

**UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA
FACULTAD DE INGENIERÍA DE PETRÓLEO**



**“SINERGIA PARA LA OBTENCIÓN DE PRODUCTOS DERIVADOS
DEL GAS NATURAL – FACTIBILIDAD TÉCNICA Y ECONÓMICA DE
UNA PLANTA DE AMONIACO”**

TESIS:

**PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL DE
INGENIERO PETROQUÍMICO**

MARIO ALEJANDRO SÁNCHEZ BUENO

PROMOCION 2003 – II

LIMA – PERÚ 2004

**PROYECTO: “SINERGIA PARA LA OBTENCIÓN DE PRODUCTOS
DERIVADOS DEL GAS NATURAL FACTIBILIDAD TÉCNICA Y ECONÓMICA
DE UNA PLANTA DE AMONIACO”**

SUMARIO

1. INTRODUCCIÓN
2. ESTUDIO DE MERCADO
3. ESPECIFICACIONES DE LA PLANTA
4. MATERIA PRIMA
5. PRODUCCIÓN DE AMONIACO
6. SINERGIA DE PRODUCTOS
7. PROPIEDADES FÍSICAS Y QUÍMICAS DEL AMONIACO
8. USOS DEL AMONIACO
9. SEGURIDAD INDUSTRIAL
10. HIGIENE Y SALUD OCUPACIONAL
11. IMPACTO AL AMBIENTE
12. EVALUACIÓN ECONÓMICA
13. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES
14. ANEXOS
15. BIBLIOGRAFÍA
16. GLOSARIO

INDICE

“SINERGIA PARA LA OBTENCIÓN DE PRODUCTOS DERIVADOS DEL GAS NATURAL – FACTIBILIDAD TÉCNICA Y ECONÓMICA DE UNA PLANTA DE AMONIACO”

I. INTRODUCCIÓN	Pág. 11
1.1.- GENERALIDADES	11
1.2.- CONCEPTOS	13
II. ESTUDIO DE MERCADO	17
2.1.- DEMANDA	17
2.1.1 INTERNACIONAL	17
2.1.2 NACIONAL	28
2.2.- ANÁLISIS DE LA DEMANDA	42
2.2.1 ANÁLISIS INTERNACIONAL	42
2.2.2 ANÁLISIS NACIONAL	44
III. ESPECIFICACIONES DE LA PLANTA	47
3.1 UBICACIÓN	47
3.2 ANÁLISIS DE CARGA	48
3.3 CAPACIDAD DE PRODUCCIÓN	49
3.4 PRODUCTOS OBTENIDOS	50

IV.	MATERIA PRIMA	52
	4.1 UBICACIÓN	52
	4.2 VOLUMENES DE GAS EXISTENTES	55
	4.3 CARACTERÍSTICAS Y COMPOSICIÓN DEL GAS	55
	4.4 PROCESO DE OBTENCIÓN DE LA MATERIA PRIMA	56
V.	PRODUCCIÓN DE AMONIACO	70
	5.1 PROCESOS DE PRODUCCIÓN DEL NITRÓGENO	70
	5.2 CATALIZADORES	85
	5.3 PREPARACIÓN DEL GAS DE SÍNTESIS	91
	5.4 SÍNTESIS DEL AMONIACO	93
	5.5 PRODUCCIÓN DEL AMONIACO	93
	5.6 PROCESOS QUÍMICOS	96
	5.7 CONSIDERACIONES DE EQUIPOS	120
VI.	SINERGIA DE PRODUCTOS	127
	6.1 ANÁLISIS DE LAS OPCIONES DE UTILIZACIÓN DEL SYNGAS	127
	6.2 USOS Y APLICACIONES DEL OXÍGENO	138
VII.	PROPIEDADES FÍSICAS Y QUÍMICAS DEL AMONIACO	141
VIII.	USOS DEL AMONIACO	150

IX.	SEGURIDAD INDUSTRIAL	157
	9.1 INGENIERÍA DE CONTROL DE RIESGOS	157
	9.2 DISEÑO DE EQUIPO	157
	9.3 MATERIALES DE DISEÑO	158
	9.4 VENTILACIÓN	158
	9.5 EQUIPO ELÉCTRICO	159
	9.6 SEGURIDAD EN EQUIPO	159
	9.7 MANEJO GENERAL	160
	9.8 ALMACENAMIENTO	163
X.	HIGIENE Y SALUD OCUPACIONAL	166
	10.1 SEGURIDAD DEL EMPLEADO	166
	10.2 EQUIPO DE PROTECCIÓN PERSONAL	166
	10.3 PROTECCIÓN AL FUEGO	169
	10.4 ADMINISTRACIÓN MÉDICA	170
	10.5 PRIMEROS AUXILIOS	172
XI.	IMPACTO AL AMBIENTE	174
XII.	EVALUACIÓN ECONÓMICA	178
	12.1 ANÁLISIS DE LAS VARIABLES	178

12.2	EVALUACIÓN DE LAS VARIABLES	179
XIII.	CONCLUSIONES	194
	RECOMENDACIONES	195
ANEXOS:		
ANEXO A	: DISEÑO DE UN SISTEMA DE ABSORCIÓN PARA EL CO ₂ EN UNA PLANTA DE AMONIACO	198
ANEXO B	: REACTOR PARA LA SÍNTESIS DE AMONIACO	211
ANEXO C	: CARACTERÍSTICAS DE LOS CATALIZADORES KATALCO	220
BIBLIOGRAFÍA		227
GLOSARIO		230

CAPÍTULO 1

I. INTRODUCCIÓN

1.1.- GENERALIDADES

Quiero empezar con una pequeña reflexión sobre los sucesos que acontecen en nuestro país, y que cada día mas empobrecemos ya sea política, económica y moralmente.

Si el objetivo del gobierno es lograr el bien común y ejercer la soberanía, toda acción política debe partir de la base de un correcto análisis de la crisis para determinar las causas y, sobre todo, corregir los errores reiterados que generan obstáculos inamovibles al desarrollo socioeconómico.

Tal criterio fundamental se debería aplicar para una solución definitiva de lo que viene sucediendo cíclicamente con el sector de los hidrocarburos y de la energía en nuestro país. Y ello requiere una clara voluntad política para operar en consecuencia con criterios de rigor conceptual, por encima de toda especulación e interés sectorial o ideológico, lejos de las improvisaciones provocadas por presiones coyunturales y ambiciones de poder.

El análisis crítico dado en el país prácticamente nunca se definió ni implementó, política y económicamente, un perfil de desarrollo económico y social que incluyera el desarrollo del sector de los hidrocarburos como un todo, integrado por los recursos naturales -petróleo y gas natural- y sus derivados energéticos y químicos (denominados petroquímicos básicos). Ni siquiera en etapas de políticas específicas de promoción industrial se pudo mejorar el sector. Y, desde la llegada del modelo neoliberal, para lograr su objetivo central de eliminación absoluta del rol del Estado y privatización a destajo de todo el sector energético, los hidrocarburos quedaron a plena disposición de la especulación capitalista. El resultado lógico de tal error es la actual situación que está alcanzando una magnitud de desastre sociopolítico, en el orden interno e internacional, y que revela que, en esencia, no se trata de una “crisis

energética”, sino del síntoma flagrante de una crisis cultural y ética muy seria, que vuelve a trabar el desarrollo social y económico del país. Pero veo, con clara convicción, que el desarrollo de la industria petroquímica constituye la piedra angular de la política económica del país y que permitirá superar la crisis.

No hay otra manera sino que impulsar un proceso de formación de capitales nacionales, el cual no niega, de ninguna manera, la concurrencia de la inversión extranjera, la cual, por el contrario, se exige y se reclama. Estoy convencido que con el concurso de la inversión pública que juega un papel muy importante, del sector privado nacional y externo, es perfectamente posible poner en marcha ese descomunal potencial de que dispone el país.

Me refiero a las cifras probadas de gas, 13 TCF, de los cuales, parte de ella será exportada y solo un mínimo porcentaje será utilizada en el país. Asimismo se deberían crear instrumentos que impulsen su búsqueda, ante la convicción de que existan reservas importantes tanto aguas afuera como en tierra firme. El objetivo es contar con una base sólida sobre la cual alimentar un conjunto de proyectos dentro de los cuales resalta el petroquímico.

Además de las reservas de gas, ubicación geográfica, capacidad de refinación , lo más importante es que el país cuenta con un factor clave, como es el humano. En todos estos años se que en el país se logró formar un plantel de primera línea de personal altamente capacitado no sólo en el orden petrolero, sino también en el petroquímico.

Tengo la convicción de que la realización de eventos internacionales con la finalidad de promocionar la inversión, servirá para hacer muchos negocios, y los organismos extranjeros compartirán con los nacionales la apasionante tarea de sacar hacia delante al Perú, aprovechar las posibilidades que dispone y contribuir al desarrollo y mejoras de los países de la región.

Esto permitirá también una política de complementación de las economías en un continente con opciones para hacerlo. Algún día toda América estará

cruzada de gasoductos, de líneas eléctricas y estaremos interconectados. Así podremos materializar el sueño de nuestros libertadores, desde el norte hasta el extremo sur, con una integración total y aprovechando todas las enormes potencialidades de nuestro continente.

Asimismo, hoy en día la industria del gas en el mundo enfrenta nuevas fases de desarrollo, naturalmente con la creación de productos de mayor demanda, es decir estos procesos de transformación del gas llevan al desarrollo del mercado petroquímico.

Es por ello que el presente proyecto con estudio de prefactibilidad consolida la información técnica y económica, así como la **sinergia** que se puede desarrollar en los procesos de la planta de amoniaco y de los productos derivados del GAS NATURAL.

El proyecto comprende la parte técnica, económica y financiera, es por ello que es factible instalar en el país una planta de AMONIACO con una capacidad competitiva a nivel Internacional, a fin de cubrir el creciente déficit en el mercado nacional y además exportar los excedentes.

1.2. CONCEPTOS

SINERGIA

Sinergia es el efecto mediante el cual dos causas juntas traen consigo un efecto que es superior a la suma de los dos que se habrían conseguido por separado.

Los productos, servicios y procesos, al combinarse favorablemente entre sí, aumentan su valor, y de una suma simple de valores más valores ($v+v+v \dots$), puede llegarse a una multiplicación de valores e inclusive puede hacerse que crezcan exponencialmente. De esta manera cada valor agregado para el

proceso, producto o servicio, se convierte en una exigencia satisfecha de mejor calidad, costo, precio, velocidad de respuesta o de entrega, que significa una mayor y mejor ventaja competitiva.

En conclusión Sinergia significa, simplemente, que el todo es más que la suma de las partes.

AMONIACO ANHÍDRO

Designación o nombre comercial: Amoníaco

Sinónimos comúnmente utilizados: Amoníaco Líquido

Fórmula molecular: NH_3

Composición: El Amoníaco anhidro contiene pequeñas cantidades de agua.

Normal < 1.000 ppm.

Clasificación: Tóxico, corrosivo y nocivo

Aspecto: Es un gas ligeramente coloreado a temperatura ambiente.

Olor: Picante, sofocante.

pH en solución acuosa al 1%: 6-11.7

Punto de fusión: $-77.7\text{ }^{\circ}\text{C}$

Punto de ebullición: $-33.4\text{ }^{\circ}\text{C}$ (a 101.3 kPa)

Límites de explosividad: 16-27 % en volumen en aire a $0\text{ }^{\circ}\text{C}$.

Temperatura autoignición: $651\text{ }^{\circ}\text{C}$

Presión de vapor: 101.3 kPa a $25\text{ }^{\circ}\text{C}$.

Densidad de vapor relativa: 0.6 (aire =1).

Solubilidad en agua a $20\text{ }^{\circ}\text{C}$: Extremadamente soluble, ejm. 529 g/l.

Solubilidad en Solv. orgánicos: Soluble en alcohol, acetona, cloroformo.

Densidad del líquido: 0.6386 g./cm³ (a $0\text{ }^{\circ}\text{C}$, 101.3 kPa).

Densidad del gas: 0.7714 g/l (a $0\text{ }^{\circ}\text{C}$, 101.3 kPa).

SYNGAS

Conocido también como Gas de Síntesis, esta referida a una mezcla de Monóxido de Carbono (CO) e Hidrógeno (H₂). El Syngas puede ser producido a partir de cualquier compuesto que posea carbono e hidrógeno (carbón, petróleo, destilados, gas natural seco).

Para la producción de amoníaco se producirá primero syngas el cual será producido a partir de gas natural seco (es la alimentación que da mayor rendimiento a la reacción de formación de gas de síntesis).

FOB

Freight-on-Board (FOB) : el costo de carga del producto implica un costo de producción más cualquier costo de transporte hacia los clientes. Esto implica que los clientes localizados más cerca tendrán un costo total mas bajo que los clientes que se encuentren más lejos.

CIF

Cost-Insurance-Freight: Costo-Seguro-Carga (CIF), es el costo de carga del producto más el costo promedio de transporte, que se le recarga a cada consumidor un mismo precio. Los costos pagados por los clientes situados cerca de la producción son "subsidiados" por los clientes localizados más lejos. Esta estructura del precio es común para las mercancías que se consumen.

CAPÍTULO 2

II. ESTUDIO DE MERCADO

2.1 DEMANDA

2.1. 1. INTERNACIONAL

A continuación se muestran los datos estadísticos de producción de amoníaco y sus derivados, tanto en la región norteamericana como a nivel mundial.

TABLA N° I.**CAPACIDAD MUNDIAL DE AMONIACO**

	2000/01	2001/02	2002/03	2003/04	2004/05	2005/06
REGIÓN	MILES TM AMONIACO					
Norte América	23,743	22,528	22,324	22,324	22,324	22,324
Latino América	11,038	10,738	11,383	11,383	12,028	12,028
Oeste – Europa	13,604	13,312	13,312	13,312	13,312	13,312
Este Europa	8,641	8,641	8,641	8,641	8,641	8,641
Ex URSS	24,549	24,549	24,549	24,549	24,549	24,549
África	4,944	4,944	4,944	4,944	4,944	4,944
Asia	72,698	75,870	77,168	79,645	82,374	82,374
Oceania	1,157	1,157	1,197	1,956	1,956	1,956
World	160,374	161,739	163,517	166,753	170,128	170,128

TABLA N° II
CAPACIDAD MUNDIAL NITRATO DE AMONIO

	2000/01	2001/02	2002/03	2003/04	2004/05	2005/06
REGIÓN	MILES TM PRODUCTO					
Nitrato de Amonio						
Norte América	11,018	10,830	10,841	10,841	10,841	10,841
Latino América	2,688	2,688	2,688	2,688	2,688	2,688
Oeste – Europa	10,770	9,670	9,670	9,670	9,670	9,670
Este Europa	8,003	8,003	8,003	8,003	8,003	8,003
Ex URSS	15,306	15,306	15,306	15,306	15,306	15,306
África	3,620	4,379	4,379	4,379	4,379	4,379
Asia	6,041	6,041	6,041	6,041	6,041	6,041
Oceania	950	950	950	950	950	950
World	58,396	57,867	57,878	57,878	57,878	57,878

TABLA N° III NITRATO DE AMONIO CALCICO

NITRATO DE AMONIO	2000/2001	2001/2002	2002/2003	2003/2004	2004/2005	2005/2006
Oeste de Europa	7,620	6,870	6,870	6,870	6,870	6,870
Este de Europa	2,817	2,817	2,817	2,817	2,817	2,817
Ex URSS	240	240	240	240	240	240
África	549	549	549	549	549	549
Asia	2,709	2,709	2,709	2,709	2,709	2,709
World						

TABLA N° IV DAP –MAP

DAP – MAP	2000/2001	2001/2002	2002/2003	2003/2004	2004/2005	2005/2006
Norte Americana	9,529	9,529	9,529	9,529	9,529	9,529
Latino Americana	1,950	2,050	2,050	2,104	2,104	2,104
Oeste de Europa	323	323	323	323	323	323
Este de Europa	885	885	885	885	885	885
Ex URSS	4,853	4,888	4,888	4,888	4,888	4,888
África	2,631	2,631	2,631	2,631	2,631	2,631
Asia	10,024	10,845	11,959	11,959	12,076	12,076
Oceania	558	558	558	558	558	558
Mundial	30,752	31,808	32,822	32,876	32,993	32,993

TABLA N° V
CAPACIDAD NORTEAMERICANA

		2001/02	2002/03	2003/04	2004/05	2005/06	2006/07
EE.UU	1000 St	17,991	17,216	17,199	17,199	17,199	17,199
Canadá	1000Mt	5,265	5,265	5,265	5,265	5,265	5,265
Trinidad	1000 St	4,164	4,880	4,880	5,596	5,596	5,596
México	1000Mt	2,228	2,228	2,228	2,228	2,228	2,228
ÁCIDO NÍTRICO (100% HNO₃)							
EE.UU		12,420	12,420	12,420	12,420	12,420	12,420
Canadá		1,477	1,477	1,477	1,477	1,477	1,477
México		270	270	270	270	270	270
NITRATO DE AMONIO (100% AN)							
EE.UU.		9,992	9,967	9,857	9,857	9,857	9,857
Canadá		1,465	1,465	1,465	1,465	1,465	1,465
México		65	65	65	65	65	65
SULFATO DE AMONIO							
EE.UU.		3,504	3,504	3,504	3,754	3,754	3,754
Canadá		729	729	729	729	729	729
México		1,464	1,464	1,464	1,464	1,464	1,464
NITRÓGENO EN SOLUCIÓN							
EE.UU.		4,758	4,758	4,758	4,758	4,758	4,758
Canadá		1,055	1,055	1,055	1,055	1,055	1,055
México		0	0	0	0	0	0
FOSFATOS DE AMONIACO (P₂O₅)							
EE.UU.	1000 St	9,518	9,518	9,518	9,518	9,518	9,518
Canadá		345	345	345	345	345	345
México		130	130	130	130	130	130

TABLA N° VI
IMPORTACIONES DE FERTILIZANTES – EXPLOSIVOS

Importaciones 1998 – 2002
Productos – FERTILIZANTES

Países	Valor en US\$ '000 1998	Valor en US\$ '000 1999	Valor en US\$ '000 2000	Valor en US\$ '000 2001	Valor en US\$ '000 2002
USA	69,418	72,620	62,353	68,527	78,295
MEXICO	89,750	73,731	65,082	59,442	46,037
BRASIL	54,212	44,244	62,353	68,527	78,295
CANADA	55,093	33,844	15,195	10,096	7,806
PERU	686	1,177	1,615	4,084	5,361
VENEZUELA	7,145	10,279	7,528	4,456	3,548
ECUADOR	1,355	1,680	2,342	2,657	2,307
URUGUAY	2,929	2,244	2,408	2,200	2,144
CHILE	3,471	1,936	1,469	2,275	1,333
COLOMBIA	8,848	2,021	2,100	1,715	1,258
ARGENTINA	1,546	2,062	1,043	1,559	609
BOLIVIA	149	156	341	217	436
COSTA RICA	1,830	516	435	440	367
PARAGUAY	1,237	129	251	222	259
GUATEMALA	346	466	320	290	189
EL SALVADOR	32	27	327	210	167
PANAMA	249	669	434	261	91
CUBA	-	30	211	82	-
BAHAMAS	2,832	244	250	269	-

CHINA	2,401	5,967	5,078	4,128	3,526
SUECIA	2,366	2,373	2,017	2,416	2,538
RUSIA	3,551	4,221	2,989	1,010	1,202
REP. DOMINICANA	478	666	1,183	999	-
SUDAFRICA	-	-	15,010	8,497	11,953
INDIA	198,523	204,070	226,862	168,600	183,964
ESPAÑA	117,328	127,602	103,863	102,492	91,549
JAPON	106,310	99,958	98,883	83,862	87,135
REP. COREA	86,606	85,430	81,070	66,874	63,597
FRANCIA	85,702	80,732	63,359	57,824	56,216
HOLANDA	112,405	99,972	65,949	44,365	53,517
INDONESIA	40,992	42,728	23,719	50,831	42,058
AUSTRALIA	52,027	33,630	45,877	37,824	37,101

Importaciones 1998 – 2002
Producto – EXPLOSIVOS

Países	Valor en US\$ '000 1998	Valor en US\$ '000 1999	Valor en US\$ '000 2000	Valor en US\$ '000 2001	Valor en US\$ '000 2002
USA	253,735	279,931	276,072	295,160	316,799
MEXICO	21,546	43,066	74,057	68,170	131,471
CANADA	89,160	82,654	103,264	84,453	69,565
COLOMBIA	8,921	7,873	7,652	7,620	9,016
VENEZUELA	11,315	9,191	14,849	13,077	5,383
BRASIL	5,098	4,065	3,933	3,621	4,374
BOLIVIA	11,010	4,646	4,048	5,269	4,369
PERU	9,029	5,815	4,310	5,762	4,147
CHILE	3,242	3,231	3,456	2,841	3,378

ARGENTINA	13,822	15,464	15,074	9,898	3,282
ECUADOR	2,139	1,270	2,179	2,529	2,612
EL SALVADOR	785	1,260	1,144	1,345	1,980
GUATEMALA	2,295	1,356	1,742	2,132	1,647
CUBA	-	1,707	1,256	1,368	-
COSTA RICA	193	364	577	446	1,057
NICARAGUA	2,264	1,978	1,220	1,667	1,043
URUGUAY	1,025	1,562	1,677	1,733	954
PARAGUAY	1,123	1,108	1,221	1,037	710
PANAMA	1,562	1,245	405	1,029	1675
CHINA	1,646	966	1,018	1,436	1,388
JAPON	54,468	48,435	56,349	77,116	64,892
ITALIA	68,004	77,882	69,706	54,230	55,279
FRANCIA	35,162	42,419	38,412	30,502	42,689
AUSTRALIA	26,352	26,196	28,322	30,932	41,023
INDONESIA	17,464	20,657	24,277	22,925	24,499
SUDAFRICA	-	-	14,534	14,590	13,018

TABLA N° VII

LISTA DE PAÍSES IMPORTADORES DE NITRATO DE AMONIO (310230) INCLUSO EN DISOL. ACUOSA 2002

Importadores	Total Importado en 2002 en miles US\$	Cantidad importada en 2002	Unidad de medida	Valor de unidad US\$/Unidad	Crecimiento Anual en valor 98-02 (%)	Crecimiento Anual en cantidad entre 98-2002 %	Crecimiento en valor entre 2001-2002	Participación en las importaciones mundiales %
Estimación mundo	1,091,367	0	No Medida		3	6	1	100
EE.UU	115,386	989,517	TM	117	4	6	-9	10
China	98,032	1,095,977	Toneladas	89			107627	8
Francia	64,136	539,656	Toneladas	119	-4	-6	-21	5
Brasil	62,366	564,612	Toneladas	110	66	65	37	5
Reino Unido	41,426	329,674	Toneladas	126	-4	-4	-57	3
Indonesia	40,009	157,911	Toneladas	253	7	13	15	3
Perú	29,664	154,289	Toneladas	192	6	12	-11	2
Colombia	19,156	92,208	Toneladas	208	0	697	-31	1
México	15,090	92,337	Toneladas	163	43	52	213	1
Argentina	12,817	110,731	Toneladas	116	3	11	-16	1
Canadá	6,694	67,788	Toneladas	99	1	12	-36	0
Venezuela	3,220	13,460	100	239	-3	-3	31	0
Ecuador	3,005	26,591	100	113	-11	-4	-6	0
Costa Rica	2,821	24,019	100	117	16	13	-6	0
Bolivia	1,850	6,887	Toneladas	269	-12	2	-2	0
Chile	1,693	0	No Medida		-59		71	0
Panamá	464	1,886	Toneladas	246	-29	-29	22	0
República Dominicana	264	1,023	Toneladas	258	49	49	235	0

Uruguay	194	1,050	Toneladas	185	-11	-15	-72	0
Nicaragua	137	534	Toneladas	257	-24	-30	-7	0
El Salvador	136	882	Toneladas	154	27	23	-68	0
Cuba	111	282	Toneladas	394			10	0
EXPORTADORES								
Importadores	Total Exportado en 2002 en miles US\$	Cantidad Exportado en 2002	Unidad de medida	Valor de unidad US\$/Unidad	Crecimiento Anual en valor 98-02 (%)	Crecimiento Anual en cantidad entre 98-2002 %	Crecimiento en valor entre 2001-2002	Participación en las exportaciones mundiales %
Canadá	62,381	465,881	Toneladas	134	-3	3	-6	7
Chile	12,585	0	No Medida		151		-7	1
Brasil	8,629	31,377	Toneladas	179	36	41	43	0
México	157	383	Toneladas	410	-54	-58	-97	0
Uruguay	74	609	Toneladas	122			3600	0

LISTA DE PAÍSES IMPORTADORES DE NITRATO DE CALCIO - NITRATO DE AMONIO (310260) INCLUSO EN DISOL. ACUOSA 2002

Importadores	Total Importado en 2002 en miles US\$	Cantidad importada en 2002	Unidad de medida	Valor de unidad US\$/Unidad	Crecimiento Anual en valor 98-02 (%)	Crecimiento Anual en cantidad entre 98-2002 (en %)	Crecimiento en valor entre 2001-2002	Participación en las importaciones mundiales (en %)
Estimación mundo	106,588	710,348	Toneladas	150	6	6	-9	100
EE.UU	6,927	52,664	TM	132	4	12	31	6
China	2,091	13,758	Toneladas	152			107627	1
Francia	2,744	19,037	Toneladas	144	-8	-5	22	2
Brasil	3,009	18,871	Toneladas	159	48	48	-24	2
Reino Unido	1,079	8,153	Toneladas	132	25	20	-17	1
Indonesia	40,009	157,911	Toneladas	253	7	13	15	3
Perú	357	1,183	Toneladas	302	64	72	-26	0
Colombia	258	2,367	Toneladas	189	31	546	-67	0
México	9,837	42,274	Toneladas	233	19	4	0	9
Argentina	186	841	Toneladas	221	-33	-36	-38	0
Canadá	2,258	10,423	Toneladas	217	-12	-20	-26	2
Venezuela	296	2,126	100	139	-42	-9	-72	0
Ecuador	1,687	5,412	100	312	38	46	27	1
Costa Rica	2,821	24,019	100	117	16	13	-6	0
Bolivia	1,850	6,887	Toneladas	269	-12	2	-2	0
Chile	8,677	0	No Medida		-5		-19	8
Panamá	464	1,886	Toneladas	246	-29	-29	22	0
República Dominicana	264	1,023	Toneladas	258	49	49	235	0
Uruguay	14	42	Toneladas	333	-20	-23	-39	0

2.1.2 NACIONAL

TABLA N° I LISTA DE PRODUCTOS IMPORTADOS POR PERÚ EN EL 2002

Producto	Valor 2002 en miles de US\$	Cantidad 2002	Unidad de medida	Crecimiento anual en valor entre 98-02 (en %)	Crecimiento anual en cantidad 98-02 (en %)	Crecimiento anual en valor entre 2001-2002 (en %)	Participación en el mercado mundial (en %)	Posición relativa en el mercado mundial	Crecimiento anual en valor de los exp. Unidades entre 98-02 (en %)
Urea, incluso en disolución acuosa	45,378	374,303	T.M	-11	-7	15	1	23	0
Sulfato de amonio	2,486	31,587	T.M.	4	2	-71	0	31	5
Nitrato de amonio incluso en disoluc. acuosa	29,664	154,289	T.M	6	12	-11	2	11	7
Mezclas de nitrato de amonio con carbonato o con materias inorgánicas	35	96	T.M				0	68	1
Nitrato de sodio	468	2,924	T.M	9	21	47	0	26	-11
Sales dobles y mezclas entre sí Nitrato Calcio y Nitrato de amonio	357	1,183	T.M	64	72	-26	0	36	-9
Los demás incluyen mezclas	11	4	T.M	-32	-55	-79	0	107	-2

TABLA N° II. DERIVADOS DEL AMONIACO
COLORURO DE AMONIO-consumo 2001

País de Origen	Valor FOB (Dólares)	Valor CIF (Dólares)	Peso Neto (Kilos)	Peso Bruto (Kilos)	Porcentaje CIF
ALEMANIA	9,976.08	11,765.43	20,218.50	20,728.34	43.68
CHINA	9,220.00	12,760.86	59,740.00	60,216.00	47.38
ESTADOS UNIDOS	1,922.29	2,243.13	861.84	946.67	8.32
MEXICO	154.84	162.36	24.00	33.32	0.60
LOS DEMAS	0.00	0.00	0.00	0.00	
TOTAL -->	21,273.21	26,931.78	80,844.34	81,924.33	100

29

COLORURO DE AMONIO-consumo 2003

País de Origen	Valor FOB (Dólares)	Valor CIF (Dólares)	Peso Neto (Kilos)	Peso Bruto (Kilos)	Porcentaje CIF
CHINA	68,675.00	94,637.38	420,000.00	429,696.00	69.03
ALEMANIA	17,311.11	20,726.89	40,930.05	42,300.65	15.12
JAPON	14,011.05	18,707.41	57,500.10	58,760.50	13.64
ESTADOS UNIDOS	1,201.93	1,368.46	206.67	227.15	0.99
MEXICO	871.80	914.46	135.00	166.11	0.66
ESPAÑA	681.16	727.61	72.00	79.20	0.53
LOS DEMAS	0.00	0.00	0.00	0.00	

TOTAL -->	102,752.05	137,082.21	518,843.82	531,229.61	100
---------------------	------------	------------	------------	------------	-----

CLORURO DE AMONIO-consumo 2002

País de Origen	Valor FOB (Dólares)	Valor CIF (Dólares)	Peso Neto (Kilos)	Peso Bruto (Kilos)	Porcentaje CIF
ALEMANIA	61,858.83	78,828.54	259,612.00	268,639.36	62.06
CHINA	20,931.25	29,410.91	140,025.00	141,832.64	23.15
JAPON	10,800.00	14,283.27	37,500.00	37,730.00	11.24
ESTADOS UNIDOS	2,010.65	2,418.31	1,133.98	1,182.21	1.90
MEXICO	969.16	1,000.73	99.00	130.16	0.78
CHINA	575.00	877.37	5,000.00	5,000.00	0.69
ESPAÑA	182.11	200.26	24.00	36.00	0.15
LOS DEMAS	0.00	0.00	0.00	0.00	
TOTAL -->	97,327.00	127,019.39	443,393.98	454,550.37	100

CARBONATO DE AMONIO COMERCIAL Y DEMAS CARBONATOS DE AMONIO-consumo 2004

País de Origen	Valor FOB (Dólares)	Valor CIF (Dólares)	Peso Neto (Kilos)	Peso Bruto (Kilos)	Porcentaje CIF
ALEMANIA	15,694.29	21,526.11	105,000.00	108,470.01	85.25
CHINA	2,026.00	3,721.61	20,500.00	20,664.00	14.74
LOS DEMAS	0.00	0.00	0.00	0.00	
TOTAL -->	17,720.29	25,247.72	125,500.00	129,134.01	100

CARBONATO DE AMONIO COMERCIAL Y DEMAS CARBONATOS DE AMONIO-consumo 2003

País de Origen	Valor FO (Dólares)	Valor CIF (Dólares)	Peso Neto (Kilos)	Peso Bruto (Kilos)	Porcentaje CIF
ALEMANIA	96,543.92	143,082.54	657,505.00	682,226.28	77.37
CHINA	25,626.40	41,339.13	249,450.00	250,913.57	22.35
ESPAÑA	166.96	178.38	18.00	19.80	0.09
ESTADOS UNIDOS	132.91	171.87	4.00	4.46	0.09
GB:UNITED KINGDOM	61.62	106.34	2.00	3.32	0.05
SUECIA	14.98	37.14	0.10	0.45	0.02
LOS DEMAS	0.00	0.00	0.00	0.00	
TOTAL -->	122,546.79	184,915.40	906,979.10	933,167.88	100

CARBONATO DE AMONIO COMERCIAL Y DEMAS CARBONATOS DE AMONIO-consumo 2002

País de Origen	Valor FOB (Dólares)	Valor CIF (Dólares)	Peso Neto (Kilos)	Peso Bruto (Kilos)	Porcentaje CIF
ALEMANIA	89,817.71	119,408.82	507,823.73	523,925.74	75.80
CHINA	24,872.65	37,896.48	205,950.00	207,699.43	24.05
ESTADOS UNIDOS	115.39	121.15	4.50	7.53	0.07
ESPAÑA	50.35	54.13	6.00	6.60	0.03
SUECIA	20.62	48.61	0.25	0.62	0.03

TOTAL -->	114,876.72	157,529.19	713,784.48	731,639.92	100
---------------------	------------	------------	------------	------------	-----

SULFATO DE AMONIO-consumo 2004

País de Origen	Valor FOB (Dólares)	Valor CIF (Dólares)	Peso Neto (Kilos)	Peso Bruto (Kilos)	Porcentaje CIF
ESTADOS UNIDOS	1,941,658.03	2,878,174.25	27,260,101.00	27,260,104.57	99.99
MEXICO	78.58	82.16	12.00	16.66	0.00
LOS DEMAS	0.00	0.00	0.00	0.00	
TOTAL -->	1,941,736.61	2,878,256.41	27,260,113.00	27,260,121.23	100

SULFATO DE AMONIO-consumo 2003

País de Origen	Valor FOB (Dólares)	Valor CIF (Dólares)	Peso Neto (Kilos)	Peso Bruto (Kilos)	Porcentaje CIF
ESTADOS UNIDOS	2,919,525.23	4,414,678.44	64,406,784.00	64,406,784.00	95.34
LATVIA	109,080.45	172,534.97	2,424,010.00	2,424,010.00	3.72
RUSIA	22,545.45	35,657.55	501,010.00	501,010.00	0.77
HOLANDA	3,730.00	5,011.89	21,000.00	21,560.00	0.10
BELGICA	874.28	1,760.05	5,250.00	5,340.00	0.03
ESPAÑA	368.28	395.34	48.00	51.84	0.00
MEXICO	77.51	85.90	12.00	13.37	0.00
ALEMANIA	61.88	115.07	1.60	2.74	0.00
LOS DEMAS	0.00	0.00	0.00	0.00	
TOTAL -->	3,056,263.08	4,630,239.21	67,358,115.60	67,358,771.95	100

SULFATO DE AMONIO-consumo 2002

País de Origen	Valor FOB (Dólares)	Valor CIF (Dólares)	Peso Neto (Kilos)	Peso Bruto (Kilos)	Porcentaje CIF
ESTADOS UNIDOS	1,143,048.34	1,629,972.32	21,151,986.00	21,151,986.00	67.78
POLONIA	468,987.89	737,296.13	8,884,300.00	8,884,300.00	30.66
RUSIA	22,500.00	35,588.66	500,000.00	500,000.00	1.48
MEXICO	1,069.67	1,165.15	168.00	312.25	0.04
ESPAÑA	324.52	369.34	54.00	83.56	0.01
ALEMANIA	35.45	54.55	3.25	5.32	0.00
LOS DEMAS	0.00	0.00	0.00	0.00	
TOTAL -->	1,635,965.87	2,404,446.15	30,536,511.25	30,536,687.13	100

33

NITRATO DE AMONIO PARA USO AGRÍCOLA-consumo 2004

País de Origen	Valor FOB (Dólares)	Valor CIF (Dólares)	Peso Neto (Kilos)	Peso Bruto (Kilos)	Porcentaje CIF
RUSIA	2,928,743.32	3,821,349.06	21,910,420.00	21,910,420.00	99.98
ESTADOS UNIDOS	124.86	239.81	3.00	5.81	0.00
REP. CHECA	1.25	142.70	5.00	6.20	0.00
LOS DEMAS	0.00	0.00	0.00	0.00	
TOTAL -->	2,928,869.43	3,821,731.57	21,910,428.00	21,910,432.01	100

NITRATO DE AMONIO PARA USO AGRÍCOLA-consumo 2003

País de Origen	Valor FOE (Dólares)	Valor CIF (Dólares)	Peso Neto (Kilos)	Peso Bruto (Kilos)	Porcentaje CIF
RUSIA	2,669,957.85	3,635,621.88	28,841,710.00	28,841,860.00	68.97
ESTONIA	1,267,286.94	1,630,889.82	10,764,350.00	10,764,350.00	30.93
CUBA	3,055.00	4,680.00	18,790.00	18,790.00	0.08
UCRANIA	25.00	37.81	50.00	50.00	0.00
LOS DEMAS	0.00	0.00	0.00	0.00	
TOTAL -->	3,940,324.79	5,271,229.51	39,624,900.00	39,625,050.00	100

34

NITRATO DE AMONIO PARA USO AGRÍCOLA-consumo 2002

País de Origen	Valor FOB (Dólares)	Valor CIF (Dólares)	Peso Neto (Kilos)	Peso Bruto (Kilos)	Porcentaje CIF
BULGARIA	1,693,792.66	2,347,552.25	20,530,820.00	20,530,820.00	58.80
RUSIA	1,213,614.68	1,644,555.37	14,059,660.00	14,059,660.00	41.19
LOS DEMAS	0.00	0.00	0.00	0.00	
TOTAL -->	2,907,407.34	3,992,107.62	34,590,480.00	34,590,480.00	100

NITRATO DE AMONIO PARA USO MINERO (GRADO ANFO)-consumo 2004

País de Origen	Valor FOB (Dólares)	Valor CIF (Dólares)	Peso Neto (Kilos)	Peso Bruto (Kilos)	Porcentaje CIF
CHILE	4,753,899.54	5,353,900.07	21,318,290.00	21,370,690.00	66.37
FRANCIA	1,034,244.00	1,446,337.12	5,703,530.00	5,718,990.00	17.93
CHINA	931,443.00	1,266,180.00	6,000,000.00	6,018,000.00	15.69
LOS DEMAS	0.00	0.00	0.00	0.00	
TOTAL -->	6,719,586.54	8,066,417.19	33,021,820.00	33,107,680.00	100

NITRATO DE AMONIO PARA USO MINERO (GRADO ANFO)-consumo 2003

País de Origen	Valor FOB (Dólares)	Valor CIF (Dólares)	Peso Neto (Kilos)	Peso Bruto (Kilos)	Porcentaje CIF
CHILE	11,048,596.02	12,693,400.92	55,606,404.00	55,790,179.20	59.93
FRANCIA	3,321,868.54	4,719,588.36	20,924,709.00	21,027,850.00	22.28
ESTADOS UNIDOS	1,019,280.00	1,262,400.24	6,000,000.00	6,015,650.00	5.96
SUDAFRICA	983,736.31	1,414,737.84	6,580,176.00	6,599,760.00	6.68
CHINA	832,568.82	1,082,988.53	4,899,249.00	4,911,360.00	5.11
RUMANIA	2,110.00	4,097.00	10,000.00	10,215.00	0.01
LOS DEMAS	0.00	0.00	0.00	0.00	
TOTAL -->	17,208,159.69	21,177,212.89	94,020,538.00	94,355,014.20	100

NITRATO DE AMONIO PARA USO MINERO (GRADO ANFO)-consumo 2002

País de Origen	Valor FO (Dólares,	Valor CIF (Dólares)	Peso Neto (Kilos)	Peso Bruto (Kilos)	Porcentaje CIF
CHILE	10,553,658.62	11,905,740.03	54,869,400.00	55,031,640.00	58.70
SUDAFRICA	3,551,373.57	4,999,183.07	23,433,410.32	23,502,370.28	24.64
FRANCIA	2,044,745.63	2,818,094.01	13,372,517.61	13,430,642.62	13.89
FINLANDIA	229,574.64	323,692.52	1,542,603.33	1,547,223.33	1.59
CHINA	172,202.79	214,733.81	988,535.00	993,450.00	1.05
RUSIA	12,369.95	19,595.02	98,232.10	98,316.40	0.09
LOS DEMAS	0.00	0.00	0.00	0.00	
TOTAL -->	16,563,925.20	20,281,038.46	94,304,698.36	94,603,642.63	100

ACIDO NITRICO; ACIDOS SULFONITRICOS-consumo 2004

País de Origen	Valor FOB (Dólares)	Valor CIF (Dólares)	Peso Neto (Kilos)	Peso Bruto (Kilos)	Porcentaje CIF
BELGICA	120,491.56	148,252.58	343,693.10	352,533.72	55.98
CHINA	38,912.20	54,442.67	187,600.00	196,770.00	20.55
COLOMBIA	24,220.00	29,805.70	140,000.00	146,840.00	11.25
CHILE	18,636.36	22,456.98	91,635.00	153,810.00	8.48
ALEMANIA	8,052.45	8,637.94	3,159.27	3,796.74	3.26
FRANCIA	561.60	786.60	1,120.00	1,178.00	0.29
ESTADOS UNIDOS	415.67	419.46	30.00	35.00	0.15

TOTAL -->	211,289.84	264,801.93	767,237.37	854,963.46	100
---------------------	------------	------------	------------	------------	-----

ACIDO NITRICO; ACIDOS SULFONITRICOS-consumo 2003

País de Origen	Valor FOB (Dólares)	Valor CIF (Dólares)	Peso Neto (Kilos)	Peso Bruto (Kilos)	Porcentaje CIF
BELGICA	581,986.59	732,143.48	2,073,456.00	2,133,007.00	77.01
CHILE	50,603.72	61,440.15	262,489.00	620,710.00	6.46
COLOMBIA	40,080.00	50,276.40	240,000.00	250,610.00	5.28
HOLANDA	30,364.80	36,640.42	132,480.00	137,095.00	3.85
ALEMANIA	21,755.01	25,299.22	11,631.23	13,790.03	2.66
ESTADOS UNIDOS	17,770.49	18,570.37	650.60	958.00	1.95
MEXICO	12,240.00	14,108.60	10,080.00	10,790.00	1.48
CHINA	9,038.40	12,210.40	43,400.00	45,750.00	1.28
LOS DEMAS	0.00	0.00	0.00	0.00	
TOTAL -->	763,839.01	950,689.04	2,774,186.83	3,212,710.03	100

ACIDO NITRICO; ACIDOS SULFONITRICOS-consumo 2002

País de Origen	Valor FOB (Dólares)	Valor CIF (Dólares)	Peso Neto (Kilos)	Peso Bruto (Kilos)	Porcentaje CIF
BELGICA	293,229.56	375,777.96	1,108,880.00	1,140,279.00	70.35
ALEMANIA	54,046.36	62,506.40	88,378.71	95,004.72	11.70
CHILE	45,876.74	56,103.95	239,364.00	597,660.00	10.50

ESTADOS UNIDOS	11,076.27	11,255.50	142.31	272.67	2.10
COLOMBIA	9,600.00	12,399.00	60,000.00	63,130.00	2.32
MEXICO	7,776.00	9,677.64	6,048.00	8,171.00	1.81
HOLANDA	5,129.60	6,375.18	22,400.00	22,990.00	1.19
LOS DEMAS	0.00	0.00	0.00	0.00	
TOTAL -->	426,734.53	534,095.63	1,525,213.02	1,927,507.39	100

NITRATO DE AMONIO PARA LOS DEMAS USOS-consumo 2004

País de Origen	Valor FOB (Dólares)	Valor CIF (Dólares)	Peso Neto (Kilos)	Peso Bruto (Kilos)	Porcentaje CIF
CHILE	1,167,860.32	1,329,337.74	5,379,650.00	5,397,010.00	58.11
RUSIA	609,025.00	951,498.57	3,582,500.00	3,594,690.00	41.59
LITUANIA	4,669.92	6,737.92	23,000.00	23,120.00	0.29
LOS DEMAS	0.00	0.00	0.00	0.00	
TOTAL -->	1,781,555.24	2,287,574.23	8,985,150.00	9,014,820.00	100

NITRATO DE AMONIO PARA LOS DEMAS USOS-consumo 2003

País de Origen	Valor FOB (Dólares)	Valor CIF (Dólares)	Peso Neto (Kilos)	Peso Bruto (Kilos)	Porcentaje CIF
CHILE	2,751,372.57	3,098,953.87	13,789,800.00	13,828,748.80	60.69
UCRANIA	660,699.39	967,640.18	5,202,309.00	5,213,990.00	18.95
RUSIA	408,397.19	605,930.55	3,029,652.75	3,036,250.00	11.86

FRANCIA	290,380.80	427,578.28	1,814,880.00	1,822,380.00	8.37
CUBA	3,302.00	4,927.00	19,000.00	19,090.00	0.09
ALEMANIA	574.19	698.29	36.00	51.00	0.01
TOTAL -->	4,114,726.14	5,105,728.17	23,855,677.75	23,920,509.80	100

NITRATO DE AMONIO PARA LOS DEMAS USOS-consumo 2002

País de Origen	Valor FOB (Dólares)	Valor CIF (Dólares)	Peso Neto (Kilos)	Peso Bruto (Kilos)	Porcentaje CIF
CHILE	1,484,514.75	1,663,228.01	7,664,240.00	7,688,670.33	35.82
GB:UNITED KINGDOM	740,471.34	1,221,911.92	5,968,335.00	5,986,082.00	26.31
SUDAFRICA	646,179.09	881,092.59	3,994,850.78	4,007,040.78	18.97
FRANCIA	536,204.80	758,623.58	3,646,800.00	3,678,447.00	16.33
RUSIA	69,464.10	106,386.60	569,350.00	569,435.70	2.29
UCRANIA	2,440.00	6,825.00	20,000.00	20,040.00	0.14
BRASIL	2,280.00	4,255.00	19,000.00	19,400.00	0.09
ALEMANIA	457.21	667.88	36.00	43.93	0.01
TOTAL -->	3,482,011.29	4,642,990.58	21,882,611.78	21,969,159.74	100

TABLA Nº III.

