

# **UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA**

**FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y TEXTIL**



**“ESTUDIO TÉCNICO – ECONÓMICO DE LA PRODUCCIÓN DE  
NITRATO DE AMONIO PARA LA INDUSTRIA MINERA A PARTIR  
DE LA PETROQUÍMICA DEL METANO”**

## **TESIS**

**PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL DE:**

**INGENIERO QUÍMICO**

**PRESENTADO POR:**

**JACKELIN JUDITH MORI FLORES  
RAMIRO FÉLIX CANCHUCAJA CRUZ**

**LIMA – PERÚ**

**2011**

## Resumen

La presente tesis da a conocer la sinergia de la industria minera (**Capítulo 3**) y la industria petroquímica (**Capítulo 4**) a través de la construcción de una planta de nitrato de amonio grado ANFO para el consumo minero, cuyas propiedades y usos se presenta en el **Capítulo 5**.

En el **Capítulo 6** se muestra el análisis del mercado del nitrógeno mundial y se realiza un análisis del mercado nacional para fijar una capacidad de planta de 330,0 miles de TM anuales para el nitrato de amonio 99,8% en peso y 287,9 miles de TM anuales para el ácido nítrico al 100%. El factor de servicio de las dos plantas es de 330 días operativos al año.

Planta	Capacidad, MTM/año	Concentración, % peso
Ácido Nítrico	479,8	60,0
Nitrato de Amonio	330,0	99,8

En el **Capítulo 7** se efectúa un análisis de la ubicación de la nueva planta en función a la información recabada del Estudio de Impacto Ambiental (EIA) de la empresa Nitratos del Perú S.A. y se llega a escoger a la Bahía de San Juan de Marcona en Ica.

Quizás el **Capítulo 8** es la parte que más aporte brinde debido a que se realiza un estudio técnico preliminar de planta de ácido nítrico que se caracteriza por presentar el modelamiento y optimización de la columna de absorción de NOx. Además se presenta el estudio técnico preliminar de la planta de nitrato de amonio, que se caracteriza por el modelamiento y diseño de la columna de formación de prills de nitrato de amonio grado ANFO. Este estudio técnico abarca el dimensionamiento de los equipos principales y cálculo de servicios, los cuales se basan en los balances de materia y energía realizados en el simulador de procesos.

Luego de calcular las capacidades de cada unidad de proceso en el **Capítulo 9** se procede a calcular el costo de capital fijo para las dos plantas y se realiza la evaluación económica y financiera. La operación de la planta se inicia en el año 2 en referencia al año en que se comienza la construcción e inversión. En la evaluación se considera un financiamiento de 55% de la inversión total fija, con un interés de 12% anual.

	Costo, millones de USD
Inversión en Capital Fijo (excluido terreno)	128,31
Inversión Terreno	6,75
Inversión Total Fija	135,07
Costo Variable Anual	8,95
Costo Fijo Anual	18,07
Costo de Capital de Trabajo	16,86

Los resultados de las evaluaciones con una tasa de descuento de 10% son:

#### Evaluación Económica

VP Fnf	78,7 MMUS\$	TIR	17,5%
VP Inv	133,2 MMUS\$	IVP	0,59
VP Ing	879,4 MMUS\$	B/C	1,10
VP Eg	800,7 MMUS\$	TR, años	9,52

#### Evaluación Financiera

VP Fnf	88,8 MMUS\$	TIR	21,7%
VP Inv	109,0 MMUS\$	IVP	0,82
VP Ing	879,4 MMUS\$	B/C	1,11
VP Eg	790,5 MMUS\$	TR, años	8,60

Luego se realiza un análisis de riesgos del proyecto de inversión mediante la Simulación de Montecarlo, el cual nos brinda los siguientes resultados.

Número de Datos	500
-----------------	-----

		Económica	Financiera
VPN	Máximo	218,38	228,37
	Esperado	78,69	88,85
	Mínimo	-54,02	-43,26
TIR	Máximo	31%	44%
	Esperado	18%	22%
	Mínimo	5%	5%
IVP	Máximo	1,75	2,23
	Esperado	0,59	0,82
	Mínimo	-0,38	-0,38
B/C	Máximo	1,27	1,28
	Esperado	0,59	1,11
	Mínimo	0,93	0,94
Riesgo		6,9%	4,7%

En el **Capítulo 10** se muestra la información más importante de la Línea Base Ambiental y Sociocultural, además de los Impactos Ambientales y Sociales de los proyectos de Orica Nitratos Perú S.A. y CF Industries Perú S.A., cuya data fue recopilada de los EIA que se presentaron al Ministerio de Producción y Ministerio de Energía y Minas respectivamente.

## Abstract

This thesis shows the synergy between the mining industry (**Chapter 3**) and the petrochemical industry (**Chapter 4**) through the construction of an ANFO grade ammonium nitrate plant oriented to the national mining market. Its properties and applications are presented in **Chapter 5**.

Nitrogen international market data is presented in **Chapter 6**; furthermore, a national market analysis is carried out in order to obtain the plant capacity to 330,0 MTM/year for ammonium nitrate 99,8 %W and to 287,9 MTM/year for nitric acid 100%W. Stream factor value of 0,905 is set for both plants based on 330 operating days.

Plant	Capacity, TMT/year	Concentration, %W
Nitric Acid	479,8	60,0
Ammonium Nitrate	330,0	99,8

In **Chapter 7** a plant location analysis of the new plant is carried out with data from the Environmental Impact Assessment (EIA) of the company Nitratos del Perú S.A. and, as a result, San Juan de Marcona Bay is chosen.

Perhaps **Chapter 8** is the most contributing part, due to the fact that a preliminary technical study of the nitric acid plant is presented, in which the modeling and optimization of NO<sub>x</sub> reactive absorption column outstands. Besides, a preliminary technical study of the ammonium nitrate plant is presented, in which the modeling and sizing of the prilling tower outstand so as to obtain ANFO grade ammonium nitrate. This study comprises the sizing of major equipment and the calculation of utilities based on mass and energy balances, which were carried out in process simulation software.

After calculating major equipment capacities, in **Chapter 9** the fixed capital investment is estimated and economic and financial profitability analyses are performed. Operation begins in the second year with reference to the beginning of investment owing to construction lasts two years. In the financial analysis it is considered a 55% of the total investment to be financed and the annual interest rate is 12%.

	Cost, MMUSD
Fixed Capital Investment (land excluded)	128,31
Investment in Land	6,75
Total Capital Investment	135,07
Annual Variable Cost	8,95
Annual Fixed Cost	18,07
Working Capital	16,86

The evaluation results with a discount rate of 10% are:

#### Economic Profitability Analysis

PV CF	78,7 MMUS\$	DCFRR	17,5%
PV Inv	133,2 MMUS\$	IVP	0,59
PV Rev	879,4 MMUS\$	P/C	1,10
PV Exp	800,7 MMUS\$	PBP, years	9,52

#### Financial Profitability Analysis

PV CF	88,8 MMUS\$	DCFRR	21,7%
PV Inv	109,0 MMUS\$	IVP	0,82
PV Rev	879,4 MMUS\$	P/C	1,11
PV Exp	790,5 MMUS\$	PBP, years	8,60

Afterwards, a risk analysis of the investment project is performed by making use of Montecarlo Simulation, which presents the following results:

Number of Data	500
----------------	-----

		Economic	Financial
NPV	Maximum	218,38	228,37
	Most Likely	78,69	88,85
	Minium	-54,02	-43,26
DCFRR	Maximum	31%	44%
	Most Likely	18%	22%
	Minium	5%	5%
IVP	Maximum	1,75	2,23
	Most Likely	0,59	0,82
	Minium	-0,38	-0,38
P/C	Maximum	1,27	1,28
	Most Likely	0,59	1,11
	Minium	0,93	0,94
Risk		6,9%	4,7%

Environmental and Social Base Line and Environmental and Social Impacts are presented in **Chapter 10**. The sources of the information are the EIA of the companies Orica Nitratos Perú S.A. and CF Industries Perú S.A. Those documents were presented to the Department of Production and to the Department of Energy and Mining of Peru respectively.

## INDICE

<b>Capítulo 1</b> Introducción	1
<b>Capítulo 2</b> Alcance	3
<b>Capítulo 3</b> Industria Minera en el Perú	4
3.1 Reseña Histórica	4
3.2 Situación Actual	4
3.3 Proyectos de Inversión	9
<b>Capítulo 4</b> Industria Petroquímica en el Perú	11
4.1 Reseña Histórica	11
4.2 Situación Actual	12
4.3 Proyectos de Inversión	13
<b>Capítulo 5</b> Aplicaciones del Nitrato de Amonio	18
5.1 Propiedades Físicas y Químicas	18
5.2 Usos	19
5.3 Propiedades Explosivas del Nitrato de Amonio	20
5.4 Mezclas ANFO	21
5.4.1 Uso en Emulsificantes	22
5.4.2 Estándares de Calidad Nacional	23
5.4.3 Condiciones de Seguridad	24
<b>Capítulo 6</b> Análisis de Mercado	26
6.1 Mercado Mundial del Amoniaco	26
6.1.1 Precio del Amoniaco	29
6.2 Transporte y Almacenamiento de Amoniaco	30
6.2.1 Transporte Marítimo	30
6.2.2 Transporte Terrestre	32

6.2.3 Almacenamiento	33
6.3 Mercado Mundial de Explosivos	35
6.4 Mercado Nacional de Nitrato de Amonio	36
6.5 Dimensionamiento de Planta	38
<b>Capítulo 7</b> Análisis de Ubicación del Proyecto	<b>40</b>
<b>Capítulo 8</b> Estudio Técnico	<b>46</b>
8.1 Obtención de Amoniaco	46
8.2 Obtención de Ácido Nítrico	49
8.2.1 Proceso de Presión Dual	51
8.2.2 Proceso de Una Presión	52
8.3 Diseño de Planta de Ácido Nítrico	55
8.3.1 Oxidación Catalítica de Amoniaco	59
8.3.2 Tren de Enfriamiento de Gases de Reacción	64
8.3.3 Absorción Química de NO <sub>x</sub>	67
8.3.4 Sistema Compresión-Expansión	85
8.3.5 Abatimiento de NO <sub>x</sub>	90
8.4 Obtención de Nitrato de Amonio	92
8.5 Diseño de Planta de Nitrato de Amonio	93
8.5.1 Reactor de Neutralización	95
8.5.2 Concentración de la Solución	102
8.5.3 Formación de Prills	105
8.5.4 Acabado de Sólidos-Enfriamiento	111
8.5.5 Recubierto y Embalaje	118
<b>Capítulo 9</b> Análisis Económico	<b>119</b>
9.1 Factibilidad Preliminar	119
9.2 Estimación de Costo de Equipos	120
9.3 Estimación de Costo de Manufactura	128
9.4 Evaluación Económica y Financiera	131
9.5 Análisis de Riesgo	136
<b>Capítulo 10</b> Estudio de Impacto Ambiental	<b>139</b>
10.1 Introducción	139

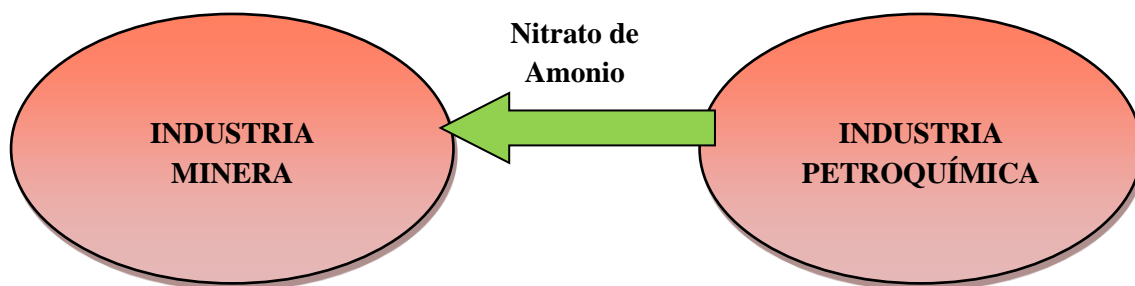
10.2 Línea Base Ambiental y Social	139
10.2.1 Componentes Físicos	139
10.2.2 Componentes Biológicos	142
10.2.3 Componentes Socioculturales	143
10.3 Impactos Ambientales y Sociales	143
10.3.1 Componentes Físicos	143
10.3.2 Componentes Biológicos	148
10.3.3 Componentes Socioculturales	148
<b>Capítulo 11 Conclusiones</b>	<b>149</b>
<b>Capítulo 12 Bibliografía</b>	<b>151</b>
<b>Capítulo 13 Apéndices</b>	<b>154</b>
13.1 Simulación de la Planta de Ácido Nítrico	154
13.2 Simulación de la Planta de Nitrato de Amonio	165
13.3 Data de Costos	168



## 1. INTRODUCCIÓN

El presente tema de tesis da a conocer la sinergia entre dos sectores emergentes de la gran industria en el Perú: Sector Minería y Sector Hidrocarburos; los cuales a largo de muchos años de la industria en el Perú hasta el 2010 no se les clasificó conjuntamente como sectores donde cada uno pueda aportar al otro. La manufactura del nitrato de amonio será fundamental para lograr tal interacción.

El nitrato de amonio es un insumo básico para la fabricación de explosivos y fertilizantes. Por muchos años se ha producido a partir del amoniaco, donde parte de este se convertía en ácido nítrico, y por neutralización se obtiene el nitrato de amonio. Otros métodos de síntesis incluyen el Proceso Odda que usa como materia prima la roca fosfórica y la metátesis con sulfato de amonio y nitratos.



**FIG.1.1** Sinergia entre la industria minera y petroquímica

Las instalaciones de la planta para la producción de nitrato de amonio constan principalmente de una planta de ácido nítrico y de nitrato de amonio, las cuales han sido tema de innumerables mejoras a lo largo del tiempo por la gran aplicación que tienen los productos; por tal motivo, éstas presentan un alto avance en la tecnología del proceso y de equipos.

La existencia de ácido nítrico se conoce desde la época de los alquimistas en el siglo VIII. En la Edad Media era conocido como *aqua fortis* o agua fuerte. Desde esa época, el ácido nítrico era producido a partir de nitrato de potasio y ácido sulfúrico. La manufactura del ácido nítrico se remonta a 1838, cuando Kuhlmann patenta la oxidación catalítica de amoniaco sobre una esponja de platino. Plantas piloto fueron construidas por Ostwald y Brauer en el período de 1901 y 1904 y la primera planta llegó a producir 300 kg/día del ácido. Kaiser en 1909 introdujo el uso de platino como catalizador en forma de mallas con alambres de 0.06 mm de diámetro y 1050 aperturas por  $\text{cm}^2$ , las cuales son usadas en la actualidad.

El amoniaco a principios de los 1920s era producido a partir de licores de gas, el cual contenía muchas impurezas, como azufre y arsénio que acortaban la vida del catalizador. Dicho escenario impedía grandemente el crecimiento de la

producción del ácido nítrico. Sin embargo, el desarrollo del proceso Haber-Bosch (nombrado así por el aporte de los ganadores del Premio Nobel de Química por la síntesis e industrialización del amoníaco en 1918 y 1931 respectivamente) para la producción de amoníaco de alta pureza y además el uso del acero inoxidable para la construcción de absorbedores de alta eficiencia a presión lograron el desarrollo de tal industria.

Gracias al aporte tecnológico de la manufactura del ácido nítrico se difundió el uso de fertilizantes sintéticos, mejorando grandemente el rendimiento de cosecha de los alimentos y el aprovechamiento de mayores terrenos para el cultivo. Además, el desarrollo de productos antiglomerantes, los cuales evitan la contaminación del nitrato de amonio grado ANFO con la humedad, lograron en la década de 1950 establecer al nitrato de amonio como el primer explosivo en la industria para la construcción y minería.

El descubrimiento del Gas de Camisea a mediados de la década del 80 no estaba asociado a un escenario propicio para la llegada de inversiones extranjeras, lo cual limitó el desarrollo de la industria petroquímica. Sin embargo, actualmente el Perú está en una situación que no había tenido nunca, la cual incluye creciente tendencia en los indicadores macroeconómicos, aumento de competitividad en el ranking internacional y mejor percepción de destino para inversiones y negocios. La rentabilidad de las empresas mineras ha aumentado considerablemente debido a la subida del precio internacional de los minerales en los últimos años y las empresas de servicio han tenido altas rentabilidades en los últimos cinco años.

