, se ha efectuado análisis de sensibilidad a la capacidad de planta, a los precios de la materia prima y productos y a la tasa de interés del crédito

Los esquemas evaluados son:

8.2.1 Esquema 1 : Proceso Snan/Progetti para la producción de urea

8.2.2 Esquema 2: Proceso reformación al vapor para la producción de Amoniaco

8.2.3 Esquema 3 : Proceso Integrado para la producción de Urea

8.2.4 Esquema 4 : Proceso Integrado para la producción de Amoniaco-Urea

A continuación, se presenta un cuadro de resultados de las evaluaciones Financieras realizadas para los 4 esquemas propuestos, que luego se detallan en los siguientes cuadros.

8.2.0 Cuadro de Resultados : Evaluación Financiera de los Esquemas Propuestos

PROCESO	SNAN PROGETTI	REFORMACION AL VAPOR	INTEGRADO DE UREA	INTEGRADO DE UREA-AMONÍACO
INVERSION FIJA (MMUS\$)				
CON IMPUESTOS	354.52	316.60	500.78	555.05
SIN IMPUESTOS	292.66	260.31	403.75	446.03
FINANCIAMIENTO (MMUS\$)				
INVERSION A FINANCIAR	234.12	208.25	323.00	356.86
INVERSION PROPIA	120.39	108.39	177.78	198.23
VAN al 12%	(130.49)	11.32	23.73	78.57
TIR	0.00%	13.17%	13.52%	16.43%
PAY OUT (AÑOS)	MAS de 20	16.8	16	11.2

8.2.1

EVALUACION FINANCIERA

DEL ESQUEMA 1
PROCESO SNAM/PROGETTI PARA LA
PRODUCCION DE UREA

FINANCIAMIENTO DE LA INVERSION

INVERSION FIJA	
	MMUS\$
1. INVERSION FIJA INCLUIDO IMPUESTOS	354.52
2. INVERSION FIJA SIN IMPUESTOS	292.66
FINANCIAMIENTO	
3. FINANCIAMIENTO	80% de (2)
4. INVERSION A FINANCIAR	234.12
5. INVERSION PROPIA	120.39
INFLACION, INTERESES Y AMORTIZACION	
6. INFLACION EXTERNA	3% Anual
7. TASA DE INTERES	9.50% Anual
8. AMORTIZACION	15 Años

8.2.1 ESQUEMA 1 : Proceso SNAM/Progetti para la producción de Urea8

UTILIDAD NETA (MMUS\$)

AÑO CALENDARIO	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024
AÑO DE OPERACIÓN	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20

INGRESOS

VENTA DE PRODUCTOS	139.76	139.76	139.76	139.76	139.76	139.76	139.76	139.76	139.76	139.76	139.76	139.76	139.76	139.76	139.76	139.76	139.76	139.76	139.76	139.76
VENTA DE SUB PRODUCTOS Y/O SER	1.64	1.64	1.64	1.64	1.64	1.64	1.64	1.64	1.64	1.64	1.64	1.64	1.64	1.64	1.64	1.64	1.64	1.64	1.64	1.64
TOTAL INGRESOS	141.40	141.40	141.40	141.40	141.40	141.40	141.40	141.40	141.40	141.40	141.40	141.40	141.40	141.40	141.40	141.40	141.40	141.40	141.40	141.40

EGRESOS

COSTO VARIABLE	10.76	10.76	10.76	10.76	10.76	10.76	10.76	10.76	10.76	10.76	10.76	10.76	10.76	10.76	10.76	10.76	10.76	10.76	10.76	10.76
COSTO FIJO	16.10	16.10	16.10	16.10	16.10	16.10	16.10	16.10	16.10	16.10	16.10	16.10	16.10	16.10	16.10	16.10	16.10	16.10	16.10	16.10
MATERIA PRIMA	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79
TOTAL COSTOS OPERATIVOS	117.66	117.66	117.66	117.66	117.66	117.66	117.66	117.66	117.66	117.66	117.66	117.66	117.66	117.66	117.66	117.66	117.66	117.66	117.66	117.66
DEPRECIACION	17.73	17.73	17.73	17.73	17.73	17.73	17.73	17.73	17.73	17.73	17.73	17.73	17.73	17.73	17.73	17.73	17.73	17.73	17.73	17.73
GASTOS FINANCIEROS	21.09	19.11	17.23	15.44	13.74	12.13	10.60	9.15	7.77	6.47	5.23	4.06	2.96	1.92	0.93					
TOTAL EGRESOS	156.48	154.50	152.62	150.83	149.13	147.51	145.98	144.53	143.15	141.85	140.61	139.45	138.34	137.30	136.31	135.38	135.38	135.38	135.38	135.38

UTILIDAD BRUTA	(15.08)	(13.10)	(11.22)	(9.43)	(7.73)	(6.12)	(4.59)	(3.13)	(1.76)	(0.45)	0.78	1.95	3.05	4.10	5.08	6.01	6.01	6.01	6.01	6.01
IMPUESTO A LA RENTA (30% DE U.B.)	(4.52)	(3.93)	(3.37)	(2.83)	(2.32)	(1.84)	(1.38)	(0.94)	(0.53)	(0.14)	0.23	0.58	0.92	1.23	1.53	1.80	1.80	1.80	1.80	1.80
UTILIDAD NETA	(19.61)	(17.03)	(14.58)	(12.26)	(10.05)	(4.28)	(3.21)	(2.19)	(1.23)	(0.32)	0.55	1.36	2.14	2.87	3.56	4.21	4.21	4.21	4.21	4.21

ESQUEMA 1 : Proceso SNAM/Progetti para la producción de Urea

ANOCALENDARIO	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024
AÑO DE OPERACIÓN	-2	-1	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20

FINANCIAMIENTO, INTERESES Y AMORTIZACION EN MONEDA CORRIENTE MMUS\$

DISTRIBUCION DEL FINANCIAMIENTO	46.82	96.46	99.35																				
INTERESES EN LA ETAPA DE CONSTRUCCION	0.00	4.45	13.61																				
AMORTIZACION DE LA DEUDA				16.18	16.18	16.18	16.18	16.18	16.18	16.18	16.18	16.18	16.18	16.18	16.18	16.18	16.18	16.18	16.18	16.18	16.18	16.18	16.18
SALDO AL FINAL DE CADA PERIODO	46.82	143.28	242.64	226.46	210.29	194.11	177.93	161.76	145.58	129.41	113.23	97.05	80.88	64.70	48.53	32.35	16.18	0.00					
INTERESES DURANTE LSA OPERACIÓN				23.05	21.51	19.98	18.44	16.90	15.37	13.83	12.29	10.76	9.22	7.68	6.15	4.61	3.07	1.54					

FINANCIAMIENTO, INTERESES Y AMORTIZACION EN:
MONEDA CONSTANTE DE 2002 (MMUS\$)

DISTRIBUCION DEL FINANCIAMIENTO (%)	20%	40%	40%																				
DISTRIBUCION DEL FINACIMIENTO	46.82	93.65	93.65																				
INTERESES EN LA ETAPA DE CONSTRUCCION	0	4.32	12.83																				
AMORTIZACION DE LA DEUDA				14.80	14.37	13.95	13.55	13.15	12.77	12.40	12.04	11.69	11.35	11.01	10.69	10.38	10.08	9.79					
SALDO AL FINAL DE CADA PERIODO	46.82	139.11	228.71	207.24	186.84	167.44	149.02	131.52	114.92	99.18	84.25	70.11	56.73	44.06	32.08	20.77	10.08	0.00					
INTERESES DURANTE LA OPERACIÓN				21.09	19.11	17.23	15.44	13.74	12.13	10.60	9.15	7.77	6.47	5.23	4.06	2.96	1.92	0.93					

8.2.1 ESQUEMA 1 : Proceso SNAM/Progetti para la producción de Urea

FLUJO DE CAJA (MMUS\$)

AÑO CALENDARIO	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024
AÑO DE OPERACIÓN	-2	-1	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
INVERSION PROPIA	24.08	48.16	48.16																				
INTERESES EN ETAPA DE CONSTRUCCION	0.00	4.32	12.83																				
AMORTIZACION DE LA DEUDA				14.80	14.37	13.95	13.55	13.15	12.77	12.40	12.04	11.69	11.35	11.01	10.69	10.38	10.08	9.79					
CAPITAL DE TRABAJO				4.42																			(4.42)
TOTAL INVERSIONES	(24.08)	(52.48)	(60.99)	(19.23)	(14.37)	(13.95)	(13.55)	(13.15)	(12.77)	(12.40)	(12.04)	(11.69)	(11.35)	(11.01)	(10.69)	(10.38)	(10.08)	(9.79)					4.42
UTILIDAD NETA				(19.61)	(17.03)	(14.58)	(12.26)	(10.05)	(4.28)	(3.21)	(2.19)	(1.23)	(0.32)	0.55	1.36	2.14	2.87	3.56	4.21	4.21	4.21	4.21	4.21
DEPRECIACION				17.73	17.73	17.73	17.73	17.73	17.73	17.73	17.73	17.73	17.73	17.73	17.73	17.73	17.73	17.73	17.73	17.73	17.73	17.73	17.73
FLUJO NETO DE FONDOS	(24.08)	(52.48)	(60.99)	(21.11)	(13.68)	(10.81)	(8.08)	(5.48)	0.67	2.12	3.50	4.81	6.06	7.26	8.40	9.48	10.51	11.50	21.94	21.94	21.94	21.94	26.36