LISTA DE MERCADOS EXPORTADORES DE UN PRODUCTO IMPORTADO POR PERÚ EL 2002.EL PRODUCTO NITRATO DE AMONIO EN DISOLUCIÓN ACUOSA. LAS IMPORTACIONES DE PERÚ REPRESENTAN EL 2% DE LAS EXPORTACIONES MUNDIALES DE ESTE PRODUCTO; SU POSICIÓN RELATIVA EN LAS IMPORTACIONES MUNDIALES ES 11.

Exportadores	Valor de las importaciones 2002 en miles de US\$	Participación en las importaciones de Perú (en %)	Cantidad importada en 2002	Unidad de medida	Valor de unidad US\$/Unidad	Crecimiento anual de las Impr. En valor 98-02	Crecimiento anual de las import. Encant. 98-02 (en %)	Crec. Anual de las imprt. En valor entre 2001-02 (en %)	Posición relativa de los socios comerciales en las exp. mundiales	Partic. de los socios en las export, mundiales (en %)	Crecimiento anual de las exp. Totales en valor por socio comercial
Mundo	29,664	100	154,289	Ton.	192	6	12	-11			7
Chile	14,318	48	66,049	Ton.	217	176	196	4	16	1	151
Sudáfrica	5,880	20	27,428	Ton.	214			16	11	2	-
Francia	3,576	12	17,014	Ton.	210	-15	-8	-28	9	3	-19
Bulgaria	2,348	8	20,531	Ton.	114	17	22	-17	10	3	-4
Rusia	1,770	6	14,729	Ton.	120			35300	1	24	18
Reino Unido	1,222	4	5,968	Ton.	205	8	13	2	12	2	-5
Finlandia	324	1	1,543	Ton.	210					-	-
China	215	1	989	Ton.	217			389	15	1	12

LISTA DE MERCADOS EXPORTADORES DE UN PRODUCTO IMPORTADO POR PERÚ EN EL 2002. EL PRODUCTO NITRATO DE AMONIO EN DISOLUCIÓN ACUOSA. LAS EXPORTACIONES DE PERÚ REPRESENTAN EL 0% DE LAS EXPORTACIONES MUNDIALES DE ESTE PRODUCTO; SU POSICIÓN RELATIVA EN LAS IMPORTACIONES MUNDIALES ES 36

Exportadores	Valor de las importaciones 2002 en miles de US\$	Participación en las importaciones de Perú (en %)	Cantidad importada en 2002	Unidad de medida	Valor de unidad US\$/Unidad	Crecimiento anual de las Impr. En valor 98-02	Crecimiento anual de las import. En cant. 98-02 (en %)	Crec. Anual de las imprt. En valor entre 2001-02 (en %)	Posición relativa de los socios comerciales en las exp. mundiales	Partic. de los socios en las export, mundiales (en %)	Crecimiento anual de las exp. Totales en valor por socio comercial
Mundo	357	100	1,183	Ton.	302	64	72	26			-9
Chile	251	70	819	Ton.	306	49	55	-23	-16	-	-
Sudáfrica	70	20	234	Ton.	299			106	6	6	-
Francia	31	9	105	Ton.	295	-15	-8	-49	2	20	16
Bulgaria	2,348	8	20,531	Ton.	114	17	22	-17	10	3	-4
Rusia	1,770	6	14,729	Ton.	120			35300	1	24	18
Reino Unido	1,222	4	5,968	Ton.	205	8	13	2	12	2	-5
Finlandia	324	1	1,543	Ton.	210					-	-
China	215	1	989	Ton.	217			389	15	1	12

2.2 ANÁLISIS DE LA DEMANDA

2.2.1 ANALISIS INTERNACIONAL

En las tablas N° I, II, III y IV se describen las cantidades en toneladas métricas de producción de Amoniaco, Nitrato de Amonio, Nitrato de Amonio, Càlcico y Difosfato (DAP) y Monofosfato de Amonio (MAP), respectivamente.

A continuación se da una breve descripción de los productos mencionados anteriormente:

AMONIACO: La producción que más nos interesaría es la región norteamericana con una producción estándar de 22'324 000 toneladas métricas (TM) proyectadas hasta el 2006.

Referente a la región latinoamericana se ve una producción estandarizada de 11'383 000 toneladas métricas hasta el 2004 proyectándose un ligero aumento de producción a 12'028 000 toneladas hasta el 2006

NITRATO DE AMONIO: En Norteamérica se ve una ligera descendencia en su producción de 11'018000 a 10'841000 toneladas, a partir del 2001 proyectándose hasta el 2006.

Sin embargo, en la región Latinoamericana existe una producción estandarizada de 2'688 000 toneladas desde el 2001 hasta el 2006.

NITRATO DE AMONIO CALCICO: Este producto mayormente es producido en el continente europeo dividiéndose en 2 partes: el lado oeste y este de Europa. La producción es la misma con sus respectivos valores desde el 2002 hasta el 2006.

DAP-MAP: En Norteamérica la producción no ha variado y se proyecta hasta el 2006 con un valor de 9'529 000 toneladas métricas.

En la región latinoamericana existe un ligero aumento de 2'080.000 a 2'014.000 toneladas métricas a partir del 2003 proyectada al 2006.

En la **tabla N° V** se muestra detallada la producción de la región norteamericana teniendo como productos el amoniaco, ácido nítrico, nitrato de amonio, sulfato de amonio, nitrógeno en solución y fosfato de amonio.

Se analizaron los siguientes productos:

AMONIACO: El mayor productor es EE.UU: con una cantidad de 17'216 000 toneladas métricas proyectadas hasta el 2007; por debajo de ésta producción están Canadá, Trinidad y México.

Teniendo a los 2 primeros países con una producción de 4 a 5.3 millones de toneladas métricas hasta el 2007.

En cuanto a México solo produce 2'228000 toneladas métricas.

NITRATO DE AMONIO: El país de mayor producción es EE.UU. con 9'992000 toneladas métricas, con un ligero descenso a partir del 2003 de 9'857 000 toneladas métricas proyectadas hasta el 2007.

El segundo país es Canadá con una cantidad estandarizada hasta el 2007 de 1'465 000 toneladas métricas.

IMPORTACIONES

En la tabla N° VI de importaciones de fertilizantes crudo sin procesar vemos que nuestro país gasta alrededor de 5 millones de dólares anuales, pero de enero a marzo del 2004 el gasto en urea, incluso en disolución acuosa, fue de 17 millones de dólares (su variación del 2003 al 2004 fue del 82%); los cuales se podrían reducir si se diese la explotación de una vez por todas de las reservas de Bayòbar.

Una cantidad aproximada de 4 millones de dólares al año se gasta en explosivos, está incluido el nitrato de amonio, y para enero del 2003 a marzo del 2004 fue la misma; esta también se vería reducida si se construyese una planta de amoniaco.

En los componentes de nitrógeno, incluidos los diferentes derivados del amoniaco se gasta alrededor de 28 millones de dólares.

Las cantidades señaladas corresponden al año 2002, salvo las especificadas, que al ser comparadas con los países de Latinoamérica son bajas, pero existen países de mayor consumo, para lo cual estaríamos en la capacidad de poder exportar a países vecinos y quizás hacia otros continentes.

En la tabla N° VII y VIII se muestra a países importadores de Nitrato de Amonio y Nitrato de Calcio respectivamente del año 2002. Analizando nuestro país para ese año, vemos un gasto de \$29'664 000 en importaciones de Nitrato de Amonio, las cuales representan una cantidad de 154 289 toneladas métricas con un valor de \$192 la tonelada de producto.

Ahora bien, si nuestra planta produce 1000 toneladas métricas de Amoniaco proyectada a unos 350 000 toneladas anualmente, vemos que el 46% de la producción sería para el consumo local, solo para este derivado y el resto sería para exportación.

La tabla VIII muestra las importaciones de una mezcla de Nitrato de Calcio y Nitrato de Amonio, donde Perú consumió en ese año 1183 toneladas métricas; esos productos son otros de los derivados del Amoniaco, con lo cual se tendría un ahorro en divisas siempre y cuando se dé la construcción de la planta de amoniaco.

En el análisis de nuestros compradores, solo se nombra a países latinoamericanos pero vemos que los países de la región norteamericana son los de mayor consumo de estos productos descritos anteriormente.

2.1.2 ANALISIS NACIONAL

En la tabla N° I vemos de manera más detallada los diferentes productos derivados del amoniaco que importa Perú, siendo el de mayor cantidad la urea con 374 303 toneladas métricas, seguido del Nitrato de Amonio con 154 289 toneladas métricas. Además, se observa un crecimiento anual de 7% para la urea y de 12% para el nitrato de amonio en consumo.

En las tablas N° II se muestran la gran variedad de derivados del amoniaco, si tomamos algunos de estos productos para nuestro análisis veremos si es factible o no la creación de una planta de amoniaco.

Tomaremos al nitrato de amonio en sus diversas maneras como uso: agrícola, minero y otros; la cantidad total aproximada de compra para el año 2003 fue de 157 785.275 toneladas métricas, si nuestra planta tiene una operación de 340 días al año vemos que la producción diaria aproximadamente seria de 464.07 toneladas métricas.

Esto quiere decir que si la capacidad producida de nuestra planta fuese de 1000 toneladas diarias, se estaría consumiendo aproximadamente el 50% de la producción. Además se tienen diferentes productos que se consumen en gran cantidad como el sulfato de amonio, y esto hace factible la construcción de una planta de amoniaco.

CAPÍTULO 3

ESPECIFICACIONES DE LA PLANTA

2.3 UBICACIÓN

Tomando como referencia la parte cualitativa de la materia prima, su abastecimiento, proximidad al mercado interior y exterior, infraestructura y facilidades se tomarían dos zonas de localización de la planta, una de ellas sería en el distrito de Pisco, región Ica; la otra opción sería en la provincia de Ilo, región Moquegua, tomando el gas natural seco de las probables reservas Bolivianas.

a. Abastecimiento de materia prima e insumos

La zona de Pisco adquiere amplias ventajas, por lo mismo que se encuentra la terminación de los ductos principales que transporta el gas seco y los líquidos de Camisea.

La zona de Ilo también posee ventajas pero su elección estaría sujeta a la salida del gas Boliviano por un puerto peruano.

Así mismo existen amplias facilidades del abastecimiento de materiales e insumos químicos y aditivos, catalizadores, etc. para las dos opciones.

b. Proximidad al mercado

Es el aspecto más importante, Pisco posee una facilidad de comercialización y consumo de productos; los costos de transporte hacia los centros de distribución son menores.

El mercado de Amoniaco en el país se encontraría en la Costa, con facilidades para su exportación así como fácil disposición de materia prima para un futuro proyecto de Bayovar (Fosfatos de amoniaco).

c. Disponibilidad de servicios

Básicamente se analizarán 2 servicios: energía eléctrica y agua.

Referente a la energía eléctrica en Pisco esta previsto la construcción de una planta Termoeléctrica que servirá de abastecimiento a la planta.

La disponibilidad de agua es escasa, pero se está dando la construcción de pozos para la obtención de aguas subterráneas y almacenarlas en tanques, así mismo, esta agua es dulce con lo cual se evitaría un tratamiento químico (la desmineralización y desalinización) como un proceso adicional reduciendo aún los costos de producción de amoníaco.

d. Infraestructura y facilidades

La mayoría de empresas contratistas se encuentran en la ciudad de Lima, por tanto el desplazamiento de materiales, mano de obra u equipos de construcción civil será muy factible por el acceso de carreteras pavimentadas y terminales marítimos.

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

Del análisis, se concluye que Pisco ofrece un abanico de ventajas para la instalación de una planta de amoníaco, las facilidades con la cuenta son para su exportación y distribución nacional, así como la llegada del poliducto que contiene la materia prima (gas seco).

2.4 ANÁLISIS DE LA CARGA

En este punto se da el cálculo de los volúmenes de nitrógeno, aire, hidrógeno y de gas natural correspondientes a los valores de operación de nuestra planta.

Nitrógeno

Tenemos una producción de 1000 toneladas métricas de amoníaco equivalentes a 2'205 000 libras; P.M. NH_3 = 17 libras.

=> 17 lb ----- 359 pies³(volumen ocupado por 1 mol-lb)

2'205 000 lb ----- X; X = 46'564 411.76 pies³/día de N_2

pero de N será de 23'282 205.88 pies³/día

Aire

Tenemos 23'282 205.88 pies³/día de N que representa el 80% del aire

=> obtenemos 29'102 757.35 pies³/día de aire

Hidrógeno

Tenemos 17 lb ----- 359 (1/2) pies³

2'205 000 lb ----- X

X = 69' 846 617.65 pies³ de Hidrógeno

Gas Natural

Dato técnico de tabla de datos económicos

Se tiene 27.10⁶KJ/Ton NH₃

$$\Rightarrow 27.10^6 \frac{KJ}{TonNH_3} \times \frac{1000pies^3}{1X10^6 BTU} \times \frac{1BTU}{1.055KJ} = 25\ 592.41 \frac{pies^3}{Ton NH_3}$$

en 1000 toneladas métricas serán 25'592 417.06 pies³ de Gas Natural.

En resumen, tendremos para la producción de 1000 toneladas métricas de amoniaco, los siguientes valores de carga:

Materia Prima	Cantidad (pies ³ /día)
Gas Natural	25' 592 417.06
Nitrógeno	23'282 205.88
Hidrógeno	69' 846 617.65
Aire	29' 102 757.35

2.5 CAPACIDAD DE PRODUCCIÓN

Según el análisis de la Demanda proyectada para el amoniaco se estima conveniente una capacidad de planta de 1000 TM/día, la cual servirá para el mercado nacional e internacional, así como para otros derivados de éste producto y su posterior usos como materia prima para el desarrollo en la

industria de fertilizantes, uno de los más rentables es quizás el caso Bayovar.

3.4 PRODUCTOS OBTENIDOS

3.4.1.- Amoniaco

La planta producirá 1000 toneladas por 24 horas de operación con la siguiente composición:

- Amoniaco 99.5% en peso (mínimo)
- Agua 0.5% en peso (máximo)

3.4.2. Dióxido de Carbono como Co-Producto

La planta puede producir dióxido de carbono como co-producto como corriente de gas conteniendo un 98.5% Vol. de pureza en la producción de amoniaco. Este dióxido de carbono es un gas disponible para uso como materia prima en la vulcanización, pigmentos, etc, conteniendo cierto grado de humedad.

CAPÍTULO 4

IV.- MATERIA PRIMA

4.1.- UBICACIÓN

La zona de Camisea se encuentra a unos 500 kilómetros al este de la ciudad de Lima, capital del Perú, en la vertiente oriental de la cordillera de los Andes en la región Cusco. Está situada en el valle del Bajo Urubamba, una de las áreas de diversidad biológica natural de mayor importancia en el mundo. Las reservas de Camisea son de gran importancia para los peruanos, pues, tiene el potencial de reducir las importaciones de energía, mejorar la posición de la balanza de pagos, reducir los precios de la electricidad, crear nuevos puestos de trabajo, atraer nuevas industrias al país y generar una cantidad significativa de ingresos por tributación.

La mayor parte de las reservas se encuentran en dos campos gasíferos principales, San Martín y Cashiriari, en las riveras opuestas del río Camisea. Estos yacimientos se encuentran en el lote 88B. Existe una acumulación algo menor al noroeste, en un área conocida como Mipaya, llamada oficialmente Lote 88A. Los lotes 88A y 88B se conocen como los lotes de Camisea. Tres pozos evaluatorios fueron perforados allí durante 1997 y principios del año 1998. Además fue perforado un pozo exploratorio en el lote 75.

El proyecto gasífero de Camisea ya es una realidad. Pluspetrol-Hunt Oil-SK Corporation y el consorcio Techint-Pluspetrol-Hunt Pipeline Company of Peru-SK Corporation, L'Enterprise Nationale Sonatrach- Graña y Montero, se adjudicaron a la buena pro de las etapas de explotación y transporte-distribución, respectivamente, en un proceso de privatización que, luego de sortear obstáculos y situaciones incrédulas, se desarrollo superando las expectativas cifradas en ello.

4.1.1.-CARACTERÍSTICAS

Estructuras: San Martín y Cashiriari

- Reservas gas: 13 TCF
- Reservas LGN: 600 MM Bls
- Profundidad de los pozos: 2000 a 2500 mts
- Producción estimada por pozo: 80 a 150 MMPC por día de gas natural
- 63 Bls de LGN/MMPC de gas natural

4.1.2.- MAGNITUD DE LOS RECURSOS

Las reservas potenciales de gas natural en la Selva Sur son de gran magnitud, lo que tendrá una mayor importancia en el desarrollo de la industria del Perú, en TCF

- Camisea (San Martín y Cashiriari) 13.0
- Pagoreni 3.5
- Otros del lote 75 (posibles) 4.0
- Otros del lote 52 (posibles) 3.0
- Otros del lote 78 (posibles) 2.0

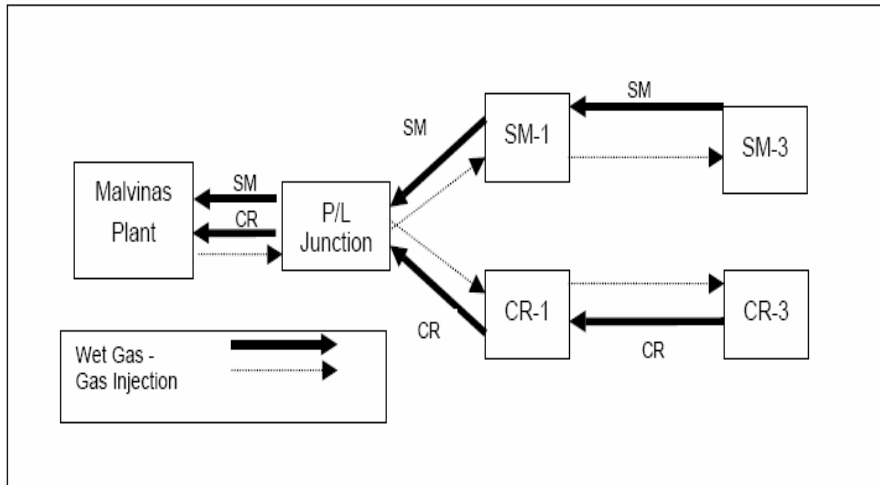
Potencial Estimado Alrededor de 25 TCF

Se asegura que las reservas de Camisea equivalen a diez veces a las de hidrocarburos que existen en el país. Un solo ejemplo de los beneficios que puede traer Camisea es el siguiente: el Perú consume 18 mil barriles diarios de gas licuado de petróleo, de los cuales importa casi la mitad. Cuando Camisea sea una realidad, nuestro país producirá 18 mil barriles de gas licuado, lo que significara que no solamente dejara de ser importador sino que se convertirá en exportador de este combustible.

4.1.3.- DESCRIPCIÓN DEL CAMPO

- El proyecto consiste en el desarrollo del gas y de las reservas condensadas de dos reservorios denominados San Martín (SM) y Cashiriari (CR).
- Se espera que la producción total sea de por lo menos, veintiún (21) pozos. San Martín tendrá un total de diez (10) y Cashiriari de once (11). Para la fase inicial del desarrollo, habrá solamente siete (7) pozos estimados en Cashiriari y cinco (5) pozos en San Martín.
- Cuatro (4) pozos de inyección del gas (dos en cada campo, uno en cada sitio del reservorio) se planean para la re-inyección del gas excedente, uno (1) en Cashiriari y dos (2) en San Martín.
- Cada área tiene dos zonas de reserva de gas, San Martín tiene sitios SM-1 y SM-3, Cashiriari tiene CR-1 y CR-3.
- La producción del gas y del líquido de SM-3 serán dirigidas juntas, en una tubería común a la localización SM-1, en donde la producción de ambas se unirán comúnmente.
- La producción del gas y del líquido de CR-3 será dirigidas juntas, en una tubería común a la localización CR-1, en donde la producción de ambas se unirán comúnmente.
- La producción combinada de SM-1 y de CR-1 convergerán en una localización que se llamará "ensambladura" y funcionará paralelo a la de planta Malvinas.
- Asimismo junto a las tuberías de producción habrá una tubería de inyección de gas de alta presión, un cable de fibra óptica y una línea de fuente pequeña del inhibidor de la corrosión funcionando a cada racimo de la planta de Malvinas.

4.1.4.- DIAGRAMA ESQUEMATICO



4.2.-VOLUMENES DE GAS EXISTENTES

4.2.1.- Características del diseño del racimo y del pozo

Parámetros	En los Pozos
Diseño, MMscf / por grupo	200 MMscf / d
SITP, psia	3300
FWHP, psia después del estrangulamiento	1500
FWHT, °F antes del estrangulamiento	130 °F
Diseño MMscf7d por pozo	San Martín – 60 MMscf/d Cashiriari – 72 MMscf/d
Condensados, bbl/MMscf	30 bbl/MMscf
Formación de agua, bbl/MMscf	1bbl/MMscf
Presión de inyección en cabeza de pozo	3400 psia

4.3.- CARACTERÍSTICAS Y COMPOSICIÓN DEL GAS

4.3.1 La composición cruda del gas del diseño (base seca) de cada campo está como sigue:

Componentes	Cashiriari (% Molar)	San Martín (% Molar)
N ₂	0.39	0.54
CO ₂	0.99 ^{Nota 1}	0.33
C ₁	82.96	80.48
C ₂	8.64	9.92
C ₃	3.09	3.80
i-C ₄	0.46	0.55
n-C ₄	0.86	1.11
i-C ₅	0.34	0.43
n-C ₅	0.32	0.43

C ₆	0.40	0.59
Benceno	0.04	0.00
C ₇	0.35	0.54
C ₈	0.40	0.51
C ₉	0.21	0.28
C ₁₀	0.13	0.18
C ₁₁	0.09	0.11
C ₁₂ +	0.33	0.20
C ₁₂ +MW	205.5	194.0
C ₁₂ +,densidad en lb/ft ³	48.2	48

Nota 1: El valor del CO₂ es bajo 0.55 para uso de diseño por Pluspetrol

La alimentación inicial será de un volumen medio que consiste en la producción del 70% San Martín y 30 % de la producción de Cashiriari. Otro diseño futuro tendría las composiciones del 100 % de San Martín, y 100 % de Cashiriari.

4.4.- PROCESO DE OBTENCIÓN DE LA MATERIA PRIMA

4.4.1.- DISEÑO DE LA PLANTA MALVINAS

Las unidades de proceso en la planta Malvinas tendrán una capacidad nominal de 800 MMscf/d, este será constante de acuerdo al plan de desarrollo. La capacidad de proceso inicial de la planta será de un volumen nominal de 400 MMscf/d, en 2 trenes de 200 MMscf/d. La capacidad adicional será agregada en dos módulos de volúmenes nominales de 200 MMscf/d, a medida que aumenta la demanda.

La planta de Malvinas separará las fracciones líquidas del gas (LNG - líquidos del gas natural) producido de los reservorios de San Martín y de Cashiriari usando la separación y refrigeración del gas por turbo-expansión. La planta para su diseño se basa en los estándares de diseño de los códigos de EE.UU. Todo el equipo de la planta será diseñado con un excedente del 10% de capacidad.

4.4.1.1 Las instalaciones principales de proceso consisten en:

- Receptores del “chancho” y facilidad del colector de lingote
- Unidad de estabilización
- Deshidratación del glicol
- Sistema de puente del gas de planta

- Deshidratación del tamiz molecular
- Ampliador criogénico de turbo
- Instalaciones de la compresión del gas
- Inyección y medición del gas de venta
- Instalaciones de almacenaje de NGL
- Estación de la bomba de aumento de presión
- Medición de NGL (por los terceros)

4.4.1.2 Los sistemas para uso general del proceso consisten en:

- Sistema de control de proceso
- El sistema de alarma del apagado de la planta
- Sistemas de calentamiento aceite / calor.
- Condicionamiento del gas de combustible y su sistema de distribución
- Generación de energía para la planta y sistemas eléctricos de la distribución y de iluminación
- Sistema del Quemador de campo o antorcha.
- Alcantarillados industriales del agua, sistemas de tratamiento de aguas producidas, y sistemas de deshechos sólidos.
- Sistemas de aire de planta (para uso industrial e instrumentación)
- Sistemas de comunicaciones
- Sistema de agua dulce
- Sistemas sanitarios de las aguas residuales
- Sistema químico de las aguas residuales
- Sistema de agua para su utilidad y lucha contra el fuego
- Detección del fuego y de gas mediante sistemas ESD (parada de emergencia)
- Iluminación y sistemas de la UPS
- Sistemas de protección catódica
- Sistema de la generación y distribución del nitrógeno
- Pozo de producción del agua

4.4.1.3.- La base del diseño para la planta Malvinas es como sigue:

Presiones y temperaturas:

Parámetros de Diseño	Presión	Temperatura
A futuro	Máxima : 1800 psig	130 °F
A la entrada del colector	Normal: 1300 psig	110 °F

Condiciones del Gas a la entrada del colector

Diseño Mecánico	1415 psig	150 °F
Operación al mínimo	1100 psig	90 °F
Operación Normal	1285	110 °F

Condiciones de los Líquidos en el colector, como la alimentación de condensados

Operación al mínimo	1100 psig	90 °F
Operación Normal	1285	110 °F

4.1.2 Nivel de Entrada del Gas / liquido:

	Diseño ¹	Mínimo ¹
--	---------------------	---------------------

Para cada serie criogénica

Gas húmedo MMscf/d valor nominal	200 x 1.1	100
-------------------------------------	-----------	-----

Sistema de estabilización de los condensados

MMscf/d (seco)	26.9 x 1.1	13.45
Líquidos saturados de agua	Si	Si
Agua bbl/d	600	225

Nota 1: condiciones estándar a 16.65 psia y 60 °F

4.4.3.- Composición en volumen del gas colector:

	Diseño Base	En operación
	% Molar	% Molar
N ₂	0.51	0.56
CO ₂	0.53	0.33
C ₁	83.39	82.87
C ₂	9.49	9.87
C ₃	3.39	3.56
i-C ₄	0.46	0.48
n-C ₄	0.88	0.93
i-C ₅	0.30	0.31
n-C ₅	0.28	0.30
C ₆	0.28	0.30
Benceno	0.01	0.00
C ₇	0.18	0.19
C ₈	0.11	0.11
C ₉	0.03	0.04
C ₁₀	0.01	0.01
C ₁₁	0.00	0.00
C ₁₂ +	0.00	0.00
Agua	0.14	0.14
Total	100	100

Las condiciones son a 14.65 psia y 60 °F

4.4.4.-Composición de alimentación a las instalaciones de estabilización de los condensados:

	Diseño Base	En operación
	% Molar	% Molar
N ₂	0.08	0.09
CO ₂	0.33	0.21
C ₁	27.53	28.04
C ₂	8.99	9.51
C ₃	6.94	7.39
i-C ₄	1.64	1.71
n-C ₄	3.89	4.13
i-C ₅	2.30	2.40
n-C ₅	2.57	2.70
C ₆	5.23	5.52
Benceno	0.13	0.00
C ₇	6.32	6.62
C ₈	7.51	7.43
C ₉	4.54	4.51
C ₁₀	3.07	3.06
C ₁₁	2.00	1.93
C ₁₂ +	4.76	3.63
Agua	12.17	11.11
Total	100	100

Las condiciones son a 14.65 psia y 60 °F

4.4.5 Composición del gas para el diseño del compresor.

Componentes	Gas seco en la Planta Criogénica y gas combustible
N ₂	0.54
CO ₂	0.57
C ₁	88.54
C ₂	10.33
C ₃	0.02
i-C ₄	0
n-C ₄	0
i-C ₅	0
n-C ₅	0
C ₆	0
Benceno	0
C ₇	0
C ₈	0
C ₉	0
C ₁₀	0
C ₁₁	0
C ₁₂ +	0
Agua	0

Nota: Recuperación de 99.5% de propano

4.4.5.1.- Los requisitos de funcionamiento mínimos para el sistema de compresión del gas se enumeran en la siguiente tabla:

Parámetros de diseño	Venta de gas			Inyección de gas		
	Valor	Opción		Valor	Opción	
		A	B		A	B
Gas Natural						
Flujo MMscf/d por unidad	200	200	267	120	180	0
Presión de succión (psig)	450	450	450	2120	2120	0
Temperatura de succión °F	110	110	110	110	110	110
Presión de descarga (psig)	2130	2130	2130	4000	4000	0

Opción A: Es alternado para ventas como para inyección

Opción B: Solo es para ventas

Nota: La Turbina opera a 90 °F temperatura ambiente y 500 metros de elevación.

4.4.5.2 Los caudales de diseño de las instalaciones del compresor son:

Demanda del Compresor (MMscf/d)

Años	Flujo a través del Compresor 450 – 2130 psig	Flujo de Ventas 2130 psig		Flujo de inyección 2120 psig		Flujo de línea auxiliar o by pass 2120 psig		Total de inyección 2120 – 4000 psig	
		Opción		Opción		Opción		Opción	
		A	B	A	B	A	B	A	B
2004	201.6	145	85	56.6	116.6	0	0	56.6	116.6
2005	302.8	207	90	95.8	212.8	0	0	95.8	212.8
2006	338.8	231	110	107.8	228.8	0	0	107.8	228.8
2007	357.0	257	140	100	217	45.5	45.5	145.5	262.5
2008	356.6	282	175	74.6	181.6	60.2	60.2	134.8	241.8
2009	355	316	197	39	158	113.7	113.7	152.7	271.7
2010	354.4	346	225	8.4	129.4	133.3	133.3	141.7	262.7
2011	539.9	380	255	159.9	284.9	0	0	159.9	284.9
2012	537	401	265	136	272.3	21.5	21.5	157.5	293.5
2013	537.3	424	275	113.3	262.3	10.5	10.5	123.8	272.8
2014	535.7	445	295	90.7	240.7	62.3	62.3	153	303
2015	535.1	472	325	63.1	210.1	84.1	84.1	147.2	294.2
2016	534	498	350	36	184	121.6	121.6	157.6	305.6
2017	533.2	526	390	7.2	143.2	145.3	145.3	152.5	288.5
2018	721.6	555	420	166.6	301.6	0	0	166.6	301.6
2019	725	586	445	139	280	0	0	139	280
2020	719	619	475	100	244	0	0	100	244
2021	718.4	653	510	65.4	208.4	0	0	65.4	208.4
2022	718.4	690	550	28.4	168.4	0	0	28.4	168.4

4.4.6.- Especificaciones del producto fuera de la planta de Malvinas:

Factor de diseño	Especificaciones
NGL En la planta criogénica	
Máxima presión de reparto	225 psig
Punto de reparto, diseño mecánico	250 psig, 125 °F (Tanque de propano diseñado)
Temperatura de reparto	110 °F (máxima)
Contenido de etano	Máx. 2%
NLG en la estabilizadora de condensados	
Punto de reparto, diseño mecánico	250 psig, 125 °F
Máxima presión de la estabilizadora de fondos	180 psig
Temperatura de reparto	110 °F (máxima)
Contenido de etano	Máx. 2%
Gas remanente	
Presión de reparto a la línea de gas	Mínimo 2130 psig
Temperatura de reparto	Máximo 110 °F
Contenido de agua	Máximo 4 lbs por MMscf/d
N ₂ y CO ₂	Máximo 4% molar
Contenido de oxígeno	Máximo 2% molar
Contenido de CO ₂	Máximo 2% molar
Punto de rocío del Hidrocarburo	Máximo 25 °F a 798 psia

4.4.7.- Características del Aceite Caliente:

Características	Parámetros
Presión de diseño mecánico	150 psig
Temperatura de la fuente	550 °F
Temperatura de retorno	Aprox. 25° después de procesado
Tipo de aceite caliente	Therminol 55

4.4.8.- INSTALACIÓN DEL MÓDULO DE LA PLANTA DE MALVINAS

Unidades	2004	2010	2014	Total
Separadores	1	0	1	2
Deshidratación	2	1	1	4
Criogénica	2	1	1	4
Estabilizadores	1	0	0	1
Re-inyección	2	0	0	2

4.4.9.- DISPOSICIÓN DE LAS UNIDADES EN LA PLANTA MALVINAS

- La disposición y el espaciamiento entre las unidades y el equipo de la planta es importante y deben asegurarse de que los peligros potenciales del personal estén reducidos al mínimo, las consecuencias para el medio ambiente se reduzcan al mínimo, se maximice la protección del personal, las pérdidas de producción se reduzcan al mínimo; todos estos detalles se dan mientras se mantiene un nivel muy alto de operabilidad.

- El espaciamiento entre las unidades y el equipo se llevo a cabo con las recomendaciones industriales del espaciamiento de planta de los aseguradores de riesgos publicada en su más ultima edición, y otras publicaciones apropiadas del API y de NFPA.
- Se han dado las condiciones necesarias para el mantenimiento de los equipos. La capacidad de planta total está basada en las instalaciones de planta futuras conforme a la instalación del módulo de la planta Malvinas de la sección 4.4.8.

4.4.10.- DESCRIPCIONES DEL PROCESO DE LA PLANTA MALVINAS

Instalaciones del colector lingote. En esta primera etapa del proceso, el gas y los líquidos se producirán en los pozos atravesando el sistema de recolección, a través de receptores como “el cerdo” y en un colector lingote. El colector lingote está diseñado para separar y distribuir el gas que llega de las reservas, o sino, conservar los volúmenes de los líquidos para ser acomodados por el sistema de estabilización de condensados. El gas del colector de volúmenes fluirá al sistema criogénico.

Facilidad para la Unidad de Estabilización. El propósito de esta etapa de proceso es separar el agua y quitar los componentes ligeros del condensado del hidrocarburo. En el fondo de la columna del estabilizador, se obtiene el condensado estabilizado y de allí fluye al sector de almacenaje. Los gases del tope de la columna se comprimen y se envían a la deshidratación del sistema. El agua se envía al sistema de tratamiento de aguas producidas. Los equipos que hacen posible esta facilidad son:

- Separador de condensado
- Separador de condensado flash
- Rehervidor del estabilizador
- Cambiador de la alimentación

- Columna estabilizadora de condensados.
- Enfriador de condensado.
- 1ra. y 2da. etapa de compresores.
- 1ra. etapa de succión y 1ra. y 2da. etapa de los depuradores de la descarga.
- 1ra. y 2da. etapa después de la refrigeración.

Deshidratación del glicol y del tamiz molecular: el propósito de esta sección es retirar el agua del gas antes del proceso de recuperación de los líquidos del gas natural (NGL). El sistema de la deshidratación del glicol es quitar 90-95% de agua del gas sin procesar. El gas tratado fluye al sistema de deshidratación del tamiz molecular para retirar el agua a menos de 0.1 ppm. Los recipientes del tamiz molecular deben ser clasificados para la adsorción, 18 horas antes de la regeneración, por una corriente pequeña de gas de residuo calentado, que proviene de la entrada de la planta criogénica. El agua de este proceso se envía a un sistema presurizado. El equipo que realiza esta operación es:

- Separador de filtro de gas a alta presión.
- Equipo de contacto del Gas/glicol.
- Intercambiador de Gas/glicol.
- Instalaciones de Regeneración del Glicol.
- Filtro separador.
- Recipientes del tamiz molecular.
- Filtros de polvo.
- Lecho protector del mercurio (futuro)
- Separador del gas regenerado.
- Refrigerante del gas regenerado.
- Calentador de regeneración
- Compresor de gas regenerado.

TURBO EXPANSOR CRIOGÉNICO

- En este equipo se dará el proceso de separación del propano y de hidrocarburos más pesados del gas. La separación será dada por una combinación de refrigeración y de la expansión isoentrópica que reduce la temperatura del gas, cuya finalidad es alcanzar la recuperación de los componentes deseados.
- Los NGL recuperados en este proceso se envía a las instalaciones de almacenaje de NGL.
- El gas remanente es procesado y convertido en gas de residuo de planta; será comprimido y refrigerado por el compresor de expansión para ser enviado a las instalaciones de compresión de la planta.