Cabe además mencionar que a mediados del 2010 comenzó la exportación de Gas Natural Licuefactado (GNL) y, por lo tanto, la exportación del sector hidrocarburos ha crecido sustancialmente, el cual va de la mano con la promoción de actividades de exploración y producción de petróleo y gas en varios de los lotes en la cuenca del Marañón y Ucayali<sup>[47]</sup>.

El 2011 significa para el Perú un momento en que su éxito como exportador de materias prima, al igual que Brasil, Chile, México y Colombia, debe ser regulado por políticas fiscales que generen un escenario de no estar al riesgo de morir de éxito por la abundancia de recursos. El aumento de la capacidad productiva en diversos sectores debe ser desacelerado en comparación al ritmo de crecimiento de demanda y así evitar el recalentamiento de la economía.

La entrada masiva de capitales se ha convertido en la gran batalla a librar por las principales economías latinoamericanas. Una inversión en muchos casos de corto plazo, que aprovecha el diferencial de tipos de interés y de tipo de cambio, y que está llevando a países como Brasil, Perú, México y, más recientemente, Chile a aplicar medidas para intentar frenar la entrada del capital más especulativo y, así, frenar en parte la apreciación de la divisa. El saliente gobierno descarta el sobrecalentamiento gracias a los ajustes aplicados a la economía de mercado. El año electoral, además, ocasionó cambios bruscos en los indicadores bursátiles de la bolsa y se espera que el próximo presidente del Perú continúe con la economía de mercado, que tanto crecimiento en cifras macroeconómicas ha aportado al Perú.

## 2. ALCANCES

El presente tema de tesis: **Estudio Técnico-Económico de la Producción de Nitrato de Amonio para la Industria Minera a partir de la Petroquímica del Metano** involucra el diseño de planta de ácido nítrico y de nitrato de amonio a un nivel conceptual, de los cuales se obtendrá la capacidad de producción de tales plantas, el rendimiento de obtención del producto, costo estimado de inversión fija y tiempo de recupero de inversión del proyecto.

El diseño de planta partirá desde el abastecimiento de materia prima de amoniaco. Por tal motivo, no intervendrá el análisis de obtención de recursos de transporte del gas natural y producción de amoniaco.

La tecnología del proceso estará basada en el estado del arte de los procesos de manufactura de ácido nítrico y nitrato de amonio, los cuales están retratados en tecnologías de importantes empresas licenciadoras de procesos como Uhde, KBR, GIAP entre otros, y patentes de procesos. Dichos procesos serán simulados con ASPEN HYSYS 2006 con el fin de hacer los balances de materia y energía. La convergencia que se logre con el simulador servirá de base para el diseño de los equipos principales.

El trabajo además comprenderá el estudio de mercado y evaluación económica. El estudio de mercado se hará en base a los valores de oferta y demanda del nitrato de amonio de los últimos años y a los precios en que se encuentra dicho producto actualmente. Para la evaluación económica haremos uso del precio internacional del amoniaco. Además se presentará un resumen del estudio de impacto ambiental presentados por las empresas Orica Nitratos Perú S.A. y CF Industries Perú S.A.

## 3. INDUSTRIA MINERA EN EL PERÚ

### 3.1 Reseña Histórica

El caso de la industria minera es muy resaltante. Desde la época del imperio incaico ya se conocían los lavaderos de oro. Dicho metal era muy apreciado por los mismos moradores nativos y la riqueza del país en este metal precioso era ya muy conocida. Sin embargo, los demás minerales metálicos y no metálicos no eran explotados expansivamente. En la época de la conquista los invasores españoles hicieron innumerables esfuerzos para esclavizar a los pobladores andinos para que trabajaran en las minas de plata y oro bajo condiciones infrahumanas. A finales de la década del 70 el Perú abarca una nueva dimensión en cuanto a minería, ubicándose como primer productor de bismuto, cuarto en plata y molibdeno, quinto en plomo y zinc y séptimo en cobre. La producción llegó a pasar de 100 millones a 2 000 millones de dólares, logrando cubrir el 50% de las exportaciones nacionales.

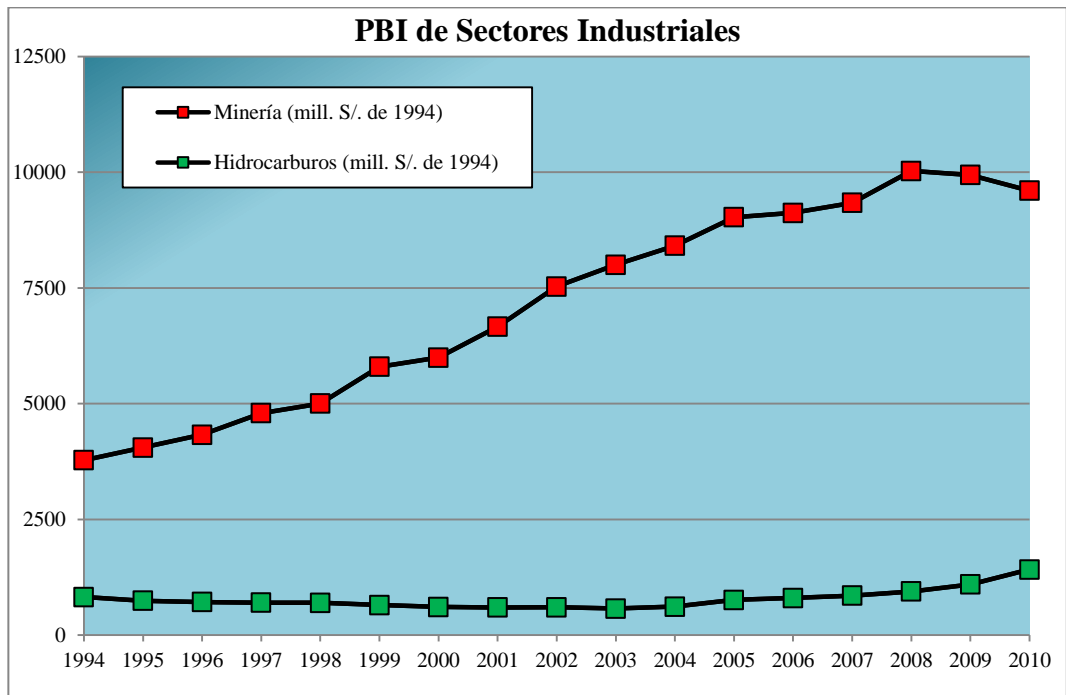
En el 1ero de Enero de 1974 el gobierno expropió Cerro de Pasco Corporation y se construye Centromín Perú. De igual manera sucedió con los yacimientos de hierro de Marcona, que al estar siendo operados por Marcona Mining Company pasan a ser parte del estado con el nombre de Hierro Perú. Dichas adquisiciones retrasó sustancialmente el desarrollo del sector minero, relegándolo en un nivel muy bajo internacionalmente.

En la década del 90, el comienzo de la privatización por iniciativa del gobierno de turno logró el regreso de la inversión privada, que dio paso a la captación de grandes inversiones en diversos sectores industriales, y la industria extractiva minera dio un paso trascendental para inclinar positivamente la balanza comercial. Esto se vio reflejado en el crecimiento del PBI de las exportaciones mineras, como se muestra en la **Figura 3.1**, y en el aumento de la importación de bienes de capital, como indica la **Figura 3.2**.

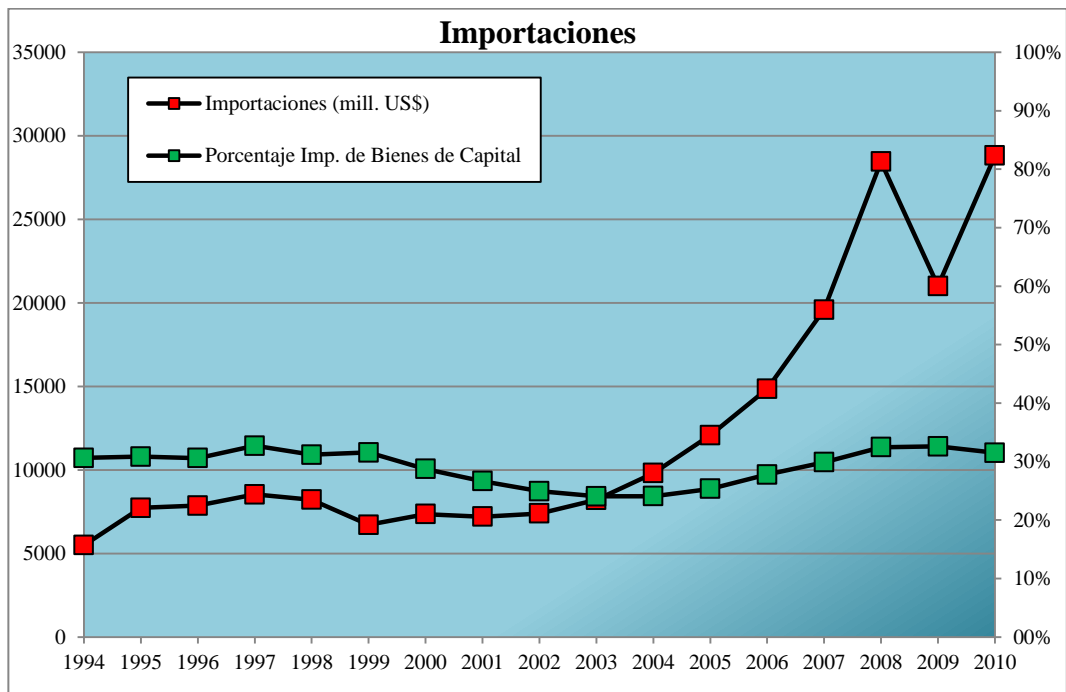
### 3.2 Situación Actual

El Perú es un país de antigua tradición minera, tradición que mantiene y cultiva gracias a la presencia de empresas líderes a nivel internacional. Contamos con un enorme potencial geológico, la presencia de la Cordillera de los Andes a lo largo del territorio, constituye nuestra principal fuente de recursos minerales.

A nivel mundial y latinoamericano el Perú se ubica entre los primeros productores de diversos metales, (oro, plata, cobre, plomo, entre otros según la **Tabla 3.1**), lo cual es reflejo no sólo de la abundancia de recursos y la capacidad de producción de la actividad minera peruana, sino de la estabilidad de las políticas económicas en nuestro país. Los minerales producidos en el Perú son de gran demanda en el mercado mundial actual, cuyo desarrollo se basa en la producción y la industria.



**Figura 3.1** Comparación del PBI del Sector Minero y del Sector Hidrocarburos desde 1994 hasta el 2010 [4]



**Figura 3.2** Importaciones totales y porcentajes referentes a la Importación de Bienes de Capital desde 1994 hasta el 2010 [4]

### Ranking Mundial De Producción de Minerales

Mineral	Mundo	Latinoamérica
Plata	1	1
Zinc	2	1
Estaño	3	1
Plomo	4	1
Oro	6	1
Mercurio	4	2
Cobre	2	2
Molibdeno	4	2
Selenio	9	2
Cadmio	12	2
Hierro	17	5

**Tabla 3.1** Lista de Principales Minerales Metálicos que el Perú produce y su ranking a nivel Mundial y Latinoamérica [36]

Las exportaciones mineras en el 2010 ascienden a 21 723 millones de dólares, que representan el 61.1% de las exportaciones nacionales, tal como indica la **Tabla 3.2**.

### Valores Macroeconómicos Del Perú

	2010	2009	2008
<b>Exportaciones (MMUS\$)</b>	35 565	26 962	31 019
<b>Exportaciones Mineras (MMUS\$)</b>	21 723	16 382	18 101
<b>% Exportaciones Mineras</b>	61,1	60,8	58,4
<b>Importaciones (MMUS\$)</b>	28 815	21 011	28 449

**Tabla 3.2** Valores de las Exportaciones Mineras en comparación a las Exportaciones Totales de los últimos 3 años [4]

Las empresas mineras con mejor situación económica entre los 3 813 titulares que pertenecen a la minería en el Perú son:

- ◆ Minera Yanacocha S.R.L.
- ◆ Southern Perú Copper Corporation S.A.
- ◆ Sociedad Minera Cerro Verde S.A.A.
- ◆ Minera Barrick Misquichilca S.A.
- ◆ Compañía Minera Antamina S.A.
- ◆ Compañía de Minas Buenaventura S.A.A.
- ◆ Minsur S.A.

- ◆ Cementos Lima S.A.
- ◆ Volcan Compañía Minera S.A.A.
- ◆ Shougang Hierro Perú S.A.A.
- ◆ Compañía Minera Miskimayo S.R.L.

El 2008 fue un gran año para la minería, ya que los precios internacionales de los minerales subieron. En el 2009, no obstante, llega una crisis financiera desde los Estados Unidos de América que origina una crisis económica global en todos los sectores, y la caída de los precios de los minerales como el zinc (11,7 %) y el cobre (26 %), que generaron gran efecto en las exportaciones. Dicha situación crea un clima de desconfianza y origina que las inversiones decrezcan. Como no todo podía ser malo para el Sector Minero, cayó el precio de los insumos para la minería, en especial el del nitrato de amonio grado ANFO (26,9%). Las proyecciones para ese año señalan un recupero de este sector industrial con crecimiento sostenible.

### Producción de Minerales

PRINCIPALES MINERALES	2009	2010	%Variación	Principales Productoras
<b>COBRE (TMF)</b> CONCENTRACIÓN	1276249,2	1247125,9	-2,3%	Antamina, Southern, Cerro Verde, Xstrata Tintaya
<b>ORO (Grs.f.)</b> CONCENTRACIÓN	183994691,5	163400376,3	-11,2%	Yanacocha, Barrick Misquichilca, Buenaventura
<b>ZINC (TMF)</b> CONCENTRACIÓN	1512931,1	1470510,3	-2,8%	Antamina, Volcan, Los Quenales, Milpo
<b>PLATA (Kg.f.)</b> CONCENTRACIÓN	3922708,4	3637411,8	-7,3%	Antamina, Buenaventura, Suyamarca, Volcan
<b>PLOMO (TMF)</b> CONCENTRACIÓN	302459,1	261901,8	-13,4%	Antamina, El Brocal, Caudalosa
<b>CADMIO (TMF)</b> REFINACIÓN	289,0	357,4	23,7%	Votorantim
<b>HIERRO (TLF)</b> CONCENTRACIÓN	4418768,3	6042644,2	36,7%	Shougang
<b>TUNGSTENO (TMF)</b> CONCENTRACIÓN	633,6	716,4	13,1%	Málaga Santolalla
<b>ESTAÑO (TMF)</b> CONCENTRACIÓN	37502,6	33847,8	-9,7%	Minsur
<b>MOLIBDENO (TMF)</b> CONCENTRACIÓN	12297,1	16963,3	37,9%	Southern, Cerro Verde, Antamina

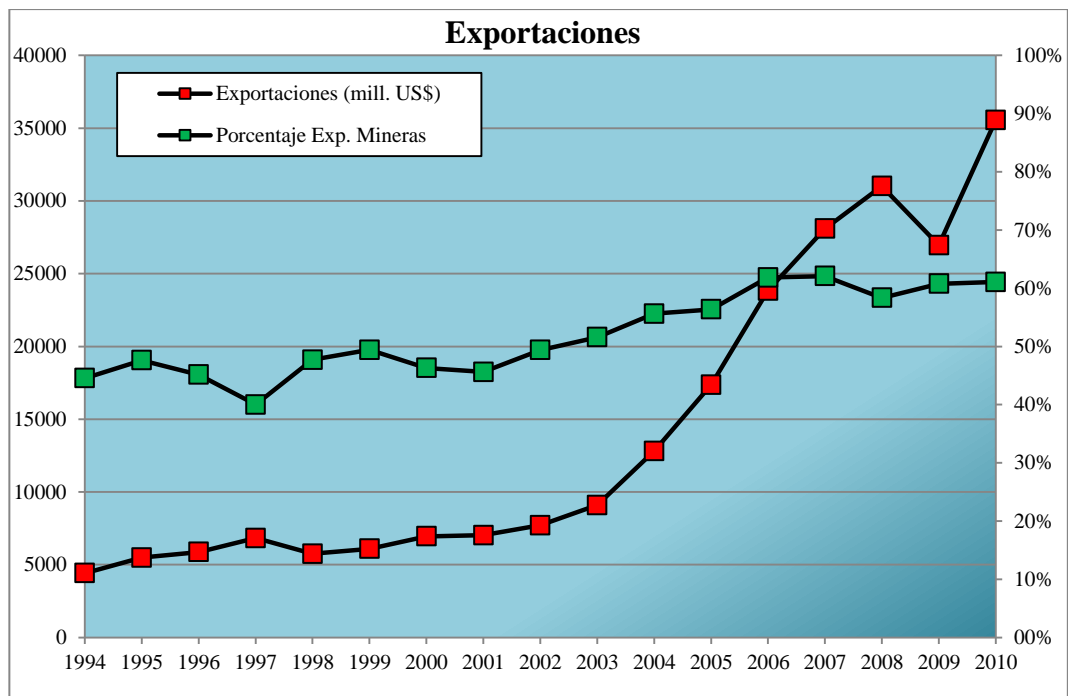
**Tabla 3.3** Tabla de producción de productos mineros de los años 2009 y 2010 (concentración o refinación dependiendo del metal). Además se presenta la variación de la producción del 2010 con respecto al 2009 y las empresas que más produjeron durante el 2010 [35,36].

