



**UNIVERSIDAD NACIONAL  
PEDRO RUIZ GALLO**

**FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA  
E INDUSTRIAS ALIMENTARIAS**



**ESCUELA PROFESIONAL DE INGENIERÍA QUÍMICA**

**TESIS**

**“PROYECTO DE PREFACTIBILIDAD DE  
INSTALACION DE UNA PLANTA DE AMONIACO  
A PARTIR DE GAS NATURAL”**

**PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL DE:**

**INGENIERO (A) QUÍMICO (A)**

**PRESENTADO POR:**

**Autores: CHUQUIMBALQUI ARELLANOS OSCAR ENRIQUE  
RAMOS CHUNGA DIANA BRIGGITE**

**Asesor:**

**Ing. GERARDO SANTAMARIA BALDERA**

**Lambayeque – Perú  
2019**

**TESIS**  
**“PROYECTO DE PREFACTIBILIDAD DE INSTALACION DE  
UNA PLANTA DE AMONIACO A PARTIR DE GAS  
NATURAL”**

**PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL DE:  
INGENIERO (A) QUIMICO (A)**

**PRESENTADO POR:**

**Autores: CHUQUIMBALQUI ARELLANOS OSCAR ENRIQUE  
RAMOS CHUNGA DIANA BRIGGITE**

**Aprobado por:**

Ing. M.Sc. José Enrique Hernández Ore

\_\_\_\_\_

Ing. M.Sc. Jaime Lucho Cieza Sanchez

\_\_\_\_\_

Ing. M.Sc. Ruben Enrique Vargas Lindo

\_\_\_\_\_

Ing. Gerardo Santamaría Baldera  
ASESOR

\_\_\_\_\_

**LAMBAYEQUE – PERÚ**

**2019**

# ÍNDICE

RESUMEN.....	6
ABSTRAC.....	7
INTRODUCCION.....	8
 I. ESTUDIO DE MERCADO.....	 10
1.1 Definición del producto: Amoníaco.....	10
1.1.1 Propiedades físicas del amoníaco.....	11
1.1.2 Aplicaciones y Usos.....	12
1.1.3 Almacenamiento y transporte.....	13
1.2 Materia prima principal: Gas Natural.....	13
1.2.1 Cadena de valor del gas natural en la industria petroquímica.....	15
1.2.2 Características del gas natural de Camisea.....	16
1.3 Análisis del mercado.....	17
1.3.1 Importaciones históricas de fertilizantes nitrogenados.....	17
1.3.2 Importaciones históricas de nitrato de amonio grado técnico y Grado anfo.....	18
1.3.3 Proyección de la demanda de fertilizantes nitrogenados.....	19
1.3.4 Proyección de la demanda de nitratos de amonio no fertilizante.....	19
1.3.5 Proyección del equivalente de amoníaco.....	19
1.3.6 Demanda proyectada insatisfecha de amoníaco.....	19
1.4 Comercialización.....	20
1.5 Precio del amoníaco.....	20
1.6 Tamaño de la planta.....	20
1.7 Ubicación de la planta.....	23
 II. INGENIERIA DEL PROYECTO.....	 25
2.1. Alternativas tecnológicas para la producción de amoníaco.....	25
2.2. Métodos para la manufactura de amoníaco.....	25
2.2.1 Procesos tradicionales de producción de amoníaco.....	26
2.2.2 Nuevos desarrollos en la tecnología de amoníaco.....	29
2.3. Selección del proceso.....	34
2.4. Descripción detallada del proceso y Diagrama de bloques.....	35
2.4.1 Producción de hidrógeno.....	36
2.4.2 Separación del Hidrógeno.....	38
2.4.3 Síntesis de amoníaco.....	40
2.5. Balance de masa y energía.....	42
2.5* Diagrama de flujo del proceso de obtención de amoníaco a partir del Gas Natural.....	44
2.6. Equipos principales del proceso.....	46

2.7. Distribución de la planta industrial.....	47
III. ESTUDIO ECONOMICO.....	48
3.1. Estimación de la inversión total del proyecto.....	48
3.1.1. Capital fijo total (CFT).....	48
3.1.1.1. Costos directos (CD).....	49
3.1.1.2. Costos indirectos (CI).....	49
3.1.2. Capital de trabajo (CT).....	50
3.2. Estimación del costo de fabricación (ctf).....	52
3.2.1. Costo de fabricación.....	52
3.2.1.1. Costos directos de fabricación (CDF).....	52
3.2.1.2. Costos indirectos de fabricación (CIF).....	53
3.2.1.3. Costos fijos de fabricación (CFF).....	53
3.2.2. Gastos generales (VAI).....	54
3.3. Análisis económico del proyecto de inversión .....	55
3.3.1. Retorno sobre la inversión (RSI).....	55
3.3.2. Tiempo de recuperación de la inversión (POT, Pay On Time).....	55
3.3.3. Punto de equilibrio (PE).....	56
3.3.4. Estado de pérdidas y ganancias.....	56
IV. CONSIDERACIONES AMBIENTALES.....	57
V. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	59
5.1. Conclusiones.....	59
5.2. Recomendaciones.....	60
VI. REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS.....	61
VII. LINKOGRAFIA.....	63
VIII. APENDICE.....	64
IX. ANEXO.....	98
Anexo 1.....	100

## INDICE DE FIGURAS

Figura 1.1. Estructura química y tridimensional del amoníaco.....	10
Figura 1.1.2 Principales usos del amoníaco (Gosnell, 2005).....	12
Figura 1.2. Reservas de Gas Natural, Perú.....	15
Figura 1.2.1. Cadena de valor del Gas Natural en la industria petroquímica.....	16
Figura 1.5 Precio de amoníaco anhidro por mes desde 2009 hasta 2018 en el mercado americano.....	20
Figura 1.6.1 Producción estimada – ventas de gas natural en el Perú.....	21
Figura 1.6.2. Proyectos petroquímicos en el Perú.....	23
Figura 2.2. Fuentes de gas de síntesis.....	26
Figura 2.2.2.1 Producción de amoníaco con proceso LCA de ICI.....	30
Figura 2.2.2.2. Producción de amoníaco con bajo consumo de energía.....	31
Figura 2.2.2.3. Producción mejorada de amoníaco de Kellogg Brown & Roots- KAAP.....	32
Figura 2.2.2.4. Producción de amoníaco con presión dual de Krupp Uhde GmbH.....	33
Figura 2.2.2.5. Producción de amoníaco LAC de Linde.....	34
Figura 2.3. Proceso convencional de producción de amoníaco.....	35
Figura 2.4. Esquema simplificado del Proceso LAC de Linde.....	36
Figura 2.4.1.1 Reformador Primario del proceso LCA.....	37
Figura 2.4.1.2. Reactor Shift isotérmico – MT.....	38
Figura 2.4.2.1 Sistema PSA (Pressure Swing Adsorption) de Linde.....	39
Figura 2.4.2.2. Esquema de PSA con 4 lechos de adsorción.....	40
Figura 2.4.3.1. Esquema simplificado de síntesis de amoníaco de Linde.....	41
Figura 2.4.3.2. Sistema Cold Box de producción de nitrógeno de Linde.....	41
Figura 2.5. Proceso simplificado de recuperación de calor en forma de vapor de alta presión en la etapa de producción de hidrógeno por reformación (Jenkins, 2011).....	43
Figura 2.5*. Diagrama de flujo del proceso.....	44
Figura 2.7. Plano de distribución de la planta de producción de amoníaco a partir de gas natural (adaptado y modificado de Srivivasan & Kumar, 2007).....	47
Figura 4 Ingresos y entradas de una planta de producción de amoníaco a partir de Gas Natural desulfurizado.....	58

## INDICE DE TABLAS

Tabla 1.1. Propiedades físicas para el Amoníaco.....	11
Tabla 1.2.2. Composición típica del gas natural en el Perú.....	16
Tabla 1.3.1 Importaciones históricas de fertilizantes nitrogenados en el nuestro país, en toneladas/año.....	18
Tabla 1.3.2 Importaciones históricas de nitrado de amonio grado técnico y grado ANFO ton/año.....	18
Tabla 3.1.2 Activos Fijos Y Capital De Trabajo.....	51
Tabla 3.2.2 Costo De Manufactura Y Costo Unitario.....	54

## RESUMEN

El amoníaco es el segundo producto químico sintético de mayor producción mundial. Su principal aplicación se encuentra en la producción de fertilizantes en la forma de urea o sales de amonio. En el presente trabajo se realizó el estudio de pre-factibilidad de la instalación de una planta industrial de producción de amoníaco a partir de gas natural.

Dentro del Capítulo I se puede verificar el Estudio de Mercado en el que se evaluó el mercado a nivel nacional en base al uso de amoníaco como insumo para la preparación de nitrato de amonio de uso fertilizante y no fertilizante. Como primer resultado se obtuvo que la demanda proyectada de amoníaco para el 2025 llegaría a 1,098 millones de toneladas. En base a satisfacer solo la futura demanda de nitrato de amonio grado ANFO se fijó el tamaño de la planta en 300 000 toneladas por año.

En el Capítulo II se presenta el Estudio de Ingeniería del proyecto. De los distintos procesos de producción de amoníaco a partir de gas natural se escogió el más simplificado y eficiente: Proceso Linde Ammonia Concept (LAC). El proceso LAC consta de tres módulos: producción de hidrógeno alta pureza, producción de nitrógeno alta pureza y producción de amoníaco. Según el balance de masa se produce 0,4628 kg de hidrógeno y 2,587 kg de amoníaco por cada kg de gas natural alimentado. Desde el punto de vista ambiental se debe ejercer control sobre diferentes efluentes de la futura planta de producción de amoníaco.

Finalmente en el Capítulo III se realizó el Estudio Económico-Financiero. Se estableció que la inversión total del proyecto será de 229 113 953 dólares americanos. El costo de producción será de 0,224 dólares americanos por kilogramo de amoníaco. A precio de 0,51 dólares por kilogramo (puesto en fábrica) se obtuvo una tasa de retorno sobre la inversión de 35,87% y 26,26% antes y después de impuestos respectivamente, un periodo de recuperación del dinero de 2,59 años después de impuestos y con un punto de equilibrio de 24,76%. Se concluye finalmente que el proyecto es factible desde el punto de vista de mercado, técnico y económicamente, por lo que se recomienda su instalación.

## ABSTRACT

Ammonia is the second largest synthetic chemical product in the world. Its main application is in the production of fertilizers in the form of urea or ammonium salts. In the present work, the pre-feasibility study of the installation of an industrial plant for the production of ammonia from natural gas was carried out.

Within Chapter I you can verify the Market Study in which the market was evaluated at the national level based on the use of ammonia as an input for the preparation of ammonium nitrate for fertilizer and non-fertilizer use. The first result was that the projected demand for ammonia by 2025 would reach 1,098 million tons. Based on meeting only the future demand for ANFO grade ammonium nitrate, the plant size was set at 300,000 tons per year.

In Chapter II the Project Engineering Study is presented. Of the different processes of production of ammonia from natural gas, the most simplified and efficient one was chosen: Process Linde Ammonia Concept (LAC). The LAC process consists of three modules: high purity hydrogen production, high purity nitrogen production and ammonia production. According to the mass balance, 0,4628 kg of hydrogen and 2,587 kg of ammonia are produced for each kg of natural gas fed. From the environmental point of view, control must be exercised over different effluents from the future ammonia production plant.

Finally, in Chapter III the Economic-Financial Study was carried out. It was established that the total investment of the project will be de 229 113 953 american dollars. The cost of production will be 0,224 dollars per kg of ammonia. At a price of 0,50 dollars per kilogram (placed in the factory), a return on investment rate of 35,87% and 26,26 before and after taxes respectively, was obtained; a recovery period of 2,59 years after taxes and with an equilibrium point of 24,76 %. Finally, it is concluded that the project is feasible from the market point of view, technically and economically, so its installation is recommended.

## INTRODUCCION

El amoníaco ( $\text{NH}_3$ ) es el cimiento de la industria de fertilizantes nitrogenados. A nivel mundial cerca del 89% de la producción de amoníaco es utilizada en fertilizantes, tanto para aplicación directa o convertida en una variedad de fertilizantes nitrogenados sólidos y líquidos. Sin embargo, hay muchas aplicaciones industriales importantes para el  $\text{NH}_3$ : los limpiadores para el hogar están hechos de una solución de  $\text{NH}_3$  al 5 -10% en agua (para formar hidróxido de amonio), por su gran poder de vaporización es utilizado como refrigerante, inhibidor de corrosión, en purificación de fuentes de agua, en la industria de pulpa de papel, en la metalurgia, industria del caucho, en comidas, en bebidas, en textiles, en productos farmacéuticos y en la industria del cuero (IPNI, 2014).

Existen numerosos métodos en la síntesis actual del amoníaco, pero todos ellos derivan del proceso Haber-Bosch original del año 1913. Las modificaciones más importantes están relacionadas con la fuente del gas de síntesis, la diferencia en los procesos de preparación del gas de síntesis y las condiciones de obtención del amoníaco. La fabricación de amoníaco constituye uno de los ejemplos de la industria química pesada. El 77% de la producción mundial de amoníaco emplea Gas natural como materia prima. El 85% de la producción mundial de amoníaco emplea procesos de reformado con vapor (COLCIENCIAS, 2013).

A nivel mundial, la primera planta fue comisionada con una capacidad de 30 MTPD (toneladas métricas por día), mientras que las plantas más grandes de la actualidad pueden producir más de 2 000 MTPD, y en algunos casos, más de 3 000 MTPD de amoníaco. La producción en los años 1945 alcanzó un nivel de 4 500 000 ton/año. Para el 2013 la producción ya llegaba a 135 millones de ton/año, constituyéndose en el segundo insumo químico industrial después del etileno (King, Petersen & Dybkkaer, 2013).

En nuestro país los fertilizantes más utilizados, urea y nitratos son todos provenientes de importación. Por ejemplo, la urea se importa a un ritmo de cerca de 1 000 toneladas por día.

En relación a la urea, existen dos proyectos de gran proporción para ser instalados en nuestro país. El primero es una planta industrial de urea en Ica, con una capacidad de 3 500 toneladas de urea por día para lo cual será necesario cerca de 700 000 toneladas de amoníaco por año y la instalación estaría a cargo de la empresa española Fertiberia (RPP-Economía, 2013). Otro proyecto de urea, está desarrollado por la empresa chilena Olympic Perú INC, que está considerando instalar en el norte del Perú dos plantas de urea con una capacidad de 200 toneladas por día cada una (Gestión, 2013).

Respecto a la producción de Nitratos, existen también dos grandes proyectos. La empresa Nitratos del Perú S.A, tiene en consideración un mega proyecto a ubicarse en el distrito de Paracas (provincia de Pisco) que contempla la producción de 925 TN/día de ácido nítrico y 1 050 TN/día



de nitrato de amonio, para lo cual necesitará 2 060 TN/día de amoniaco (Osinergmin, 2011). El otro proyecto de nitratos es el realizado por Orica Nitratos Perú, quienes en el distrito y distrito de Ilo (Moquegua) tienen proyectado producir 300 000 toneladas por año de nitrato de amonio (SEMANAeconómica, 2010).

Como se puede deducir habrá una gran demanda de amoniaco para el desarrollo de estas plantas de urea y de nitrato de amonio. Teniendo en cuenta que en la actualidad el método más utilizado es la producción de amoniaco a partir de gas natural previa reformatión con vapor se tendría que considerar el potencial que se tiene de reservas probadas de gas natural en la zona de Camisea y en la zona norte del país.

Solo Camisea tiene reservas probadas y posibles que alcanzarían para más de 50 años considerando el desarrollo de plantas petroquímicas. A fines del 2013, las reservas probadas de gas natural en el país, ascienden a 12,70 TCF, de las cuales, las reservas en la zona de selva sur (Lotes 56 y 88) representan el 89%. La Costa Norte tiene el 8% del total de reservas, sin considerar los nuevos descubrimientos en el zócalo de Tumbes (Osinergmin, 2013).

Tecnológicamente, se sigue empleando los principios básicos del proceso Haber-Bosch desarrollado desde 1913. Sin embargo en el transcurso de los años se ha ido mejorando y optimizando el proceso para mejorar el rendimiento, disminuir el consumo de energía, condiciones menos exigentes de reacción, reactores más eficientes y rápidos, y otros factores que hacen que el precio del amoniaco sea altamente competitivo. Por ejemplo en el caso de consumo de energía de los 40-60 GJ/TM de amoniaco que se consumía en las primeras plantas alimentadas con gas natural en la actualidad se consume entre 30 -40 GJ/TM. Los nuevos catalizadores trabajan a temperaturas y presiones más bajas que los primeros catalizadores (EFMA, 2014).

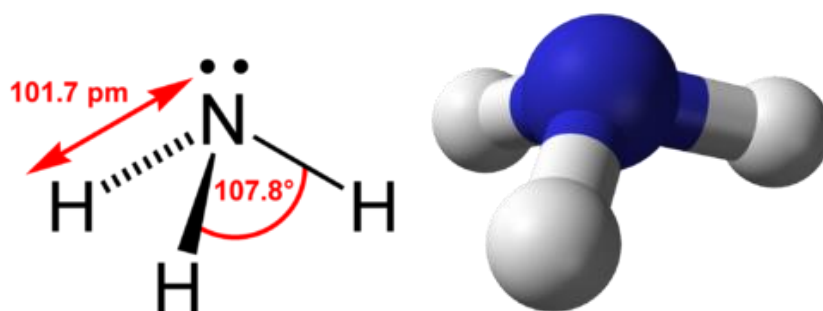
Por lo tanto, teniendo suficiente materia prima y una gran demanda de amoniaco, se ha considerado emplear nuevas tecnologías para desarrollar este estudio de pre-factibilidad de instalar una planta de producción de amoniaco a partir de gas natural.

# I. ESTUDIO DE MERCADO

## 1.1 DEFINICION DEL PRODUCTO: AMONIACO

El amoníaco es un gas incoloro de olor muy penetrante. Ocurre naturalmente y es también manufacturado. Se disuelve fácilmente en el agua y se evapora rápidamente. Generalmente se vende en forma líquida. La cantidad de amoníaco producido industrialmente cada año es casi igual a la producida por la naturaleza. El amoníaco es producido naturalmente en el suelo por bacterias, por plantas y animales en descomposición y por desechos animales. El amoníaco es esencial para muchos procesos biológicos. La mayor parte del amoníaco producido en plantas químicas es usado para fabricar abonos. El resto es usado en textiles, plásticos, explosivos, en la producción de pulpa y papel, alimentos y bebidas, productos de limpieza domésticos, refrigerantes y otros productos. También se usa en sales aromáticas (ATSDR, 2002).

Según la teoría de repulsión entre pares de electrones de la capa de valencia, los pares electrónicos de valencia del nitrógeno en la molécula se orientan hacia los vértices de un tetraedro, distribución característica cuando existe hibridación  $sp^3$ . Existe un par solitario, por lo que la geometría de la molécula es piramidal trigonal (grupo puntual de simetría  $C_{3v}$ ). En disolución acuosa se puede comportar como una base y formarse el ion amonio,  $NH_4^+$ , con un átomo de hidrógeno en cada vértice de un tetraedro. En la Figura 1.1 se representa la estructura química y la estructura tridimensional del amoniaco.



Fuente: Appl, 2006.

Figura 1.1 Estructura química y tridimensional del amoniaco.

La molécula de amoniaco presenta átomos de hidrógeno unidos a un átomo de nitrógeno, que es muy pequeño y electronegativo, lo que facilita la formación de enlaces intermoleculares de hidrógeno.

Según la teoría de Brönsted-Lowry base es toda sustancia capaz de captar la especie  $H^+$ , por ello el amoníaco se va a comportar como una base, captando protones y dando lugar a la formación del ion amonio



Al igual que cualquier base reacciona con los ácidos para formar sales (reacción de neutralización)



Este carácter básico puede explicarse también mediante la teoría de Lewis, ya que el átomo de nitrógeno tiene un par de electrones sin compartir que pueden ser cedidos a otros compuestos, explicándose también de esta manera la formación del ion amonio. En disolución acuosa, el amoníaco, libera iones  $OH^-$



El valor de la constante de equilibrio nos indica que se trata de una base débil. Industrialmente se vende como gas comprimido con una pureza de 99,5%.

### 1.1.1 Propiedades físicas del amoníaco

En condiciones de temperatura y presión ambiente el Amoníaco Anhidro es un gas incoloro, sofocante, de olor irritante y altamente irritante; su olor es familiar al público en general debido a que se emplea en productos de limpieza en forma de soluciones acuosas. Es más liviano que el aire y posee características de inflamabilidad. Es fácilmente comprimido hasta condensar como líquido transparente a condiciones de 10 atmósferas y  $25^\circ C$ . El Amoníaco Anhidro en cualquiera de sus presentaciones es higroscópico. La Tabla 1.1 presenta las principales propiedades físicas del amoníaco.

Tabla 1.1. Propiedades físicas para el Amoníaco

propiedades	valor
Estado físico	Gas, puro Líquido, solución
Peso molecular (g/mol)	17,03
Punto de ebullición ( $^\circ C$ , 760 mm Hg)	-33,35
Punto de fusión ( $^\circ C$ )	-77,7
Presión de vapor (mm Hg)	6 080 ( $20^\circ C$ anhidro) 447 ( $20^\circ C$ aq al 28%)
Gravedad especifica (Agua = 1)	0,6818 (líquido a $-33,35^\circ C$ )
Densidad del vapor (Aire = 1)	0,59

Velocidad de evaporación (acetato de butilo = 1)	No disponible
Constante de Ley de Henry (atm*m <sup>3</sup> /mol)	1,6 x 10 <sup>-5</sup> ; 25°C
Solubilidad en Agua (g/ml)	0°C 895 g/litro 20°C 529 g/litro 40°C 316 g/litro 60°C 168 g/litro
Límites de inflamabilidad (% vol)	16% - 25%
Punto de inflamación (°C)	No disponible
pH	11,6; solución acuosa 1N

OMS, 2003.

### 1.1.2 Aplicaciones y Usos

La mayoría del Amoniaco producido se usa con fines agrícolas, ya sea por aplicación directa o como intermediario en la producción de fertilizantes. El Amoniaco y los compuestos de Amonio usados en fertilizantes representan cerca del 89% del Amoniaco producido comercialmente. El uso directo del Amoniaco puede caer en las siguientes categorías: Amoniaco Anhidro 30%, soluciones de urea/nitrato de Amonio 24%, urea 17,5%, nitrato de Amonio 5%, sulfato de Amonio 2% y otras formas 21,5%. Muchos compuestos de Amonio y Ácido Nítrico se usan directamente en la producción de fertilizantes. Las proporciones pequeñas de Amoniaco producido no incorporado en fertilizantes se usan como inhibidor de corrosión, en la purificación de fuentes de agua, como componente de limpiadores domésticos y en la industria de refrigerantes. Se usa en las industrias de pulpa de papel, de la metalurgia, del caucho, de comidas y bebidas, de los textiles, de productos farmacéuticos y en las industrias del cuero (OMS, 2003).

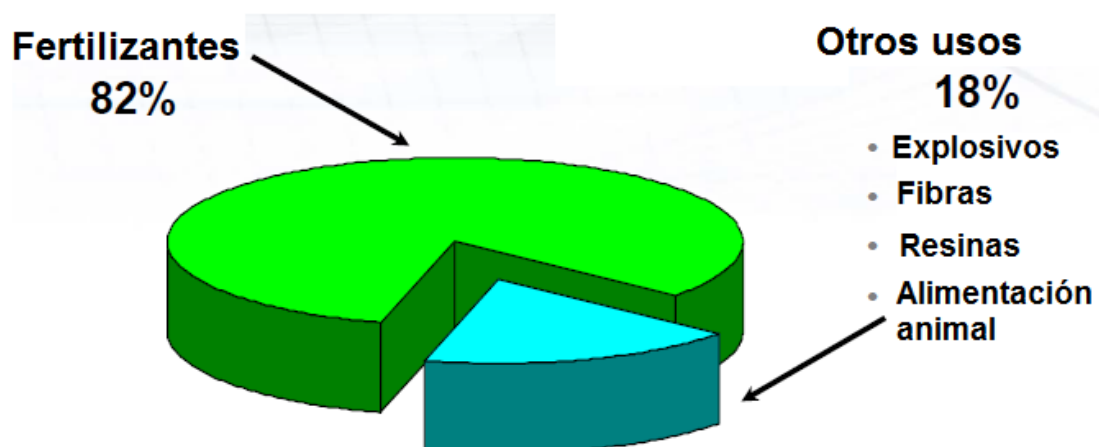


Figura 1.1.2. Principales usos del amoniaco (Gosnell, 2005)

### 1.1.3 Almacenamiento y transporte

De acuerdo al boletín de PEMEX, Petroquímica, “Uso seguro del amoníaco” recomienda:

- Cilindros metálicos, auto tanques, carro tanques y tanques portátiles para gases licuados bajo presión
- Material de acero. No se permiten aleaciones de cobre, plata o zinc.
- No deberán presentarse señales de abuso físico, deformaciones, abolladuras, fracturas, laminaciones.
- Los recipientes deben inspeccionarse y probarse periódicamente, registrando los resultados obtenidos.
- Contarán con una placa que los identifique con los datos siguientes: especificación, presión de servicio, N° de serie, fechas de construcción y de última prueba.
- Las mangueras para carga y descarga de camiones deben sustituirse si cuentan con tres años de servicio, aunque aparenten estar en buen estado.
- Debe contar con las siguientes señales de clasificación de riesgo.

### Clasificación de Riesgo



## 1.2 MATERIA PRIMA PRINCIPAL: GAS NATURAL

Tal como lo mencionan diferentes fuentes bibliográficas, el gas natural constituye por una marcada diferencia la materia prima más económica, obteniendo el consumo más bajo de energía y requiriendo la menor inversión (Bartels, 2008).

En la actualidad, es obvio que no hay alternativa para otras fuentes de materia prima que pueda competir con la reformación del gas natural con vapor. Solo bajo circunstancias especiales, por ejemplo, en cooperación con una refinería, podría justificarse la oxidación parcial de los residuos pesados.

En nuestro país, tenemos una fuente de gas natural que está siendo transportada de Camisea a la costa. Es muy importante para nuestra economía el equilibrar nuestra balanza comercial y, además, generar puestos de trabajo; de otro lado, se estaría agregando un valor agregado al gas natural, aprovechándolo en un valor productivo, en lugar de simplemente

exportarlo o convertirlo en energía eléctrica. Nuestra balanza comercial se vería beneficiada en vista del cese de importaciones de fertilizantes y del inicio de exportaciones de amoníaco y derivados al exterior.

En nuestro país no tenemos otra fuente de hidrocarburos tan considerables y baratos como el Gas Natural de Camisea, y deberá ser nuestro objetivo el aprovecharlo al máximo económicamente. El estado garantiza tarifas diferenciadas para el gas tanto para generadores eléctricos como para las diferentes industrias.

Además de Camisea se dispone de gas natural en Talara-Paita-Piura, y además Aguaytía. El yacimiento de Aguaytía está ubicado en el Lote 31C de Curimanà, departamento de Ucayali, aproximadamente a 75 km del oeste de la ciudad de Pucallpa y cuenta con reservas probadas de 0,44 TCF de GN y 20 MMBls (Millones de Barriles) de LGN. Respecto a los yacimientos de la costa y el zócalo norte las reservas probadas de GN en esta región aumentaron de 0,2 a 1,0 TCF, y el total de reservas (probadas más probables y posibles) aumento de 1,5 a 2,3 TCF. Camisea es la zona con más cantidad de gas natural, el Lote 88 en el 2013 presento reversas probadas de 10,2 TCF, mientras que el lote 56 llegó 2,8 TCF en el 2010. En la Figura 1.2 se grafica las reservas probadas, probables y posibles a nivel nacional, desde el 2005 al 2017.

Solo de Camisea se dispone de una capacidad garantizada de 450 MMPCD (millones de pies cúbicos por día), mientras que el consumo actual es 101,5 MMPCD entre exportaciones (83%), usos industriales (13,3%) y regulados (3,3%).

De acuerdo con el artículo 77° de la Ley Orgánica de Hidrocarburos, el precio de los hidrocarburos se rige por la oferta y la demanda; es decir, no se encuentra regulado. Así, los precios del GN que se extraen de los yacimientos de la Costa Norte y de Aguaytía son fijados por las propias empresas que los explotan. Sin embargo, para el caso del GN extraído del Lote 88 de Camisea, el precio en boca de pozo se encuentra sujeto a topes máximos establecidos en el contrato de licencia de explotación firmado entre el Consorcio Camisea y el Estado peruano. De acuerdo con dicho contrato, el precio base máximo para los generadores eléctricos es US\$ 1,0 MMBTU (Millones de unidades térmicas Británicas), con el objetivo de promover el uso del gas en el sector eléctrico, mientras que para otros usuarios es 1,8 US\$/MMBTU. Los precios de transporte y distribución llegan a representar 0,79 y 0,13 para generadores y 1,13 y 0,17 US\$/MMBTU para otros. Cabe mencionar que, mediante carta PPCGG- 06-0083 del 6 de setiembre de 2006, Pluspetrol se comprometió a mantener un precio máximo de 0,8 US\$/MMBTU para el GNV por un periodo de seis años, lo que finalizó en 2012. Incluso aplicaron la oferta consistente que a los primeros clientes les otorgaban un descuento de 63% en el precio de gas en boca de pozo (OSINERGMIN; 2014).

Los precios aplicados al gas natural a boca de pozo para generadores eléctricos para enero del 2017 llegó a un promedio de 1,5822 US\$/MMBTU (OSINERGMIN, 2018).

Teniendo en cuenta el interés nacional de promover el desarrollo de plantas industriales a partir del gas natural, para el proyecto se considera solo el precio del gas con descuentos especiales, y en promedio será 1,6 US/MMBTU. A pesar que el contenido de compuestos de azufre es mínimo se considera que el gas natural desulfurizado llegará a la planta a un precio de 1,7 US\$/MMBTU.

Debe conocerse que 1 MMBTU equivale a 28 m<sup>3</sup> de gas natural o 10 kg de GLP (Ramírez, 2005). Ver Anexo.

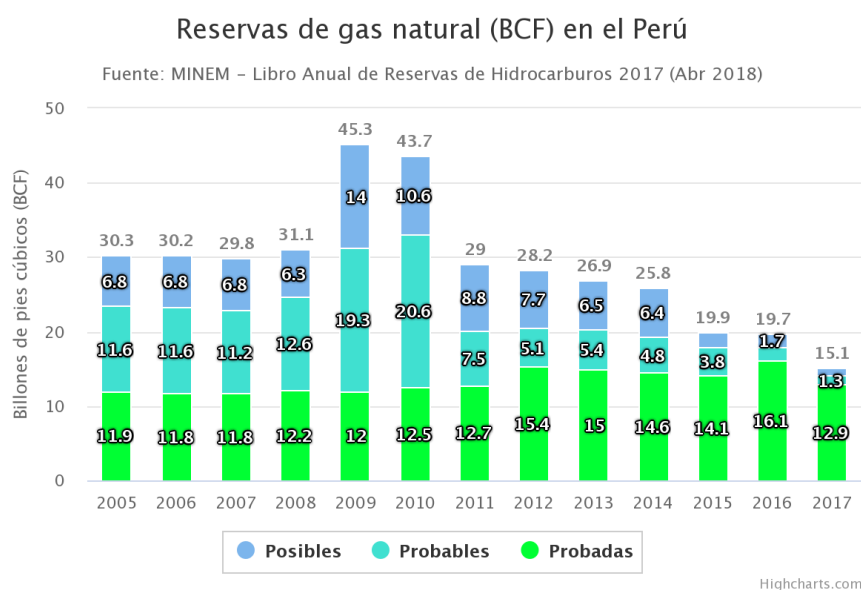


Figura 1.2. Reservas de Gas Natural, Perú.

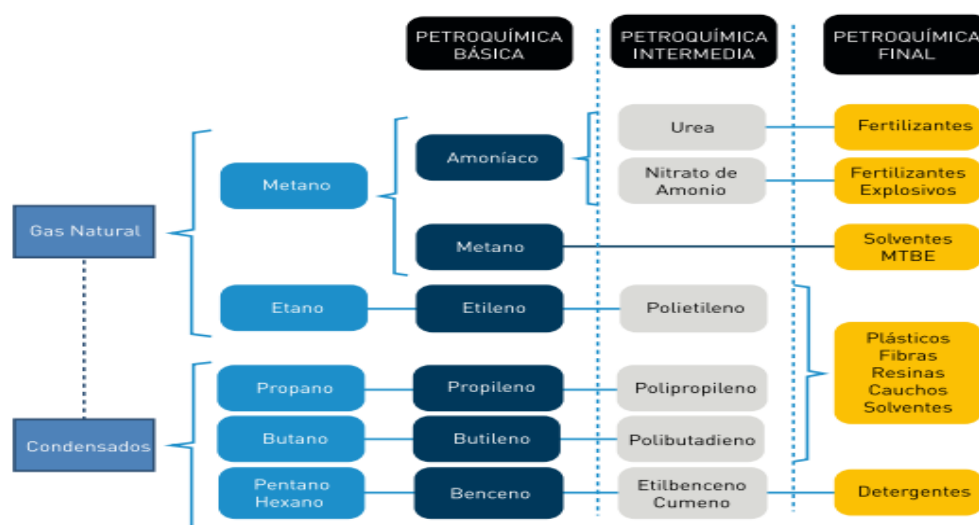
### 1.2.1 Cadena de valor del gas natural en la industria petroquímica

La petroquímica es el proceso industrial mediante el cual se transforman, de manera irreversible y profunda en un nivel molecular, las sustancias componentes del GN, del petróleo crudo o de sus derivados. Así, se obtienen nuevas sustancias totalmente diferentes denominadas productos petroquímicos básicos, intermedios y/o finales.