Los equipos que hacen posible esta operación son:

- Intercambiador del gas de entrada.
- Separador de la alimentación del expansor.
- Compresor de expansión.
- Rehervidor del De-etanizador.
- Condensador de reflujo del De-etanizador.
- Separador de reflujo del De-etanizador.
- Bombas de reflujo del De-etanizador.
- De-etanizador.
- Equipo de refrigeración de los NGL.
- Las bombas del equipo de refrigeración.

INSTALACIONES DE COMPRESIÓN

- Compresión del gas para ventas. El propósito es comprimir el gas con la finalidad de distribuirlo por las líneas de transporte.

- Compresión del gas para inyección. El propósito es comprimir el gas de inyección y re-inyectar el exceso dentro de las reservas.
- Para el diseño del proceso y los requisitos para el sistema de compresión se consideraron las especificaciones de PCAM-0370-ET-Y-0001.

Instalaciones de almacenaje y de bombeo de NGL: los productos líquidos que se procesan en el turbo expansor criogénico y de la estabilización de los condensados serán almacenados en la planta. Los volúmenes de NLG en stop deben ser comprimidos adecuadamente para su respectivo almacenamiento en los tanques.

Estos líquidos serán entregados a una tubería vía bombas Booster (de mayor presión). Estas bombas de aumento de presión serán capaces de entregar el NGL a la succión múltiple de bombas de exportación.

Instalaciones Terminales de los Líquidos. El envío de los hidrocarburos líquidos (NGL) producidos y almacenados en la planta se hará por medio de una tubería; que será construida, su funcionamiento y mantenimiento estará a cargo de terceros. Las instalaciones terminales incluirán una estación de bombeo. La terminación de la tubería es el área del distrito de Pisco, región Ica.

4.4.11.- SISTEMA DE CONTROL DE LA PLANTA MALVINAS

- La planta Malvinas y los reservorios serán controlados por un sistema de control distribuido (DCS). El DCS estará situado en la sala de mando de la planta Malvinas. El DCS realizará la adquisición de datos, control de proceso, y supervisión del rendimiento de procesamiento y control de la planta Malvinas y de los reservorios (vía un sistema de telemetría). El DCS también realizará la performance y almacenaje de datos de proceso de la planta Malvinas y de los reservorios.

- Sistema de Telemetría. El objetivo del sistema de telemetría es proporcionar un mando a distancia y la seguridad de los reservorios e integrar la información de estos, en el sistema de control de la planta Malvinas.

4.4.12.- SISTEMA DE PARADA DE LA PLANTA MALVINAS

- La planta Malvinas incluirá un sistema de alarma de parada cuando existan problemas de emergencia, cuando falle la energía eléctrica, y otras fallas de proceso tales como: fugas de vapores inflamables, incendios, derrames, explosiones, etc.

4.4.13.- SISTEMA DEL GAS DE COMBUSTIBLE DE LA PLANTA DE MALVINAS

- El sistema del gas de combustible usa al gas deshidratado comprimido como la fuente primaria y ha sido diseñado para proveer el suficiente combustible para la planta Malvinas. Una fuente de reserva del gas combustible será proporcionado en el diseño.

4.4.14.- ENERGÍA DE LA PLANTA MALVINAS, DISTRIBUCIÓN ELÉCTRICA, Y SISTEMAS DE ILUMINACIÓN

- El proyecto incluye el diseño y la instalación de una planta eléctrica accionada por la generación de una turbina de gas, de un generador diesel, de un sistema de distribución de energía y de un sistema de iluminación.

4.4.15.- SISTEMA DE RELEVO Y RECOLECCION DE VALVULAS DE SEGURIDAD DE LA PLANTA MALVINAS

- La planta Malvinas tendrá sistemas de alta presión y de baja presión por tanto se debe diseñar un sistema de relevo y recolección para recoger el gas de las válvulas de seguridad de la descarga y de purga, situadas en

la tubería y de los equipos de procesos de la planta. Estos sistemas descargarán el gas en un depurador común donde los líquidos serán separados antes de que el gas se envíe a la antorcha. También habrá un drenaje que posee un sistema de enfriamiento para recoger los líquidos del separador, además del de-etanizador, y del separador del reflujo del de-etanizador.

4.4.16.- SISTEMA DE AIRE COMPRIMIDO DE LA PLANTA MALVINAS (USO INDUSTRIAL E INSTRUMENTACIÓN)

- El sistema de aire de planta de Malvinas será capaz de proveer el aire comprimido con un flujo y presión necesarios para que funcionen todos los instrumentos y equipos neumáticos en la planta Malvinas.

4.4.17.- INSTALACIONES PARA EL PRODUCTO QUÍMICO DE LA PLANTA MALVINAS.

- Las instalaciones químicas de la planta Malvinas consisten en las instalaciones de carga, almacenaje, bombeo y de inyección de productos químicos para el proceso y para la inhibición de la corrosión.

4.4.18.- ALCANTARILLADOS INDUSTRIALES DEL AGUA

- El drenaje industrial del agua, es decir el agua que tiene cierto grado de contaminación, será presurizado y no-presurizado para drenaje.
- El agua de formación (es decir agua quitada de la producción entrante) será separada en el depurador de la entrada de la planta y enviada al separador de condensado en el sistema del condensado de estabilización. Una vez realizado el tratamiento se dispondrá a un pozo.
- Drenaje del Agua de Tormenta. El drenaje del agua de tormenta, consiste en el agua de lluvia que se origina a la salida del edificio, de los

caminos, de las áreas de la planta, y de cualquier otra agua de la tormenta que no se contamine con el hidrocarburo. El drenaje del agua de la tormenta será recogido en los canales y llevado a la corriente del río de Urubamba sin tratamiento.

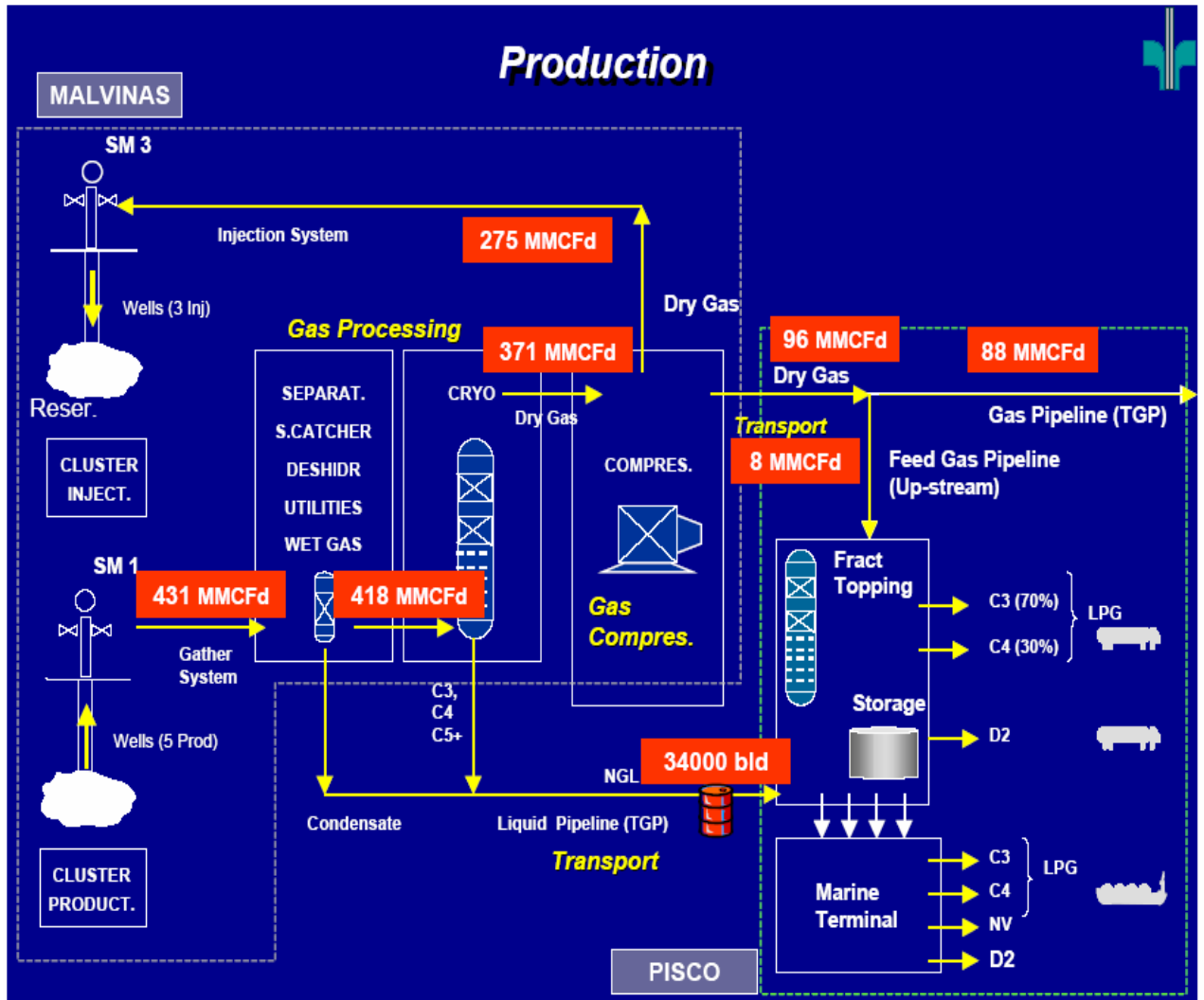
4.4.19.- EL SISTEMA DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES

- El sistema de tratamiento de aguas residuales recogerá el agua de tocadores, de lavaderos, de servicios, de duchas, de cocinas y de las habitaciones.
- El tratamiento sanitario de las aguas residuales requirió un estudio biológico con las características siguientes:
Investigación de la basura sólida gruesa.
Remuneración de los caudales y del bombeo;
Purificación biológica en un reactor de lodo activado en un compartimiento de aireación;
Sedimentación secundaria;
Compartimiento del contacto y del sistema de desinfección con cloro.
- La descarga de las aguas residuales sanitarias tratadas será directo al río de Urubamba. Sin embargo, un estudio de viabilidad será realizado para determinar la posibilidad de filtrar las aguas residuales tratadas en el suelo por medio de un dren en el campo, durante los períodos en que el flujo de agua en el río es bajo.
- El diseño de la planta sanitaria o de alcantarillado se dio de acuerdo con los parámetros de diseño siguientes:

Parámetros de diseño	Requerimientos
Estimado de población	100 habitantes
Volumen por habitante	42 galones/día
DBO entrante (promedio)	250 ppm
DBO saliente (máximo)	3ppm
Razón de flujo máximo	Basado en 100 personas, 24 horas de

operación

DIAGRAMA DE DISTRIBUCION DEL GAS DE CAMISEA



CAPÍTULO 5

V. PRODUCCIÓN DEL AMONIACO

5.1.- PROCESOS DE PRODUCCIÓN DEL NITROGENO

El nitrógeno (N_2) es un gas sin color, inodoro e insípido que representa el 78.09% (en volumen) del aire que se respira. Es inerte y no interviene en la combustión. El gas nitrógeno es levemente más ligero que el aire y levemente soluble en agua. Se utiliza comúnmente como gas inerte; pero el nitrógeno formará compuestos con actividad biológica a temperatura alta, y a temperatura moderada con la ayuda de catalizadores. Forma el dióxido nítrico con el oxígeno, con hidrógeno forma el amoníaco, y sulfuro de nitrógeno con el azufre. A elevadas temperaturas se combina con ciertos metales activos, tales como litio, magnesio y titanio para formar los nitruros. Es necesario en varios procesos biológicos, y es un componente en la producción de fertilizantes como base para la producción de amoníaco. Conjuntamente con halógenos y compuestos orgánicos, el nitrógeno puede formar compuestos explosivos. El nitrógeno posee un punto de ebullición de $-195.8\text{ }^\circ\text{C}$ ($-320.4\text{ }^\circ\text{F}$).

El nitrógeno es uno de los gases más utilizado por los clientes que cualquier otro gas industrial. Se produce el nitrógeno mediante los procesos de adsorción o de la difusión de oscilación de la presión y en forma gaseosa o líquida por la destilación criogénica. Los procesos criogénicos pueden producir el nitrógeno puro mientras que los procesos de la adsorción y de la difusión se utilizan típicamente para hacer un producto más bajo de pureza en cantidades relativamente pequeñas. En la compra del nitrógeno líquido a granel, en cilindros de alta presión, o de la producción criogénica, son más costosos e imprácticos. Por otro lado, se utiliza para recubrimiento de los materiales potencialmente reactivos en contacto con el oxígeno. El nitrógeno líquido se valoriza mucho para sistemas de enfriamiento así como por su poder de inercia. Cuando el nitrógeno líquido se vaporiza y se calienta a la temperatura ambiente, absorbe una cantidad grande de calor. La combinación de la inercia

y su estado inicial frío intenso hace un refrigerador ideal para ciertos usos; tales como congelar alimentos. El nitrógeno líquido también se utiliza para hacer suavizar o para calentar los materiales sensibles, tales como neumáticos usados, plásticos, metales y productos farmacéuticos generalmente duros, una vez suavizados estos pueden ser trabajados a maquinaria simple o ser fracturados.

USOS

Productos químicos, productos farmacéuticos y petróleo:

Las refinerías, las plantas petroquímicas y las petroleras en plataformas marinas utilizan el nitrógeno para purgar el equipo, los tanques y las tuberías de vapores peligrosos y gases (por ejemplo, después de una parada de la producción) y para mantener una atmósfera inerte y protectora en los tanques que almacenan líquidos inflamables. El gas frío del nitrógeno se utiliza para refrescar los reactores llenos de catalizador durante los trabajos de mantenimiento. El tiempo de enfriamiento se puede reducir substancialmente. Refrescar los reactores a baja temperatura permite el control en reacciones complejas en la industria farmacéutica. El nitrógeno líquido se utiliza a menudo como la fuente de refrigeración, permitiendo la reducción rápida de la temperatura y mantenimiento de equipos.

METODOS DE SEPARACIONES DEL NITROGENO DEL AIRE

A.- Sistemas No-Criogénicos de la Separación del Aire

Las tecnologías no criogénicas son PSA (Absorción mediante la variación de la presión), VPSA (Absorción mediante la variación de la presión de vacío).

PSA.-

Las unidades de PSA producen el nitrógeno usando los materiales que permiten que el producto deseado pase a través de un lecho, mientras que

selectivamente separan otros componentes por adsorción del gas que fluye en contracorriente. El material usado para la selección del Nitrógeno por adsorción se usa un tamiz molecular del carbón, permitiendo el paso del nitrógeno por el lecho y quedando en el material el oxígeno, bióxidos y humedad. Las purzas típicas del producto nitrógeno son de 95 a 99.5%. Las presiones de operación de estas unidades pueden ser tan altas, que no se requiere ninguna compresión del producto. Las presiones típicas de salida del producto son de seis a ocho atmósferas para las unidades de nitrógeno; contienen dos recipientes de trabajo, aunque las de un solo lecho y de varios lechos se utilizan a veces. De manera estándar, se usa la de dos lechos, es indiferente usar uno de los recipientes como adsorbente en una presión de varias atmósferas mientras que el otro está experimentando una secuencia de regeneración que incluya ejercer presión sobre a la presión atmosférica. Los dos recipientes se alternan entre la adsorción y los modos de la regeneración.

VPSA.-

Estas unidades se utilizan para producir el oxígeno de baja pureza, típicamente de 90 a 93%. Mientras que los ciclos de proceso son similares a las de PSA, los materiales del tamiz funcionan sobre una diversa gama de presión. Durante la desorción, los lechos se encuentran a menor presión que la atmosférica con la ayuda de bombas de vacío. Mientras se produce la presión de vacío se consume una cantidad significativa de energía, permitiendo que el material del tamiz sea regenerado completamente, aumenta la eficacia del proceso total, bajando la cantidad de aire de la alimentación, la presión de aire requerida de la alimentación y la energía de la compresión del aire. La presión de salida del producto es baja, es por ello que esta tecnología VPSA requiere casi siempre un aumentador de presión o un compresor del producto del oxígeno. Comparado a la tecnología PSA, el equipo de vacío aumenta el costo de capital y la complejidad mecánica de mantenimiento. Sin embargo, la energía de la separación es más baja, y la energía total también; incluyendo la compresión del producto es generalmente más baja, también. La energía específica es comparable a los sistemas criogénicos de la separación del aire. VPSA es a menudo más rentable que PSA cuando la producción excede de 20 a 30

toneladas por día. Los factores de la selección incluyen el tamaño de la planta (capacidades más grandes favorecen las plantas de VPSA), el coste de energía (tarifas eléctricas más altas favorecen VPSA) y la necesidad de la compresión del producto (PSA puede producir el producto en 2 o 3 atmósferas; VPSA no puede). Cuando se requieren presiones más altas, por ejemplo cerca de 7 atmósferas, ambos tipos de la planta requieren la compresión del producto.

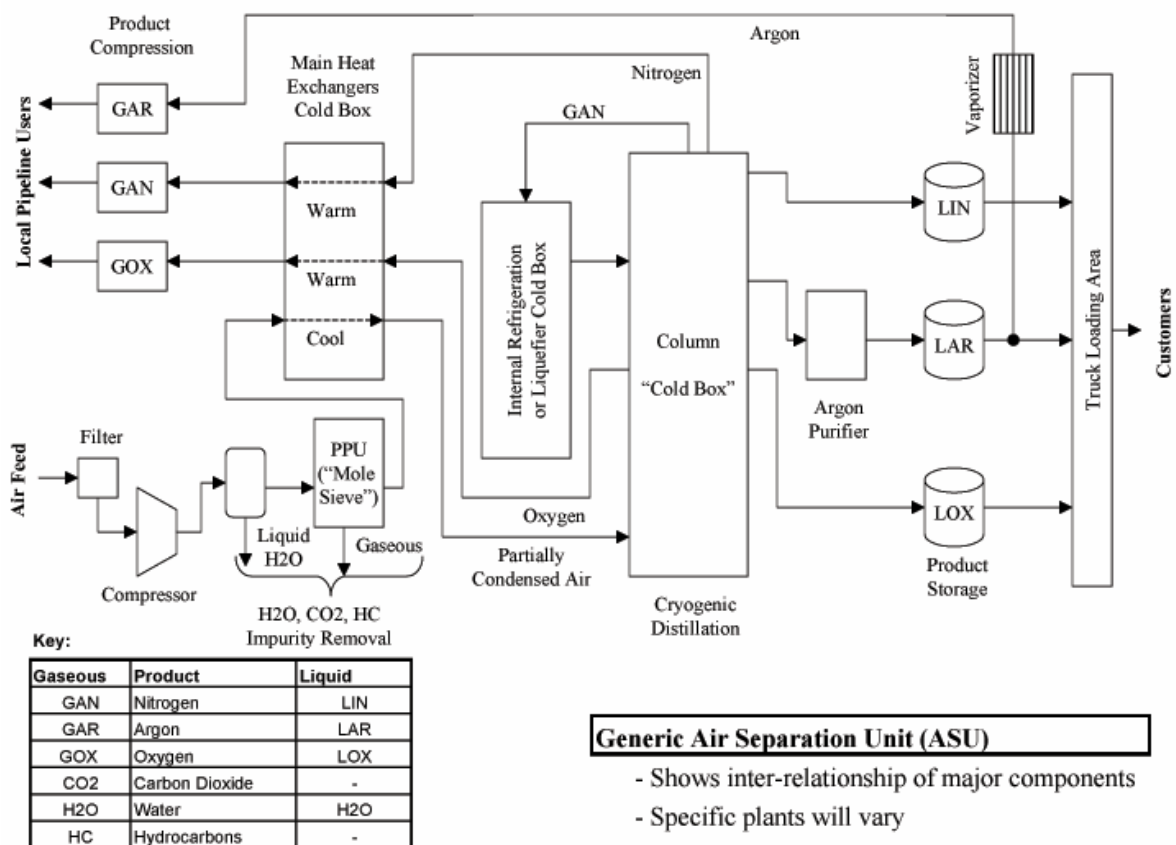
SISTEMAS DE MEMBRANAS

Estos sistemas utilizan paquetes de tubos hechos de polímeros especiales, que permiten que el oxígeno se difunda más rápidamente que el nitrógeno a través de las paredes del tubo. Unidades más grandes de la capacidad se componen de un número de unidades más pequeñas que funcionan en paralelo, con cada unidad individual son similares en la construcción a un intercambiador de calor de coraza y tubos. Mientras que el aire pasa a través de los tubos, el contenido en oxígeno disminuye hasta que el gas que sale es sobre todo nitrógeno con la pureza deseada. El producto del nitrógeno emerge con presión elevada sin necesidad de compresión adicional. Estas unidades son las más rentables para los usos bajos de la demanda, pues los módulos de la separación tienen un costo constante por unidad de capacidad de producción.

B.- DESCRIPCIÓN DE LOS SISTEMAS CRIOGÉNICOS DE LA SEPARACIÓN Y DEL LIQUIFIERS

La separación criogénica del aire se utiliza rutinariamente en plantas de gran o media escala para producir el nitrógeno, el oxígeno y el argón como gases o productos líquidos. Es la tecnología más rentable para plantas más grandes y para producir el oxígeno y el nitrógeno de pureza muy elevada. Es la única tecnología que producirá productos líquidos. La energía requerida para funcionar las plantas criogénicas depende de la pureza requerida del producto y de la mezcla del mismo. Las plantas de la tecnología Todo-gas utilizan menos energía que aquellos que producen algo o todo el producto como líquido. Toma dos veces más en energía, producir una unidad del producto en forma líquida que en forma gaseosa.

DESCRIPCIÓN DEL PROCESO GENERAL - SEPARACIÓN CRIOGENICA DEL AIRE:



Hay muchas variaciones en los ciclos de la separación del aire usados para hacer productos industriales del gas. Dependen de la separación de productos: nitrógeno u oxígeno, oxígeno y nitrógeno, o nitrógeno, oxígeno y argón; purzas requeridas de los productos; presiones de salida del gas como producto; y si uno o mas productos se debe producir en forma líquida

Todas las separaciones criogénicas del aire comienzan con una serie similar de pasos. Las variaciones subsecuentes reflejan la mezcla deseada del producto. El diagrama criogénico de la separación del aire mostrado arriba es seguir los

pasos importantes en producir el nitrógeno, el oxígeno y el argón, y cómo se relacionan uno con otro.

El primer paso del proceso en la separación del aire es de filtración y de compresión (lo más común es cerca de 90 psig). El aire comprimido entonces es refrescado a la temperatura ambiente pasando a través de intercambiadores de calor refrigerados por agua. El agua condensada se retira del aire mientras se comprime y después se refresca.

El paso siguiente está retirando el vapor de agua y el bióxido de carbono restantes. Estos componentes del aire, si no son retirados, congelarían y tapparían las porciones muy frías de la planta. Otros contaminantes, tales como hidrocarburos, se retiran también pero no todos. Las plantas que se han diseñado desde los mediados de los años ochenta utilizan una unidad de la purificación del "tamiz molecular" (PPU). Antiguamente se usaban intercambiadores de calor para retirar el agua y el CO₂, más los amortiguadores fríos para retirar los hidrocarburos; pero la tendencia ha sido utilizar la limpieza del tamiz molecular en la mayoría de las plantas modernas.

El intercambio de calor que existe en los intercambiadores de aluminio, refresca el aire a la temperatura criogénica (aproximadamente -300 grados Fahrenheit o -185 grados centígrados). El frío viene del producto y de los gases inertes que salen del proceso de separación que se encuentran a temperatura del aire del medio ambiente. Las temperaturas muy frías requeridas para la destilación criogénica, son creadas por un proceso de refrigeración dentro del sistema, incluyéndose el flujo de una o más corrientes de proceso interno.

Las columnas de destilación son separadas, según el número de productos de separación del aire. Las plantas de separación del nitrógeno pueden tener solamente una columna. Las plantas de separación del oxígeno tendrían columnas de alta y baja presión; donde el oxígeno impuro que se encuentra en la columna de alta presión recibe la purificación adicional en la columna de

presión baja; debido a que los puntos de ebullición del argón y el oxígeno son similares. Las plantas que producen el oxígeno de elevada pureza tendrán una columna adicional que servirá para la separación del argón.

El argón puro es realizado por la purificación adicional del "argón" crudo; producido por la columna del retiro del argón. El proceso incluye la destilación adicional en una columna denominada "argón puro". Este "producto puro", obtenido por destilación, es precedido por un paso de "dexoginacion" que retira el oxígeno presente en el argón crudo, y se combina con el hidrógeno para producir el agua. El agua es desplazada en una secadora del tamiz molecular. Los avances relativamente recientes en tecnología de la destilación han permitido la opción de la recuperación totalmente criogénica del argón.

Los productos gaseosos fríos y las corrientes de deshechos que emergen de las columnas de la separación del aire fluyen a través de toda la longitud de los intercambiadores de calor, estos se van calentando cercanamente a la temperatura ambiente, produciendo a su vez el enfriamiento del aire entrante. Este intercambio de calor entre la alimentación y las corrientes del producto reduce al mínimo la carga neta de la refrigeración en la planta y, por lo tanto, el consumo de energía.

Las secciones de la refrigeración que producen temperaturas criogénicas compensan para el escape del calor en el equipo frío y para el intercambio de calor imperfecto entre las corrientes gaseosas entrantes y salientes. Las plantas de separación del aire utilizan un ciclo de refrigeración que sea similar en los sistemas de aire acondicionado caseros y de automóviles. Unas o más corrientes de elevadas presiones (que pueden ser nitrógeno, gas inútil, gas de la alimentación, o el gas del producto, dependiendo del tipo de planta) se reducen a una presión que posee la corriente fría. Para maximizar el enfriamiento y rendimiento energético de la planta, la reducción de la presión (o la extensión) ocurre dentro de un expansor (una forma de turbina). El expansor conduce un compresor o un generador eléctrico, retirando energía del gas y

reduciendo su temperatura, esto también se puede obtener mediante una válvula reductora de presión.

Los productos gaseosos emergen de la planta con presiones relativamente bajas, a menudo apenas a una atmósfera (absoluta). En general, cuanto más baja es la presión de la entrega, más alta es la eficacia de la planta. Cuando el producto será utilizado con presiones relativamente bajas (hasta varias atmósferas) la planta se puede diseñar para producir el producto en ese nivel. De la mayoría de los casos es más rentable producir el producto a presión baja y utilizar un soplador o un compresor para alcanzar presiones de entrega requerida y también presiones gaseosas que sirvan para su posterior almacenaje.

Las etapas del proceso criogénico de la separación del aire que funcionan con temperaturas muy bajas, es decir, las columnas de destilación, los intercambiadores de calor y la instalación de los tubos de interconexión en frío, deben estar bien aisladas. Estos equipos son interiormente aislados, en cajas frías selladas. Las cajas frías son estructuras relativamente altas que pueden ser rectangulares o redondas en la sección transversal. Dependiendo del tipo y de la capacidad de planta, pueden medir 2 a 4 metros en un lado y tener una altura de 15 a 60 metros.

Las plantas de LIN son una clase especial de planta criogénica. Se diferencian de las normales por tener su propio sistema de refrigeración mecánico. Ellas poseen una alta eficacia, inyectan continuamente una cantidad pequeña de nitrógeno líquido en el proceso destilador. El LIN proporciona el reflujo para la destilación, después se vaporiza y se mezcla con el nitrógeno gaseoso local; donde una parte se convierte en la corriente final del producto. Este arreglo simplifica la planta, reduce costo de capital (todo lo contrario sucede con una planta criogénica normal que posee su propio ciclo de refrigeración) y puede proveer de una economía total, mejor que cualquier planta criogénica nueva del nitrógeno, con su ciclo de refrigeración interno estándar.

LIQUIEFIEROS

Cuando un porcentaje grande de la producción de planta se debe producir como líquido, una unidad de refrigeración suplementaria se debe agregar (o integrar) a la planta básica de separación del aire. Estas unidades se llaman los liquiefiers y la mayoría utilizan el nitrógeno como el líquido de funcionamiento primario.

La capacidad requerida del liquiefier es determinada por un análisis que considere la planta local, se deben ver las necesidades de reserva y demanda anticipada para los productos líquidos. Por consiguiente, la capacidad de producir el producto líquido puede extenderse desde una fracción pequeña de la capacidad de planta de la separación del aire, hasta la capacidad máxima de la producción del oxígeno, nitrógeno y argón.

El ciclo de proceso básico usado en liquiefiers ha sido sin cambios por décadas. La diferencia básica entre liquiefiers más nuevos y más viejos es que el grado máximo de la presión de funcionamiento de los intercambiadores de calor criogénicos ha aumentado mientras que la tecnología criogénica de la fabricación del intercambiador de calor ha mejorado. Un liquiefier nuevo típico puede ser energéticamente más eficiente, que uno construido hace treinta años si se emplea ampliadores de presiones máximas en el ciclo y de una eficacia más alta.

Un clásico liquiefier toma el nitrógeno a una temperatura y presión cercana al ambiente, posteriormente lo comprime, lo refresca, entonces amplía la corriente de alta presión para producir la refrigeración. En algunos sistemas de liquiefier, existe un segundo sistema de refrigeración que se emplea para elevar la temperatura de refrigeración mas alta de lo debido.

Un ciclo clásico e independiente del liquiefier puede producir solamente el nitrógeno líquido. Si se desea para producir el oxígeno líquido, un circuito adicional del intercambiador de calor se puede proporcionar para re-evaporizar

algo del nitrógeno líquido mientras licua el oxígeno. Alternativamente, en algunos casos es posible volver algo del nitrógeno líquido al sistema de la separación del aire y utilizarlo como refrigeración, permitiendo la salida de una cantidad similar de oxígeno líquido directamente de la planta.

Cuando se diseña una planta totalmente nueva de separación del aire, el ciclo del licuefier se puede integrar a este. Esto es más ventajoso si la planta hace una cantidad grande de producto líquido, como de una planta de líquidos.

En plantas altamente integradas de la separación y licuefacción del aire, parte de la refrigeración para la separación del aire y licuefacción del producto se produce en la sección del licuefier. La refrigeración se transfiere a la sección de la separación del aire a través de intercambiadores de calor y de la inyección del nitrógeno líquido como reflujo de la columna de destilación. Las plantas de producción de líquidos altamente integradas son menos costosas construirlas y termodinámicamente más eficientes; y pueden ser muy flexibles, en el sentido de permitir la producción de mezclas que varían del nitrógeno líquido y del oxígeno líquido. Por otra parte, tienen una desventaja potencial, el licuefier no se puede cerrar independientemente de la unidad de la separación del aire.

El hacer funcionar la planta de separación del aire y el de licuefier es, a veces, muy fácil, por ejemplo cuando la demanda de líquidos son altos, también se puede abastecer de corrientes gaseosas como el oxígeno, o cuando la demanda líquida total es menor que la capacidad de planta completa. En estos casos las plantas con los licuefiers independientes pueden ser dirigidas alternadamente donde los periodos de producción ya sea de líquidos y gaseosos varíen.

Factores que favorecen o que hacen necesario las plantas criogénicas:

Los procesos criogénicos se requieren para generar el producto licuefactado con la finalidad de tener producto para uso mismo de la planta o para el uso de congelamiento de alimentos debido a temperaturas muy bajas.

La destilación criogénica es necesaria para generar el oxígeno con una pureza mayor del 95%. La separación del oxígeno más el argón del nitrógeno es relativamente fácil, pero eso da lugar a producir oxígeno con pureza aproximadamente del 95%. La fabricación del oxígeno de una pureza más elevada requiere la separación adicional, y la única tecnología comercialmente viable para hacer esta separación es unidad adicional de la destilación para quitar el argón.

La destilación criogénica es necesaria para generar el argón. Puesto que el argón constituye solamente el 1% del aire, no puede ser producido económicamente del aire; excepto como co-producto generalmente en una planta de oxígeno de pureza elevada o de una planta de amoníaco.

Las separaciones criogénicas son las más rentables en elevados procesos de producción. Los procesos criogénicos son preferibles en 50 toneladas por día y se utilizan a menudo casi exclusivamente cuando los requisitos gaseosos del producto exceden cerca de 100 toneladas por día.

La economía es buena cuando la demanda del oxígeno o del nitrógeno es 50 TPD o más y hay un mercado local para los productos líquidos.

Cuando la producción líquida posee mayor demanda, existen varios factores que se analizan con la finalidad de instalar los liquiefiers que poseen mayor capacidad de producción que la mínima requerida.

La producción criogénica del nitrógeno es rentable cuando se requiera de 10 a 20 TPD, y cuando la demanda es relativamente constante y se produce a una capacidad máxima del diseño de la planta.

Factores que afectan la selección de plantas no-criogénicas:

Los procesos no-criogénicos son más económicos cuando no es necesario producir el producto de pureza muy elevada (ejemplo: cuando el oxígeno requiere una pureza de 90 a 95%; o el nitrógeno con el contenido de impureza del oxígeno de 0.5% a 5.0% son aceptables).

Los procesos no-criogénicos pueden producir el nitrógeno de una pureza relativamente elevada (hasta 99.9%) pero son los gastos y el capital los que suben paralelamente con la elevación de la pureza hasta un 99.5%. En algunos casos es rentable producir primero nitrógeno de 99.5% con la tecnología PSA y en seguida usando una unidad de “de-oxo” para eliminar el oxígeno residual.

La pureza no-criogénica del oxígeno se limita generalmente a no más del 95%, donde comúnmente se da entre 90 y el 93% pureza.

Los sistemas no-criogénicos de separación son generalmente los más rentables cuando se requiere niveles bajos de producción. Las unidades no-criogénicas individuales producen raramente mas de 60 TPD.

La presión requerida de la entrega afecta la selección de la planta óptima:

El producto de una presión baja es menos costoso en casi todas las plantas, siempre y cuando no se especifique la presión requerida de entrega.

Diversos ciclos de proceso producirán el oxígeno o el nitrógeno gaseoso en presiones absolutamente diversas, cerca de 100 psig (7 bar), sin necesidad de comprimir el producto.

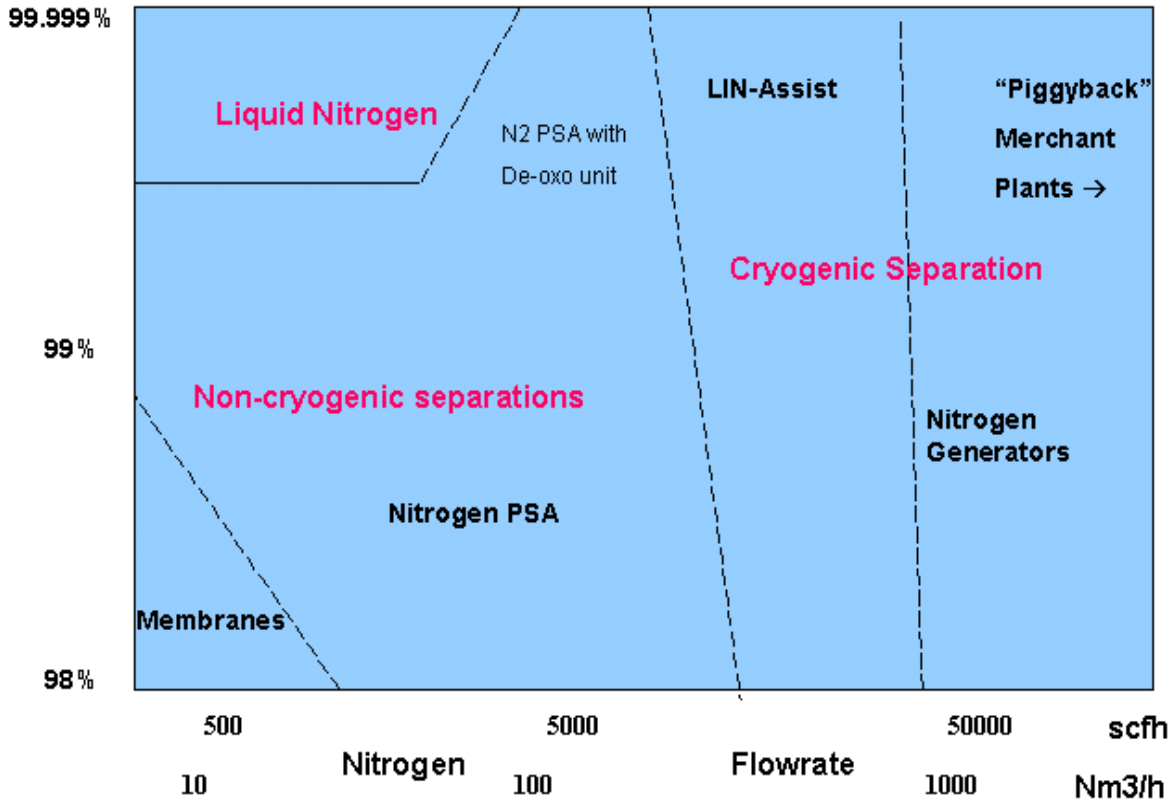
El equipo de compresión del producto, puede ser costoso, especialmente para el oxígeno. Es preferible un conjunto de ciclos (ejemplo: un oxígeno PSA o la ebullición del LOX o bombeo del ciclo del LOX contra un VPSA o procesos

convencionales de baja presión del producto) que pueden ser una mejor opción que los que requerirán un compresor para el producto.

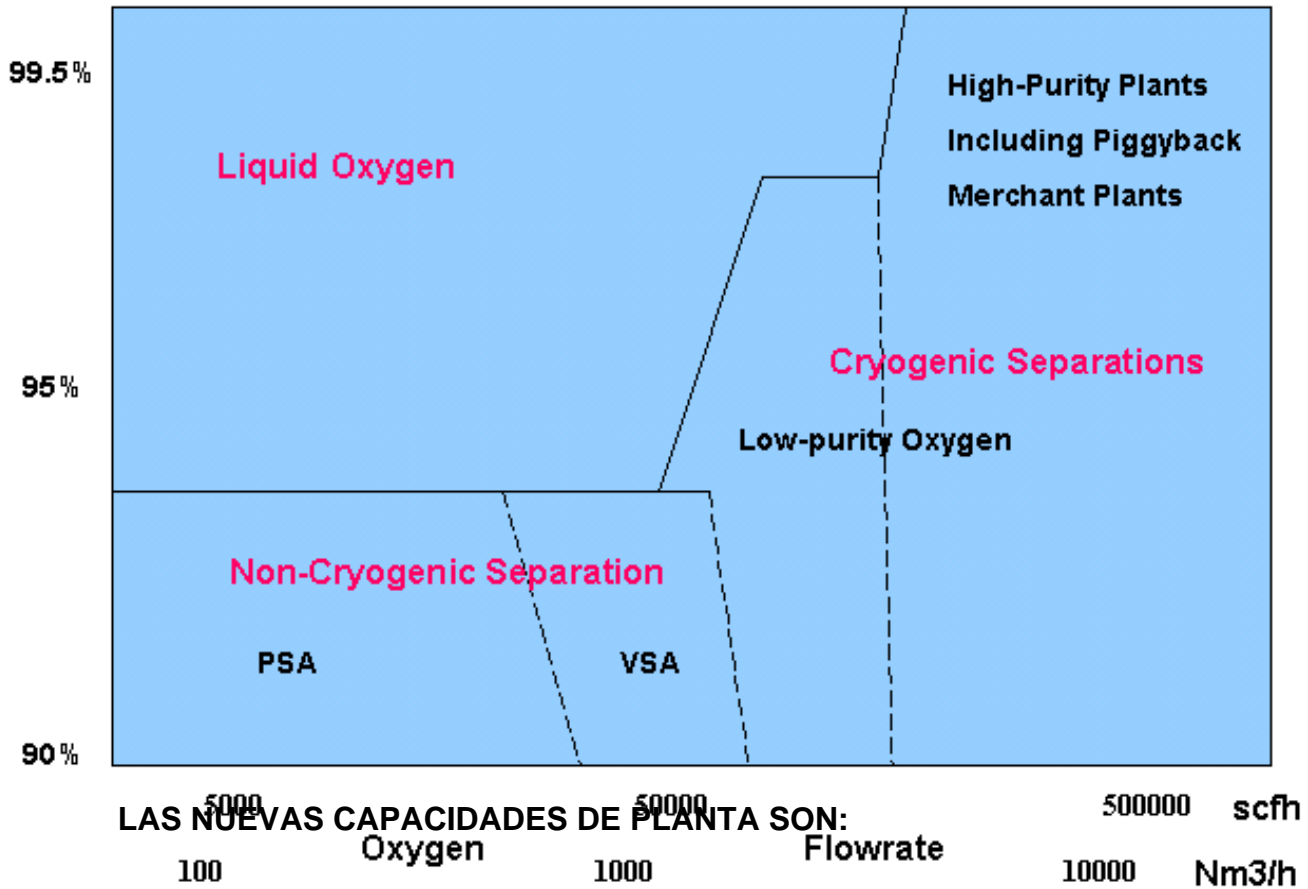
Resumen de tecnologías disponibles y regiones de aplicabilidad:

Las cartas siguientes presentan algunas relaciones generales aplicables a la selección de plantas nuevas produciendo el oxígeno y/o el nitrógeno. Reflejan el alcance típico de instalación, los costos de equipo y de construcción, las eficacias de la planta, los costos que financian y los costos de la energía sobre períodos de diez a quince años. Estas líneas cambiarán de acuerdo a diferentes factores de proyectos específicos y las asunciones de la vida del proyecto.