De esa forma, En el 2010 los precios de los minerales vuelven a su nivel anterior, lo cual se refleja en un incremento significativo en las exportaciones, las cuales se incrementaron en 31,9% y la exportación de minerales en 32,5% según la **Tabla 3.2**. Al final del año 2010 se registró una caída del 3,4% en el PBI Minero (ver **Figura 3.1**) debido a la disminución en la producción de la mayoría de los productos mineros, tal como se refleja en la **Tabla 3.3**.

Sin embargo, las exportaciones tuvieron una considerable alza con respecto al 2010, tal como se retrata en la **Figura 3.3**, las cuales crecieron 31,9% de 26 962

millones US\$ a 35 565 millones US\$. Todo gracias al recupero del precio internacional de los minerales<sup>[36]</sup>.

Durante los dos primeros meses del 2011 Compañía Minera Antamina lideró las exportaciones mineras con un monto de 631,02 millones US\$, lo cual significó un aumento de 74,7% con respecto al mismo periodo del año pasado. En el listado le siguen Southern Perú Copper y Sociedad Minera Cerro Verde. Cabe destacar que en ese periodo las exportaciones ascendieron a 3 715,6 millones US\$. Se espera que dichas cifras tengan la misma tendencia durante el presente año.



**Figura 3.3** Exportaciones nacionales en millones de dólares y los porcentajes referentes a las exportaciones mineras de 1994 hasta 2010 [4]



### 3.3 Proyectos de Inversión

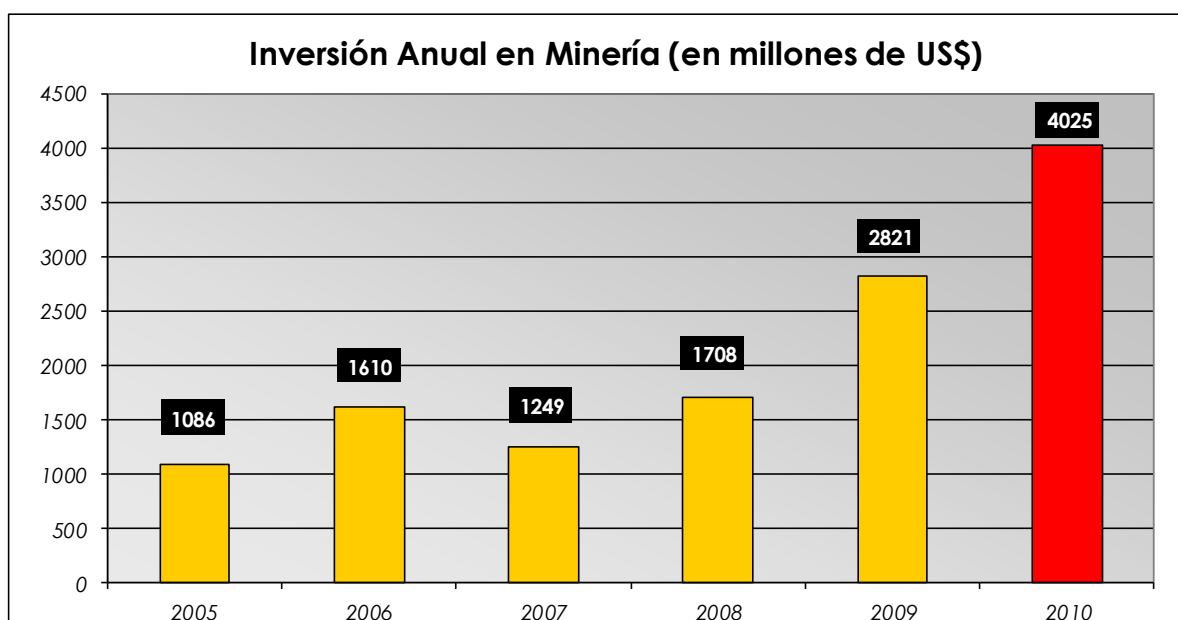
En la actualidad muchas empresas transnacionales importantes se encargan de la extracción de minerales, las cuales están involucradas en proyectos de exploración y ampliación, tal como indica la **Figura 3.4**.

#### PROYECTOS DE INVERSIÓN 2011



**Figura 3.4** Mapas de los Principales Proyectos de Inversión Minera del Perú en el 2011 [36]

En los últimos cinco años el crecimiento de las inversiones en minería ha sido sostenido, tal como lo refleja la **Figura 3.5**. El incremento en el 2009 ha sido liderado por la inversión en equipamiento minero, el cual creció 182% en función del año 2008, sustentada por la empresa Southern Perú Copper con 292 millones US\$ en cuatro de sus unidades. Inversiones de Equipamiento de Planta de Beneficio y Exploración crecieron 126% y 109% respectivamente. Más aún, en el 2010 las cifras reflejaron un mayor aún crecimiento de la inversión, el cual fue liderada por la inversión en Actividades de Preparación, la cual se incrementó en un 160% respecto del año anterior pasando a 509,9 millones US\$, con una inversión de la empresa Xstrata Tintaya S.A de 227 millones US\$. Además, inversiones en Infraestructura crecieron en 115% a 809,2 millones US\$, las fueron lideradas por la empresa Minera Yanacocha S.R.L. con un monto de 183 millones US\$ y por la Compañía minera Miskimayo S.R.L. con 108 millones US\$<sup>[36]</sup>.



**Figura 3.5** Evolución de la Inversión Anual en Minería en los últimos seis años [36]

Para el 2011 la compañía minera Volcan aumentará en 25% su producción de plata de 21 millones de onzas, con la ejecución del proyecto Planta Concentradora de beneficio de minerales oxidados, que recuperará la plata contenida en las pilas de mineral oxidado en la unidad de Cerro de Pasco. Además, se espera que se concrete el proyecto de Tía María a cargo de la empresa Souther Copper Corporation que producirá aprox. 120 000 TMF de cobre anual.

## **4. INDUSTRIA PETROQUÍMICA EN EL PERÚ**

### **4.1 Reseña Histórica**

El paso más complicado para lograr la sinergia entre el sector minero y de hidrocarburos pasaba por parte de la Industria de Hidrocarburos. El Perú, hasta finales de la década de 1970 no era considerado como un país privilegiado en reservas de combustibles fósiles, como el Petróleo y Gas. Además, el pequeño avance tecnológico por parte de la Industria peruana impedía la exploración de tales recursos. También cabe mencionar que las políticas gubernamentales de los gobiernos de turno no formaban un ambiente propicio para la atracción de inversiones. En el año 1969 el gobierno estatizó todas las industrias de este sector y formó la empresa Petróleos del Perú S.A, que conformaba las etapas de explotación, producción, refinación y comercialización de productos derivados de petróleo. Actualmente, la privatización de esta compañía a principios de la década de los 90 dejó a Petroperú con las áreas de refinación y comercialización.

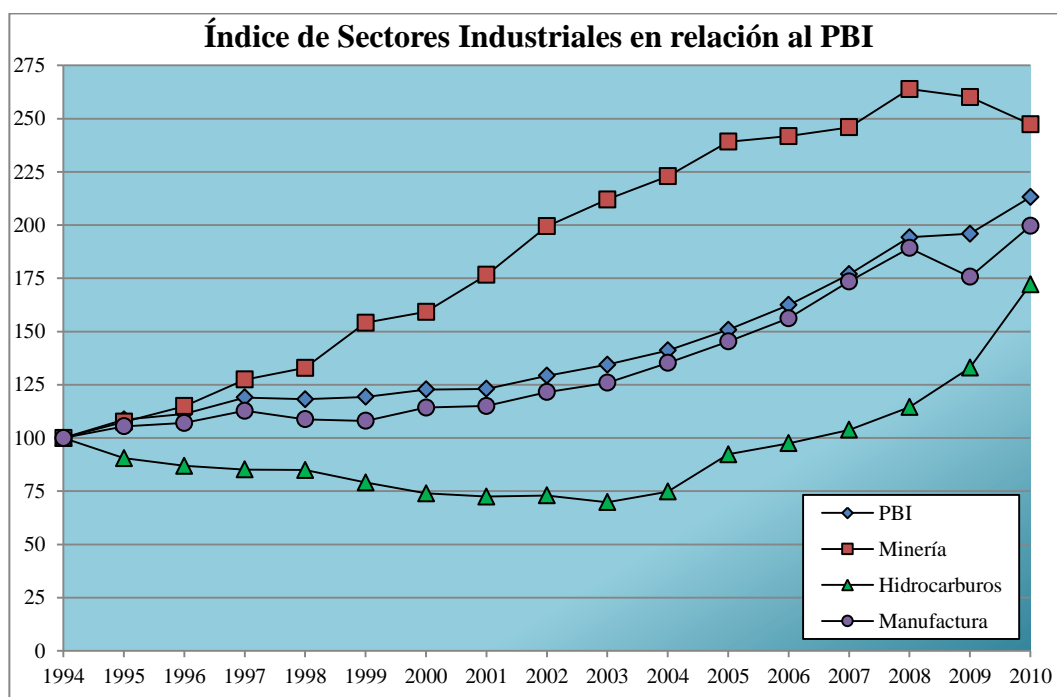
La industria petroquímica en el Perú existió cuando en el año 1975 se construyeron las plantas de fertilizantes, negro de humo y de solventes. La planta de Fertilizantes fue construida con tecnología Toyo Engineering, que llegó a producir 500 TM por día de amoniaco. Además, la planta de negro de humo impulsó las industrias de pintura, neumáticos, tinturas, etc. La planta de solventes producía variedades de alcoholes y cetonas. Sin embargo, estas fueron clausuradas por la gran ventaja que tenían otras fábricas del mismo rubro en el mundo y por economía de escala.

Desde ese entonces hasta la actualidad el sector petroquímico fue nulo. El país incluso no produce a partir de sus yacimiento la cantidad de petróleo suficiente para abastecer la demanda interna, y la exportación de crudo ha sido inminente. La comercialización de los combustibles se realiza con abastecimiento de crudo a precio internacional, lo cual nos somete a regirnos a tales fluctuantes y altos precios, fiscalizados por el estado a través de El Fondo de Estabilización de los Combustibles. Tal asunto requiere el cambio de la matriz energética mediante el uso del Gas de Camisea.

El hallazgo de grandes reservas de gas en la década del 80 en la Selva Alta de Cuzco por parte de la empresa Shell Corporation, la cual hizo una gran inversión, se presentó como gran vía para el desarrollo de nuestra industria y ayudaba al Perú marcarse como uno de los líderes en el sector energético en ese entonces. Desafortunadamente dicha oportunidad no fue aprovechada, ya que decisiones políticas entorpecieron tal desarrollo y no se llegó a ningún acuerdo con la transnacional. Por tal motivo, Shell abandona tal proyecto y nos brinda el conocimiento de tales reservas y el escenario para futuras inversiones.

## 4.2 Situación Actual

Sin embargo, a principios de la década del 2000, el gobierno de turno propone una economía liberal basada en la atracción masiva de inversiones del extranjero y a la privatización. Dichas políticas dan lugar primordial a la captación de empresas transnacionales con alto poder económico y tecnológico que puedan explotar nuestros recursos. Dicho escenario pudo desencadenar el aumento progresivo de la economía peruana, tal como se retrata en la **Figura 4.1**.



**Figura 4.1** Valores de Índices del PBI desde el año 1994 hasta el 2010 [4]

Dicho paso dio lugar al crecimiento de exploraciones de yacimientos petrolíferos y gasíferos. Los resultados han sido muy satisfactorios, ya que se han encontrado reservas en la Selva Norte – descubrimiento de petróleo pesado – y en la Selva Sur – aumento de reservas en el yacimiento de Camisea y continuos contratos de exploración y explotación.

Un consecuente hecho que se apoyaba en tales descubrimientos ha sido la conformación del Consorcio Camisea, el cual la integran las empresas Pluspetrol (27,2%), Hunt Oil (25.2%), SK Energy (17.6%), Tec Petrol (10%), Sonatrach (10%) y Repsol (10%). Los cuales están operando la Planta de Las Malvinas, el gaseoducto que transporta el gas hasta la costa y la planta de fraccionamiento de líquidos de Pisco. Además, Perú LNG, conformada por Hunt Oil (50%), Repsol (20%), SK Energy (20%) y Marubeni (10%) operan La Planta de Licuefacción de Gas Natural en Pampa Melchorita para exportación del gas desde junio del 2010.

Para el consumo nacional, el Ministerio de Energía y Minas pone en licitación la construcción de gaseoductos que brindarán el suministro de gas hacia la

población y el sector industrial. A principios del año 2010 se presentó el EIA para la construcción de un gaseoducto para la región Ica por parte de la empresa Congas Perú S.A.C. Además, Kuntur Transportadora de Gas S.A.C. presentó en agosto del 2010 el EIA para la construcción del gaseoducto andino, que proveerá gas a las regiones de Cuzco, Arequipa, Puno y Moquegua.

Con respecto a la Petroquímica, en principios del 2010 se presentaron al Ministerio de Energía y Minas los Estudios de Impacto Ambiental del proyecto de Nitratos del Perú S.A. para construir una planta de Nitrato de Amonio en la Bahía de Paracas. Esta empresa se forma por la fusión del Grupo Brescia con el 51% y el Grupo Sigdo Koppers de Chile con el 49% de las acciones.