VAN al 12% (Año Oper. 0) (MMUS\$)	(130.49)
TIR	0.00%
PAY OUT (Años)	Más de 20

8.2.2

EVALUACION FINANCIERA

**DEL ESQUEMA 2
PROCESO REFORMACION AL VAPOR PARA
PRODUCCION DE AMONIACO**

8.2.2 ESQUEMA 2 : Proceso Reformación al Vapor para la producción de Amoniaco

FINANCIAMIENTO DE LA INVERSION

INVERSION FIJA	
	MMUS\$
1. INVERSION FIJA INCLUIDO IMPUESTOS	316.64
2. INVERSION FIJA SIN IMPUESTOS	260.31
FINANCIAMIENTO	
3. FINANCIAMIENTO	80% de (2)
4. INVERSION A FINANCIAR	208.25
5. INVERSION PROPIA	108.39
INFLACION, INTERESES Y AMORTIZACION	
6. INFLACION EXTERNA	3% Anual
7. TASA DE INTERES	9.50% Anual
8. AMORTIZACION	15 Años

8.2.2 ESQUEMA 2 : Proceso Reformación al Vapor para la producción de Amoniaco

UTILIDAD NETA (MMUS\$)

AÑO CALENDARIO	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024
AÑO DE OPERACIÓN	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20

INGRESOS

VENTA DE PRODUCTOS	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	
VENTA DE SUB PRODUCTOS Y/O SERVICIOS																					
TOTAL INGRESOS	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	

EGRESOS

COSTO VARIABLE	4.71	4.71	4.71	4.71	4.71	4.71	4.71	4.71	4.71	4.71	4.71	4.71	4.71	4.71	4.71	4.71	4.71	4.71	4.71	4.71
COSTO FIJO	14.41	14.41	14.41	14.41	14.41	14.41	14.41	14.41	14.41	14.41	14.41	14.41	14.41	14.41	14.41	14.41	14.41	14.41	14.41	14.41
MATERIA PRIMA	24.36	24.36	24.36	24.36	24.36	24.36	24.36	24.36	24.36	24.36	24.36	24.36	24.36	24.36	24.36	24.36	24.36	24.36	24.36	24.36
TOTAL COSTOS OPERATIVOS	43.49	43.49	43.49	43.49	43.49	43.49	43.49	43.49	43.49	43.49	43.49	43.49	43.49	43.49	43.49	43.49	43.49	43.49	43.49	43.49
DEPRECIACION	15.83	15.83	15.83	15.83	15.83	15.83	15.83	15.83	15.83	15.83	15.83	15.83	15.83	15.83	15.83	15.83	15.83	15.83	15.83	15.83
GASTOS FINANCIEROS	18.76	17.00	15.33	13.74	12.23	10.79	9.43	8.14	6.91	5.75	4.65	3.61	2.63	1.70	0.83					
TOTAL EGRESOS	78.08	76.32	74.65	73.06	71.55	70.11	68.75	67.46	66.23	65.07	63.97	62.94	61.95	61.02	60.15	59.32	59.32	59.32	59.32	59.32

UTILIDAD BRUTA	12.71	14.47	16.14	17.73	19.25	20.68	22.04	23.33	24.56	25.72	26.82	27.86	28.84	29.77	30.64	31.47	31.47	31.47	31.47	31.47
IMPUESTO A LA RENTA 30% DE U.B.	3.81	4.34	4.84	5.32	5.77	6.20	6.61	7.00	7.37	7.72	8.05	8.36	8.65	8.93	9.19	9.44	9.44	9.44	9.44	9.44
UTILIDAD NETA	8.90	10.13	11.30	12.41	13.47	14.48	15.43	16.33	17.19	18.00	18.77	19.50	20.19	20.84	21.45	22.03	22.03	22.03	22.03	22.03

8.2.2 ESQUEMA 2 : Proceso Reformación al Vapor para la producción de Amoniaco

FLUJO DE CAJA (MMUS\$)

AÑO CALENDARIO	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024
AÑO DE OPERACIÓN	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20

INGRESOS

VENTA DE PRODUCTOS	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79
VENTA DE SUB PRODUCTOS Y/O SERVICIOS																				
TOTAL INGRESOS	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79	90.79

EGRESOS

COSTO VARIABLE	4.71	4.71	4.71	4.71	4.71	4.71	4.71	4.71	4.71	4.71	4.71	4.71	4.71	4.71	4.71	4.71	4.71	4.71	4.71	4.71
COSTO FIJO	14.41	14.41	14.41	14.41	14.41	14.41	14.41	14.41	14.41	14.41	14.41	14.41	14.41	14.41	14.41	14.41	14.41	14.41	14.41	14.41
MATERIA PRIMA	24.36	24.36	24.36	24.36	24.36	24.36	24.36	24.36	24.36	24.36	24.36	24.36	24.36	24.36	24.36	24.36	24.36	24.36	24.36	24.36
TOTAL COSTOS OPERATIVOS	43.49	43.49	43.49	43.49	43.49	43.49	43.49	43.49	43.49	43.49	43.49	43.49	43.49	43.49	43.49	43.49	43.49	43.49	43.49	43.49
DEPRECIACION	15.83	15.83	15.83	15.83	15.83	15.83	15.83	15.83	15.83	15.83	15.83	15.83	15.83	15.83	15.83	15.83	15.83	15.83	15.83	15.83
GASTOS FINANCIEROS	18.76	17.00	15.33	13.74	12.23	10.79	9.43	8.14	6.91	5.75	4.65	3.61	2.63	1.70	0.83					
TOTAL EGRESOS	78.08	76.32	74.65	73.06	71.55	70.11	68.75	67.46	66.23	65.07	63.97	62.94	61.95	61.02	60.15	59.32	59.32	59.32	59.32	59.32

UTILIDAD BRUTA	12.71	14.47	16.14	17.73	19.25	20.68	22.04	23.33	24.56	25.72	26.82	27.86	28.84	29.77	30.64	31.47	31.47	31.47	31.47	31.47
IMPUESTO A LA RENTA 30% DE U.B.	3.81	4.34	4.84	5.32	5.77	6.20	6.61	7.00	7.37	7.72	8.05	8.36	8.65	8.93	9.19	9.44	9.44	9.44	9.44	9.44
UTILIDAD NETA	8.90	10.13	11.30	12.41	13.47	14.48	15.43	16.33	17.19	18.00	18.77	19.50	20.19	20.84	21.45	22.03	22.03	22.03	22.03	22.03

8.2.2 ESQUEMA 2 : Proceso Reformación al Vapor para la producción de Amoniaco

AÑO CALENDARIO	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024
AÑO DE OPERACIÓN	-2	-1	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20

FINANCIAMIENTO, INTERESES Y AMORTIZACION EN MONEDA CORRIENTE (MMUS\$)

DISTRIBUCION DEL FINANCIAMIENTO	41.65	85.80	88.37																				
INTERESES EN LA ETAPA DE CONSTRUCCION	0.00	3.96	12.11																				
AMORTIZACION DE LA DEUDA				14.39	14.39	14.39	14.39	14.39	14.39	14.39	14.39	14.39	14.39	14.39	14.39	14.39	14.39	14.39	14.39	14.39	14.39	14.39	
SALDO AL FINAL DE CADA PERIODO	41.65	127.45	215.82	201.43	187.05	172.66	158.27	143.88	129.49	115.11	100.72	86.33	71.94	57.55	43.16	28.78	14.39	0.00					
INTERESES DURANTE LSA OPERACIÓN				20.50	19.14	17.77	16.40	15.04	13.67	12.30	10.94	9.57	8.20	6.83	5.47	4.10	2.73	1.37					

FINANCIAMIENTO, INTERESES Y AMORTIZACION EN:
MONEDA CONSTANTE DE 2002 (MMUS\$)

DISTRIBUCION DEL FINANCIAMIENTO (%)	20%	40%	40%																				
DISTRIBUCION DEL FINACIMIENTO	41.65	83.30	83.30																				
INTERESES EN LA ETAPA DE CONSTRUCCION	0	3.84	11.41																				
AMORTIZACION DE LA DEUDA				13.17	12.78	12.41	12.05	11.70	11.36	11.03	10.71	10.39	10.09	9.80	9.51	9.24	8.97	8.71					
SALDO AL FINAL DE CADA PERIODO	41.65	123.74	203.43	184.34	166.19	148.94	132.55	116.99	102.22	88.22	74.94	62.37	50.46	39.19	28.54	18.47	8.97	0.00					
INTERESES DURANTE LA OPERACIÓN				18.76	17.00	15.33	13.74	12.23	10.79	9.43	8.14	6.91	5.75	4.65	3.61	2.63	1.70	0.83					