MÉTODOS APROXIMADOS DE BAJO COSTO PARA LA OBTENCIÓN DEL NITROGENO



MÉTODOS APROXIMADOS DE BAJO COSTO PARA PRODUCCIÓN DEL OXÍGENO



LAS NUEVAS CAPACIDADES DE PLANTA SON:

Plant Type	Capacity in STPD	Capacity in MTPD	Capacity in SCFH	Capacity in MMSCF/Month	Capacity in Nm ³ /hr	Capacity in Nm ³ / Month
Nitrogen Gas (PSA)	0.3 - 22	0.3 - 20	200 - 38,000	0.2 - 28	5 - 1000	3,600 - 730,000
Nitrogen Gas (LIN-Assist)	8.7 - 35	8 - 32	10,000 - 40,000	7.3 - 30	260 - 1050	190,000 - 765,000
Oxygen Gas (PSA)	0.25 - 40	0.2 - 36	250 - 40,000	0.2 - 30	7 - 1050	5,000 - 765,000
Oxygen Gas (Cryo)	30 - 115	27 - 100	30,000 - 115,000	22 - 84	790 - 3035	575,000 - 2,200,000
Merchant Liquid	87 - 260	80 - 235	100,000 - 300,000	73 - 220	2600 - 7900	1,900,000 - 5,800,000
Liquid CO ₂	40 - 500	36 - 450	29,000 - 365,000	21 - 265	765 - 9600	560,000 - 7,000,000

La selección del proceso dependerá de dos factores principales:

1. Pureza requerida del nitrógeno: la pureza se mide en función de la cantidad de oxígeno en partes por millón (ppm) que puede estar presente con el nitrógeno.

Por ejemplo si se emplea el N_2 para:

- a. Recubrir tanques se requiere que no tenga más de 5000 ppm de oxígeno
- b. Para inertizar y purgar en complejos en los que se fabriquen fertilizantes (30 días al año), se requiere que no tenga más de 0.1-10 ppm de oxígeno

2. Variación en la demanda de nitrógeno

Las plantas criogénicas se construyen cuando la demanda de N_2 está entre 5 toneladas / día hasta unos cuantos miles de toneladas por día. Este tipo de planta produce N_2 en forma gaseosa junto con una cantidad menor de N_2 líquido que puede almacenarse y re-evaporarse dependiendo de los requerimientos de la planta.

Las plantas del tipo PSA se construyen cuando se requiere N_2 en forma gaseosa y la demanda del gas es constante. En este caso el aire es comprimido a una presión de 7-8 bar, se enfría con enfriadores de aire para remover la mayor cantidad posible de agua y luego se pasa a través de un tamiz molecular. El oxígeno es removido en el tamiz molecular. Este tipo de planta se usa cuando se requiere de nitrógeno en zonas remotas tales como

plataformas de crudo y zonas desérticas y cuando se requiere pequeñas cantidades continuas de N_2 .

Capacidades típicas de una planta del tipo PSA (separación de N_2 por adsorción):

- 15-550 Nm^3/h de N_2 con una pureza de 0.1 mol de O_2
- 25-1000 Nm^3/h de N_2 con una pureza de 0.5 mol de O_2
- 60-2200 Nm^3/h de N_2 con una pureza de 5 mol de O_2

El uso de membranas se limita a las siguientes capacidades:

- 0.02-100 Nm^3/h de N_2 con una pureza de 0.1 mol de O_2
- 0.05-500 Nm^3/h de N_2 con una pureza de 1 mol de O_2
- 0.1-1000 Nm^3/h de N_2 con una pureza de 5 mol de O_2

* La combustión de fuel gas en el aire es bastante limitada porque el nitrógeno separado contiene mayor cantidad de O_2 que el que se produce en procesos criogénicos. Además el N_2 contendrá CO_2 en cantidades apreciables a parte de contener agua. Sin embargo, el agua puede removerse en tamices moleculares y ya no sería problemático. No obstante, este es un proceso costoso cuando se toma en cuenta la pureza limitada del nitrógeno que, con el cuál, se puede obtener.

5.2.- CATALIZADORES

5.2.1.- FORMULACIÓN DEL CATALIZADOR.

El componente principal de los catalizadores activos comerciales, fierro, permanece inalterado desde 1913, a pesar de la investigación considerable en las formulaciones alternativas. En principio, algún óxido de fierro podría ser satisfactoriamente el precursor de un buen catalizador de síntesis de amoníaco, provisto de promotores que pueden formar una sólida solución en la celosía

espacial del óxido. En la práctica, solo magnetito, Fe_3O_4 , es usado para algunas grandes extensiones.

La clave para un exitoso catalizador de síntesis de amoníaco comercial basado en hierro se apoya en la incorporación de varios óxidos de metales, incluso la estructura del magnetito, para promover la actividad y mejorar la estabilidad térmica del catalizador en operación. Los catalizadores KATALCO 35-Series consta de magnetito fundido con pequeñas cantidades de Al_2O_3 , K_2O y CaO incorporado en la matriz, juntos con trazas de otros óxidos.

1. Al_2O_3 . las funciones de la alúmina son la de un promotor “estructural”, habilitando la producción y la preparación de una estructura abierta y porosa. Durante la activación inicial del catalizador, la reducción empieza en la salida del gránulo, y la alumina disuelta es separado afuera de la solución sólida, en los poros formando entre los cristales de hierro. Esto minimiza más el crecimiento durante la completación de la reducción y después de la operación.
2. K_2O , óxido de potasio, este componente es un promotor “electrónico”, debido al considerable incremento de la actividad intrínseca de las partículas de hierro, cuya área de superficie es alta producida en la reducción.
3. CaO , óxido de calcio, y otros promotores básicos, reaccionan con impureza de sílice en las materias primas para formar silicatos vidriosos, los cuales ellos mismos pueden mejorar la estabilidad térmica del hierro reducido. El principal beneficio es minimizar alguna neutralización del promotor K_2O , el cual podría reducir su efectividad.

Hay una considerable interacción entre mucho de los componentes del catalizador el cual puede radicalmente afectar la reducción inicial y nivel de actividad lograda, tanto como el mejoramiento largo y la estabilidad. Una explicación completa de estos factores fue el catalizador crítico y desarrollado

en el altamente exitoso KATALCO 35-Series, especialmente formulada para balancear las proporciones relativa de cada óxido promotor para mejoramiento optimizado en una característica muy importante.

5.2.2.-TAMAÑO DEL CATALIZADOR.

Las referencias han sido hechas en base a que el tipo de reacción de síntesis de amoníaco a alta presión y temperatura es limitada por la habilidad del amoníaco sintetizado a disiparse fuera de los poros del catalizador. La extensión de la limitación de la difusión por el poro es dependiente al volumen del poro, el radio del poro y el tamaño de la partícula del catalizador reducido. Los catalizadores KATALCO 35-Series han sido formulados para dar accesibilidad máxima por los gases reactantes a la estructura interna, consistente con la alta fuerza de retención en uso. Los catalizadores son también aprovechables en un rango de tamaños para permitir la selección del catalizador óptimo para casos particulares.

Partículas más pequeñas son significativamente más activas, un aspecto solo en parte resultando de la reducción en el efecto de las limitaciones de difusión por el poro. Partículas más grandes también han reducido su actividad como una función de la exposición de la superficie de hierro a la acción peligrosa del agua producida en la reducción de la magnetita en la partícula, la cual se difunde durante el proceso inicial de reducción.

Los efectos de la difusión y el tamaño de partícula serán tomados en cuenta cuando se diseñan los convertidores de la síntesis de amoníaco. También cuando el uso de un catalizador de tamaño de partículas más pequeñas dan actividad más alta para la producción de amoníaco; la caída de presión en el convertidor es también incrementada y el impacto en los costos de operación necesitan ser fijado.

La elección de catalizador requiere un optimización cuidada de estas dos características y la cinética está en una única posición para asistir en la

evaluación a las opciones y recomienda los mejores catalizadores KATALCO 35 Series para casos específicos.

5.2.3.- LAS CARACTERÍSTICAS DEL CATALIZADOR.



La cinética otorga catalizadores de síntesis de amoníaco no reducidos y pre-reducidos. Ambos tipos están basados en las composiciones de magnetito multi-mejorado y son aprovechados en un rango de tamaños.

Composición	KATALCO 35-4:	magnetito multi-mejorado ($\text{Al}_2\text{O}_3:\text{K}_2\text{O}:\text{CaO}$)
	KATALCO 35-8:	magnetito multi-mejorado Pre-reducido y estabilizado.
Forma	granos irregulares.	

PROPIEDADES FÍSICAS (NOMINAL)

Grado del tamaño cinético	Rango de tamaño (mm)	Densidad de volumen Kg/l (lbs/ft ³)	
		35-4	35-8
A	1.5 – 3.0	2.8 (175)	2.3 (137)
C	3.0 – 6.0		
E	6.0 – 10.0		
G	14.0 – 20.0		

Los catalizadores KATALCO 35-Series pueden ser usados en todos los tipos de los convertidores de amoniaco. Los catalizadores operan a temperaturas en el rango 350-530°C (660-990°F) y a presiones de 100-600bar.

5.2.4.- TIPOS DE CONVERTIDORES.

Los catalizadores KATALCO 35-Series han sido probados en todos los tipos de reactores comercialmente desarrollados. Estos tipos de reactores incluyen convertidores quench paralelos (por ejemplo. Reactor estándar Kellogg), reactores enfriadores en tubo (por ejemplo. Diseños TVA y Syntetix), diseños radiales axial (por ejemplo. Retroajuste de amoniaco Casale) y diseño horizontal de Kellogg.

La formulación de los catalizadores KATALCO 35-Series es tal que el material es físicamente vigoroso y térmicamente estable lo suficiente para sobrevivir por varios años en los más severos diseños de convertidor. Ejemplos de operación del catalizador KATALCO 35-Series por más de 20 años no son poco común en plantas donde los peligros de oxígeno contaminante son efectivamente eliminados de la síntesis de gas.

Nuevas plantas de alta severidad han adoptado una configuración de fluido radial o radial-axial en el convertidor. El concepto de fluido radial ha sido también adaptado como un retroajuste para incrementar la capacidad de los

reactores de fluido de salida axial. Esta distribución del convertidor da ventajas severas de operación, la más importantes de las cuales es que la caída de presión es más baja. La caída de presión más baja significa que un tamaño de partícula de catalizador más pequeño puede ser usado como un significativo incremento en actividad y eficacia del catalizador.

Los beneficios de un tamaño de partícula más pequeño para KATALCO 35-4 fue reconocido a principio de los 70s cuando una carga de material de tamaño 1.5-3.0 mm fue instalado en un reactor de flujo mezcla en una planta de 1700 TPD en Japón. Recientemente, el tamaño pequeño de KATALCO 35-4 ha sido instalado con otras condiciones Casale y la combinación ha dado un incremento de producción de aprox. 150 TPD.

Los datos típicos de operación de las cargas del catalizador KATALCO 35-Series en diferentes configuraciones de convertidores son dados en la tabla siguiente.

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 ³)	44	71	51	16
Velocidad del espacio (hr ⁻¹)	12000	11000	12500	22000
Presión (bar)	220	145	197	320
Amoniaco de salida (%)	17.3	10.3	17.7	14.9

5.2.5.- USO DEL CATALIZADOR PRE-REDUCIDO.

KATALCO 35-8 es pre-reducido y estabilizado para permitir un normal rendimiento, y requiere una mínima reducción para la reactivación. Es normalmente usado en combinación con KATALCO 35-4 para minimizar el tiempo de reducción total. La proporción óptima del KATALCO 35-8 depende de:

- El número de días típicamente tomados para reducir el catalizador estándar.
- Diseño de planta y operación.
- Consideraciones ambientales.
- El valor de la producción extra de amoniaco.

1. Tiempos de reducción más cortos y costo mínimo.

El uso de KATALCO 35-8 reduce considerablemente el tiempo requerido a la comisión una nueva carga de catalizador, como está demostrado en la tabla siguiente para un convertidor 3 bed quench.

Composición del convertidor	Tiempo de reducción típico (días)
Carga completa de KATALCO 35-4	4 – 5
Carga del primer plato con KATALCO 35-8	2½ - 3½
Carga de primer y segundo plato con KATALCO 35-8	2 - 2½
Carga completa de KATALCO 35-8	1 - 1½

2. Reducción más uniforme.

En algunas plantas la reducción de catalizador estándar puede ser uniforme, como una función del diseño del distribuidor de gas o condiciones de fluido bajas crecen a una temperatura no balanceada alrededor del convertidor.

KATALCO 35-8 es más fácilmente reducido en la capa superior, asegurando que en toda la sección de cruz del plato se convierta activo en el tiempo mínimo, y substancialmente reduciendo la probabilidad de problemas con un fluido no balanceado.

3. Limitaciones superadas del calentador de la planta.

Donde el calentador convertidor es de menor tamaño, un temprano comienzo de una exotermia de la síntesis de amoníaco facilita la reducción del catalizador desechado. En un ejemplo, el uso de un plato único de KATALCO 35-8 con una temperatura más baja de 310-330°C (590-625°F) salvado 4 días durante el arranque de la planta.

4. Impacto ambiental minimizado.

Porque el catalizador pre-reducido es sólo 10% oxidado, produce sólo una fracción del agua obtenida con el catalizador convencional, y consecuentemente, mucho menos solución amoniacal es producida. Esto cubre los requerimientos dispuestos y minimiza el impacto ambiental.

Synetix tendrá el gusto de evaluar las opciones acerca del uso de KATALCO 35-8 pre-reducido, y brindar recomendaciones sobre el radio óptimo para aplicaciones específicas.

5.3 PREPARACIONES DEL GAS DE SÍNTESIS

Gas de Síntesis (Syngas) se refiere a una mezcla de Monóxido de Carbono (CO) e Hidrógeno (H₂). El Syngas puede ser producido a partir de cualquier compuesto que posea carbono e hidrógeno (carbón, petróleo, destilados, gas natural seco, etc.).

Para la producción de amoníaco se producirá primero el Syngas, el cual será obtenido a partir de gas natural seco (es la alimentación que da un mayor rendimiento de la reacción de formación del gas de síntesis).

El Syngas es producido mediante 2 secciones básicas:

1. Oxidación Parcial
2. Reformado con Vapor

El reformado con vapor es más usado cuando se tiene como alimentación gas natural seco, mientras que la oxidación parcial es usada para la alimentación de combustibles líquidos pesados.

La tabla 1 muestra la composición de la mezcla resultante de productos luego emplear ambas reacciones (a condiciones de equilibrio termodinámico) para la obtención de Syngas.

Tabla 1

Composición de Productos de Reformación con vapor y Oxidación Parcial.

Proceso empleado para producción de Syngas	% Volumen (libre de azufre)				
	CO	H ₂	CO ₂	N ₂	CH ₄
Reformado de GNS	15.5	75.7	8.1	0.2	0.5
Oxidación Parcial de residual	47.5	46.5	4.3	1.4	0.3

De la Tabla 1 se puede observar que el Reformado con Vapor de una alimentación de gas natural seco (GNS) produce mayor cantidad de H₂ que es usado posteriormente para producir amoníaco.

Por tanto, el proceso recomendado para producción de Syngas será la Reformación con Vapor.

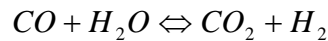
La reacción producida es:



Cuyas condiciones típicas son:

- Temperatura : 830-850°C
Presión : 400-500 psig
Catalizador : Promotor con base de níquel
Ratio H₂/CO : 3/1

Posteriormente se produce la reacción siguiente:



La ecuación maximiza la producción de H_2 . Sus condiciones típicas son:

Temperatura : 425-500°C
Presión : 400-500 psig
Catalizador : Óxido de Hierro con Óxido de Cromo

5.4 SÍNTESIS DEL AMONIACO

La síntesis directa de amoniaco (NH_3) a partir de H_2 y N_2 (del aire) es una reacción catalítica clásica.

El amoniaco (NH_3) es usado principalmente en la industria de fertilizantes en la forma de Nitrato de Amonio, Urea y Nitrato de Fosfato. El amoniaco también es empleado en la industria de plásticos, resinas, fibras y explosivos.

El proceso de reacción que siguen la mayoría de los procesos comerciales empleados para la producción de amoniaco es el "Proceso Haber". No obstante la reacción requiere ser promovida por un catalizador de Oxido de Hierro (Fe_3O_4), de la siguiente manera:



Por el principio de Le Chatelier, altas presiones y bajas temperaturas propicia la producción en equilibrio de amoniaco. No obstante el catalizador empleado en el proceso, permite llevar a cabo la reacción a temperaturas moderadas.

En la práctica la relación H_2/N_2 es de 3/1 donde en N_2 es obtenido de aire atmosférico.

5.5 PRODUCCIÓN DEL AMONIACO

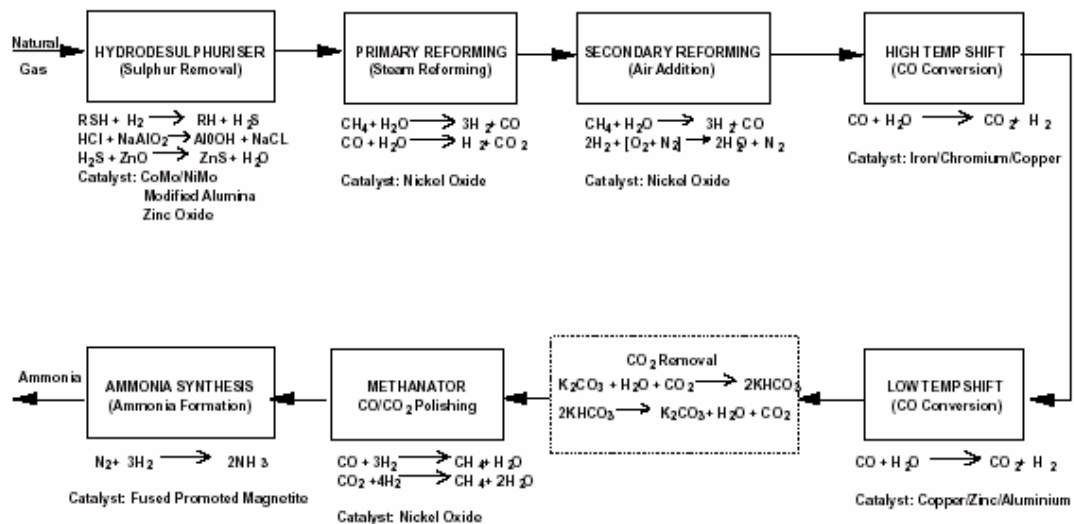
El proceso considerado a continuación ha sido seleccionado teniendo en cuenta que la alimentación es gas natural seco, por lo que un proceso de

reformación con vapor será empleado. Existen distintas etapas de reacción y el catalizador utilizado es la clave para obtener procesos económicamente viables para las plantas modernas que producen amoniaco.

La figura 1 muestra la química de proceso seleccionado para producción de amoniaco y los materiales básicos empleaos en los catalizadores

Fig.1

CHEMISTRY OF AMMONIA PROCESS



El reformado con vapor se lleva a cabo en 2 etapas:

1. Reacción endotérmica a 435 psig y 800°C o más (primary Reforming)
2. Reacción exotérmica donde se añade aire a la corriente de gas parcialmente reformado (Secondary Reforming).

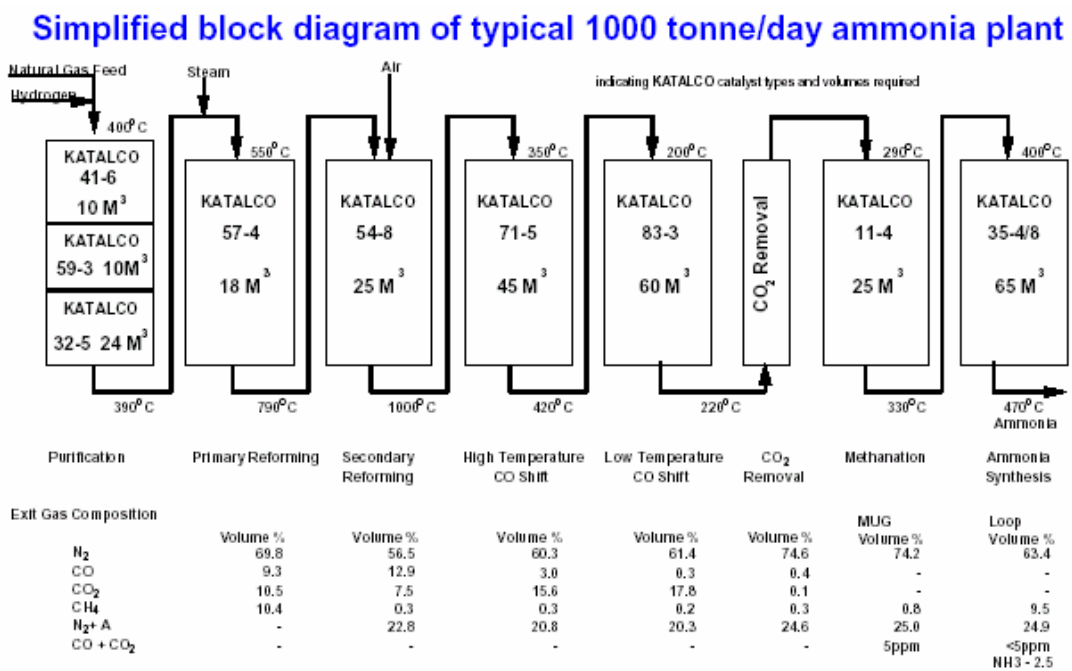
El CO que deja el Reformador Secundario se convierte a CO₂ en los Reactores Convertidores (Shift Reactors) y luego son removidos por despojadores (CO₂ Removal).

Algunos óxidos de carbono son convertidos a metano mediante metanización (Methanator) antes de compresión de H₂ y N₂ a la presión de síntesis de amoniaco.

La última etapa de reacción es la síntesis de amoniaco, donde se combina H₂ y N₂ para obtener NH₃. Esta reacción se lleva a cabo de 1,450 a 5,100 psig y es extremadamente exotérmica.

La figura 2 muestra un diagrama de bloques simplificado de una planta para producción de amoniaco a partir de gas natural seco indica composición de corrientes salientes de gas de cada tea y las temperaturas empleadas.

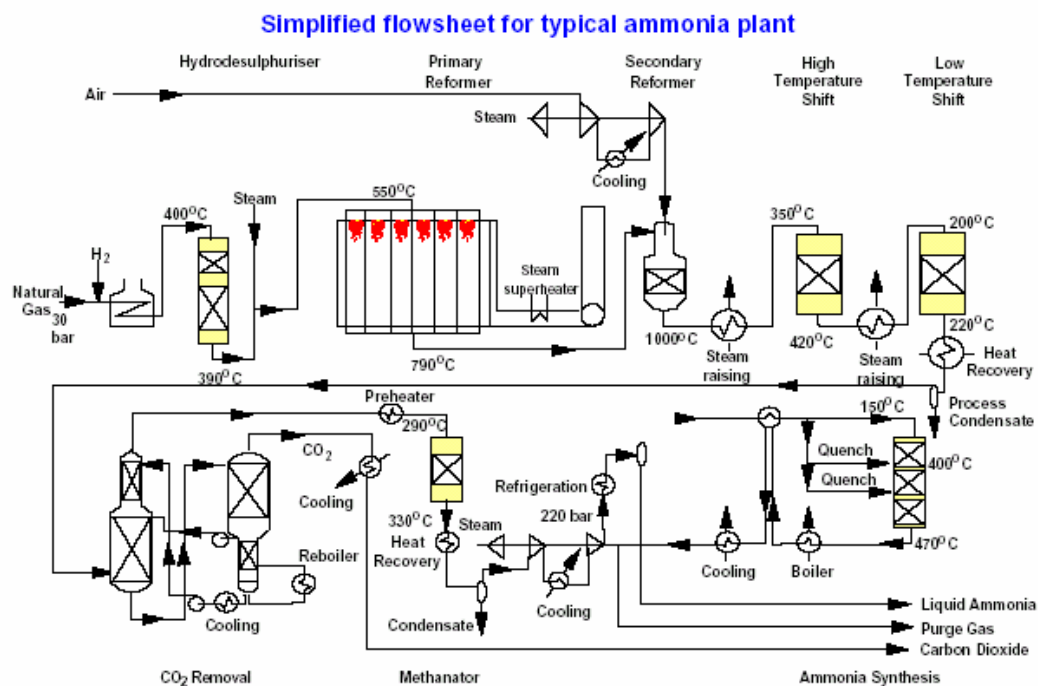
Fig.2



La Economía de los procesos de amoniaco requiere un adecuado estudio de los requerimientos de energía, ya que son necesarios gran numero de intercambiadores a fin de optimizar la recuperación de calor y generar el vapor requerido en el proceso.

La figura 3 muestra el diagrama de flujo de una planta típica para producción de amoniaco.

Fig.3



5.6.- PROCESOS QUÍMICOS

5.6.1.- PROCESO UHDE

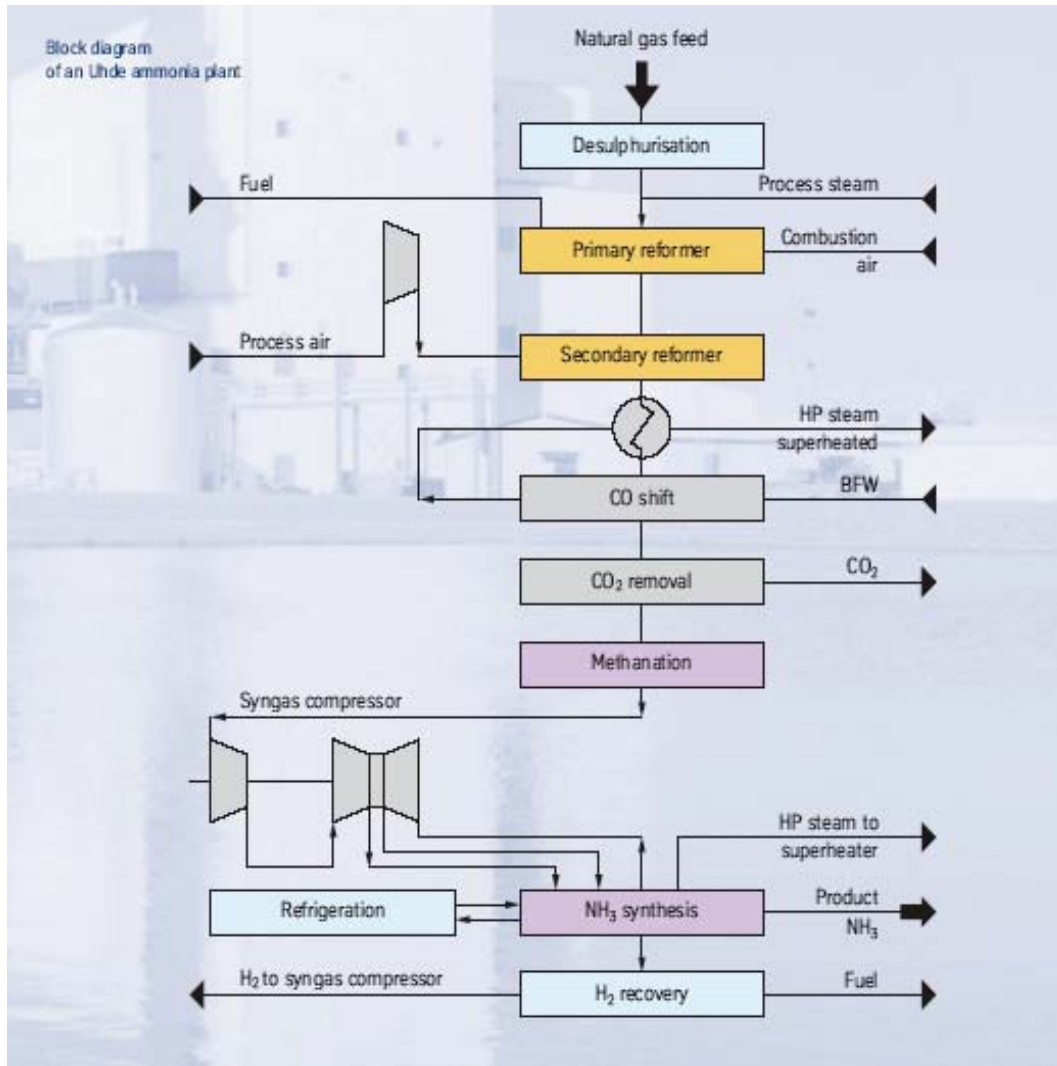
El diagrama de bloque siguiente de una planta del amoníaco de Uhde (fig. 4) demuestra la secuencia convencional de los pasos del proceso que forman la base de la mayoría de los procesos actuales del amoníaco. Sin embargo, los procesos del amoníaco no se pueden analizar solamente en base a un diagrama de bloque. La figura 4 de consumo total de energía (alimentación + combustible + energía eléctrica) por tonelada métrica de amoníaco producida está en el orden de 6.6 a 7.2 Gcal, dependiendo de las condiciones locales (ejemplo: temperatura del agua de refrigeración) y de los requerimientos para los proyectos específicos (por ejemplo el precio del gas natural, etc.).

Las áreas de proceso siguientes han experimentado modificaciones importantes, como son:

- la sección del reformado con vapor, incluyendo su sistema de recuperación del calor liberado;
- la unidad de remoción del CO₂;
- la unidad de la síntesis del amoníaco.

La importancia que se dan en las secciones siguientes se ha restringido a aspectos específicos del concepto de utilizar poca energía.

Fig. 4



MEJORAS EN EL REFORMADO CON VAPOR

Las modificaciones siguientes a los diseños de planta convencionales han contribuido a las mejoras de eficacia total:

- Cambio en la secciones de reformado tanto en el reformador primario como en el secundario, los resultados de las medidas tomadas son las siguientes:

Instalación de una unidad de recuperación del gas de purga, por medio del cual el hidrógeno se recicla al lado de la succión del compresor syngas, de tal modo que permite la operación del reformador secundario con exceso de aire, mientras que el cociente hidrogeno-nitrógeno del gas de mezcla se guarde en un cociente de 3/1.

- Precalentamiento del aire de proceso para el reformador secundario a una temperatura de 540°C.

Cambiando la sección de reacción del reformador secundario, origina una disminución de temperatura en el funcionamiento del reformador primario y por tanto un ahorro de combustible.

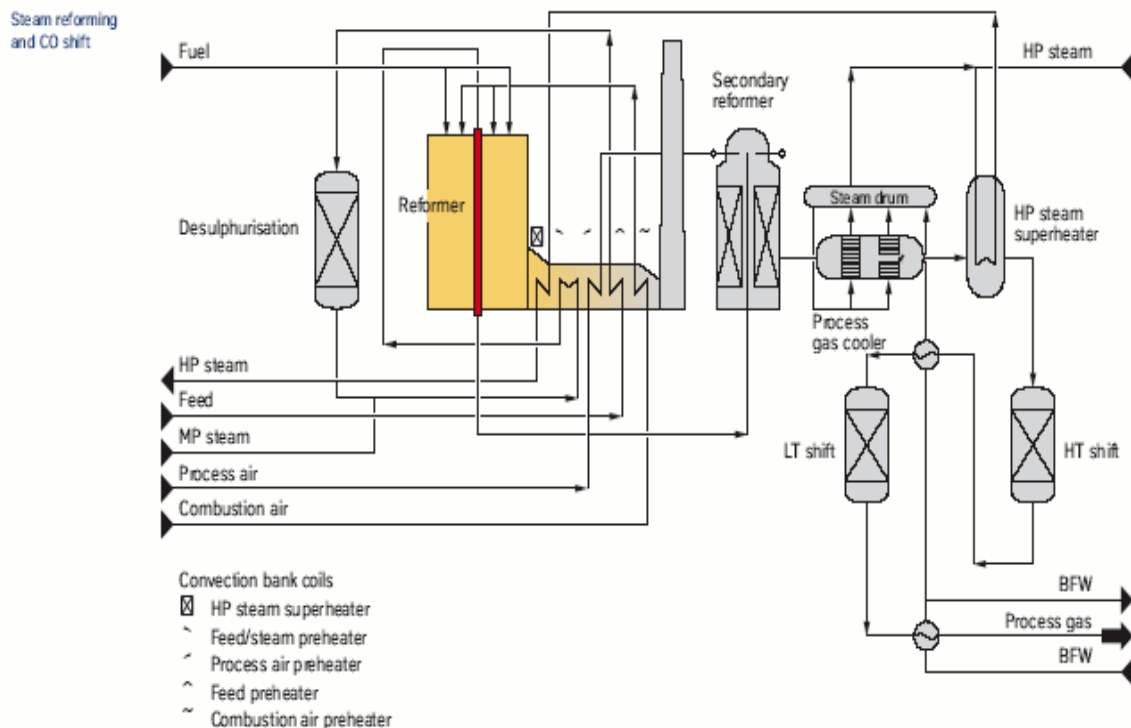
- El uso óptimo de la reducción de carga en el reformador primario es alcanzado por un incremento de la presión de 40 bar, mientras que mantiene el tiempo de vida de los tubos del reformador en 100.000 horas. Este paso exige una reducción del consumo energético total, mientras que la energía adicional agregada a los compresores se reduce.
- Un aumento de mezcla carga-vapor requiere un precalentamiento. Esto origina una reducción de combustible en el reformador primario, permitiendo un intercambio térmico de la zona radiante a la zona convectiva.
- Disminución el cociente vapor-carbón a 3.0. Esto incluye un margen de seguridad adecuado contra depósitos de carbón en el catalizador del reformador primario. La reducción de adición de vapor a la alimentación da lugar a menos calor, que es absorbido en la sección radiante del reformador primario y por tanto el consumo de combustible es más bajo. Por otra parte, el cociente del vapor/gas es reducir al mínimo la

formación de subproductos, usando los catalizadores comercialmente probados.

Los datos de proceso de la sección de Reformado se resumen a continuación:

Cociente : Vapor/carbón	3.0	unidades
Entrada carga/vapor Ref. Primario	530 - 580	°C
Presión Salida Ref. Primario	39 - 43	Bar
CH ₄ , Salida del Ref. Primario	10 - 13	%V
CH ₄ , Salida del Ref. Secundario	0.3 – 0.6	%V
Temp. Aire de Procesos	520 - 600	° C
Temp. Aire de Combustión	250 - 440	° C
Vapor de 150 bar del recalentador	530	° C
Temperatura	120 - 160	° C

Fig. 5



Una mención especial se debe hacer a un equipo que se encuentra en la sección del reformado con vapor: el recalentador de vapor, situado en la zona inferior del tren de proceso del reformador secundario. Ver fig. 5

En una planta de poca energía, el objetivo es recuperar tanto calor como sea posible de la sección de convección para el uso de proceso directo, de tal modo reducir el uso de combustible. Esto reduce el calor disponible en la sección de convección para sobrecalentar el vapor del HP. El balance de energía requerido para este propósito, se da en la recuperación de calor en el recalentador situado en el reformador secundario. El duty de este recalentador está en el rango de 15 a 60% de calor disponible, entre la salida del reformador secundario y la entrada del Shift HT, dependiendo de los parámetros de proceso seleccionados.

Este arreglo proporciona la flexibilidad necesaria de adaptar la planta a condiciones especiales de proceso, y en otra, permite al sistema de vapor funcionar con mayor seguridad ya sea bajo normal, o anormal, condiciones de operación. Existe un by-pass (línea secundaria que permite continuar con la

operación, en caso de avería de la línea principal) interno en la sección de evaporación, permitiendo el traspaso térmico entre el evaporador y el recalentador de vapor. En operación normal el by-pass interno se abre parcialmente. Cerrándolo, la temperatura del gas en la entrada del recalentador puede ser reducida, así aumenta la generación de vapor. Esto es importante en caso de pérdida de producción de vapor en la sección de la síntesis del amoníaco.

Retiro del CO₂ (fig. 6)

Los productos químicos y los sistemas físicos de la absorción están disponibles para el retiro del CO₂, un ejemplo es el MDEA de Benfield y de Selexol. Ude ha utilizado todos estos procesos en el pasado y tiene la experiencia de muchos años en la operación comercial. Se alcanza un consumo de energía bajo, usando el proceso activado del MDEA licenciado por BASF. El éxito de estos ahorros de energía es que la solución es regenerada sobre todo por destilación instantánea antes que por despojamiento con vapor.

El proceso activado del aMDEA utiliza una solución de N-metildietanolamina como solvente activador y agua. Como el aMDEA es una solución isotérmica para el CO₂ típico de un solvente físico y químico. Este proceso combina los beneficios de ambos, ya sea químico o físico, para el proceso de remoción del CO₂.

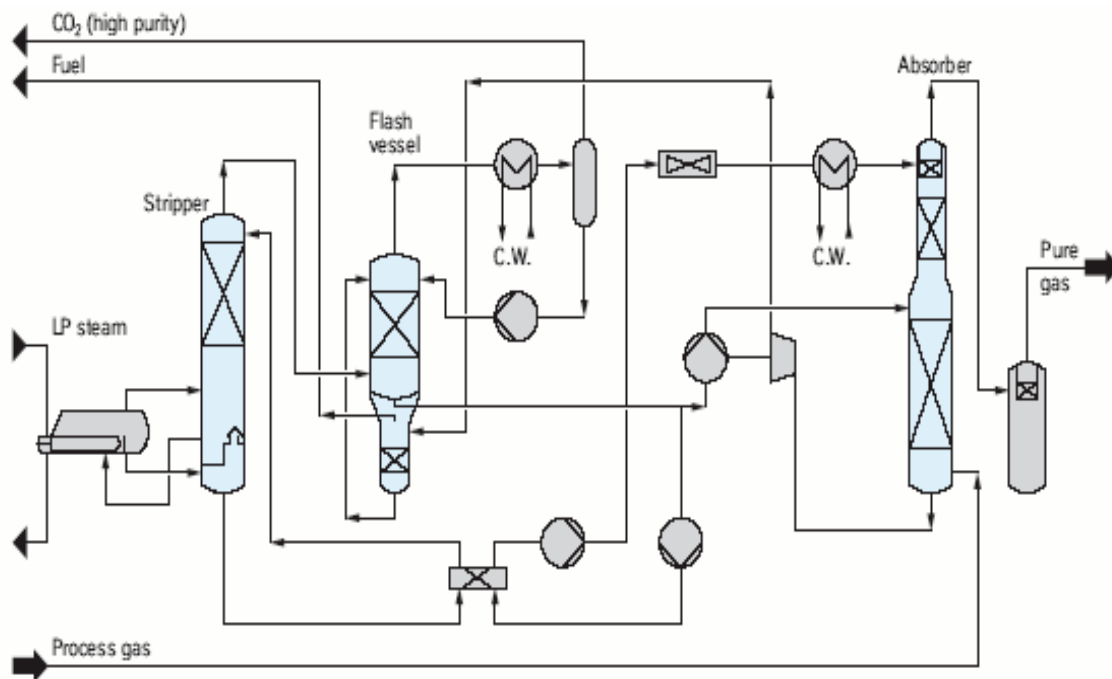
El diseño seleccionado (fig. 6) incorpora un absorbedor de dos etapas. La mayoría del CO₂ se remueve en la parte inferior del absorbedor, para luego ser regenerado en la segunda etapa que viene hacer la zona flash sin necesidad de despojamiento de energía. La purificación final se da en el rango de partes por millón (ppm), esto ocurre en la parte superior del absorbedor con una circulación pequeña de solvente. Solo esta porción tiene que ser regenerada térmicamente por una columna de despojamiento y una de rehervidor. Este esquema de proceso permite una reducción en el consumo de energía

específica del sistema de recuperación del CO₂ de 1340 kJ/Nm³ (13014 BTU/lbmol de CO₂).

Además, el proceso ofrece las ventajas siguientes:

- Alta proporción de recuperación del CO₂ (> 96%) y pureza del CO₂ (>99% por volumen)
- No hay necesidad de inhibidores de corrosión por lo que la solución no es corrosiva al acero de carbón.
- Minimización de pérdidas en la solución porque MDEA tiene una presión de vapor baja y no se degrada durante la operación.
- No es tóxico el solvente
- No existe problemas de cristalización

Fig. 6



Síntesis del amoníaco (fig. 7)

Las mejoras fundamentales a diseños anteriores se han efectuado en la unidad de síntesis del amoníaco. La principal característica de esta unidad (fig. 7) es su alto índice de conversión que es alcanzado por un volumen grande de

catalizador. Para minimizar el tamaño del reactor, mantener baja la presión, el volumen del catalizador requiere:

- El uso pequeño de granulometría del catalizador.
- La aplicación de flujo radial en el reactor de amoníaco.