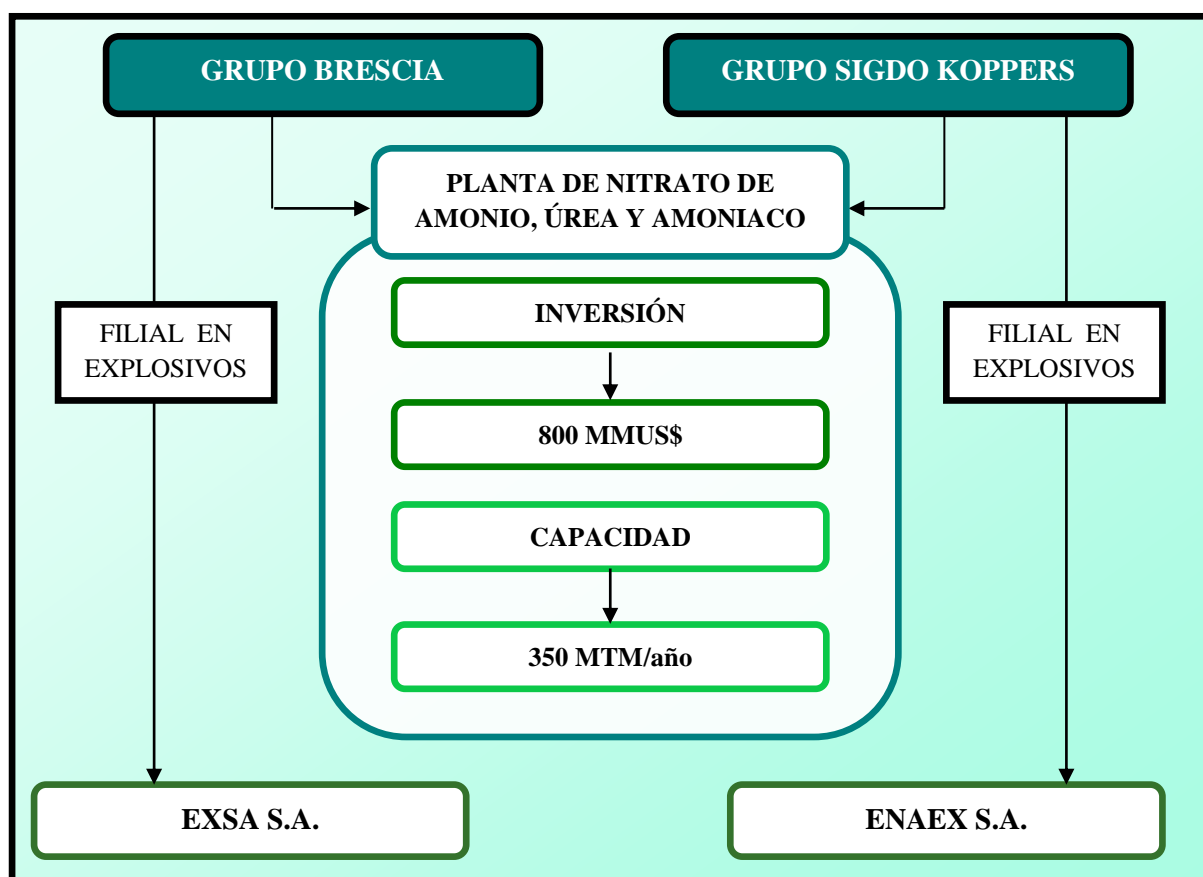
Además, la empresa norteamericana CF Industries presentó también a principios del 2010 el Estudio de Impacto Ambiental al Ministerio de Energía y Minas para la construcción de una planta de amoniaco y úrea en la bahía de San Juan de Marcona. Dicho lugar ha sido declarado por el Gobierno del Perú como centro industrial para el desarrollo de la Petroquímica. Al norte de tal planta se construirá una planta para la producción de nitrato de amonio operada por la empresa australiana Orica Nitratos Perú S.A. a partir del Amoniaco que será proveído por CF Industries. El EIA de tal proyecto se presentó al Ministerio de la Producción también a principios del 2010. Durante los dos primeros meses del 2011 se registró en el rubro de exportaciones diversas ventas de gas natural licuefactado por 184,1 millones US\$ por el consorcio Peru LNG. Pluspetrol Perú Corporation se ubica en el segundo lugar con 164,7 millones US\$.

### **4.3 Proyectos de Inversión**

Actualmente, Braskem, empresa brasileña con siete plantas de productos derivados de etileno, está en planes de invertir en el Perú mediante una alianza con la empresa estatal Petroperú S.A. para implantar una planta de producción de etileno y sus derivados a partir de nuestro recurso gasífero. La manufactura de etileno a partir de gas natural, en este caso a partir de etano, es la forma más económica, ya que es la materia prima que genera menos subproductos no deseados. Este escenario brindaría la primera oportunidad que tiene esta empresa extranjera para producir plásticos a menor costo, ya que todas sus plantas son en base a nafta<sup>[5]</sup>.

Esta empresa brasileña es una filial del grupo Odebrecht, los cuales están comprometiendo fuertes inversiones en el territorio nacional en el sector construcción. En el sector energético este grupo ha adquirido el 51% de las acciones de la empresa Kuntur, la cual se encarga del suministro de gas natural hacia las regiones Cuzco, Arequipa, Moquegua, Tacna y Puno desde el lote 58 de Petrobrás y el lote 88 del Consorcio Camisea. Cabe destacar que a partir del 58 se espera encontrar suficientes reservas de gas, además de los 2 TCF para el consumo nacional, para la industria petroquímica del etano a cargo de la empresa Braskem<sup>[31]</sup>.

Por parte de la petroquímica del metano, la empresa Nitratos del Perú S.A., conformada por la alianza del Grupo Peruano Brescia y el Grupo Chileno Sigdo Koppers, está preparada para invertir en un gran proyecto para la producción de nitrato de amonio a partir del Gas Natural, como se representa en la **Figura 4.2**, el cual requerirá de una inversión de 800 millones de USD con una capacidad de producción de nitrato de amonio de 350 000 TM/año. Dichos grandes grupos empresariales concentran a las empresas más rentables de fabricación de explosivos, que son Exsa (Perú) y Enaex (Chile). La fabricación de su principal insumo será más que beneficioso para su crecimiento y competitividad. Comparación de estas dos empresas mediante sus valores financieros se encuentra en la **Figura 4.3**<sup>[41]</sup>.



**Figura 4.2** Esquema del Proyecto de Amoniaco, Nitrato de Amonio y Urea de la empresa Nitratos del Perú S.A.

El Grupo Brescia tiene una filial llamada Exsa S.A., que se encarga de la fabricación de explosivos y en el 2008 facturó 152 millones de USD y tuvo una utilidad neta de 8.5 millones de soles. De igual forma, el Grupo Sigdo Koppers de Chile maneja a la empresa Enaex S.A., la cual se dedica al mismo rubro que Exsa S.A. y presenta mayor cobertura en Latinoamérica, ocupando los mercados de Perú, Bolivia y 95% del mercado chileno. En el 2009 facturó 317 millones de USD y obtuvo una utilidad neta de 65 millones de USD. Para la producción de

nitrate de amonio, Nitratos del Perú S.A. va a producir 630 000 TM/año de Amoniac y 280 000 TM/año de Ácido Nítrico<sup>[41]</sup>.

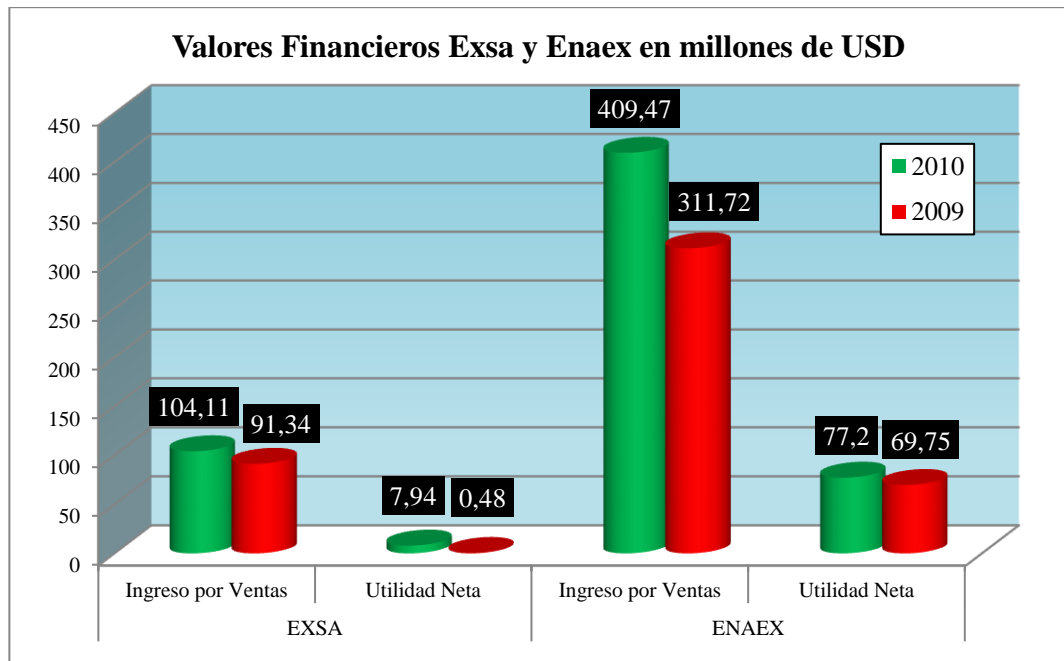


Figura 4.3 Valores Financieros de Exsa (Perú) y Enaex (Chile) en el año 2009 y 2010

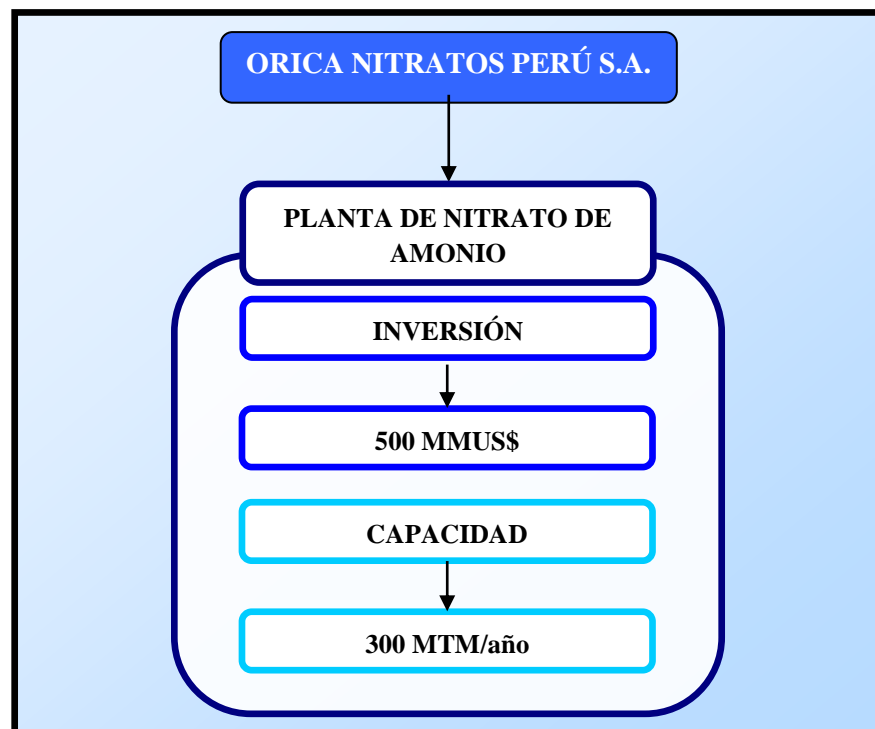
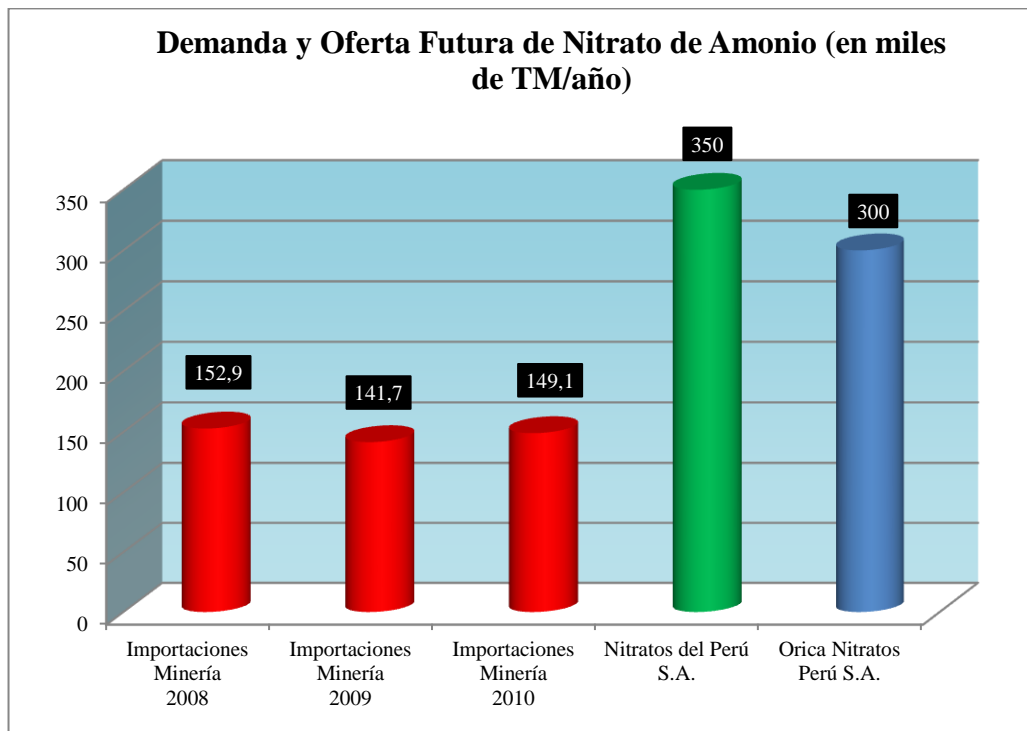


Figura 4.4 Esquema del Proyecto de Nitrato de Amonio de Orca Nitratos Perú S.A.

Por otro lado, la australiana Orica es la empresa más grande a nivel mundial de insumos de productos químicos para la Gran Minería con su segmento corporativo Mining Services. Por tal motivo, presenta gran interés en posicionarse en el Perú y América Latina. Además de tal segmento, Orica tiene otros dos grandes segmentos: Orica Chemicals y Minova. ORICA obtuvo unos ingresos de 5 812,1 millones de USD y una utilidad neta de 1 354,7 millones de USD en el año 2010. Lo cual representa una alta rentabilidad en comparación a sus competidores latinoamericanos. Actualmente, ha establecido la empresa Orica Nitratos Perú S.A. para sus operaciones en el Perú<sup>[45]</sup>.

Por otro lado, la empresa australiana se ha aliado a la empresa norteamericana CF Industries para formar un complejo petroquímico en Marcona. Para tal escenario, CF Industries producirá Úrea y Amoniaco a partir de Gas Natural. Orica adquirirá el Amoniaco y lo transformará en Nitrato de Amonio. El cual está previsto que sea para consumo interno y para exportación. Su capacidad prevista es de 300 000 TM/año con una inversión de 500 millones de USD, tal como indica la **Figura 4.4**. La **Figura 4.6** describe las características del proyecto y las capacidades nominales de las plantas del primer complejo petroquímico del Perú<sup>[7]</sup>.

Las capacidades nominales de las dos empresas sobrepasan cada una la demanda nacional actual de nitrato de amonio, la cual asciende a 272 miles de TM en el 2009 (**Figura 4.5**)<sup>[7,45]</sup>.

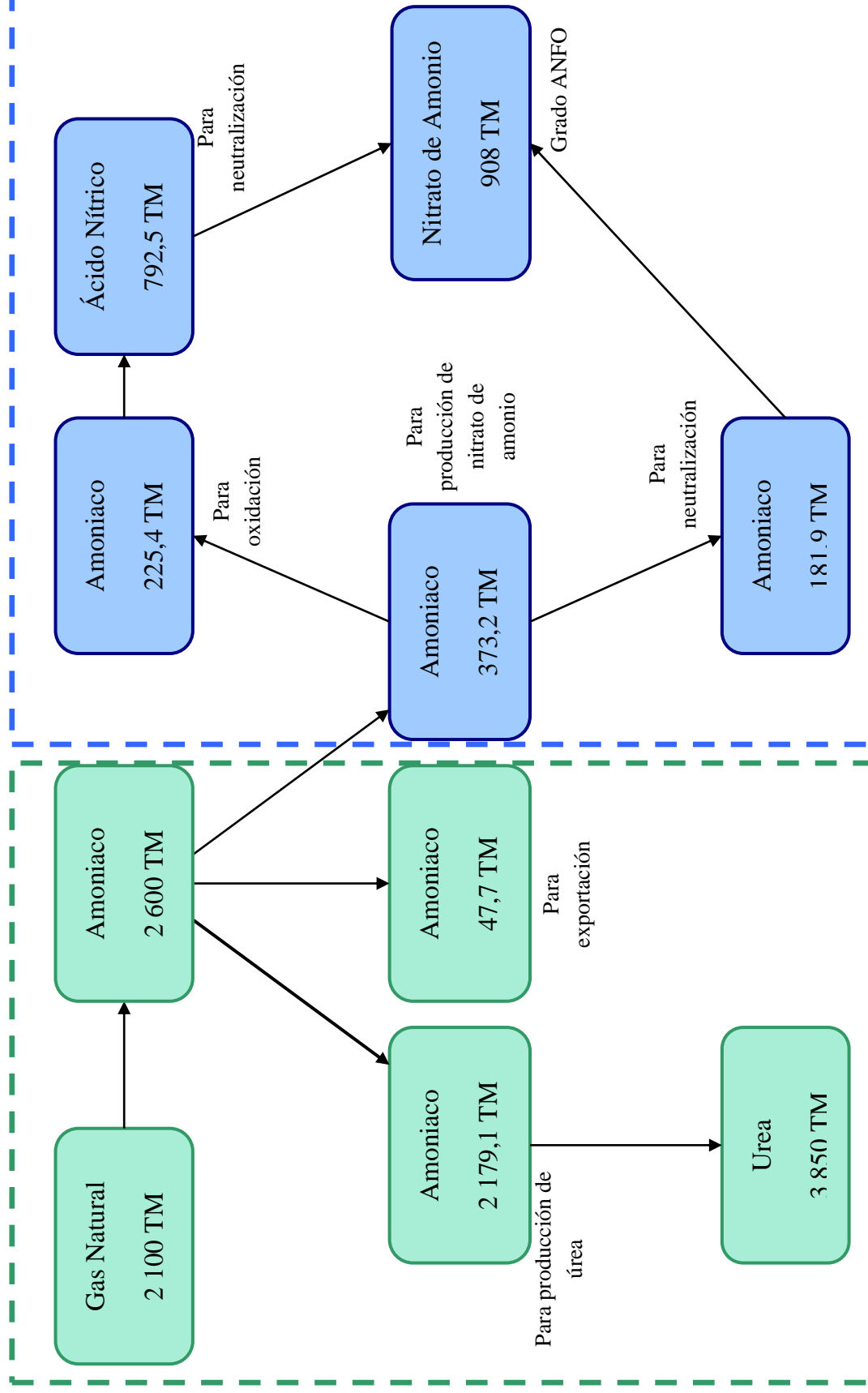


**Figura 4.5** Producción futura de Nitratos del Perú S.A. y Orica Nitratos Perú S.A. en comparación a las importaciones peruanas [1,6,44].