Según el nivel de transformación, la petroquímica se puede clasificar en tres grandes fases: (i) básica, (ii) intermedia y (iii) final. En la primera se transforman los componentes del GN, de los condensados de GN, del crudo o derivados de petróleo, para obtener productos que serán utilizados como insumos para otros procesos industriales, denominados petroquímica intermedia, o empleados directamente por el usuario final (amoníaco, metanol, etileno, etc.).

En la fase intermedia existe un valor agregado mayor al producir sustancias que son comercializadas a granel, como insumo para la petroquímica final, entre las cuales destacan urea, nitrato de amonio, polietileno, etc. Por último, en la etapa de final se alcanza el valor agregado último de esta industria mediante la producción de bienes directamente demandados por el consumidor final, como fertilizantes, explosivos, plásticos y detergentes. La inmensa variedad de estos productos finales se puede clasificar en cinco grandes grupos: (i) plásticos y fibras sintéticas,

(ii) solventes MTBE, (iii) fertilizantes nitrogenados, (iv) detergentes y (v) explosivos. A continuación, se muestra la Figura 1.2.1, donde se detalla la cadena de valor de la industria petroquímica, indicando cada una de las fases mencionadas.



Fuente: OSINERGMIN, 2014.

Figura 1.2.1. Cadena de valor del Gas Natural en la industria petroquímica

### 1.2.2 Características del gas natural de Camisea

El GN comercial es una mezcla de hidrocarburos simples que se encuentra en estado gaseoso y está compuesta, aproximadamente, por 95% de metano (CH<sub>4</sub>), la molécula más simple de los hidrocarburos. Es una de las fuentes de energía más limpias y respetuosas con el medio ambiente, ya que contiene menos dióxido de carbono y produce menores emisiones a la atmósfera.

La composición del gas de Camisea se resume en la Tabla 1.2.2 y a diferencia de una gas natural promedio este contiene sólo 90,27% de metano.

Tabla 1.2.2. Composición típica del gas natural en el Perú

componente	% mol
Nitrógeno	0,1541
CO <sub>2</sub>	0,5320
Metano	90,2791
Etano	4,0699
Propano	1,8627
Iso-butano	0,7231
n-butano	0,9068
iso-pentano	0,4980
n-pentano	0,3007
hexano	0,6736

Fuente: Gómez, 2010.



Los valores presentados, en especial en el contenido de metano, coincide con el valor de 90% de metano reportado en el informe de OSINERGMIN del 2015 y que se presenta en el anexo.

### **1.3 ANALISIS DEL MERCADO**

Como el 85% del consumo de nitrógeno mundial es destinado a fertilizantes, puede esperarse que la producción de amoníaco debiera desarrollarse aproximadamente en proporcional al crecimiento de la población mundial. Esto implica la necesidad de mejorar la eficiencia de plantas antiguas y el desarrollo de nuevos proyectos basados en el gas natural como materia prima, con mucha más razón siendo Camisea una realidad en nuestro país.

El estado peruano con la ley de promoción y desarrollo de la industria del gas natural fomenta la inversión a los proyectos industriales que usen el gas natural ya sea como combustible o materia prima.

Además, según estudios que realizó la SHELL tenemos reservas energéticas muchos mayores a las de Brasil, Colombia, Ecuador y Chile, siendo estos países importadores de amoníaco de países lejanos a sus fronteras, por lo cual su costo es alto, y de implantarse la industria del amoníaco en nuestro país estos países vecinos serían clientes potenciales (Grupo Propuesta Ciudadana, 2012). De esta manera nos convertiríamos de exportadores de GLN a usuarios del gas para obtener un insumo industrial muy importante como es el amoníaco.

A pesar de la alternativa de exportar amoníaco, el estudio de mercado del presente proyecto se hace en base al consumo en el Perú de fertilizantes como el nitrato de amonio, la urea y otros que necesitan para su producción el amoníaco. La razón principal es que todos los fertilizantes nitrogenados son importados, y la disposición de amoníaco para su producción evitaría la salida de divisas de nuestro país.

#### **1.3.1 Importaciones históricas de fertilizantes nitrogenados**

Teniendo en cuenta que no existe producción de fertilizantes nitrogenados, la demanda de estos es igual a las importaciones y se resume las importaciones históricas en la Tabla 1.3.1. Debe notarse que el nitrato de amonio tuvo altos consumos en los años 2007 al 2008, después del cual su consumo disminuyó y recién se ha recuperado y ha tenido un crecimiento sostenido desde el 2009. En cambio, la urea y el sulfato de amonio con pequeños altos y bajos su crecimiento en el consumo ha sido más constante. Estos datos nos permiten proyectar el consumo de fertilizantes y luego determinar la necesidad de amoníaco dentro de los próximos 10 años.

Tabla 1.3.1 Importaciones históricas de fertilizantes nitrogenados en el nuestro país, en toneladas/año.

<b>AÑO</b>	<b>NITRATO DE AMONIO (ton)</b>	<b>UREA (ton)</b>	<b>SULFATO DE AMONIO (ton)</b>
2006	62 459	295 422	63 128
2007	123 541	368 191	94 830
2008	118 367	277 036	113 473
2009	24 186	425 205	104 745
2010	32 415	317 628	128 037
2011	31 140	383 547	121 989
2012	44 614	405 676	145 472
2013	53 326	367 542	181 552
2014	94 586	341 863	134 223
2015	101 090	424 277	188 024

Fuente: Gutiérrez, 2013 (datos hasta el 2012)  
AgrodataPeru, 2016 (del 2013 al 2015)

### 1.3.2 Importaciones históricas de nitrato de amonio grado técnico y grado anfo

A diferencia del nitrato de amonio grado fertilizante, los otros grados comerciales, es decir grado técnico y grado ANFO, han tenido un crecimiento sostenido y la tendencia es al aumento, en especial al nitrato de amonio grado ANFO que se utiliza en la minería. De igual forma, al no haber producción, la demanda de estos productos es igual a sus importaciones.

Tabla 1.3.2 Importaciones históricas de nitrato de amonio grado técnico y grado ANFO, ton/año.

<b>AÑO</b>	<b>NITRATO DE AMONIO GRADO TECNICO (ton)</b>	<b>NITRATO DE AMONIO GRADO ANFO (ton)</b>
2006	36 927	119 183
2007	52 272	144 278
2008	56 289	153 036
2009	52 794	142 037
2010	98 047	149 691
2011	134 553	145 064
2012	97 675	202 165
2013	102 472	217 482
2014	89 444	250 734
2015	145 367	272 828

Fuente: Gutiérrez, 2013 (hasta 2012) Cámara de Comercio de Lima, 2016 (del 2013 al 2015)

<http://www.camaralima.org.pe/RepositorioAPS/0/0/par/BOLETINEXPO2015-12/BOLETINEXPODIC2015.pdf>

### 1.3.3 Proyección de la demanda de fertilizantes nitrogenados

Con los datos históricos de las importaciones de los fertilizantes nitrogenados se proyecta la demanda de estos productos para dentro de 10 años en nuestro país.

Para el año 2025 se obtuvo las siguientes proyecciones:

- Nitrato de amonio fertilizante: 230 000 toneladas
- Urea: 490 000 toneladas
- Sulfato de amonio: 290 000 toneladas

### 1.3.4 Proyección de la demanda de nitratos de amonio no fertilizante

El resultado de las proyecciones realizadas en el Apéndice se obtuvo los siguientes valores para el año 2025:

- Nitrato de amonio grado técnico: 235 000 toneladas
- Nitrato de amonio grado ANFO: 410 000 toneladas

### 1.3.5 Proyección del equivalente de amoníaco

El total de nitrato de amonio de los diferentes grados asciende a 875 000 toneladas. Los consumos específicos en teoría para los diferentes compuestos que requieren amoníaco son (Janampa, 2008):

Urea: 0,566 kg de amoníaco por kg de urea

Nitrato de amonio: 0,4250 kg de amoníaco por kg de nitrato de amonio

Nitrato de amonio: 0,7875 kg de ácido nítrico por kg de nitrato de amonio

Sulfato de amonio: 0,1478 kg de amoníaco por kg de sulfato de amonio

Además, se necesita 0,2698 kg de amoníaco por kg de ácido nítrico.

Con los cálculos realizados en el Apéndice se concluye que para la producción de distintos productos que requieren amoníaco se necesitará 878 309 toneladas. De este total sólo para nitrato de amonio en las diferentes presentaciones se necesitará 557 784 toneladas. Se deduce que para nitrato de amonio grado ANFO se necesitará 261 361 toneladas de amoníaco. Para urea y sulfato de amonio se necesitará 277 663 y 42 862 toneladas respectivamente.

### 1.3.6 Demanda proyectada insatisfecha de amoníaco

Si se tiene en cuenta que no hay producción de amoníaco en nuestro país entonces se deduce que la oferta actual y proyectada es nula, y por lo tanto la demanda proyectada insatisfecha es igual que la demanda proyectada cuyos datos se presenta en el ítem 1.3.5.

Debe aclararse que en la proyección realizada se ha considerado el amoníaco necesario para fertilizantes nitrogenados, nitrato de amonio grado técnico y grado ANFO, y no se ha

considerado otros usos del amoníaco los cuales representan 20%. Entonces haciendo el cálculo la demanda total sería de 1 097 886 toneladas de amoníaco para el año 2025.

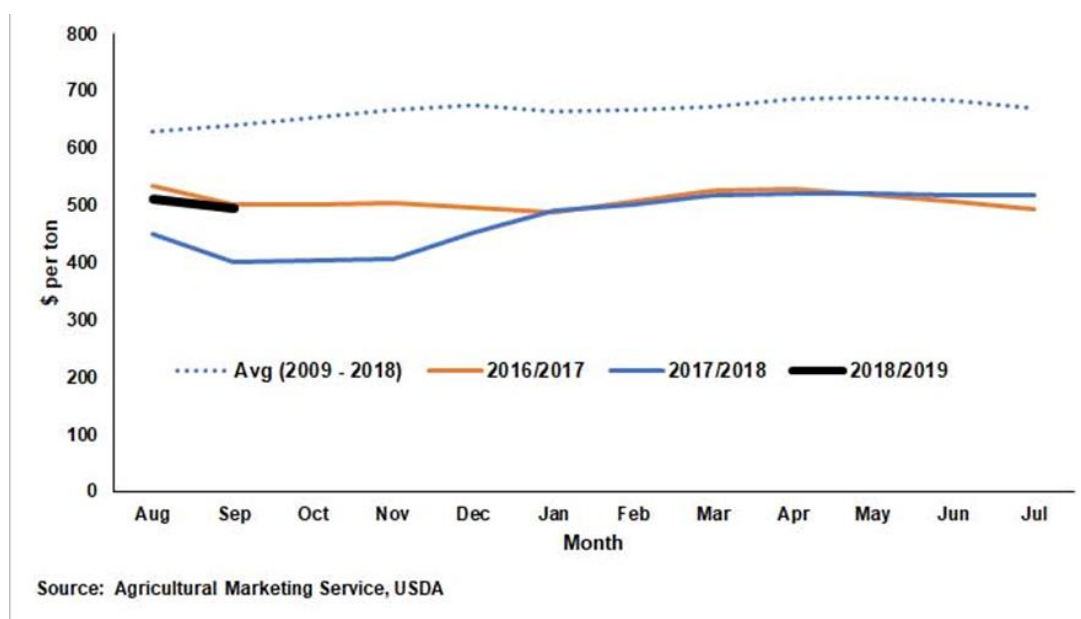
## 1.4 COMERCIALIZACION

Por ser un insumo industrial, se utilizara un solo canal de distribución. Las ventas se harán directamente a la planta adjunta de productos en base a amoníaco, como son los fertilizantes, y otros.

## 1.5 PRECIO DEL AMONIACO

Según reporte de QuimiNet.com al 2016 el precio del amoníaco puesto en puerto Callao varía entre 400 a 500 dólares americanos la tonelada. Sin embargo debe tenerse en cuenta que este precio está influenciado por la disminución en el precio del barril del crudo y del gas natural. Ver **ANEXO 1**.

En el mercado americano el precio de agosto 2018 llego a un valor de 512 dólares la tonelada. El precio promedio desde 2009 al 2018 tiene una variación de 620 a 660 dólares la tonelada. Ver Figura 1.5



<https://farmdocdaily.illinois.edu/2018/09/fertilizer-prices-higher-for-2019-crop.html>

Figura 1.5. Precio de amoníaco anhidro por mes desde 2009 hasta 2018 en el mercado americano.

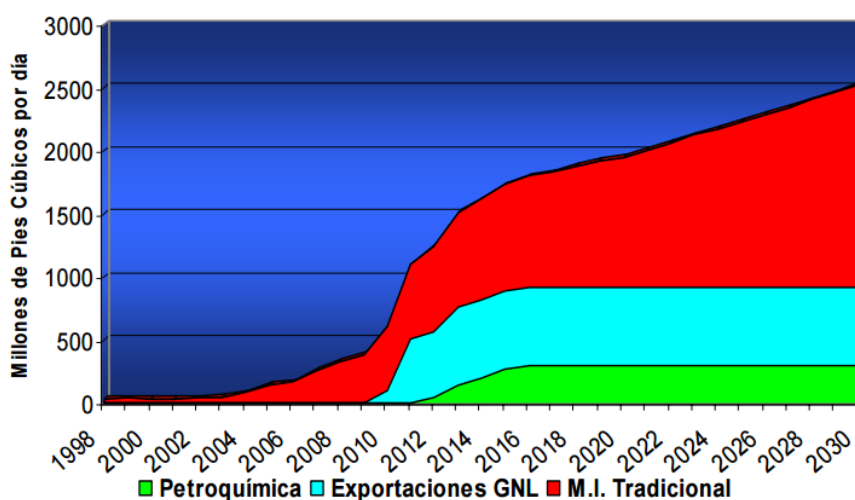
Para el proyecto se va a considerar un precio puesto en fábrica de 510 dólares americanos por tonelada, sin IGV.

## 1.6 TAMAÑO DE LA PLANTA INDUSTRIAL

A continuación se pasa a analizar los distintos factores que influyen en la determinación de la futura planta industrial de amoniaco.

**Tamaño de planta y demanda:** De acuerdo a las proyecciones la demanda de amoniaco para distintos productos para el 2025 será de 878 309 toneladas y adicionando amoniaco para otros usos llegaría a una demanda de 1 097 886 toneladas. Las proyecciones no incluyen fertilizantes para países vecinos. Entonces la demanda no es un factor que limita el tamaño de planta.

**Tamaño de planta y materia prima:** La materia prima principal es el gas natural. En nuestro país se dispone en tres lugares: zona norte en Talara, en Aguaytía y en Camisea. Solo en Camisea a enero del 2015 las reservas probadas ascendieron a 17,4 trillones de pies cúbicos (TCF). Estas cifras concuerdan con las proyecciones realizadas por Perú Petro. Para el desarrollo de una industria petroquímica que incluye la producción de polímeros, fertilizantes nitrogenados y otros el gas necesario está reservado y por lo tanto no constituye un factor limitante. Ver Figura 1.6.1



Fuente: Perú-Petro, 2014.

Figura 1.6.1 Producción estimada – ventas de gas natural en el Perú

**Tamaño de planta y tecnología:** El 77% de la producción mundial de amoniaco emplea gas natural como materia prima. El 85% de la producción mundial de amoniaco emplea procesos de reformado con vapor (Colciencias, 2013). Por lo tanto la tecnología es ampliamente conocida, y las tendencias modernas es el ahorro de energía en el procesamiento y el uso de temperaturas y presiones más bajas que los valores tradicionales.

**Tamaño de planta y financiamiento:** El gobierno peruano en el 2007 publico la Ley de Promoción para el desarrollo de Industria Petroquímica, Ley N° 29163, y el actual gobierno tiene en su plan de gobierno la acción estratégica: “Promover el desarrollo de la industria petroquímica a partir del metano y etano. Impulsar el desarrollo del complejo petroquímico, asegurando el

suministro y el transporte de los insumos correspondientes a precios competitivos, así como la infraestructura básica que estas inversiones suponen”. Por lo tanto este tampoco es un factor limitante.

**Tamaño de planta y organización:** la industria petroquímica es una industria con una gran organización. Se tiene la experiencia de grandes plantas industriales como las de Petroperú. No es factor limitante.

**Elección del tamaño de la planta:** Para la elección del tamaño definitivo de planta se va considerar algunos proyectos de producción de amoníaco que se mencionan por diferentes empresas:

- Empresa Fertibería: con posibilidad de ubicar una planta en Piura o en Pampa Melchorita en Pisco, proyecta producir 1,1 millones de toneladas al año de amoníaco, de las cuales 700 000 ton se usaría para producir urea y 400 000 ton para producir nitrato de amonio grado ANFO. Para urea contempla mercados de Perú, Ecuador, Colombia, México y Estados Unidos. Para el ANFO el mercado sería la minería peruana y chilena (RPP Noticias, 28 enero del 2013).
- Nitratos del Perú: tiene en proyecto 700 000 toneladas de amoníaco por año para producir 925 ton/día de ácido nítrico y 1 050 ton/día de nitrato de amonio (350 000 toneladas/año). Inversión estimada de 650 millones de dólares. El proyecto se localiza en el distrito de Paracas, provincia de Pisco, Región Ica.
- Olympic: tiene un proyecto a desarrollarse en Piura, con una inversión de 45 millones de dólares para procesar 3,8 MMpc por día de gas para producir 50 000 toneladas de amoníaco al año, que servirán para producir 70 000 toneladas de urea (BN américas, 2015).
- CFI: tiene proyectado una planta de amoníaco y urea en San Juan de Marcona producirá 750 000 ton/año de amoníaco y 1,3 millones ton/año de urea. El consumo de gas será 99 millones de pies cúbicos por día. La inversión estaría entre 1 500 a 2 000 millones de dólares.
- Orica Nitratos del Perú: empresa dedicada al rubro de explosivos tiene planificado producir 300 000 toneladas/año de nitrato de amonio grado ANFO usando el excedente de amoníaco de la empresa CFI.
- Enaex – Brescia: tienen proyectado producir 700 000 toneladas/año de amoníaco y 350 000 toneladas de nitrato de amonio, exportando el amoníaco excedente. La instalación de esta planta sería en la región de Paracas (Ica) y costaría cerca de 650 millones de dólares (El Comercio, 13 julio del 2015).



Fuente: El Comercio, 13 de julio del 2015.

Figura 1.6.2. Proyectos petroquímicos en el Perú

De los datos anteriores se deduce que un mercado seguro es el nitrato de amonio grado ANFO que puede servir para la minería peruana y chilena y no se tendría riesgo alguno para su venta. De los datos calculados, el nitrato de amonio grado ANFO corresponde al 46,857% de todos los nitratos estudiados, por lo tanto para este tipo de nitrato se necesitará 261 361 toneladas.

Para tener un tamaño de planta comercial se instalará una planta de 300 000 toneladas de amoniaco al año. Todo remanente se puede ofertar para otros usos como es la producción de materiales de limpieza, refrigeración, etc.

La capacidad definida en una operación continua de 8 000 horas al año corresponde a una producción horaria de 37 500 kg/hr

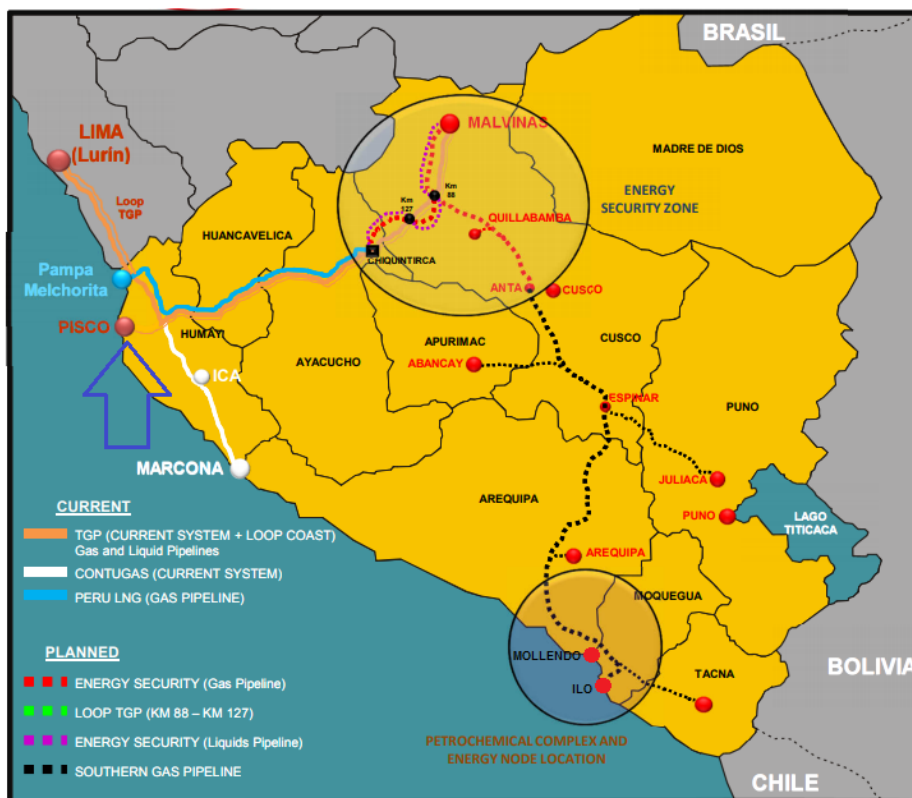
## 1.7 UBICACIÓN DE LA PLANTA

El factor principal para la ubicación de una planta de producción de amoniaco es la cercanía a la fuente de materia prima que en este caso es el gas natural. La razón principal es que el transporte del gas natural es costoso y necesita tuberías y compresoras que operan a alta presión.

El otro factor importante es el mercado. El amoniaco es un insumo industrial y se proveerá directamente al consumidor final que es la industria petroquímica que lo utilizará para producir urea o nitratos. En caso de no haber consumidores directos se tendrá que exportar y por este motivo tiene que estar cerca de un puerto de embarque.

El gobierno peruano con la finalidad de promover la industria petroquímica ha instalado y sigue instalando gaseoductos que llevan el gas natural a la costa del Perú donde estarían ubicado los complejos petroquímicos.

En la actualidad existen gaseoductos como el que llega a San Juan de Marcona y la provincia de Ica y transporta 200 MMPCD. Otro gaseoducto es el Andino del Sur que lleva gas desde Camisea a Cuzco, Arequipa, Puno, Ilo, Moquegua y Tacna.



De acuerdo a la distribución de gas natural se tiene que Pisco, Ica, Marcona, Arequipa, Mollendo e Ilo tendrían asegurado el abastecimiento de materia prima para el desarrollo del proyecto. De acuerdo a las proyecciones de complejos petroquímicos se tiene que tener en cuenta que existen tres grandes proyectos: Nitratos de Perú en Pisco para la producción de 340 mil toneladas de ácido nítrico y 390 mil toneladas de nitrato de amonio; CF Industries en Ica para la producción de 3 850 toneladas de urea; y Braskem-Petroperú en Ilo para la producción de polietilenos, urea, metanol, aromáticos y otros.

Por la cercanía a puerto de embarque, y en especial porque el proyecto contempla la producción de ácido nítrico y nitrato de amonio, grandes consumidores de amoniaco, se decide que la futura planta de amoniaco se instalará en las cercanías del puerto de Pisco.

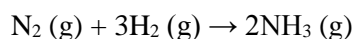


## II. INGENIERIA DEL PROYECTO

En esta sección se detalla el proceso de producción de amoníaco previa selección del proceso. En base a esa descripción se prepara el diagrama de flujo para realizar el balance de masa y energía. Inmediatamente, se selecciona o diseña los principales equipos de proceso. Finalmente se hace la distribución de la planta.

### 2.1 ALTERNATIVAS TECNOLÓGICAS PARA LA PRODUCCIÓN DE AMONIACO.

Existen actualmente varios métodos para la síntesis de amoníaco, todos ellos se fundamentan en el proceso Haber-Bosch original. El proceso consiste en la reacción directa entre el nitrógeno y el hidrógeno gaseosos, en presencia de un catalizador de hierro:



Es una reacción exotérmica por lo que las temperaturas excesivamente altas no favorecen la formación del producto. Sin embargo a la velocidad que se forma el  $\text{NH}_3$  a temperatura ambiente es casi nula. Es una reacción muy lenta, puesto que tiene una elevada energía de activación, consecuencia de la estabilidad del  $\text{N}_2$ . La solución de Haber al problema fue utilizar un catalizador y aumentar la presión, ya que esto favorece la formación del producto.

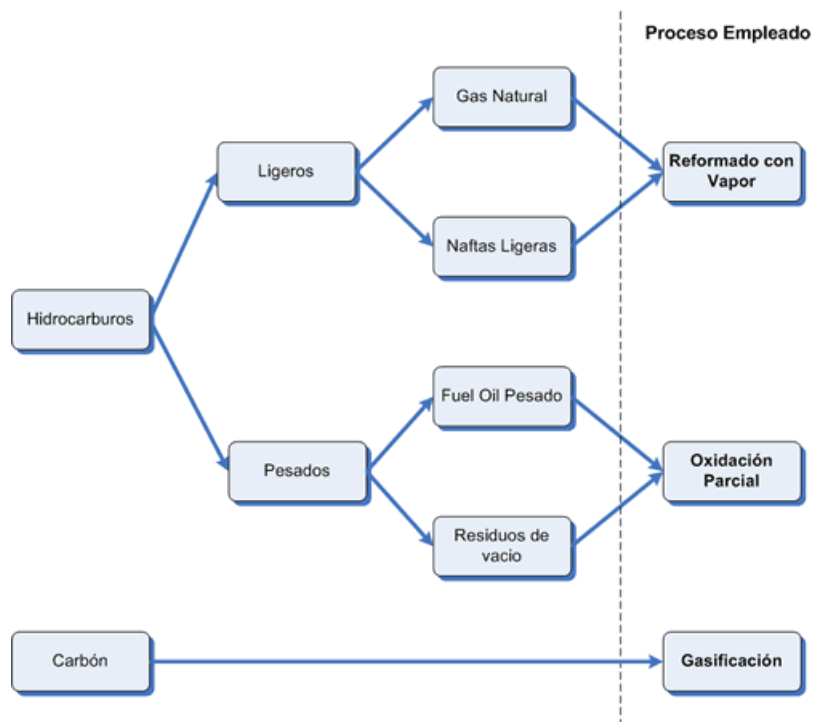
Las modificaciones más importantes están relacionadas con la fuente del gas de síntesis, la diferencia en los procesos de preparación del gas de síntesis y las condiciones de obtención del  $\text{NH}_3$ . (Ver Figura 2.2).

Se conoce que el 77% de la producción mundial de amoníaco emplea gas natural como materia prima. El 85% de la producción mundial de amoníaco emplea procesos de reformado con vapor.

### 2.2. MÉTODOS PARA LA MANUFACTURA DE AMONIACO

El amoníaco es un compuesto de nitrógeno e hidrogeno en la proporción molar de 1:3. El proceso de manufactura, dependiendo de la materia prima usada, comprende cuatro pasos sucesivos:

- Gasificación
- Conversión de CO
- Purificación del gas
- Síntesis



Fuente: textos Cientificos.com

Figura 2.2. Fuentes de gas de síntesis

### 2.2.1 Procesos tradicionales de producción de amoníaco

#### ➤ Proceso de Electrolisis

Agua purificada es utilizada como materia prima en el proceso de electrolisis. Hidróxido de potasio es adicionado para incrementar la conductividad, pero no participa en la reacción. Los componentes químicos del agua, es decir hidrogeno y oxígeno, son obtenidos en estado puro a través de la electrolisis.

Luego el hidrogeno obtenido es mezclado con nitrógeno de una planta de separación de aire para conseguir la mezcla de síntesis.

El proceso de electrolisis es muy intensivo en el consumo de energía. El consumo típico de energía es  $4,3 \text{ kwh/m}^3$ , lo cual corresponde a cerca de  $8\ 000 \text{ kwh/Tm}$  de amoníaco. Energía adicional es requerida para la planta de separación del aire para la producción de nitrógeno. También se requiere energía para la compresión de hidrogeno y nitrógeno y gases del circuito de recirculación. La energía total requerida es  $10\ 200 \text{ kwh/Tm}$  de amoníaco ( $8,8 \text{ Gcal/Tm}$ ). Las plantas basadas en este proceso están localizadas donde se dispone de electricidad de bajo costo como son las centrales hidroeléctricas.

### ➤ **Oxidación parcial de hidrocarburos**

En el proceso de oxidación el hidrocarburo (generalmente nafta o petróleo pesado) y oxígeno son quemados con flama en la parte superior del reactor. Se adiciona vapor al reactor principalmente para moderar la temperatura. En la flama, una parte del hidrocarburo es combustionado completamente, el resto es craqueado a hidrocarburos de cadena más corta y los productos craqueados son reformados. La temperatura normal de la flama es  $1\,300 - 1\,500^{\circ}\text{C}$ , la cual es lo suficientemente alta para un contenido de metano residual debajo de 0,3% a la presión de  $30\text{ kg/cm}^2\text{g}$ .

El gas de salida del reactor pasa a través de la caldera de calor residual, que está diseñada para evitar el atascamiento por el carbono formado en el quemador. El carbón se transporta con el gas a trampa y depuradora (scrubber) y puede separarse como gránulos. La cantidad de carbón producido es 1-3 % de peso del hidrógeno.

La purificación final del gas de síntesis se realiza a través de lavado criogénico donde se eliminan óxidos de carbono y se reducen los contenidos de metano y argón a un nivel bajo, de modo que se requiere poca o ninguna purga.

La oxidación parcial de hidrocarburos es un proceso más simple y más robusto que el reformado con vapor. Las ventajas del proceso son:

- No se requiere la extracción previa del azufre.
- No está involucrado ningún catalizador sensible
- Toda la reformación se puede realizar en un solo paso
- Flexible para cualquier materia prima; casi cualquier hidrocarburo líquido o gaseoso se puede utilizar del gas natural hasta combustóleo residencial pesado, y el cambio de uno a otro se puede hacer rápidamente.
- Menor hidrocarburo total para procesos y combustible
- Síntesis más pura debido a la purificación del lavado en frío

Los inconvenientes que aumentan el costo del proceso son:

- ✓ Se requiere oxígeno o gas enriquecido con oxígeno a menos que haya una etapa de eliminación de nitrógeno.
- ✓ El gas producto tiene una relación  $\text{CO}:\text{H}_2$  mucho mayor que la obtenida por reformado con vapor.
- ✓ Se requiere una planta "Fría" para la separación del aire, purificación o ambas.

### ➤ **Pre-reformado adiabático**

El pre-reformado adiabático en caso de alimentación de nafta vaporizada se realiza para descomponer los hidrocarburos superiores en hidrocarburos inferiores, por ejemplo  $\text{CH}_4$ , y otros componentes como  $\text{H}_2$ ,  $\text{CO}$  y  $\text{CO}_2$ .

La nafta vaporizada se mezcla con vapor y se precalienta a aproximadamente  $490^\circ\text{C}$ . El gas se hace pasar a través del pre-reformador que contiene catalizador de níquel. La composición típica del catalizador de pre-reformado es Ni-25%,  $\text{Al}_2\text{O}_3$ -11%, balance con  $\text{MgO}$ .

En el pre-reformador, las reacciones endotérmicas de reformación son seguidas por las reacciones exotérmicas de metanación y desplazamiento. El proceso general es normalmente exotérmico.

El gas procedente del pre-reformador adiabático se envía al reformador primario y al reformador secundario para su posterior reformado.

El reformador adiabático reduce la carga térmica sobre el reformador primario, por lo que la vida de los tubos reformadores se hace más larga. El pre-reformador actúa también como un protector de azufre eficaz para el catalizador del reformador primario.

### ➤ **Proceso de gasificación del carbón**

El proceso de gasificación del carbón puede clasificarse según el método de gasificación:

- Lecho fijo (Proceso Lurgi)
- Lecho fluidizado (proceso Winkler)
- Lecho móvil (Proceso Koppers-Totzek (KT)).