Uhde ha sugerido siempre los reactores de la tres-lechos con altos índices de conversión por paso de amoníaco. Por lo tanto, la unidad de síntesis del amoníaco de Uhde se basa en un sistema de reactor de tres-lechos, cada lecho con un flujo radial. Una de las etapas de la síntesis de alta conversión ofrece ventajas considerables puesto que la cantidad del gas de reciclaje se reduce notablemente y, por lo tanto, los requerimientos de energía para la circulación son bajos y las superficies de intercambio son más pequeñas. Los requisitos de la refrigeración también disminuyen proporcionalmente porque la mayoría de amoníaco producido se condensa en contracorriente en la etapa de refrigeración.

Los estudios innovadores en catalizadores de metales preciosos basados en su alta actividad, han revelado que ninguna ventaja económica se puede ganar con su uso, debido a la incertidumbre de los precios futuros para estos metales. Además, se puede esperar diversos problemas operacionales debido a sus características físicas.

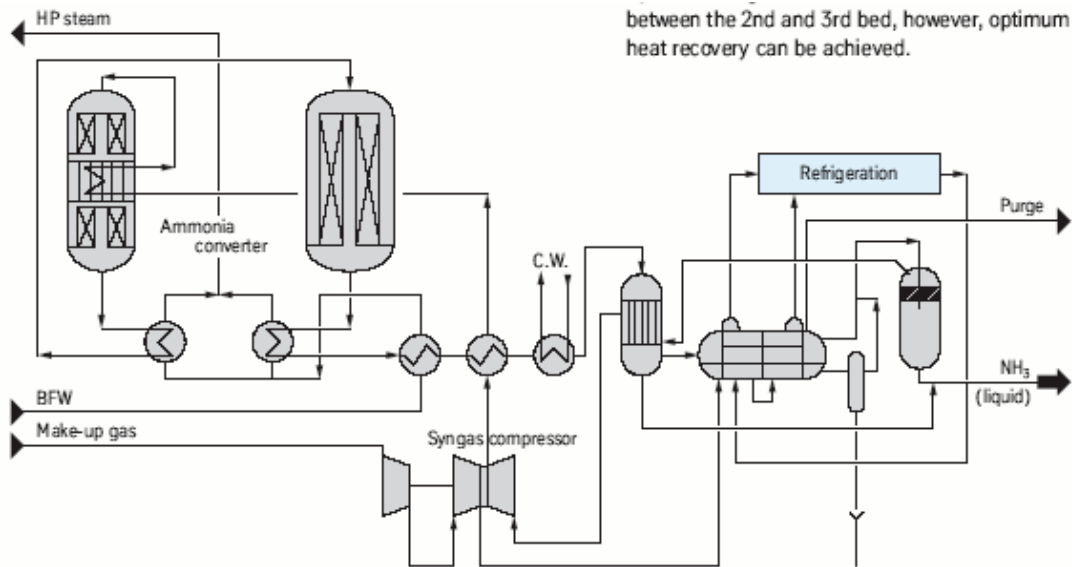
Para máxima confiabilidad y rentabilidad, Uhde utiliza solamente catalizadores probados con base de magnetita en los tres lechos. El primero de los tres lechos será llenado del catalizador pre-reducido y acelerar el arranque inicial.

Dependiendo de las condiciones y proyectos específicos, los tres lechos del catalizador se arreglan en uno o dos reactores del amoníaco.

Los diseños de un reactor de amoníaco y una caldera del calor desechado no pueden aprovechar el calor óptimo de la reacción, para la generación de vapor

de alta presión. Sin embargo, introduciendo una caldera adicional de calor desechado entre el 2do. y 3er. lecho, la recuperación del calor óptimo puede ser alcanzada.

Fig.7



Este arreglo mejora la temperatura del gas de las calderas y proporciona una ventaja adicional, permitiendo una temperatura más alta del agua de alimentación en la entrada de la caldera, significando que el precalentamiento del agua de alimentación de la caldera puede ser elevado usando el calor disponible de los niveles bajos de otras secciones de la planta, por ejemplo el downstream del Shift LT. Ver fig. 5.

El efecto del sistema de las dos calderas en la generación de vapor de alta presión es significativo: se incrementa a partir de 1.1 a 1.5 tonelada de vapor/tonelada de amoníaco. Los parámetros de proceso del diseño de la etapa de la síntesis se demuestran a continuación:

Cociente H ₂ /N ₂ a la salida de la Metanacion	2.95	unidades
Presión del proceso de	140 – 210	bar

síntesis		
NH ₃ a la entrada del reactor	3 – 5	%V
NH ₃ a la salida del reactor	20 – 25	%V
Generación de vapor en el HP	1.1 – 1.5	Tonelada de vapor/Tonelada de NH ₃
Números de reactores	1 o 2	1 o 2

Sistema de Vapor

El siguiente diagrama **Fig. 8** demuestra el concepto de administrar el sistema de calor en una planta de amoniaco de poca energía, la clave es la utilización óptima del calor desechado del proceso, para generar vapor sobrecalentado de alta presión.

El agua de alimentación de alta presión de la caldera se calienta en un primer paso en el downstream del Shift LT; este vapor es dividido en 2 corrientes, una parte va a la unidad de la síntesis del amoníaco y la otra al shift HT para un futuro precalentamiento.

El vapor de alta presión se genera solamente del calor desechado de dos zonas:

- Downstream del reformador secundario
- Unidad de la síntesis del amoniaco

El sobrecalentamiento del vapor de alta presión ocurre en el downstream del reformador secundario y en el zona convectiva del reformador primario.

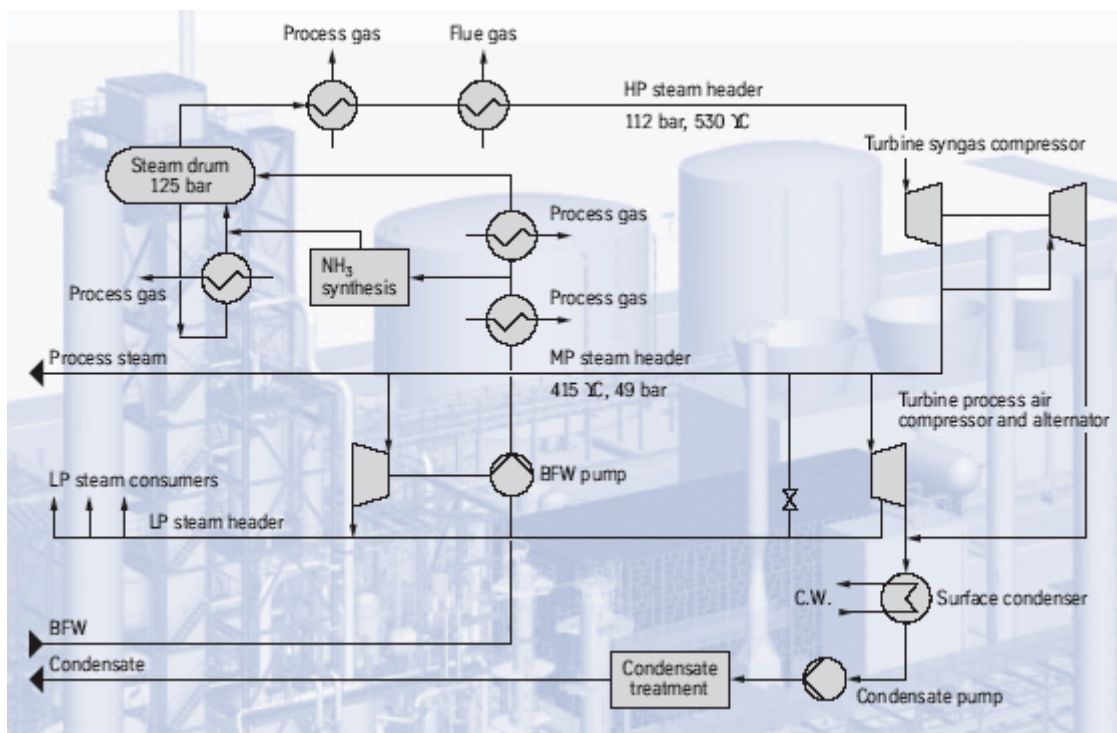
El vapor sobrecalentado se expande en el turbocompresor de alta presión del syngas y se alimenta al sistema de la mediana presión.

El vapor de mediana presión es de 49 bar y 415°C, se utiliza como vapor de proceso y para el funcionamiento de los equipos siguientes:

- Turbina de condensados y compresor del syngas.
- Turbina y compresor de aire de procesos.
- Turbina del agua de alimentación de la caldera.

El resto de las máquinas funcionan a motores eléctricos.

Fig. 8

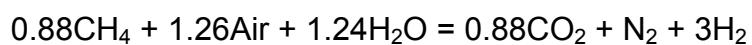


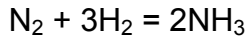
5.6.2.- PROCESO DE SÍNTESIS DEL AMONIACO - BASF

REFORMADO CON VAPOR

Conversión total

Las conversiones teóricas de procesos, basadas en la materia del metano, se dan en las fórmulas siguientes:

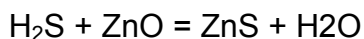
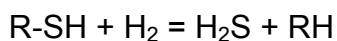




La producción del gas de síntesis y la purificación ocurren normalmente a 25-35 bar de presión. La presión de la síntesis del amoníaco está generalmente en el orden de los 100-250 bar.

Desulfurización de la carga

La mayoría de los catalizadores usados en el proceso son sensibles al sulfuro y a los compuestos de sulfuro. La materia prima contiene normalmente hasta 5mg de S/Nm³ como compuestos de sulfuro. El gas de alimentación se precalienta a 350-400°C, generalmente en la zona convectiva del reformador primario, y después es tratado en un recipiente de desulfurización, donde los compuestos de sulfuro se hidrogenan a H₂S, usando un catalizador cobalto-molibdeno, y después son adsorbidos con el óxido de zinc:



De esta manera, el sulfuro disminuye a menos de 0.1 ppm en la alimentación de gas. El sulfuro del zinc permanece en el lecho de la adsorción. El hidrógeno para la reacción se recicla generalmente en la sección de síntesis.

Reformador Primario

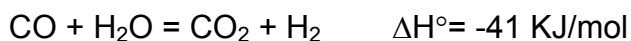
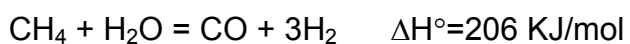
El gas del desulfurizador se mezcla con vapor de proceso, generalmente proviene de una turbina de extracción, y la mezcla vapor / gas entonces se calienta a 500-600°C en la zona convectiva antes de entrar al reformador primario. En algunas plantas nuevas o mejoradas la mezcla precalentada de

vapor / gas se pasa con un pre-reformador adiabático y se recalienta en la zona convectiva, antes de ingresar al reformador primario. (Los catalizadores especiales de pre-reformador son ofrecidos por varios proveedores). También, en algunas plantas, la parte del vapor de proceso es provista por la saturación del gas de alimentación.

La cantidad de vapor de proceso se produce mediante la relación molar de 3.0 (vapor/carbón). El cociente óptimo depende de varios factores, tales como calidad de la materia prima, recuperación del gas de purga, capacidad del reformador primario, convertidores, y el balance de vapor de la planta. En nuevas plantas el grado óptimo vapor/carbón puede ser menor a 3.0.

El reformador primario consiste en una gran cantidad de tubos de aleación de cromo de alto-níquel llenos del catalizador que se usa en el reformador. La reacción total es altamente endotérmica y el calor adicional se requiere para levantar la temperatura a 780-830°C en la entrada del reformador.

La composición del gas que sale del reformador primario es dada por los sgtes. equilibrios químicos:



El calor para el reformador primario es provisto por el quemado del gas natural o de otros combustibles gaseosos, en hornos de caja radiante que contiene a los tubos.

El gas que sale de los tubos de la caja radiante tiene temperaturas mayores a 900°C, después de proveer el calor necesario para la reformación. Es así que, solamente cerca del 50 al 60% del calor del combustible se utiliza directamente en el proceso en sí. El contenido de calor (calor inútil) de los tubos de gas se utiliza en la sección convectiva del reformador, por varios procesos y sistemas

de vapor. La energía requerida en los tubos donde se produce el reformado es del 40-50% de la energía de proceso del gas de alimentación.

El gas de los tubos que deja la zona convectiva está a una temperatura de 100-200° C y es una de las fuentes principales de emisiones de la planta. Estas emisiones son principalmente el CO₂, NO_x, y cantidades pequeñas de SO₂ y CO.

Reformador Secundario

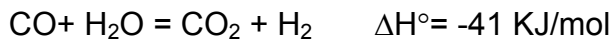
Solamente el 30-40% de la alimentación del hidrocarburo se reforma en el reformador primario debido a los equilibrios químicos en las condiciones de funcionamiento reales. La temperatura se debe incrementar para aumentar la conversión. Esto se da en el reformador secundario por la combustión interna de la parte del gas con el aire de proceso, que también proporciona el nitrógeno para el gas de síntesis final. En el proceso convencional de reformación, para el reformador primario se ajusta de modo que el aire que ingresa al reformador secundario resuelva el equilibrio de calor y el requisito estequiométrico del gas de síntesis.

El aire de proceso se comprime a la presión del reformado y se calienta en la zona de convección del reformador primario alrededor de 600°C. El gas de proceso se mezcla con el aire en un horno y después se pasa sobre un catalizador secundario de níquel. La temperatura de entrada del reformador está alrededor de 1,000°C, y se convierte hasta un 99% de la alimentación del hidrocarburo (en el reformador secundario), dando un contenido residual de metano de 0.2-0.3% (base seca del gas) en el gas de proceso que sale del reformador secundario.

El gas de proceso es refrigerado a 350 - 400 ° C en una caldera de vapor del calor desechado o en un recalentador aguas arriba del reformador secundario.

Sección de Conversión

El gas de proceso del reformador secundario contiene 12-15% de CO (base gas seco) y la mayoría del CO se convierte en la sección de convertidores de acuerdo a la siguiente reacción:



En el convertidor de alta temperatura (HTS), el gas se pasa a través del lecho del catalizador de óxido de hierro/óxido de cromo aproximadamente a 400°C, donde el contenido de CO se reduce alrededor del 3% (base gas seco), limitado por el equilibrio en la sección de conversión de su temperatura de funcionamiento real. Hay una tendencia a utilizar el catalizador que contiene cobre para que la conversión aumente. El gas del HTS se refrigera y pasa a través del convertidor de baja temperatura (LTS).

Este convertidor de LTS contiene el catalizador cuya base es de óxido de cobre / óxido de zinc y su funcionamiento es de alrededor de 200-220°C. El contenido residual del CO en el gas convertido es cerca de 0.2-0.4% (base gas seco). Un contenido bajo de residuo de CO es importante para la eficacia del proceso.

Retiro del CO₂

El gas de proceso del convertidor de baja temperatura (LTS), contiene principalmente H₂, N₂, CO₂ y exceso de vapor de proceso. El gas es refrigerado y la mayoría de exceso de vapor se condensa antes de incorporarse al sistema de retiro del CO₂. Este condensado contiene normalmente 1500-2000ppm de amoníaco y 800-1200 ppm de metanol. Cantidades de menor importancia como aminas, ácido fórmico y ácido acético podían estar presentes en el condensado. Todos estos componentes se deben despojar del condensado. El calor liberado durante la refrigeración / condensación se utiliza para:

- La regeneración del CO₂ de la solución del despojador.
- Para el funcionamiento de una unidad de refrigeración para absorción.
- Precalentamiento del agua de alimentación de una caldera.

La cantidad de calor liberado depende del cociente entre el vapor de proceso y del carbón. Si todo este calor de nivel bajo se utiliza para el retiro de CO₂ o en la refrigeración de la absorción, el calor de alto nivel tiene que ser utilizado para el sistema del agua de alimentación. Un proceso eficiente de energía se produce cuando en el sistema de retiro del CO₂ posea una demanda baja de calor.

El CO₂ es removido mediante un producto químico o el proceso físico de la absorción. Los solventes químicos usados en el proceso de absorción son principalmente soluciones acuosas de amina como la monoetanolamina (MEA), la Metildietanolamina activada (aMDEA) o soluciones calientes de carbonato de potasio. Los solventes físicos son glicol dimetileter (Selexol), carbonato de propileno y otros. El proceso MEA tiene un alto consumo de energía en la regeneración.

Para nuevas plantas de amoniaco el proceso siguiente de retiro del CO₂ se usan actualmente como BASF:

- Dos procesos estándar de aMDEA, o similares
- Proceso Benfield (HiPure, LoHeat), o similares
- Selexol o procesos físicos de absorción, o similares

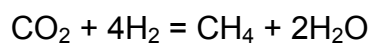
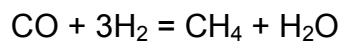
Los procesos tales como adsorción de variación de la presión (PSA) que se da en algunas plantas nuevas se debe también a BASF, pero en tales casos el retiro de CO₂ no son la única función en una unidad de PSA.

El rango típico de consumo de calor en el proceso de absorción químico es de 30-60 MJ/kmol de CO₂. Los procesos físicos de la absorción se pueden diseñar para consumo cero de calor, pero para compararlo con el proceso químico, tienen que ser considerado los requerimientos de energía mecánica.

El contenido residual del CO₂ está generalmente en el rango de 100-1000 ppm, dependiendo del tipo y el diseño de la unidad de remoción. Plantas con un contenido por debajo de 50 ppm pueden ser realizables.

Metanizar

Las pequeñas cantidades de CO y de CO₂, remanentes en el gas de síntesis, son venenosas para el catalizador de la síntesis del amoníaco y se deben retirar mediante el proceso de conversión a CH₄ en el metanador:



Las reacciones ocurren aproximadamente a 300°C en un reactor llenado de un níquel que contiene al catalizador. El metano es un gas inerte en la reacción de síntesis, pero el agua debe ser retirada antes de entrar en el convertidor. Esto se realiza por refrigeración y condensación antes de ingresar al metanador y finalmente por condensación / absorción en la producción de amoníaco, o en una unidad de secado del gas de entrada.

Compresión del gas de síntesis y Síntesis del amoníaco

Las plantas modernas de amoníaco utilizan compresores centrífugos para la compresión del gas de síntesis, accionados generalmente por turbinas de vapor, con vapor que es producido en la planta de amoníaco. La refrigeración del compresor, necesario para la condensación del producto amoníaco, también es accionado generalmente por una turbina de vapor.

La síntesis del amoníaco ocurre en un catalizador de hierro con un rango de presiones de 100-250 bar y un rango de temperaturas de 350-550°C:



Solamente un 20-30% reacciona por paso en el convertidor debido a las condiciones desfavorables del equilibrio. El amoníaco es formado y separado del gas reciclado por refrigeración / condensación, y el gas reaccionado es substituido por el gas de síntesis fresco, manteniéndose la presión del proceso. Además, el extenso intercambio de calor es debido a la reacción exotérmica y a las elevadas temperaturas de las etapas de proceso. Un nuevo desarrollo de síntesis del amoníaco se realiza con un catalizador que contiene rutenio en un soporte de grafito, teniendo una actividad alta por unidad de volumen; asimismo, aumenta la conversión a bajas presiones de operación.

El reformado convencional con la metanación es el paso final de purificación, produce un gas de síntesis que contiene inertes (metano y argón) en cantidades que no se disuelven en el condensado del amoníaco. La mayor parte de estos inertes es eliminada con vapor de purga. El tamaño de esta corriente de purga controla el nivel de inertes cerca del 10-15%. El gas de purga se lleva a un despojador con agua para quitar el amoníaco antes de ser utilizado como combustible o antes de ser enviado para la recuperación del hidrógeno.

La condensación del amoníaco es indiferente si se realiza por refrigeración con agua o aire (dependiendo de la presión del proceso y la temperatura media que se usa para refrigerar). El amoníaco vaporizado se utiliza como refrigerante en la mayoría de las plantas del amoníaco, para alcanzar concentraciones suficientemente bajas de amoníaco en el gas reciclado del convertidor. Los

vapores del amoníaco se condensan después en la refrigeración del compresor.

Vapor y Sistema de Energía

En el reformado con vapor de las plantas de amoníaco se tiene calor disponible de alto nivel, para la producción de vapor en la reformación, en los convertidores, en las secciones de síntesis y en la sección de convección del reformador primario. La mayoría de este calor desechado se utiliza para la producción de vapor de alta presión para uso de turbinas, para el funcionamiento de los principales compresores, bombas y como vapor de proceso extraído del sistema de turbinas.

Una planta de amoníaco moderna con reformado de vapor, puede hacerse energéticamente autosuficiente si es necesario, pero usualmente se prefiere exportación de vapor y una importación de electricidad.

Reformado con Vapor con exceso de aire en el Reformador Secundario

Organigrama de proceso

Algunos procesos son diseñados con reducida reformación primaria, incrementando el duty al reformador secundario debido al bajo rendimiento del reformador primario.

Una breve descripción de las características que divergen del concepto convencional se dan en los siguientes párrafos. Estas características son:

- Disminución de calor en el reformador primario.
- Aumento del flujo de aire de proceso al reformador secundario.
- Purificación final criogénica después de la metanación.

- Nivel bajo de inertes del syngas de entrada.

Disminución de calor en el reformador primario

La disminución de calor en el reformador primario significa que la temperatura de proceso de entrada está alrededor de 700°C, el calor incrementa la eficacia, el costo y tamaño del reformador primario se reducen. Las condiciones reducidas de funcionamiento prolongan el catalizador. El grado de reformación se reduce según la fuente baja de calor y temperatura. Generalmente, disminuir el cociente de vapor / carbón es aceptable, comparándolo con el proceso convencional.

Aumento del flujo de aire de proceso al reformador secundario

La fuente de calor disminuido en el reformador primario significa que es necesario que el calor interno alcance aproximadamente el mismo grado de reformación total.

Los requerimientos de aire son más del 50% del proceso convencional. Esto significa mayor capacidad y energía de compresión. El compresor de aire de proceso es manejado generalmente por una turbina, con el gas de escape de ésta, siendo utilizada como aire de combustión en el reformador primario. Algunos excesos de vapor están disponible para otros procesos al usar una turbina de gas.

Purificación final criogénica

En el purificador criogénico todo el metano, exceso de nitrógeno y una parte de argón se retiran del gas de síntesis. La refrigeración es producida por la descompresión y no es necesario de una fuente externa. El syngas purificado está entonces prácticamente libre de todas las impurezas, a excepción de una pequeña cantidad de argón. La unidad criogénica también recibe la purga de la unidad de síntesis y entrega un gas excedente para combustible.

Nivel bajo de inertes en el syngas

El retiro esencial de todas las impurezas del gas de síntesis de mezcla es una mejora significativa, comparada a la purificación convencional solamente por el metanador. Una conversión más alta por etapa y un flujo reducido de la purga, juntos, dan lugar a un proceso más eficiente.

REFORMACIÓN AUTO TÉRMICA POR INTERCAMBIO DE CALOR

Desde el punto de vista termodinámico no es recomendable utilizar el calor de alto nivel del gas de entrada del reformador secundario y del tubo-gas del reformador primario, ambos a una temperatura de alrededor de 1,000°C, para elevar la producción de vapor. Progresos recientes son reciclar el calor al proceso mismo, usando el calor contenido en el gas del reformador secundario, en un desarrollo recientemente del reformador primario (gas calentado en un intercambiador de calor del reformador), eliminando así el horno. El aire sobrante o aire de oxígeno enriquecido es requerido en el reformador secundario para equilibrar el calor, éste proceso es denominado auto térmico.

Las emisiones a la atmósfera son reducidas significativamente, por eliminación del tubo-gas del reformador primario. Las emisiones de NO_x pueden ser reducidas a un 50% o más, dependiendo de la combustión auxiliar en la planta, comparado el reformado con vapor convencional.

Dos procesos de esta clase están en operación y, algunos otros, están en la etapa experimental. Se ha difundido recientemente que las capacidades que pueden ser construidas estas plantas están en el rango de los 1800 TPD.

BASF reforma los procesos para nuevas plantas

Las nuevas versiones modernas de reformación con vapor convencional y reformación con exceso del aire serán utilizadas para las nuevas plantas por muchos años más. Se espera que los progresos se den en los siguientes puntos:

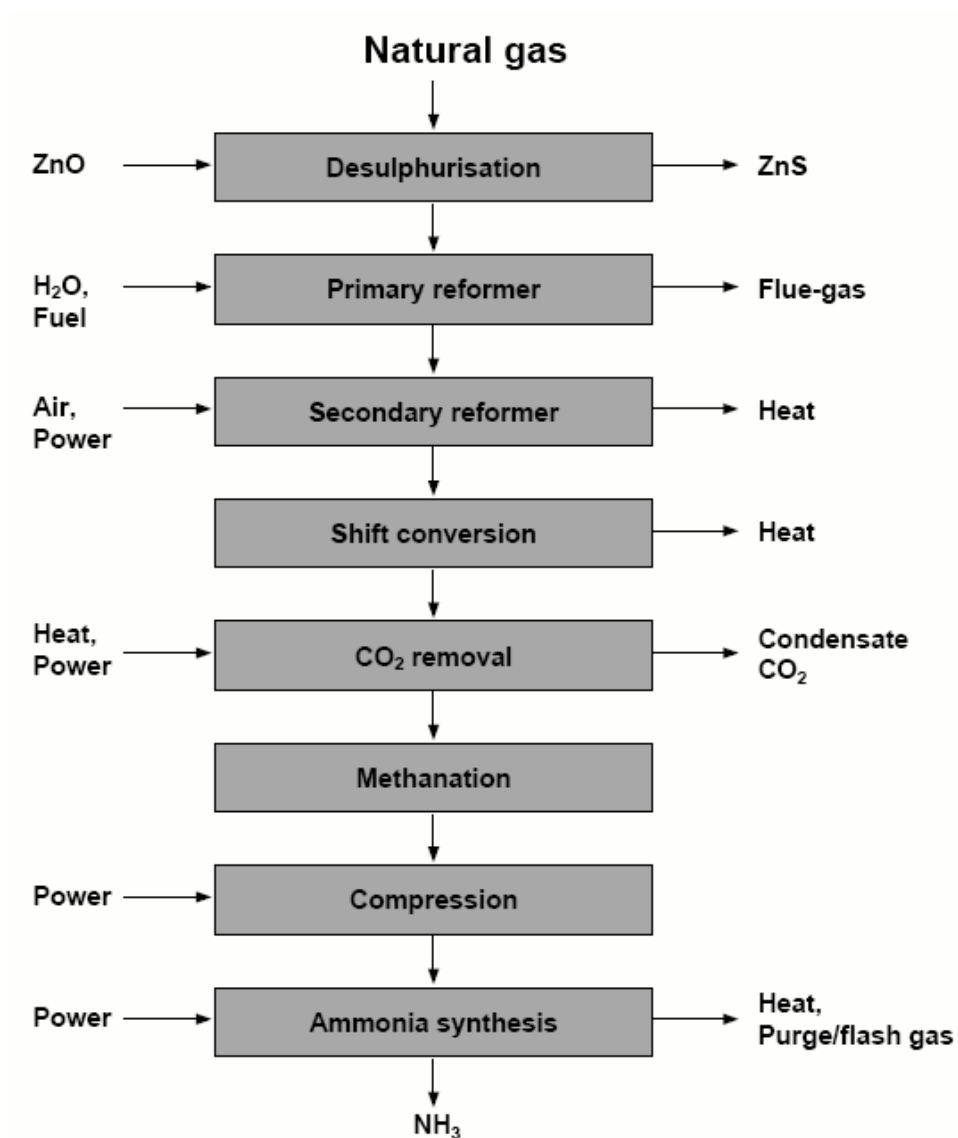
- Bajar el cociente vapor / carbón.

- El cambio del duty del Reformador Primario al Reformador Secundario.
- Mejorar la purificación final.
- Mejor eficacia en la etapa de síntesis.
- Mejoramiento en el sistema de energía.
- Desprendimientos bajos de NOx.
- No usar el hierro en el catalizador de la síntesis del amoniaco.

Se espera mayor eficacia en estos procesos y la progresiva investigación experimental del proceso auto térmico

DIAGRAMA DE BLOQUES DEL REFORMADO CON VAPOR A PARTIR DE GAS NATURAL

PROCESO BASF



PROCESO KAAP

La duplicación del tamaño de la planta de serie única tiene el potencial de reducir el costo de capital relativo de producción por acerca de 20%.

Saudi Arabian Fertilizer Co. (SAFCO; Jubail), un subsidiario de Saudi Basic Industries (SABIC), adquirirá un contrato por la cual será la más grande planta de serie única de amoníaco en el mundo. Programado para su uso en el 2005, tendría una capacidad de 3000 TPD. Este sería 50% más grande que las plantas comunes más grandes, las cuales fueron actualizadas solo durante un par de años atrás.

La nueva planta Saudi se espera que sea la precursora de un número de plantas de similar o más grande capacidad. Mayores abastecedores de tecnología de amoníaco dicen que ellos han estado trabajando con clientes en diseños preliminares para plantas de más de 4000 TPD y ellos son confidentes de su habilidad para construir dichas plantas. “Una vez que la planta SABIC vaya adelante, otros la seguirán” dice Svend Nielsen, supervisor de la tecnología del amoníaco para Haldor Topsøe A/S (Lingby, Denmark; haldortopsoe.com). Ofertas para la planta SAFCO, y una planta asociada de urea de 3250 TPD, fueron programadas para ser abiertos a fines de Octubre del 2002.

Actualmente, la planta más grande de serie única existente es una unidad de 2050 TPD operado por Profertil S.A. (Buenos Aires, Argentina). Usa tecnología Haldor Topsøe, como la planta de 2000 TPD de Kaltim Pasifik Amoniak (Bontang, Indonesia). De otra parte, BASF esta operando una planta en Antwerp, Bélgica, a 2060 TPD. Construido por Uhde GmbH (Dortmund, Alemania; thyssenkrupp.com/uhde), tuvo una capacidad original de diseño de 1800 TPD. KBR(Houston, Tex.; halliburton.com) a construído tres plantas de 1850 TPD en Point Lisas, Trinidad, con una cuarta en construcción. La tercera planta, operado por Caribbean Nitrogen Co., a obtenido una producción por

encima de 2000 TPD desde que comenzó sus operaciones en julio del 2002. Todas las plantas usan tecnología KAAP de Kellog Brown Root KBR (KAAP: Advanced Ammonia Process) para la síntesis de amoníaco.

Como es el caso de otras tecnologías, el beneficio de ser las plantas más grandes es realizar una economía de escalas. La duplicación del tamaño de la planta de serie única tiene el potencial de reducir el costo de capital relativo de producción por acerca de 20%, dice Richard Strait, director del equipo de amoníaco de KBR.

La escala al 100% presenta algunos retos técnicos, pero los voceros de las industrias dicen que la tecnología es asequible para hacerlo, con algunas desviaciones de la filosofía de serie única. “Por arriba de los 3300 TPD, un verdadero concepto de la serie única es posible,” dice John Larsen, ingeniero principal de proceso para Uhde Corp. de América (The Woodlands, Tex.). “Después de esto, el caldero de calor excedente sería en forma paralela, y más de 4000 TPD se producirían de amoníaco y el lavado del dióxido de carbono sería también en forma paralela.”

KBR ha diseñado una planta de 4000 TPD en la cual todo el equipamiento es de serie única excepto por el reformador primario y el convertidor de amoníaco, las cuales consisten de dos idénticas y paralelas unidades. El diseño, llamado KAAP plus, combina la tecnología KAAP con otras KBR: El sistema KBR reforming Exchanger (KRES), y el purificador, el cual usa destilación criogénica con nitrógeno para desprender metano e inertes de la síntesis de gas anterior a la conversión de amoníaco (ver fig.9).

KRES usa un intercambiador de calor casco-tubos en lugar de un transformador de quemado primario, con lo cual se ahorra capital, energía y costos de mantenimiento, dice Strait.

El calor viene por el transformador secundario autotermal, el cual es corrido en paralelo con el plato primario del KBR. Para proveer el calor necesario, el

transformador secundario debería usar aire con oxígeno enriquecido o el exceso de aire del proceso. El diseño de planta del KAAP plus permite el uso cerca del 50% de exceso de aire (esto salva el costo de la planta de oxígeno), porque el exceso de nitrógeno y de inertes son removidos por el purificador. Recientes diseños sin el purificador, requieren exceso de aire para obtener el calor adecuado del transformador autotermal. El calor para el reformado en el KRES es generado de la reacción de O_2 con el aire.

La planta de 4000 TPD fue diseñada para que utilice dos sistemas KRES paralelamente, para que de cada 2000 TPD se deseche cualquier problema. Strait nota que una de las unidades KRES que está en operación comercial tiene una capacidad de solo 350 TPD. Una segunda unidad, de 1100 TPD, está en operación en China.

Catalizadores de alta actividad

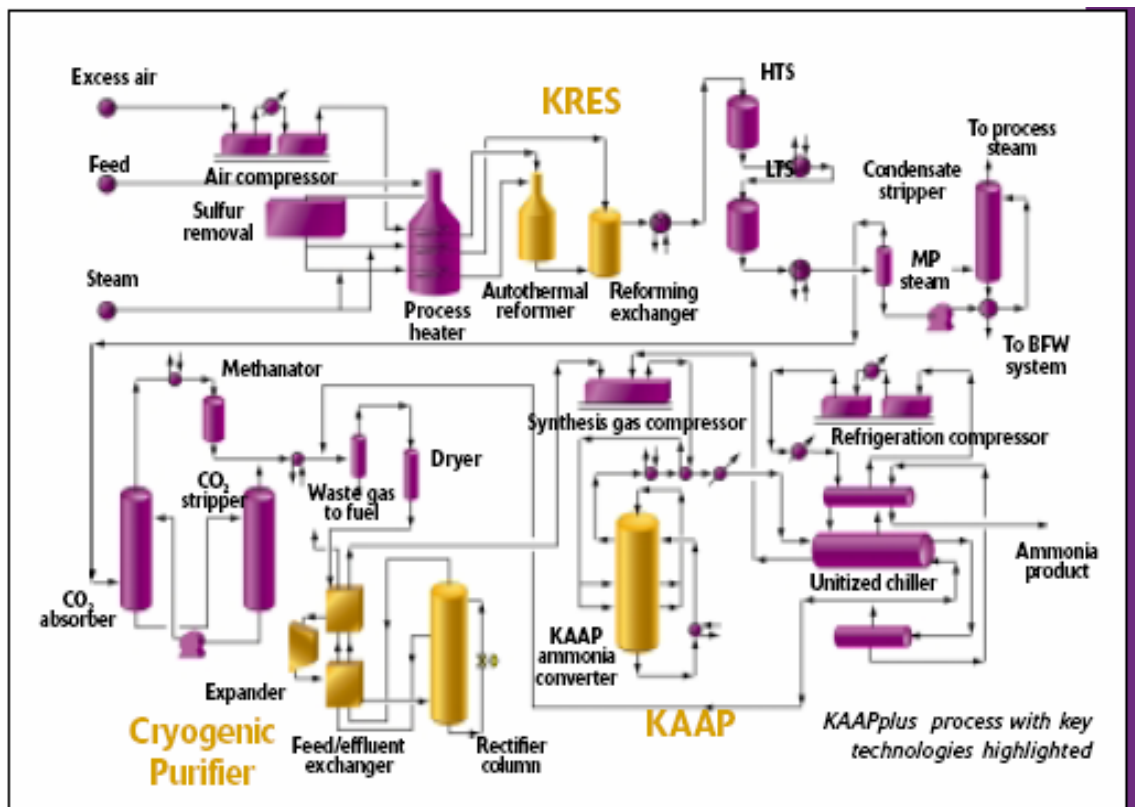
El proceso de síntesis de amoníaco KAAP de KBR difiere de la tecnología convencional en que tres de sus cuatro platos usan catalizador de rutenio (sobre un soporte de carbono), el cual es mucho más activo que un catalizador de magnetito estándar. La actividad más alta permite que la reacción se lleva a cabo a 90 bar en vez de 200 bar, con lo cual se disminuye capital y costos de energía. El magnetito es usado en el primer plato de la curva de síntesis, cuando la concentración de amoníaco está debajo de 2% de la alimentación, luego el rutenio es usado en los tres siguientes platos para recoger el amoníaco a un 18% a más.

La sección de síntesis de amoníaco tiene dos convertidores en paralelo para el diseño de planta de 4000 TPD para rechazar problemas de caída de presión. Strait señala que la caída de presión incrementa como el cuadrado del fluido, así que la duplicación del fluido de 2000 TPD de las plantas de Trinidad podrían incrementar la presión desde 50 psi hasta 233 psi, dado los mismos circuitos hidráulicos. Él añade que esta caída de presión puede ser acomodado por todas

las partes de la planta por rediseño e incremento de diámetros de los platos y tuberías.

Un catalizador de rutenio que puede mejorar la síntesis de amoníaco a 200 bar está siendo desarrollado por Haldor Topsøe. Aunque este catalizador no se encuentra aun en el mercado, la combinación de alta actividad con alta presión está muy bien adaptado por el diseño de las plantas de gran capacidad (mayores de 4000 TPD), desde la alta presión es requerido mantener el equipamiento y las tuberías a tamaños razonables, incluso a las más grandes capacidades de planta, dice Nielsen. ÉL explica que el catalizador es capaz de alcanzar más altas presiones porque está sobre el conductor de carga de nitrato de boro. Mientras tanto, dice, la tecnología actual de la compañía, usa un catalizador magnetito, adecuado para plantas arriba de 4000 - 4500 TPD. Tal planta puede ser construido en serie única, con piezas no paralelas de equipamiento.

Fig. 9



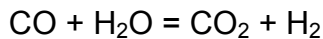
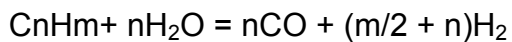
5.7.- COSIDERACIONES DE EQUIPOS

5.7.1.- INTRODUCCIÓN

El reformador es un equipo de proceso muy importante. El reformador consume alta energía y posee una relación directa con el consumo total de energía de la planta. Por lo tanto, el proceso de reformar y el equipo usado para reformar, necesitan una atención prioritaria.

Reformación

El amoníaco es sintetizado por una combinación química entre el hidrógeno y nitrógeno a baja presión, con la presencia de un catalizador. El hidrógeno requerido se obtiene mediante una reacción catalítica entre una mezcla de vapor e hidrocarburos, a una temperatura elevada, para formar una mezcla de hidrógeno y los óxidos del carbón.



La primera reacción se llama la reacción de reformado. Esta es una reacción altamente endotérmica, y el número de moles del producto excede al número de moles de los reactantes.

La reacción es completada a temperaturas elevadas y bajas presiones. La reacción del reformado se inicia con el ingreso de combustibles como es el gas natural y otros.

Aspectos importantes que se considerarán en un Reformador

Los varios aspectos que son necesarios considerar en un Reformador para la operación y balance eficiente de energía son detallados a continuación:

- Tubos del reformador – material de construcción

- Catalizador para el reformado
- Presión de operación para el reformado
- Cociente Vapor / Carbón
- Diseño de hornos
- Instalación de un pre - reformador

1.- Tubos del reformador - material de construcción

Uno de los aspectos muy importantes que se considerarán en la etapa del diseño de un reformador, es el material de la construcción. Las últimas tendencias es utilizar las micro-aleaciones, que tienen una alta resistencia a las rugosidades de los fluidos. Estos materiales modificados poseen 25% de cromo, 35% de níquel, 1.5% de niobio y trazas de titanio. Estos materiales tienen alta estabilidad al carburo, a la fuerza creciente de rugosidad, alta durabilidad y resistencia a la oxidación. Las ventajas de usar estas micro-aleaciones son:

- Posibilidad de operación del reformador a temperaturas y presiones elevadas
- Reducción del grosor de pared del reformador
- Mayor accesibilidad de consumo del catalizador en el interior del reformador, esto es ventajoso debido a la facilidad de aumentar la capacidad y reducir el consumo de energía en los Reformadores existentes.

2.- Catalizador para el reformador

La opción del catalizador que reforma, es esencial para una operación eficiente del reformador. Los factores que afectan el funcionamiento de un catalizador son:

Composición química del catalizador, generalmente se usa el níquel dispersado y soportado por algunos metales. El material usado hoy en día es α -alúmina, aluminato del calcio y magnesio α -alúmina.

El aluminato de calcio se utiliza generalmente para reformar la nafta. El aluminato de magnesio, como material de soporte tiene una gran ventaja debido a su área superficial. Pero tiene que ser calcinado a una temperatura más alta, para asegurarse de que no contiene ningún MgO libre, pues éste se hidroliza a temperaturas por debajo de los 300°C.