# CF INDUSTRIES

# ORICA



**Figura. 4.6** Balance de masa global del proyecto del polo petroquímico para la producción de fertilizantes y explosivos ubicado en San Juan de Marcona por parte de las empresas CF Industries Perú S.A. y Orica Nitratos Perú S.A. Las cifras corresponden a las capacidades nominales diarias de cada una de las plantas [6,44]

## 5. APLICACIONES DEL NITRATO DE AMONIO

### 5.1 Propiedades físicas y químicas

El nitrato de amonio es una sal cristalina blanca de peso molecular 80 g/gmol, cuyo contenido de nitrógeno es de 35%, la mitad del cual está en forma de nitrato y la otra mitad en forma amoniacal<sup>[27]</sup>. El punto de fusión es de 169,6 °C y a medida que aumenta la humedad, el punto de fusión disminuye. Es altamente soluble en agua (**Tabla 5.1**) y a pesar de ser altamente higroscópico no forma hidratos, pero si dificulta su uso como insumo para los explosivos. La sal sólida toma el agua del ambiente cuando la presión de vapor de agua excede la presión de saturación de la solución acuosa del nitrato de amonio.

T(°C)	Solubilidad de NH <sub>4</sub> NO <sub>3</sub> g/100g	
	Agua	Solución
0	118	54,1
10	150	60,0
20	187	65,2
30	232	69,9
40	297	74,8
50	346	77,6
60	410	80,4
70	499	83,3
80	576	85,2
90	740	88,1
100	843	89,4

**Tabla 5.1** Solubilidad del Nitrato de Amonio en agua a diferentes temperaturas [27]

El nitrato de amonio tiene 5 estructuras cristalinas, las cuales pueden ser obtenidas mediante curvas de enfriamiento, estas estructuras se muestran en la **Tabla 5.2**.

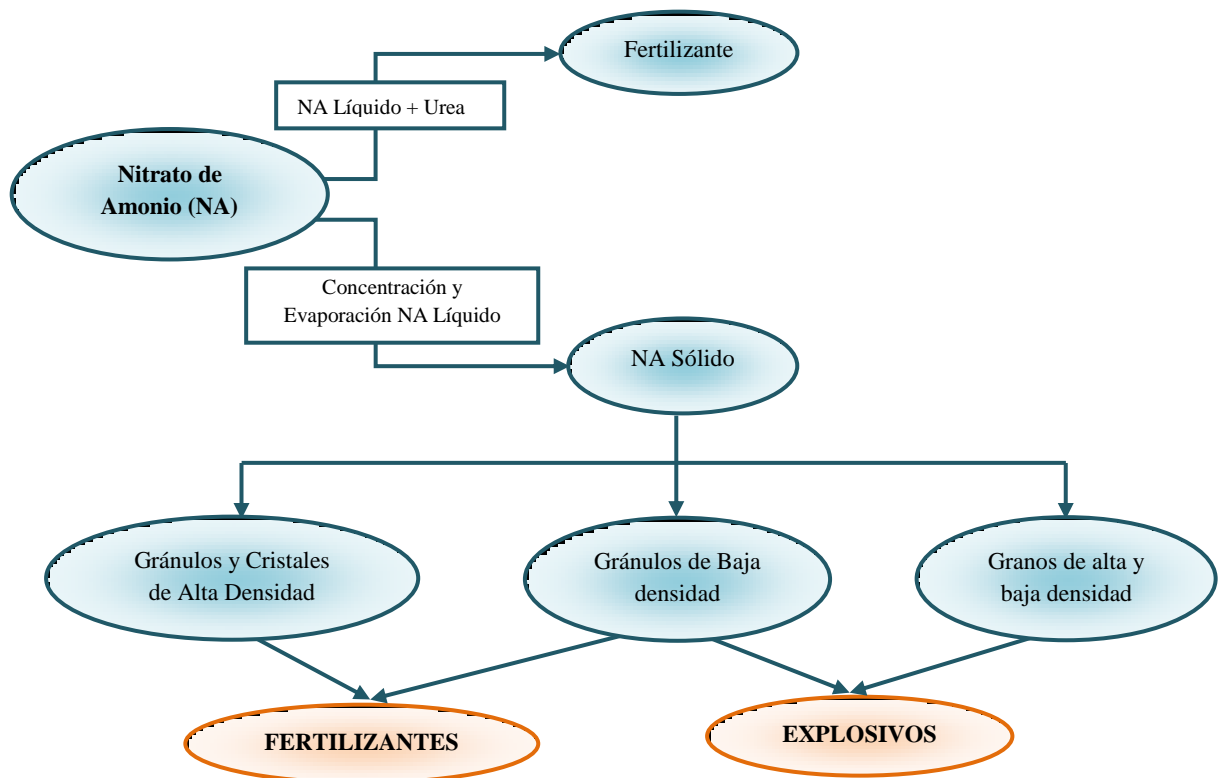
Designación	Rango de Temperatura	Sistema Cristalino
$\alpha$	< -18	tetragonal
$\beta$	-18 – 32,1	rómbico
$\gamma$	32,1 – 84,2	rómbico
$\delta$	84,2 – 125,2	tetragonal
$\epsilon$	125,2 – 169,6	cúbico

**Tabla 5.2** Estructuras cristalinas del Nitrato de Amonio [27]

## 5.2 Usos

Este nitrato es mayormente usado como fertilizante por el alto contenido de nitrógeno que puede brindar a las plantas, gracias a la capacidad de aportar como nitrógeno en forma de nitrato, de absorción inmediata y como nitrógeno amoniacal, de absorción más lenta. El nitrato de amonio como fertilizante puede estar como solución, mezclado con nitrato de calcio o úrea.

También tiene su aplicación como agente oxidante en explosivos. El producto de mayor aplicación comercial es la mezcla de nitrato de amonio con Diesel llamado ANFO (Ammonium Nitrate Fuel Oil). Los productos ANFO están formados en un 94% por nitrato de amonio en peso. También se emplea en las emulsiones, mezclas de emulsión e hidrogeles que contienen entre 76% y 90% de nitrato de amonio. En las dinamitas está presente en un 45-50%. Los granos de nitrato de amonio de baja densidad (**Figura 5.1**) son usados en la formulación de nitrato de amonio puesto que absorbe el combustible de manera más eficiente.



**Figura 5.1** Comercialización del Nitrato de Amonio

El nitrato de amonio se puede comercializar de acuerdo al mercado hacia el cual este orientado, así se puede tener la siguiente clasificación:

### Nitrato de amonio fertilizante

Es un producto rico en nitrógeno, que además combina el doble efecto del nitrógeno nítrico (de efecto inmediato) y del nitrógeno amoniacal (de efecto retardado). El nitrato de amonio es especialmente indicado como fertilizante en terrenos alcalinos.

**Nitrato de amonio industrial**

Este producto es especialmente indicado para la fabricación de ANFO. Está compuesto por perdigones con una porosidad controlada, lo cual lo hace extraordinariamente efectivo en este tipo de explosivos. La densidad de este producto es ajustada según los requerimientos del cliente, oscilando entre 0,70 y 0,76 g/cm<sup>3</sup>. Nitrato denso para dinamita.

**Nitrato de amonio en solución**

Este producto es fabricado con agua totalmente desmineralizada, por lo cual resulta un producto de alta pureza, especial para fabricación de emulsiones, acuageles, slurries, etc.

**Nitrato de amonio sin aditivos**

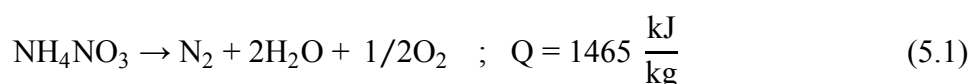
Es un producto 100% puro sólido, adecuado para uso farmacéutico en la fabricación de óxido nitroso, conocido como gas hilarante.

**5.3 Propiedades Explosivas del Nitrato de Amonio**

Un explosivo es un compuesto químico o mezcla de ellos que producen rápidamente grandes cantidades de gases calientes cuando se inician apropiadamente<sup>[28]</sup>. La velocidad de generación de gases, llamada detonación, está en el rango de los kilómetros por segundo y su reacción es completa. A diferencias de los materiales propulsores o pirotécnicos, los explosivos producen menor cantidad de energía pero mayor velocidad de detonación. Las reacciones son oxidaciones y reducciones internas, como la descomposición de la nitroglicerina, o reacciones entre oxidantes y combustibles en mezclas heterogéneas, como en el caso del nitrato de amonio.

La detonación es el resultado del movimiento de la reacción en dirección normal a la superficie del explosivo. La velocidad de reacción depende de la tasa de transmisión de la onda de choque, al cual es iniciada con una combustión inicial.

El nitrato de amonio es la fuente de oxígeno transportable de menor precio y mayor seguridad para aplicaciones en explosivos. El uso del ANFO y de las emulsiones de nitrato de amonio con agua han desplazado a las dinamitas basadas en nitroglicerina. Éstas últimas presentan menor estabilidad de almacenamiento que el nitrato. Sin embargo, la principal desventaja es su propiedad higroscópica. Por tal motivo es necesario un recubrimiento de los prills para reducir la susceptibilidad a alta humedad. El nitrato de amonio a temperaturas elevadas (300°C) es un fuerte comburente y con una pequeña fuente de ignición ocasiona incendios con pérdidas muy considerables. La velocidad de detonación aumenta con la cantidad de combustible hasta un 6% en peso. Si el material está en un lugar confinado la velocidad será mayor. En ciertas condiciones el nitrato de amonio puede detonar, descomponiéndose según la reacción:

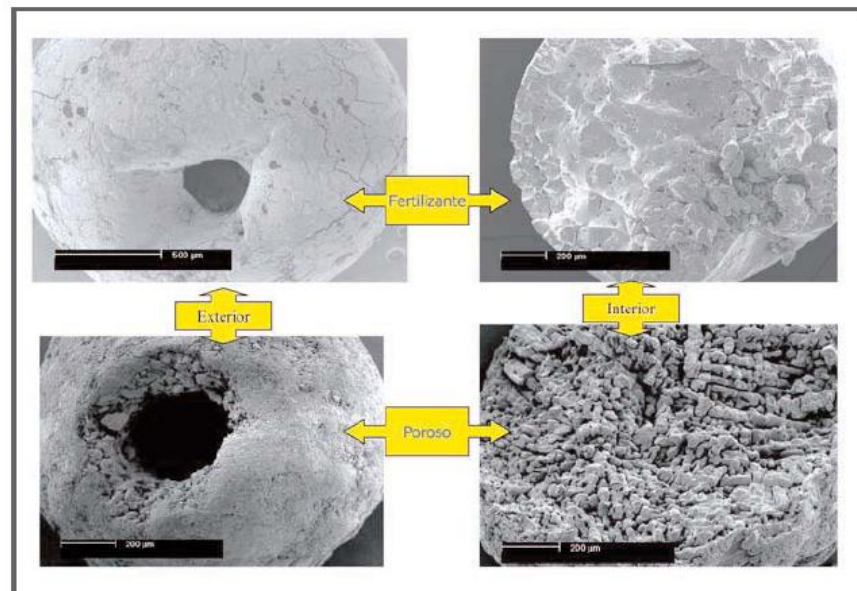


La reacción 5.1 supone una producción de 980 litros de gases por kg de producto.

El nitrato de amonio fue considerado como material de alta peligrosidad en los Estados Unidos cuando ocurrió una terrible explosión donde dos embarcaciones se hundieron en la ciudad de Texas en 1947. El nitrato de amonio, incluso para uso agrícola, es un explosivo capaz de detonar bajo un estímulo bajo, siendo su sensibilidad mayor cuando menor sea su densidad aparente. Además, la sensibilidad aumenta cuando el combustible está en cantidades estequiométricas (2–4 % en peso) y decrece con la presencia de agua. Cuando el nitrato de amonio está puro, sin sustancias orgánicas, detona cuando está confinado, aunque con mayor dificultad. Así como los aceites minerales, todas las sustancias combustibles mezcladas con el nitrato amónico lo sensibilizan de cierta manera.

#### 5.4 Mezclas ANFO

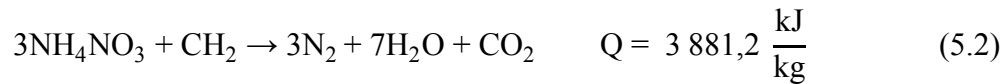
El ANFO es una mezcla de compuestos químicos que contiene 94% de nitrato de amonio y 6% de Fuel Oil o Diesel. Este último es comercializado como Diesel B5 en las empresas mineras. La producción de nitrato de amonio por el año 1945, para uso agrícola, se realizaba en torres de granulación a partir de una solución de nitrato de amonio prácticamente anhidra<sup>[28]</sup>. Con el fin de reducir su costo, se pasó a utilizar soluciones con mayor contenido de agua, que era retenida y se produjeron granos de gran porosidad, en la **Figura 5.2**, se muestra la morfología del nitrato de amonio y la diferencia de porosidades de ambos productos.



**Figura 5.2** Morfología del Nitrato de Amonio

La porosidad permite a los combustibles líquidos mezclarse más íntimamente con el nitrato de amonio y, al exponer una mayor parte de su superficie a la reacción química, se reduce el diámetro crítico, incrementándose su sensibilidad a la detonación con el estímulo de un iniciador, los cuales son cartuchos de dinamita.<sup>[63]</sup>

La mezcla del nitrato de amonio con un combustible, como el diesel, en proporción estequiométrica, da la siguiente reacción de descomposición:

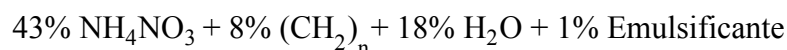


Como ya se había mencionado líneas arriba, para poder producir ANFO se necesita que los prills de nitrato de amonio (NA) tengan cierta porosidad para que el Fuel Oil pueda ser absorbido con mayor. Para esto se realiza la dispersión de solución caliente al 95% de nitrato de amonio por la parte superior de una torre alta donde se hace circular aire a contracorriente, obteniéndose así los prills de NA.

Para obtener el ANFO, el NA y el combustible son mezclados en un tambor giratorio y luego el ANFO es llenado en tubos de cartón o polietileno, seguidos del sellado correspondiente. Si se adiciona iniciadores inertes como aluminio o ferrosilicona la energía liberada aumenta.