8.2.2 ESQUEMA 2 : Proceso Reformación al Vapor para la producción de Amoniaco

FLUJO DE CAJA (MMUS\$)

ANO CALENDARIO	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024	
ANO DE OPERACIÓN	-2	-1	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	
INVERSION PROPIA	21.68	43.36	43.36																					
INTERESES EN ETAPA DE CONSTRUCCION	0.00	3.84	11.41																					
AMORTIZACION DE LA DEUDA				13.17	12.78	12.41	12.05	11.70	11.36	11.03	10.71	10.39	10.09	9.80	9.51	9.24	8.97	8.71						
CAPITAL DE TRABAJO				1.91																				(1.91)
TOTAL INVERSIONES	(21.68)	(47.20)	(54.77)	(15.08)	(12.78)	(12.41)	(12.05)	(11.70)	(11.36)	(11.03)	(10.71)	(10.39)	(10.09)	(9.80)	(9.51)	(9.24)	(8.97)	(8.71)						1.91
UTILIDAD NETA				8.90	10.13	11.30	12.41	13.47	14.48	15.43	16.33	17.19	18.00	18.77	19.50	20.19	20.84	21.45	22.03	22.03	22.03	22.03	22.03	22.03
DEPRECIACION				15.83	15.83	15.83	15.83	15.83	15.83	15.83	15.83	15.83	15.83	15.83	15.83	15.83	15.83	15.83	15.83	15.83	15.83	15.83	15.83	15.83
FLUJO NETO DE FONDOS	(21.68)	(47.20)	(54.77)	9.65	13.18	14.72	16.20	17.60	18.95	20.23	21.46	22.63	23.74	24.81	25.82	26.78	27.70	28.58	37.86	37.86	37.86	37.86	37.86	39.77

VAN al 12% (Año Oper. 0) (MMUS\$)	11.32
TIR	13.17%
PAY OUT (Años)	16.8

8.2.2 ESQUEMA 2 : Proceso Reformación al Vapor para la producción de Amoniaco

SENSIBILIDAD A LA CAPACIDAD DE LA PLANTA - AMONIACO

CAPACIDAD DE LA PLANTA (MTM/A)	350	400	455.54	500	550	600
VAN al 12% Año 2001 (MMUS\$)	(23.69)	(7.31)	11.32	26.52	43.88	61.49
Tasa Interna de Retorno (%)	9.17%	11.19%	13.17%	14.61%	16.10%	17.46%
Tiempo Recuperación Inversión (años)	Mas de 20	Mas de 20	16.9	14.1	11.8	10.1

SENSIBILIDAD A LOS PRECIOS : AMONIACO- GAS NATURAL

VARIACIONES (%)	-10%	-5%	BASE	5%	10%	15%
PRECIO MATERIA PRIMA						
AMONIACO	199.31	210.38	221.45	232.52	243.60	254.67
PRECIO DE LOS PRODUCTOS						
GAS NATURAL	1.71	1.81	1.90	2.00	2.09	2.19
VAN al 12% año 2001(MMUS\$)	(16.24)	(2.73)	11.32	24.83	38.90	52.46
Tasa Interna de Retorno (%)	10.28%	11.71%	13.17%	14.55%	15.95%	17.28%
Tiempo Recuperación Inversión (años)	Mas de 20	Mas de 20	16.9	14.3	11.9	10.3

SENSIBILIDAD A LA TASA DE INTERES DEL FINANCIAMIENTO

TASA DE INTERES (%)	8.50%	9%	BASE	10%	11%	12%
VAN al 12% Año 2001 (MMUS\$)	15.88	13.60	11.32	9.04	4.48	(0.08)
Tasa Interana de Retorno (%)	13.66%	13.42%	13.17%	12.93%	12.46%	11.99%
Tiempo Recuperación Inversión (Años)	15.9	16.4	16.9	17.5	18.7	MAS 20

8.2.3

EVALUACION FINANCIERA

**DEL ESQUEMA 3
PROCESO INTEGRADO PARA LA
PRODUCCION DE UREA**

8.2.3 ESQUEMA 3 : Proceso Integrado para la producción de Urea

FINANCIAMIENTO DE LA INVERSION

INVERSION FIJA	
	MMUS\$
1. INVERSION FIJA INCLUIDO IMPUESTOS	500.78
2. INVERSION FIJA SIN IMPUESTOS	403.75
FINANCIAMIENTO	
3. FINANCIAMIENTO	80% de (2)
4. INVERSION A FINANCIAR	323.00
5. INVERSION PROPIA	177.78
INFLACION, INTERESES Y AMORTIZACION	
6. INFLACION EXTERNA	3% Anual
7. TASA DE INTERES	9.50% Anual
8. AMORTIZACION	15 Años

8.2.3 ESQUEMA 3 : Proceso Integrado para la producción de Urea

UTILIDAD NETA

ANO CALENDARIO	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024
AÑO DE OPERACIÓN	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20

INGRESOS

VENTA DE PRODUCTOS	139.76	139.76	139.76	139.76	139.76	139.76	139.76	139.76	139.76	139.76	139.76	139.76	139.76	139.76	139.76	139.76	139.76	139.76	139.76	139.76
VENTA DE SUB PRODUCTOS Y/O SERVICIOS	1.64	1.64	1.64	1.64	1.64	1.64	1.64	1.64	1.64	1.64	1.64	1.64	1.64	1.64	1.64	1.64	1.64	1.64	1.64	1.64
TOTAL INGRESOS	141.40	141.40	141.40	141.40	141.40	141.40	141.40	141.40	141.40	141.40	141.40	141.40	141.40	141.40	141.40	141.40	141.40	141.40	141.40	141.40

EGRESOS

COSTO VARIABLE	17.58	17.58	17.58	17.58	17.58	17.58	17.58	17.58	17.58	17.58	17.58	17.58	17.58	17.58	17.58	17.58	17.58	17.58	17.58	17.58
COSTO FIJO	22.85	22.85	22.85	22.85	22.85	22.85	22.85	22.85	22.85	22.85	22.85	22.85	22.85	22.85	22.85	22.85	22.85	22.85	22.85	22.85
MATERIA PRIMA	24.35	24.35	24.35	24.35	24.35	24.35	24.35	24.35	24.35	24.35	24.35	24.35	24.35	24.35	24.35	24.35	24.35	24.35	24.35	24.35
TOTAL COSTOS OPERATIVOS	64.78	64.78	64.78	64.78	64.78	64.78	64.78	64.78	64.78	64.78	64.78	64.78	64.78	64.78	64.78	64.78	64.78	64.78	64.78	64.78
DEPRECIACION	25.04	25.04	25.04	25.04	25.04	25.04	25.04	25.04	25.04	25.04	25.04	25.04	25.04	25.04	25.04	25.04	25.04	25.04	25.04	25.04
GASTOS FINANCIEROS	29.10	26.37	23.77	21.31	18.96	16.74	14.62	12.62	10.72	8.92	7.22	5.61	4.08	2.64	1.28					
TOTAL EGRESOS	118.92	116.19	113.59	111.12	108.78	106.55	104.44	102.44	100.54	98.74	97.04	95.42	93.90	92.46	91.10	89.82	89.82	89.82	89.82	89.82

UTILIDAD BRUTA	22.48	25.21	27.80	30.27	32.62	34.84	36.96	38.96	40.86	42.66	44.36	45.97	47.50	48.94	50.30	51.58	51.58	51.58	51.58	51.58
IMPUESTO A LA RENTA 30% DE U.B.	6.74	7.56	8.34	9.08	9.79	10.45	11.09	11.69	12.26	12.80	13.31	13.79	14.25	14.68	15.09	15.47	15.47	15.47	15.47	15.47
UTILIDAD NETA	15.73	17.65	19.46	21.19	22.83	24.39	25.87	27.27	28.60	29.86	31.05	32.18	33.25	34.26	35.21	36.11	36.11	36.11	36.11	36.11

8.2.3 ESQUEMA 3 : Proceso Integrado para la producción de Urea

ANO CALENDARIO	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024
ANO DE OPERACION	-2	-1	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20

FINANCIAMIENTO, INTERESES Y AMORTIZACION EN MONEDA CORRIENTE (MMUS\$)

DISTRIBUCION DEL FINANCIAMIENTO	64.60	133.08	137.07																				
INTERESES EN LA ETAPA DE CONSTRUCCION	0.00	6.14	18.78																				
AMORTIZACION DE LA DEUDA				22.32	22.32	22.32	22.32	22.32	22.32	22.32	22.32	22.32	22.32	22.32	22.32	22.32	22.32	22.32	22.32	22.32	22.32	22.32	22.32
SALDO AL FINAL DE CADA PERIODO	64.60	197.68	334.75	312.43	290.11	267.80	245.48	223.16	200.85	178.53	156.22	133.90	111.58	89.27	66.95	44.63	22.32	0.00					
INTERESES DURANTE LSA OPERACION				31.80	29.68	27.56	25.44	23.32	21.20	19.08	16.96	14.84	12.72	10.60	8.48	6.36	4.24	2.12					