Geometría del catalizador, el mecanismo principal de transferencia térmica de la pared interna del tubo al gas, está dada por convección. Por lo tanto, la eficacia depende de la distribución del gas sobre el lecho del catalizador. El catalizador con una forma geométrica mejor, da lugar a una temperatura más baja de las paredes del tubo.

Por lo tanto, el catalizador elegido debe ser el apropiado con una alta actividad y una óptima geometría.

3. Presión de Operación del reformador

Convencionalmente los reformadores operaban con presiones cerca de los 32 kg/cm², debido a que el material usado en los tubos del reformador no podía soportar presiones más altas. El uso de las micro-aleaciones para los tubos del reformador, permite la operación a presiones mayores.

La reacción en el reformador da lugar a un aumento en el volumen de los gases. Es posible tener un ahorro de energía mediante la compresión, esto aumentaría la presión del reformador. Cuanto mayor sea la presión del Reformador, la temperatura también será alta y el calor de la condensación del vapor estará en exceso, los remanentes serán recuperados en la sección de conversión. Sin embargo, al aumentar la presión en el reformador tiende a cambiar de lado el equilibrio, es decir hacia la izquierda. Adicionalmente el combustible puede compensar este efecto sobre el equilibrio.

4. Cociente Vapor / Carbón (S/C)

Éste es otro parámetro importante que afecta el funcionamiento del reformador. Las plantas antiguas operaban con un cociente alto del vapor-carbón (S/C) de

4.0 a 4.5. Este cociente de S/C se mantiene para prevenir la deposición del carbón en el catalizador, para la conversión del monóxido de carbono y reducir el daño de carburación al material del tubo. Hoy en día, con el desarrollo de los catalizadores superiores, son más activos con un cociente bajo de vapor-carbón, es posible mantener un cociente de S/C de 2.7 a 3.0. El cociente bajo de S/C tiene las siguientes ventajas:

Presión baja en el extremo delantero de la planta del amoníaco.

Reducción del flujo másico dentro del tubo del reformador, resultando la reducción de combustible para la reacción endotérmica.

Éstos dan lugar a una reducción del consumo total de energía por 0.2 Gcal/TM de amoníaco.

Flexibilidad de reducir el cociente de S/C en el reformador primario

Los pre-reformadores han estado instalados en muchas plantas de amoníaco, con ventajas substanciales en el ahorro de energía de hasta 0.4 Gcal/TM de amoníaco.

Caso de estudio - 1

En una de las plantas de amoníaco de diseño Kellogg, el material HK 40 del tubo del reformador fue reemplazado por Manuarite. Esto redujo el espesor de los tubos de 15.6 milímetros a 12 milímetros y aumentó el volumen del catalizador de 14.4 m³ a 17.7 m³. El aumento de la capacidad fue más del 20% y sobre todo el beneficio alcanzado fue de 0.9 Gcal/TM de amoníaco. Esto dio lugar a una vida más larga del tubo debido a la reducción del flujo de calor y a la temperatura reducida de las paredes del tubo.

Caso de estudio - 2

En una de las plantas de amoníaco a base de nafta cuya capacidad es de 910 TPD, introdujeron un pre-reformador para aumentar la capacidad de la planta a base de nafta como alimentación. La introducción del pre-reformador dio lugar a un aumento en la capacidad de 900 a 1100 TPD de amoníaco. Además, una mejora en la vida del catalizador del reformador primario, la flexibilidad con la

alimentación y un cociente más bajo de S/C de 3.5 a 3.3. El beneficio neto alcanzado era de 0.1 Gcal/TM de amoníaco.

Caso de estudio - 3

En una de las plantas se trabajo con un plan detallado para utilizar con eficacia el calor desechado del reformador. El calor desechado fue utilizado para precalentar el aire de combustión, el agua de alimentación de la caldera y del gas natural. La instalación de este sistema dio lugar a un ahorro de 0.1 Gcal/TM de amoníaco.

5. Diseño del horno

Los hornos recientes del reformador tienen materiales refractarios como fibra de cerámica en su interior, seguida por ladrillos refractarios mejorados. La temperatura exterior debe ser menor a 300°C.

6. Instalación de un pre-reformador

Las ventajas de la instalación de un pre -reformador son:

- Flexibilidad con la materia prima base incluyendo el LPG, nafta con un punto de ebullición alto y kerosene.
- El reformador primario puede actuar como reformador del gas natural
- Actúa como protector del catalizador del reformador primario contra el sulfuro
- Permite extender la vida del catalizador del reformador primario

Según el análisis de estos casos se concluye lo siguiente

El Reformador es un equipo importante en la industria del amoníaco. El diseño y operación eficiente del reformador es esencial con la finalidad de alcanzar rendimientos energéticos. Los siguientes aspectos deben ser considerados para una operación eficiente del reformador:

- Utilizar las micro-aleaciones para los tubos del reformador

- Operación del reformador a presiones altas
- Utilización de un catalizador mejorado, actividad baja en el cociente molar del vapor-carbón (S/C)
- Operación del reformador con un cociente bajo de S/C
- La instalación de los sistemas de recuperación del calor desechado con la finalidad de precalentar el aire de combustión, el gas natural y el agua de alimentación para la caldera
- Instalación de un pre-reformador

CAPÍTULO 6

VI. SINERGIA DE PRODUCTOS

6.1 ANÁLISIS DE LAS OPCIONES DE UTILIZACIÓN DEL SYNGAS

SUMARIO

El método convencional en producir amoníaco origina una cantidad significativa de bióxido de carbono teniendo como materia prima al gas natural. Un análisis termodinámico de primer orden y económico es un nuevo proceso alternativo basado en la descomposición térmica del gas natural, el cual indica que secuestrando el carbón, las emisiones de CO₂ se pueden eliminar pero se elevaría levemente el costo de producción del amoníaco o, si se vendiera el carbón como co-producto, el precio de venta para el amoníaco se puede reducir considerablemente, comparado con el proceso convencional de producción de amoníaco.

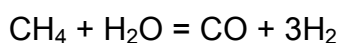
INTRODUCCIÓN

Los países en vías de desarrollo del mundo están utilizando como materia prima el amoníaco como fertilizante agrícola para la producción de alimentos y fibras. El proceso convencional se basa en el de Haber-Bosch que utiliza baja presión y temperatura, el amoníaco es convertido catalíticamente con el nitrógeno separado del aire y el hidrógeno generado con reformado de vapor de combustibles fósiles, de gas natural, de aceite o de carbón. El gas natural que tiene el contenido más alto del hidrógeno y que está fácilmente disponible a bajo costo, se utiliza en mayores partes del mundo para la producción del amoníaco.

Proceso Convencional del Amoníaco

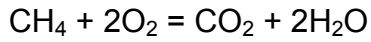
El proceso convencional es representado por los siguientes pasos:

1. Metano reformado por vapor da CO y H₂



$$\Delta H = + 60 \text{ Kcal/mol CH}_4$$

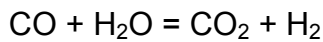
2. Puesto que es una reacción endotérmica, el calor se debe generar en un horno por combustión del gas natural.



$$\Delta H = -212 \text{ Kcal/mol CH}_4$$

Solamente $60/212 = 0.283$ moles de CH_4 como mínimo, se requiere para proporcionar el calor para las reacciones. Con una eficiencia de 80% del horno, el CH_4 requerido $= 0.28/0.8 = 0.35$ moles es usado como combustible en el horno del reformador.

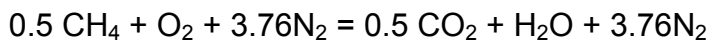
3. El CO , formado en el paso 1 del reformado, con más vapor, se trata de producir más hidrógeno con emisiones de CO_2 , según:



$$\Delta H \cong 0$$

Este proceso es termodinámicamente neutro. Entonces 4 moles H_2 se producen por mol de CH_4 (pasos 1 y 3).

4. El CO_2 se debe despojar del hidrógeno que generalmente contiene el gas de proceso mediante una operación absorción-despojamiento usando una amina como solvente. El nitrógeno para la síntesis del amoníaco, es obtenido generalmente del aire por una planta de la licuefacción. Una fuente alterna es obtener el nitrógeno de los humos del horno del reformador.



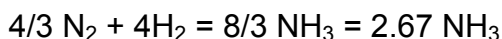
Se requiere alrededor de 300 Kwh./tonelada de O_2 separarlo a éste, del aire, que debe ser proveído por un turbocompresor encendido a gas o compresores de motor eléctrico. El último se utiliza a menudo y podemos determinar cuánto gas natural se requiere para generar la energía eléctrica para proveer a la

planta del aire-licuefactado. De acuerdo con la cantidad de amoníaco producido, demostrado mas adelante, (2.67 mol de NH_3), la cantidad de gas natural necesario para producir electricidad es solamente 0.05 mol.

5. El hidrógeno del reformador se mezcla con el nitrógeno separado, en un cociente molar de 3 a 1 y se comprime típicamente a la presión de 300 atmósferas y la mezcla de gas es enviada al convertidor de amoníaco. La energía eléctrica producida por los compresores de gas o turbinas de gas utilizan $3\text{H}_2/1\text{N}_2$.

6. La síntesis del amoníaco ocurre generalmente sobre un catalizador doble promovido por el hierro en una reacción levemente exotérmica de 300 atmósferas y $300\text{ }^\circ\text{C}$.

El proceso estequiométrico en el reactor del amoníaco, basado en 1 mol de CH_4 que produce 4 mol de H_2 y reacciona con $4/3\text{ N}_2$ es como sigue:



El CH_4 necesario para proveer el N_2 generado por compresión y energía eléctrica, se demuestra con la siguiente estequiometría. El total de CH_4 requerido para producir NH_3 se resume de la sgte. manera:

Metano requerido: Reformador + Horno + Aire Licuado + Compresión

$$\text{CH}_4 = 1.00 + 0.35 + 0.05 + 0.10 = 1.50$$

$$\text{Cociente de moles } \text{CH}_4/\text{NH}_3 = 1.5/2.67 = 0.56$$

Las emisiones totales del CO_2 son entonces:

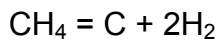
$$\text{Libra } \text{CO}_2/\text{Libra } \text{NH}_3 = 0.56 \cdot 44/17 = 1.45$$

o 1.45 toneladas de CO_2 / tonelada de NH_3

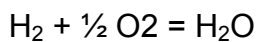
Nuevo Proceso Alternativo

El nuevo proceso posee una ventaja, esta se da por descomposición térmica del gas natural y de la producción directa del hidrógeno, mientras se secuestra el carbón o se usa como materia prima al carbón para otros propósitos. La generación del CO₂ se elimina totalmente. La química de proceso es como sigue:

1. La descomposición térmica del metano es producida por un horno tubular a gas, es un proceso endotérmico.



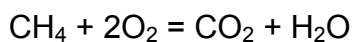
$$\Delta H = + 18 \text{ Kcal/mol}$$



$$\Delta H = - 68 \text{ Kcal/mol}$$

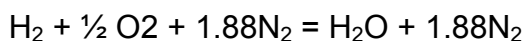
Si el hidrógeno se utiliza como combustible para proveer el calor de la descomposición, entonces $18/68 = 0.264$ moles de H₂ es combustible y tomando una eficacia térmica del 80% el H₂ requerido = $0.264/0.8 = 0.33$ moles.

Alternativamente, si el CH₄ se utiliza como fuente de la descomposición, esto genera una cantidad pequeña de CO₂. La cantidad de CH₄ es = $18/212 = 0.085$ moles, generando 0.085 moles de CO₂.



$$\Delta H = -212 \text{ Kcal/mol}$$

2. El nitrógeno para la síntesis de NH₃ se obtiene de la combustión del hidrógeno con aire del humo de la combustión del horno.



Se produce así $0.33 \times 1.88 = 0.62$ moles de N_2 . Solamente 0.162 mol de H_2 se requiere para impulsar el compresor.

3. El hidrógeno y el nitrógeno se convierte en amoníaco a 300 atmósferas y $300^\circ C$ sobre un catalizador doble promovido por hierro como en el proceso convencional. La reducción estequiométrica a una mol de CH_4 se da por la siguiente estequiometría:

Descomposición del metano: $CH_4 = C + 2H_2$

H_2 al convertidor = $2.00 - 0.33 - 0.16 = 1.50$

= Descomposición - Calentadores – Compresor

Síntesis del Amoníaco: $1.5H_2 + 0.5N_2 = 1.0NH_3$

Cociente molar: $CH_4/NH_3 = 1.00$

Si una mol de C se almacena, o secuestra o utiliza como materia (no se usa como combustible) toda la emisión del CO_2 se elimina y no hay emisión de CO_2 para la producción. Por otra parte, si se utiliza el carbón como combustible limpio las emisiones de CO_2 son:

Moles de Cociente $CO_2/NH_3 = 1.00$

Toneladas de CO_2 / Tonelada $NH_3 = (1.0 * 44) / 17 = 2.59$

Análisis económico comparativo para la emisión reducida de CO_2

Un análisis económico comparativo preliminar de los dos procesos puede ser hecho de la siguiente manera:

Asunciones

El costo de producción del proceso convencional donde el metano es reformado y la materia base, que consiste principalmente en el gas natural, representa el 50% del costo de producción y la capitalización de la planta representa el 50%. El nuevo proceso no convencional es comparado mediante

un análisis, diferenciándolo con el proceso convencional, usando unidades comparativas, se detalla en las siguientes tablas del 1 al 4.

La inversión del costo de capital según lo demostrado en la tabla 1 es proporcional al número de etapas importantes y de unidades de equipo en cada proceso. Así la nueva inversión de la unidad o costo de capital del proceso no convencional está en el cociente de 4 a 7 o el 57% del proceso convencional.

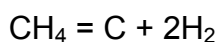
La tabla 2 muestra la comparación de costos operacionales y de producción también en unidades comparativas al proceso convencional. El costo operativo comparativo para el nuevo proceso = $1.00 \times 0.5/0.56 = 0.89$

Así para un aumento del 18% en el costo de amoníaco, el nuevo proceso no convencional de la descomposición del metano no produce emisiones de CO₂.

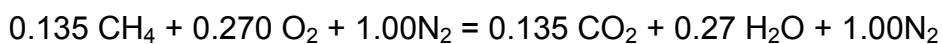
Si uno desea igualar el costo, entonces debemos usar parte del carbón con vapor para producir hidrógeno, emitiendo un poco de CO₂. Un cálculo aproximado de las fracciones del carbón es como sigue:

		ΔH Kcal/mol.
Gasificación	$C + H_2O = CO + H_2$	+42
Combustión del Carbón	$C + O_2 = CO_2$	-94
Reacción en el Convertidor	$CO + H_2O = CO_2 + H_2$	0

En vez de usar el hidrógeno en el calentador, el CH₄ puede ser utilizado. Después, solamente 0.085 de CH₄ es necesario y se ahorra 0.33 H₂. El compresor puede también funcionar con CH₄ y solamente 0.050 CH₄ es necesario. Así, el equilibrio del metano es como sigue:



$$\text{Combustión del } CH_4 = 0.085 + 0.050 = 0.135$$



Se separa el H₂ y el CO₂ y se utiliza el N₂. Todo el H₂ se utiliza para producir el NH₃.



Cociente Molar: CH₄/NH₃ = (1.0+0.135)/1.33 = 0.853

Cociente de Peso: CO₂/NH₃ = (0.135)(44)/17 = 0.35 toneladas de CO₂/tonelada de NH₃

El costo de producción es recalculado y se demuestra en la tabla 3. Así, el costo de NH₃ se iguala prácticamente. El nuevo proceso de la descomposición del metano reduce la emisión de CO₂ en un 75% y el costo de producción del amoníaco es solamente 5% más alto que el proceso convencional. Además el carbón producido en el nuevo proceso está disponible para la venta como materia prima reduciendo aun más el costo de producción del amoníaco.

Conclusión cuando se secuestra al Carbón

La conclusión de esta parte del estudio, en la descomposición térmica del metano para la producción de hidrógeno y en el uso de la síntesis del amoníaco, secuestrando el carbón, puede ser competitiva con el reformado con vapor del metano, especialmente cuando las emisiones del CO₂ deben ser reducidas.

Análisis económico comparativo cuando se tiene al carbón como Co-producto

Otra visión que se puede tomar para este nuevo proceso del amoníaco, asumiendo que la emisión de CO₂ no es un factor necesario a controlar en la economía del proceso; es decir, no será impuesta la emisión del bióxido de carbono en productores del amoníaco. Si éste es el caso, entonces el nuevo proceso en la producción de amoníaco puede producir dos productos de venta como el carbón negro o el carbón elemental como co-productos. Teniendo en cuenta hacia la reducción del precio de venta del amoníaco el valor del carbón negro puede ser determinado de la sgte. manera:

El precio de venta del amoníaco como fertilizante ha sido alrededor de \$100 por tonelada en los últimos años. El carbón negro goza de un mercado grande como agente de vulcanización en neumáticos y como pigmento en pinturas y en papel prensa. Cerca de 2 millones de toneladas por año se venden en los EE.UU. El problema con el carbón negro para estos mercados, especialmente para la vulcanización de goma es que este debe tener ciertas características físicas tales como tamaño de partícula y área superficial, según especificaciones rigurosas. Dependiendo de su uso, el carbón negro de mejor calidad se vende a \$1000 por tonelada y el de menor grado a \$200 la tonelada.

El carbón negro es también un combustible ideal para el uso de combustión de turbinas. La razón que no se puede utilizar en una turbina es debido a su contenido de ceniza y del sulfuro que corroería y erosionaría las láminas de la turbina. Puesto que el carbón negro es puro, en la combustión, todo se transforma en bióxido atacando a la turbina. Su venta como combustible compite con el gas natural, teniendo como base el BTU a \$ 3.00/MMBTU da como resultado un precio de venta como combustible de carbón negro a \$ 85.00.

Asumiendo la opción cero del CO₂, para funcionar el nuevo proceso que contiene la cantidad más grande de carbón producida por unidad metano, el costo relativo de carbón negro basado en el costo del amoníaco lo calculamos como sigue:

El proceso produce:

$$\frac{1 \text{ mol C}}{1 \text{ mol de NH}_3} = \frac{12 \text{ x libra C}}{17 \text{ x libra del NH}_3} = \frac{0.7 \text{ toneladas de C}}{\text{Tonelada de NH}_3}$$

El crédito que se puede tomar para el amoníaco en relación con la del carbón es como sigue:

0.7 toneladas de C x precio de venta del Carbón

Precio de venta del amoníaco

Si el carbón se vende a \$1000/tonelada y el amoníaco \$100/tonelada, la renta relativa del amoníaco en relación con la del carbón es:

$$\frac{0.7 \times \$1000/\text{ton C}}{\$100/\text{ton NH}_3} = 7.0$$

Para la calidad menor del carbón en el mercado que se vende a \$200/tonelada, la renta relativa del carbón a la del amoníaco está dada:

$$\frac{0.7 \times \$200}{\$100} = 1.4$$

Si ahora vamos de nuevo a las opciones de proceso que elimina la emisión del CO₂, el costo de amoníaco concerniente al proceso convencional nos da el valor de 1.18. Podemos ahora determinar el precio de venta A para el carbón como co-producto que haría el costo de producción del amoníaco a cero.

$$\frac{0.7 \times A}{\$100/\text{Tonelada}} = 1.18$$

$$A = \$169 / \text{Tonelada}$$

Este precio de venta del carbón como co-producto es más bajo en un 15% que el precio de mercado actual, dado a un valor de \$200/tonelada, incluso sin emisiones de CO₂ y un precio de venta cero para el amoníaco.

Si el precio de venta para el carbón usado como combustible en las turbinas, así como su competidor el gas natural produciendo energía eléctrica, es de \$85/tonelada de carbón; después, el costo rentable/uniforme de amoníaco para obtener el mismo rédito de la planta es \$100/tonelada de amoníaco, considerando el costo de producción del nuevo proceso más alto, se tiene:

Costo rentable de NH₃:

$$= 1.18 \times \$100/\text{ton} - \frac{12}{17} \times \$85/\text{ton}$$

$$= 118 - 60 = \$58/\text{tonelada NH}_3.$$

Así, el precio de venta para el amoníaco, mientras se usa el carbón como combustible limpio, es el 42% más bajo que el actual precio en el mercado. Puesto que el costo de capital de la unidad para el nuevo proceso es el 42% más bajo que el proceso convencional (véase en la tabla 1) el retorno de la inversión es el 72% más alto para el nuevo proceso que el proceso convencional. Sin embargo al usar el carbón como combustible, la emisión del CO₂ es el 85% más alto que en el proceso convencional. La tabla 4 resume las comparaciones de la producción antes dicha y del precio de venta.

TABLA N° 1

	PROCESO CONVENCIONAL	NUEVO PROCESO
	PLANTA A VAPOR	DESCOMP. CH₄/HORNO
	Reformador/Horno	Condensador/Separador
	Shiff Compresor	
	Depurador	Convertidor de NH ₃
	Separación del Aire	
	Compresor	
	Convertidor de NH ₃	
N° de Unidades	7	4
Costo de Capital- Unidades	0.50	0.29

TABLA N° 2

Comparación de costos de producción (al secuestrar el carbón)

	PROCESO CONVENCIONAL	NUEVO PROCESO
Moles CH₄/ moles NH₃	0.56	1.00
Costo operativo- unidades	0.50	0.89

Costo de capital de unidades	0.50	0.29
Costo Total de Producción	1.00	1.18
Emisiones de CO₂ TonCO₂/TonNH₃	1.45	0.0

TABLA N° 3

Comparación de costos de producción (para la rentabilidad costeadas)

	PROCESO CONVENCIONAL	NUEVO PROCESO
Moles CH₄/ moles NH₃	0.56	0.85
Costo operativo-unidades	0.50	0.76
Costo de capital de unidades	0.50	0.29
Costo Total de Producción	1.00	1.05
Emisiones de CO₂ TonCO₂/TonNH₃	1.40	0.35

TABLA N° 4

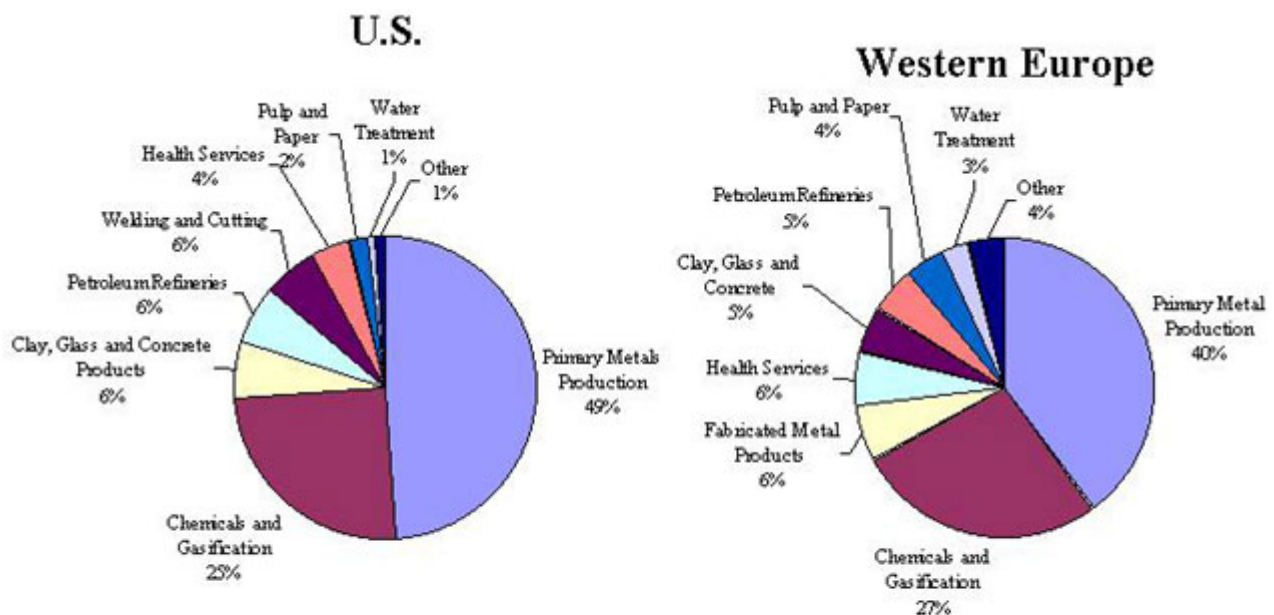
Comparación de la producción y del precio de venta cuando el carbón es Co-producto de comercialización

PROCESO	CONVENCIONAL	NUEVO PROCESO VENTA DEL CARBON COMO MATERIA	NUEVO PROCESO VENTA DEL CARBON COMO COMBUSTIBLE ENERGETICO
NH₃:Costo de Producción	1.0	1.18	1.18
Emisiones de CO₂ Ton CO₂/Ton NH₃	1.49	0.0	2.59 (5)
NH₃, Precio de Venta ; \$/Ton	100	0.0	59 (4)
Carbón, Precio de Venta : \$/Tonelada		169 (3)	85 (2)
Carbón, Precio de Venta del mercado mas Bajo		200 (1)	85 (2)

- (1) El valor más alto para el carbón negro, pues una materia prima como agente de goma de la vulcanización, es tan alta como \$1000/ton C.
- (2) El valor del combustible equivalente al gas natural es \$ 3.00/MMBTU en \$ 85.00/Tonelada C.
- (3) El precio de venta del carbón da lugar a un precio de venta del amoníaco cero y es el 15% más bajo que el precio de venta como materia prima.
- (4) El precio de venta del amoniaco ahora trae en la misma renta a la planta que el de una planta convencional cuando el carbón como valor de combustible se observa equivalente al de gas natural como combustible de \$ 3.00/MMBTU que iguale \$ 85.00/tonelada C.
- (5) Cuando se usa el carbón como combustible aumenta las emisiones del CO₂ en el 85% sobre una planta convencional.

6.2 USOS Y APLICACIONES DEL OXIGENO

GRÁFICA DEL CONSUMO DE OXÍGENO



Source: SRI International, CEH, November 1999

COMBUSTION

El descubrimiento de la combustión que es promovida por el oxígeno ha sido la base para las aplicaciones industriales del oxígeno. Todos los procesos de combustión de algún combustible utilizan el oxígeno, y la concentración de 21 por ciento en aire es normalmente suficiente. Sin embargo, se ha aumentado la eficacia y el ahorro de energía debido al enriquecimiento del aire con el oxígeno para su uso en los procesos del acero, metalurgico (la primera y más grande área desarrollada para los usos del oxígeno), químico, combustible para cohetes y del cristal. En la industria del vidrio, la relación de oxígeno/combustible se utiliza para reducir las partículas de emisiones de NOx. Para la fabricación de metales, el oxígeno se quema con acetileno, propano y otros gases usados en soldadura y para proporcionar un acabado seguro y permanente. En la pulpa y la industria de papel, el oxígeno es usado para el enriquecimiento del horno de cal.

En refinerías de petróleo, el oxígeno se utiliza a menudo en las unidades de la recuperación de azufre. También, el oxígeno es utilizado a menudo para aumentar la capacidad y conversión de una unidad de craqueo catalítico fluido (FCC) de una refinería. Esto se realiza ingresando oxígeno al regenerador, enriqueciendo el proceso de la combustión y ofrece beneficios muy rápidos y económicos en una refinería.

En industria química el oxígeno es una materia prima dominante para la síntesis de varios productos de la industria medicinal, medioambiental y otros. Un ejemplo es en la regeneración del ácido sulfúrico donde el enriquecimiento del aire de combustión con oxígeno puede dar lugar aumentos significativos a la planta.

CAPÍTULO 7

VII. PROPIEDADES FÍSICAS Y QUÍMICAS DEL AMONIACO

El amoniaco, NH_3 , es un gas alcalino, incoloro, más ligero que el aire y posee un especial olor penetrante.

El valor de los componentes nitrogenados como un ingrediente de fertilizantes minerales fue reconocido en 1840. El nitrógeno es un elemento esencial para el crecimiento de las plantas y el amoniaco es la fuente primaria de nitrógeno usado en fertilizantes. Hasta los años 1900s, la fuente de nitrógeno en abonos de granja fue enteramente derivada de las fuentes naturales o de los recursos minerales tales como nitratos, estiércol y putrefacción de desechos vegetales; y del sulfato de amonio del carbón, semillas, lodos de alcantarillado, y de co-productos de procesamiento de alimentos. La síntesis del amoniaco directamente del hidrógeno y nitrógeno en una escala comercial fue iniciada por Haber y Bosch en 1913, por el cual fueron premiados con el Premio Nobel. Mayores desarrollos en lo económico, una larga escala de producción de amoniaco para fertilizantes ha creado un impacto significativo en el crecimiento del suministro de alimentos a nivel mundial.

Propiedades Físicas.

La Tabla 1 lista las principales propiedades físicas del amoniaco: la Tabla 2 muestra las densidades del amoniaco acuoso a 15°C ; la Figura 1 es un diagrama Mollier con datos termodinámicos adicionales para el amoniaco. Los límites de flamabilidad del amoniaco en el aire son de 16 a 25% por volumen; en oxígeno el rango es de 15 a 79%. Tales mezclas pueden explotar aunque las mezclas de aire-amoniaco son muy difíciles de encender. La temperatura de ignición es cerca de 650°C .

El amoniaco es rápidamente absorbido en agua para hacer licor de amoniaco. La Figura 2 resume el equilibrio líquido-vapor de las soluciones acuosas de amoniaco y la Figura 3 nos muestra las presiones de vapor de la solución.

El calor generado durante la solución de amoniaco en agua, aproximadamente 2180 KJ (520Kcal) de calor es desarrollado desde la disolución de 1kg de gas amoniaco.

El amoniaco es un excelente solvente para sales, y tiene una excepcional capacidad para ionizar electrolitos. Los metales alcalinos y alcalino-térreos (excepto el berilio) son rápidamente solubles en amoniaco. El yodo, azufre y fósforo se disuelven en el amoniaco. En presencia de oxígeno, el cobre es rápidamente atacado por el amoniaco. El potasio, la plata y el uranio son sólo ligeramente solubles. Los cloruros de amonio y de berilio son muy solubles, considerando a muchos otros cloruros metálicos son ligeramente solubles o insolubles. Los bromuros son en general más solubles en amoniaco que los cloruros, y muchos de los yoduros son más o menos solubles. Óxidos, fluoruros, hidróxidos, sulfatos, sulfitos, y carbonatos son insolubles. Nitratos (ejm: nitrato de amonio) y urea son solubles en amoniaco anhidro y acuoso haciendo la producción de varios tipos de fertilizantes de soluciones nitrogenadas posibles. Muchos componentes orgánicos tales como las aminas, compuestos nitro, y ácidos sulfónicos aromáticos también disuelven en amoniaco líquido. El amoniaco es superior al agua disolviendo componentes orgánicos tales como benceno, tetracloruro de carbono y hexano.

Tabla 1. Propiedades Físicas del Amoniaco Anhidro

Propiedad	Valor
Peso molecular	17.03
Punto de ebullición, °C	-33.35
Punto de fusión, °C	-77.7
Temperatura crítica, °C	133.0
Presión crítica, KPa	11.425
Calor específico, J/(Kg-K)	
0°C	2097.2
100°C	2226.2
200°C	2105.6
Calor de formación de gas, ΔH_f , KJ/mol	
0°K	-39.222
298°K	-46.222
Solubilidad en agua, % en peso	
0°C	42.8

20°C	33.1
40°C	23.4
60°C	14.1
Gravedad específica	
-40°C	0.690
0°C	0.639
40°C	0.580

Tabla 2. Densidad del Amoniaco Acuoso a 15°C

Amoniaco, % en peso	Densidad, g/L
8	0.970
16	0.947
32	0.889
50	0.832
75	0.733
100	0.618

Propiedades Químicas.

El amoniaco es comparativamente estable a temperaturas ordinarias, pero se descompone en hidrógeno y nitrógeno a temperaturas elevadas. La proporción de descomposición es grandemente afectada por la naturaleza de las superficies con las cuales el gas tiene contacto: el vidrio es muy inactivo; la porcelana y la piedra pómez tienen un efecto de aceleración distinto; y los metales como el hierro, níquel, osmio, zinc y uranio tienen incluso más de un efecto. A presión atmosférica, la descomposición se inicia cerca de 450-500°C; considerando la presencia de catalíticos, comienza por debajo de 300°C y está casi completa a 500-600°C. A 1000°C, como sea, queda una traza de amoniaco. La descomposición del amoniaco, una fuente de hidrógeno y nitrógeno de alta pureza para el uso en los procesos metálicos, puede también ser promovido eléctricamente o fotoquímicamente.

Fig. 1. Diagrama de Mollier para el amoniaco. Los números sobre las líneas entrecortadas representan los valores del volumen específico en m^3/kg .

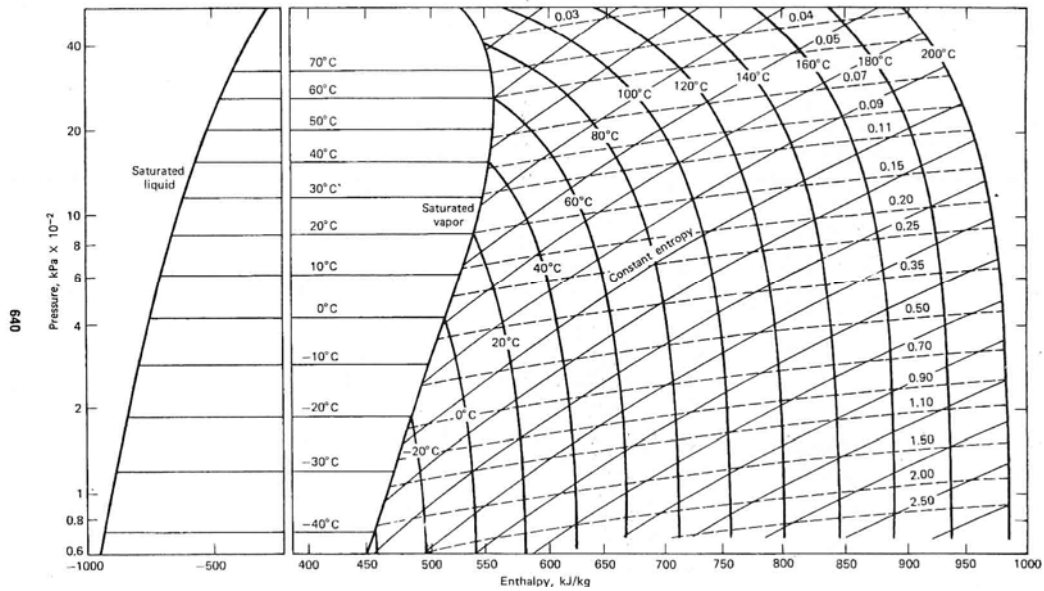
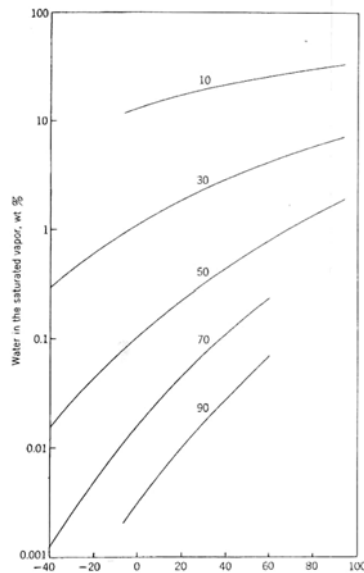


Fig. 2. Equilibrio líquido - vapor del sistema amoniaco-agua. Los números representan el porcentaje en peso del amoniaco en el líquido.



El amoniaco reacciona rápidamente con una gran variedad de sustancias. La oxidación a una temperatura alta es una de las más importantes reacciones,

dando nitrógeno y agua. El amoniaco gaseoso es oxidado a agua y nitrógeno cuando es calentado a una temperatura relativamente alta en presencia de óxidos de metales, tales como el óxido cúprico. Los agentes oxidantes poderosos, por ejemplo, permanganato de potasio, reaccionan similarmente a temperaturas moderadas.



La acción del cloro sobre el amoniaco puede ser considerado como una reacción de oxidación.

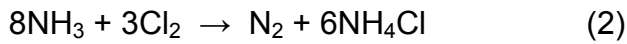
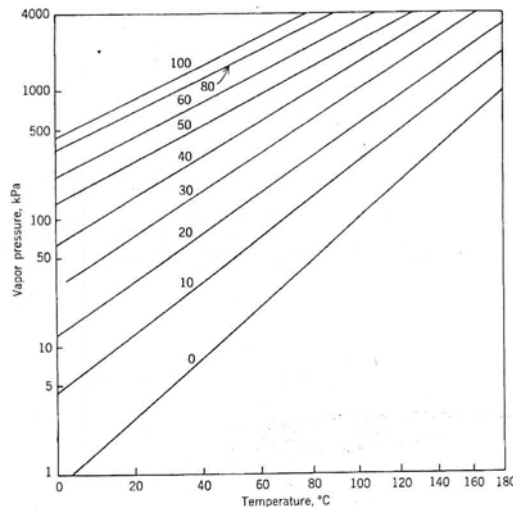
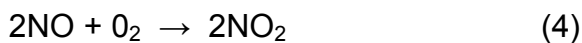


Fig. 3. Presión de vapor de la solución acuosa de amoniaco (1). Los números representan el porcentaje en peso del amoniaco en el líquido.



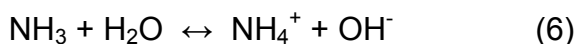
Un gran paso en la producción de ácido nítrico es la oxidación catalítica del amoniaco a ácido nítrico y agua. Un pequeño tiempo de contacto sobre un catalizador platino-rodio a temperatura sobre 650°C son necesarias.





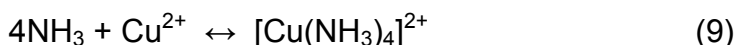
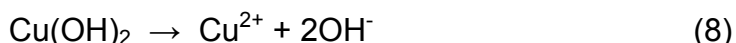
la neutralización de ácidos es de importancia comercial. Tres principales fertilizantes, nitrato de amonio, sulfato de amonio, y fosfato de amonio, son hechos por reacciones de los ácidos respectivos con amoniaco.

La reacción entre amoniaco y el agua es reversible.



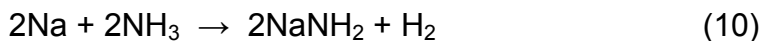
La solubilidad acuosa del amoniaco decrece rápidamente cuando incrementa la temperatura. La existencia de un hidróxido de amonio no asociado, en solución acuosa dudoso aunque haya indicaciones que el amoniaco existe en agua en la forma de hidratos $\text{NH}_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$ y $2 \text{NH}_3 \cdot \text{H}_2\text{O}$. el ión amonio, NH_4^+ , se comporta similarmente a los cationes de metal alcalinos. El amoniaco, una comparativamente base débil, de cualquier manera, ioniza en agua a mucho menor alcance que el hidróxido de sodio. En una solución molar de amoniaco acuoso, la concentración del ión hidroxilo es cerca de doscientas veces que la concentración del ión hidroxilo en una solución molar de hidróxido de sodio.

El amoniaco acuoso también actúa como una base precipitando hidróxidos metálicos de soluciones de sus sales, y en iones complejos de formación en presencia de amoniaco excedente. Por ejemplo, usando solución de sulfato de cobre, hidróxido cúprico, el cual es al principio precipitado, se re-disuelve en exceso de amoniaco debido a la formación del ión complejo cobre tetraaminico (II).



El potasio se disuelve en amoniaco líquido, pero la conversión de una pequeña cantidad de potasio metálico a la amida metálica toma varios días. La

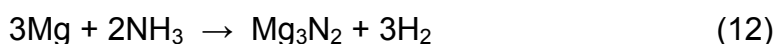
aplicación de la misma técnica usando el metal sodio, la sodio amida, NaNH_2 , un sólido blanco, se puede formar.



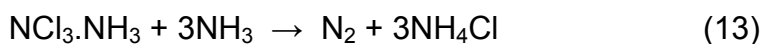
Calentando el litio metálico en un vapor de amoníaco gaseoso nos da litio amida, LiNH_2 , el cual también puede ser preparado del amoníaco líquido en presencia de negro platino. Las amidas de los metales alcalinos pueden ser preparados por reacciones de descomposición doble en amoníaco líquido. Por ejemplo:



Calentando amoníaco con un metal reactivo, como el magnesio, nos da un nitruro.