### ➤ **Reformado con vapor**

El reformado con vapor generalmente es realizado en dos etapas usando reformadores primario y secundario. El gas natural desulfurado es un reformado (térmico) con vapor a cerca de 28 -30  $\text{kg/cm}^2\text{g}$  de presión y alrededor de  $800^\circ\text{C}$  de temperatura en el reformador primario que consiste en de un numero de tubos de acero aleado resistentes a altas temperaturas empacados con catalizador de níquel. La reacción global es endotérmica y requiere una gran cantidad de calor. El gas que sale del reformador primario contiene 5 – 15% de metano y es enviado a un reformador secundario. La cantidad de nitrógeno requerido es alimentado al reformador secundario a través de la adición de aire para dar la proporción deseada de 3:1 de hidrogeno a nitrógeno en el gas de síntesis. Aquí el metano es convertido a  $\text{H}_2$ ,  $\text{CO}$  y  $\text{CO}_2$  sobre un lecho simple de catalizador.

El contenido de monóxido de carbono del gas es convertido a dióxido de carbono e hidrógeno haciéndolo pasar sobre un catalizador en presencia de vapor, y luego se genera

hidrogeno gracias a la reacción de shift del gas de agua en dos etapas. La primera etapa, la conversión shift a alta temperatura, es realizada sobre un catalizador de hierro-cromo a 350-450°C, mientras que la segunda etapa, conversión shift a baja temperatura, es realizada sobre catalizador de cobre a 200-280°C. En la conversión shift a alta temperatura, el nivel de CO es reducido de 12% a cerca de 3% y en la conversión shift a baja temperatura el nivel de CO es reducido a alrededor de 0,2%.

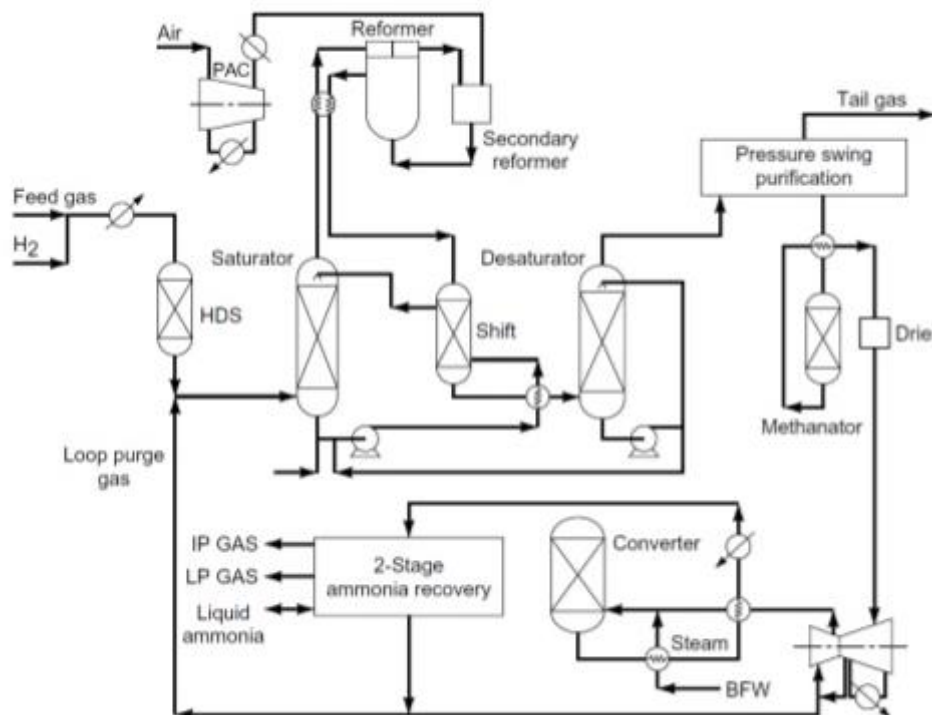
El gas obtenido después de la conversión de shift, contiene más de 18% de CO<sub>2</sub> y menos de 1% de CO, se envía a una purificación en la sección de remoción de CO<sub>2</sub>.

La mezcla de gas sintético conteniendo H<sub>2</sub> y N<sub>2</sub> en la proporción de 3:1 reacciona a elevadas temperaturas en el orden de 450 a 500°C y una presión de 150 -250 kg/cm<sup>2</sup>g sobre un catalizador de hierro activado y promovido con potasio y aluminio. El gas enfriado primero por un intercambiador de calor y finalmente por refrigeración para condensar el amoniaco como líquido. La conversión del gas de síntesis a NH<sub>3</sub> es cerca de 20-30% por paso. El gas remanente después de la condensación del amoniaco es reciclado al convertidor. Los gases inertes que son arrastrados en el gas de síntesis son purgados.

### **2.2.2 Nuevos desarrollos en la tecnología de amoniaco**

#### **➤ Proceso LCA (Leading Concept Ammonia) de ICI**

Este proceso combina el uso de exceso de aire (hasta 25%) en el reformador secundario con un catalizador de síntesis muy activo. En el proceso LCA el calor generado en el reformador secundario es utilizado en el reformador primario por un intercambio de calor directo en un Reformador Calentado con Gas (GHR). La conversión shift del CO es realizado en un reactor shift de una sola etapa a 250°C usando un catalizador básico de cobre especial. El CO<sub>2</sub>, inertes y exceso de nitrógeno son removidos del gas de síntesis crudo por absorción con presión oscilante. La síntesis del amoniaco se realiza a una presión baja de menos de 100 kg/cm<sup>2</sup>g usando un catalizador promovido de cobalto altamente activo de la empresa ICI. Un consumo neto de energía es de alrededor de 7,2 Gcal/TM de amoniaco ha sido demostrado en una planta de 450 TM por día. Ver Figura 2.2.2.1



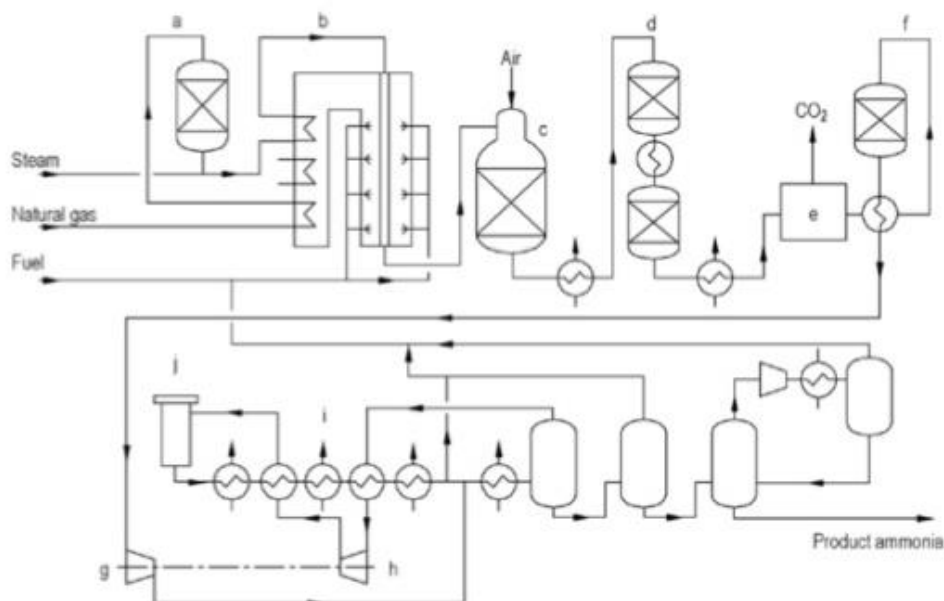
Fuente: <https://es.slideshare.net/GIKIAN331/ammonia-industries>

Figura 2.2.2.1 Producción de amoníaco con proceso LCA de ICI.

### ➤ Proceso Haldor Topsoe A/S

El proceso de producción de amoníaco de bajo consumo de energía de la compañía usa la secuencia convencional de las etapas del proceso las cuales son optimizadas por la introducción de catalizadores mejorados, diseño de nuevos equipos y estudios extensivos de optimización del proceso. También se ha proporcionado un pre-reformador que contiene catalizador de níquel aguas arriba del reformador primario para convertir todos los hidrocarburos superiores, de manera que sólo el metano, el monóxido de carbono, el dióxido de carbono, el hidrógeno y el vapor están presentes en el gas producto. El fuego empleado en el reformador primario se reduce en un 15% debido al pre-reformador. El catalizador de cambio altamente activo asegura un contenido de monóxido de carbono más bajo a la salida de los convertidores y por lo tanto la utilización más alta de la materia prima. Nuevo catalizador libre de hierro resistente a altas temperaturas hace posible operar a una proporción más baja de vapor a carbono en el convertidor shift de alta temperatura. La compañía también ha desarrollado el Proceso de Reformación con Intercambio de Calor (HERA). Se utiliza procesos de remoción de CO<sub>2</sub> de bajo consumo de energía, tales como el selexol, MDEA o carbonato de potasio a baja temperatura. Topsoe ha desarrollado convertidores nuevos especialmente para circuitos de conversión alta. El bucle S-250 presenta un convertidor de flujo radial de dos camas S-200 seguido por una caldera y un convertidor de flujo radial S-50 en una sola cama en serie. También se ha desarrollado un nuevo convertidor de flujo

radial S-300 de tres capas que es más barato que la configuración S-250 y la conversión es casi la misma. Figura 2.2.2.2.



Fuente: <https://es.slideshare.net/GIKIAN331/ammonia-industries>

Figura 2.2.2.2. Producción de amoníaco con bajo consumo de energía de Haldor Topsoe A/S

### ➤ Proceso de Amoníaco Avanzado de Kellogg Brown & Roots- KAAP

KAAP utiliza un proceso de reformado de vapor a base de intercambio de calor de alta presión integrado con un proceso avanzado de síntesis de amoníaco de baja presión. El gas de síntesis crudo se produce mediante el reformado con vapor de hidrocarburos en un sistema basado en el intercambio de calor a baja presión, basado en el Sistema de Intercambio de Reformación de Kellogg Brown y Root (KRES). El sistema KRES también reduce el consumo de energía y costo de capital además de reducir las emisiones y mejorar la fiabilidad.

Después de la eliminación del azufre, el reformador autotérmico y el cambiador de reformado que funcionan en paralelo, convierten 100% de alimentación en gas de síntesis en bruto en presencia de vapor usando catalizador de níquel. En el reformador autotérmico, el aire enriquecido suministra nitrógeno. El calor de combustión del gas reformado parcialmente abastece energía a la alimentación remanente de hidrocarburo. El gas de salida del reformador autotérmico es alimentado en el lado del casco del KRES y entonces se abastece con calor de combustión a la reacción de reformación que se realiza dentro de los tubos. El gas de salida del KRES es enfriado en una caldera recuperadora de calor donde se genera vapor a alta presión. Después del enfriamiento, el gas es enviado a los convertidores shift de CO (temperatura alta y temperatura baja). El CO<sub>2</sub> es separado del gas de proceso usando solución de carbonato de potasio caliente, MDEA, u otro medio.

Las principales características de esta tecnología son:

- Compresión de caja única
- Cuatro lechos, inter enfriamiento, flujo radial, convertidor con diseño de pared caliente contenido en una casco.
- Combinación de síntesis de impulsión y compresor de refrigeración
- Compresor combinado de aire de accionamiento y generador eléctrico
- Bucle de síntesis de baja presión
- Catalizador de síntesis de alta actividad

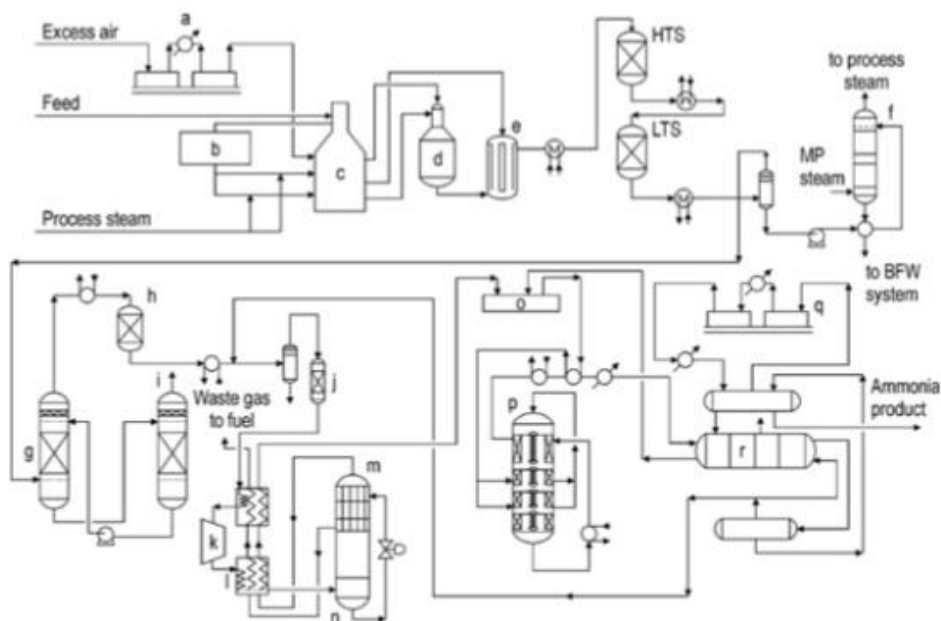


Figura 2.2.2.3. Producción mejorada de amoniaco de Kellogg Brown & Roots- KAAP

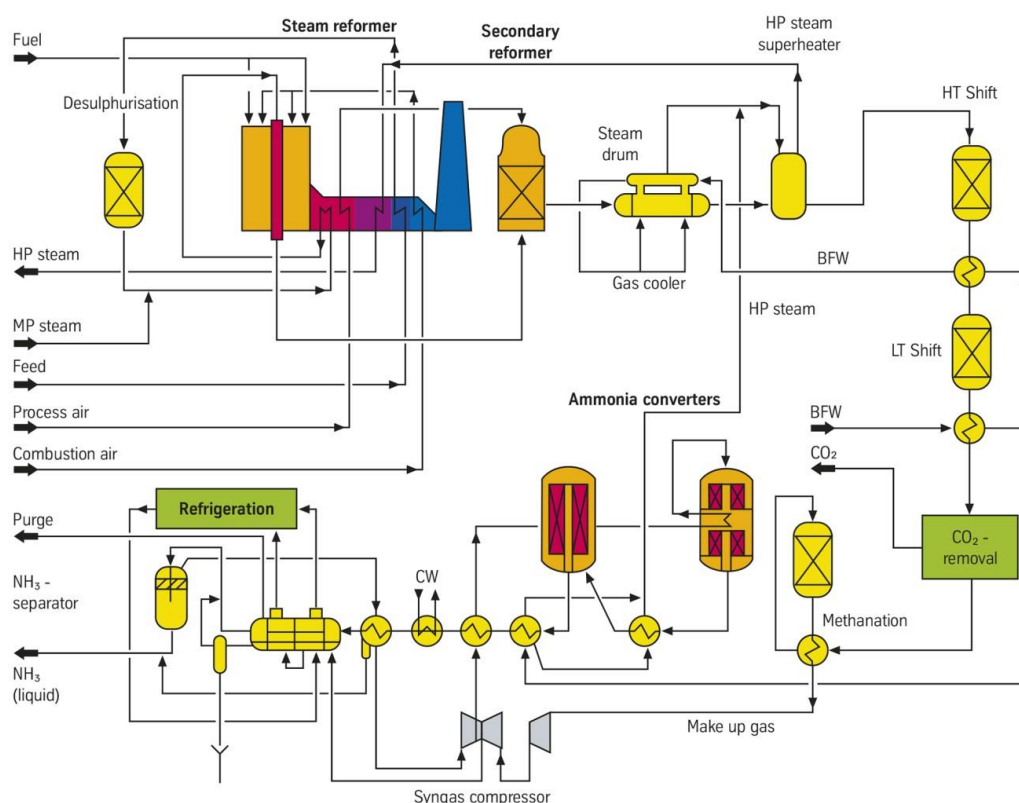
➤ **Proceso de producción de amoniaco de Krupp Uhde GmbH**

El reformador de vapor tiene la llama en la parte superior y los tubos están hechos de acero de alta aleación centrífuga que mejora la fiabilidad. Se agrega aire de proceso en el reformador secundario a través de boquillas instaladas en la pared del recipiente. Esto proporciona



la mezcla apropiada del aire y del gas del reformador. En consecuencia se genera vapor sobrecalentado de alta presión, lo cual garantiza el máximo uso del calor para lograr una alta eficiencia energética. El monóxido de carbono es convertido a dióxido de carbono en convertidores shift de alta y baja temperatura. El MDEA o el sistema Benfield son utilizados para la remoción de dióxido de carbono.

El bucle de síntesis de amoníaco utiliza dos convertidores de amoníaco con tres lechos de catalizador con caldera de calor residual situada aguas abajo de cada reactor. Los convertidores tienen catalizador de hierro de grano pequeño. El concepto de flujo radial minimiza la caída de presión y permite una conversión máxima del amoníaco. Figura 2.2.2.4.



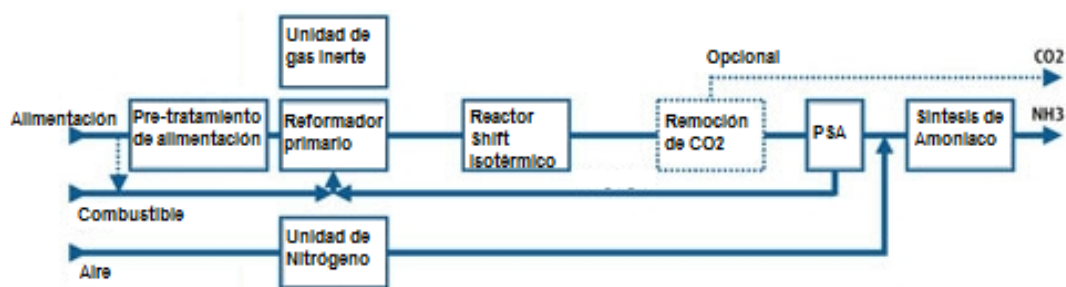
**Fuente:** <https://www.thyssenkrupp-industrial-solutions.com/en/products-and-services/fertilizer-plants/ammonia-plants-by-uhde/ammonia-plants-500mtpd/the-uhde-ammonia-processes/>

Figura 2.2.2.4. Producción de amoníaco con presión dual de Krupp Uhde GmbH

➤ **El proceso de amoniaco con el Concepto de Amoniaco de Linde (LAC)**

El proceso LAC consiste esencialmente en una moderna planta de hidrogeno, una unidad estándar de nitrógeno y un circuito de síntesis de amoníaco de alta eficiencia. El reformador secundario, y una etapa de conversión de shift y la etapa de metanación han sido eliminados en este proceso. El reformador primario es calentado con fuego en la parte superior y opera a una temperatura de salida de cerca de 850°C. La conversión de shift del CO es realizado a 250°C en una sola etapa en el convertidos de shift isotérmico enfriando los tubos y el gas es enviado al

sistema de absorción de presión oscilante (PSA) donde el gas purificado tiene 99,99% de hidrogeno. Un sistema de separación del aire a baja temperatura con el proceso cold box se usa para producir nitrógeno puro. El proceso con MDEA de la empresa BASF ha sido eliminado como proceso para remover el CO<sub>2</sub>. El circuito de síntesis de amoniaco se basa en un convertidor de tres lechos axial-radial Casale con intercambiador interno que da una conversión alta. El consumo de energía (alimentación + combustible) es 7 Gcal/TM de amoniaco.



Fuente:

[http://www.linde-engineering.uy/es/process\\_plants/hydrogen\\_and\\_synthesis\\_gas\\_plants/gas\\_products/ammonia/index.html](http://www.linde-engineering.uy/es/process_plants/hydrogen_and_synthesis_gas_plants/gas_products/ammonia/index.html)

Figura 2.2.2.5. Producción de amoniaco LAC de Linde.

## 2.3 SELECCIÓN DEL PROCESO

Los procesos mejorados descritos en el ítem 2.2.2, a excepción del proceso LAC de Linde siguen el esquema tradicional mostrado en la Figura 2.3. Todos tienen sistemas de recuperación de calor con lo cual el consumo de energía por kg de amoniaco disminuye respecto a los procesos tradicionales. Otra novedad es el uso de nuevos catalizadores que son más selectivos y dan mayor conversión y trabajan a condiciones más moderadas de temperatura y presión.

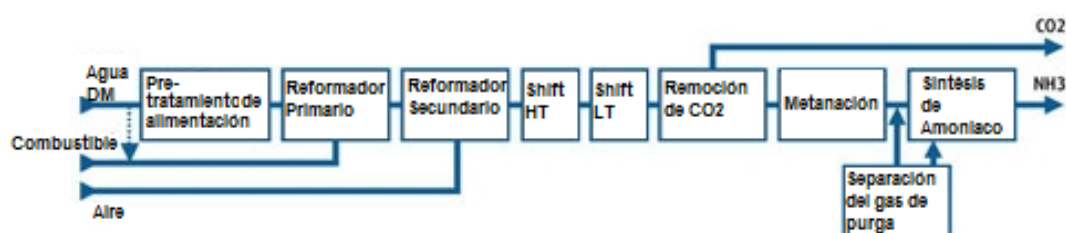


Figura 2.3. Proceso convencional de producción de amoniaco

Sin embargo, el proceso LAC de Linde, además de las ventajas de tecnología moderna, es más simple debido a que no utiliza reformador secundario, sin reactor de metanación y el nitrógeno lo produce separándolo del aire. El proceso LAC comprende una simplificación con respecto a la ruta del proceso clásico y se traduce en ahorros de inversión y costos operativos, así como también simplificación de puesta en marcha y funcionamiento de la planta. Asimismo, se

obtienen ahorros adicionales de costos de inversión cuanto el nitrógeno se suministra mediante el sistema de entrega en el sitio. Los costos operativos específicos se pueden reducir aún más mediante la venta de productos secundarios valiosos. Si la planta está correctamente alineada, se puede producir productos secundarios tales como el oxígeno, el argón y el dióxido de carbono. El reformador secundario, y una etapa de conversión de shift y la etapa de metanación han sido eliminados en este proceso. Por lo tanto la eliminación de estas tres etapas catalíticas hace reducir el volumen total de catalizador en 50% cuando se compara con una planta convencional.

## 2.4 DESCRIPCION DETALLADA DEL PROCESO

Linde Ammonia Concept (LCA) es un proceso de última generación empleado en la producción de amoníaco a partir de gas natural. La planta de LAC principalmente contiene una planta de hidrogeno moderna, una planta de nitrógeno estándar y una síntesis de amoníaco de alta eficiencia. En la planta de hidrogeno, el gas de síntesis se purifica mediante el proceso de adsorción por cambio de presión (PSA). El nitrógeno puro enviado desde la planta de nitrógeno primero se mezcla con el gas de síntesis antes de ingresar al compresor de gas de síntesis. El esquema simplificado se muestra en la Figura 2.4.

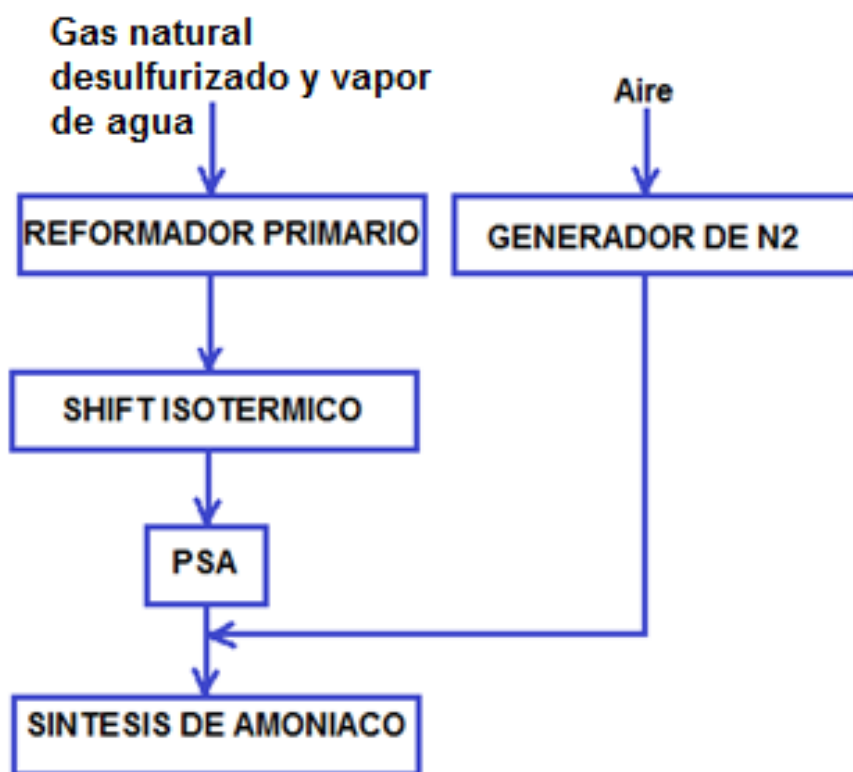
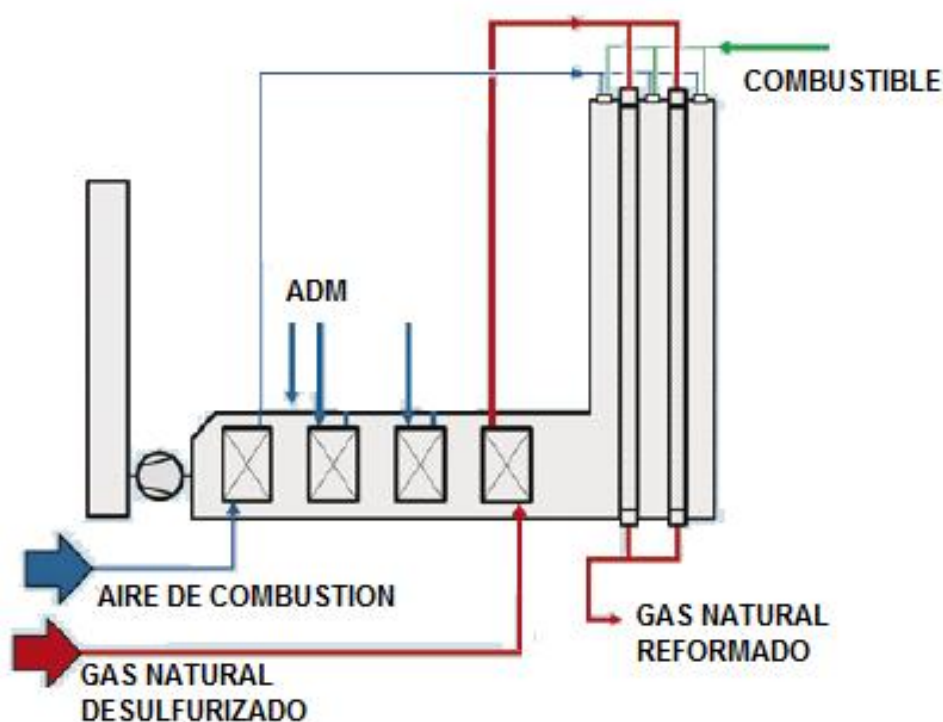
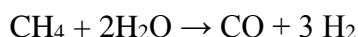


Figura 2.4. Esquema simplificado del Proceso LAC de Linde.

### 2.4.1 Producción de hidrogeno

El proceso comienza con la alimentación de gas natural desulfurizado y vapor de agua de 29,42 bares. Se controla que la relación vapor/gas sea mayor a 3 (% másico). La mezcla entra al túnel de convección donde incrementa su temperatura a 540°C y entra al reformador primario. El reformador primario es calentado con fuego en la parte superior y opera a una temperatura de salida de cerca de 850°C. El reformador primario básicamente es un una caja de fuego compacto con tubos colgantes verticales llenos de catalizador que están dispuestos en múltiples filas paralelas. Los quemadores de tiro superior forzado están integrados en el techo de la cámara de combustión. Los gases de combustión atraviesan en contracorriente la sección transversal del reformador permitiendo recuperación de calor tanto para calentar el aire de combustión como para producir vapor de alta presión. El catalizador que se emplea es el óxido de níquel soportado sobre alúmina. Ver Figura 2.4.1.1.

La reacción principal es:

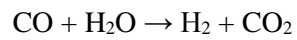


Fuente: Linde, 2015.

Figura 2.4.1.1 Reformador Primario del proceso LCA

La conversión de shift del CO es realizado a 250°C en una sola etapa en el convertidor de shift isotérmico enfriando los tubos. Linde ha desarrollado un reactor especial que trabaja a temperatura media en comparación con los reactores para conversión de shift convencionales de alta y baja temperatura. Este reactor es un reactor de lecho fijo que tiene integrado un

intercambiador de calor con tubos de enfriamiento helicoidales que permite producir vapor a partir del agua de enfriamiento. En este reactor se convierte el monóxido de carbono en más hidrógeno:



El nivel de CO en la salida del reactor de conversión shift es menos de 0,5 %. Este grado de conversión se logra gracias a un catalizador de Cu altamente purificado y promovido con Cs. Ver Figura 2.4.1.2

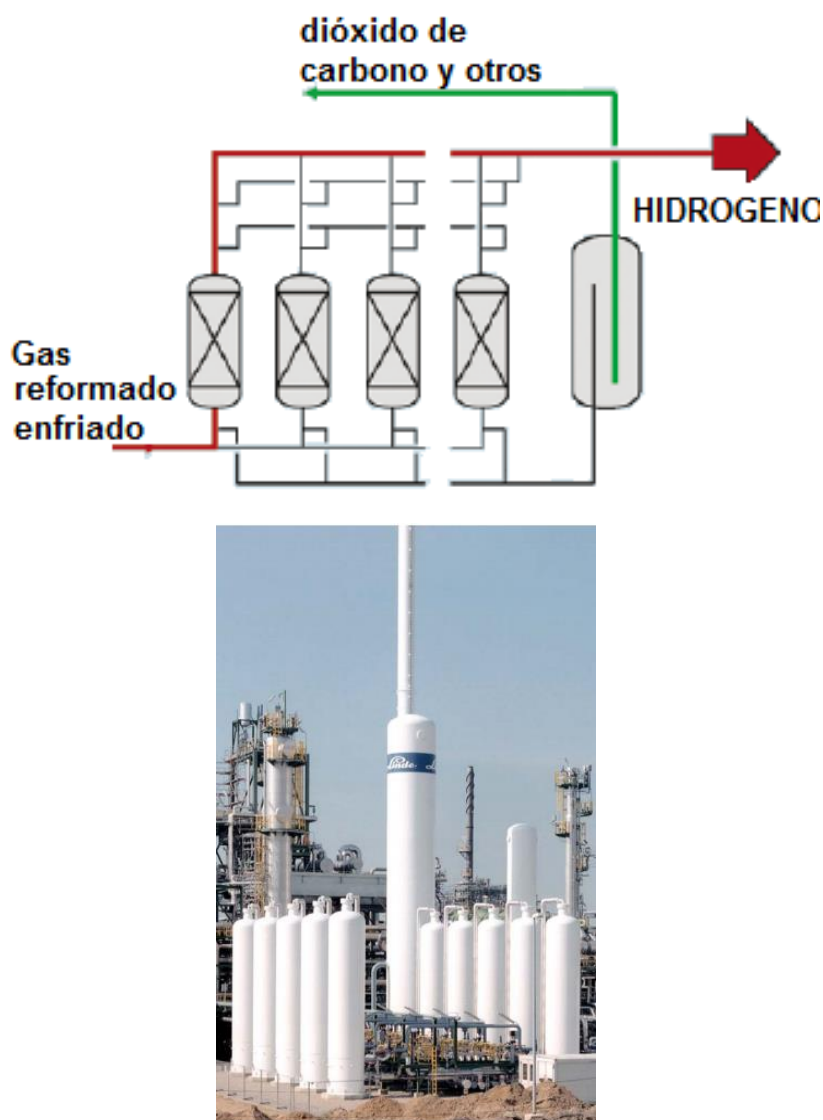


Fuente: Linde, 2015

Figura 2.4.1.2. Reactor Shift isotérmico – MT

### 2.4.2 Separación del Hidrogeno

Finalmente, el gas, previamente enfriado, es enviado al sistema de adsorción de presión oscilante (PSA) donde el gas purificado tiene 9,9999% mol de hidrogeno. La tecnología PSA desarrollada por Linde permite velocidades altas de recuperación del producto, bajos costos de operación y simplicidad operacional. El diseño modular de las plantas de PSA reduce el tiempo de erección y los costos en el sitio, además están perfectamente controlados por sistemas computarizados. Figura 2.4.2.1.