FINANCIAMIENTO, INTERESES Y AMORTIZACION EN:
MONEDA CONSTANTE DE 2002 (MMUS\$)

DISTRIBUCION DEL FINANCIAMIENTO (%)	20%	40%	40%																				
DISTRIBUCION DEL FINACIMIENTO	64.60	129.20	129.20																				
INTERESES EN LA ETAPA DE CONSTRUCCION	0	5.96	17.70																				
AMORTIZACION DE LA DEUDA				20.42	19.83	19.25	18.69	18.15	17.62	17.10	16.61	16.12	15.65	15.20	14.75	14.32	13.91	13.50					
SALDO AL FINAL DE CADA PERIODO	64.60	191.92	315.53	285.92	257.76	231.00	205.59	181.45	158.55	136.83	116.24	96.73	78.26	60.79	44.26	28.65	13.91	0.00					
INTERESES DURANTE LA OPERACION				29.10	26.37	23.77	21.31	18.96	16.74	14.62	12.62	10.72	8.92	7.22	5.61	4.08	2.64	1.28					

8.2.3 ESQUEMA 3 : Proceso Integrado para la producción de Urea

FLUJO DE CAJA (MMUS\$)

AÑO CALENDARIO	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024
AÑO DE OPERACIÓN	-2	-1	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
INVERSION PROPIA	35.56	71.11	71.11																				
INTERESES EN ETAPA DE CONSTRUCCION	0.00	5.96	17.70																				
AMORTIZACION DE LA DEUDA				20.42	19.83	19.25	18.69	18.15	17.62	17.10	16.61	16.12	15.65	15.20	14.75	14.32	13.91	13.50					
CAPITAL DE TRABAJO				2.60																			(2.60)
TOTAL INVERSIONES	(35.56)	(77.07)	(88.81)	(23.03)	(19.83)	(19.25)	(18.69)	(18.15)	(17.62)	(17.10)	(16.61)	(16.12)	(15.65)	(15.20)	(14.75)	(14.32)	(13.91)	(13.50)					2.60
UTILIDAD NETA				15.73	17.65	19.46	21.19	22.83	24.39	25.87	27.27	28.60	29.86	31.05	32.18	33.25	34.26	35.21	36.11	36.11	36.11	36.11	36.11
DEPRECIACION				25.04	25.04	25.04	25.04	25.04	25.04	25.04	25.04	25.04	25.04	25.04	25.04	25.04	25.04	25.04	25.04	25.04	25.04	25.04	25.04
FLUJO NETO DE FONDOS	(35.56)	(77.07)	(88.81)	17.75	22.86	25.25	27.54	29.73	31.81	33.80	35.70	37.52	39.25	40.89	42.47	43.96	45.39	46.74	61.14	61.14	61.14	61.14	63.75

VAN al 12% (Año Oper. 0) 23.73
(MMUS\$)

TIR 13.52%

PAY OUT 16.0
(Años)

8.2.3 ESQUEMA 3 : Proceso Integrado para la producción de Urea

SENSIBILIDAD A LA CAPACIDAD DE LA PLANTA- AMONIACO-UREA

CAPACIDAD DE LA PLANTA (MTM/A)	700	750	799.2	850	900	950
VAN al 12% Año 2001 (MMUS\$)	(4.28)	9.71	23.73	38.45	53.16	68.08
Tasa Interna de Retorno (%)	11.70%	12.65%	13.52%	14.38%	15.17%	15.93%
Tiempo Recuperación Inversión (años)	Mas de 20	18.1	16.1	14.5	13	11.9

SENSIBILIDAD A LOS PRECIOS : GAS NATURAL-UREA

VARIACIONES (%)	-10%	-5%	BASE	5%	10%	15%
PRECIO MATERIA PRIMA						
GAS NATURAL	199.31	210.38	221.45	232.52	243.60	254.67
PRECIO DE LOS PRODUCTOS						
UREA	174.87	184.59	194.30	204.02	213.73	223.45
VAN al 12% año 2001(MMUS\$)	(24.21)	(0.49)	23.73	47.45	71.67	95.39
Tasa Interna de Retorno (%)	10.41%	11.97%	13.52%	15.01%	16.50%	17.93%
Tiempo Recuperación Inversión (años)	Mas de 20	Mas de 20	16.1	13.3	11.2	9.6

SENSIBILIDAD A LA TASA DE INTERES DEL FINANCIAMIENTO

TASA DE INTERES (%)	8.50%	9%	BASE	10%	11%	15%
VAN al 12% Año 2001 (MMUS\$)	30.80	27.27	23.73	20.20	13.13	(15.16)
Tasa Interna de Retorno (%)	13.99%	13.76%	13.52%	13.29%	12.83%	11.07%
Tiempo Recuperación Inversión (años)	15.2	15.7	16.1	16.6	17.7	Mas de 20

8.2.4

EVALUACION FINANCIERA

**DEL ESQUEMA 4
PROCESO INTEGRADO PARA LA
PRODUCCION DE AMONIACO-UREA**

8.2.4 ESQUEMA 4 : Proceso Integrado para la producción Amoniaco-urea

FINANCIAMIENTO DE LA INVERSION

INVERSION FIJA	
	MMUS\$
1. INVERSION FIJA INCLUIDO IMPUESTOS	555.05
2. INVERSION FIJA SIN IMPUESTOS	446.03
FINANCIAMIENTO	
3. FINANCIAMIENTO	80% de (2)
4. INVERSION A FINANCIAR	356.83
5. INVERSION PROPIA	198.23
INFLACION, INTERESES Y AMORTIZACION	
6. INFLACION EXTERNA	3% Anual
7. TASA DE INTERES	9.50% Anual
8. AMORTIZACION	15 Años

8.2.4 ESQUEMA 4 : Proceso Integrado para la producción Amoniaco-urea

UTILIDAD NETA (MMUS\$)

AÑO CALENDARIO	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024
AÑO DE OPERACIÓN	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20

INGRESOS

VENTA DE PRODUCTOS	179.62	179.62	179.62	179.62	179.62	179.62	179.62	179.62	179.62	179.62	179.62	179.62	179.62	179.62	179.62	179.62	179.62	179.62	179.62	179.62
VENTA DE SUB PRODUCTOS Y/O SERVICIOS	1.42	1.42	1.42	1.42	1.42	1.42	1.42	1.42	1.42	1.42	1.42	1.42	1.42	1.42	1.42	1.42	1.42	1.42	1.42	1.42
TOTAL INGRESOS	181.04	181.04	181.04	181.04	181.04	181.04	181.04	181.04	181.04	181.04	181.04	181.04	181.04	181.04	181.04	181.04	181.04	181.04	181.04	181.04

EGRESOS

COSTO VARIABLE	23.06	23.06	23.06	23.06	23.06	23.06	23.06	23.06	23.06	23.06	23.06	23.06	23.06	23.06	23.06	23.06	23.06	23.06	23.06	23.06
COSTO FIJO	25.29	25.29	25.29	25.29	25.29	25.29	25.29	25.29	25.29	25.29	25.29	25.29	25.29	25.29	25.29	25.29	25.29	25.29	25.29	25.29
MATERIA PRIMA	35.06	35.06	35.06	35.06	35.06	35.06	35.06	35.06	35.06	35.06	35.06	35.06	35.06	35.06	35.06	35.06	35.06	35.06	35.06	35.06
TOTAL COSTOS OPERATIVOS	83.41	83.41	83.41	83.41	83.41	83.41	83.41	83.41	83.41	83.41	83.41	83.41	83.41	83.41	83.41	83.41	83.41	83.41	83.41	83.41
DEPRECIACION	27.75	27.75	27.75	27.75	27.75	27.75	27.75	27.75	27.75	27.75	27.75	27.75	27.75	27.75	27.75	27.75	27.75	27.75	27.75	27.75
GASTOS FINANCIEROS	32.15	29.13	26.26	23.54	20.95	18.49	16.16	13.94	11.84	9.86	7.97	6.19	4.51	2.92	1.42					
TOTAL EGRESOS	143.31	140.29	137.42	134.70	132.11	129.65	127.31	125.10	123.00	121.02	119.13	117.35	115.67	114.08	112.58	111.16	111.16	111.16	111.16	111.16

UTILIDAD BRUTA	37.73	40.75	43.61	46.34	48.93	51.39	53.72	55.94	58.03	60.02	61.90	63.69	65.37	66.96	68.46	69.88	69.88	69.88	69.88	69.88
IMPUESTO A LA RENTA 30% DE U.B.	11.32	12.22	13.08	13.90	14.68	15.42	16.12	16.78	17.41	18.01	18.57	19.11	19.61	20.09	20.54	20.96	20.96	20.96	20.96	20.96
UTILIDAD NETA	26.41	28.52	30.53	32.44	34.25	35.97	37.61	39.16	40.62	42.02	43.33	44.58	45.76	46.87	47.92	48.91	48.91	48.91	48.91	48.91