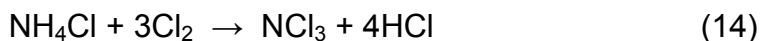


El magnesio reacciona lentamente a temperaturas más bajas para dar la amida, como hacen todos los metales activos; esta reacción es catalizada por iones de metales de transición. El nitruro de aluminio, AlN , nitruro de bario, Ba_3N_2 , nitruro de calcio, Ca_3N_2 , nitruro de estroncio, Sr_3N_2 , y nitruro de titanio, TiN , pueden ser formados por el calentamiento de sus amidas correspondientes. Los halógenos reaccionan con el amoníaco. El cloro o bromo liberan nitrógeno del amoníaco excedente y dan la correspondiente sal amónica. Probablemente toma lugar primero la sustitución. La trihalida resultante combina indefinidamente con otra molécula de amoníaco, para dar $\text{NCl}_3 \cdot \text{NH}_3$ por ejemplo. Estos amoniatos son muy inestables y se descomponen en presencia de exceso de amoníaco para dar la sal amónica y nitrógeno.



El componente iodo es más estable y se separa como el también llamado monoamoníaco tri-yoduro de nitrógeno, $\text{NI}_3 \cdot \text{NH}_3$, un sólido insoluble negro-marrón, el cual se descompone cuando es expuesto a la luz en presencia de

amoniaco. En las reacciones de los halógenos con las sales amoniacas respectivas, de alguna forma, la acción es diferente. El cloro reemplaza el hidrógeno y el cloruro de nitrógeno, NCl_3 , se separa como aceitoso, gotitas amarillas capaces de la descomposición explosiva espontánea.

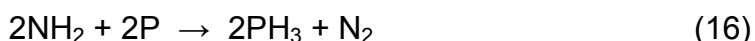


El hidrógeno de la sal amoniaca no es reemplazada por el bromo y el yodo. Estos elementos se combinan con la sal para formar perhalidos.



Un número de perhalidos son conocidos, y uno de los más estables es el tetracloroyoduro de amonio NH_4ICl_4 . El amoniaco reacciona con el cloro en solución diluida para dar cloroaminas, una reacción importante en la purificación del agua. Dependiendo del pH del agua, cualquier monocloramina, NH_2Cl , o dicloramina NHCl_2 , es formado. En las disoluciones encontradas en la practica de instalación de abastecimiento de agua, la monocloramina es casi siempre encontrada, excepto en el caso de agua muy ácida.

El amoniaco reacciona con fósforo, vapor al rojo vivo para dar nitrógeno y fosfina.



El azufre y el amoniaco anhidro líquido reaccionan para producir sulfuro de nitrógeno, N_4S_4 .



Existe otra gran variedad de formación de compuestos con el amoniaco, que se utilizan en los laboratorios y en la industria.

CAPÍTULO 8

VIII. USOS DEL AMONIACO

La industria de explosivos es uno de los mayores consumidores de amoniaco, aunque se despacha a las fábricas de explosivos en forma anhidra y de solución de 30%, se usa principalmente convertido en ácido nítrico para la fabricación de dinitrotolueno, trinitrotolueno, nitroglicerina, nitrocelulosa, nitroalmidón, tetranitrato de pentaeritrol, teatrillo y nitrato de amonio.

En las fábricas de explosivos se oxida el amoniaco para convertirlo en ácido nítrico y producir con éste dichas sustancias. El ácido nítrico diluido que resulta de las reacciones de nitración se neutraliza con amoniaco para producir nitrato amónico. El ácido nítrico se usa también para muchos otros fines.

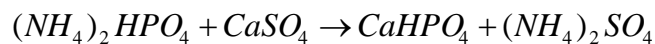
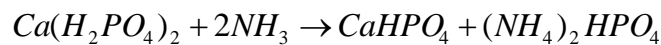
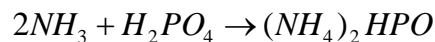
En la industria textil se usa principalmente el amoniaco para producir fibras sintéticas como el rayón de cupramonio y el nylon. En las fábricas de rayón se usa amoniaco para preparar la solución amoniacal de hidróxido cúprico (reactivo de Schweizer) con que se disuelven los línteres de algodón. La solución viscosa que resulta se diluye y se hace pasar por hileras, y los hilos caen en una solución débil de ácido sulfúrico que disuelve el cobre. Los hilos se van estirando según se forman y se enrollan en carretes para formar madejas.

En el proceso del nylon se aplica amoniaco para producir hexametilenodiamina, $\text{NH}_2(\text{CH}_2)_6\text{NH}_2$, que se condensa con ácido adípico para formar el monómero, el cual polimerizado e hilado, forma las fibras de poliamida.

Se usa amoniaco para teñir y lavar telas de algodón, lana, rayón y seda. Antes de introducir las telas en el baño de teñir se lavan muy bien con solución de jabón alcalizada con amoniaco. Al teñir telas con colorantes que requieren un mordiente metálico, se usa amoniaco para precipitar el hidróxido metálico en las fibras del tejido; el hidróxido se combina con el colorante y forma una laca. Primero se remojan las telas en una solución de sal metálica, por ejemplo, de sulfato de aluminio, y luego se pasan por una solución de amoniaco antes de meterlas en el baño del colorante.

Se comunica a los tejidos ligeros transparencia y aspecto de crespón sumergiéndolos en un baño de sulfato cúprico amoniacal en sosa cáustica. El rayón de acetato se deslustra remojándolo en solución de amoniaco al 2%.

La industria de abonos consume gran cantidad de amoniaco y sus compuestos. Los principales portadores de nitrógeno con que se preparan abonos son: amoniaco anhidro, solución de amoniaco, soluciones de nitrato amónico y amoniaco, soluciones de urea y amoniaco, nitrato amónico, sulfato amónico, urea, cianamida de calcio y nitrato de sodio. El amoniaco anhidro, la solución de amoniaco, las soluciones de nitrato de amonio, amoniaco y las soluciones de urea y amoniaco se usan para amoniar superfosfato en la preparación de abonos mixtos. El amoniaco libre de las diversas soluciones se combina con el ácido libre y el fosfato monocálcico de los superfosfatos, según las siguientes ecuaciones:

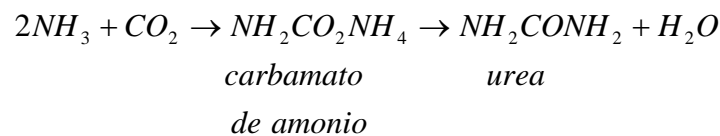


La amoniatación de superfosfatos produce abonos mixtos de mejores propiedades físicas. Por lo común, se añade la solución amoniatadora en cantidad que no produzca más de 30 kilogramos de amoniaco libre por 1 000 kilogramos de superfosfato.

Solución	NH ₃	NH ₄ NO ₃ %	Urea %	Carbonato de Amonio %	H ₂ O ₁ %
Amoniaco anhidro	100				
Solución de amoniaco	30				70
Solución de Nitrógeno IIA	21.7	65.0			13.3
Solución de Nitrógeno III	26.0	55.5			18.5
Solución de Nitrógeno IV	16.6	66.8			16.6
Solución de urea y amoniaco A	28.9		32.5	18.1	20.5
Solución de urea y amoniaco B	24.1		43.1	15.0	17.8

Si se agrega una cantidad mayor de amoniaco libre al superfosfato, aumenta la cantidad de fosfato insoluble, del cual no pueden aprovecharse las plantas.

En la industria de resinas sintéticas se usa amoníaco como catalizador y para regular el pH durante la polimerización de resinas de fenol y formaldehído y de urea y formaldehído. En estas reacciones se añade el amoníaco en forma de hexametilenotetramina producida por reacción de amoníaco y formaldehído. La urea, uno de los componentes de las resinas de urea y formaldehído, se produce ordinariamente en plantas de amoníaco sintético haciendo reaccionar a presión, amoníaco y dióxido de carbono:



La melamina, un componente de las resinas de melamina y formaldehído, se obtiene por polimerización de la dicianodiamida en presencia de amoníaco.

En la industria farmacéutica el amoníaco es un ingrediente importante en la fabricación de sulfonamidas y se usa también en la fabricación de vitaminas y medicamentos antipalúdicos.

En la industria petrolera, en la refinación de fracciones de petróleo, se emplea el amoníaco como neutralizante para evitar la corrosión de condensadores de ácidos, intercambiadores de calor, etc., del equipo de destilación. Se aplica el amoníaco en el tope de la torre de burbujeo de la unidad condensadora para neutralizar el ácido clorhídrico que se forma por descomposición del contenido de sales que normalmente se halla en el petróleo crudo. Sirve también para neutralizar los indicios remanentes de ácido en el aceite lubricante tratado con ácido y en los destilados a presión. En esta operación se introduce el amoníaco en el destilador con la carga.

En el cracking catalítico de lecho fluidizado se añade amoníaco a la corriente de gas antes de la entrada en el precipitador Cottmell para facilitar la recuperación del catalizador en estado de división fina.

Se usa amoníaco en la preparación de catalizador de silicato aluminico sintético para unidades de cracking de lecho fluidizado y de lecho fijo. En este proceso la sílice hidratada, que se prepara tratando silicato de sodio con un ácido, se precipita con sulfato de aluminio en presencia de amoníaco para formar un gel.

Después de lavar el silicato de aluminio, se seca y se muele hasta darle el tamaño que se desee.

Con acetato cúprico amoniacal se recupera de los vapores de hidrocarburos el butadieno para la preparación de caucho sintético.

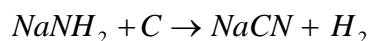
En la industria del caucho se agrega amoniaco al látex crudo para evitar la coagulación durante su transporte desde las plantaciones de caucho hasta la fábrica. Se añaden 10-12.5 Kg de amoniaco a cada tonelada de látex recién extraído. Se emplea asimismo en el proceso de vulcanización para fabricar telas, botas, zapatos, etc., cauchotados. Se aplica amoniaco gaseoso a la cámara de vulcanización y se dejan curar los artículos en atmósfera de amoniaco.

En refrigeración es el amoniaco el refrigerante más usual, sobre todo en grandes instalaciones industriales. Se puede usar en sistemas de compresión o de absorción para los fines siguientes: fabricación de hielo, almacenamiento en frigoríficos, unidades de congelación rápida, refrigeradores de alimentos, acondicionamientos de aire de grandes plantas industriales y extracción de parafina de los aceites lubricantes. Ciertas características del amoniaco, como el gran calor latente de vaporización, la baja densidad de vapor, la estabilidad química y la reducida corrosión de piezas de hierro, hacen que el costo de preparación por tonelada sea más bajo con amoniaco que con cualquier otro refrigerante de los que se usan en sistemas industriales.

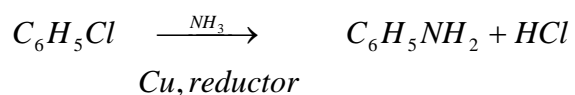
Los sistemas de compresión y de absorción aprovechan el calor latente de vaporización del amoniaco anhidro y absorben calor de una solución de salmuera. En los sistemas de una y otra clase se utilizan los mismos tipos de condensador, válvula de expansión y evaporador, pero diferentes equipos y métodos para extraer el gas del evaporador y para aumentar su presión de manera que se pueda condensar el amoniaco cuando se use agua a las temperaturas que normalmente se dispone. En el sistema de compresión se extrae amoniaco del evaporador por el golpe de succión del émbolo del compresor, y en el sistema de absorción se extrae gas amoniaco del evaporador mediante la absorción del gas en una solución débil de amoniaco en agua.

En la industria química inorgánica se producen gran número de sales de amonio, que tienen multitud de aplicaciones industriales, por neutralización directa de los ácidos con amoníaco. Así, se fabrican el nitrato, sulfato, cloruro y acetato de amonio y el fosfato monoamónico y diamónico.

El cianuro de sodio se prepara pasando amoníaco por sodio metálico a 200-300°C, con lo cual se produce amida sódica, que se trata con carbono a 800°C



La industria química orgánica emplea amoníaco para preparar aminas, amidas, nitrilo, etc. La formación de anilina con monoclorobenceno es un ejemplo de esta clase de reacciones:



Muchas reacciones de importancia comercial se efectúan con amoníaco líquido. En metalurgia se usa amoníaco para extraer de sus menas el cobre, el molibdeno y el níquel. Los desechos minerales de cobre se lixivian con solución de carbonato de amonio para formar solución de carbonato cúprico amoniacal, la cual se evapora para recuperar amoníaco y volver a utilizarlo en el proceso; el cobre se separa en forma de óxido. Las menas de níquel de Cuba se lixivian con solución de carbonato amónico para formar un carbonato complejo de níquel, que por la acción del calor se convierte en óxido de níquel; el amoníaco desprendido se recupera para utilizarlo nuevamente.

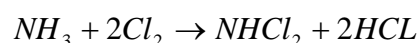
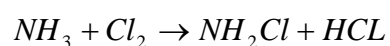
El amoníaco anhidro, disociado en sus componentes nitrógeno e hidrógeno, se usa para triturar aleaciones de acero a fin de darle una superficie dura y resistente contra el desgaste. El amoníaco disociado se emplea mucho en los siguientes casos: como atmósfera protectora en el recocido brillante y el endurecimiento brillante de metales; como atmósfera protectora para sinterización en los procesos de metalurgia de polvos; en la reducción de

óxidos metálico, en la preparación del cátodo de los bulbos de radio y en la soldadura con hidrógeno atómico. Como el amoniaco se despacha en forma líquida y se puede disociar en sus componentes en los lugares donde se ha de utilizar, es un medio económico para transportar hidrógeno. En la fabricación de ácidos: en la fabricación de ácido sulfúrico por el método de las cámaras de plomo, se oxida amoniaco para suministrar los óxidos de nitrógeno que han de convertir el dióxido de azufre en ácido sulfúrico; la mayor parte del ácido nítrico que se consume en los Estados Unidos se fabrica por oxidación del amoniaco. En la preparación de telas contra el moho se emplea amoniaco disolvente del naftenato y del fluoruro de cobre, que son las sales que se usan ordinariamente para este fin.

En las industrias de fermentación el amoniaco suministra el nitrógeno necesario para el desarrollo de levaduras y otros microorganismos. Se usa también para regular el pH en la fabricación de levadura y alcohol industrial con melazas negras.

En la industria de álcalis se consume gran cantidad de amoniaco, en la fabricación de carbonato sódico anhidro por medio del proceso Solvay con cloruro de sodio. El amoniaco anhidro sirve también para purificar y deshidratar sosa cáustica.

En la purificación de aguas municipales e industriales se añaden el agua amoniacal y cloro en la debida proporción para formar una mezcla de monoclaramina y dicloramina.



Al tratamiento del agua con cloramina se atribuyen las siguientes ventajas: 1) El agua no adquiere sabor ni olor a cloro; 2) se mantienen un residuo persistente

en los depósitos de abastecimiento y tubería de distribución; 3) Evita el crecimiento de algas; 4) es muy eficaz como bactericida.

En la industria de la pasta del papel, uno de los adelantos recientes es la sustitución de calcio con amoníaco en el proceso del bisulfito para convertir en pulpa la madera. El amoníaco aumenta el rendimiento y la calidad de la pasta y evita la polución de las corrientes de agua, pues las aguas amoniacaes de desecho se pueden concentrar y utilizar como fuente de calor. Se emplea también el amoníaco como disolvente de la caseína en el revestimiento del papel.

CAPÍTULO 9

IX.- SEGURIDAD INDUSTRIAL

9.1.- INGENIERÍA DE CONTROL DE RIESGOS

9.1.1.- Diseño de Construcción

Donde las cantidades de volúmenes de amoníaco 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 amoníaco dentro del área de almacenamiento no deberán estar localizados cerca de los tanques conteniendo líquidos inflamables.

Las áreas en las cuales los riesgos de amoníaco existen deberán tener un adecuado número de salidas bien marcados o señalizados 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 otra pasadizo no obstruidos.

9.2.- Diseño de Equipo

9.2.1.- Equipo especial y Diseño

El diseño y el equipo de amoníaco anhídrido es altamente especializado debido a las propiedades del material. Los problemas técnicos del diseño de equipo, ventilación adecuada y formulación de procedimientos de operación, los cuales garantizan seguridad y economía máxima, pueden ser manejados mejor por personal especializado y con experiencia en seguridad y protección contra incendios.

9.2.2.- La tubería debe ser instalada de tal forma que evite cualquier posibilidad de entrapamiento de amoníaco anhidro líquido entre válvulas cerradas, a

menos que la sección esté protegida por dispositivos de seguridad, válvulas de alivio o expansión de líquido.

9.2.3.- Sistemas totalmente encerrados

Los sistemas deben ser totalmente cerrados para procesos que usan amoniaco anhidro como un componente. Abrir los equipos durante la operación para incorporar o eliminar materiales, deberán ser evitados terminantemente.

9.2.4.- Contenedores abiertos

Las presiones altas de vapores peligrosos deben ser desechadas en el transporte de contenedores. El abrir éstos equipos deberá ser evitado totalmente.

9.3.- MATERIALES DE DISEÑO

Muchos de los metales comunes no son afectados por el amoniaco anhidro; de cualquier manera, cuando es mezclado con muy pequeña cantidad de agua o vapor de agua, ambas gaseosos y amoniaco líquido atacaría vigorosamente al cobre, plata, zinc y todos sus aleaciones. El hierro o el acero no reaccionarían rápidamente con el amoniaco seco o húmedo; son normalmente usados para tuberías y recipientes.

9.4.- VENTILACIÓN

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.

9.5.- EQUIPO ELÉCTRICO

Los sistemas de iluminación y el equipo eléctrico deberán ser a prueba de explosión y deberá cumplir con las normas y requisitos locales y nacionales.

9.6.- SEGURIDAD EN EQUIPOS

9.6.1. MANEJO Y ALMACENAMIENTO

9.6.1.1. Contenedores

El amoniaco anhidro es transportado en camiones tanques y en cilindros como gas líquidos a alta presión.

9.6.1.2. Clasificación y Regulaciones

El amoniaco anhidro es clasificado como un gas comprimido no inflamable; como podrá ser almacenado en contenedores autorizados cuando es transportado por tierra o mar, cumpliendo todas las regulaciones nacionales de carga, transporte y documentario. Los requerimientos locales y nacionales deberán también ser cumplidos obligatoriamente.

9.6.1.3.- Tipo, Tamaño

Camiones tanques (cisternas), simples. Carros tanques (cisternas) de múltiple Vehículos motorizados. Tanques portátiles.

Cilindros metálicos de 25, 50,100,150 lb de capacidades..

Otros contenedores autorizados por las regulaciones nacionales pueden ser también usados.

9.6.1.4. Etiquetado e Identificación

- a. Cada contenedor (incluyendo camiones tanques) deberán llevar su identificación autorizada.

- b. Los camiones tanques cargados deberán llevar el aviso de producto PELIGROSO
- c. Cada cilindro deberá ser estampado con la marca registrada del dueño, número de serie, dato de prueba corriente, número de especificación, etc.; así como el registro de gas comprimido no- inflamable.

9.7.- MANEJO GENERAL

El amoníaco es inflamable en aire solamente en concentraciones elevadas. Tales concentraciones se encuentran raramente en la práctica, pero puede ocurrir en operaciones de proceso. Por lo tanto, el diseño y las precauciones apropiados son necesarios para prevenir el fuego y la explosión. Las fugas de amoníaco se deben detectar mediante una solución ácida hidroclicórica, o con el gas clorito o el dióxido de sulfuro, usando un pequeño cilindro de gas comprimido. Una nube blanca se produce con la presencia de amoníaco. Debido al riesgo de fuego, las llamas de sulfuro no deben ser utilizadas. Si ocurren fugas o derramamientos, sólo el personal autorizado y correctamente protegido debe permanecer en el área del accidente.

En casos de fugas que no puedan ser contenidas, rociar grandes volúmenes de agua directamente en el área de fuga y mantener el contacto hasta que se ha descargado todo el contenido del recipiente de producto. Los cilindros con fugas se deben sacar al aire libre o a un área aislada bien ventilada, y la existencia de derramamientos en la transferencia de un envase a otro se debe limpiar con chorros de agua. En la manipulación o funcionamiento de cualquier tipo de sistema de amoníaco, revisar que todas las conexiones de la válvula y líneas de tuberías estén en orden y en condiciones apropiadas antes de comenzar la operación. Mantenga los compresores y los motores limpios y brindándoles una buena reparación. Durante el tiempo de temperaturas bajas mantenga todas las trampas de vapor calientes, así estén en servicio o no los tanques. Nunca bajo cualquier circunstancia cierre todas las válvulas en una

línea completa de amoníaco líquido a menos que sea balanceado por una regulación de presión.

9.7.1.- CILINDROS

A.- MANEJO

Los cilindros de amoníaco anhidro son de dos tipos: horizontal y vertical

Los cilindros nunca deben ser golpeados entre ellos, ni dejarlos caer.

Al ser manipulados por grúa se debe usar una plataforma conveniente, no usar ganchos, pinzas u otros dispositivos.

No utilice imanes eléctricos para descargar o manipularlos.

Evite arrastrar los cilindros. Es más seguro mover los cilindros usando un carrito, en lugar de rodarlos por sus bordes inferiores.

Utilice el carrito conveniente, o plataforma del carril, asegurando firmemente los cilindros para su descarga y transferencia.

No coloque ni manipule los cilindros donde puedan existir sistemas eléctricos.

No quite la protección de la válvula del cilindro, hasta que el retiro del amoníaco sea conveniente.

No estampar con números, marcas, o fechas de producción los cilindros.

Los cilindros de amoníaco o cualquier otro tipo gas comprimido, sea lleno o vacío, nunca deben utilizarse como rodillos de base para mover cargas pesadas o artículos de granel.

B.- VACIADO DE CILINDROS

El cilindro tipo tubo se utiliza normalmente en la posición horizontal. Se tienen tipos de válvulas de vástago que se encuentran formando un ángulo con el eje longitudinal del cilindro. Es la posición de éstas que determinan si el amoníaco líquido o gaseoso será descargado del cilindro. Cuando el vástago de la válvula está en la tapa y la cañería de inmersión que se encuentra en el interior del cilindro está por debajo del líquido se puede descargar el amoníaco anhidro

líquido. Para descargar el amoníaco gaseoso, el cilindro se da vuelta de modo que el vástago de la válvula señale hacia abajo.

El cilindro vertical, descargará el amoníaco como gas cuando esté en esta posición. Debido a la gran expansión del amoníaco líquido, un cilindro vertical puede bajo ciertas condiciones de temperatura, descargar una pequeña cantidad de líquido cuando se abra la válvula, y se recomienda que el cilindro esté a la temperatura ambiente antes de que se abra la válvula.

Para descargar el amoníaco anhidro líquido de este tipo de cilindro, se debe poner en una posición horizontal con el vástago de la válvula señalado para arriba.

La razón por la cual el amoníaco gaseoso se puede descargar de cualquier tipo de cilindro dependerá de la temperatura ambiente circundante y del área superficial del amoníaco líquido.

Los dispositivos de seguridad no son obligatorios en cilindros de amoníaco de menos de 165 psig. No deben ser expuestos al fuego.

Cuando el cilindro se encuentre vacío, desconéctelo, inserte el enchufe de válvula y substituya la tapa protectora del cilindro. Si un cilindro se ha congelado durante su descarga, nunca utilice una palanca por debajo de la válvula para deshielarlo. Utilice el agua para deshielar el cilindro o espere que se deshiele solo.

9.7.2.- CAMIONES TANQUES

A.- Descargado

Las operaciones de descarga se deben realizar cuidadosamente con personal responsable de seguridad y bajo supervisión adecuada. Deben utilizar equipos protectores personales apropiados. El que despacha o descarga debe seguir las instrucciones adecuadamente y todas las señales de precaución deben ser leídas y observadas. El área de descarga debe estar nivelada. Los frenos deben estar fijos y las ruedas bloqueadas.

Las señales que se utilizan cuando una cisterna está descargando deben ser visibles y éstas solo se deben retirar cuando se dé el descargo total.

Los párrafos siguientes amplían las medidas de seguridad, las cuales se debe tener presente pero no constituyen las instrucciones completas para descargar. El amoníaco corroe el cobre y algunas aleaciones, por lo tanto se requiere una tubería especial, válvulas y otros elementos en su manipuleo. Se debe evitar el contacto directo con mercurio.

El amoníaco anhidro debe ser descargado creando una presión diferencial entre el camión tanque y el tanque de almacenamiento. Esto se puede lograr por medio de un compresor en el lado de la succión conectado con la salida del camión-compresor y en el lado de la descarga a la línea de entrada al tanque de almacenamiento. Se recomienda un compresor de refrigeración de amoníaco de cuatro toneladas. Mientras que los flujos del gas se invierten durante las operaciones de descarga, un separador de aceite se debe situar en cada lado del compresor con la finalidad de no contaminar la cisterna o el tanque de almacenamiento con el aceite. También se debe situar una válvula de descarga en cada lado del compresor.

Cuando se arranque el compresor, la presión en el camión tanque será aumentada suficientemente para transferir el amoníaco anhidro líquido hacia el tanque de almacenamiento a una velocidad considerable a través de la línea de descarga.

Durante la descarga la presión diferencial del punto más alto y bajo del compresor es cerca de 50 psig. Cuando todo el líquido se ha vaciado del carro tanque, la presión diferencial caerá a 5-10 psig.

Cuando se alcanza esta presión, la succión y la descarga del compresor se pueden invertir (generalmente a través de una válvula de cuatro vías) para recuperar el vapor de la cisterna (ésta puede ascender a 500 psig de amoníaco o más); hasta que la presión ha alcanzado el nivel deseado (generalmente 5 psig). Cuando se ha terminado la operación de recuperación del vapor, parar el compresor y cerrar las válvulas del tanque de almacenamiento y el camión tanque.

9.8.- ALMACENAMIENTO

Si es amoniaco anhidro se debe almacenar en una estructura resistente al fuego, lejos de las líneas de vapor y de los aparatos de calefacción. El almacén debe estar seco, ventilado y fresco. Evite el recalentamiento mecánico de los tanques y cilindros de almacenamiento.

La ventilación se debe proporcionar preferentemente de manera natural. Si la ventilación natural no es suficiente, se debe equipar con ventilación mecánica.

Precaución: Evite almacenar gas amoníaco en zonas subterráneas, azoteas, y estructuras similares.

El amoníaco anhidro se vaporiza a presión y temperatura ambiente por esa razón se debe almacenar en envases de gas de baja presión. Se debe tener un plan de emergencia en un almacenamiento donde existe una variedad de envases de amoniaco, con la finalidad de tener un sistema de válvulas en caso de emergencia y el refrigeramiento adecuado para evitar accidentes.

TANQUES Y EQUIPOS DE LIMPIEZA - REPARACIONES PREPARACIÓN DE TANQUES Y DEL EQUIPO

La limpieza de tanques y equipos de amoniaco así como su reparación deben estar bajo la dirección de personal especializado, ya que el riesgo es completamente similar a los casos señalados anteriormente.

Cerciórar de que toda la presión del tanque se haya eliminado. El uso del compresor se emplea con frecuencia para quitar el gas remanente, después de que se haya transferido el líquido.

Después de apagar el compresor, asegúrese de que no exista fugas de gases, para que no ingrese al área de funcionamiento, ni este expuesto a las personas.

Llene el tanque totalmente con agua y drénelo hacia fuera. Repita si sigue habiendo algún gas de amoníaco.

Proporcionar gran cantidad de aire fresco

Utilizar el equipo protector adecuado para el personal de limpieza.

Limpie todas las líneas con agua hasta que no existan gases remanentes de amoníaco.

CAPITULO 10

X.- HIGIENE Y SALUD OCUPACIONAL

10.1 SEGURIDAD DEL EMPLEADO

10.1.1. - Educación y Entrenamiento del Empleado

La seguridad en el manejo del amoniaco depende, en sumo grado, de la eficacia de la educación del personal, instrucciones de seguridad propia, supervisión especializada y el uso de equipos adecuados.

La educación y entrenamiento del personal para que trabajen con seguridad y usen el equipo de protección personal u otras salvaguardias, es de la responsabilidad de la supervisión. Los trabajadores deberán estar completamente informados de los riesgos que podrían resultar del inapropiado manejo del amoniaco; así como lo que debe hacer en caso de una emergencia. Adicionando lo anterior, la educación del empleado y el entrenamiento deberá incluir lo siguiente:

- a. Instrucción, ejercicios y prácticas periódicas cambiando la localización, el propósito y uso de los implementos protectores respiratorios y otros equipos de protección personal.
- b. Instrucción, ejercicios y prácticas periódicas repasando la localización de duchas de seguridad, lavados de ojos, fuentes de bebida por burbujeo o la más cercana fuente de agua en caso de emergencias.
- c. Instrucciones para evitar toda inhalación innecesaria de vapores de amoniaco y todo contacto directo con el líquido.
- d. Instrucción y ejercicios o prácticas periódicas repasando la locación, el propósito y uso de equipo de emergencia contra incendios.
- e. Instrucciones para reportar a la autoridad propia todas las fallas del equipo y/o algún inusual olor de amoniaco.

10.2.- EQUIPO DE PROTECCIÓN PERSONAL

10.2.1.- Accesibilidad y Uso

Mientras el equipo de protección personal no es adecuadamente substituido, las condiciones de trabajo seguros, ventilación adecuada y conducta inteligente

del personal que está trabajando con amoniaco, esto es, en algunos instantes, el único medio práctico para proteger al trabajador, particularmente en situaciones de emergencia. Uno deberá mantener firmemente que el equipo de protección personal protege sólo al trabajador usándolo ó vistiéndolo, y otros trabajadores no protegidos en el área pueden estar expuestos a peligro.

El correcto uso del equipo de protección personal requiere de la educación de los trabajadores en el empleo apropiado del equipo accesible a ellos. Bajo las condiciones de las cuales son suficientemente riesgosas para requerir equipo de protección personal, su uso deberá ser seleccionado, supervisado y ser capaz de controlar algún riesgo potencial.

10.2.2.- Protección de los ojos

Las gafas tipo hermético o la protección a largo plazo deberá ser usado cuando se manipula amoniaco donde el goteo y el derramamiento puede ocurrir.

Los lavados de agua y los spray de agua deberán estar al alcance en áreas donde el amoniaco puede gotear, derramar o salpicar.

10.2.3.- Protección Respiratoria

La exposición severa del amoniaco podría ocurrir en tanques durante la limpieza del equipo o su reparación, cuando descontaminan áreas de derramamiento en el caso de fallas de tuberías o equipos. Los empleados quienes podrían ser sujeto a tales exposiciones deberán ser provistos con protección respiratoria apropiada y entrenados en su uso y cuidado.

Nota: El equipo de protección respiratoria debe ser cuidadosamente mantenido, inspeccionado, limpiado y esterilizado en intervalos regulares, y siempre antes y después del uso por otra persona.

Aparatos de respiración auto contenida las cuales permiten al usuario llevar un equipo de oxígeno comprimido en un cilindro, y el equipo de auto-generación, el cual produce oxígeno químicamente puro, permite una movilidad considerable. La extensión del tiempo de un aparato de respiración auto

contenida otorga larga protección de acuerdo a la cantidad de aire u oxígeno, material regenerativo que se lleva. El oxígeno comprimido no debería ser usado donde haya peligro de contacto con líquidos o vapores inflamables, especialmente en espacios confinados tales como tanques subterráneos. Un aparato de respiración auto contenida podría ser usado el cual es provisto con un pequeño cilindro de aire comprimido, pero es suministrado con aire a través de una línea para propósitos de trabajo normales.

Máscaras con manguera de presión positiva de aire, las cuales son suministradas por un soplador, no requieren lubricación interna. El usuario deberá ser capaz de usar la misma ruta para saber como entrar y tendrá las mismas precauciones para mantener la manguera libre de enredos.

El soplador de aire deberá ser reemplazado en un área libre de contaminantes. Máscaras de líneas de aire suministrados con aire comprimido limpio son adecuados para el uso sólo donde las condiciones permitirán un escape seguro, en caso de falla del suministro de aire comprimido. Estas máscaras son usualmente suministrados con aire guiado al área desde un compresor. Es oportuno decir que el suministro de aire esté tomado desde una fuente segura, y que no esté contaminada por descomposición de aceite, de un enfriamiento inadecuado del compresor. El método más seguro es usar un compresor-separador del tipo que no requiere lubricación interna.

La reductora de presión o las válvulas de auxilio, tanto como los sifones y filtros adecuados, serán instalados en todas la estaciones de las máscaras. Unas distribuciones alternativas frecuentemente usada es el aire de respiración a alta presión desde los cilindros estándares (200 pies³). Esta distribución puede también ser usada con aire limpio guiado de planta de 50 – 100 psig.

Respiradores de cartuchos químicos podrían ser usados para evitar la inhalación desagradable pero con relativamente concentraciones inofensivas de vapor de amoniaco. Estos respiradores de cualquier manera no son recomendados para protección donde las cantidades tóxicas de amoniaco podrían ser encontradas.

Precaución: Respiradores del tipo filtro no ofrecen protección contra gases y son inadecuados para el uso cuando se trabaja con el amoníaco.

10.2.4.- Protección de Cabeza

Donde no haya peligro de caída de objetos los cascos de protección son considerados innecesarios. Sombreros de suave capa o gorras deberán ser usados para dar protección contra el goteo y derramamiento de líquidos.

10.2.5.- Protección de Pies

Botines de seguridad con punta de acero deberán ser usados como requisito; las que deberán ser adecuadamente limpiados y ventilados después de cada contaminación.

10.2.6.- Protección del cuerpo, piel y manos

Guantes de goma u otro protector deberán ser usados donde puede ocurrir algún peligro de contacto con amoníaco.

Para la protección de la piel, una camisa, pantalones y ropa interior de algodón deberán ser provistos (en algodón resiste los álcalis mejor que la lana).

En caso de emergencia, un delantal de goma o un saco de goma podría otorgar suficiente protección, pero en área de alta concentración de amoníaco y cubierta completamente, debe ser usado.

Para una protección óptima del cuerpo, el cuello de la camisa deberá estar mantenido abotonado, las manoplas deberán estar arremangadas dentro de las mangas y las piernas del pantalón deberán estar fuera de las botas.

En área de concentraciones altas de amoníaco, el amoníaco es absorbido por transpiración sobre el cuerpo aún cuando se use la ropa de protección apropiada. El agua deberá estar adecuadamente cerca.

Precaución: El uso sólo de cremas protectoras no ofrece protección adecuada.

10.3.- PROTECCIÓN AL FUEGO

Debido a su estrecho rango de inflamabilidad y alta temperatura de ignición, el amoniaco anhidro no constituye generalmente un riesgo de fuego. De cualquier manera, cuando es usado en trabajo de proceso o almacenado junto a materiales inflamables, podría verse involucrado en un fuego, entonces el agua es el mejor medio extinguidor.

El amoniaco es soluble en agua. En spray o corriente son efectivas en la remoción del gas a la atmósfera y es, por lo tanto, provechoso en la protección del personal en aproximarse a una válvula de goteo. El gas derramado deberá ser interrumpido, si es posible.

Los bomberos deberán estar protegidos del gas amoniaco por el uso de vestimenta apropiada del cuerpo y aparato de respiración, como está descrito en ésta sección.

10.4.- ADMINISTRACION MÉDICA

10.4.1.- PELIGROS PARA LA SALUD

General

El amoníaco anhidro es un producto químico fuertemente irritante para la piel, los ojos y la zona respiratoria. El líquido produce quemaduras severas. El gas tiene un olor característico penetrante. En concentraciones elevadas, produce la irritación dolorosa.

Debido al olor desagradable y pronta irritación, es inverosímil que cualquier persona permaneciera voluntariamente en una atmósfera contaminada con amoníaco. Sin embargo, se puede producir una lesión seria si la fuga es inevitable.

Toxicidad aguda

Efectos Sistemáticos

El amoníaco no es un veneno sistemático.

Efectos Locales

La inhalación de altas concentraciones produce tos violenta debido a su acción local en la zona respiratoria. Si no se evita, provocarían la irritación severa del pulmón, edema pulmonar y la muerte. Concentraciones bajas causan irritación en los ojos, laringitis y bronquitis.

El ingerir el amoniaco líquido provoca heridas severas en la boca, la garganta y el estómago.

La exposición de altas concentraciones de gas puede causar ceguera temporal y daño en los ojos. El contacto directo con los ojos produce quemaduras severas.

El contacto de amoníaco anhidro líquido con la piel produce quemaduras.

Vapor Concentración (ppm)	Efecto General	Exposición Periódica
50	Olor perceptible por la mayoría de las personas	La exposición prolongada no produce ninguna lesión
100	Ningún efecto nocivo para el trabajador	Concentración máxima permitida, para la exposición de 8 horas de trabajo.
400-700	Irritación de la nariz, garganta. y del ojo.	Las exposiciones cortas (de 1 hora) no producen ordinariamente ningún efecto serio. Mayor si.
2000-3000	Tos convulsiva. Irritación severa de los ojos.	La exposición no es permitida. Puede ser fatal.
500-10000	Espasmo respiratorio. Asfixia rápida.	No está permitido su exposición. Es fatal

Toxicidad Crónica

La exposición frecuente de los vapores provoca irritación crónica a los ojos, a la nariz y a la zona respiratoria. Un valor límite fijado de algunas agencias es de 100 ppm como concentración máxima para la exposición de 8 horas.

10.4.2.- MEDIDAS PREVENTIVAS SANITARIAS

El personal debe ser instruido y supervisado cuidadosamente con métodos apropiados para manipular el amoníaco anhidro evitando el contacto directo y exposición al mismo.

Personal de Higiene

Las duchas de emergencia y equipos de lavado para ojos se deben instalar en zonas convenientes, de preferencia en lugares donde el amoníaco anhidro se utilice en gran cantidad. Cada empleado debe saber que el contacto directo con el producto químico, requiere el uso inmediato de grandes cantidades de agua en el área afectada.

Los equipos de protección para la piel y los ojos además del equipo respiratorio deben ser a menudo muy necesarios.

10.5.- PRIMEROS AUXILIOS

PRINCIPIOS GENERALES

Después de una exposición severa al gas amoníaco, es importante sacar al paciente del área contaminada, en caso de contacto de los ojos o la piel, de inmediato limpiar con grandes cantidades de agua y en caso de lesión severa llamar a un médico inmediatamente.

CONTACTO CON LA PIEL Y LAS MEMBRANAS MUCOSAS

La rapidez con que se aleje al paciente de la zona de riesgo es muy importante así como eliminar el amoníaco de su cuerpo. Si el contacto con la piel es prolongada, el empleado debe dirigirse rápidamente a las duchas. La ropa y los zapatos deben ser quitados y expuestos a las duchas; en caso contrario, limpiar con grandes cantidades de agua por lo menos unos 15 minutos.

CONTACTO CON LOS OJOS

Si ingresaran cantidades pequeñas de amoníaco a los ojos, deben ser irrigadas inmediatamente con agua por un mínimo de 15 minutos. Los párpados se deben abrir completamente durante la irrigación para asegurar el contacto del agua con todos los tejidos finos de las superficies del ojo. Un médico debe ser

llamado inmediatamente. Si no existiese médico alguno se debe continuar exponiendo el ojo a otro periodo de irrigación por 15 minutos. Ningún aceite o ungüento aceitoso debe ser aplicado a los ojos a menos que sean ordenados por un médico.

INHALACION

Las personas expuestas al amoniaco deben ser alejadas inmediatamente del área contaminada. Si la exposición se produce en concentraciones menores, no se requerirá generalmente ningún tratamiento.

Cuando hay exposición severa de concentraciones altas, y si el aparato del oxígeno está disponible, este se puede administrar pero solamente por una persona autorizada, mejor si es médico. Si el paciente no respirase, se deben utilizar respiradores artificiales inmediatamente, sin dejar de llamar a un médico. Nunca procure dar cualquier cosa por vía oral a un paciente inconsciente.

CAPÍTULO 11

XI. IMPACTO AL MEDIO AMBIENTE

La producción de amoníaco es relativamente más limpia comparado con otras industrias de proceso químicos y presenta diversos problemas ambientales. La generación de gas de síntesis es una de las principales áreas que requiere controles ambientales y el tipo o tipos de controles depende de la carga como materia prima, además de los métodos de procesamiento de ésta.

Teniendo el carbón como materia prima presenta los más serios problemas ambientales. En las emisiones de partículas en el manejo del carbón y las facilidades de procesamiento se debe tener mayor control.

Las cenizas y sólidos deben ser removidos en la etapa de gasificación con la finalidad de un mejoramiento seguro referente al medio ambiente.

En la etapa de gasificación se produce significantes cantidades de otros líquidos como co-productos semejantes al alquitrán, fenol y naftas para su recuperación o incineración.

Además, los carbonos contienen significantes cantidades de sulfuro que son despojados antes de formar el syngas, éstos se encuentran como sulfuro de hidrógeno y sulfuro de carbono, necesariamente se requiere una unidad de recuperación de sulfuras.

Las corrientes de condensado pueden también contener cianida de hidrógeno y metales, en adicción con el amoníaco, complicando un futuro despacho del producto.