Fuente: Linde, 2015

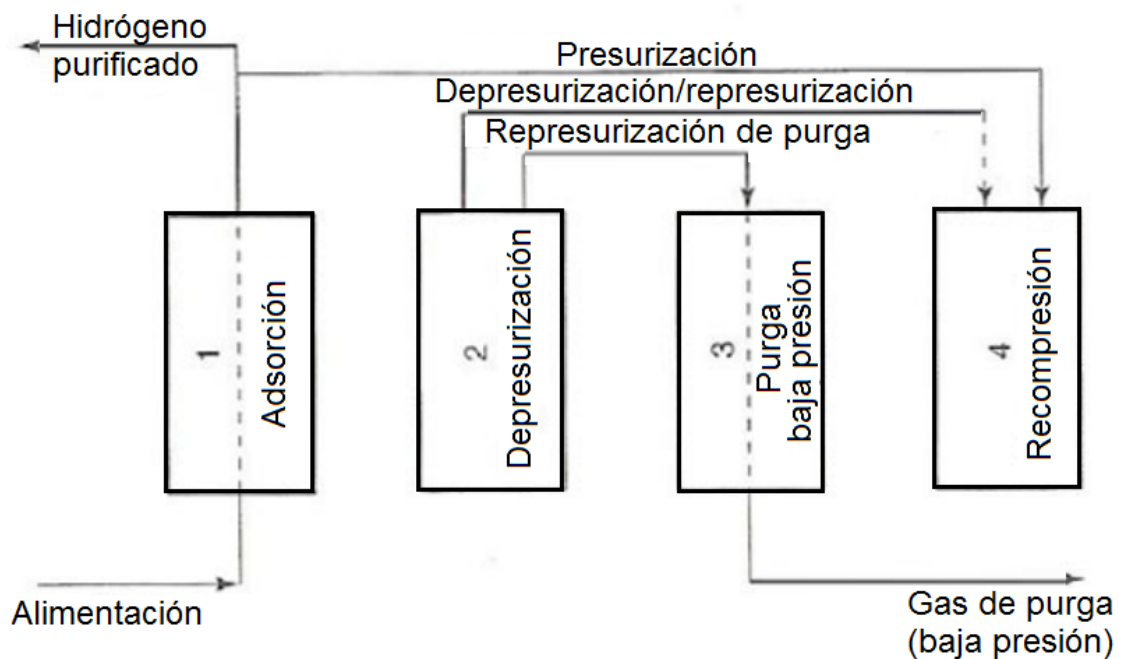
Figura 2.4.2.1 Sistema PSA (Pressure Swing Adsorption) de Linde

La adsorción por oscilación de presión es el método más utilizado en la actualidad para la separación del hidrógeno. Se basa en un lecho adsorbente que captura las impurezas de la corriente a alta presión y después libera las impurezas a baja presión, ya que la concentración que tolera el adsorbente es más elevada a alta que a baja presión. Es un proceso cíclico que utiliza

lechos fijos de adsorbente sólido para eliminar las impurezas del gas. Estas impurezas quedan retenidas en el adsorbente. El proceso cíclico es el siguiente:

- Al primer lecho llega la corriente de gas alimentación a purificar, está en la fase de adsorción y produce hidrógeno puro a baja presión
- Mientras tanto, el segundo lecho está en la fase de despresurización, que libera gas para purgar el lecho tercero y cuarto de presurización de lecho.
- El tercer lecho se purga a baja presión con el fin de eliminar impurezas.
- El último lecho se vuelve a comprimir por el gas procedente del segundo lecho. Este lecho queda listo para hacer de nuevo adsorción.

Una vez hecho esto, el lecho 4 queda lista para la adsorción, pasando a ser ahora el número 1. El número 1 pasa a ser el número 2 donde se despresuriza, el 2 pasa a ser el 3 y el 3 pasa a ser el 4 y así sucesivamente. El proceso se realiza a temperatura ambiente entre 15 a 30°C. Ver Figura 2.4.2.2.



Fuente: Linde, 2015

Figura 2.4.2.2. Esquema de PSA con 4 lechos de adsorción



### 2.4.3 Síntesis de amoniaco

Un sistema de separación del aire a baja temperatura con el proceso cold box se usa para producir nitrógeno puro. El circuito de síntesis de amoniaco se basa en convertidor de tres lechos axial-radial Casale con intercambiador interno, lo que da una conversión alta. El esquema resumido se presenta en la Figura 2.4.3.1.

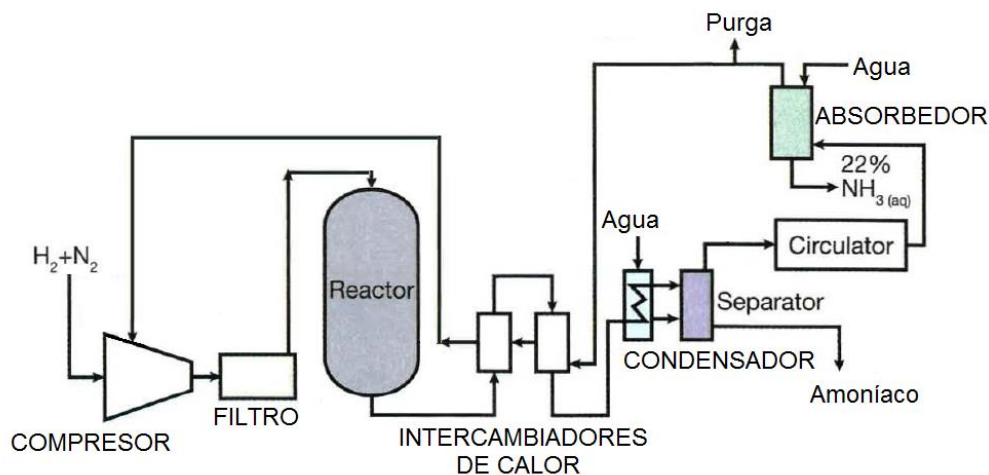


Figura 2.4.3.1. Esquema simplificado de síntesis de amoniaco de Linde

El sistema modular de producción de nitrógeno se basa en la destilación del aire, y se conoce como proceso cold box. El aire seco se licua a  $-173^{\circ}C$  y 6 bares, y se ingresa a la columna de fraccionamiento obteniéndose oxígeno, nitrógeno y argón líquido. Un sistema modular de Linde se observa en la Figura 2.4.3.2.



Figura 2.4.3.2. Sistema Cold Box de producción de nitrógeno de Linde



Luego que el nitrógeno y el hidrogeno son mezclados, cerca del 90% del flujo pasan por el lecho catalítico en dirección radial, lo que resulta en una caída de presión menor que un lecho catalítico de flujo axial. El 10% restante del flujo de gases pasa a través de la capa superior del lecho catalítico en dirección axial, eliminando así la necesidad de una cubierta superior en el lecho catalítico. Este arreglo permite utilizar partículas catalíticas más pequeñas (1,5 a 3 mm) y por lo tanto con mayor superficie activa, dando como resultado una mayor conversión por paso. La menor caída de presión permite ahorros considerables en la capacidad y operación del compresor. El reactor opera isotérmicamente, para tal fin dentro del lecho se coloca placas enfriadoras para remover el calor mientras se va formando amoníaco, y el sistema patentado por Ammonia Casale se conoce como convertidor de síntesis de amoníaco pseudo-isotérmico. Los gases ingresan previo calentamiento a 400°C y a una presión de 330 barg. El catalizador utilizado es de hierro.

Saliendo los gases del convertidor catalítico el amoníaco formado tiene que ser separado, y para tal fin se enfría la mezcla a 30°C permitiendo que el amoníaco más del 50% de amoníaco se condense y se separa. La mezcla que contiene todavía amoníaco se descomprime y se enfría aún más (5°C) y se envían a un sistema de recuperación de amoníaco que básicamente es un absorbedor y un stripper. Los gases remanentes que es una mezcla de hidrogeno, nitrógeno e inertes se vuelven a calentar y comprimir para ser reingresados al convertidor. Una porción del gas reciclado se purga para mantener en equilibrio al reactor.

## 2.5 BALANCE DE MASA Y ENERGIA

El balance se hace en base a la capacidad de la planta estimada, es decir 300 000 toneladas por año. Para un proceso continuo en base a 8 000 horas por año se tendrá una producción de amoníaco de 37 500 kg/hora o 900 toneladas por día. Este tipo de planta solo para mantenimiento 5 a 7 veces por año (European Commission, 2007) y el arranque toma varios días.

El balance de masa y energía se ha realizado con el simulador Chemcad 7.1.2. Como materia prima de inicio se consideró gas natural desulfurado. De acuerdo al balance de masa se necesita 14 493,0594 kg/hr de gas natural, 35 080,0897 kg/h de vapor de agua para la reformación, con una producción de hidrógeno de 6 707,9162 kg/hr. El ingreso de nitrógeno fresco es de 30 013,2999 kg/hr. En el simulador se ha considera amoníaco anhidro y libre de aceite de lubricación de las compresoras.

Se concluye que se necesita 0,38648 kg de gas natural por kg de amoníaco.

La planta proyectada en este trabajo es de 900 toneladas por día de amoníaco. Para una planta similar, de 1 000 toneladas por día, con el proceso de Linde, se necesita (UNIDO, 1998):

- Electricidad: autoabastecida haciendo pasar vapor de alta presión por turbogeneradores
- Agua de enfriamiento: 210 m<sup>3</sup>/ton de amoníaco
- Agua de proceso: 2,3 m<sup>3</sup>/ton de amoníaco

El proceso Linde Ammonia Concept (LAC) reemplaza el costoso y complejo diseño de una planta de amoníaco convencional con tres unidades de proceso confiables y bien probadas:

- Producción de hidrógeno de pureza ultra alta a partir de un reformador de vapor y metano con purificación de PSA
- Producción de nitrógeno de ultra alta pureza por una unidad de generación de nitrógeno criogénico, también conocida como unidad de separación de aire (ASU).
- producción de amoníaco en un circuito que incluye un reactor con lecho fijo de flujo axial-radial que permite una menor caída de presión, y el uso de compresoras centrífugas más eficientes y con el consiguiente ahorro de energía.

En la Figura 2.5, se representa en forma simplificada la recuperación de calor del reformador que permite generar vapor de alta presión. Este vapor puede utilizarse para generar energía eléctrica necesaria para los compresores y sistemas de frío. En esta etapa 14 493,0594 kg/hr de gas natural produce 6 707,9162 kg de hidrógeno y 70 500 kg de vapor de alta presión.

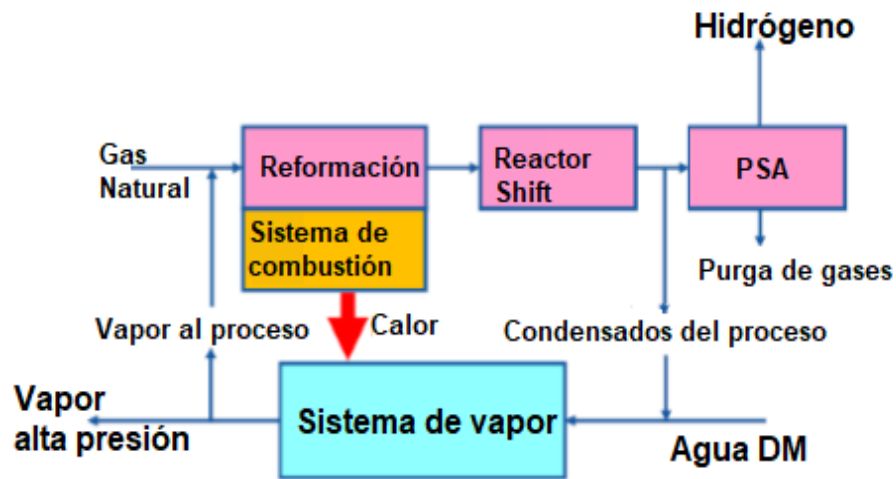
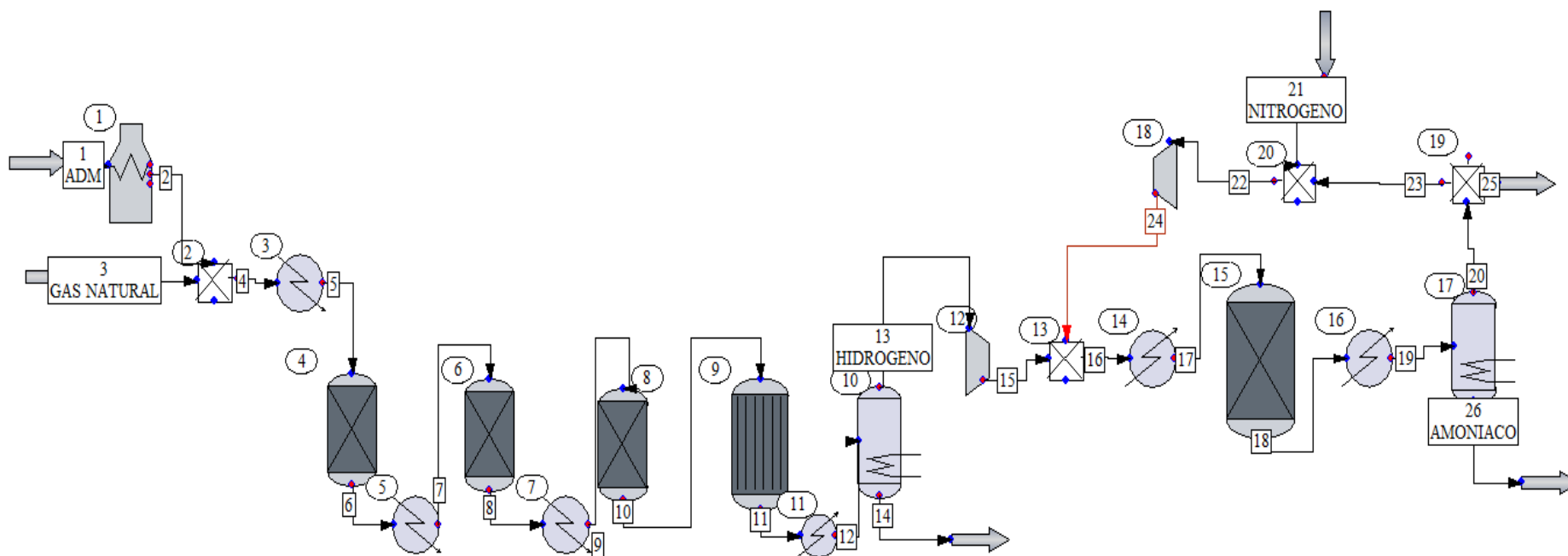


Figura 2.5. Proceso simplificado de recuperación de calor en forma de vapor de alta presión en la etapa de producción de hidrógeno por reformación (Jenkins, 2011).

El consumo total de energía en la producción de amoníaco a partir de gas natural alcanza un nivel de 28 – 32 GJ/ton de amoníaco.

La energía eléctrica que se gana en una planta de amoníaco a partir de gas natural es de 398 kWh/ton de amoníaco: 390 kWh/ton para compresores y 8 kwh/ton para bombas (Gosnell, 2005).



Fuente: elaborado por los autores

Figura 2.5\*. Diagrama de flujo del proceso de obtención de amoniaco a partir del Gas Natural

Stream No.	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
Temp_C	29.4444	370.0000	38.0000	260.7601	520.0000	870.0000	354.0000	436.6116	222.0000	243.7889	247.1971	26.6667	48.8889	60.0000
Pres_bar	13.7895	13.6516	39.2266	20.6843	20.6153	20.6140	20.5105	20.4416	20.3382	20.2347	20.2347	20.2347	20.2347	20.2347
Enth_MJ/h	-5.563E+005	-4.486E+005	-62443.	-5.111E+005	-4.788E+005	-2.545E+005	-3.326E+005	-3.326E+005	-3.643E+005	-3.643E+005	-3.643E+005	-4.081E+005	2354.9	-4.068E+005
Total kg/h	35080.0897	35080.0897	14493.0594	49573.1456	49573.1456	49573.0000	49573.0000	49573.2412	49573.2412	49573.3050	49573.3121	49573.3121	7649.5979	41923.7107
Flowrates in kg/h														
Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	5869.4268	5869.4268	6519.2555	6519.2559	6682.2586	6707.9162	6707.9162	6707.9162	0.0000
Methane	0.0000	0.0000	13346.4505	13346.4505	13346.4505	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Dioxide	0.0000	0.0000	7.7274	7.7274	7.7274	18314.0701	18314.0701	32501.4844	32501.4844	36060.2390	36620.4079	36620.4114	0.0000	36620.4079
Carbon Monoxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	11651.0037	11651.0037	2621.4760	2621.4760	356.5206	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Argon	0.0000	0.0000	199.3212	199.3212	199.3212	199.3212	199.3212	199.3212	199.3212	199.3212	199.3212	199.3212	2.1947	197.1265
Hydrogen Sulfide	0.0000	0.0000	0.0479	0.0479	0.0479	0.0479	0.0479	0.0479	0.0479	0.0479	0.0479	0.0479	0.0000	0.0479
Water	35080.0897	35080.0897	0.0253	35080.1110	35080.1110	12599.6248	12599.6248	6792.1657	6792.1657	5335.4298	5106.1292	5106.1292	0.0000	5106.1292
Nitrogen	0.0000	0.0000	939.4870	939.4870	939.4870	939.4870	939.4870	939.4870	939.4870	939.4870	939.4870	939.4870	939.4870	0.0000
Monomethylamine	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NH3	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

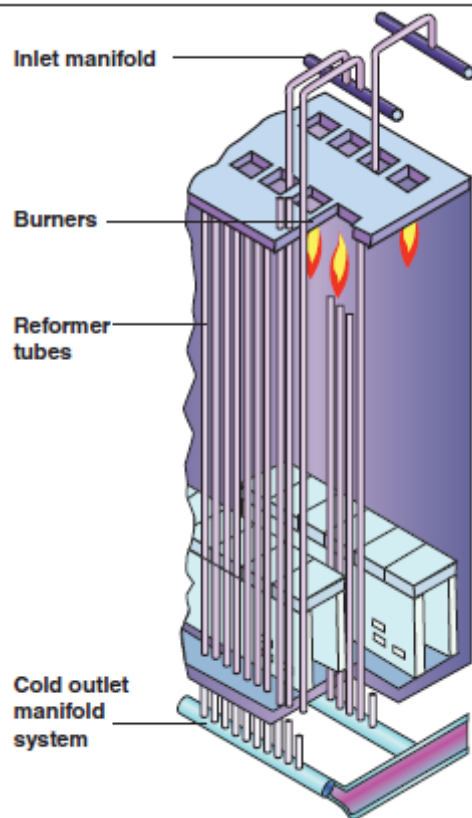
Stream No.	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26
Temp_C	524.3281	430.6542	482.0000	482.0000	20.0000	20.0000	200.0000	29.5917	20.0000	425.3632	20.0000	20.0000
Pres_bar	273.5774	273.5774	273.5774	273.5774	273.4761	273.5774	25.3312	25.3312	273.5774	273.5774	273.5774	273.5774
Enth_MJ/h	50613.	7.708E+005	8.6658E+005	7.4706E+005	-1.0490E+005	2813.5	5464.8	8274.2	2809.4	7.1952E+005	4.1103	-1.483E+005
Total kg/h	7649.5979	223262.0000	223262.0000	223265.6488	223265.6488	185766.6431	30013.2999	215508.5530	185495.2531	215508.5530	271.3865	37499.0057
Flowrates in kg/h												
Hydrogen	6707.9162	118956.7678	118956.7678	112302.4968	112302.4968	112302.4968	0.0000	112138.4311	112138.4311	112138.4311	164.0627	0.0000
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Monoxide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Argon	2.1947	1502.4133	1502.4133	1502.4133	1502.4133	1502.4133	0.0000	1500.2184	1500.2184	1500.2184	2.1949	0.0000
Hydrogen Sulfide	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Water	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Nitrogen	939.4870	102802.6000	102802.6000	71961.7349	71961.7349	71961.7349	30013.2999	101870.0000	71856.6007	101870.0000	105.1289	0.0000
Monomethylamine	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NH3	0.0000	0.0000	0.0000	37499.0057	37499.0057	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	37500.0000

## 2.6 EQUIPOS PRINCIPALES DE PROCESO

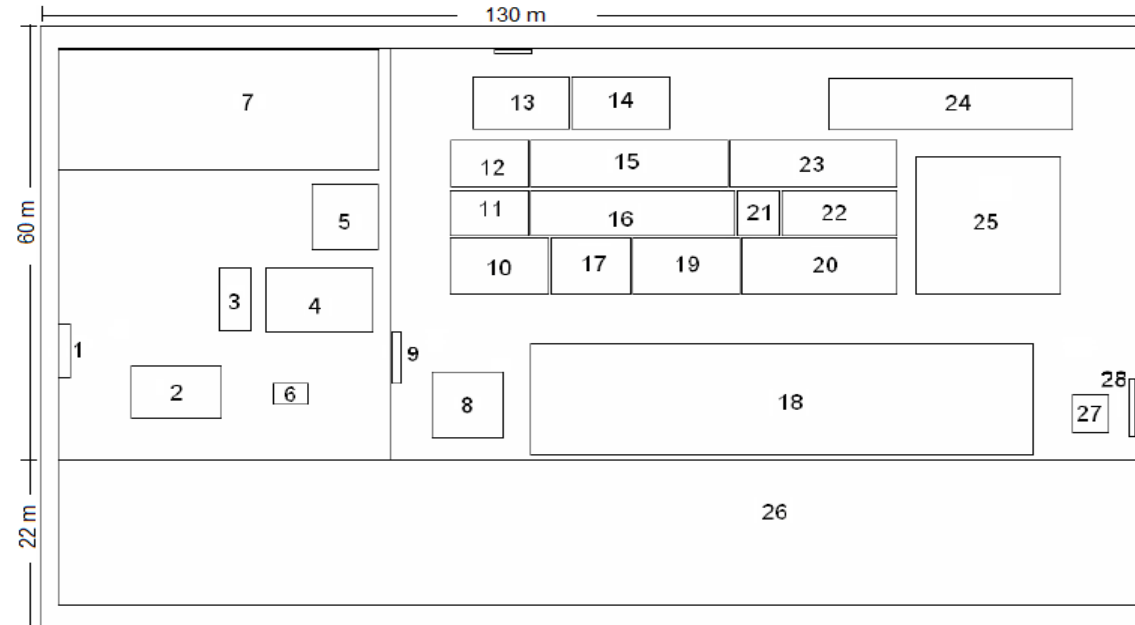
La capacidad nominal de la futura planta de amoníaco que desarrollada en el presente proyecto será de 900 ton/día. La tecnología LAC (Linde Ammonia Concept) de la Compañía “The Linde Group” provee de instalaciones modulares para producir amoníaco a partir de gas natural con capacidades desde 200 ton/día hasta más de 1 750 ton/día.

La tecnología LAC consta de tres módulos básicos:

- Sistema de obtención de hidrógeno de ultra alta pureza por reformación catalítica con vapor del gas natural. Incluye purificación PSA – pressure-swing adsorption.
- Sistema de producción de nitrógeno de ultra alta pureza. Emplea el proceso criogénico.
- Sistema de síntesis de amoníaco, que emplea el reactor diseñado y patentado por Casale. Incluye el sistema de enfriamiento para obtener amoníaco líquido.



## 2.7 DISTRIBUCION DE LA PLANTA INDUSTRIAL



1. Ingreso	8. Dpto. control de calidad	15. Separación aire (criogénico)	22. Mezcla y compresoras de N <sub>2</sub> y H <sub>2</sub>
2. Dpto. recursos humanos	9. Ingreso a la planta	16. Caldera recuperadora de calor	23. Talleres
3. Área de parqueo	10. Reactor Shift	17. Intercambiadores de calor	24. Almacenamiento de NH <sub>3</sub>
4. oficina de administración	11. Reformador	18. Torres enfriamiento/Tratamiento agua	25. Planta de amoniaco
5. Estación de bomberos	12. Absorbedor	19. Sala de control	26. Futura expansión de planta
6. Comedor	13. Almacén de Gas Natural	20. PSA CO <sub>2</sub>	27. Almacén de O <sub>2</sub> purificado
7. Para futura expansión	14. Almacén de N <sub>2</sub> y O <sub>2</sub>	21. Separador gas-líquido	28. Despacho de O <sub>2</sub>

Figura 2.7. Plano de distribución de la planta de producción de amoniaco a partir de gas natural (adaptado y modificado de Srivivasan & Kumar, 20

### III. ESTUDIO ECONOMICO

Durante el presente capítulo, se hace una descripción detallada del Balance Económico del proyecto, donde se evalúa la factibilidad económica del mismo.

La evaluación económica del presente proyecto obedece a la dinámica seguida por la mayoría de proyectos de Plantas de procesos de industria química. Según esto, se ha considerado dos aspectos importantes como la Estimación de la inversión total y Estimación del costo total de producción, para finalmente determinar la rentabilidad del proyecto.

El estudio financiero se basa en la producción de 300 000 toneladas de amoníaco por año.

Para estimar la inversión total se ha considerado los precios del año 2016 de los proveedores de las maquinarias para el producto motivo del proyecto. La fuente principal consultada ha sido Matches que nos brinda costos actualizados para 275 tipos de equipos de la industria química.

Como criterio de rentabilidad se usa la tasa interna de retorno sobre la inversión (RSI), tiempo de recuperación del capital (“pay out time”), valor presente del flujo de dinero, punto de equilibrio.

Cabe mencionar que los valores obtenidos de la evaluación económica son susceptibles de ser mejorados. En la evaluación económica no se ha considerado la producción de dióxido de carbono de alta pureza (36 620,4079 kg/hr) y de oxígeno del separador de aire (cercad de 9 000 kg/hr). Estos sub-productos mejorarían substancialmente la economía del proyecto.

#### 3.1. ESTIMACIÓN DE LA INVERSIÓN TOTAL

La **inversión total** es el capital necesario para la ejecución del proyecto. Este capital está compuesto por el capital fijo total y capital de trabajo.

##### 3.1.1. Capital fijo total (CFT)

Este capital es el necesario para la compra e instalación de los equipos principales Y auxiliares necesarios para poner la planta en las condiciones para la producción, se consideran además los gastos que demandan la construcción física, los costos indirectos, capital de puesta en marcha y los intereses durante el periodo de culminación del proyecto.

**CAPITAL FIJO TOTAL = US \$ 224 260 400**



### 3.1.1.1. Costos directos (CD)

Es el costo físico de la planta o capital necesario para la compra e instalación de los equipos:

**A) Costo de equipo principal y auxiliar.**

**US \$ 160 186 000**

**B) Costo de instalación de los equipos.**

**US \$ 16 018 600**

**C) Costo de tuberías y accesorios:** 5% del 4costo del equipo en planta.

**US \$ 8 009 300**

**D) Costo de instalaciones eléctricas:** 2% del costo CIF del equipo principal y auxiliar. Por zona industrial y ya se tiene acceso a la red nacional interconectada.

**US \$ 3 203 720**

**E) Costo de cimientos y estructuras:** 3% del costo CIF del equipo principal y auxiliar

**US \$ 4 805 580**

**F) Costo de instrumentación de control y cómputo:** 1% del costo CIF del equipo principal y auxiliar. Equipo e instalación.

**US \$ 1 601 860**

**G) Costo de terreno y mejoras:** Este comprende el costo del terreno, así como su preparación e instalación de pavimentos, veredas y áreas verdes. Se estima como el 1% del CIF del equipo principal y auxiliar.

**US \$ 1 601 860**

**H) Costos de servicios auxiliares:** 5% del costo CIF del equipo principal y auxiliar. Incluye equipos para producción de vapor, aire comprimido, agua de proceso y electricidad.

**US \$ 8 009 300**

### **TOTAL DE COSTOS DIRECTOS**

**CD=CE+CInst+CTubAcc+Casi+Cont+Cau\*Ser+CElec+CCimEst+CEdif+CTerrMej**

**CD = US\$ 203 436 220**

### 3.1.1.2. Costos indirectos (CI)

Son los gastos indirectos que demanda la construcción física de la planta. Este rubro comprende:

**A) Costos de ingeniería y supervisión:** 3% del costo de los equipos principales y auxiliares.

**US \$ 4 805 580**

**B) Costo de construcción:** 6% del costo de los equipos principales y auxiliares colocados en la planta

**US \$ 9 611 160**

**C) Costo de honorarios para contratistas:** 1% del costo de los equipos principales y auxiliares colocados en la planta.

**US \$ 1 601 860**

**D) Costo de imprevistos:** 1% del costo de los equipos principales y auxiliares colocados en la planta.

**US \$ 1 601 860**

**E) Costos de seguros e impuestos:** 2% del costo de los equipos principales y auxiliares colocados en la planta.

**US \$ 3 203 720**

#### **TOTAL COSTOS INDIRECTOS (CI)**

**CI= CIngsup + Chon + Cimpr**

**CI = US \$ 20 824 180**

#### **3.1.2. Capital de trabajo (CT)**

Se refiere al dinero adicional para operar la planta hasta que ingrese el dinero de las ventas. Está formado por la cantidad total de dinero invertido en materias primas, inventarios de materiales de proceso, inventario de producto, cuentas por cobrar y caja.

**A) Inventario de materias primas:** Se estima como el costo total de materia prima necesaria para un 1 mes de producción.

**US \$ 722 303**

**B) Inventario de materias en proceso:** Su estima como el costo de un día del costo de fabricación.

**US \$ 225 000**

**C) Inventario de producto:** Se estima como el costo de un (1) mes del costo de manufactura o fabricación.

**US \$ 1 562 500**

**D) Cuentas por cobrar:** Se estima como el monto equivalente a las ventas de un (1) mes.

**US \$ 1 562 500**

**E) Disponible en caja y bancos:** Es el capital necesario para cubrir los gastos de salario, suministros de operación, etc. Se estima como el equivalente al costo de un mes de fabricación.

**US \$ 781 250**

**CAPITAL DE TRABAJO**

CT = US \$ 4 853 553

**INVERSION TOTAL = CAPITAL FIJO TOTAL + CAPITAL DE TRABAJO****INVERSION TOTAL = US \$ 229 113 953****TABLA 3.1.2 Activos fijos y Capital de trabajo**

1. ACTIVOS FIJOS				\$ 224 260 400
1.1. Costos directos				
	Costo de equipos en planta	\$ 160 186 000	\$203 436 220	
	Costos de instalación de todo el equipo	\$ 16 018 600		
	Costo de instrumentación y control	\$ 1 601 860		
	Costo de tuberías y accesorios	\$ 8 009 300		
	Costo de sistema eléctrico	\$ 3 203 720		
	Costo de edificios	\$ 4 805 580		
	Costo de mejoras de terrenos	\$ 1 601 860		
	Costo de servicios	\$ 8 009 300		
Total costos directos				
1.2. Costos indirectos				
	Costos de ingeniería y supervisión	\$ 4 805 580	\$20 824 180	
	Costo de la construcción	\$ 9 611 160		
	Costos de seguros e impuestos a la construcción	\$ 3 203 720		
	Costo de honorarios para los contratistas	\$ 1 601 860		
	Gastos imprevistos	\$ 1 601 860		
Total costos indirectos				
2. CAPITAL DE TRABAJO				\$ 4 853 553
	Inventario de materia prima	\$ 722 303		
	Inventario de materia prima en proceso	\$ 225 000		
	Inventario de producto en almacén	\$ 1 562 500		
	Cuentas por cobrar	\$ 1 562 500		
	Disponibilidad de caja	\$ 781 250		
Total capital de trabajo				
INVERSIÓN TOTAL DE PROYECTO				\$229 113 953

### **3.2. ESTIMACION DEL COSTO TOTAL DE FABRICACION (CTF)**

El costo total de fabricación resulta de la suma del total del costo fijo de fabricación (CTF) y los gastos generales (VAI).

#### **3.2.1. Costo de fabricación**

##### **3.2.1.1. Costos directos de fabricación (CDF)**

**A) Costo de materia prima:** Es el costo de las materias primas e insumos utilizados en el proceso de fabricación del producto durante un año. Ascende a:

Costo anual: **US \$ 34 670 562**

**B) Costo de mano de obra:** Este rubro comprende al personal que normalmente opera la planta y la estimación se realiza determinando el número de trabajadores y posteriormente el salario que le corresponde a cada trabajador. El costo corresponde a un año de operación. Por ser una planta automatizada se han considerado 25 colaboradores por turno, 8 horas diarias cada turno, en total serian 75 colaboradores diario. Con un salario de \$ 400 mensual cada trabajador.

**US \$ 420 000**

**C) Costo de supervisión e ingeniería:** Se estima como 40% de la mano de obra y corresponde a todos los profesionales que supervisan la fábrica.

**US \$ 168 000**

**D) Costo de Mantenimiento:** Estos gastos incluyen el material, mano de obra y supervisión que corresponden a reparaciones accidentales, rutina de mantenimiento de equipos y edificios El monto se estima como el equivalente al 1% del costo fijo total.

**US \$ 2 242 604**

**E) Costo de auxiliares y servicios:** Comprende a servicios como energía eléctrica y agua (servicio de terceros). Se estima como el 45% del costo de mantenimiento.

**US \$ 1 009 172**

**F) Costo de suministros de operación:** Se estima como el 20% del costo de mantenimiento.

**US \$ 448 521**

#### **COSTOS DIRECTOS DE FABRICACION (CDF)**

**CDF = US \$ 38 958 858**

### 3.2.1.2. Costos indirectos de fabricación (CIF)

Son ciertos beneficios y facilidades que tienen los trabajadores y además algunos renglones que no están ligados directamente a la manufactura del producto, que se tienen que cargar al costo de producción. Comprende lo siguiente:

**A) Cargas a Planilla:** Es un costo que paga la empresa por ESSALUD (8%), AFP (9%), y/o SNP (13%). Depende de lo que dicta la ley. Se estimó un total de 21% de los sueldos o salarios.