8.2.4 ESQUEMA 4 : Proceso Integrado para la producción Amoniaco-urea

FLUJO DE CAJA (MMUS\$)

AÑO CALENDARIO	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024
AÑO DE OPERACIÓN	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20

INGRESOS

VENTA DE PRODUCTOS	179.62	179.62	179.62	179.62	179.62	179.62	179.62	179.62	179.62	179.62	179.62	179.62	179.62	179.62	179.62	179.62	179.62	179.62	179.62	179.62
VENTA DE SUB PRODUCTOS Y/O SERVICIOS	1.42	1.42	1.42	1.42	1.42	1.42	1.42	1.42	1.42	1.42	1.42	1.42	1.42	1.42	1.42	1.42	1.42	1.42	1.42	1.42
TOTAL INGRESOS	181.04	181.04	181.04	181.04	181.04	181.04	181.04	181.04	181.04	181.04	181.04	181.04	181.04	181.04	181.04	181.04	181.04	181.04	181.04	181.04

EGRESOS

COSTO VARIABLE	23.06	23.06	23.06	23.06	23.06	23.06	23.06	23.06	23.06	23.06	23.06	23.06	23.06	23.06	23.06	23.06	23.06	23.06	23.06	23.06
COSTO FIJO	25.29	25.29	25.29	25.29	25.29	25.29	25.29	25.29	25.29	25.29	25.29	25.29	25.29	25.29	25.29	25.29	25.29	25.29	25.29	25.29
MATERIA PRIMA	35.06	35.06	35.06	35.06	35.06	35.06	35.06	35.06	35.06	35.06	35.06	35.06	35.06	35.06	35.06	35.06	35.06	35.06	35.06	35.06
TOTAL COSTOS OPERATIVOS	83.41	83.41	83.41	83.41	83.41	83.41	83.41	83.41	83.41	83.41	83.41	83.41	83.41	83.41	83.41	83.41	83.41	83.41	83.41	83.41
DEPRECIACION	27.75	27.75	27.75	27.75	27.75	27.75	27.75	27.75	27.75	27.75	27.75	27.75	27.75	27.75	27.75	27.75	27.75	27.75	27.75	27.75
GASTOS FINANCIEROS	32.15	29.13	26.26	23.54	20.95	18.49	16.16	13.94	11.84	9.86	7.97	6.19	4.51	2.92	1.42					
TOTAL EGRESOS	143.31	140.29	137.42	134.70	132.11	129.65	127.31	125.10	123.00	121.02	119.13	117.35	115.67	114.08	112.58	111.16	111.16	111.16	111.16	111.16

UTILIDAD BRUTA	37.73	40.75	43.61	46.34	48.93	51.39	53.72	55.94	58.03	60.02	61.90	63.69	65.37	66.96	68.46	69.88	69.88	69.88	69.88	69.88
IMPUESTO A LA RENTA 30% DE U.B.	11.32	12.22	13.08	13.90	14.68	15.42	16.12	16.78	17.41	18.01	18.57	19.11	19.61	20.09	20.54	20.96	20.96	20.96	20.96	20.96
UTILIDAD NETA	26.41	28.52	30.53	32.44	34.25	35.97	37.61	39.16	40.62	42.02	43.33	44.58	45.76	46.87	47.92	48.91	48.91	48.91	48.91	48.91

8.2.4 ESQUEMA 4 : Proceso Integrado para la producción Amoniaco-urea

AÑO CALENDARIO	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024
AÑO DE OPERACIÓN	-2	-1	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20

FINANCIAMIENTO, INTERESES Y AMORTIZACION EN MONEDA CORRIENTE (MMUS\$)

DISTRIBUCION DEL FINANCIAMIENTO	71.37	147.01	151.42																				
INTERESES EN LA ETAPA DE CONSTRUCCION	0.00	6.78	20.75																				
AMORTIZACION DE LA DEUDA				24.65	24.65	24.65	24.65	24.65	24.65	24.65	24.65	24.65	24.65	24.65	24.65	24.65	24.65	24.65	24.65	24.65	24.65	24.65	24.65
SALDO AL FINAL DE CADA PERIODO	71.37	218.38	369.80	345.15	320.49	295.84	271.19	246.53	221.88	197.23	172.57	147.92	123.27	98.61	73.96	49.31	24.65	0.00					
INTERESES DURANTE LA OPERACIÓN				35.13	32.79	30.45	28.10	25.76	23.42	21.08	18.74	16.39	14.05	11.71	9.37	7.03	4.68	2.34					

FINANCIAMIENTO, INTERESES Y AMORTIZACION EN:
MONEDA CONSTANTE DE 2002 (MMUS\$)

DISTRIBUCION DEL FINANCIAMIENTO (%)	20%	40%	40%																				
DISTRIBUCION DEL FINACIMIENTO	71.37	142.73	142.73																				
INTERESES EN LA ETAPA DE CONSTRUCCION	0	6.58	19.56																				
AMORTIZACION DE LA DEUDA				22.56	21.90	21.27	20.65	20.05	19.46	18.89	18.34	17.81	17.29	16.79	16.30	15.82	15.36	14.92					
SALDO AL FINAL DE CADA PERIODO	71.37	212.02	348.57	315.86	284.76	255.20	227.12	200.45	175.15	151.16	128.41	106.86	86.46	67.15	48.90	31.65	15.36	0.00					
INTERESES DURANTE LA OPERACIÓN				32.15	29.13	26.26	23.54	20.95	18.49	16.16	13.94	11.84	9.86	7.97	6.19	4.51	2.92	1.42					

8.2.4 ESQUEMA 4 : Proceso Integrado para la producción Amoniaco-urea

FLUJO DE CAJA (MMUS\$)

AÑO CALENDARIO	2002	2003	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024	
AÑO DE OPERACIÓN	-2	-1	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	
INVERSION PROPIA	39.65	79.29	79.29																					
INTERESES EN ETAPA DE CONSTRUCCION	0.00	6.58	19.56																					
AMORTIZACION DE LA DEUDA				22.56	21.90	21.27	20.65	20.05	19.46	18.89	18.34	17.81	17.29	16.79	16.30	15.82	15.36	14.92						
CAPITAL DE TRABAJO				3.44																			(3.44)	
TOTAL INVERSIONES	(39.65)	(85.87)	(98.85)	(26.00)	(21.90)	(21.27)	(20.65)	(20.05)	(19.46)	(18.89)	(18.34)	(17.81)	(17.29)	(16.79)	(16.30)	(15.82)	(15.36)	(14.92)					3.44	
UTILIDAD NETA				26.41	28.52	30.53	32.44	34.25	35.97	37.61	39.16	40.62	42.02	43.33	44.58	45.76	46.87	47.92	48.91	48.91	48.91	48.91	48.91	48.91
DEPRECIACION				27.75	27.75	27.75	27.75	27.75	27.75	27.75	27.75	27.75	27.75	27.75	27.75	27.75	27.75	27.75	27.75	27.75	27.75	27.75	27.75	27.75
FLUJO NETO DE FONDOS	(39.65)	(85.87)	(98.85)	28.16	34.37	37.02	39.54	41.96	44.26	46.46	48.56	50.57	52.48	54.30	56.03	57.69	59.26	60.76	62.67	64.67	66.67	68.67	70.67	80.11

VAN al 12% (Año Oper. 0) (MMUS\$)	78.57
TIR	16.43%
PAY OUT (Años)	11.2

8.2.4 ESQUEMA 4 : Proceso Integrado para la producción Amoniaco-urea

SENSIBILIDAD A LA CAPACIDAD DE LA PLANTA : AMONIACO-UREA

CAPACIDAD DE LA PLANTA (MTM/A)	700	750	799.2	850	900	950
VAN al 12% Año 2001 (MMUS\$)	49.71	62.98	78.57	93.66	108.70	123.91
Tasa Interna de Retorno (%)	14.99%	15.66%	16.43%	17.12%	17.77%	18.40%
Tiempo Recuperación Inversión (Años)	13.4	12.3	11.2	10.4	9.8	9.2

SENSIBILIDAD A LOS PRECIOS : GAS NATURAL-AMONIACO-UREA

VARIACIONES (%)	-10%	-5%	BASE	5%	10%	15%
PRECIO MATERIA PRIMA						
GAS NATURAL	1.71	1.81	1.90	2.00	2.09	2.19
PRECIO DE LOS PRODUCTOS						
UREA	174.87	184.59	194.30	204.02	213.73	223.45
AMONIACO	199.04	210.09	221.15	232.21	243.27	254.32
VAN al 12% año 2001(MMUS\$)	18.53	48.18	78.57	108.21	138.61	168.25
Tasa Interna de Retorno (%)	13.07%	14.75%	16.43%	18.04%	19.65%	21.20%
Tiempo Recuperación Inversión (Años)	17.1	13.8	11.2	9.5	8.2	7.2