#### 5.4.1 Uso en Emulsificantes

Estos explosivos fueron desarrollados para capitalizar el bajo costo del nitrato de amonio y para mejorar la energía disponible por volumen que se obtenía con el ANFO<sup>[27]</sup>; por tal motivo, para que haya una explosión eficiente es necesario que este sea mezclado con una emulsión, la cual se agrega por dos razones; la primera es que le da propiedades de resistencia al agua, la segunda es que eleva la velocidad de detonación del explosivo (VOD) en menores diámetros de carga. El nitrato de amonio está disuelto y suspendido en agua. Esta mezcla ayuda a mejorar la seguridad, reducir costos y mejorar la calidad de los humos. Esta es la fórmula de una emulsión promedio:



Los rangos de las cantidades de las sustancias químicas se presentan en la **Tabla 5.3**. La cantidad de emulsificante depende del lugar donde se use y el tiempo en que será almacenado.

Sustancia	Cantidad, %	Uso
Nitrato de Amonio	30 – 70	Oxidante
Nitrato de Sodio	10 – 15	Oxidante
Nitrato de Calcio	15 – 20	Oxidante
Nitratos de aminas alifáticas	40	Iniciador químico
Aluminio	3 – 10	Combustible
TNT u otro iniciador	5 – 25	Explosivo
Emulsificante	1 – 2	
Estabilizador	0,1 – 2	
Etilenglicol	3 – 15	anticongelante
Agua	10 – 20	Medio

**Tabla 5.3** Composiciones de una emulsión explosiva[28]

En la industria se usan Mezclas de ANFO – Emulsión, como por ejemplo:

**ANFO Pesado 28** (20% de emulsión y 80% de ANFO), este es un explosivo que no es resistente al agua, pero tiene mayor potencia que el ANFO simple.

**ANFO Pesado 37** (30% de emulsión y 70% de ANFO), este es un buen explosivo para utilizarlo en roca de dureza media a dura, 100 a 150 MPa tiene muy buena VOD, no es resistente al agua.

**ANFO Pesado 46** (40% de emulsión y 60% de ANFO), esta es la mejor mezcla, tiene la más alta VOD y se usa en rocas muy duras, no es resistente al agua.

**ANFO Pesado 55** (50% de emulsión y 50% de ANFO), esta es una mezcla que tiene un pequeña resistencia al agua, una menor Velocidad de Detonación y es más caro por tener una mayor proporción de emulsión, su uso es muy restringido.

**ANFO Pesado 64** (60% de emulsión y 40% de ANFO), esta mezcla es la más cara de todas, de uso está restringido para zonas con humedad, su característica principal es su resistencia al agua hasta 72 horas, razón por la cual tiene gran utilización en minería tajo abierto.

#### 5.4.2 Estándares de Calidad Nacional

El Perú a través del Comité Técnico de Normalización de Explosivos y Accesorios de Voladura, el cual fue integrado por productores y consumidores nacionales de explosivos, elaboró la NTP 311.278:2006 para definir los estándares del Nitrato de Amonio grado ANFO<sup>[10]</sup>.

Los requisitos presentados en la norma son mencionados en la **Tabla 5.4**.

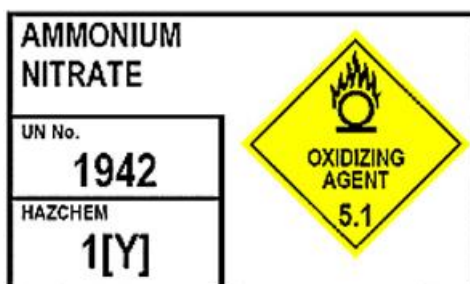
Ensayo	Método	Especificaciones	
		Mínimo	Máximo
Nitrógeno Total, %	PNTP 311.279-1	34,5	
Humedad, %	PNTP 311.279-2		0,3
Granulometría	PNTP 311.279-3		
- Retenido Tamiz 6, %			0
- Retenido Tamiz 35, %			1
Densidad Aparente	PNTP 311.279-4	0,65	0,85
Absorción de Combustible, %	PNTP 311.279-5	6	
Retención de Combustible 7 días, %	PNTP 311.279-6	5,5	

**Tabla 5.4** Especificaciones técnicas peruanas del nitrato de amonio grado ANFO [10]

La Dirección General de Control de Servicios de Seguridad, Control de Armas, Munición y Explosivos de Uso Civil (DICSCAMEC) brinda la autorización a usuarios permanentes y eventuales por periodos cortos renovables. En el caso de empresas se brinda una autorización global. Este organismo se encarga de fiscalizar la venta, transporte y custodia de explosivos.

### 5.4.3 Condiciones de Seguridad

El nitrato de amonio puede considerarse como un material seguro si es tratado y manipulado apropiadamente. Peligros potenciales incluyen aquellos asociados con fuego, descomposición acompañada de generación de humos tóxicos y finalmente la explosión. La peligrosidad de estos materiales es de Clase 1 como explosivo<sup>[15]</sup>. El NA grado ANFO y como fertilizante se considera con el código 1942 y 2071 respectivamente, los cuales tienen la misma peligrosidad como fuertes oxidantes.



**Figura 5.3** Placa de seguridad para el nitrato de amonio en transporte

Aunque el nitrato de amonio no se quema por sí mismo, es un oxidante fuerte capaz de promover la combustión de numerosas sustancias cuando es calentado. El NA puede promover e intensificar el fuego aun cuando no haya aire. La combustión de NA también involucra la emisión de gases tóxicos como los óxidos de nitrógeno.

El NA puro es un material relativamente insensible a ser explosivo, requiriendo de una gran energía de iniciación, pero cuando es detonado, puede tener hasta un 70% de la fuerza destructiva de la nitroglicerina. El NA debe ser considerado como un explosivo poderoso bajo tres condiciones: reforzado por una alta velocidad explosiva, confinado a elevadas temperaturas y la presencia de materiales oxidables.

El nitrato de amonio debe ser almacenado en volumen, aunque en algunos climas esto requiere servicios de aire acondicionado. Los servicios de almacenamiento deberían tener una adecuada ventilación que permita una rápida dispersión del calor y los gases tóxicos en el caso de un incendio. El área de almacenamiento debe estar equipada con una alta eficiencia del sistema de aspersores. El NA tiene su propio oxígeno de inflamación, y solo grandes cantidades de agua pueden extinguir un incendio. En muchas ciudades el producto comercial es empaquetado en sacos que deberían estar a prueba de agua, al menos una capa del saco debe ser impermeable a la humedad. Si son apropiadamente diseñados, los sacos de film-plástico o con revestimientos de plástico son adecuados. El transporte en volumen es común en algunas ciudades usando carros de tolva cubiertos. Antes de cargar el NA, el interior del vehículo debería ser cuidadosamente limpiado. Es importante prevenir la contaminación de NA con materiales orgánicos como grasa u otros hidrocarburos, cloratos, nitratos, y sales



de los elementos metálicos (Zn, Cu), que cuando se enciendan puedan contribuir en el incendio.

Resumiendo:

- Si los productos que contienen nitrato de amonio están como sólidos en el almacenamiento, ellos no deben ser quebrados por la explosión.
- Los productos que contienen nitrato de amonio debe ser almacenada por separado de materiales oxidantes e inflamables.
- Si el nitrato de amonio debe ser calentado (durante la producción, evaporación, etc.), la cantidad debe mantenerse pequeña y debe evitarse la catálisis.

En caso de un derrame de grandes extensiones de ANFO se debe evacuar 800 metros en todas las direcciones. Más aún, en casos que ocurra un incendio en un buque, la explosión ocasiona la dispersión de fragmentos en un diámetro de 1600 metros a la redonda y es indispensable evacuar toda esa extensión. En caso de que los explosivos que estén ocasionando el incendio no estén en un lugar muy confinado, se puede evacuar 800 metros. Se debe eliminar toda clase de fuente de ignición y no se debe operar radio-transmisores o detonadores eléctricos dentro de un área de 100 metros.

No es recomendable combatir el incendio de un buque cuando el fuego ya haya alcanzado el nitrato de amonio grado ANFO o fertilizante, ya que podría explotar en cualquier momento. Sin embargo, para incendios menores se recomienda inundar con grandes cantidades de agua, caso contrario, usar CO<sub>2</sub> o polvo químico seco. Por otro lado, no se debe combatir el incendio del ANFO, ya que la mezcla con el Diesel es muy explosiva.



**Figura 5.4** Prills de NA grado ANFO para uso en explosivos

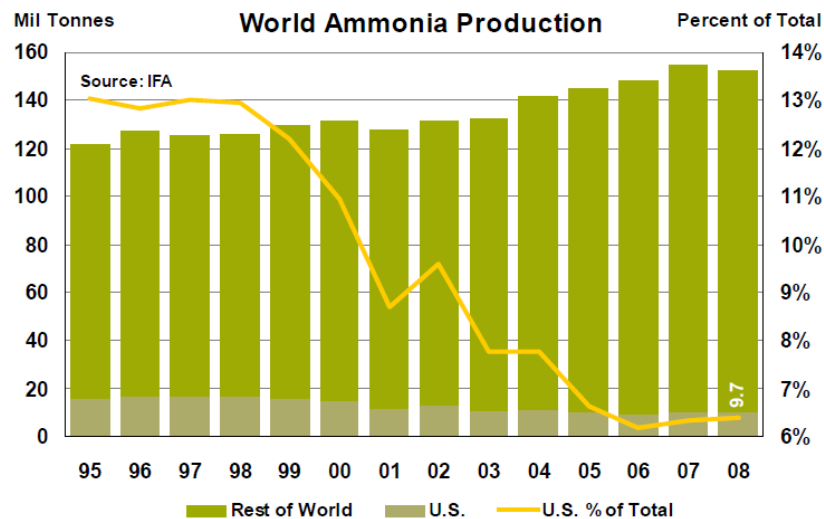
En caso de tener contacto con la piel o los ojos se debe verter mucha agua por un período mínimo de 20 minutos.

## 6. ANÁLISIS DE MERCADO

### 6.1 Mercado Mundial del Amoniaco

En el 2008 se cumplió 100 años de la creación de la patente de la “Síntesis de Amoniaco a partir de sus elementos” por parte de Fritz Haber. En base a este descubrimiento de la síntesis de amoniaco a partir del nitrógeno atmosférico billones de personas han sido alimentadas, millones han muerto en conflictos armados y muchos cambios climáticos han ocurrido<sup>[30]</sup>. Los impactos a la sociedad han sido innumerables, y quizás el más importante es que más de la mitad de la población mundial se ha beneficiado con la producción a gran escala de fertilizantes que dieron lugar al aumento de la producción de alimentos. Actualmente más del 95% de la producción de fertilizante proviene de amoniaco sintético.

Actualmente la producción de amoniaco ha ido disminuyendo en Estados Unidos por el mayor margen que se obtiene al importar el amoniaco de Trinidad y Tobago y otros países de la región. La **Figura 6.1** muestra la producción de amoniaco y el declive de producción de este producto en Estados Unidos.



**Figura 6.1** Producción de amoniaco en el mundo y en los Estados Unidos [39]

El fertilizante de mayor consumo a nivel mundial es la úrea (46,6% N), la cual desplazó del primer lugar al nitrato de amonio (35% N) como se observa en la **Figura 6.2** en el año 1975. Este último luego de la Segunda Guerra Mundial se destinó en gran parte a su uso como fertilizante y no como materia prima para las municiones. El nitrato de amonio es aplicado hasta en zonas frías, ya que el grado de asimilación por las raíces del nitrógeno se origina por la conversión del nitrógeno en forma de nitrato, que significa en el nitrato de amonio un 78% de su composición.

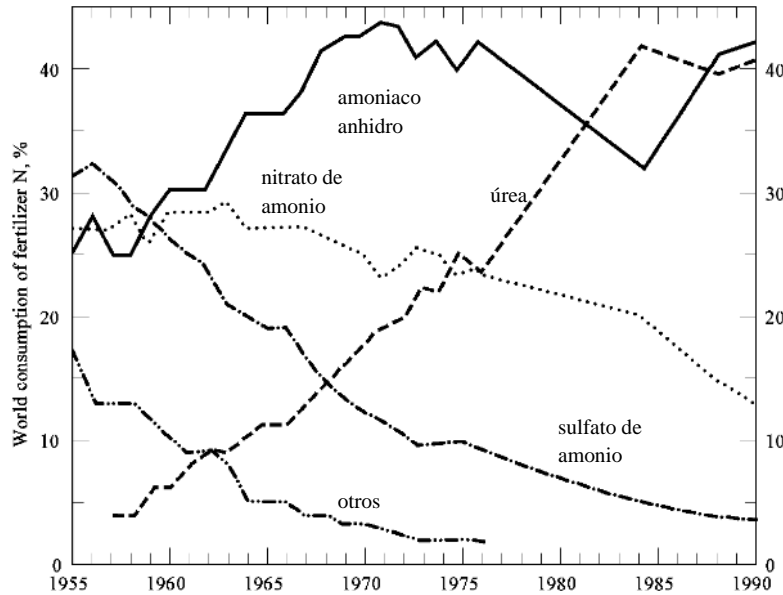


Figura 6.2 Consumo mundial de fertilizantes en % N [27]

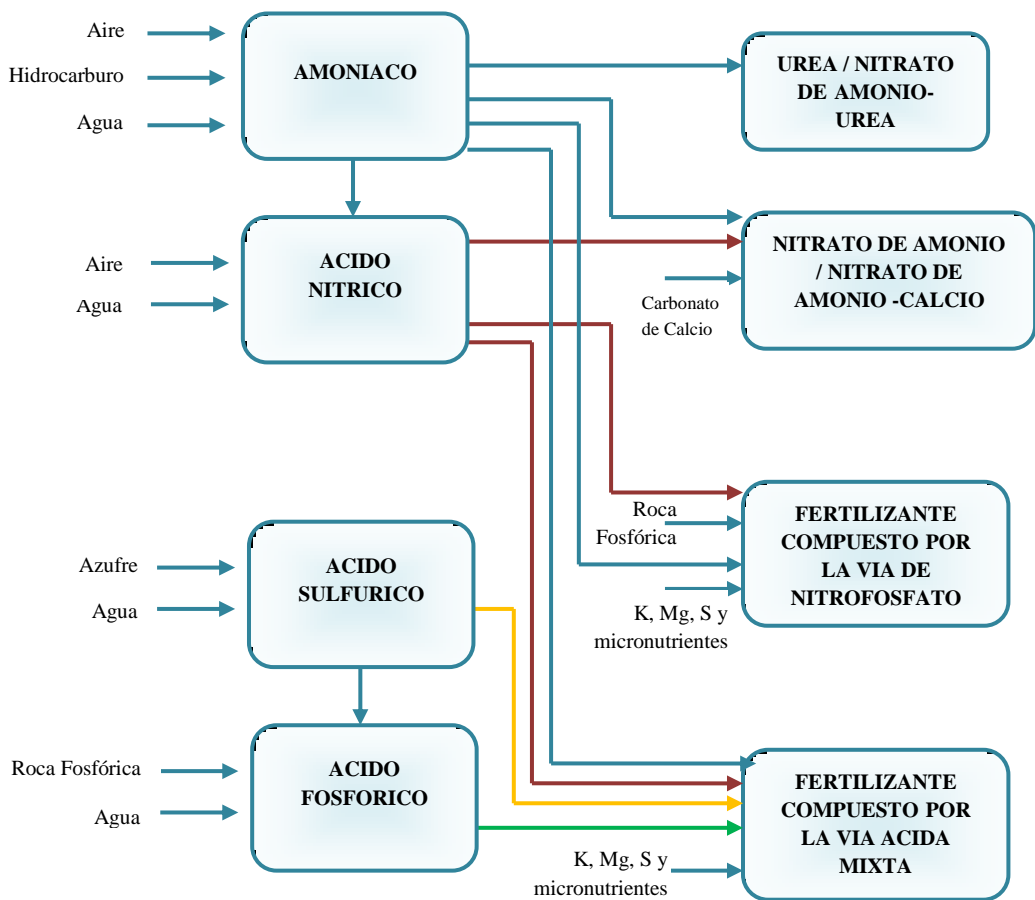
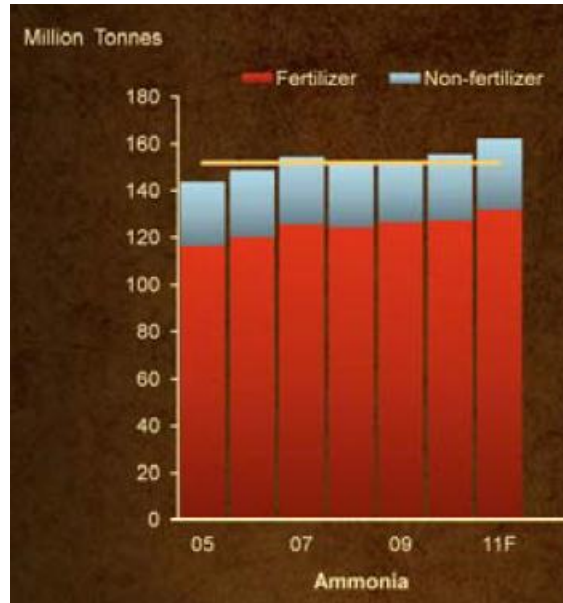


Figura 6.3 Esquema de producción de fertilizantes de nitrógeno, fósforo y azufre [16]

Por otro lado, el destino del amoníaco para su uso como no fertilizante se ha mantenido durante los últimos 10 años con un 15% de participación mundial. En el 2010 el consumo global de amoníaco ascendió a 152 millones de toneladas, donde el consumo para fertilizantes fue de 128 millones de toneladas<sup>[48]</sup>.