**US \$ 88 200**

**B) Gastos de Laboratorio:** Lo constituyen las pruebas de control de calidad, análisis físicos, químicos, microbio-lógicos y todo lo relacionado para certificar la pureza del producto y viabilidad o para identificar procesos defectuosos. Esta suma equivale al 15% del costo de mano de obra.

**US \$ 63 000**

**C) Gastos Generales de Planta:** Este monto se estima como el 15% del costo de mano de obra.

**US \$ 63 000**

#### **COSTOS INDIRECTOS DE FABRICACION**

**CIF = US \$ 214 200**

### 3.2.1.3. Costos fijos de fabricación (CFF)

Son aquellos costos cuyo valor es independiente del nivel de producción o utilización de la planta y comprende lo siguiente:

**A) La depreciación,** estimado como el 10% del capital fijo total o costo fijo total.

**US \$ 22 426 040**

**B) Los impuestos** (predios, local, etc.) equivalen al 1% del capital fijo total.

**US \$ 2 242 604**

**C) Los seguros,** se estiman como el 0,4 a 2% del capital fijo total. Se estimó como el 1%.

**US \$ 2 242 604**

#### **COSTOS FIJOS DE FABRICACION**

**CFF = US \$ 26 911 248**

**COSTO DE FABRICACION: CDF + CIF + CFF**

$$CFab = US \$ 66\,084\,306$$

**3.2.2. Gastos generales (VAI)**

Los gastos efectuados en una compañía que no están en los costos de manufactura, pero que son necesarios para que la planta funcione con eficiencia, son agrupados como gastos generales y se denominan VAI porque está dado por y Equivalen al 6% de las ventas totales

**A) Ventas:** se estima como el 3% del costo fijo de fabricación

$$US \$ 807\,337$$

**B) Administración:** se estima como el 10% del (CMO+CSI+CMR)

$$US \$ 283\,060$$

**C) Investigación y desarrollo:** Se estima como el 5% del costo de mano de obra.

$$US \$ 21\,000$$

**GASTOS GENERALES**

$$VAI = US \$ 1\,111\,398$$

$$COSTO\ TOTAL\ DE\ FABRICACION = CDF + CIF + CFF + VAI$$

$$COSTO\ TOTAL\ DE\ FABRICACION = US \$ 67\,195\,704$$

**TABLA 3.2.2 Costo de Manufactura y Costo Unitario**

1. COSTOS DE MANUFACTURA			\$ 66 084 306
1.1. COSTOS DIRECTOS DE MANUFACTURA			
	Costos de materia prima	\$34 670 562	\$38 958 858
	Costo de mano de obra	\$420 000	
	Costo de supervisión e ingeniería	\$168 000	
	Costo de mantenimiento y reparación	\$2 242 604	
	Costo de auxiliares y servicios	\$1 009 172	
	Costo de suministros de operación	\$448 521	
TOTAL COSTOS DIRECTOS			
1.2. COSTOS INDIRECTOS DE MANUFACTURA			
	Costos de planillas	\$88 200	\$214 200
	Costo de laboratorio	\$63 000	
	Costos generales de planta	\$63 000	
TOTAL COSTOS INDIRECTOS			
1.3. COSTOS FIJOS DE MANUFACTURA			
	Depreciación	\$22 426 040	\$26 911 248
	Impuestos	\$2 242 604	
	Seguros	\$2 242 604	
TOTAL DE COSTOS FIJOS			

1.4. GASTOS GENERALES			\$1 111 397
	Administración	\$283 060	
	Ventas	\$ 807 337	
	Investigación y desarrollo	\$21 000	
TOTAL GASTOS GENERALES			\$67 195 704
COSTO TOTAL DE MANUFACTURA			
2. COSTO UNITARIO Producción: 300 000 000 kilogramos/año.			\$0,224/kg

Fuente: Elaborada por los Autores

### 3.3. ANALISIS ECONOMICO DEL PROYECTO DE INVERSION

El objetivo de la evaluación, es la obtención de los elementos de juicio necesarios para emitir una decisión final si el proyecto satisface o no los requerimientos o exigencias de los inversionistas en función a su rentabilidad. En resumen muestra los resultados del estudio económico.

#### 3.3.1. Retorno sobre la inversión (RSI)

Se expresa como la relación porcentual entre la utilidad bruta (antes del pago de impuestos) y la inversión total, multiplicado por 100. Se recomienda que ésta sea >35%.

Se obtuvo un retorno sobre la inversión antes del pago de impuestos de **35,87%**

También se expresa como la relación entre la utilidad bruta (después del pago de impuestos) y la inversión total, multiplicado por 100. Se recomienda que ésta sea >12%.

Se obtuvo un retorno sobre la inversión después del pago de impuestos de **26,26%**

#### 3.3.2. Tiempo de recuperación de la inversión (POT, Pay On Time)

Llamado periodo de recuperación del efectivo, periodo de reembolso (periodo de pago). Son los años necesarios para recuperar la inversión despreciable original a partir de las utilidades o márgenes de depreciación. Se calcula dividiendo la inversión total entre la suma de la utilidad antes del pago de impuestos y la depreciación y se expresa en años. Se recomienda que ésta sea < 5 años. Se obtuvo un tiempo de recuperación de la inversión es de **2,11 años** antes del pago de impuestos siendo este tiempo menor a 5 años.

Se obtuvo un tiempo de recuperación de la inversión es de **2,59 años** después del pago de impuestos siendo este tiempo menor a 5 años.

### 3.3.3. Punto de equilibrio (PE)

Indica en momento en el que la empresa no tendrá ganancias ni pérdidas. Se puede expresar en cantidad de producción, ventas o capacidad de producción en %, que debe tener la empresa para no tener pérdidas.

Para su cálculo es necesario determinar los costos fijos y los costos variables del proyecto. Se estimó en 24,76 %, que equivale a:

VALORES CALCULADOS	VALOR	ACEPTABLE
a. Retorno sobre la Inversión antes del pago de impuestos	35.87 %	> 35 %
b. Retorno sobre la Inversión después del pago de impuestos	26,26%	> 12 %
c. Tiempo de recuperación del dinero antes de impuestos	2,11	< 5 años
d. Tiempo de recuperación del dinero después de impuesto	2,59	
e. Punto de equilibrio	24,76 %	< 50%

### 3.3.4. Estado de pérdidas y ganancias.

Es un resumen de costos y utilidades que muestra las ganancias o pérdidas en el ejercicio, el resultado final se denomina también flujo neto económico.

ESTADO DE PERDIDAS Y GANANCIAS		
Producción anual	300 000 000	kilogramos
Precio de venta por unidad	0,510	\$/kg
Ingreso de ventas anuales	153 000 000	\$
Costo total de fabricación (producción)	<b>67 195 704</b>	\$
Utilidad Bruta	85 804 296	\$
Impuesto a la renta ( 30% )	19 800 991	\$
Utilidad neta	66 003 304	\$

**Ingreso neto de ventas anuales** = Producción anual \* Precio de venta unitario

**Utilidad Bruta** = Ingreso Neto de Ventas Anuales - Costo Total de Fabricación

Utilidad Neta = Utilidad Bruta - Impuesto a la Renta.



## IV. CONSIDERACIONES AMBIENTALES

La mejor vía para la reducción de las emisiones, vertidos y residuos en general en la industria es su prevención en origen. La aplicación de técnicas de prevención de la contaminación mejora la eficiencia de los procesos e incrementa los beneficios a la vez que minimiza el impacto ambiental de la actividad. La minimización en origen puede hacerse de varias formas, ya sea reduciendo las entradas de materias primas y auxiliares, rediseñando el proceso, reutilizando productos secundarios, mejorando la gestión, reutilizando recursos como el agua, incrementando la eficiencia energética, substituyendo productos tóxicos y peligrosos por otros más benignos, etc.

Desde este punto de vista se asegurará las fugas y pérdidas de algún fluido durante el proceso,

El agua de enfriamiento ( $230 \text{ m}^3/\text{ton}$  de amoníaco) será convenientemente reciclado con sistemas de enfriamientos modernos que utilizan solamente aire en lugar de la mezcla tradicional de glicol y agua.

El agua de proceso ( $2,3 \text{ m}^3/\text{ton}$  de amoníaco) será convenientemente reciclada previo tratamiento físico-químico.

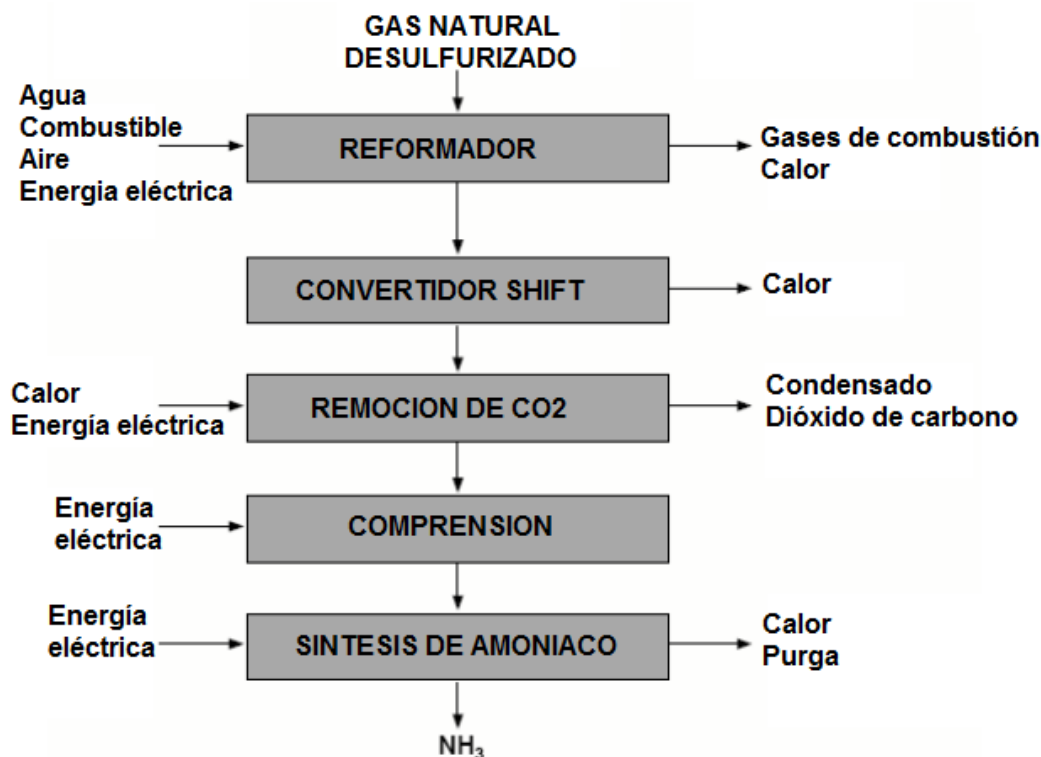
La disminución de etapas y de catalizadores altamente específicos asegura el uso de menor equipamiento para obtener el producto final.

Los posibles “efluentes” de la futura fábrica de amoníaco se pueden representar en la Figura 4. Uno de los efluentes contaminantes son los gases de la combustión generados para llegar a la temperatura de operación del reformador. Respecto a estos gases se considera que el nivel de contaminación alcanzado será mínimo y se asegura que la altura de chimenea debe cumplir la normativa peruana que indica que debe tener una altura no menor de 3 m por encima de cualquier construcción que esté hasta 7 m de distancia del ducto – Norma EM.060, artículo 5.

En la etapa de remoción de dióxido de carbono para obtener hidrógeno puro, el dióxido de carbono puede someterse a una purificación y venderlo en alto grado de pureza a fábricas conexas de urea o envasarse para vender a otras industrias como las de bebidas gaseosas. La inversión que se realizaría se estaría pagando con los ingresos por venta de dióxido de carbono de alta pureza.

Otra corriente de posible contaminación es la corriente de purga que contiene básicamente hidrógeno y nitrógeno que no reaccionaron, y algunas impurezas que de reciclarlos perjudicarían el funcionamiento del reactor de síntesis. Para resolver este inconveniente se propone utilizar esta corriente de purga como combustible en el horno del reformador catalítico. Su combustión no generaría contaminantes debido a que el hidrógeno combustiona a agua. Otra alternativa es instalar otro sistema PSA para purificar la corriente de purga y obtener hidrógeno puro que puede ser reciclado al proceso.

En los sistemas de enfriamiento se generan condensados que podrían contener amoníaco, pero no constituyen peligro ambiental. Según la EPA las limitaciones de amoníaco en efluentes están en el rango de 0,0500 – 0,1875 kg de amoníaco por tonelada de producto, y es un valor máximo diario. El amoníaco es el único refrigerante que no afecta la capa de ozono y ni provoca efecto invernadero, debido a que no contiene átomos de cloro o de bromo.



Fuente: Sánchez, 2004.

Figura 4. Ingresos y entradas de una planta de producción de amoníaco a partir de gas natural desulfurizado.

Otro efluente importante, pero no contaminante, es la corriente con alto contenido de oxígeno que se genera en el separador criogénico del aire. Este oxígeno está mezclado con pequeñas cantidades de nitrógeno, y trazas de argón y dióxido de carbono. Se propone purificar esta corriente para obtener oxígeno puro el cual se puede vender para industrias conexas. Otra alternativa es utilizarlo como comburente en el horno de reformación para mejorar la eficiencia del horno de combustión. El oxígeno puro tiene usos industriales, principalmente, en la industria de producción primaria de metales, gasificación, servicios de salud, arcillas, refinación de petróleo, industria de pulpa y papel, tratamiento de agua, y otros.

## V. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

### 5.1 CONCLUSIONES.

#### a. De análisis del mercado

Según el estudio de mercado, existe una gran demanda potencial del amoníaco 1 para la producción de nitrato de amonio en grados fertilizantes, técnico y ANFO, además de la producción de urea y sulfato de amonio. Se demuestra en esa base que la demanda insatisfecha alcanzaría un nivel de 1,097 millones de toneladas de amoníaco. También se demuestra que existe suficiente materia prima para desarrollar este proyecto.

Se plantea como mercado objetivo las futuras plantas de producción de nitrato de amonio grado ANFO. En esa base se determinó que el tamaño requerido de planta será de 300 000 toneladas al año de amoníaco.

#### b. De análisis técnico

Se evaluaron todos los procesos existentes de la producción de amoníaco a partir de gas natural. Se escogió el proceso más simplificado y eficiente: Proceso Linde Ammonia Concept (LAC). Según el balance de masa se produce 0,4628 kg de hidrógeno y 2,587 kg de amoníaco por cada kg de gas natural alimentado. Desde el punto de vista ambiental se debe ejercer control sobre diferentes efluentes de la futura planta de producción de amoníaco.

#### c. De análisis Financiero.

La factibilidad económica de la planta se interpreta con los siguientes indicadores:

- La inversión total para la instalación de la planta asciende a US \$ 229 113 953
- Punto Equilibrio del proyecto 24,76%.
- Tiempo de recuperación de la inversión es de 2,11 años antes de impuestos y 2,59 años después de impuestos.
- La tasa de retorno sobre la inversión es de 26,26 % después de los impuestos.
- El costo unitario por kilogramo de amoníaco es \$ **0,224**
- El precio de venta por kilogramo de amoníaco es \$ 0,510 colocado en fábrica.

En la evaluación económica no se ha considerado la producción de oxígeno y dióxido de carbono de alta pureza que se puede vender como subproducto.

## 5.2. RECOMENDACIONES

- Los peruanos hemos tenido muchos y variados recursos naturales, pero no hemos sabido explotarlos de manera sostenida, tampoco les dimos valor agregado ni hemos previsto qué hacer cuando estos recursos se agoten. Nunca tuvimos una política de estado en ciencia, tecnología e innovación. Una lección todavía no aprendida por nosotros es el caso de los fertilizantes naturales: salitre y guano de islas. La explotación de estos recursos no fue realizada de la mejor forma; se despilfarró y no se invirtió nada en investigación, a diferencia de países europeos que realizaron investigaciones e innovaciones, con el tiempo, se independizaron de fertilizantes naturales, produciéndose sintéticamente como: amoníaco, nitratos, etc.

Necesitamos con urgencia un mejor aprovechamiento de nuestros recursos donde participe el estado con un mayor apoyo al sector privado a través de los ministerios, de las universidades se fomente el desarrollo de la industria nacional y poder producir aquí no solo la materia prima que es abundante en nuestro país sino también poder transformarla en un producto final para consumo local y de exportación.

- Se recomienda instalar la planta de amoníaco a partir de gas natural.
- Se recomienda cumplir con las recomendaciones de operación para no producir impacto negativo sobre el medio ambiente.
- Se recomienda cumplir con las recomendaciones y legislación peruana en materia de seguridad y salud ocupacional para las instalaciones y operaciones de la planta para mantener muy bajos los niveles incidentes y accidentes hacia los colaboradores.
- Se recomienda seguir investigando sobre nuevos catalizadores que tengan una mayor selectividad y rendimiento en los distintos procesos de producción de amoníaco a partir de gas natural.

## **VI. REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS**

**APPL, MAX. (2006).** Ammonia, in Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry. Weinheim: Wiley-VCH.

**ATSDR – Agency for toxic substances and disease registry. 2002.** Amoníaco (ammonia). CAS # 7664-41-7. División de Toxicología ToxFAQs™. Atlanta, Estados Unidos.

**BAHADUR, D. & PRASAD, R. 2011.** Hydrogen Production by Medium Temperature Shift Reaction. International Conference on recent Advances in Chemical Engineering and Technology, Kochi, India.

**BARTLES, JEFFREY RALPH. 2008.** A feasibility study of implementing an Ammonia Economy. Graduate Theses. Iowa State University.

**BNaméricas. 2015.** Planta de amoníaco y urea, bloque XIII.

**COLCIENCIAS – 2013.** Ahorro de energía en la industria de amoníaco.

**EFMA, 2014.** Production of Ammonia – Best available techniques for pollution prevention and control in the Europe Fertilizer Industry. Booklet N° 1 of 8. Belgium.

**EUROPEAN COMMISSION. 2007.** "Reference Document on Best Available Techniques for the Manufacture of Large Volume Inorganic Chemicals - Ammonia, Acids and Fertilisers." Report.

**GOSNELL, J. 2005.** Efficient Ammonia Production. Hydrogen Conference, Argonne National Laboratory. KBR, Energy and Chemicals.

**JANAMPA, SOTO M. 2008.** Industrialización y valorización del gas natural de Camisea: Petroquímica básica en fertilizantes. Tesis pre-grado. Universidad Nacional de Ingeniería. Facultad de Ingeniería de Petróleo, Gas Natural y Petroquímica.

**JENKINS, S. 2011.** Hydrogen production by steam reforming. Chemical Engineering Processing. October.

**GESTION – EMPRESAS. 2013.** Se construirá la primera planta de fertilizantes del país en el norte. 18 de setiembre del 2013. Lima, Perú.

**GOMEZ, POCOMUCHA J. 2010.** Operación de plantas de procesamiento de gas natural. Osingermin. Gerencia de Fiscalización del Gas natural, división de producción, procesamiento y transporte. Lima, Perú.

**GRUPO PROPUESTA CIUDADANA. 2013.** ¿Para quién es el gas? Entre el consumo interno y la exportación. Lima, Perú.

**GUTIERREZ, PEÑA CESAR. 2013.** Oportunidades para el desarrollo de la industria petroquímica en el Perú. III Conferencia Petroquímica Perú. Utilites Perú.

**HANEX, W. 2006.** Gas Heated Steam Reformer Modelling. Doctoral Thesis. Norwegian Univesity of Science and Technology. Department of Chemical Engineering.

**IPNI – International Plant Nutrition Institute. 2014.** Fuentes de Nutrientes Específicos: Amoniac. Boletín N° 10. Quito, Ecuador.

**KING, S.M.; PETERSEN, N. & DYBKJAER, L. 2013.** Síntesis de Amoniac: 100 años y seguimos contando. Revista Petroquímica – Petróleo, Gas, Química & Energía. 11 de noviembre del 2013. Buenos Aire, Argentina.

**LINDE. 2015.** Hydrogen: production of hydrogen from light hidrocarbons. The Linde Group.

**MORGAN, E. 2013.** Techno-Economic Feasibility Study of Ammonia Plants Powered by Offshore Wind. Pre-grade Thesis. University of Massachusetts – Amherst.

**OMS. 2003.** Environmental Health Criteria 54, Ammonia.

**OSINERGMIN, 2011.** Proyecto Nitratos del Perú. Perfil de Proyecto. Lima, Perú.

**OSINERGMIN, 2013.** Boletín estadístico de la industria del gas natural. Febrero 2013. Gerencia de Fiscalización de Gas Natural. Lima, Perú.

**OSINERGMIN, 2014.** La industria del Gas Natural en el Perú. A diez años del proyecto Camisea. Editores Tamayo, Lima-Perú.

**QUEVEDO, L. 2002.** Proyecto de diseño de una planta de amoniaco a partir del gas natural. Tesis pregrado. Universidad Nacional de Ingeniería. Lima, Perú

**RAMIREZ, CADENILLAS EDGAR. 2005.** Mercado y precios del gas natural en el Perú. Osinerg, Lima, Perú.

**RPP – Economía. 2013.** Instalaran planta de fertilizantes más grande del mundo en Perú. 28 enero del 2013, Lima, Perú.

**SANCHEZ, B. 2004.** Sinergia para la obtención de productos derivados del gas natural – factibilidad técnica y económica de una planta de amoniaco. Tesis de pregrado. Universidad Nacional de Ingeniería. Lima, Perú.

**SEMANAeconómica. 2010.** Orica Nitrato Perú presento EIA el estudio de impacto ambiental de su proyecto para instalar una planta petroquímica. Lima, Perú.

**ULLMAN. 2000.** Encyclopedia of industrial Chemistry. 6th Edición, Wiley-VCH.

**UNIDO. 1998.** Fertilizer Manual. Kluwer Academic Publishers. Part a revisión of the IFDC/UNIDO Fertilizer Manuall Published in December 1979. Printed in the Netherlands.

## **VII. LINKOGRAFIA**

1. Uso seguro del amoniaco, PEMEX, Petroquímica:

<http://www.ptq.pemex.com/productosyservicios/eventosdescargas/Documents/FORO%20AMONIACO/2013/Manual%20de%20Amoniac.pdf>

2. Instalaran planta de fertilizantes más grande del mundo en el Perú

<http://rpp.pe/economia/economia/instalaran-planta-de-fertilizantes-mas-grande-del-mundo-en-peru-noticia-562182>. 28 enero del 2013.

3. Fuentes de gas de síntesis

<https://www.textoscientificos.com/quimica/amoniaco>

4. Características del catalizador de reformación catalítica Haldor Topsøe AS,

[http://www.topsoe.com/site.nsf/vALLWEBDOCID/KVOO-5PGF7A/\\$file/Cat%20-%20Topsoe%20R-67%20leaflet.pdf](http://www.topsoe.com/site.nsf/vALLWEBDOCID/KVOO-5PGF7A/$file/Cat%20-%20Topsoe%20R-67%20leaflet.pdf) (2005b)

5. OSINERGMIN. (2018): Factor de actualización del precio del gas natural en boca de pozo – Lote 88

[http://www.osinergmin.gob.pe/seccion/centro\\_documental/gart/PliegosTarifarios/FBP01012018.pdf](http://www.osinergmin.gob.pe/seccion/centro_documental/gart/PliegosTarifarios/FBP01012018.pdf)

6. Indice de costos de la planta.

<https://www.chemengonline.com/pci-home>

## **VIII. APENDICE**

### **SEGURIDAD EN EL MANEJO DEL AMONIACO**

Donde las cantidades de volúmenes de amoniaco anhídrido son almacenados o manipulados en almacenes, tales áreas deberían ser aisladas de otras salas y tal edificio protegido con rociadores, equipo eléctrico hermético al vapor, ventilación efectiva, y un buen sistema de seguridad.

Las válvulas de seguridad son necesarias en los tanques de almacenamiento. Deberá ser instalada una válvula de 3-caminos y así uno está siempre abierto al tanque. Las válvulas deberán descargar a un lugar seguro fuera del área de almacenaje.

Los tanques de amoniaco dentro del área de almacenamiento no deberán estar localizados cerca de los tanques conteniendo líquidos inflamables. Las áreas en las cuales los riesgos de amoniaco existen deberán tener un adecuado número de salidas bien marcadas o señalizadas a través de la cual el personal puede escapar rápidamente en caso de emergencia. Estos se deberán abrir desde afuera y guiar hacia fuera de las galería o plataformas, escapes de fuego o a otro pasadizo no obstruidos.

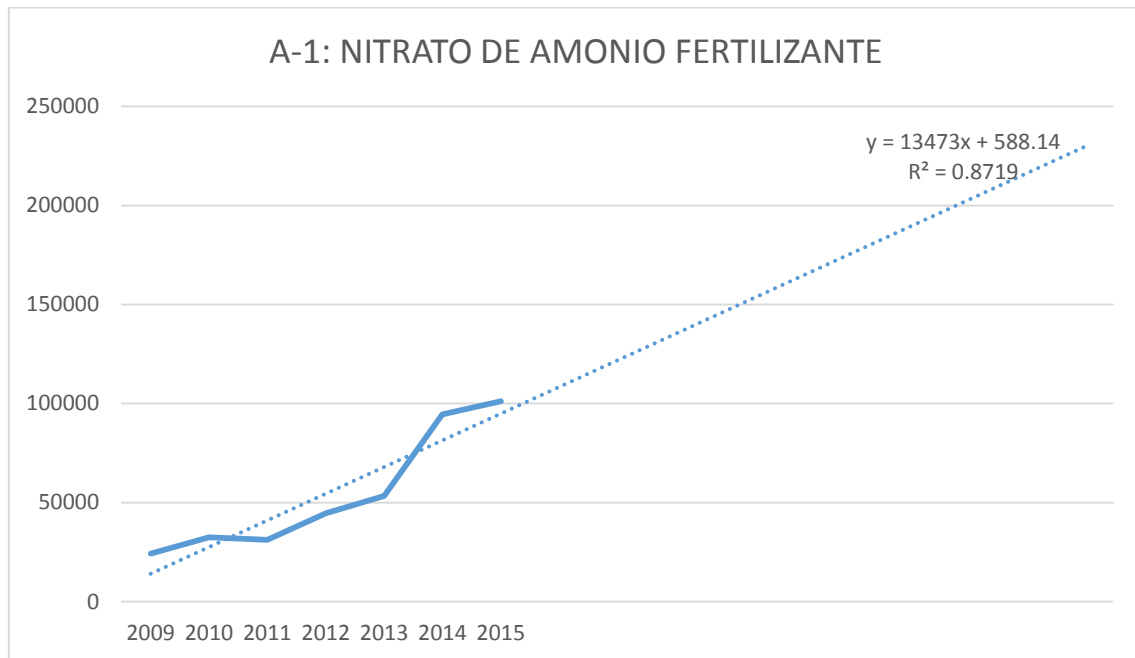
Es de gran importancia que la adecuada ventilación sea provista y mantenida para almacenar o mantener la concentración del gas de amoniaco debajo de 100 ppm por volumen en el aire. Las concentraciones más altas son peligrosas para el trabajador no protegido. A través de sistemas de ventilación especiales no serán encontrados necesariamente en muchos procesos, en ambientes en las cuales el amoniaco podría escapar deberían tener ductos de ventilación dirigidos hacia fuera, de tal manera que el gas que escapa no contamine áreas contiguas o impida el escape de personas que podrían estar trabajando en ella; todos deberán ser localizados a la altura máxima y guiadas hacia arriba.



## A1. ESTUDIO DE MERCADO

### A1.1. PROYECCION DE LA DEMANDA DE NITRATO DE AMONIO GRADO FERTILIZANTE.

Se realizó la proyección tomando los datos desde el 2009 que muestra un crecimiento constante. Figura A-1



Según la gráfica para el año 2025 se tendrá una demanda de 230 000 toneladas.

### A1.2 PROYECCION DE LA DEMANDA DE UREA

Según la Figura A-2 la demanda proyectada de urea para el 2025 llegará aproximadamente a 490000 toneladas.

### A1.3 PROYECCION DE LA DEMANDA DE SULFATO DE AMONIO.

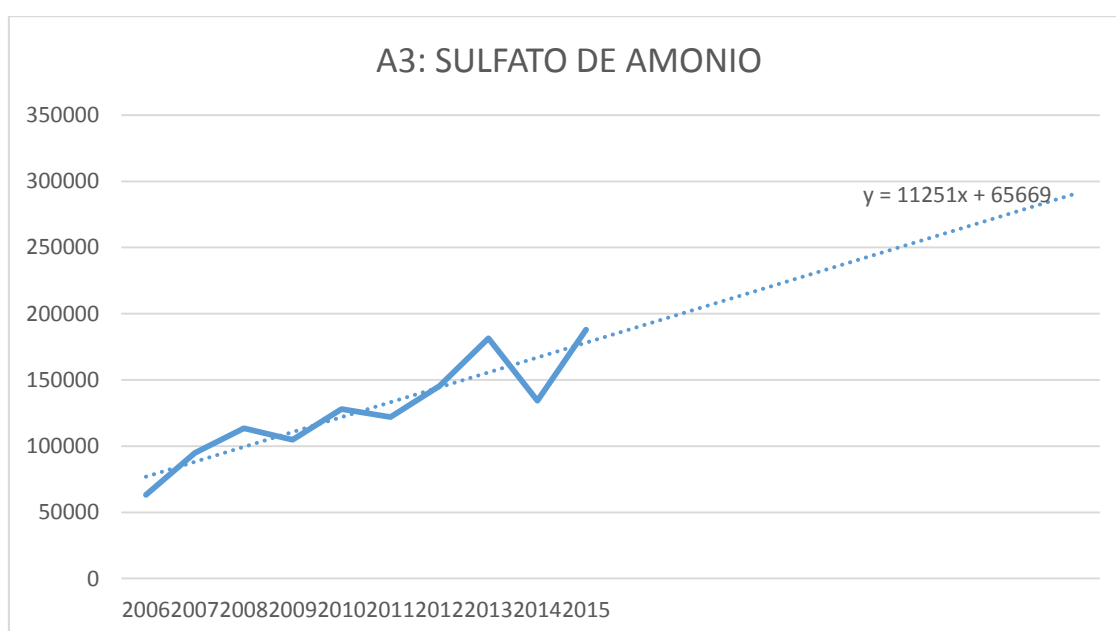
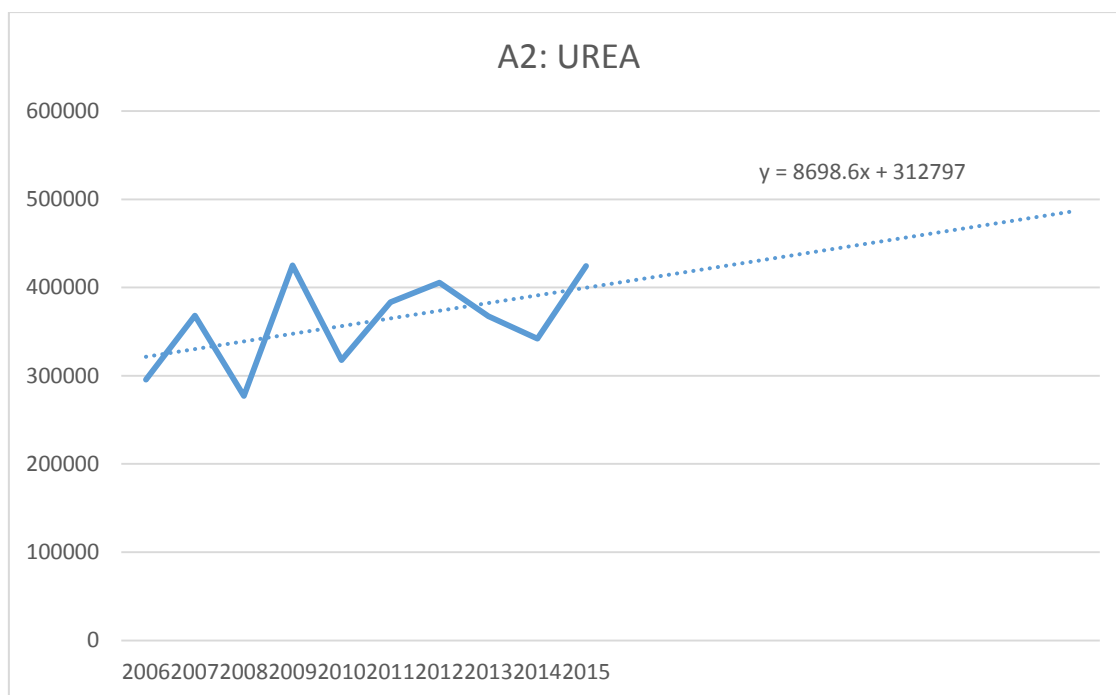
Según la Figura A-3, la demanda proyectada de sulfato de amonio para el año 2025 llegará a aproximadamente 290000 toneladas.