SENSIBILIDAD A LA TASA DE INTERES DEL FINANCIAMIENTO

TASA DE INTERES (%)	8.50%	9%	BASE	10%	11%	15%
VAN al 12% Año 2001 (MMUS\$)	86.38	82.47	78.57	74.66	66.85	35.60
Tasa Interna de Retorno (%)	16.91%	16.67%	16.43%	16.20%	15.73%	13.92%
Tiempo Recuperación Inversión (Años)	10.6	10.9	11.2	11.6	12.3	15.5

9. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

CONCLUSIONES

- 1.- Para obtener un costo de producción que permita un precio de venta competitivo en el mercado internacional, sin que este implique subsidio en el ámbito estatal, es necesario que las Plantas alcancen niveles mínimos de producción capaces de generar economía de escala
- 2.- La capacidad de la Planta Integrada Amoniaco- Urea propuesta es de 2400 TM/día de urea y 600 t/día de Amoniaco.
- 3.- El excedente de la producción de Amoniaco y urea se destinara a la exportación para comercializarse a precios internacionales, competitivo con el mercado mundial.
- 4.- El mercado necesario para justificar en el Perú la implantación de Plantas Petroquímicas estará constituido además del Nacional, por Mercado Sudamericano y otros.
- 5.- La reserva del Gas Natural de Camisea es suficiente para el abastecimiento de materia prima a la Planta durante los 20 años, que dura el proyecto.
- 6.- El análisis de las posibilidades de sustituciones de fertilizantes en el estudio de mercado, nos permite obtener una capacidad de producción cerca a lo real, evitando de esta manera un sobre dimensionamiento, de la capacidad de la Planta de los productos fertilizantes a sustituirse.
- 7.- El marco legal en que se encuentra el proyecto es sumamente favorable, pues las leyes promocionales le permitirá acogerse a incentivos de diferentes índoles.

7.- El marco legal en que se encuentra el proyecto es sumamente favorable, pues las leyes promocionales le permite acogerse a incentivos de diferentes índoles.

8.- Se demuestra en este estudio la factibilidad técnica y económica para la producción de Amoniaco Urea, a partir del gas Natural de Camisea. Con la realización del proyecto se sustituirán las importaciones, originando divisas para el país y el desarrollo del sector agrícola, generando empleo.

9.- La mejor ubicación de la planta integrada Amoniaco-urea es la ciudad de Pisco, por donde será el punto de paso del gaseoducto y poliducto de Camisea, además porque cuenta con el mayor mercado para la agricultura de la costa y facilidades portuarias, mejores canales de distribución y facilidades de construcción, originando menor costo de supervisión de ingeniería y transporte de equipos.

RECOMENDACIONES

- 1.- Se recomienda la instalación de una Planta para la producción de Urea, por lo siguiente: De los esquemas analizados en la evaluación económica, la mejor rentabilidad es obtenida con financiamiento en el proceso Integrado Amoniaco-Urea. Con una inversión total de 555 MMUS\$, con un TIR de 16.4% y un VAN 12% de 79 MMUS\$, y un tiempo de recuperación de la inversión de 11.2 años.
- 2.- El análisis de sensibilidad en la evaluación económica con financiamiento se determina que la variable “precio” causa mayor variación en la rentabilidad, es decir, si existe un 5% de incremento en la materia prima y los productos el TIR mejoraría en 18.1%, el VAN 12% en 108 MMUS\$., Y el tiempo de recuperación de la inversión en 9.5 años.
- 3.- Implementar las Plantas Petroquímicas de Amoniaco y Urea en forma de complejo integral para evitar los costos de transporte, distribución y reducir los gastos generales y de infraestructura.
- 4.-Incluir en el estudio definitivo un programa de exportación a los mercados estudiados y no considerados en el presente trabajo con la finalidad de aumentar la producción
- 5.- Incentivar el cultivo con fertilizantes, en las tierras agrícolas para una mayor y mejor cosecha. La Urea es el fertilizante de mayor consumo agrícola.
- 6.- Evaluar la mayor producción de Urea y Amoniaco, para uso interno y externo con el propósito de mejorar los pronósticos.
- 7.- Tratar de optimizar continuamente los costos operativos para tener competitividad a nivel Internacional.

10. ANEXOS

ANEXO 10.1

**POBLACION PERU
HISTORICA**

CENSO		URBANA		RURAL		TOTAL (MILES)	
MES	AÑO	MILES	%	MILES	%	CENSADA	NO CENSADA
JUNIO	1940	2.197	35.4	4.011	64.6	6.208	815
JULIO	1961	4.698	47.4	5.209	52.6	9907	514
JUNIO	1972	8.058	59.5	5.48	40.5	13.538	583
JULIO	1981	11.092	65.2	5.913	34.8	17.005	757
JULIO	1993	15.459	70.1	6.59	29.9	22048	591

NOTA:

La fuente de información es el Instituto Nacional de Estadística e informática los datos hasta 1981 "Boletín de análisis Demográfico" No 25, y desde 1981 hasta 1993 "Censo Nacional 1993"

Cuadro 3.1

POBLACION PERU
CRECIMIENTO HISTORICO

ANOS	CRECIMIENTO %	
	PERIODO	ANUAL
1940-1961	59.58	2.71
1961-1972	36.66	3.05
1972-1981	25.61	2.56
1981-1993	29.66	2.28

Cuadro 3.2

**POBLACION PERU
PROYECTADA (MILES HAB.)**

AÑO	Crecimiento Anual %	POBLACION ESTIMADA	AÑO	Crecimiento Anual %	POBLACION ESTIMADA
1994	2%	22.498,00	2008	2%	29852
1995	2%	22.957,00	2009	2%	30462
1996	2%	23.426,00	2010	2%	31083
1997	2%	23.904,00	2011	2%	31718
1998	2%	24392,00	2012	2%	32365
1999	2%	24.889,00	2013	2%	33025
2000	2%	25.397,00	2014	2%	33699
2001	2%	25.916,00	2015	2%	34387
2002	2%	26.445,00	2016	2%	35089
2003	2%	26.984,00	2017	2%	358005
2004	2%	27.535,00	2018	2%	36536
2005	2%	28.097,00	2019	2%	37281
2006	2%	28.670,00	2020	2%	38042
2007	2%	29.255,00			

NOTA: El crecimiento anual promedio de 1972 a 1981, es igual al 2.6% en el periodo 1981-1993, fue de 2.3%
Se estima que hasta el año 2020, el crecimiento de la población se mantendrá en 2,0%

Cuadro 3.3

ANEXO 10.1

PRODUCTO BRUTO INTERNO- PBI

ANO	Nuevos Soles de 1979	Variación %	ANO	Nuevo Soles DE 1979	Variación %
1950	865.6	-----	1976	3276.1	1.96
1951	936.5	8.19	1977	3289.3	0.40
1952	994.9	6.24	1978	3298.6	0.28
1953	1048	5.34	1979	3490.1	5.81
1954	1115.6	6.45	1980	3661.2	4.90
1955	1168.8	4.77	1981	3849.6	5.15
1956	1219	4.3	1982	3840.7	(0.23)
1957	1301.3	6.75	1983	3356.6	(12.60)
1958	1293.9	-0.57	1984	3550.6	5.78
1959	1341.4	3.67	1985	3625.4	2.11
1960	1507.7	12.17	1986	3960.9	9.25
1961	1615.8	7.38	1987	4291.2	8.34
1962	1750.8	8.35	1988	3938.7	(8.21)
1963	1815.6	3.7	1989	3473.4	(11.81)
1964	1935.4	6.6	1990	3322	(4.36)
1965	2030.9	4.93	1991	3415	2.80
1966	2201.6	8.41	1992	3333.1	(2.40)
1967	2284.9	3.78	1993	3549.7	6.50
1968	2293	0.35	1994	4007.6	12.90
1969	2379.3	3.76	1995	4250	6.05
1970	2518.6	5.85	1996	4369	2.80
1971	2623.9	4.18	1997	4692.3	7.40
1972	2699.2	2.87	1998	4926.9	5.00
1973	2844.3	5.38	1999	4995.9	1.40
1974	3107.4	9.25	2000	5150.8	3.10
1975	3213.1	3.40	2001	5161.1	0.2

FUENTE:

Los datos de 2000-2001 Han sido tomados de Perú:Compendio de Estadísticas Económicas y Financieras 2001-2002

Los datos de 1980-1999 Han sido tomados del resumen Económico Anual del Banco Central de Reserva del Perú
Para los años 1950-1979 la Fuente INEI