**Figura 6.4** Consumo global de amoníaco en los últimos seis años y la proyección para el 2011[48]

El consumo del amoníaco en Estados Unidos se divide en el año 1986 según la **Tabla 6.1**, donde se muestra que el amoníaco destinado para la producción de explosivos comerciales es 4,1% y para el nitrato de amonio (uso como fertilizante y explosivo) es 15,8%. El consumo en ese año fue de 6,31 millones de TM.

USO	PORCENTAJE, %
<b>Fertilizantes</b>	
Aplicaciones Directas	28.7
Urea	22.4
Nitrato de Amonio	15.8
Fosfatos de Amonio	14.6
Sulfatos de Amonio	3.4
Soluciones Nitrogenadas y Otros Fertilizantes	0.6
<i>Total</i>	85.5
<b>Industrial (Ácido Nítrico)</b>	
Explosivos Comerciales	4.1
Fibras-Plásticos	5.1
<i>Total</i>	9.2
<b>Otros</b>	5.3

**Tabla 6.1** Distribución de consumo de amoníaco en los Estados Unidos 1986 [27]

De acuerdo con la IFA, la capacidad global de amoníaco está proyectada para incrementarse en 20 % de 180,9 a 217,8 millones de TM de amoníaco en el 2013.

Una tercera parte de este incremento vendrá de proyectos de modernización. Las otras dos terceras partes de la capacidad vendrán por la construcción de 55 plantas alrededor del mundo. La capacidad mundial de amoniaco deberá incrementarse con una velocidad promedio de 7 millones de TM al año, pero un incremento de 10 se anticipa para el 2012. En términos de distribución regional, la mayor parte de crecimiento ocurrirá en Asia este, Asia oeste, América Latina y África.

### 6.1.1 Precio del Amoniaco

El precio del amoniaco varía de la locación de producción, debido a que aprox. el 70% del costo de producción es el costo del suministro de gas natural. En la **Figura 6.5** se muestra el pronóstico de los precios de amoniaco en diferentes zonas del mundo<sup>[48]</sup>. El precio del amoniaco en comparación al costo del gas natural entre los años 1985 y 1996 se muestra en la **Figura 6.6**. En la presente tesis el costo del amoniaco de referencia será el precio FOB en el Golfo de México<sup>[22]</sup>.

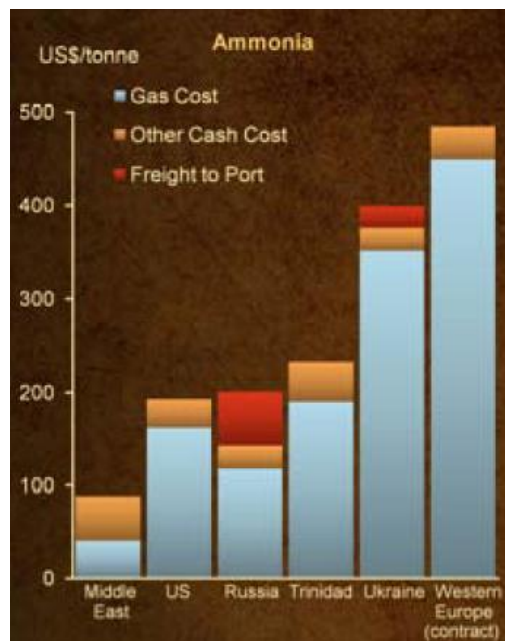


Figura 6.5 Costo de producción de amoniaco [48]

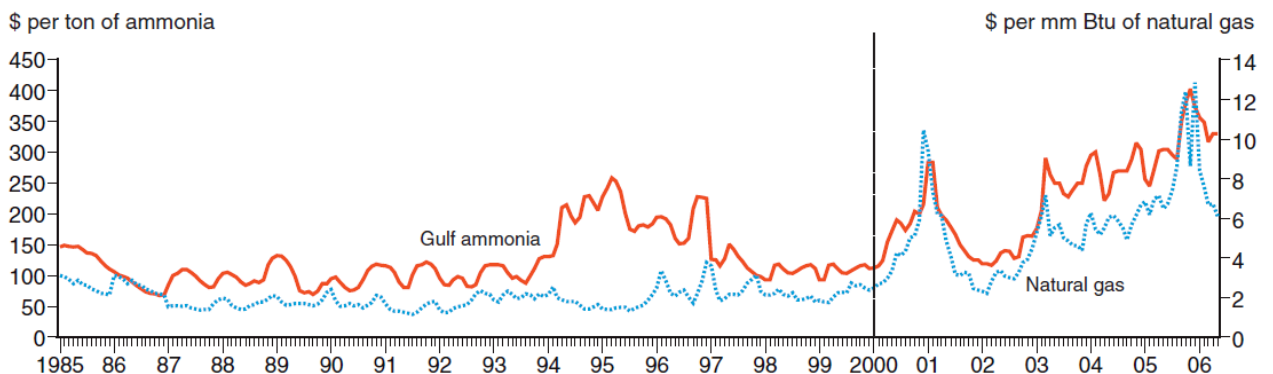


Figura 6.6 Precio de gas natural y amoniaco en el Golfo de México [22]

## 6.2 Transporte y Almacenamiento de Amoniac

El amoniac es un gas incoloro con características irritantes y con olor nauseabundo. Este gas es tóxico para el humano y para el medio ambiente. En ciertas condiciones, puede formar mezclas explosivas con el aire, preferentemente en lugares confinados. El quemado de amoniac requiere de altas temperaturas y un suministro de alta energía de la fuente de ignición.

El amoniac se descompone a 450 °C formando hidrógeno y nitrógeno. Dicha reacción puede ocurrir a menores temperaturas en presencia de acero. Cuando el gas licuefactado está en presencia de agua hierve violentamente y evapora parcialmente, ocasionando una solución muy corrosiva. La presencia del ión  $\text{NH}_4^+$  no es tóxica, pero el  $\text{NH}_3$  no ionizado ocasiona niveles altos de riesgo para la salud.

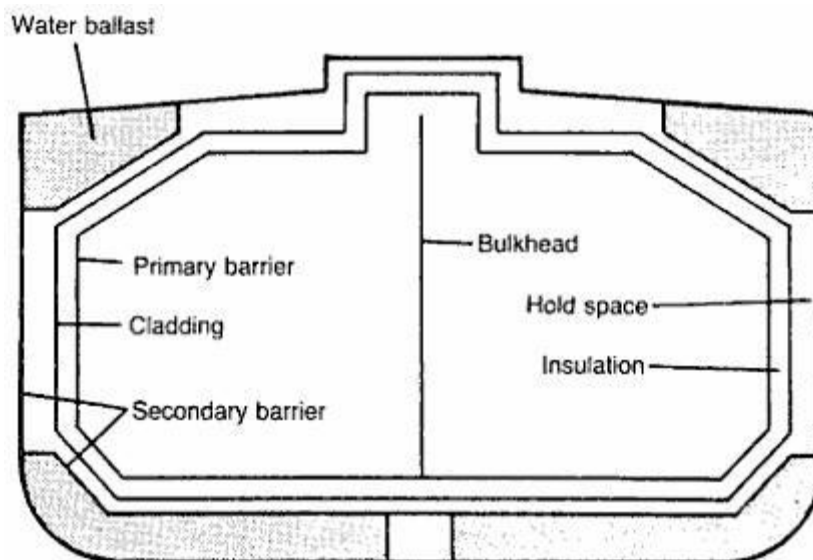


### 6.2.1 Transporte Marítimo

El transporte de amoniac se realiza a una presión de hasta 0.7 barg y a temperatura de -33.4 °C. A estas condiciones se encuentra en estado líquido en equilibrio con vapor y presenta una densidad de 0.682 g/cm<sup>3</sup>. Por tal motivo, el tipo de contenedor necesario es de tipo FRS (Sistemas Totalmente Refrigerados por sus siglas en inglés) tal como indica la **Figura 6.7**, el cual puede mantener gases a una temperatura de hasta -50°C a presiones poco más arriba que la atmosférica. Además existen los contenedores FPS (Sistemas Totalmente Presurizados) y SPS (Sistemas Semipresurizados) <sup>[23]</sup>.

El transporte de amoniac se realiza mediante el uso de Buques de Gases Licuefactados, los cuales se rigen por las normas apoyadas por el Código Internacional de Buques de Gas (International Gas Carrier Code). Estos buques tienen la peculiaridad de estar bajo presión positiva para evitar la entrada de aire a los compartimientos.

### Contenedor tipo FRS

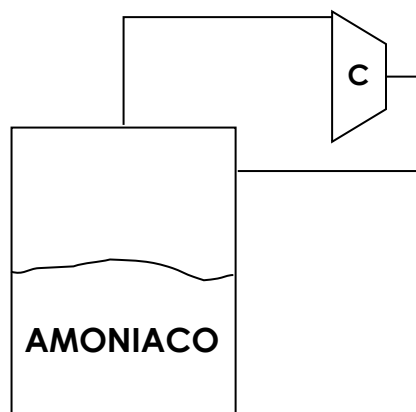


**Figura 6.7** Contenedor tipo RFS clase de Sistema de Contención Tipo A para el transporte de gases licuados [23]

Estos contenedores han sido creados para transportar grandes masas de gases licuados a bajas temperaturas y presión atmosférica entre terminales y tanques de almacenamiento totalmente refrigerados. Éstos presentan forma de prisma y son hechos de acero con 3,5% de Ni.

Las condiciones de transporte, al igual que en los casos de transporte de GLP y cloruro de vinilo, requieren un control de presión. Por ende, la instalación de una unidad de compresión es fundamental para evitar sobrepresiones en la instalación en altamar, tal como indica la **Figura 6.8**. El sistema de contención depende de las condiciones del fluido y abarca una barrera primaria, barrera secundaria, aislamiento térmico y estructura adyacente.

### Sistema de Control de Presión



**Figura 6.8** Descripción del sistema de control de emisiones para el transporte de Amoníaco en contenedores FPS y buques 2G o 2PG [23]

Con respecto al buque, según la clasificación de la Organización Marítima Internacional puede ser de tipo 2G y 2PG. Estos buques presentan significantes medidas preventivas para evitar el escape de la carga. El 2G mide más de 150 metros y el 2PG mide menos que 150 metros.

### Buque para el Transporte de Amoniaco



**Figura 6.9** Buque KEMIRA GAS usado para el transporte de Gases Licuefactados

Mientras que los buques con Sistema Totalmente Presurizado llegan hasta los 6 000 m<sup>3</sup> de capacidad, los buques Totalmente Refrigerados pueden alcanzar 100 000 m<sup>3</sup> de capacidad para gases licuefactados a presión atmosférica como en el caso del Amoniaco, GLP y Cloruro de Vinilo<sup>[23]</sup>.

### 6.2.2 Transporte Terrestre

El transporte de amoniaco se realiza mediante el uso de camiones cisterna presurizados desde 100 psig hasta 500 psig. El código que tienen estos equipos de transporte según la ASME (Asociación Americana de Ingeniero Mecánicos por sus siglas en inglés) es MC 331. Dicho camión cisterna sirve además para el transporte de GLP y Cloro.

Están hechos de acero y raramente de aluminio. Estos tanques están presurizados todo el tiempo excepto cuando estén vacíos o en las etapas de inspección o pruebas. Tienen una sección transversal circular.

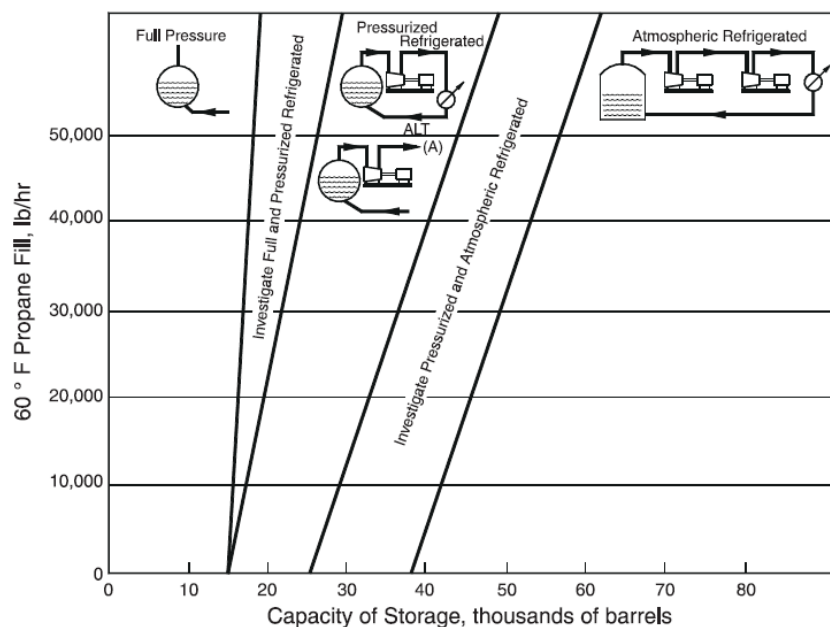


### 6.2.3 Almacenamiento

La decisión para el uso de almacenamiento refrigerado en lugar del presurizado es generalmente una función de la cantidad de líquido a almacenar, la razón de llenado y el capital fijo y gastos de operación para cada tipo de sistema<sup>[20]</sup>. Los parámetros concernientes para seleccionar la unidad de almacenamiento refrigerado son:

- Cantidad y calidad de producto a ser almacenado
- Razón de llenado, temperatura, y presión de la corriente de entrada
- Condiciones del producto de recepción
- Composición del producto
- Medio de enfriamiento
- Disponibilidad y costo de utilidades

El tipo de almacenamiento, así como su transporte marítimo y terrestre, del amoniaco es muy parecido al del GLP, debido a la cercanía de sus temperaturas de condensación a presiones cercanas sobre la atmosférica. Según se observa en la **Figura 6.10** mientras aumenta la capacidad de almacenamiento será más rentable usar el almacenamiento refrigerado a presión atmosférica. En la presente tesis el amoniaco será almacenado en un tanque refrigerado de 53 700 barriles y el sistema de compresión presenta dos etapas con un economizador.



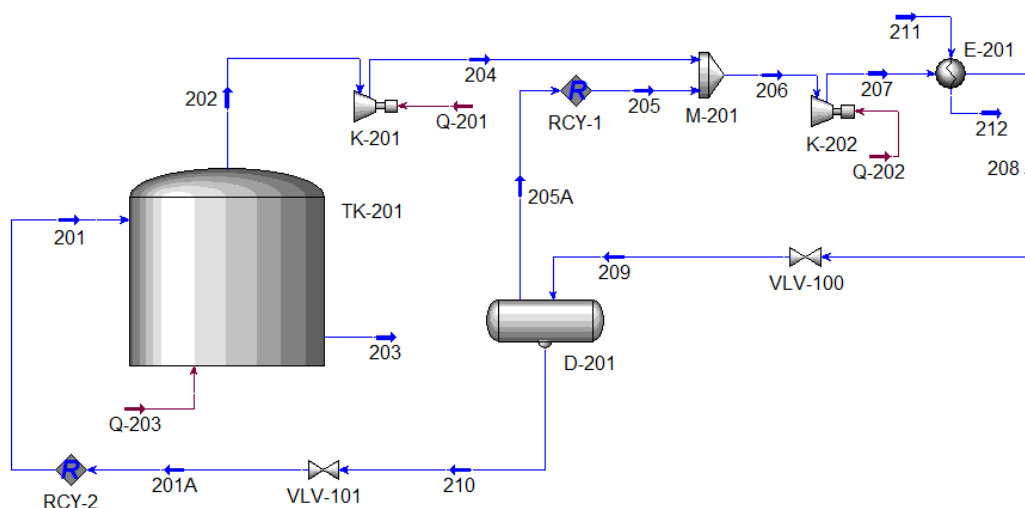
**Figura 6.10** Selección de sistema de almacenamiento [20]

Para el cálculo de los equipos necesarios en el sistema asumimos un flujo de vaporización de amoniaco de 8 TM/d a presión ligeramente sobre la atmósfera. Este vapor será comprimido, condensado y expandido hasta volverse líquido a la presión inicial. Los balances de materia y energía serán simulados con ayuda de ASPEN HYSYS 2006 y los cálculos de dimensionamiento de aislamiento se hará en MS EXCEL 2010.