La operación del sistema de reformado del gas natural permite la formación de un gas de síntesis limpio.

Si contuviesen niveles bajos de sulfuro, éstos podrían ser eliminados mediante un simple sistema de adsorción.

Por el contrario, si existiese niveles altos de sulfuro se trataría mediante un solvente convencional denominado Monodietanolamina (MDEA) que consiste en un sistema de absorción y despojamiento para la eliminación del gas ácido.

El proceso de condensado en las operaciones de reformado son comúnmente tratados por despojamiento con vapor.

El despojador operado a una elevada presión permite que todo el vapor de despojamiento sea usado y parte de éste en el sistema de reformado.

Según las normas medio ambientales es necesario remover y extinguir los contaminantes totalmente en el proceso de condensador.

Este sistema no solo reduce emisiones atmosféricas, sino que contribuye a una mayor eficiencia en el proceso de recuperación de condensador, para un adecuado consumo de agua de alimentación para el rehervidor.

Todos los equipos de combustión, así como el rehervidor deben estar sujetos a regulaciones de contenido principalmente de óxido de sulfato y óxido de nitrógeno.

Los gases efluentes también deben contener bajos óxidos de nitrógeno (NOx) remanentes de catalizador, éstos deben ser tratados convenientemente.

Otros sistemas efluentes como el vapor, que se elimina de los demás sistemas de agua de enfriamiento, deben ser tratados vía neutralización antes de ser desechados.

La administración de la EPA establece limitaciones de amoníaco en afluentes acuosos. El rango es de 0.0500 – 0.1875 kg de amoníaco por tonelada de producto, es un valor máximo diario. Si tomamos en un promedio de 30 días, el rango es de 0.0250 – 0.0625. Generalmente el pH de efluente debe estar entre 6 y 9.

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.

En caso de ser vertido en estado líquido se evapora en forma prácticamente instantánea, ya que su temperatura de ebullición a la presión atmosférica es a 34°C y es así que no hay riesgo de contaminación de aguas subterráneas o de superficie; es por ello, que actualmente se construyen compresores de baja potencia a base de amoníaco, y además, en equipos de acondicionamiento de aire en lugar de aquellos que funcionan con refrigerantes fluorados, pero se debe tener en cuenta que en éstas máquinas de amoníaco no debe haber calor ni aleaciones.

EL AMONIACO Y EL HOMBRE

El amoniaco es utilizado en circuitos frigoríficos desde hace ya más de un siglo, en máquinas a compresión mecánica de mediana y gran potencia (se estima que en el mundo hay alrededor de 300 000 instalaciones a compresión de amoniaco) y en máquinas frigoríficas a absorción de pequeñas potencias (refrigeradores domésticos) y a gran potencia, en especial para recuperación de calor industrial. El amoniaco, que es una sustancia natural, es producido en gran cantidad por sociedades químicas (producción mundial 120 000 000 de toneladas en 1984) para diversos usos y en primer lugar para abono en usos agrícolas.

Otros efectos de sus propiedades, usos y manipuleo:

- 1) Se quema cuando la condensación en el aire está entre el 16 y el 25%. El punto de auto inflamación es cuando la mezcla tiene una temperatura de 651°C. Estos dos valores muestran que el riesgo de inflamación es muy limitado.
- 2) La disolución del NH_3 en el agua y las soluciones acuosas son frecuentes exotérmicas (riesgos de quemarse los ojos en medio contaminado por el NH_3)
- 3) Tiene un efecto sofocante. Se estima que el valor límite de exposición para el hombre es de 25 ppm. El olor característico crea una reacción de pánico a baja concentración en el aire. En altas concentraciones provoca dificultades respiratorias llegando al ahogo. La dosis mortal es de 30 000 ppm. El NH_3 no tiene acción tóxica recurrente en caso de inhalación por el hombre o los animales.

Los peligros que presenta el amoniaco, que lo llevaron a clasificarlo como sustancia peligrosa, son hoy muy bien conocidos por los profesionales que han publicado las medidas a adoptar en caso de fugas accidentales. De todas maneras, se hace hacer notar que el NH_3 que circula dentro de una instalación frigorífica al producirse una fuga del refrigerante al ambiente y el fuerte olor ubica inmediatamente el punto de fuga, ya que con concentraciones de 5 ppm ya se detecta mediante el olfato.

CAPÍTULO 12

12. EVALUACIÓN ECONÓMICA

El escenario en que se basa este análisis es la producción de amoniaco a partir de gas natural como materia prima.

Sobre una base de estudio técnico de los procesos, la selección del proceso fue de UHDE debido a su gran experiencia en la industria de amoniaco y fertilizantes.

La evaluación económica se sustenta en un flujo de caja, tasa interna de retorno, tiempo de recuperación de la inversión y algunos análisis de sensibilidad que se efectúan a ciertas variables ocasionando cambio en algunas de ellas.

12.1 ANÁLISIS DE LOS VARIABLES

- Este análisis exhaustivo, se basa en datos proporcionados por las compañías licenciadoras de procesos, publicadas en revistas y/o catálogos técnicos.
- En las publicaciones se dan costos de inversión netamente del país de origen, a ello se le da una conversión para la inversión en nuestro país.
- Los precios para la materia prima y productos terminados, han sido tomados de publicaciones de internet, ya sea ésto de Trade Map Mundial o de Prices and Sales de productos derivados del gas natural.

El precio de la electricidad es un valor típico para el país.

- Para el flujo de caja, se ha estimado en tiempo de vida de proyecto de 20 años y se considera la depreciación tipo lineal de acuerdo a nuestro país.
- La tasa de actualización para el país se toma un equivalente del 12%.
- Con mayor claridad se expone más adelante todo los detalles de cálculo para la inversión de proyectos industriales.

12.2 EVALUACIÓN DE LAS VARIACIONES

Estas evaluaciones referentes a las variables se muestran estables: como la distribución de la inversión fija total relacionada con la capacidad, rendimientos y producción; consumos de servicio, catalizadores, operadores de planta, ingresos y egresos, así como las sensibilidades o algunas variables.

El flujo de caja obtenido permite obtener el valor actual neto (VAN), tasa interna de retorno (TIR) y tiempo de recuperación (pay out), estos nos permite obtener una decisión de si la planta es económicamente rentable.

A continuación se muestra los resultados de cálculo de las variables económicas y los cuadros respectivos para su mejor comprensión.

INVERSION TOTAL DE LA PLANTA

Ruta de Producción de Acetona	PLANTAS DE AMONIACO		
	CAPACIDAD 1	CAPACIDAD 2	CAPACIDAD 3
TECNOLOGÍA	350MTM/A	400MTM/A	450MTM/A
CAPACIDAD DE PRODUCCION (tn/año)	340000	340000	340000
INVERSION EN LIMITE DE BATERIA (10^6 US\$)	95	95	95
CONSUMO POR TONELADA DE PRODUCTO			
Materia Prima			
GAS NATURAL (MILES DE PIES3)	0	0	0
GAS NATURAL (MILES DE PIES3)	26,9	31	49
Servicios			
Vapor (tn)	0	0	0
Electricidad (kWh)	18	18	18
Agua de Enfriamiento (m^3)	240	240	240
Agua de proceso(m^3)	1	1	1
Agua tratada (m^3)	—	—	0
Químicos y Catalizadores (US \$)	1,2	1,2	1,2
	—	—	0
	—	—	0
OPERADORES POR TURNO	5	5	5

Límite de Batería

Usando la Ecuación de Extrapolación según las Capacidades:

$$\frac{I_A}{I_B} = \left(\frac{C_A}{C_B} \right)^f$$

$I_A =$ tabla

$I_B =$ obtenido

$C_{A1} = 340000$

$C_B = 350000$

$f = 0,74$

$C_{A1} = 400000$

$C_{A1} = 450000$

Usando la Ecuación para el Método de Williams:

$$\frac{I_{B1986}}{I_{B2002}} = \frac{IA_{1986}}{IA_{2002}}$$

$$IA_{1986} = 320$$

$$IA_{2003} = 394$$

TECNOLOGÍA				
	CAPACIDAD DE PRODUCCION (tn/año)	350000	400000	650000
I1	INVERSION EN LIMITE DE BATERIA (10^6 US\$)	119,50	131,92	143,93
I2	INSTALACIONES GENERALES "OFF-SITES" (10^6 US\$)	47,80	52,77	57,57
I1 + I2	TOTAL UNIDADES (10^6 US\$)	167,31	184,68	201,50
Factor de corrección para Perú (datos de Francia) = 1.15 (10^6 US\$)		167,31	184,68	201,50
I3	GASTOS DE INGENIERIA (10^6 US\$)	20,08	22,16	24,18
I4	STOCK DE PIEZAS DE RECAMBIO (10^6 US\$)	0,00	0,00	0,00
I5	GASTOS DE LICENCIANTE (10^6 US\$)	11,71	12,93	14,11
CF	CAPITAL FIJO (10^6 US\$)	199,10	219,77	239,79
I6	GASTOS DE QUIMICOS (10^6 US\$)	0,00	0,00	0,00
I7	INTERES INTERCALADO (10^6 US\$)	17,92	19,78	21,58
I8	GASTOS DE ARRANQUE (10^6 US\$)	3 meses	3 meses	3 meses
TOTAL	No incluye I6 + I8 (10^6 US\$)	217,01	239,55	261,37
I6 + I8	3 meses (10^6 US\$)	7,18	8,38	9,11
CA	CAPITAL AMORTIZABLES (10^6 US\$)	224,19	247,94	270,48
FR	FONDOS DE GASTO DE CORRIENTE (10^6 US\$)	8,26	9,64	10,48

COSTO OPERATIVO

CARGA VARIABLE

TECNOLOGÍA		(MILES DE PIES3 de Materia Prima)	(MILES DE PIES3 de Materia Prima)	(MILES DE PIES3 de Materia Prima)
MATERIA PRIMA	PRECIO (US\$/M PIES3)			
GAS NATURAL	1,60	26,90	31,00	34,50
OTROS	0,00	0,00	0,00	0,00
COSTO TOTAL DE MATERIA PRIMA (US \$)		43,04	49,60	55,20
SERVICIOS	PRECIO	CANTIDAD DE SERVICIOS	CANTIDAD DE SERVICIOS	CANTIDAD DE SERVICIOS
VAPOR (US\$/tn)	0,00	0	0	0
ELECTRICIDAD (US\$/kWh)	0,03900	18	18	18
AGUA TRATADA (m ³)	0,00	0	0	0
AGUA DE ENFRIAMIENTO (US\$/m ³)	0,95	0,022761111	0,027313333	0,030348148
AGUA DE PROCESO (US\$/m ³)	0,00	0	0	0
QUIMICOS Y CATALIZADOR (US\$/tn)	1,20	1,2	1,2	1,2
	0,00	0	0	0
	0,00	0	0	0
OPERARIOS POR TURNO	15,00	0,06	0,068	0,075
TOTAL (US\$/tn de NH3)		45,20	52,79	57,37
COSTO TOTAL ANUAL(MMUS\$)		15,82	21,12	25,82

CARGA FIJA

TECNOLOGÍA	(MMUS\$)	(MMUS\$)	(MMUS\$)
CARGA FIJA (total unidades)	167,31	184,68	201,50
80% (propio)	133,85	147,75	161,20
20% (prestamo de otro organismo)	33,46	36,94	40,30

ANUALIDAD = AMORTIZACION + INTERES

TECNOLOGÍA			
P=Préstamo Principal (MM US\$)	33,46	36,94	40,30
i = Interés	0,12	0,12	0,12
n = Períodos	20	20	20
R = Anualidad (MM US\$)	4,48	4,95	5,40

$R = \frac{P \times (1+i)^n \times i}{(1+i)^n - 1}$	R=AMORTIZACIÓN + INTERES (US \$/tn de NH3)	12,80	12,36	11,99
---	---	-------	-------	-------

COSTO OPERATIVO

TECNOLOGÍA	(US\$/tn de NH3)	(US\$/tn de NH3)	(US\$/tn de NH3)
MATERIA PRIMA	43,04	49,60	55,20
QUIMICOS Y CATALIZADORES	1,20	1,20	1,20
ELECTRICIDAD	0,70	0,70	0,70
AGUA	0,02	0,03	0,03
VAPOR	0,00	0,00	0,00
COMBUSTIBLE	0,00	0,00	0,00
MANO DE OBRA	0,90	1,02	1,13
AMORTIZACION E INTERES	12,80	12,36	11,99
TASA DE SEGUROS	9,56	9,23	8,96
GASTOS GENERALES	4,78	3,69	4,48
MANTENIMIENTO	19,12	18,47	17,91
COSTO TOTAL	79,33	83,94	89,60
COSTO TOTAL DE OPERACIÓN	92,12	96,31	101,59
GASTOS DE ARRANQUE (MM US \$)	7,18	8,38	9,11
FR (MM US \$)	8,26	9,64	10,48
INVERSION (MM US \$)	224,19	247,94	270,48

Planta al 100% de Producción

Precio FOB de NH3 (US\$/tn) = 240,00

INGRESOS (MM US\$) =	84,00	96,00	108,00
-----------------------------	--------------	--------------	---------------

EGRESOS (MM US\$) =	27,76	33,58	40,32
----------------------------	--------------	--------------	--------------

Depreciación (MM US\$) =	8,37	9,23	10,08
---------------------------------	-------------	-------------	--------------

Impuestos (MM US\$) =	11,97	13,30	14,40
------------------------------	--------------	--------------	--------------

Valor Actual Neto

$$VAN = \sum_{p=1}^n \frac{Gp - Ip}{(1 + i)^p}$$

n = tiempo de vida total del proyecto = 20
 p = período de referencia
 Gp = Flujo de caja en período p
 Ip = Flujo de caja convertido en p
 i = tasa de actualización = 0,12

CAPACIDAD ¹

Año calendario	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024
Año de Operación	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Inversión (MM US\$)	112,10	8,26			0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ingreso (MM US\$)	0	84,00	84,00	84,00	84,00	84,00	84,00	84,00	84,00	84,00	84,00	84,00	84,00	84,00	84,00	84,00	84,00	84,00	84,00	84,00	84,00
Egreso (MM US\$)	0	27,76	27,76	27,76	27,76	27,76	27,76	27,76	27,76	27,76	27,76	27,76	27,76	27,76	27,76	27,76	27,76	27,76	27,76	27,76	27,76
Depreciación (MM US\$)	0	8,37	8,37	8,37	8,37	8,37	8,37	8,37	8,37	8,37	8,37	8,37	8,37	8,37	8,37	8,37	8,37	8,37	8,37	8,37	8,37
Utilidad Bruta (MM US\$)	0	47,87	47,87	47,87	47,87	47,87	47,87	47,87	47,87	47,87	47,87	47,87	47,87	47,87	47,87	47,87	47,87	47,87	47,87	47,87	47,87
Impuestos (25%/UB) (MM US\$)	0	11,97	11,97	11,97	11,97	11,97	11,97	11,97	11,97	11,97	11,97	11,97	11,97	11,97	11,97	11,97	11,97	11,97	11,97	11,97	11,97
Flujo de Caja Económico (MM US\$)	-112,10	36,01	44,27	44,27	44,27	44,27	44,27	44,27	44,27	44,27	44,27	44,27	44,27	44,27	44,27	44,27	44,27	44,27	44,27	44,27	44,27

VANp = -112,10 32,15 35,29 31,51 28,13 25,12 22,43 20,02 17,88 15,96 14,25 12,73 11,36 10,15 9,06 8,09 7,22 6,45 5,76 5,14 4,59

VAN (MM US\$) = Sumatoria VANp = 211,19

CAPACIDAD ²

Año calendario	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024
----------------	------	------	------	------	------	------	------	------	------	------	------	------	------	------	------	------	------	------	------	------	------

Año de Operación	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Inversión (MM US\$)	123,97	9,64	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ingreso (MM US\$)	0	96,00	96,00	96,00	96,00	96,00	96,00	96,00	96,00	96,00	96,00	96,00	96,00	96,00	96,00	96,00	96,00	96,00	96,00	96,00	96,00
Egreso (MM US\$)	0	33,58	33,58	33,58	33,58	33,58	33,58	33,58	33,58	33,58	33,58	33,58	33,58	33,58	33,58	33,58	33,58	33,58	33,58	33,58	33,58
Depreciación (MM US\$)	0	9,23	9,23	9,23	9,23	9,23	9,23	9,23	9,23	9,23	9,23	9,23	9,23	9,23	9,23	9,23	9,23	9,23	9,23	9,23	9,23
Utilidad Bruta (MM US\$)	0	53,19	53,19	53,19	53,19	53,19	53,19	53,19	53,19	53,19	53,19	53,19	53,19	53,19	53,19	53,19	53,19	53,19	53,19	53,19	53,19
Impuestos (25%/UB) (MM US\$)	0	13,30	13,30	13,30	13,30	13,30	13,30	13,30	13,30	13,30	13,30	13,30	13,30	13,30	13,30	13,30	13,30	13,30	13,30	13,30	13,30
Flujo de Caja Económico (MM US\$)	-123,97	39,48	49,13	49,13	49,13	49,13	49,13	49,13	49,13	49,13	49,13	49,13	49,13	49,13	49,13	49,13	49,13	49,13	49,13	49,13	49,13

VANp = -123,97 35,25 39,16 34,97 31,22 27,88 24,89 22,22 19,84 17,72 15,82 14,12 12,61 11,26 10,05 8,98 8,01 7,15 6,39 5,70 5,09

VAN (MM US\$) = Sumatoria VANp =	234,36
---	---------------

CAPACIDAD ³

Año calendario	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024
Año de Operación	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Inversión (MM US\$)	135,24	10,48	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ingreso (MM US\$)	0	108,00	108,00	108,00	108,00	108,00	108,00	108,00	108,00	108,00	108,00	108,00	108,00	108,00	108,00	108,00	108,00	108,00	108,00	108,00	108,00
Egreso (MM US\$)	0	40,32	40,32	40,32	40,32	40,32	40,32	40,32	40,32	40,32	40,32	40,32	40,32	40,32	40,32	40,32	40,32	40,32	40,32	40,32	40,32
Depreciación (MM US\$)	0	10,08	10,08	10,08	10,08	10,08	10,08	10,08	10,08	10,08	10,08	10,08	10,08	10,08	10,08	10,08	10,08	10,08	10,08	10,08	10,08
Utilidad Bruta (MM US\$)	0	57,60	57,60	57,60	57,60	57,60	57,60	57,60	57,60	57,60	57,60	57,60	57,60	57,60	57,60	57,60	57,60	57,60	57,60	57,60	57,60
Impuestos (25%/UB) (MM US\$)	0	14,40	14,40	14,40	14,40	14,40	14,40	14,40	14,40	14,40	14,40	14,40	14,40	14,40	14,40	14,40	14,40	14,40	14,40	14,40	14,40
Flujo de Caja Económico (MM US\$)	-135,24	42,80	53,28	53,28	53,28	53,28	53,28	53,28	53,28	53,28	53,28	53,28	53,28	53,28	53,28	53,28	53,28	53,28	53,28	53,28	53,28

VANp = -135,24 38,21 42,47 37,92 33,86 30,23 26,99 24,10 21,52 19,21 17,15 15,32 13,68 12,21 10,90 9,73 8,69 7,76 6,93 6,19 5,52

VAN (MM US\$) = Sumatoria VANp =	253,36
---	---------------

TASA INTERNA DE RETORNO (TIR)

$$VAN = \sum_{p=1}^n \frac{Gp - Ip}{(1+i)^p} = 0$$

CAPACIDAD 1

i = 23%

CAPACIDAD 2

i = 23%

CAPACIDAD 3

i = 23%

PAY OUT TIME (POT)

$$POT = \frac{CA}{(I - E)(1 - a) + A}$$

CA = Capital Amortizable o Inversión =

I = Ingresos =

E = Costo Operativo (sin amortización + interés) =

a = Tasa de Impuesto

A = Amortización + Interés

CAPACIDAD 1

POT = 3 años

CAPACIDAD 2

POT = 3 años

CAPACIDAD 3

POT = 3 años

INVERSION TOTAL DE LA PLANTA

	PLANTAS DE AMONIACO		
	CAPACIDAD 4	CAPACIDAD 5	CAPACIDAD 6
	600MTM/A	500MTM/A	650MTM/A
CAPACIDAD DE PRODUCCION (tn/año)	340000	340000	340000
INVERSION EN LIMITE DE BATERIA (10^6 US\$)	95	95	95
CONSUMO POR TONELADA DE PRODUCTO			
<i>Materias Primas</i>			
0	0	0	0
GAS NATURAL (MILES DE PIES 3)	46,1	38,4	49
<i>Servicios</i>			
Vapor (tn)	0	0	0
Electricidad (kWh)	18	18	18
Agua de Enfriamiento (m^3)	240	240	240
Agua de proceso(m^3)	1	1	—
Agua tratada (m^3)	—	—	—
<i>Químicos y Catalizadores (US \$)</i>	1,2	1,2	1,2
	—	—	—
	—	—	—
OPERADORES POR TURNO	5	5	5

Límite de Batería

Usando la Ecuación de Extrapolación según las Capacidades:

$$\frac{I_A}{I_B} = \left(\frac{C_A}{C_B} \right)^f$$

I_A = tabla

I_B = obtenido

C_{A1} = 340000

C_B = 600000

f = 0,74

C_{A1} = 500000 C_{A1} = 650000

Usando la Ecuación para el Método de Williams:

$$\frac{I_{B1986}}{I_{B2004}} = \frac{IA_{1986}}{IA_{2004}}$$

$$IA_{1986} = 320$$

$$IA_{2004} = 394$$

212

TECNOLOGÍA				
	CAPACIDAD DE PRODUCCION (tn/año)	600000	500000	650000
I1	INVERSION EN LIMITE DE BATERIA (10^6 US\$)	178,08	155,60	188,94
I2	INSTALACIONES GENERALES "OFF-SITES" (10^6 US\$)	71,23	62,24	75,58
I1 + I2	TOTAL UNIDADES (10^6 US\$)	249,31	217,84	264,52
	Factor de corrección para Perú (datos de Francia) = 1.15 (10^6 US\$)	249,31	217,84	264,52
I3	GASTOS DE INGENIERIA (10^6 US\$)	29,92	26,14	31,74
I4	STOCK DE PIEZAS DE RECAMBIO (10^6 US\$)	0,00	0,00	0,00
I5	GASTOS DE LICENCIANTE (10^6 US\$)	17,45	15,25	18,52
CF	CAPITAL FIJO (10^6 US\$)	296,68	259,23	314,78
I6	GASTOS DE QUIMICOS (10^6 US\$)	0,00	0,00	0,00
I7	INTERES INTERCALADO (10^6 US\$)	26,70	23,33	28,33
I8	GASTOS DE ARRANQUE (10^6 US\$)	3 meses	3 meses	3 meses
TOTAL	No incluye I6 + I8 (10^6 US\$)	323,38	282,56	343,11
I6 + I8	3 meses (10^6 US\$)	12,06	10,26	12,80
CA	CAPITAL AMORTIZABLES (10^6 US\$)	335,44	292,83	355,91
FR	FONDOS DE GASTO DE CORRIENTE (10^6 US\$)	13,87	11,80	14,72

COSTO OPERATIVO**CARGA VARIABLE**

		(MILES DE PIES 3 de Materia Prima)	(MILES DE PIES 3 de Materia Prima)	(MILES DE PIES 3 de Materia Prima)
MATERIA PRIMA	PRECIO (US\$/M PIES 3)			
GAS NATURAL	1,60	46,10	38,40	49,00
OTROS	0,00	0,00	0,00	0,00
COSTO TOTAL DE MATERIA PRIMA (US \$)		73,76	61,44	78,40
SERVICIOS	PRECIO	CANTIDAD DE SERVICIOS	CANTIDAD DE SERVICIOS	CANTIDAD DE SERVICIOS
VAPOR (US\$/tn)	0,00	0	0	0
ELECTRICIDAD (US\$/kWh)	0,03900	18	18	18
AGUA TRATADA (m ³)	0,00	0	0	0
AGUA DE ENFRIAMIENTO (US\$/m ³)	0,95	0,022761111	0,027313333	0,030348148
AGUA DE PROCESO (US\$/m ³)	0,00	0	0	0
QUIMICOS Y CATALIZADOR (US\$/tn)	1,20	1,2	1,2	1,2
	0,00	0	0	0
	0,00	0	0	0
OPERARIOS POR TURNO	15,00	0,06	0,068	0,075
TOTAL (US\$/tn de NH3)		75,92	64,63	80,57
COSTO TOTAL ANUAL(MMUS\$)		45,55	32,31	52,37

CARGA FIJA

TECNOLOGÍA	(MMUS\$)	(MMUS\$)	(MMUS\$)
CARGA FIJA (total unidades)	249,31	217,84	264,52
80% (propio)	199,45	174,27	211,62

20% (prestamo de otro organismo)	49,86	43,57	52,90
----------------------------------	-------	-------	-------

ANUALIDAD = AMORTIZACION + INTERES

$$R = \frac{P \times (1+i)^n \times i}{(1+i)^n - 1}$$

TECNOLOGÍA			
P=Préstamo Principal (MM US\$)	49,86	43,57	52,90
i = Interés	0,12	0,12	0,12
n = Períodos	20	20	20
R = Anualidad (MM US\$)	6,68	5,83	7,08

R=AMORTIZACIÓN + INTERES (US \$/tn de NH3)	11,13	11,67	10,90
--	-------	-------	-------

TASA DE SEGURO (US \$/tn de NH3)	8,31	8,71	8,14
----------------------------------	------	------	------

GASTOS GENERALES (US \$/tn de NH3)	4,16	4,36	4,07
------------------------------------	------	------	------

MANTENIMIENTO (US \$/tn de NH3)	16,62	17,43	16,28
---------------------------------	-------	-------	-------

COSTO OPERATIVO

TECNOLOGÍA	(US\$/tn de NH3)	(US\$/tn de NH3)	(US\$/tn de NH3)
MATERIA PRIMA	73,76	61,44	78,40
QUIMICOS Y CATALIZADORES	1,20	1,20	1,20
ELECTRICIDAD	0,70	0,70	0,70
AGUA	0,02	0,03	0,03
VAPOR	0,00	0,00	0,00
COMBUSTIBLE	0,00	0,00	0,00
MANO DE OBRA	0,90	1,02	1,13
AMORTIZACION E INTERES	11,13	11,67	10,90
TASA DE SEGUROS	8,31	8,71	8,14
GASTOS GENERALES	4,16	4,36	4,07
MANTENIMIENTO	16,62	17,43	16,28
COSTO TOTAL	105,67	94,89	109,94
COSTO TOTAL DE OPERACIÓN	116,80	106,55	120,84
GASTOS DE ARRANQUE (MM US \$)	12,06	10,26	12,80
FR (MM US \$)	13,87	11,80	14,72
INVERSION (MM US \$)	335,44	292,83	355,91

Planta al 100% de Producción

Precio FOB de NH3 (US\$/tn) = 240,00

INGRESOS (MM US\$) =	144,00	120,00	156,00
EGRESOS (MM US\$) =	63,40	47,44	71,46
Depreciación (MM US\$) =	12,47	10,89	13,23
Impuestos (MM US\$) =	17,03	15,42	17,83

$$VAN = \sum_{p=1}^n \frac{Gp - Ip}{(1+i)^p}$$

n = tiempo de vida total de 20
 p = período de referencia
 Gp = Flujo de caja en período p
 Ip = Flujo de caja convertido en p
 i = tasa de actualización = 0.12

CAPACIDAD 4

Año calendario	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024
Año de Operación	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Inversión (MM US\$)	167.72	13.87			0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ingreso (MM US\$)	0	144.00	144.00	144.00	144.00	144.00	144.00	144.00	144.00	144.00	144.00	144.00	144.00	144.00	144.00	144.00	144.00	144.00	144.00	144.00	144.00
Egreso (MM US\$)	0	63.40	63.40	63.40	63.40	63.40	63.40	63.40	63.40	63.40	63.40	63.40	63.40	63.40	63.40	63.40	63.40	63.40	63.40	63.40	63.40
Depreciación (MM US\$)	0	12.47	12.47	12.47	12.47	12.47	12.47	12.47	12.47	12.47	12.47	12.47	12.47	12.47	12.47	12.47	12.47	12.47	12.47	12.47	12.47
Utilidad Bruta (MM US\$)	0	68.13	68.13	68.13	68.13	68.13	68.13	68.13	68.13	68.13	68.13	68.13	68.13	68.13	68.13	68.13	68.13	68.13	68.13	68.13	68.13
Impuestos (25%/UB) (MM US\$)	0	17.03	17.03	17.03	17.03	17.03	17.03	17.03	17.03	17.03	17.03	17.03	17.03	17.03	17.03	17.03	17.03	17.03	17.03	17.03	17.03
Flujo de Caja Económico (MM US\$)	-167.72	49.70	63.57	63.57	63.57	63.57	63.57	63.57	63.57	63.57	63.57	63.57	63.57	63.57	63.57	63.57	63.57	63.57	63.57	63.57	63.57

VANp = -167.72 44.37 50.67 45.24 40.40 36.07 32.20 28.75 25.67 22.92 20.47 18.27 16.32 14.57 13.01 11.61 10.37 9.26 8.27 7.38 6.59

VAN (MM US\$) = Sumatoria VANp = 294.70

CAPACIDAD 5

Año calendario	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024
Año de Operación	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Inversión (MM US\$)	146.41	11.80	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ingreso (MM US\$)	0	120.00	120.00	120.00	120.00	120.00	120.00	120.00	120.00	120.00	120.00	120.00	120.00	120.00	120.00	120.00	120.00	120.00	120.00	120.00	120.00
Egreso (MM US\$)	0	47.44	47.44	47.44	47.44	47.44	47.44	47.44	47.44	47.44	47.44	47.44	47.44	47.44	47.44	47.44	47.44	47.44	47.44	47.44	47.44
Depreciación (MM US\$)	0	10.89	10.89	10.89	10.89	10.89	10.89	10.89	10.89	10.89	10.89	10.89	10.89	10.89	10.89	10.89	10.89	10.89	10.89	10.89	10.89
Utilidad Bruta (MM US\$)	0	61.67	61.67	61.67	61.67	61.67	61.67	61.67	61.67	61.67	61.67	61.67	61.67	61.67	61.67	61.67	61.67	61.67	61.67	61.67	61.67
Impuestos (25%/UB) (MM US\$)	0	15.42	15.42	15.42	15.42	15.42	15.42	15.42	15.42	15.42	15.42	15.42	15.42	15.42	15.42	15.42	15.42	15.42	15.42	15.42	15.42
Flujo de Caja Económico (MM US\$)	-146.41	45.34	57.14	57.14	57.14	57.14	57.14	57.14	57.14	57.14	57.14	57.14	57.14	57.14	57.14	57.14	57.14	57.14	57.14	57.14	57.14

VANp = -146.41 40.48 45.55 40.67 36.31 32.42 28.95 25.85 23.08 20.61 18.40 16.43 14.67 13.10 11.69 10.44 9.32 8.32 7.43 6.63 5.92

VAN (MM US\$) = Sumatoria VANp = 269.86

CAPACIDAD 6

Año calendario	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013	2014	2015	2016	2017	2018	2019	2020	2021	2022	2023	2024
Año de Operación	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
Inversión (MM US\$)	177.95	14.72	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Ingreso (MM US\$)	0	156.00	156.00	156.00	156.00	156.00	156.00	156.00	156.00	156.00	156.00	156.00	156.00	156.00	156.00	156.00	156.00	156.00	156.00	156.00	156.00
Egreso (MM US\$)	0	71.46	71.46	71.46	71.46	71.46	71.46	71.46	71.46	71.46	71.46	71.46	71.46	71.46	71.46	71.46	71.46	71.46	71.46	71.46	71.46
Depreciación (MM US\$)	0	13.23	13.23	13.23	13.23	13.23	13.23	13.23	13.23	13.23	13.23	13.23	13.23	13.23	13.23	13.23	13.23	13.23	13.23	13.23	13.23
Utilidad Bruta (MM US\$)	0	71.31	71.31	71.31	71.31	71.31	71.31	71.31	71.31	71.31	71.31	71.31	71.31	71.31	71.31	71.31	71.31	71.31	71.31	71.31	71.31
Impuestos (25%/UB) (MM US\$)	0	17.83	17.83	17.83	17.83	17.83	17.83	17.83	17.83	17.83	17.83	17.83	17.83	17.83	17.83	17.83	17.83	17.83	17.83	17.83	17.83
Flujo de Caja Económico (MM US\$)	-177.95	51.99	66.71	66.71	66.71	66.71	66.71	66.71	66.71	66.71	66.71	66.71	66.71	66.71	66.71	66.71	66.71	66.71	66.71	66.71	66.71

VANp = -177.95 46.42 53.18 47.48 42.40 37.85 33.80 30.18 26.94 24.06 21.48 19.18 17.12 15.29 13.65 12.19 10.88 9.72 8.67 7.75 6.92

VAN (MM US\$) = Sumatoria VANp = 307.19

TASA INTERNA DE RETORNO (TIR)

$$VAN = \sum_{p=1}^n \frac{Gp - Ip}{(1+i)^p} = 0$$

CAPACIDAD 4

CAPACIDAD 5

CAPACIDAD 6

i = 21%

i = 22%

i = 21%

PAY OUT TIME (POT)

$$POE = \frac{CA}{(I - E)(1 - a) + A}$$

CA = Capital Amortizable o Inversión =
 I = Ingresos =
 E = Costo Operativo (sin amortización + interés) =
 a = Tasa de Impuesto
 A = Amortización + Interés

CAPACIDAD 4

CAPACIDAD 5

CAPACIDAD 6

POT = 3 años

POT = 3 años

POT = 3 años

TASA INTERNA DE RETORNO (TIR)

$$VAN = \sum_{p=1}^n \frac{Gp - Ip}{(1+i)^p} = 0$$

CAPACIDAD 4

i = 21%

CAPACIDAD 5

i = 22%

CAPACIDAD 6

i = 21%

PAY OUT TIME (POT)

$$POT = \frac{CA}{(I - E)(1 - a) + A}$$

CA = Capital Amortizable o Inversión =

I = Ingresos =

E = Costo Operativo (sin amortización + interés) =

a = Tasa de Impuesto

A = Amortización + Interés

CAPACIDAD 4

POT = 3 años

CAPACIDAD 5

POT = 3 años

CAPACIDAD 6

POT = 3 años

SENSIBILIDAD A LA CAPACIDAD DE PLANTA

CAPACIDAD DE PLANTA (TMPD)	350	400	500	600	650
VAN (MMUS\$)	211.19	234.36	269.86	294.7	307.19
TIR (%)	23	23	22	21	21
PAY OUT (años)	3	3	3	3	3

SENSIBILIDAD A LOS PRECIOS: GAS NATURAL Y DEL AMONIACO

VARIACIONES	-10%	-5%	BASE(350MTM/A)	+5%
PRECIO MATERIA PRIMA				
GAS NATURAL	1.44	1.52	1.6/1.9	1.7
PRECIO DE PRODUCTOS				
AMONIACO (\$/TM)	220	230	240	250
VAN (MMUS\$)	181.46	196.33	211.19/193.41	224.87
TIR (%)	20	21	23/21	24

CONCLUSIONES

1. Para tener un precio de venta competitivo, es necesario que la planta produzca un mínimo estándar comparable con las demás empresas internacionales.
2. La capacidad de la planta de amoniaco es de 1000 TM/día.
3. Los excedentes de la producción serán destinados a exportación obteniendo un precio que sea competitivo a nivel mundial.
4. Para la factibilidad de la planta, el mercado debe estar constituido a nivel nacional y países vecinos como Chile, Ecuador, Argentina, Bolivia y Brasil.
5. Si se diese la producción de carbón como co-producto, éste tendría que ser de alta pureza para la obtención de grandes ingresos, quizás llegando a que el costo de producción del amoniaco sea cero.
6. Las reservas con las que cuenta el gas de Camisea son las adecuadas; aún, con las que han sido destinadas al desarrollo de la industria nacional.
7. La creación de este proyecto permitirá el desarrollo de algunas regiones, pero, a la vez, el ingreso de divisas al país reduciendo el gasto de importaciones, originándose un ingreso per cápita mejorado.
8. No sólo se iniciaría el desarrollo de la petroquímica básica en el país con este proyecto, sino más bien el desarrollo no muy lejano de proyectos como Bayóbar, DAP-MAP, Fertilizantes.
9. La optimización en la producción, en la economía y finanzas, se daría para provecho del país si el gas de Bolivia saliera por un puerto peruano (en este caso puede ser Pisco o Ilo).

RECOMENDACIONES

1. Instalación de la planta de amoniaco en Pisco con una inversión total de 224.19 millones de dólares, con un TIR de 23%, y VAN de 211.19 millones de dólares, con un tiempo de recuperación de 6 años (3 años sin pago del préstamo y hasta que la planta se encuentre al 100% de su capacidad de producción; los tres años siguientes corresponden al tiempo de recuperación de inversión total de la planta).
2. Obtener un mercado seguro para las exportaciones de los excedentes del producto con nuestros países vecinos.
3. Buscar a un licenciante que no solo piense en este proyecto sino con la posibilidad de aumentar su inversión en el país; por supuesto, brindándoles las garantías en el ámbito económico y financiero.
4. Seleccionar un equipo de profesionales en el ámbito económico petroquímico y administrativo, con la finalidad de Optimizar continuamente los costos operativos y competir a nivel internacional.
5. Realizar convenios con universidades del país y la empresa licenciante, cuya finalidad seria entre ambos el intercambio de conocimientos y tecnología.
6. Realizar las gestiones con las empresas destinadas a abastecer la materia prima o productos químicos, con la finalidad de reducir costos y poder brindar un precio de venta del producto a un valor competitivo a nivel internacional y de mejor calidad.

BIBLIOGRAFÍA

- Synthetic Ammonia: S. STRELZOF and L.C. PAN, Chapter 7
- DEADMAN,D.Y. TURNER,K. (1981): “Modelling the supply of Wastepaper”, Journal of Environmental Economics and Management,8,pp.
- GILL,G. LAHIRI,K. (1980): “An econometric model of wastepaper recycling in the USA”, Resources Policy , dec., pp 320 – 325
- Chavrel Alain Le Febvre Gilles; Petrochemical Processes, Technical and Economic Characteristics, Pris Technip 1989.
- OPERATION MANUAL: AMMONIA PLANT FOR PETROPERU
MITSUBISHI HEAVY INDUSTRIES LTD
CHEMICAL PLANT ENGINEERING CENTER
- CHEMICAL SAFETY DATA SHEET SD-8
PROPERTIES AND ESSENTIAL INFORMATION FOR SAFE
HANDLING AND USE OF ANHYDROUS AMMONIA
- KIRK OTHER: ENCYCLOPEDIA OF CHEMICAL TECHNOLOGY –
FOURTH EDITION
- CHEMICAL ENGINEERING November 2002
TRADE MAP PERU: <http://www.trademap.net/peru>
- MEYER STEINBERG: Brookhaven National Laboratory, Brookhaven Science Associates, Upton, NY 11973-5000: A new process for ammonia production with reduced CO₂ emission and co-product carbon production.

- <http://www.uhde.biz/cgi-bin/byteserver.pl/pdf/broschueren/Duengemittel/Ammonia.pdf>
- <http://www.corporate.basf.com>
- <http://www.ngv2004.com/site/sponsor/pluspetrol.htm>
- <http://www.jmcatalysts.com/pct/>
- <http://www.syntex.com/ammonia/pdfs/hysys-ammonia.pdf>
- http://www.gasprocessors.com/GlobalDocuments/E02Feb_08.pdf
- http://www.mwkl.co.uk/pdf/Ammonia_brochure_1.pdf
- www.syntex.com: Syntex Ammonia Synthesis Catalysts
- www.intracen.org/trdstat/welcome.htm
- www.iirsa.org
- www.owl.net.rice.edu: Design of a CO₂ Absorption System in an Ammonia Plant
- www.owl.net.rice.edu: Reactor Project: Ammonia Síntesis, Josue Villesca, Vidya Bala, Alejandra García.
- Conocco Phillips : www.conocophillips.com
- Sasol Technology : www.sasol.com
- Chemical Engineering : www.che.com, November 2002 : All Aboard, Ammonia

- Ingeniería Química : www.alcion.es, Mayo 2003 : Análisis Exergetico para la integración Energética de tres esquemas GTL.
- Ingeniería Química : www.alcion.es, Diciembre 2003 : El Mercado Mundial del Crudo
- Ingeniería Química : www.alcion.es, Octubre 2003 : Conversión de Hidrocarburos Gaseosos a Liquidos.
- Hydrocarbon Processing “Petrochemical Handbook 1993” , marzo 1993, revista
- Hydrocarbon Processing “Integrate recovery systems for low energy ammonia production” , julio 1981, revista.