Cuadro 3.4

PBI PER CAPITA

ANO	Población (Miles)	PBI Per Capita	VARIACION PBI Per Cap.	ANO	Población (Miles)	PBI Per Capita	VARIACION PBI Per Cap.
1970	12988	193.90	-----	1986	19035	208.08	6.82
1971	13385	196.00	1.09	1987	19470	220.40	5.92
1972	13538	199.40	1.70	1988	19914	197.79	(10.26)
1973	13885	204.85	2.74	1989	20368	170.53	(13.78)
1974	14240	218.21	6.52	1990	20833	159.46	(6.49)
1975	14605	219.99	0.82	1991	21308	160.27	0.51
1976	14979	218.71	(0.58)	1992	21794	152.94	(4.58)
1977	15363	214.11	(2.10)	1993	22048	161.00	5.27
1978	15756	209.35	(2.22)	1994	22498	176.78	9.80
1979	16160	215.98	3.16	1995	22957	185.13	4.72
1980	16574	220.91	2.28	1996	23426	186.50	0.74
1981	17005	226.38	2.48	1997	23904	196.30	5.25
1982	17393	220.82	(2.46)	1998	24392	202.00	2.90
1983	17790	188.68	(14.55)	1999	24889	200.72	(0.63)
1984	18196	195.13	3.42	2000	25397	202.81	1.04
1985	18611	194.80	(0.17)	2001	25916	199.15	(1.80)

Cuadro 3.5

ANEXO 10.1

PERU
PBI - AGRARIO

ANO	PBI S/. De 1979	VARIACION %	% Del PBI TOTAL
1974	371170	-----	11.94
1975	371046	(0.03)	11.54
1976	376612	1.50	11.5
1977	376235	(0.10)	11.44
1978	370592	(1.50)	11.23
1979	385045	3.90	11.03
1980	362630	(5.82)	9.94
1981	395416	9.04	10.38
1982	404160	2.21	10.59
1983	365230	(9.63)	10.95
1984	402598	10.23	11.52
1985	414334	2.92	11.59
1986	432291	4.33	11.07
1987	460777	6.59	10.88
1988	493391	7.08	12.71
1989	465761	(5.60)	13.58
1990	433437	(6.94)	13.36
1991	447134	3.16	13.41
1992	412705	(7.70)	12.55
1993	450963	9.27	12.89
1994	513106	13.78	12.98
1995	554154	8.00	13.07
1996	584904	5.55	13.44
1997	606545	3.70	12.92
1998	599873	(1.10)	12.17
1999	683255	13.90	13.67
2000	729033	6.70	14.15
2001	711536	(2.40)	13.79

FUENTE :

Perú Compendio Estadístico 2001
Ministerio de Agricultura -Oficina de
Información Agraria
INEI - Dirección Nacional de Cuentas
Nacionales

Cuadro 3.6

PERU
BALANZA COMERCIAL
(MMUS \$)

ANO	EXPORTACIONES	IMPORTACIONES	SALDO
1989	3488	2291	1197
1990	3231	2891	340
1991	3329	3494	(165)
1992	3484	4051	(567)
1993	3464	4043	(579)
1994	4388	5437	(1049)
1995	5589	7754	(2165)
1996	5898	7885	(1987)
1997	6814	8552	(1738)
1998	5684	8130	(2446)
1999	6114	6714	(600)
2000	3320	3626	(306)
2001	7100	7200	(100)

Fuente:

Memoria Anual 1989-94 Banco Central de reserva del Perú, Año 95-98 Memoria anual 1998 del BCR del Peru Año 2001-2002 Perú Compendio de Estadísticas Económicas y Financieras 2001-2002

Cuadro 3.7

ANEXO 10.1

PERU
TASA DE CAMBIO

ANO	I/. / US\$		
	COMPRA	VENTA	PROMEDIO
1982	0.7	0.71	0.71
1983	1.64	1.68	1.66
1984	3.59	3.71	3.65
1985	12.5	12.74	12.62
1986	17.66	17.87	17.77
1987	31.24	31.8	31.52
1988	263.97	273.72	268.85
1989	4239.5	4420.8	4330.15
1990	199462.66	205344	202403.68
ANO	S/. / US\$		
	COMPRA	VENTA	PROMEDIO
1991	0.76	0.78	0.77
1992	1.24	1.25	1.25
1993	1.98	1.99	1.99
1994	2.18	2.19	2.19
1995	2.24	2.26	2.25
1996	2.44	2.45	2.45
1997	2.66	2.66	2.66
1998	2.89	2.91	2.9
1999	3.25	3.51	3.38
2000	3.47	3.49	3.48
2001	3.53	3.49	3.51

FUENTE:

Los datos para 1985-1991 Han sido tomados de Memoria Anual. 1992 Editada por el BCR. del Perú. Los datos 1992-1994 Publicada en nota Semanal No 3 Editada Por el BCR. Del Perú
 Los datos 95-98 .Perú :Informe Económico coyuntural No 12 feb-99 INEI
 Los datos 1999-2001 Perú: Compendio Estadísticas Económicas y Financieras 2001-2002

Cuadro 3.8

**PERU
INFLACION**

AÑO	PROMEDIO MENSUAL (%)	ACUMULADA ANUAL(%)
1982	4.70	72.90
1983	7.00	125.10
1984	6.40	111.50
1985	8.30	158.30
1986	4.20	62.90
1987	6.60	114.50
1988	29.70	1722.30
1989	32.60	2775.30
1990	59.90	7649.60
1991	7.60	139.20
1992	3.80	56.70
1993	2.50	39.50
1994	1.50	15.40
1995	0.85	10.23
1996	0.95	11.41
1997	1.03	12.38
1998	1.11	13.27
1999	1.14	13.73
2000	1.19	14.24
2001	1.18	14.22

FUENTE

Los datos para 1982-1991 Han sido tomados de la publicación semanal Editada por el BCR del Peru

Los datos 1992-2001 Han sido tomados de la Memoria Anual Editada por el BCR. Del Peru

Cuadro 3.9

**DISTRIBUCION DE LA SUPERFICIE TOTAL
SEGÚN SUPERFICIE AGRICOLA Y NO AGRICOLA**

Superficie Agrícola y no Agrícola	Superficie Total	
	Has	%
Agrícola	5,476,976.68	15.50
No Agrícola	29,904,831.14	84.50
Total	35,381,808.82	100.00

Fuente: INEI - Resultados definitivos del III Censo Nacional Agropecuario 1994

Cuadro 3.10

**BALANZA COMERCIAL AGRARIA 1996-99
(Millones de US \$ FOB)**

PERU CON	1996	1997	1998	1999
Comunidad Andina	(141.40)	(152.10)	(131.40)	(91.80)
Union Europea	229.60	271.60	191.70	282.20
ALADI	(356.60)	(450.50)	(537.70)	(304.80)
EE.UU.	(180.40)	79.00	(41.40)	(60.70)
Global	(462.20)	(208.90)	(497.50)	(105.20)

Fuente : Ministerio de Agricultura - OIA.
Peru: Compendio de Estadísticas Económicas y
Financieras 1999-2000

Cuadro 3.11

ANEXO 10.1

PERU
SUPERFICIE COSECHADA
 (PRINCIPALES CULTIVOS)

ANO	Has	Variación %
1974	1284055	-----
1975	1251117	(2.57)
1976	1258656	0.60
1977	1264961	0.50
1978	1193639	(5.64)
1979	1261337	5.67
1980	1181717	(6.31)
1981	1340574	13.44
1982	1350736	0.76
1983	1213412	(10.17)
1984	1310616	8.01
1985	1306906	(0.28)
1986	1370851	4.89
1987	1677732	22.39
1988	1867189	11.29
1989	1756717	(5.92)
1990	1319220	(24.90)
1991	1415818	7.32
1992	1170138	(17.35)
1993	1387424	18.57
1994	1536696	10.76
1995	1620745	5.47
1996	1742411	7.51
1997	1774964	1.87
1998	1807518	1.83
1999	1840071	1.80
2000	1872625	1.77
2001	1797786	(4.00)

FUENTE :

Ministerio de Agricultura-oficina de Información Agraria
 Perú Compendio Estadístico 2001

Cuadro 3.12

**OFERTA TOTAL DE FERTILIZANTES
(tn)**

AÑO	OFERTA TOTAL	PRODUCCION	IMPORTACION
1990	265,355	126,942	138,413
1991	154,744	88,063	66,681
1992	299,681	58,332	241,349
1993	384,173	80,365	303,808
1994	427,449	76,334	351,115
1995	390,019	71,454	318,565
1996	417,603	54,556	363,047
1997	437,740	31,085	406,655
1998	520,347	36,052	484,295
1999	507,963	25,410	482,553
2000	515,754	21,590	494,164
2001(*)	272,700	9,072	263,628

NOTA : Oferta Total : Producción + Importación
(*) a Julio de 2001

FUENTE : Perú Compendio Estadístico 2001
Enci,Fertisa,Indus Cachimayo s.a., Pesca Perú

Cuadro 3.13

**VOLUMEN HISTORICO DE IMPORTACION
DE LA UREA 1986-2000**

AÑO	Total (tn)
1986	106,352
1987	155,117
1988	114,856
1989	154,548
1990	78,641
1991	20,998
1992	159,031
1993	210,011
1994	211,633
1995	235,796
1996	221,907
1997	223,193
1998	278,849
1999	296,182
2000	345,786