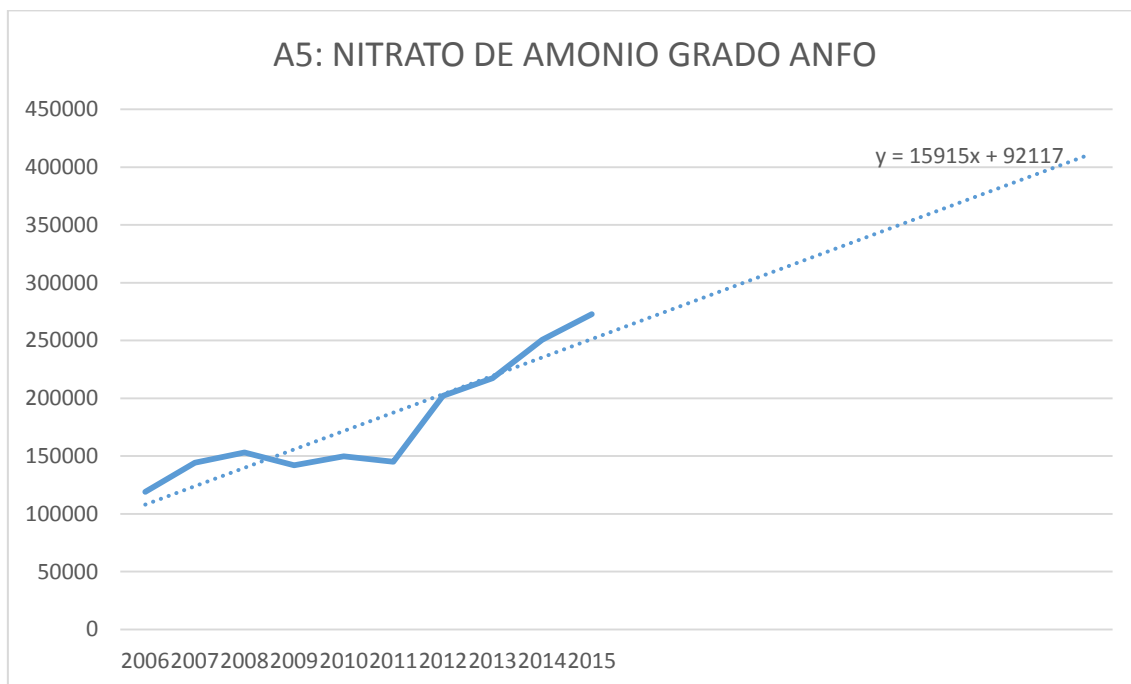
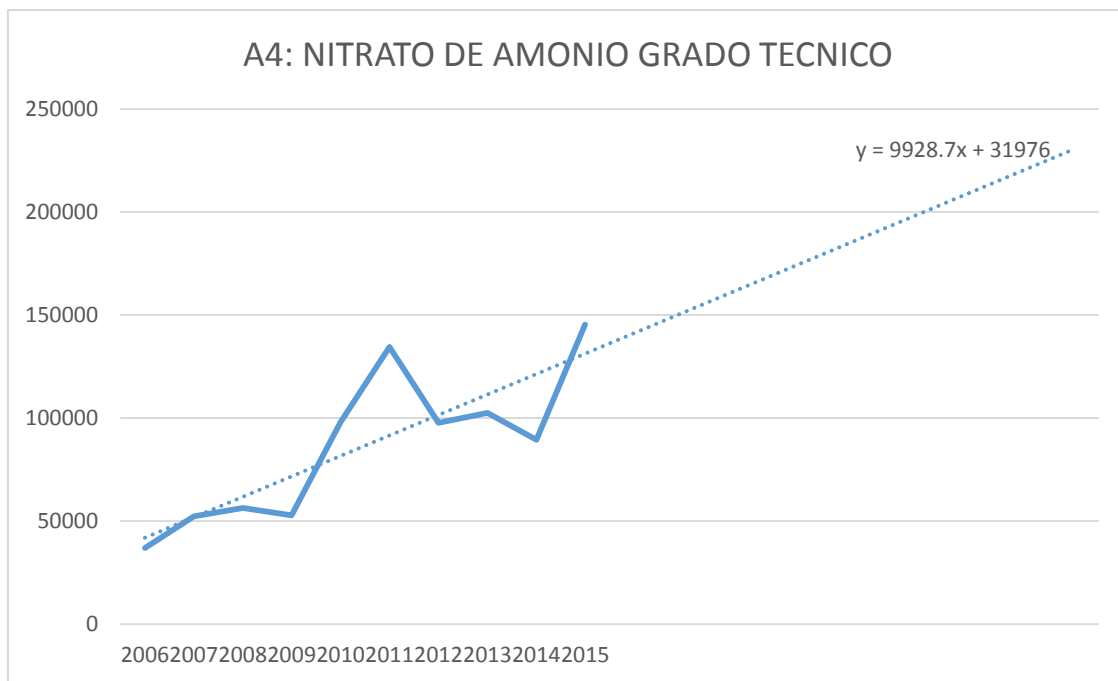
### A1.4 PROYECCION DE LA DEMANDA DE NITRATO DE AMONIO GRADO TECNICO

Según la Figura A-4, la demanda proyectada de nitrato de amonio grado técnico para el año 2025 llegará a aproximadamente 235000 toneladas.

### A1.4.1 PROYECCION DE LA DEMANDA DE NITRATO DE AMONIO GRADO ANFO

Según la Figura A-5, la demanda proyectada de nitrato de amonio grado ANFO para el año 2025 llegará a aproximadamente 410000 toneladas.





En resumen las proyecciones para el año 2025 serán:

Nitrato de amonio grado fertilizante:	230000 ton
Urea:	490000 ton
Sulfato de amonio:	290000 ton
Nitrato de amonio grado técnico:	235000 ton
Nitrato de amonio grado ANFO:	410000 ton

Respecto a los nitratos la proyección total asciende a:

$$230000 + 235000 + 41000 = 875000 \text{ ton}$$

Expresado en porcentaje:

Nitrato de amonio grado fertilizante:	26.286%
Nitrato de amonio grado técnico:	26.857%
Nitrato de amonio grado ANFO:	46.857%

## **A.2. PROYECCION DE LA DEMANDA EQUIVALENTE EN AMONIACO**

Los consumos específicos son:

Urea: 0.566 kg de amoniaco por kg de urea

Nitrato de amonio: 0.4250 kg de amoniaco por kg de nitrato de amonio

Nitrato de amonio: 1.4664 kg de ácido nítrico por kg de nitrato de amonio

Sulfato de amonio: 0.1478 kg de amoniaco por kg de sulfato de amonio

Para nitrato de amonio:  $875000 \times 0.4250 = 371875$  toneladas de amoniaco

Requerimiento de ácido nítrico para nitrato de amonio:

$$875000 \times 0.7875 = 689062 \text{ toneladas}$$

Requerimiento de amoniaco para ácido nítrico:

$$689062 \times 0.2698 = 185909 \text{ toneladas}$$

Total de amoniaco para nitrato de amonio:  $371875 + 185909 = 557784$  ton

Amoniaco para urea:  $490000 \times 0.566 = 277663$  toneladas

Amoniaco para sulfato de amonio:  $290000 \times 0.1478 = 42862$  toneladas

Resumen de la demanda proyectada equivalente de amoniaco:

Para nitrato de amonio: 557784 ton

Para urea: 277663 ton

Para sulfato de amonio: 42862 ton

TOTAL: 878309 toneladas

Este valor es el 80% del uso del amoniaco, el restante se considera amoniaco para artículos de limpieza, para refrigeración, etc.

Entonces la proyección total seria:  $878309/0.80 = 1097886$  toneladas.

## BALANCE DE MASA Y ENERGIA

CHEMCAD 6.1.3

Page 1

Job Name: PRODUCCION AMONICADO Date: 11/04/2017 Time: 07:34:54

Stream No.	1	2	3
4			
Stream Name			
Temp C	29.4444*	370.0000	38.0000*
260.7601			
Pres bar	13.7895*	13.6516	39.2266*
20.6843			
Enth MJ/h	-5.5631E+005	-4.4865E+005	-62443. -
5.1110E+005			
Vapor mole fraction	0.00000	1.0000	1.0000
1.0000			
Total kmol/h	1947.2712	1947.2712	870.6216
2817.8928			
Total kg/h	35080.0897	35080.0897	14493.0594
49573.1456			
Total std L ft3/hr	1238.8433	1238.8433	1617.9598
2856.8031			
Total std V scfh	1541324.50	1541324.50	689123.56
2230448.00			
Flowrates in kg/h			
Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000
0.0000			
Methane	0.0000	0.0000	13346.4505
13346.4505			
Carbon Dioxide	0.0000	0.0000	7.7274
7.7274			
Carbon Monoxide	0.0000	0.0000	0.0000
0.0000			
Argon	0.0000	0.0000	199.3212
199.3212			
Hydrogen Sulfide	0.0000	0.0000	0.0479
0.0479			
Water	35080.0897	35080.0897	0.0253
35080.1110			
Nitrogen	0.0000	0.0000	939.4870
939.4870			
Monomethylamine	0.0000	0.0000	0.0000
0.0000			
NH3	0.0000	0.0000	0.0000
0.0000			
Stream No.	5	6	7
8			
Stream Name			
Temp C	520.0000	870.0000	354.0000
436.6116			
Pres bar	20.6153	20.6140	20.5105
20.4416			
Enth MJ/h	-4.7887E+005	-2.5453E+005	-3.3264E+005 -
3.3264E+005			
Vapor mole fraction	1.0000	1.0000	1.0000
1.0000			

Total kmol/h	2817.8928	4481.7274	4481.7274
4481.7269			
Total kg/h	49573.1456	49573.0000	49573.0000
49573.2412			
Total std L ft3/hr	2856.8031	4748.4480	4748.4480
5078.8339			
Total std V scfh	2230448.00	3547423.75	3547423.75
3547423.50			
Flowrates in kg/h			
Hydrogen	0.0000	5869.4268	5869.4268
6519.2555			
Methane	13346.4505	0.0000	0.0000
0.0000			
Carbon Dioxide	7.7274	18314.0701	18314.0701
32501.4844			
Carbon Monoxide	0.0000	11651.0037	11651.0037
2621.4760			
Argon	199.3212	199.3212	199.3212
199.3212			
Hydrogen Sulfide	0.0479	0.0479	0.0479
0.0479			
Water	35080.1110	12599.6248	12599.6248
6792.1657			
Nitrogen	939.4870	939.4870	939.4870
939.4870			
Monomethylamine	0.0000	0.0000	0.0000
0.0000			
NH3	0.0000	0.0000	0.0000
0.0000			

CHEMCAD 6.1.3  
Page 2

Job Name: PRODUCCION AMONICADO Date: 11/04/2017 Time: 07:34:54

Stream No.	9	10	11	
12				
Stream Name				
Temp C	222.0000	243.7889	247.1971	
26.6667				
Pres bar	20.3382	20.2347	20.2347	
20.2347				
Enth MJ/h	-3.6437E+005	-3.6437E+005	-3.6437E+005	-
4.0813E+005				
Vapor mole fraction	1.0000	1.0000	1.0000	
0.93853				
Total kmol/h	4481.7269	4481.7274	4481.7269	
4481.7269				
Total kg/h	49573.2412	49573.3050	49573.3121	
49573.3121				
Total std L ft3/hr	5078.8339	5161.7079	5174.7519	
5174.7524				
Total std V scfh	3547423.50	3547423.75	3547423.50	
3547423.50				
Flowrates in kg/h				
Hydrogen	6519.2559	6682.2586	6707.9162	
6707.9162				
Methane	0.0000	0.0000	0.0000	
0.0000				
Carbon Dioxide	32501.4844	36060.2390	36620.4079	
36620.4114				

Carbon Monoxide 0.0000	2621.4760	356.5206	0.0000
Argon 199.3212	199.3212	199.3212	199.3212
Hydrogen Sulfide 0.0479	0.0479	0.0479	0.0479
Water 5106.1292	6792.1657	5335.4299	5106.1292
Nitrogen 939.4870	939.4870	939.4870	939.4870
Monomethylamine 0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NH3 0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Stream No. 16	13	14	15
Stream Name			
Temp C 430.6542	48.8889	60.0000	524.3281
Pres bar 273.5774	20.2347	20.2347	273.5774
Enth MJ/h 7.7079E+005	2354.9	-4.0683E+005	50613.
Vapor mole fraction 1.0000	1.0000	0.75472	1.0000
Total kmol/h 62719.4856	3361.2608	1120.4666	3361.2608
Total kg/h 223262.0000	7649.5979	41923.7107	7649.5979
Total std L ft3/hr 64547.1013	3425.2332	1749.5185	3425.2332
Total std V scfh 49644384.00	2660540.25	886883.50	2660540.25
Flowrates in kg/h			
Hydrogen 118956.7678	6707.9162	0.0000	6707.9162
Methane 0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Carbon Dioxide 0.0000	0.0000	36620.4079	0.0000
Carbon Monoxide 0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Argon 1502.4133	2.1947	197.1265	2.1947
Hydrogen Sulfide 0.0000	0.0000	0.0479	0.0000
Water 0.0000	0.0000	5106.1292	0.0000
Nitrogen 102802.6000	939.4870	0.0000	939.4870
Monomethylamine 0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NH3 0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Job Name: PRODUCCION AMONICADO Date: 11/04/2017 Time: 07:34:54

Stream No.	17	18	19
20			
Stream Name			
Temp C	482.0000	482.0000	20.0000
20.0000			
Pres bar	273.5774	273.5774	273.4761
273.5774			
Enth MJ/h	8.6658E+005	7.4706E+005	-1.0490E+005
2813.5			
Vapor mole fraction	1.0000	1.0000	1.0000
1.0000			
Total kmol/h	62719.4856	60519.3288	60519.3288
58317.5170			
Total kg/h	223262.0000	223265.6488	223265.6488
185766.6431			
Total std L ft3/hr	64547.1013	61981.9900	61981.9900
59842.2783			
Total std V scfh	49644384.00	47902892.00	47902892.00
46160092.00			
Flowrates in kg/h			
Hydrogen	118956.7678	112302.4968	112302.4968
112302.4968			
Methane	0.0000	0.0000	0.0000
0.0000			
Carbon Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000
0.0000			
Carbon Monoxide	0.0000	0.0000	0.0000
0.0000			
Argon	1502.4133	1502.4133	1502.4133
1502.4133			
Hydrogen Sulfide	0.0000	0.0000	0.0000
0.0000			
Water	0.0000	0.0000	0.0000
0.0000			
Nitrogen	102802.6000	71961.7349	71961.7349
71961.7349			
Monomethylamine	0.0000	0.0000	0.0000
0.0000			
NH3	0.0000	37499.0057	37499.0057
0.0000			

Stream No.	21	22	23
24			
Stream Name			
Temp C	200.0000*	29.5917	20.0000
425.3632			
Pres bar	25.3312*	25.3312	273.5774
273.5774			
Enth MJ/h	5464.8	8274.2	2809.4
7.1952E+005			



Vapor mole fraction	1.0000	1.0000	1.0000
1.0000			
Total kmol/h	1071.3679	59303.6906	58232.3231
59303.6906			
Total kg/h	30013.2999	215508.5530	185495.2531
215508.5530			
Total std L ft3/hr	1311.6089	61066.4657	59754.8575
61066.4657			
Total std V scfh	848020.38	46940680.00	46092660.00
46940680.00			
Flowrates in kg/h			
Hydrogen	0.0000	112138.4311	112138.4311
112138.4311			
Methane	0.0000	0.0000	0.0000
0.0000			
Carbon Dioxide	0.0000	0.0000	0.0000
0.0000			
Carbon Monoxide	0.0000	0.0000	0.0000
0.0000			
Argon	0.0000	1500.2184	1500.2184
1500.2184			
Hydrogen Sulfide	0.0000	0.0000	0.0000
0.0000			
Water	0.0000	0.0000	0.0000
0.0000			
Nitrogen	30013.2999	101870.0000	71856.6007
101870.0000			
Monomethylamine	0.0000	0.0000	0.0000
0.0000			
NH3	0.0000	0.0000	0.0000
0.0000			

CHEMCAD 6.1.3

Page 4

Job Name: PRODUCCION AMONICADO Date: 11/04/2017 Time: 07:34:54

Stream No.	25	26
Temp C	20.0000	20.0000
Pres bar	273.5774	273.5774
Enth MJ/h	4.1103	-1.4835E+005
Total kg/h	271.3865	37499.0057
Flowrates in kg/h		
Hydrogen	164.0627	0.0000
Methane	0.0000	0.0000
Carbon Dioxide	0.0000	0.0000
Carbon Monoxide	0.0000	0.0000
Argon	2.1949	0.0000
Hydrogen Sulfide	0.0000	0.0000
Water	0.0000	0.0000
Nitrogen	105.1289	0.0000
Monomethylamine	0.0000	0.0000
NH3	0.0000	37500.0000

## A3. DISEÑO DE EQUIPOS PRINCIPALES

### DISEÑO DEL REFORMADOR CATALITICO

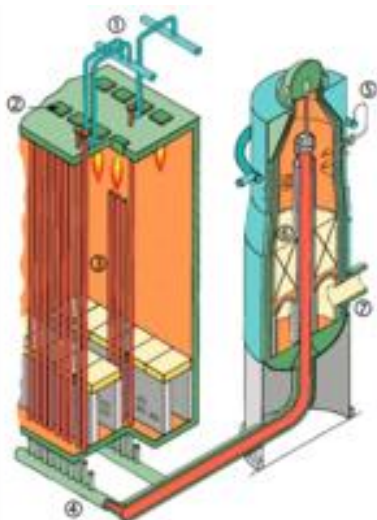


Figure 1 – A primary reformer radiant section and a secondary reformer (IPTS/EC, 2007).

1) Inlet manifold, 2) burners, 3) reformer tubes, 4) outlet manifold, 5) process air inlet, 6) catalyst bed and 7) gas outlet

Tiempo espacial, GHSV, 2000 a 3200 h<sup>-1</sup>, recomendable 2600 h<sup>-1</sup> (EP1914197A1, Ibañez, Cambra, Bilbao & Cagigal, 2011)

**GHSV = flujo volumétrico a CNPT/Vreactor**

**Flujo volumétrico: del balance con chemcad**

CHEMCAD 6.1.3

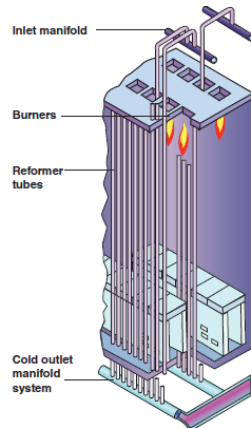
Job Name: PRODUCCION AMONICADO

Stream No.	1	4
Stream Name		
Temp C	29.4444*	260.7601
Pres bar	13.7895*	20.6843
Enth MJ/h	-5.5631E+005	-5.1110E+005
Vapor mole fraction	0.00000	1.0000
Total kmol/h	1947.2712	2817.8928
Total kg/h	35080.0897	49573.1456
Total std L ft3/hr	1238.8433	2856.8031
Total std V scfh	1541324.50	2230448.00
Flowrates in kg/h		
Hydrogen	0.0000	0.0000
Methane	0.0000	13346.4505
Carbon Dioxide	0.0000	7.7274
Carbon Monoxide	0.0000	0.0000
Argon	0.0000	199.3212
Hydrogen Sulfide	0.0000	0.0479
Water	35080.0897	35080.1110
Nitrogen	0.0000	939.4870
Monomethylamine	0.0000	0.0000
NH3	0.0000	0.0000

Flujo molar: 2817.8928 kmol/hr

Flujo volumétrico a CNPT: 22.4 x 2817.8928 kmol/hr = 63120.8 m<sup>3</sup>/h

Volumen neto necesario:  $63120.8/2600 = 24.279 \text{ m}^3$



Catalizador: pellets R-67-7H, cilíndricos, radio externo 8 mm, altura, 11 mm, radio del hueco, 1.7 mm (Haldor Topsoe, 2005).

Densidad del catalizador:  $1990.6 \text{ kg/m}^3$

Densidad del lecho catalítico:  $1016.4 \text{ kg/m}^3$

Espacio hueco del lecho catalítico (en fracción): 0.614 (Hanes, 2006).

Tubos típicos: diámetro interior, 5 3/4 pulg (146 mm), altura 41 pies (12.5 m), aleación con 25% de cromo y 20% de níquel, o un acero de alto níquel como HL-40 (Ray Elshout, Chemical Engineering, may 2010).

Quemadores: 50% de la energía directamente a los tubos, y una eficiencia total de 90 a 97%.

Volumen total de cada tubo:  $((3.1416 \times 0.146^2) / 4) \times 12.5 = 0.209 \text{ m}^3$

Volumen neto de cada tubo:  $0.614 \times 0.209 = 0.128 \text{ m}^3$

Numero de tubos del reformador:  $24.279/0.128 = 188.9$

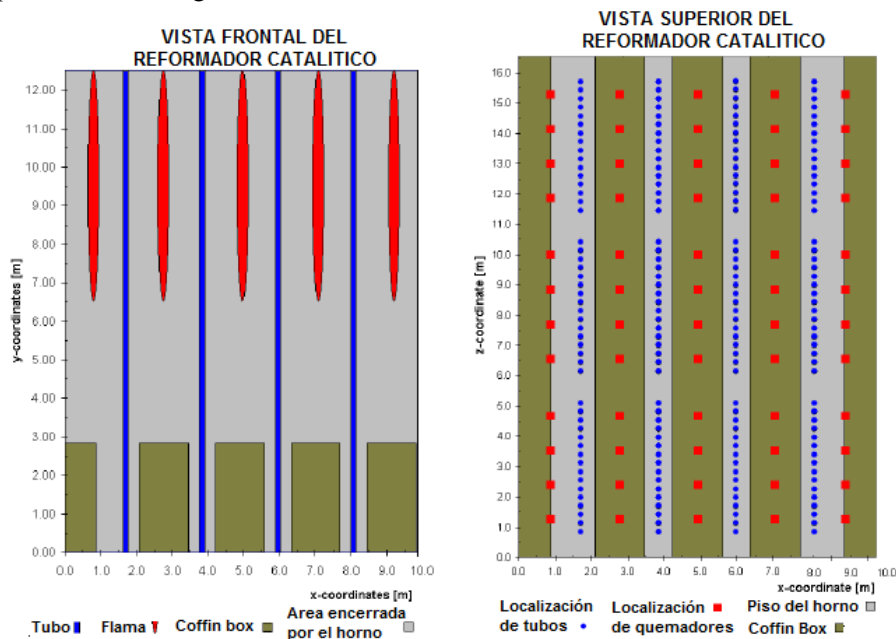
Se va a considerar **192**, repartidos en cuatro filas de 48 cada uno.

Se va a colocar cinco filas de 8 quemadores = 40 quemadores

Longitud de la flama. 4.5 – 6 m

Los tubos descansan sobre una “caja de muerto” (coffin boxes).

Los “coffin boxes” tienen una altura de 2.86 m y tiene una abertura de 0.6 m desde el piso para la salida de gases.



Dimensiones externas del horno del reformador:

Ancho: 16.5 m

Largo: 10 m

Altura: 12.5 m

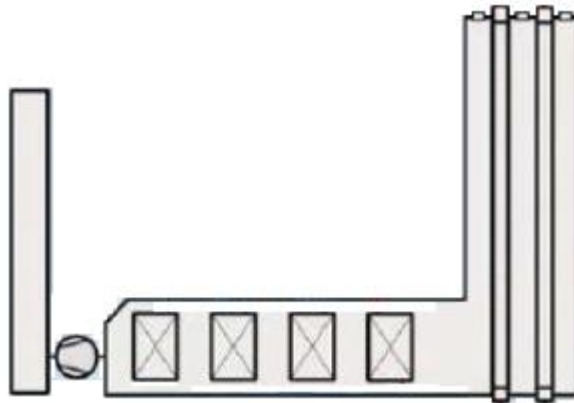
Peso de catalizador:

Volumen total de 192 tubos:  $192 \times 0.209 = 40.128 \text{ m}^3$

Volumen ocupado por catalizador:  $40.128 \times (1 - 0.614) = 15.49 \text{ m}^3$

Peso total de catalizador:  $1990.6 \text{ kg/m}^3 \times 15.49 = 30.83 \text{ toneladas}$

Dimensiones de la salida de los gases:



Altura: 2.86 m (idéntica al “coffin box”)

Ancho: 16.5 m (el ancho del horno del reformador)

Largo: 20 m

Energía de diseño del horno: 60000 a 75000 W/m<sup>2</sup> (Quevedo, 2002).

Área por tubo:  $((3.1416 \times 5.75 \times 2.54) / 100) \times 12.5 = 5.73 \text{ m}^2$

Número de tubos: 192

Área total superficial:  $192 \times 5.73 = 1100 \text{ m}^2$

Energía necesaria para el horno:  $70000 \times 1100 = 77000 \text{ Kw}$ .

## DISEÑO DEL REACTOR SHIFT ISOTERMICO DE TEMPERATURA MEDIA (220 – 270°C).

CHEMCAD 6.1.3

Job Name: PRODUCCION AMONICADO

Stream No.	9	10
Stream Name		
Temp C	222.0000	243.7889
Pres bar	20.3382	20.2347
Enth MJ/h	-3.6437E+005	-3.6437E+005
Vapor mole fraction	1.0000	1.0000
Total kmol/h	4481.7269	4481.7274
Total kg/h	49573.2412	49573.3050
Total std L ft3/hr	5078.8339	5161.7079
Total std V scfh	3547423.50	3547423.75
Flowrates in kg/h		
Hydrogen	6519.2559	6682.2586
Methane	0.0000	0.0000
Carbon Dioxide	32501.4844	36060.2390
Carbon Monoxide	2621.4760	356.5206
Argon	199.3212	199.3212
Hydrogen Sulfide	0.0479	0.0479
Water	6792.1657	5335.4299
Nitrogen	939.4870	939.4870
Monomethylamine	0.0000	0.0000
NH3	0.0000	0.0000

Catalizador: espacio hueco (0.58).

Flujo molar: 4481.7274 kmol/hora

Flujo volumétrico (CNPT):  $4481.7274 \times 22.4 = 100390.6938 \text{ m}^3/\text{hr}$

GHSV:  $5400 \text{ h}^{-1}$  (Badahur & Prasad, 2011).

Volumen de reacción necesario:  $100390.6938/5400 = 18.59 \text{ m}^3$

Tubería a utilizar: 4 pulg y 20 pies de largo (6.096 m)

Volumen por tubo:  $((3.1416 \times 0.01016^2)/4) \times 6.096 = 0.049 \text{ m}^3$

Volumen neto por tubo:  $0.58 \times 0.049 = 0.029 \text{ m}^3$

Número de tubos:  $18.59/0.029 = 648.458$  tubos

Se va a considerar: 650 tubos.



Diámetro del casco: (Perry's Chemical Engineers' Handbook, 8th edition) 11-43

Para arreglo cuadrado, intercambiador de un solo paso, con pitch 1.25 veces el diámetro externo del tubo:

$$N_t = 593.6 + 33.52C + .3782C^2 - .0012C^3 + .0001C^4$$

Despejando  $C = 1.652$

Pero  $C = (D/d) - 36$

D: diámetro del casco

d: diámetro externo del tubo

Despejando  $D = 150.608 \text{ pulg} = 12.55 \text{ pies} = 3.825 \text{ m}$

Considerando que se debe acomodar un sistema de tubería de enfriamiento se va a considera un diámetro de 4.00 m

Altura total:  $6.096 + 0.6 + 0.6 = 7.296 \text{ m}$

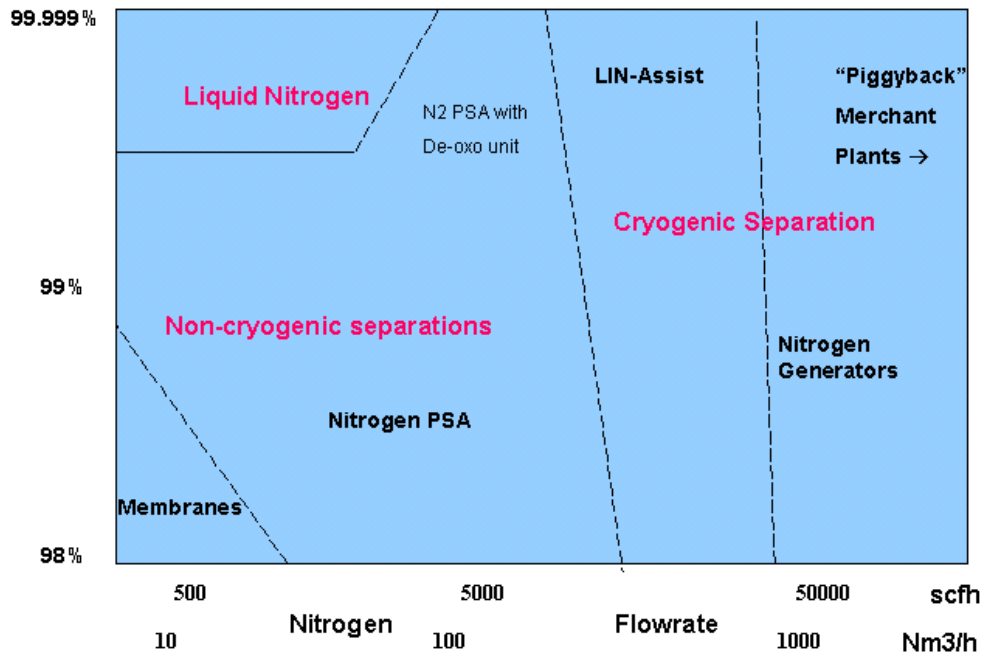
Catalizador: basado en cobre (5.5 % en peso de Cu y 9.0%  $\text{CeO}_2$ ),

Volumen de catalizador:  $0.58 * 0.049 * 650 = 18.473 \text{ m}^3$

Peso de catalizador:  $18.473 \text{ m}^3 * 1930 \text{ kg/m}^3 = 35653 \text{ kg} = 35.653 \text{ ton}$

## EQUIPO DE PRODUCCION DE NITROGENO PURO

Selección:

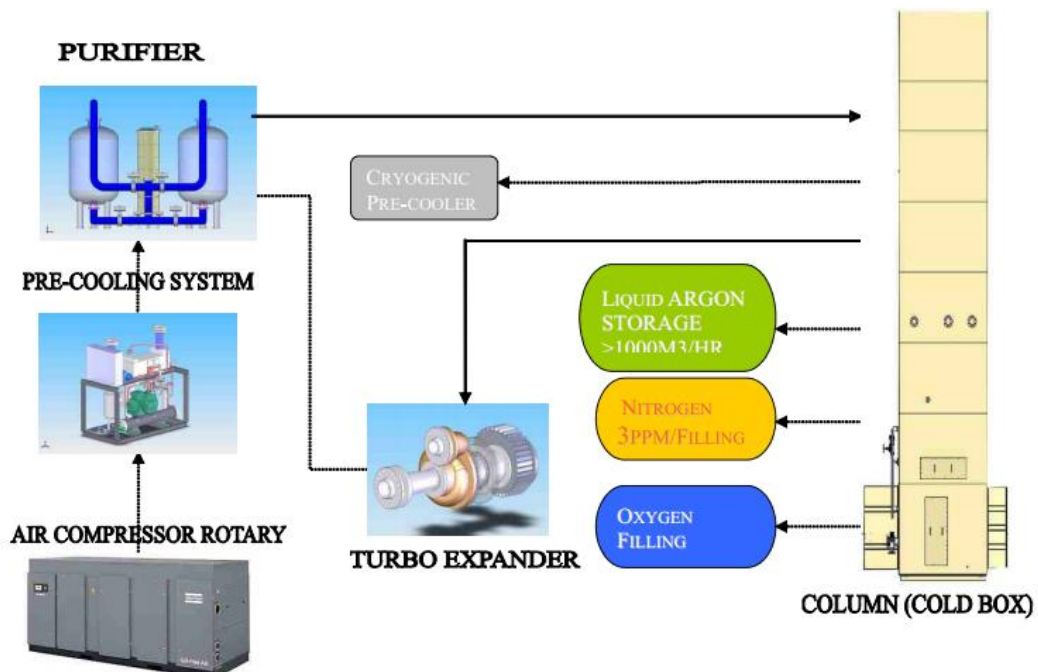


La capacidad requerida:  $30013.3 \text{ kg/hr} = 1071.9035 \text{ kmol/hr}$

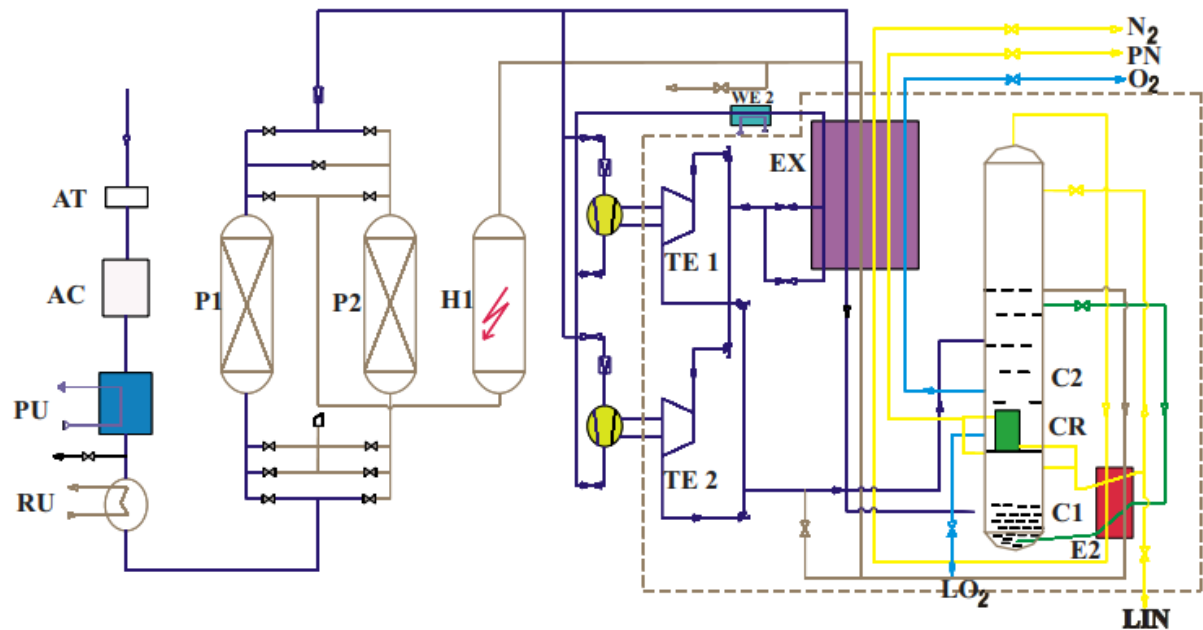
Flujo volumétrico:  $1071.9035 \times 22.4 = 24010 \text{ Nm}^3/\text{hr}$

Por la capacidad requerida queda como única alternativa la separación criogénica.