FUENTE

Ministerio de Agricultura-Of. de Inf. Agraria
Peru : Compendio Estadístico 2001

Cuadro 3.14

ANEXO 10.1

**VOLUMEN DE IMPORTACIONES DE FERTILIZANTES
(Tn)**

ANO	TOTAL	Urea	Nitrato de Amonio	Sulfato de Amonio	Fostato de Amonio	Sup- Fosfato de Calcio	Cloruro de Potasio	Sulfato de Potasio	Sulfato de Mg - potasio
1993	303,808	210,011	2,625	3,614	20,634	28,436	30,253	6,075	2,159
1994	351,115	211,633	0	11,072	30,151	40,716	52,821	4,071	651
1995	318,565	235,796	0	11,523	44,451	7,017	8,185	8,345	3,248
1996	363,047	221,907	4,224	35,631	51,878	12,645	17,701	13,721	5,340
1997	406,655	223,193	1,602	36,767	74,410	20,427	28,204	12,180	9,872
1998	484,295	278,849	21,031	45,341	67,348	17,056	34,655	14,456	5,560
1999	482,553	296,182	9,913	36,969	78,509	8,395	30,265	14,485	7,834
2000	494,164	345,786	13,190	39,473	53,190	6,225	23,218	8,383	4,696

FUENTE : Ministerio de Agricultura- Oficina de Información Agraria
Perú : Compendio Estadístico 2001

CUADRO 3.15

DEMANDA PROYECTADA DE UREA
Tn/Año

AÑO	IMPORT.	TIERRAS CULTIVADAS	MERCADO EXTERNO	DEMANDA
2000	345786	0	0	345786
2001	360525	0	0	360525
2002	375250	0	0	375250
2003	389975	0	0	389975
2004	404700	0	0	404700
2005	419425	5000	374775	799200
2006	434150	10000	355050	799200
2007	448875	15000	335325	799200
2008	463600	20000	315600	799200
2009	478325	25000	295875	799200
2010	493050	30000	276150	799200
2011	507775	35000	256425	799200
2012	522500	40000	236700	799200
2013	537225	45000	216975	799200
2014	551950	50000	197250	799200
2015	566675	55000	177525	799200
2016	581400	60000	157800	799200
2017	596125	65000	138075	799200
2018	610850	70000	118350	799200
2019	625575	75000	98625	799200
2020	640300	80000	78900	799200
2021	655025	85000	59175	799200
2022	669750	90000	39450	799200
2023	684475	95000	19725	799200
2024	699200	100000	0	799200

Cuadro 3.16

**Volumenes y Precios de Importación
Historica**

AÑO	VOLUMEN (t)	PRECIO (US\$/t)
1995	235796	194
1996	221907	206
1997	223193	152
1998	278849	97
1999	296182	110
2000	345786	130
2001	360526	165

Fuente: Superintendencia Nacional de Aduanas
ADUANAS

Cuadro 3.17

**DISTRIBUCION DE LA SUPERFICIE AGRICOLA
TOTAL POR REGIONES**

Superficie Agrícola por Región	Superficie total	
	Has	%
Costa	870,839.29	15.9
Sierra	2,722,057.41	49.7
Selva	1,884,079.98	34.4
Total	5,476,976.68	100.0

Fuente : Fertilizantes America Latina No 4 Abril 1999

Cuadro 3.18

ANEXO 10.1

**IMPORTACION DE UREA
EN SUDAMERICA (TM)**

PAIS / AÑO	88	89	90	91	92	93	94	95	96	97	98	99
Argentina	23692	37800	42000	0	21112	65152	87800	173995	199832	389989	199174	200936
Bolivia	1136	534	2070	1058	964	863	2244	1015	64	297	58	64
Brasil	23648	15995	10992	25728	36436	76749	212015	212764	145784	170434	285373	435896
Chile	107599	88127	135917	109306	121227	131556	132075	125062	139971	185900	129672	148180
Colombia	143126	156749	162345	0	191400	166000	132800	153000	153000	1200000	171200	196000
Ecuador	21111	37544	40158	32175	46900	23100	38200	37100	46000	41622	64600	73100
Paraguay	0	759	1255	973	1287	1457	0	0	100	100	1000	500
Uruguay	0	20083	27486	16564	19674	23513	21600	19000	11700	19000	26124	25270
Venezuela	283	0	0	0	23900	15208	0	0	0	0	14300	7600
TOTAL	320595	357591	422223	185804	462900	503598	626734	721936	696451	2007342	891501	1087546

Fuente: FAO Fertilizer Yearbook Vol. 49-1999

Cuadro 3.19

**IMPORTACION DEL AMONÍACO
EN SUDAMERICA (TM)**

PAIS \ AÑO	1987	1988	1989	1990	1991	1992	1993	1994	1995	1996	1997	1998
Brasil	29	15.6	29.9	29.4	90.9	28.7	52	161.1	131.9	179.6	197.7	124.1
Chile	19.5	21.8	20.4	27.5	21.1	20.4	23.2	39	43.4	52.6	52	37.1
Colombia	15.3	21.5	17.6	15.6	19.5	27.7	11.9	2	27.2	76.1	68.3	64.2
Total	63.8	58.9	67.9	72.5	131.5	76.8	87.1	202.1	202.5	308.3	318	225.4

Fuente : FAO Fertilizer Yearbook Vol. 49-1999

Cuadro 3.20

MATERIA PRIMA
(POZO CUSHABATAY)

Componentes	% Volumen
C1	80.48
C2	9.92
C3	3.80
I-C4	0.55
n-C4	1.11
i-C5	0.43
n-C5	0.43
C6	2.41
Nitrogeno	0.54
Dióxido de Carbono	0.33
Total	100.00%

ANEXO 10.2

PROPIEDADES DEL GAS NATURAL

Peso Molecular	17.70
Gravedad Especifica	0.61
Factor Z	a: 15.6 °C y 101.3 k Pa 0.9971
	a: 15.6 °C y 100,000 k Pa 0.7644
	a: 15.6 °C y 15,000 k Pa 0.7262
Viscosidad	a: 15.6°C y 101.3 k Pa 0.0109
Calor especifico KJ/Kg°C y 1013 k Pa	0.9971
Poder Calorífico máx. MJ/m3	39.93
Poder Calorífico min.. MJ/m3	36.04
Punto de Rocio para Hidrocarburos de 1 a 35 Mpa. Temp.Max. °C	-10.00

ANEXO 10.3

PROPIEDADES DE LA UREA

Formula	CO(NH ₂) ₂
Contenido de Nitrogeno	46.65%
Peso Molecular	60.06
Punto de Fusion	132.7 °C
Gravedad Especifica	1.335
Densidad Aparante	42 lb/ft ³
Sabor	fresco amargo

ANEXO 10.4

PRECIOS DE LA MATERIA PRIMA Y PRODUCTOS

US\$/TM			
AÑO	GAS NATURAL	AMONIACO	UREA
2001	2.2	201.4	165
2002 (1)	1.7	195.57	130
PROM. 01-02	1.95	198.48	147.5
2002 (2)	1.9	221.45	194.3

NOTAS:

- (1) Precios reales a abril 2002
- (2) Precios proyectados para todos los años

ANEXO 10.5

11. BIBLIOGRAFIA

1. Chavrel Alain Le Febvre Gilles; Petrochemical Processes, Technical and economic Characteristics”, Paris Technip 1989.
2. Matar Sami “Chemistry of Petrochemical Prosses”, 1994
3. Hatch, L.f. and Matar s.“Petrochemical from Methane” From Hydrocarbon to Petrochemical, Gulf Pubblishing Co., Huston,1991
4. Hydrocarbon Processing “Petrochemical Processes 97”, marzo 1997; revista.
5. Hidrocarbon Processing “ Petrochemical Handbook 1993” marzo 1993 revista.
6. Hydrocarbon Processing “ Ways to revamp Urea Units” junio 1988, revista
7. Hydrocarbon Processing “ Integrate recovery systems for low energy ammonia producción “, julio 1981, revista.
8. Hydrocarbon Processing “ What’s new in Urea Technology?” noviembre 1976, revista.
9. Petróleo Internacional “ Erigen importante planta de fertilizantes” octubre 2000, revista.
10. Petróleo Internacional “ La planta de Urea más grande del mundo” febrero 1999, revista.
11. Fertilizantes América Latina “ Nuevas Opciones para la Modernización de la Planta de Urea” septiembre 1998, revista.
12. Informativo mensual de la Sociedad Nacional de Minería y Petróleo “Proyecto Camisea” setiembre 1997. Revista.

13. Petroperu, “Estudio de Prefactibilidad Proyecto Complejo Petroquímico Peruano”, departamento técnico, junio 1989.
14. Petroperu, “Normas para Elaborar y Evaluar Proyectos de Inversión” marzo 1989 ESTPDP-2911.
15. Petroperu “ Gas para el desarrollo T-1 “Coloquio Latinoamericano OTROSE02300.
16. Petroperu “ Development and Transfer of Technologi, Fertilizer Manual “ BIBLPDP0009202, 1978
17. Petroperu “ Pritchard and Co.” , BIBLPDP8582, 1975
18. JUNAC, “Programa de Integración Industrial Petroquímico, Decisión 296”, Bogota 1991.