Según catálogo de fabricante IMPIANTI LIQUEFAZION E PRODUZIONE GAS TECNICI (<http://www.air-separation-plants.com/gaspipeline-large.pdf>)



## AIR SEPARATION PLANT FLOW CHART WITH MOLECULAR SIEVE PURIFIER AND BOOSTER AIR EXPANSION



Parte principales del sistema de producción de nitrógeno:

- compresor de aire de baja presión: 5 – 7 bar
- sistema de pre-enfriamiento: 12°C
- Purificación del aire: separación CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O
- Enfriamiento criogénico del aire con turbo expander: -170°C
- Separación del oxígeno y nitrógeno: turbo expander y destilador
- Comprensión para llenado de oxígeno y nitrógeno



## TECHNICAL SPECIFICATION AIR SEPARATION PLANTS OXYGEN--NITROGEN--ARGON GAS

HIGH CAPACITY(25000Nm<sup>3</sup>/hr To 50000Nm<sup>3</sup>/hr/800 TPD TO 1600 TPD)

MODEL (O <sub>2</sub> /N <sub>2</sub> */Ar)	UBT-25000/20000	UBT-30000/25000	UBT-40000/30000	UBT-50000
Oxygen Capacity Nm <sup>3</sup> /hr	25000	30000	40000	50000
Oxygen Capacity Tons Per Day	800 TPD	960 TPD	1285 TPD	1600 TPD
Oxygen Purity % O <sub>2</sub>	99.6	99.6	99.6	99.6
Nitrogen Capacity Nm <sup>3</sup> /hr	20000	25000	30000	50000
Nitrogen Capacity Tons Per Day	560 TPD	700 TPD	840 TPD	1400 TPD
Nitrogen Purity	99.9%-99.99% 3PPM	99.9%-99.99% 3PPM	99.9%-99.99% 3PPM	99.9%-99.99% 3PPM
Air Pressure (BAR)	5	5	5	5
No of O <sub>2</sub> cylinder per day (150 BAR*)	N/A	N/A	N/A	N/A
Power Consumption (KW)	10000	11400	14400	17500
Specific Power per M3 of gox+gan	0.26	0.27	0.24	0.22
Specific Power Kwh/m <sup>3</sup> O <sub>2</sub>	0.4	0.36	0.36	0.35
Argon**Capacity M3/hr	OPT.	OPT.	OPT.	OPT.

Se selecciona el modelo UBT-3000/25000 para producción de 25000 Nm<sup>3</sup>/hr.

### CONVERTIDOR DE AMONIACO

#### CATALIZADOR

AmoMax-10, composición: oxido ferroso (Wustite ) no estequiométrico,

Tamaño: 1.5 – 3.0 mm

Densidad: 2.8 kg/litro

Densidad global de lecho catalítico:

Tiempo de duración: 20 años, o más

Cantidad de catalizador:

Tipo de convertidor	3 camas de enfriamiento	4 camas de enfriamiento	Axial-radial (Casale)	Tubo enfriado
Salida del diseño (TPD)	1100	1040	1100	580
Edad del catalizador	4	5	1	8
Salida actual (TPD)	1260	1090	1488	600
Volumen del catalizador (m <sup>3</sup> )	44	71	51	16
Velocidad del espacio (hr <sup>-1</sup> )	12000	11000	12500	22000
Presión (bar)	220	145	197	320
Amoniaco de salida (%)	17.3	10.3	17.7	14.9

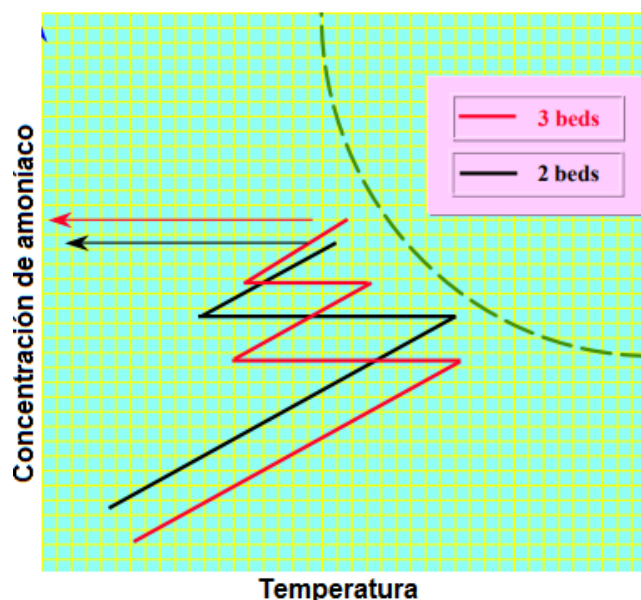
Capacidad de producción proyecto: 37500 kg/hr

Capacidad de producción del proyecto:  $37.500 \times 24 = 900$  TPD

Por factor de escalamiento:

Catalizador necesario:  $(900/1100) \times 51 = 41.73$  m<sup>3</sup>

Peso de catalizador:  $41.73 \times 2800 = 116844$  kg



Número de lechos recomendados: tres

Considerando que el catalizador ocupa 40% del volumen y que hay un espacio libre entre los tres lechos, se considera que el catalizador en forma global es 20% del volumen total.

Volumen de reactor:  $41.73/0.20 = 208.65 \text{ m}^3$

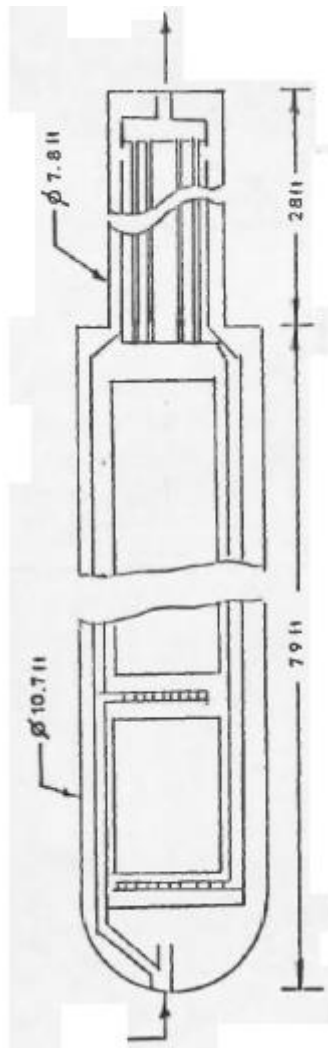
Dando una relación  $L/D = 10$

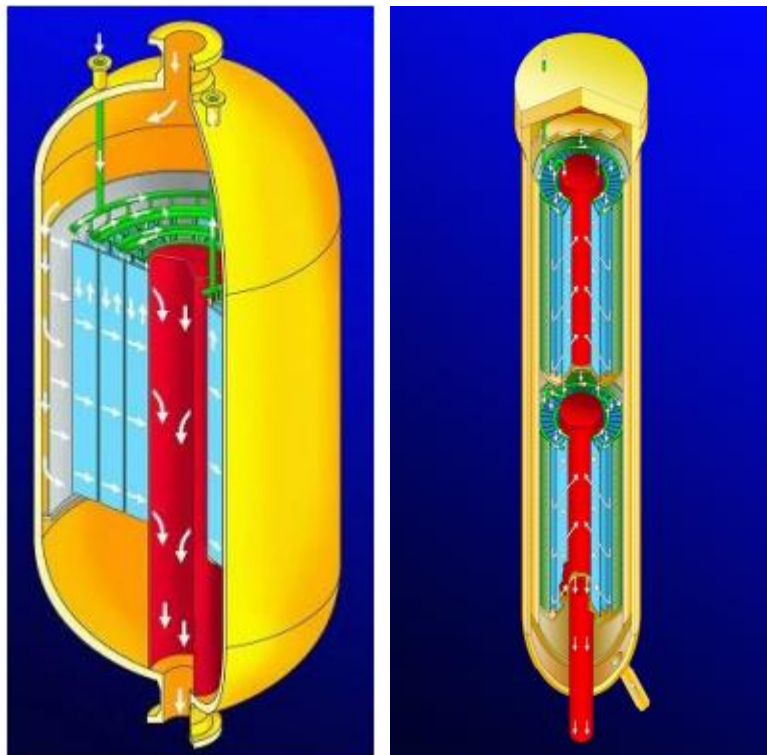
Determinación del diámetro:  $D^3 = 4V/10\pi = (4 \cdot 208.65)/(10 \cdot 3.1416)$

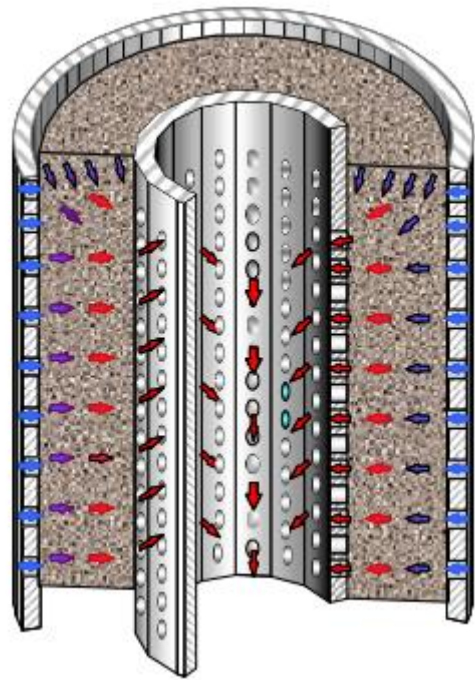
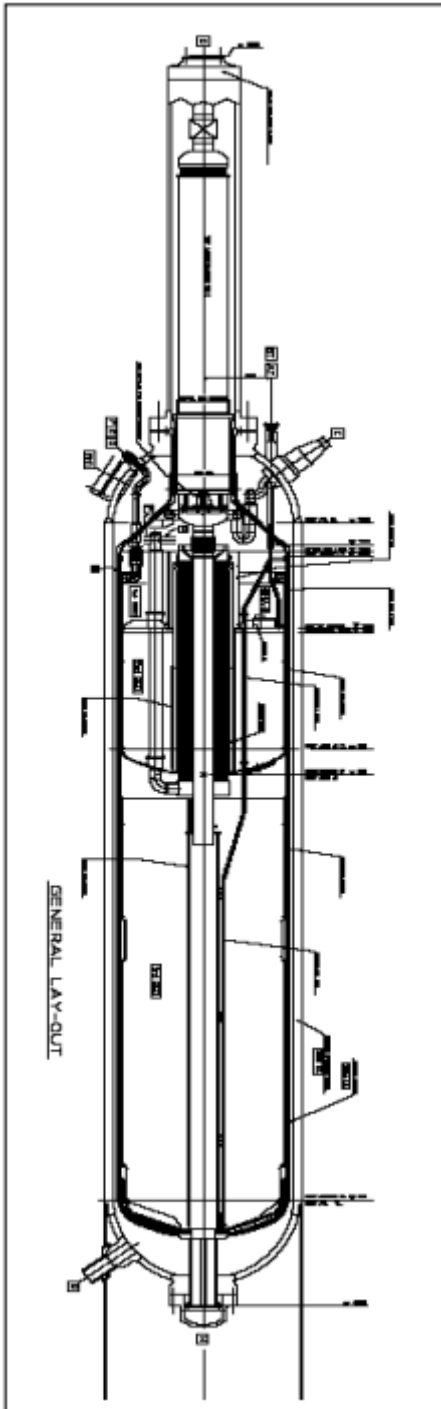
Diámetro:  $2.98 \text{ m} = 9.78 \text{ pies}$

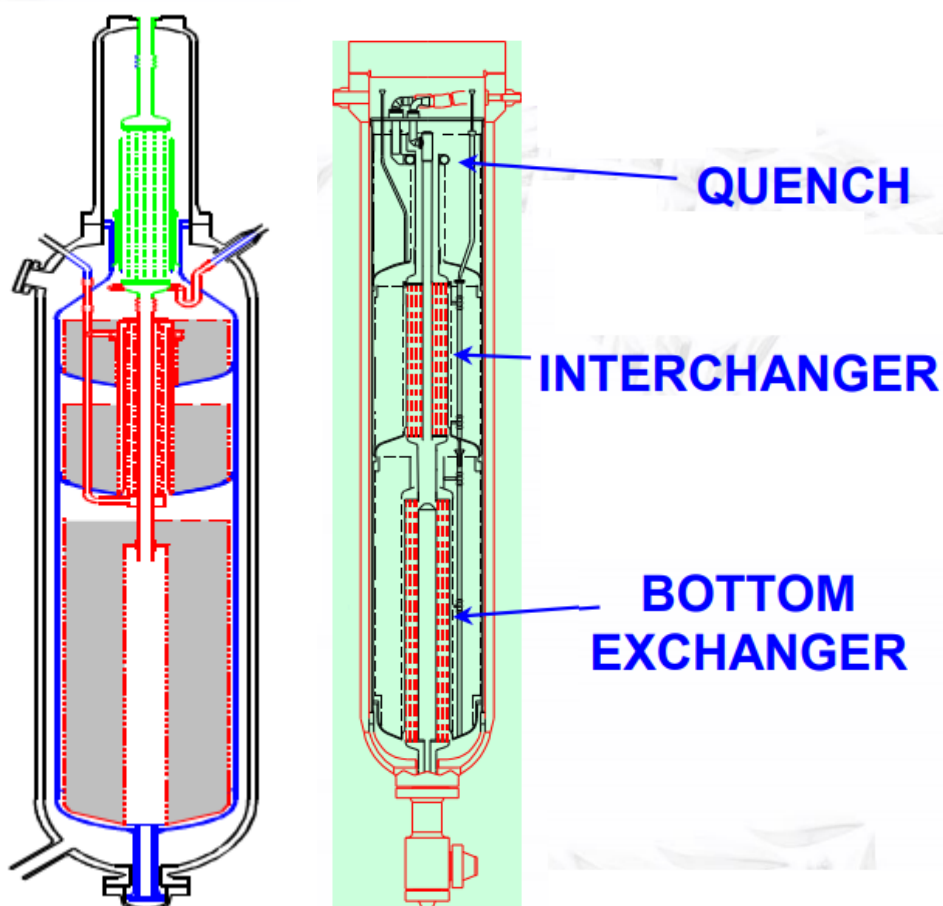
Altura total:  $10 \times 2.98 = 29.8 \text{ m} = 97.8 \text{ pies}$

SE ACEPTA: dimensiones similares a un reactor comercial para flujo de gases de entrada de  $3.53 \text{ lb/hr}$ . El proyecto actual es  $4.1 \text{ lb/hr}$









**Reactor con tres lechos. Flujo axial-radial (Casale)**

[https://www.casale.ch/images/casalegroup/events/paper\\_archive/ammonia/2009/sud-chemie\\_symposium\\_doha\\_qatar\\_2009\\_application\\_of\\_the\\_best\\_catalyst\\_in\\_the\\_best\\_reactor\\_for\\_ammonia\\_synthesis.pdf](https://www.casale.ch/images/casalegroup/events/paper_archive/ammonia/2009/sud-chemie_symposium_doha_qatar_2009_application_of_the_best_catalyst_in_the_best_reactor_for_ammonia_synthesis.pdf)

## TANQUE DE ALMACEN DE AMONIACO

Se va a considerar solo almacenar un día de producción. La razón principal es que la fábrica estará instalada conexas a una planta que usará el amoniaco como materia prima para su proceso.

Selección del tipo de almacenamiento

**Table 14 – Features of ammonia storage tanks [28]**

Type	Pressure (bar)	Design Temperature (deg C)	Tons of Ammonia per Ton of Steel	Capacity, Tons of Ammonia	Refrigeration Compressor
Pressure Storage	16-18	Ambient	2.8	<270	None
Semi-Refrigerated Storage	3-5	0	10	450-2700	Single Stage
Low-Temperature Storage	1.1-1.2	-33.6	41-45	4500-45000	Two Stage

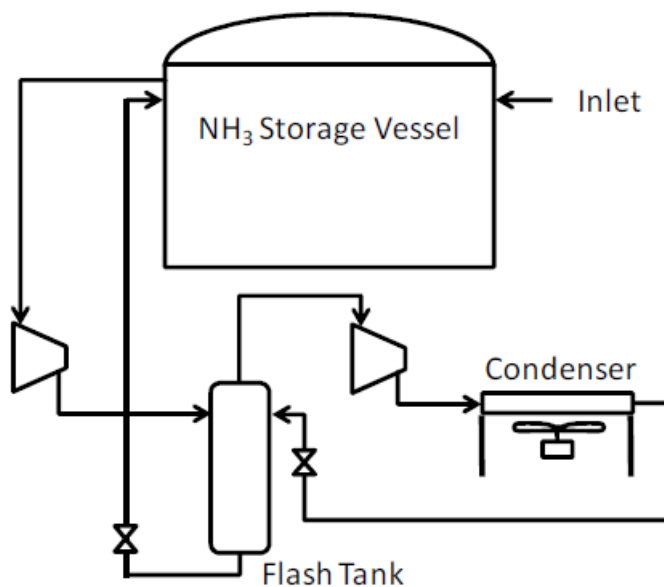
Producción de amoníaco: 37500 kg/hr = 900 ton/día

Capacidad de almacenamiento: 900 toneladas de amoníaco en estado líquido

Temperatura de almacenamiento: 0°C

Presión de almacenamiento: 3-5 bares

Capacidad: 900 ton de amoníaco.



Densidad amoníaco líquido: 0.684 kg/L = 684 kg/m<sup>3</sup>

([http://www.refrigerantes.mobi/PDF/Amoníaco-brochure\\_ES.pdf](http://www.refrigerantes.mobi/PDF/Amoníaco-brochure_ES.pdf))

Volumen necesario:  $900000/684 = 1315 \text{ m}^3$

Volumen máximo de líquido: 95%

Volumen total requerido:  $1315/0.95 = 1385 \text{ m}^3$

Dimensiones: (<http://www.samuelpvg.com/en/ToolBox/Pages/Head-Volume-Calculator.aspx>)

Diámetro del cilindro: 13.9 m = 547.2441 pulg


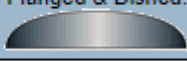
Altura: 8.114 m = 319.44882 pulg

Volumen del cilindro: 1231.146 m<sup>3</sup>

Volumen del cabezal: 153.854 m<sup>3</sup>



Volumen total: 1385 m<sup>3</sup>

Tank Volume Calculator			
U.S. Gallons for Cylindrical Tanks			
Measurements:			
Tank Inside Diameter:	547.2441	inches	
Tank Straight Side Length:	319.4488	inches	
Head Type:	Standard Flanged & Dished ▼		
ASME Flanged & Dished:	 Dish Radius = Head Diameter Knuckle Radius = 6% of Head Diameter		
Standard Flanged & Dished:	 Dish Radius = Head Diameter Knuckle Radius = 3/4" to 2" depending on Head Diameter		
Calculate		Start Over	
Calculation Results:			
Volume of straight side (Should include Straight Flange of head)	325268.8	Gallons	1231146 Liters
Volume of Head (Does not include Straight Flange volume)	40643.9	Gallons	153854.0 Liters
Volume to top tangent line	365912.6	Gallons	1385000.0 Liters

Material: acero grado ASME SA612

Se respetará los parámetro de construcción contemplados en "Requirements for the Storage and Handling of Anhydrous Ammonia", publicados en CGA 2.1-2014 (antes ANSI K61-1-1999).

## **COSTO DE LOS SISTEMAS DE PRODUCCION DE AMONIACO A PARTIR DE GAS NATURAL, DOLARES AMERICANOS, 2017.**

REFORMACION DEL GAS NATURAL:

**US\$ 63 000 000**

- Tanque almacén de gas natural
- Compresor de gases
- Sistema de producción de agua desmineralizada y bombas de alta presión
- Reformador catalítico
- Reactor Shift
- Sistema de combustión de gas natural para generar calor al reformador
- Sistema de generación de vapor (caldera recuperadora de calor)
- Intercambiadores de calor

PURIFICACION DEL GAS DEL REFORMADOR:

**US\$ 9 000 000**

- Sistema PSA con cuatro unidades de adsorción
- Tanque de almacén de hidrogeno



**GENERADOR CRIOGENICO DE NITROGENO****US \$ 12 000 000**

- Compresor de aire de baja presión: 5 – 7 bar
- Sistema de pre-enfriamiento: 12°C
- Purificación del aire: separación CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>O
- Enfriamiento criogénico del aire con turbo expander: -170°C
- Separación del oxígeno y nitrógeno: turbo expander y destilador
- Comprensión para llenado de oxígeno y nitrógeno

**BUCLE DE SINTESIS DE AMONIACO****US \$38 000 000**

- Reactor de síntesis de amoniaco, flujo axial-radial (Casale)
- Sistema de refrigeración para mantener el amoniaco liquido
- Compresora para el reciclo de mezcla nitrógeno-hidrogeno.
- Intercambiadores de calor
- Tanque de almacenamiento de amoniaco, con sistema de comprensión y refrigeración.

**TOTAL PRECIO FOB (2017):****US \$ 122 000 000****A) Costo de los equipos principales y auxiliares****Costo total del Equipo:**

El costo incluye los equipos principales y auxiliares, donde la mayoría serán comprados en Estados Unidos.

- Costo FOB total de equipos principales y auxiliares: US \$ 122 000 000
- Costo CIF total:  $1.30 \times 122\,000\,000 =$  US \$ 158 600 000
- Costo de entrega: equipo colocados en la planta. 1.0% del costo CIF

Costo entrega:  $0.010 \times 158\,600\,000 =$  US \$ 1 586 000

Costo total de los equipos en la planta:

$$CE_{\text{planta}} = 158\,600\,000 + 1\,586\,000 = \text{US \$ } \mathbf{160\,186\,000}$$

**B) Costo de instalación del equipo:** se instala en forma de módulos, por ejemplo el módulo de purificación del hidrogeno, módulo de producción de amoniaco. Por lo tanto se considera solo el 10% del costo del equipo

$$CEInst = 0.10 \times 160\,186\,000 \quad CEInst = \text{US \$ } 16\,018\,600$$

**C) Costo de tubería y accesorios:** los reactores traen sus sistemas de tuberías pre-instalados, se considera 5% del costo total de los equipos.

$$CTubAcc = 0.05 \times 160\,186\,000 = \text{US \$ } 8\,009\,300$$

**D) Costo de instalaciones eléctricas:** 2% del costo del equipo principal

$$CElec = 0.02 \times 160\,186\,000 \quad CElec = \text{US \$ } 3\,203\,720$$

**E) Costos de Cimientos y Estructura (edificios):** Se considera el 3% del costo de los equipos.

$$CCimEst = 0.03 \times 160\,186\,000 = \text{US \$ } 4\,805\,580$$

**F) Costos de Instrumentación de control y cómputo:** 1% del costo del equipo principal puesto en planta.

$$Cont. = 0.01 \times 160\,186\,000 = \text{US \$ } 1\,601\,860$$

**G) Costos de Terrenos y Mejoras:** Se considera el 1% del costo de los equipos.

$$CTerrMej = 0.01 \times 160\,186\,000 = \text{US \$ } 1\,601\,860$$

**I) Costos de servicios y auxiliares:** 5% del costo CIF del equipo principal

$$CauxSer = 0.05 \times 160\,186\,000 = \text{US \$ } 8\,009\,300$$

### **COSTOS DIRECTOS TOTALES**

$$CD = CEInst + CTubAcc + Casi + Cont. + CauxSer + CElec + CCimEst + CEdif + CTerrMej$$

$$CD = \text{US\$ } 203\,436\,220$$

### **COSTOS INDIRECTOS TOTALES**

**A) Costos de Ingeniería y supervisión:** 3% del costo de los equipos

$$CIngsup = 0.03 \times 160\,186\,000 = \text{US \$ } 4\,805\,580$$

**B) Costos de construcción:** 6% del costo de los equipos colocados en la fábrica.

$$\text{Const} = 0.06 \times 160\,186\,000 = \text{US \$ } 9\,611\,160$$

**C) Costos de honorarios para contratistas:** 1% del costo de los equipos principales

$$\text{Chon} = 0.01 \times 160\,186\,000 = \text{US \$ } 1\,601\,860$$

**D) Costos imprevistos:** 2% del costo de los equipos principales

$$\text{Cimpr} = 0.02 \times 160\,186\,000 = \text{US \$ } 1\,601\,860$$

**E) Costos de seguros e impuestos:** 2% del costo de los equipos principales

$$\text{CSegImp} = 0.02 \times 160\,186\,000 = \text{US \$ } 3\,203\,720$$

### **COSTOS INDIRECTOS TOTALES**

$$\text{CI} = \text{CIngsup} + \text{Const.} + \text{Chon} + \text{Cimpr} + \text{CSegImp}$$

$$\text{CI} = \text{US \$ } 20\,824\,180$$

**CAPITAL FIJO TOTAL:** Es la suma de costos directos y costos indirectos.

$$\text{CFT} = \text{CD} + \text{CI}$$

$$\text{CFT} = \text{US \$ } 224\,260\,400$$

## **CAPITAL DE TRABAJO**

### **A) Inventario de Materia Prima:**

Para el cálculo de la materia prima se considera los siguientes flujos:

Gas natural: 14493.06 kg/hr, precio 0.17 dólares/kg

Catalizador reformación: 0.5 kg/hr, precio, 900 dólares/kg

Catalizador reacción shift: 0.6 kg/hr, precio 950 dólares/kg

Catalizador síntesis de amoníaco: 0.5 kg/hr, precio 1700 dólares/kg

Operación continua: 8000 horas por año

**A) Inventario de materia prima:** se considera el dinero para un mes de operación. Se va operar 24 horas por día, en tres turnos

$$\text{InvMatPri} = \text{US \$ } 722\,303$$

**B) Inventario de Materia en Proceso:** Se estima como el costo de 1 día del costo de fabricación:

Producción: 37500 kg/hr

Costo de producción: 0.25 dólares/kg (costo aproximado)

Inventario de Materia en Proceso: US \$ 225 000

**C) Inventario de Producto:** Se estima el costo de un mes del costo de fabricación.

Costo de inventario de producto en almacén: US \$ 1 562 500

**D) Cuentas por cobrar:** Se estima en base a ventas por una semana

Precio de venta: 0,5 dólares/kg (valor aproximado)

Cuentas por cobrar: US \$ 1 562 500

**E) Disponible en Caja:** Equivale al costo de un mes de fabricación.

DispCaja = US \$ 781 250

**CAPITAL DE TRABAJO:** Es la sumatoria inventario de materia prima, inventario de materia en proceso, inventario de producto, cuentas por cobrar y disponible en caja.

$$CTra = InvMatPri + InvMatPro + InvPro + Cuentas + DispCj$$

$$CTra = \text{US \$ 4 853 553}$$

**INVERSION TOTAL DEL PROYECTO:** Es la suma del capital fijo total y el Capital de Trabajo.

$$INVT = CFT + CTra$$

$$\text{INVT} = \text{US \$ 229 113 953}$$

## **COSTO TOTAL DE FABRICACION**

### **COSTOS DE FABRICACION**

### **COSTOS DIRECTOS DE FABRICACION**

Estimación del costo de producción:

**A) Costo de Materia Prima:** Es el costo para un año de producción, operando a 8000 horas por año en continuo.

Para el cálculo de la materia prima se considera los siguientes valores:

Gas natural: US \$ 19 710 562

Catalizador de reformación catalítica: US \$ 3 600 000

Catalizador de reacción shift: US \$ 4 560 000

Catalizador de síntesis de amoníaco: US \$ 6 800 000

CMP: US \$ 34 670 562

**B) Costo de mano de obra:** Se estima un número de trabajadores de 25 personas, por 3 turnos de 8 horas. Y un pago mensual de 400 dólares por persona. Catorce pagos por año.

$$CMobra = 3 \times 25 \times 14 \times 400$$

$$CMobra = \text{US } \$ 420\,000$$

**C) Costo de supervisión e ingeniería:** 40% del costo de mano de obra

$$Cing = 0.40 \times 420\,000$$

$$Cing = \text{US } \$ 168\,000$$

**D) Costo de mantenimiento y reparación:** 1% del capital fijo total.

$$Cmant = 0.01 \cdot CFT$$

$$Cmant = \text{US } \$ 2\,242\,604$$

**E) Costo de auxiliares y servicios:** El 45% del costo de mantenimiento y reparación.

$$Caux = 0.15 \cdot 2\,242\,604$$

$$Caux = \text{US } \$ 1\,009\,172$$

**F) Costo de suministros de operación:** 20% del costo de mantenimiento y reparación.

$$Csum = 0.20 \cdot Cmant$$

$$Csum = \text{US } \$ 448\,521$$

**COSTO DIRECTO DE FABRICACIÓN:** Es la suma de los ítems A, B, C, D, E, F.

$$CDF = CMP + CMobra + Cing + Cmant + Caux + Csum$$

$$CDF = \text{US } \$ 38\,958\,858$$

#### **COSTOS INDIRECTOS DE FABRICACION**

**A) Cargas a planillas:** 21% de la mano de obra

$$Cplan = 0.21 \cdot CMobra$$

$$Cplan = \text{US } \$ 88\,200$$

**B) Gastos de laboratorio:** 15% del costo de mano de obra

$$Clab = 0.15 \cdot CMobra$$

$$Clab = \text{US \$ } 63\,000$$

**C) Gastos generales de planta:** 15% del costo de mano de obra

$$Gen = 0.15 \cdot CMobra$$

$$Cgen = \text{US \$ } 63\,000$$

**COSTO INDIRECTO DE FABRICACIÓN:** Es la suma de los ítems A, B, C.

$$CIF = Cplan + Clab + Gen$$

$$\text{CIF} = \text{US \$ } 214\,200$$

#### **COSTOS FIJOS DE FABRICACION**

**A) Depreciación:** 10% del capital fijo total

$$Dep = 0.10 \cdot CFT$$

$$Dep = \text{US \$ } 22\,426\,040$$

**B) Impuestos:** 1% del capital fijo total

$$Imp = 0.01 \cdot CFT$$

$$Imp = \text{US \$ } 2\,242\,604$$

**C) Seguros:** 1% del capital fijo total

$$Seg = 0.01 \cdot CFT$$

$$Seg = \text{US \$ } 2\,242\,604$$

**COSTOS FIJOS DE FABRICACIÓN:** Se considera la suma de los ítems A, B, C.

$$CFF = Dep + Imp + Seg$$

$$\text{CFF} = \text{US \$ } 26\,911\,248$$

**COSTOS DE FABRICACIÓN:** Es la suma de los costos directo de fabricación, Costo indirecto de fabricación y los costos fijos de fabricación.

$$CFab = CDF + CIF + CFF$$

$$\text{CFab} = \text{US \$ } 66\,084\,306$$

**GASTOS GENERALES**, gastos VAI – Ventas, administración e investigación.

**A) GASTOS DE VENTAS:** 3% del costo fijo de fabricación

$$\text{Vent} = 0.03. \text{CFF} = \text{US \$ } 807\,337$$

**B) GASTOS DE ADMINISTRACION**

$$\text{Adm} = 0.10 * (\text{Cmo} + \text{Csi} + \text{Cmr}) = \text{US \$ } 283\,060$$

**C) GASTOS DE INVESTIGACION Y DESARROLLO**

$$\text{Inv} = 0.05. \text{CMobra} = \text{US \$ } 21\,000$$

$$\text{GASTOS GENERALES VAI} = \text{Vent} + \text{Adm} + \text{Inv}$$

$$\text{GASTOS GENERALES VAI} = \text{US \$ } 1\,111\,397$$

**COSTO TOTAL DE FABRICACIÓN:** Es la suma de los costos de Fabricación y los Gastos Generales (VAI).

$$\text{CTF} = \text{CFab} + \text{VAI}$$

$$\text{CTF} = \text{US \$ } 67\,195\,704$$

### **8.3.3 COSTO DE UNIDADES PRODUCIDAS POR AÑO**

Total de unidades producidas 37500 kg/hr.

$$\text{NumProd} = 37\,500 \times 8000 = 300\,000\,000 \text{ kg}$$

$$\text{CostUnit} = \frac{\text{CTF}}{\text{NumProd}} \quad \text{CostUnit} = 0,224 \text{ dólar/kg}$$

### **ESTADO DE PÉRDIDAS Y GANANCIAS:**

#### **Producción Anual**

$$\text{Panual} = 300\,000\,000 \text{ kg}$$

#### **Precio de ventas por unidad**

$$\text{Pventa} = 0,510 \text{ dólares/kg (puesto en fabrica)}$$

#### **Ingreso de ventas anuales**

Ingventas = US \$ 153 000 000

**Costo total de fabricación (producción)**

CTfabri = CFab

CTfabri = US \$ **67 195 704**

**Utilidad Bruta**

Ubruta = Ingventas – Ctfabri

Ubruta = US \$ 85 804 296

**Impuesto a la renta**

$ImpRe nta = \frac{Ubruta}{1.3} \cdot 0.30$

ImpRenta = US \$ 19 800 991

**Utilidad Neta**

Uneta = Ubruta – ImpRenta

Uneta = **US \$ 66 003 305**

**ANALISIS ECONOMICO**

**Tasa interna de Retorno, antes del pago de impuestos**

P: inversión inicial:

A: ingreso neto de ventas:

VS: depreciación:

n: periodo en el que espera recuperar el dinero, 10 años

i: tasa interna de retorno

Aplicando la fórmula:

$$P = A \left[ \frac{(1+i)^n - 1}{i(1+i)^n} \right] + \frac{VS}{(1+i)^n}$$

Se despeja el valor de i:

$$i = 35,87 \%$$

**Tasa interna de Retorno, después del pago de impuestos**

U = utilidad neta, después de impuestos

$$P = U \left[ \frac{(1+i)^n - 1}{i(1+i)^n} \right] + \frac{VS}{(1+i)^n}$$



$$i = 26,26 \%$$

### **Tiempo de recuperación del dinero:**

Se aplica la siguiente formula:

Antes de impuestos:

$$TRI = \text{Inversión total} / (U \text{ bruta} + \text{Depreciación})$$

$$TRI = 2,11 \text{ años}$$

Después de impuestos:

Se aplica la siguiente formula:

$$TRI = \text{Inversión total} / (U \text{ neta} + \text{Depreciación})$$

$$TRI = 2,59 \text{ años}$$

### **Punto de Equilibrio:**

Producción anual (Panual):	300 000 000 kg
Costos Fijos Fabricación (CFF):	US \$ 26 911 248
Costos totales de fabricación (CTF):	US \$ <b>67 195 704</b>
Costos variables ( Cvar):	$Cvar = CTF - CFF$
Cvar = US \$ 40 284 456,04	
Costo variable unitario:	$US \$ (CTF - CFF) / 300\,000\,000 \text{ kg}$ $= 0,1343 \text{ dol/kg}$
Precio unitario del producto:	US \$ 0,51/kg

Para no perder ni ganar el número de unidades que se debe producir será:

$$n_1 = (CIFab + CFF + VAI) / (PV - CU\Delta F)$$

$$n_1 = 74\,280\,681.6759 \text{ kg}$$

$$\text{Punto de Equilibrio: } (74\,280\,681,67 / 300\,000\,000) \times 100 = 24,76\%$$

# ANEXO

CHEMCAD 6.1.3

Page 1

Job Name: PRODUCCION DE H2 GAS NATURAL Date: 08/19/2017 Time: 00:27:51

Stream No.	1	2	3	
4				
Stream Name				
Temp F	85.0000*	698.0000	100.4000*	
532.3201				
Pres psia	200.0000*	198.0000	568.9340*	
300.0000				
Enth MMBtu/h	-283.29	-228.47	-24.815	-
253.28				
Vapor mole fraction	0.00000	1.0000	1.0000	
1.0000				
Total lbmol/h	2306.5000	2306.5000	811.1650	
3117.6650				
Total lb/h	41551.5977	41551.5977	13652.1426	
55203.7383				
Total std L ft3/hr	665.5936	665.5936	681.5746	
1347.1682				
Total std V scfh	875267.44	875267.44	307819.78	
1183087.25				
Flowrates in lb/h				
Hydrogen	0.0000	0.0000	0.0000	
0.0000				
Methane	0.0000	0.0000	12337.0664	
12337.0664				
Carbon Dioxide	0.0000	0.0000	7.1472	
7.1472				
Carbon Monoxide	0.0000	0.0000	0.0000	
0.0000				
Argon	0.0000	0.0000	439.4280	
439.4280				
Hydrogen Sulfide	0.0000	0.0000	0.0443	
0.0443				
Water	41551.5977	41551.5977	0.0234	
41551.6172				
Nitrogen	0.0000	0.0000	868.4340	
868.4340				
Stream No.	5	6	7	
8				
Stream Name				
Temp F	968.0000	1598.0000	669.2000	
799.4366				
Pres psia	299.0000	298.9800	297.4800	
296.4800				
Enth MMBtu/h	-239.20	-146.87	-182.43	-
182.43				
Vapor mole fraction	1.0000	1.0000	1.0000	
1.0000				
Total lbmol/h	3117.6650	4655.6650	4655.6650	
4655.6650				

Total lb/h	55203.7383	55203.5859	55203.5859
55203.8203			
Total std L ft3/hr	1347.1682	2140.3114	2140.3114
2278.8380			
Total std V scfh	1183087.25	1766725.38	1766725.38
1766725.38			
Flowrates in lb/h			
Hydrogen	0.0000	5425.5259	5425.5259
6026.2090			
Methane	12337.0664	0.0000	0.0000
0.0000			
Carbon Dioxide	7.1472	16929.0000	16929.0000
30043.4219			
Carbon Monoxide	0.0000	10769.8447	10769.8447
2423.2156			
Argon	439.4280	439.4280	439.4280
439.4280			
Hydrogen Sulfide	0.0443	0.0443	0.0443
0.0443			
Water	41551.6172	20771.3164	20771.3164
15403.0723			
Nitrogen	868.4340	868.4340	868.4340
868.4340			

CHEMCAD 6.1.3  
Page 2

Job Name: PRODUCCION DE H2 GAS NATURAL Date: 08/19/2017 Time:  
00:27:51

Stream No.	9	10
Stream Name		
Temp F	431.6000	465.7148
Pres psia	294.9800	293.4800
Enth MMBtu/h	-196.11	-196.11
Vapor mole fraction	1.0000	1.0000
Total lbmol/h	4655.6650	4655.6650
Total lb/h	55203.8203	55203.8867
Total std L ft3/hr	2278.8380	2313.5858
Total std V scfh	1766725.38	1766725.38
Flowrates in lb/h		
Hydrogen	6026.2090	6176.8838
Methane	0.0000	0.0000
Carbon Dioxide	30043.4219	33333.0273
Carbon Monoxide	2423.2156	329.5573
Argon	439.4280	439.4280
Hydrogen Sulfide	0.0443	0.0443
Water	15403.0723	14056.5078
Nitrogen	868.4340	868.4340

## ANEXO 1

### Variación de precios del amoniaco

Year	Fertilizer Prices <sup>1</sup>			Implied Fertilizer Costs Corn <sup>2</sup>	Central Ill. Fertilizer Costs Corn <sup>3</sup>	Actual Minus Implied Costs <sup>4</sup>
	Anhydrous Ammonia	Diammonium Phosphate	Potash			
	\$/ton	\$/ton	\$/ton	\$/acre	\$/acre	
2009	808	725	847	194	185	-9
2010	506	454	511	121	122	1
2011	773	673	570	173	159	-14
2012	846	665	639	183	200	17
2013	879	611	578	179	193	14
2014	691	545	461	147	171	24
2015	729	559	479	153	166	13
2016	608	489	378	129	154	25
2017	509	425	318	109		

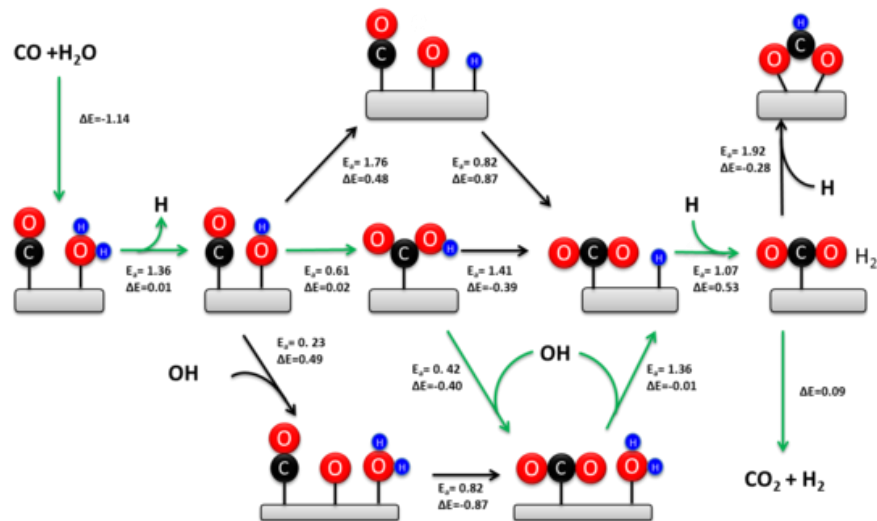
<sup>1</sup> Prices taken from Illinois Production Cost Report produced by Agricultural Marketing Service, U.S. Department of Agriculture. They are average prices from October in the year proceeding production to June in the year of production.

<sup>2</sup> Calculated given applications of 215 pounds of anhydrous ammonia, 190 pounds of DAP, and 90 pounds of potash.

<sup>3</sup> Fertilizer costs taken for corn grown in Central Illinois on high-productivity farmland as reported by Illinois FBFM.

<sup>4</sup> Actual fertilizer costs minus implied fertilizer costs.

Fuente: <https://farmdocdaily.illinois.edu/2017/07/fertilizer-costs-in-2017-and-2018.html>



Associative and Redox Mechanism of the Water Gas Shift

## TECNOLOGÍAS DE SEPARACION DE HIDROGENO

En la Ilustración 0-2 se muestran los consumos energéticos hallados de los procesos:

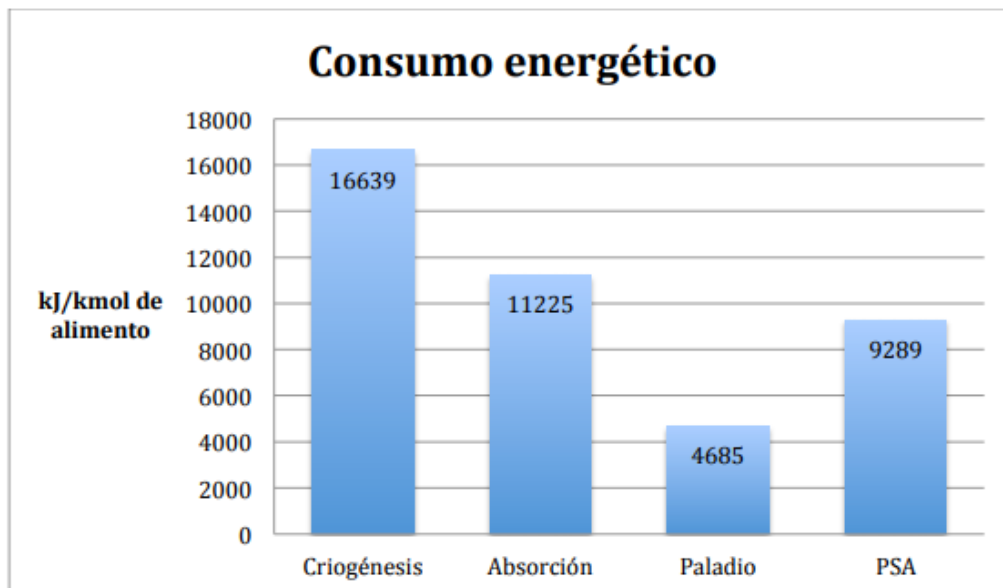
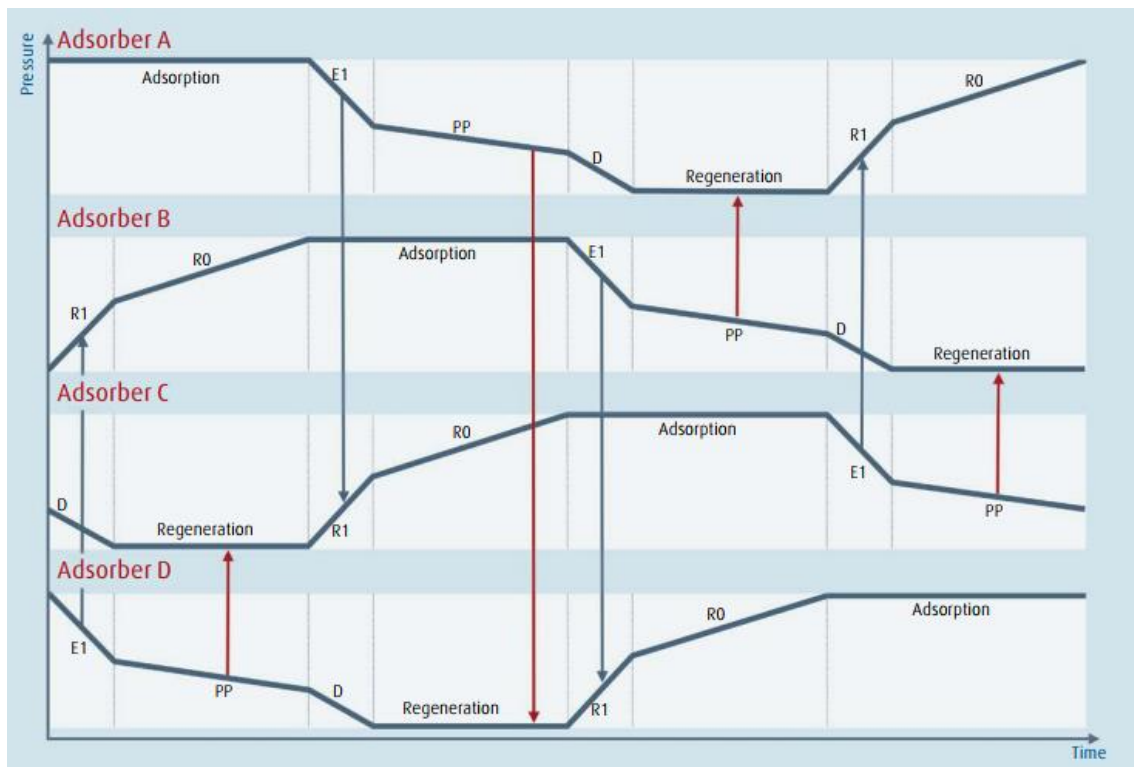


Ilustración 0-2. Consumo energético de procesos de separación. Fuente: Elaboración propia

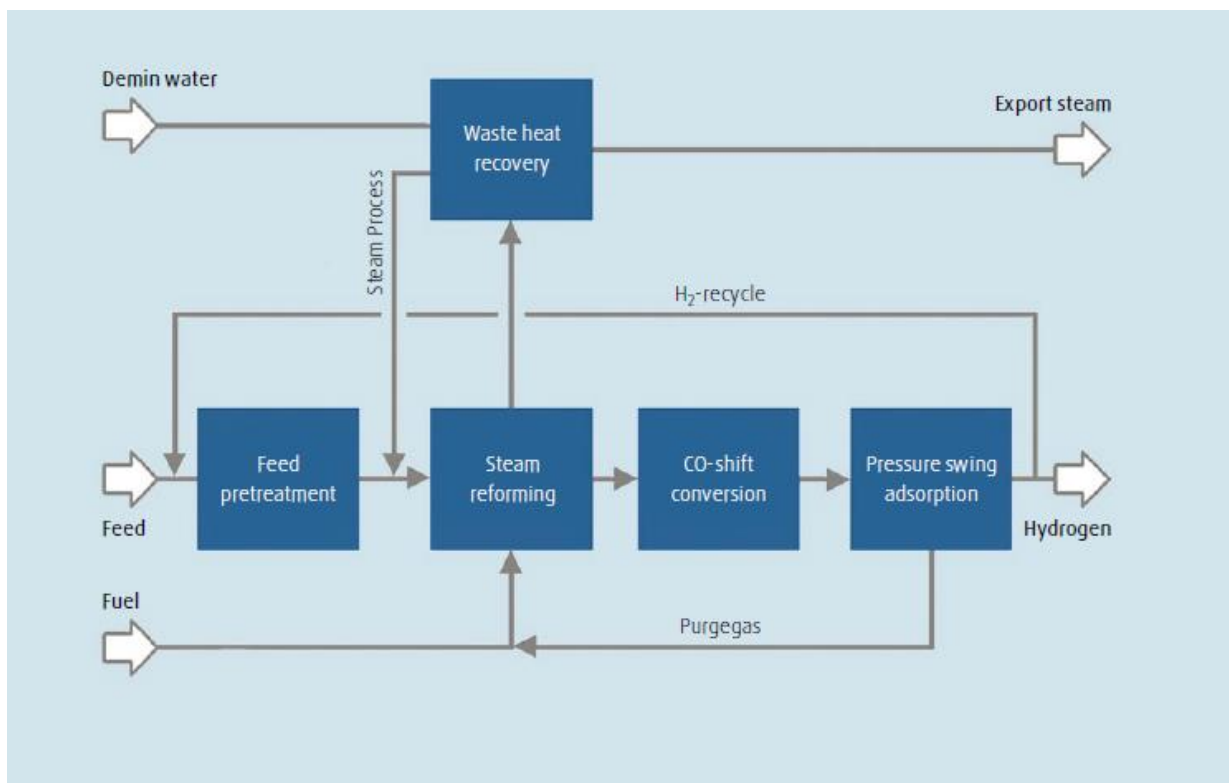
## FUERZA DE ADSORCION DE DIFERENTES COMPUESTOS



## LA SECUENCIA DEL PSA

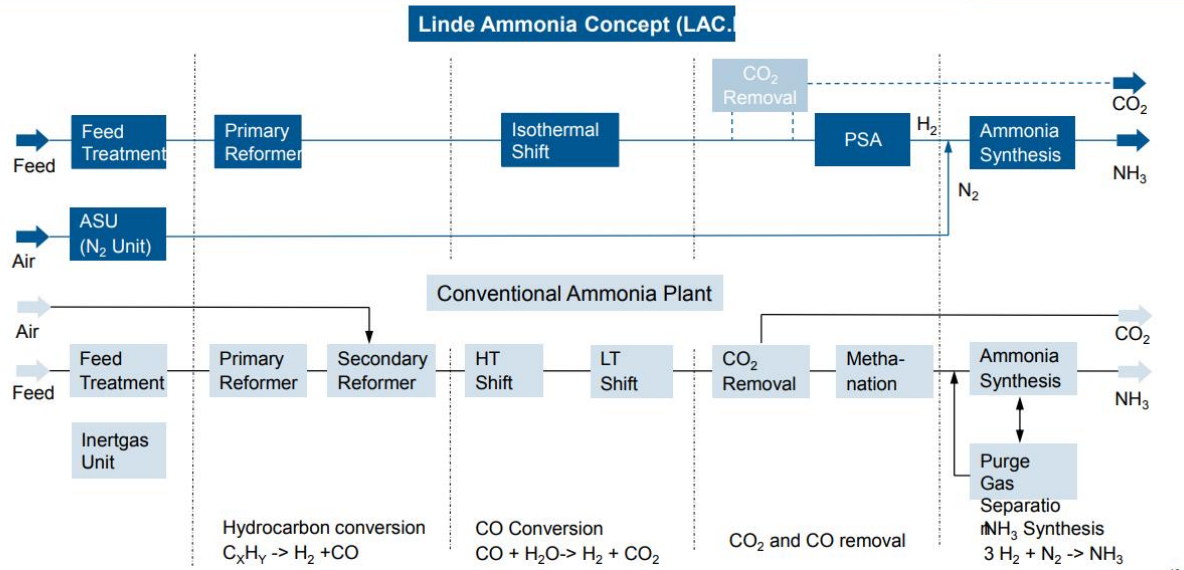


## PRODUCCION DE HIDROGENO

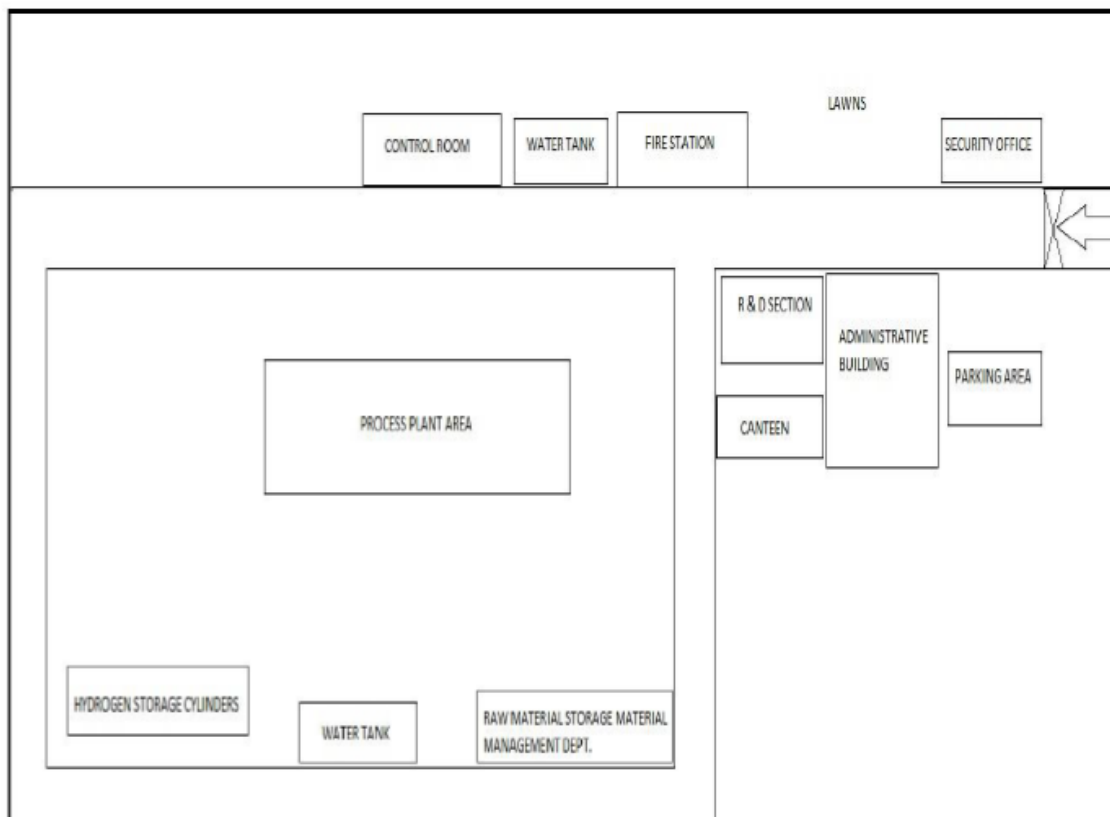


## Linde Ammonia Concepts

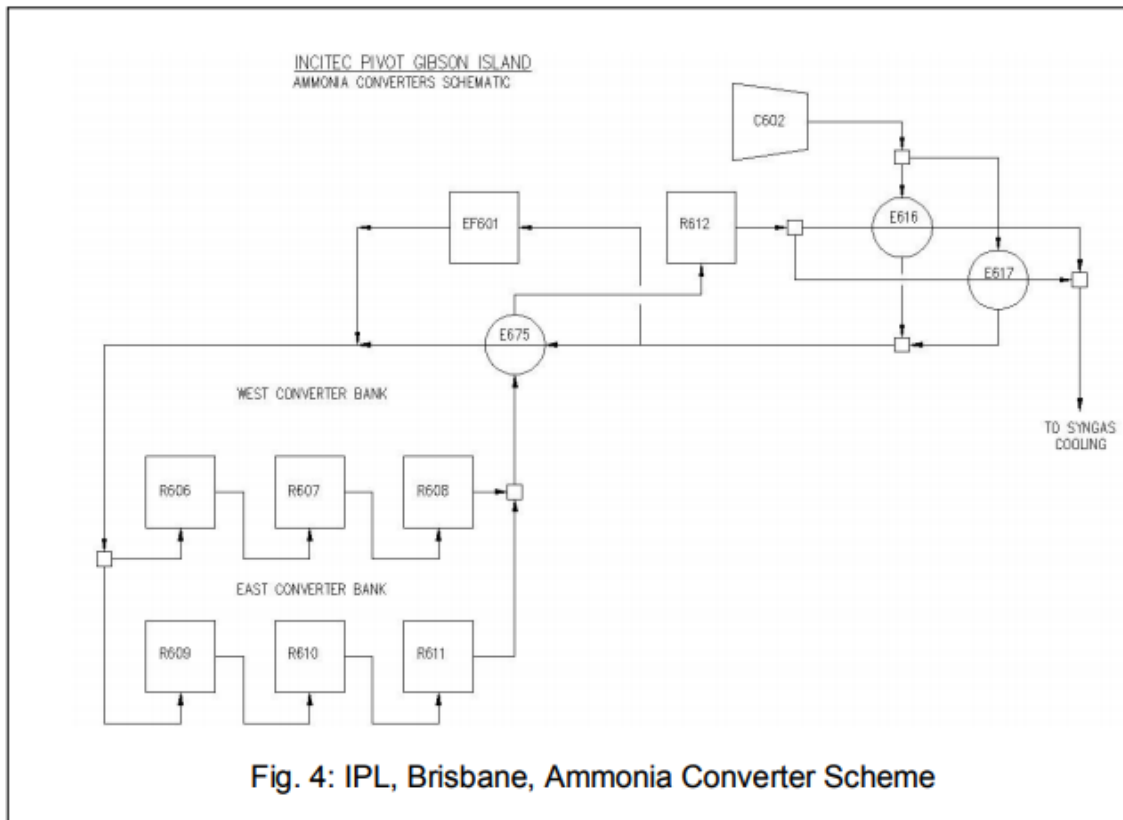
Comparison of LAC.L1 process with conventional scheme



## DISTRIBUCION







## INVERSION DE CAPITAL PARA PRODUCCION DE HIDROGENO A PARTIR DE GASIFICACION DEL CARBON

**Table 2: Summary of Gray and Tomlinson study results for several coal gasification technologies [5]**

	Design 1	Design 2	Design 3	Design 4	Design 5	Design 6	Design 7
Gasifier	Texaco	Texaco	E-gas	E-gas	E-gas	E-gas	E-gas
Carbon Sequestration	NA	PSA	Membrane	NA	PSA	PSA	Membrane
Electricity Production	HRSG	HRSG	HRSG	CC	CC	SOFC & CC	SOFC & CC
Sequestration Percentage	0%	87%	100%	0%	95%	90%	95%
H <sub>2</sub> Production, kg/day	309500	281100	373300	352000	361400	352000	354400
Coal Consumption, tons/day	3000	3000	3000	6000	6000	6000	6000
HHV Efficiency %	63.7	59	75.5	62.4	56.5	64.5	65.2
Net Electrical Power, MW	20.4	26.9	25	475	358	509	519
Capital Cost, millions	495	562	573	1228	1281	1399	1375
RSP of H <sub>2</sub> \$/GJ LHV	8.78	10.51	7.57	6.97	7.25	3.59	3.08
RSP of H <sub>2</sub> \$/kg	1.05	1.25	0.90	0.83	0.86	0.43	0.37

## COSTO DE INVERSION

### ▼ Isothermal CO Converter Costs & Benefits

#### Parent Process: Shift Conversion

Energy Savings Potential

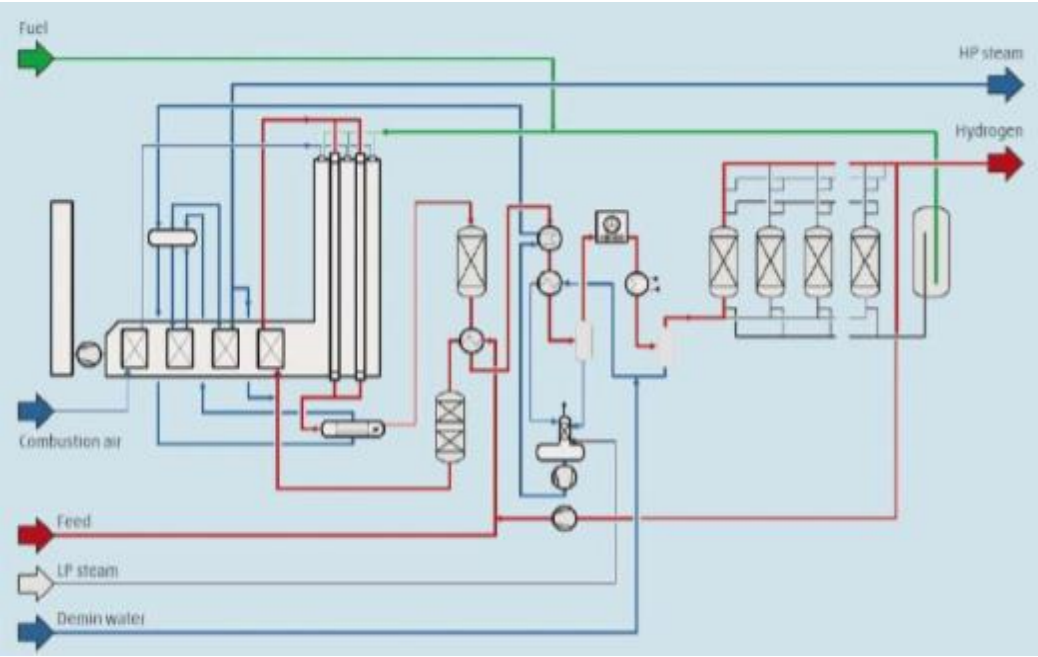
CO<sub>2</sub> Emission Reduction Potential

Costs

The investment cost for a facility with a 100,000 tonne yearly production is 500 million yen. The payback period is 0.2 years (A2A Toolkit).

<http://ietd.iipnetwork.org/content/isothermal-co-converter>

ESQUEMA DE RECUPERACION DE CALOR EN LA ETAPA DE PRODUCCION DE HIDROGENO



INVERSION TOTAL

**Procesos del Gas Natural a los Fertilizantes**

**INVERSIONES**

PLANTA DE	MTm/año	MM US\$
Amoniaco	350	250
Urea	650	450
Nitrato de Amonio	150	50
Fosfato Diamónico	1500	300
		<b>1,050</b>

Fuente : Ing. Carlos Llerena, Ing. Mario Sánchez

Congreso de la República del Perú, Lima, noviembre 2005.

## El Poder Calorífico del Gas Natural

**Para Producir 1 MMBTU se requiere:**

- **GAS NATURAL** = 28 m<sup>3</sup>
- **GLP** = 2.1 Balones (10 kilos) = 10 galones = 38 litros
- **Gasolina de 95 Octanos** = 8.1 galones
- **Diesel** = 7.3 galones
- **Residual** = 7.1 galones
- **Electricidad** = 293 Kw-h
- **LEÑA** = 60 kilos.

**Osinerg**

### COMPOSICON DEL GAS NATURAL

**Tabla 1**  
Características físico químicas del gas natural y el GLP (\*)

Propiedad	Gas natural	GLP
Composición	90% Metano	60% Propano 40% Butano
Fórmula química	CH <sub>4</sub>	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub> C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>
Gravedad específica (vapor)	0,60	Entre 1,56 y 2,05
Poder calorífico	9 200 Kcal/m <sup>3</sup> (**)	22 244 Kcal/m <sup>3</sup> 6 595 Kcal/l 11 739 Kcal/Kg
Presión de suministro	21 mbar (***)	50 mbar
Estado físico	- Gaseoso sin límite de compresión - Líquido a -160°C y a presión atmosférica	Líquido a 20°C Con presión manométrica de 2.5 bar
Color/olor	Incoloro/Inodoro	Incoloro/Inodoro

(\*) Corresponde a características predominantes de ambos combustibles  
(\*\*) Kcal/m<sup>3</sup>: Kilocalorías por m<sup>3</sup> = 4,18684 x 10<sup>3</sup> J/m<sup>3</sup>.

(\*\*\*) mbar (mili bar): milésima parte del bar.

Fuente: Elaboración propia.

Recuperado del informe de OSINERGMIN, Gas Natural

[http://srvgart07.osinerg.gob.pe/webdgn/contenido/PAGINA%20WEB/folletos/Folleto14\\_el\\_gas\\_natural\\_y\\_sus\\_diferencias\\_con\\_el\\_GLP.pdf](http://srvgart07.osinerg.gob.pe/webdgn/contenido/PAGINA%20WEB/folletos/Folleto14_el_gas_natural_y_sus_diferencias_con_el_GLP.pdf)