La temperatura de la pared del tanque se asume igual a la del líquido. La temperatura del líquido en el tanque es  $-33^{\circ}\text{C}$ , la temperatura de la superficie es  $1^{\circ}\text{C}$  y la temperatura de la corriente de flujo aire perpendicular al tanque es  $22,5^{\circ}\text{C}$  y la velocidad promedio de 21 nudos, datos del EIA de la empresa Orica Nitratos Perú S.A<sup>[44]</sup>. El aislamiento estará hecho de espuma de poliuretano con una conductividad de  $0,22\text{ W/m.K}$ .

El balance de energía nos brinda una pérdida de calor de  $0,426\text{ GJ/h}$  para la generación de  $8\text{ TM/d}$  de vapor de amoníaco a presión atmosférica.

La compresión de la primera etapa es  $275\text{ kPa}$ , y el producto se mezcla con la fase vapor del economizador e ingresa a la segunda compresión hasta  $1\ 400\text{ kPa}$ . Luego ocurre condensación completa del gas comprimido. Luego se expande y se separan las dos fases. La fase líquida se expande hasta presión atmosférica e ingresa nuevamente al tanque de almacenamiento.



**Figura 6.11** Sistema de refrigeración de amoníaco

Si fijamos una altura de líquido de 90% el volumen del tanque será de  $60\ 000$  barriles. A partir de este valor definimos la altura y diámetro del tanque, considerando un  $D/H$  igual a  $1,8$ .

$$D = 28\text{ m}$$

$$H = 15,4\text{ m}$$

Mediante la geometría y condiciones del aire se calcula el coeficiente individual de convección forzada<sup>[34]</sup> y así el flux de calor de pérdida de calor por el área lateral.

$$h_{\text{aire}} = 1,67\text{ W/m}^2.\text{K}$$

$$Q/At = 45,81\text{ W/m}^2$$

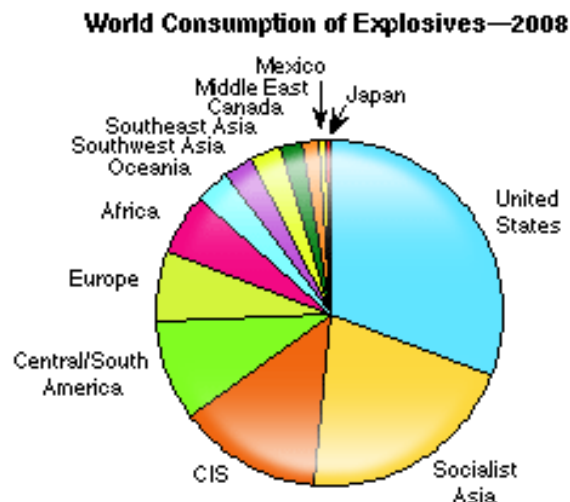
$$Q/Alat = 35,95\text{ W/m}^2$$

$$Q/Abas = 56,66\text{ W/m}^2$$

El espesor del aislamiento de espuma de poliuretano de conductividad  $0,22\text{ W/m.K}$  en las paredes laterales y en las bases es  $0,21\text{ m}$ .

### 6.3 Mercado Mundial de Explosivos

Como se puede observar en la **Figura 6.12**, Estados Unidos es el mayor consumidor de explosivos en aplicaciones industriales (31% del total), le sigue Asia socialista (20%, donde el mayor consumidor es China), la Comunidad de Estados Independientes (14%) y América Central y América del Sur (9%)<sup>[58]</sup>.



**Figura 6.12** Composición del consumo mundial de explosivos por país<sup>[58]</sup>

Se espera que Asia Sureste, América Central y América del Sur sean las regiones con mayor potencial de crecimiento en el futuro. Estas estimaciones se basan en los datos recogidos por país, los cuales reflejan un crecimiento de la Industria Minera. Además del consumo de la minería, los explosivos también son consumidos por la industria de la construcción y en aplicaciones diversas. Estas últimas categorías no están bien documentadas en la mayoría de los países, sin embargo, se estima que representan alrededor del 9% del mercado mundial de explosivos.

El sector que consume la mayor cantidad de explosivos es la minería de carbón (52% del consumo total). El rápido incremento de la minería del carbón en un principio refleja la producción creciente de China para satisfacer la gran demanda de esta fuente de energía para los sectores de producción de energía y la Industria del acero. No todos los procesos que involucran la extracción del carbón usan los explosivos, alternativo a ello se usan métodos especiales.

El segundo sector de la industria que consume explosivos es la minería metálica, (29% del total), este consumo también tiene una tendencia de crecimiento basado en los estudios de pronóstico recientes. Debido a que la minería de metales es favorable en ciertas regiones geográficas del mundo, el consumo de explosivos sigue dicha distribución geográfica.

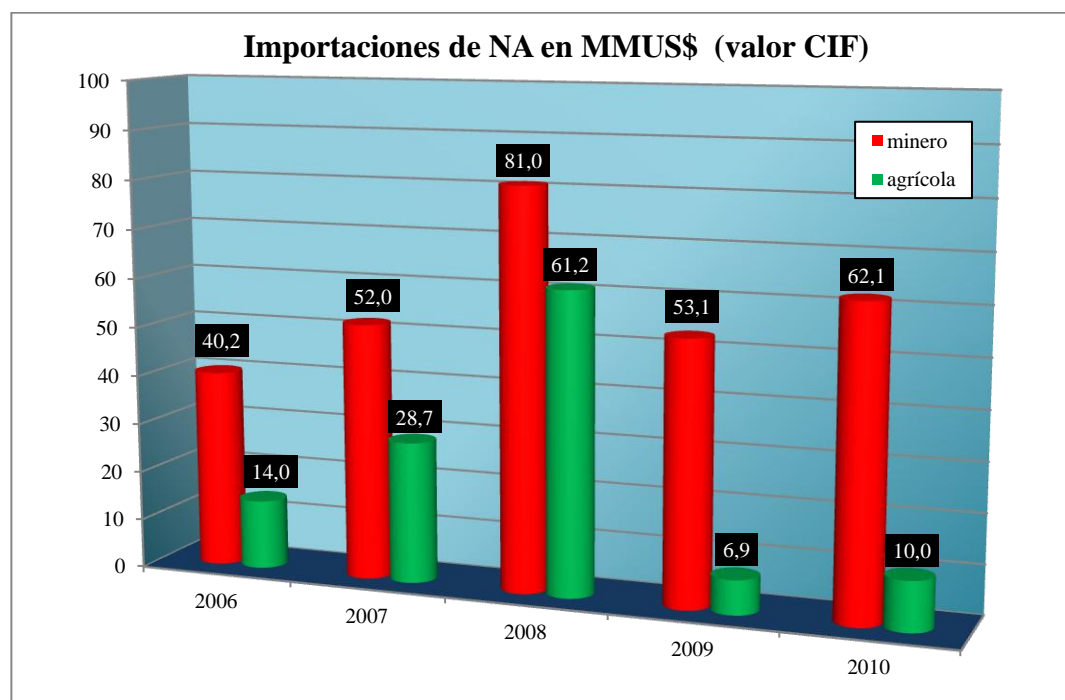
## 6.4 Mercado Nacional de Nitrato de Amonio

En la actualidad las empresas que producen ANFO en el Perú para la industria minera importan su materia prima casi en su totalidad (90%), ya que el único proveedor local es la empresa Cachimayo S.A. del Grupo Gloria; es por esto que el desarrollo de la Industria Petroquímica será en el Perú sostenible, donde se atenderá el mercado nacional y además mercados extranjeros de la región. En el Perú hay tres grandes empresas que se dedican a la producción de nitrato de amonio grado ANFO:

- FAMESA S.A. (Lima, Chancay, Salaverry, Iquique-Chile)
- DYNNO NOBEL - SAMEX S.A. (Lima y Arequipa)
- EXSA S.A. (Lima, Tacna y Trujillo)

La empresa Orica Mining Services Perú S.A. y Enaex S.A. son los accionistas de la empresa Dynno Nobel - SAMEX S.A., la cual representa los mayores volúmenes de exportación de nitrato de amonio con 66% en cantidad en el 2009 y 54% en el 2010.

A continuación en la **Figura 6.13** se muestra la evolución de las importaciones de nitrato de amonio grado ANFO en millones de dólares MMUSD, teniendo como base el valor FOB. De la gráfica podemos visualizar que la demanda de nitrato de amonio fue creciente en el periodo 2006-2008, luego vino la época de crisis económica que se vio reflejada en una caída de la demanda. De tal forma, podemos concluir que el mercado del nitrógeno en el Perú depende grandemente de la industria minera.

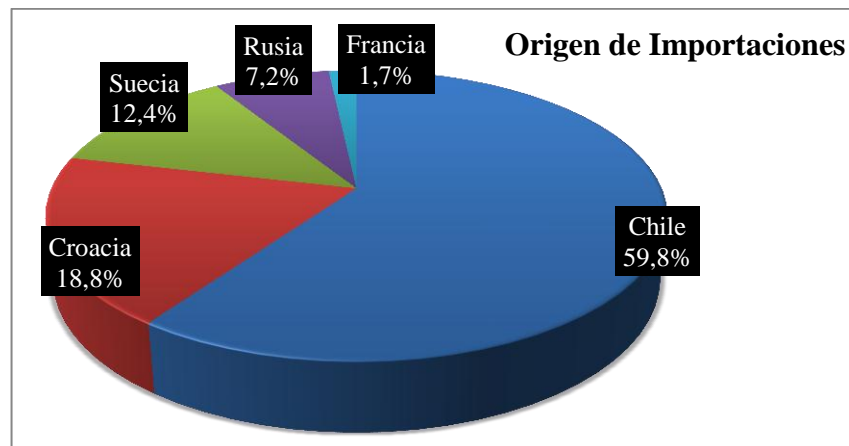


**Figura 6.13** Evolución de las importaciones de nitrato de amonio grado ANFO para uso minero y nitrato de amonio para uso agrícola en millones de USD. [1]

El precio FOB del nitrato de amonio depende grandemente del país productor. En Mejillones, Chile existe una planta de nitrato de amonio grado ANFO de la empresa Enaex S.A., el cual es el primer productor de este producto en Sudamérica y principal importador en el Perú. Así mismo, de las importaciones totales que ascienden a 62 millones de dólares en el 2010, las importaciones desde Chile representan un 59,8% en valor CIF. La planta en Mejillones de nitrato de amonio a cargo de la empresa Enaex S.A. tiene una capacidad de 925 TM/d de ácido nítrico y de 1060 TM/d de nitrato de amonio, capacidad para cubrir gran parte del mercado sudamericano.



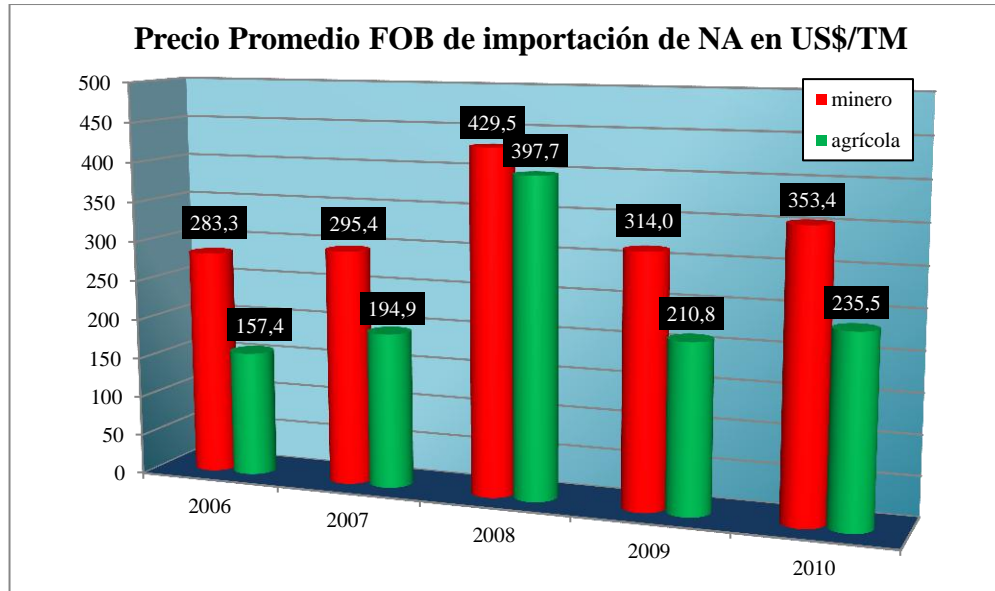
**Figura 6.14** Planta de nitrato de amonio grado ANFO de la empresa Enaex en Mejillones, Chile



**Figura 6.15** Países que exportan nitrato de amonio grado ANFO al Perú y su participación en % de volúmenes durante el 2010. [1]

Así mismo, el precio FOB del nitrato de amonio muestra un comportamiento creciente a lo largo de los últimos años (**Figura 6.16**) y esto se ve sustentado con

el incremento en los precios de gas natural, alcanzando su mayor valor en el período de crisis económica durante el último período del 2008. En la **Figura 6.15** se muestra la relación de países proveedores de NA, así como su nivel de participación.



**Figura 6.16** Precio FOB de importación de nitrato de amonio en los últimos 5 años [1]

Por el contrario, a pesar de que los fabricantes de productos explosivos importan materia prima y cubren totalmente la oferta interna de nitrato de amonio grado ANFO, los valores de exportación del nitrato de amonio grado ANFO en el 2009 ascendieron a 1,08 millones de dólares y en el 2010 se redujeron a 124 mil dólares<sup>[58]</sup>. Los destinos son algunos países de la región como Bolivia, Chile y Panamá.

Para poder predecir la demanda de nitrato de amonio, el consumo de este producto se basa en la minera metálica y no metálica. La producción de metales ha ido en aumento y se espera que este comportamiento continúe en los futuros años, puesto que hay planes de exploración y expansión mencionados en el **Capítulo 3**. No se espera que el impuesto a las sobreganancias mineras en el nuevo gobierno del 2011 interfiera sustancialmente en las inversiones mineras y proyectos nuevos.

## 6.5 Dimensionamiento de Planta

En el **Figura 4.5** se observa la importación de nitrato de amonio de los últimos 3 años y la oferta futura de nitrato de amonio grado ANFO con los proyectos de manufactura de nitrato de amonio. Para calcular la producción de la planta tomaremos como referencia las capacidades de planta promedio y la demanda de nitrato de amonio futura para la minería. Sin embargo, al no contar con un estudio de mercado que contenga pronósticos de demanda locales y regionales,

estableceremos la capacidad de planta en función a las capacidades que generen un tiempo de recupero mínimo.

La capacidad de planta del proceso de obtención de ácido nítrico está limitada por el tipo de proceso determinado por las presiones de operación, es decir, si seleccionamos una capacidad de planta, este valor debe estar en el rango de aplicación óptimo del tipo de proceso, como se muestra en la **Tabla 6.2**. Cabe destacar que estos límites son referenciales y se necesita un adecuado estudio de selección de tecnología, el cual no está contemplado en la presente tesis. Se empleará el proceso monopresión – alta presión, donde los detalles se verán en el **Capítulo 8**.

Tipo de Proceso (según condiciones de operación)	Presión de Operación	Máxima, MTM/año	Mínima, MTM/año
Monopresión – Presión Media	5,8	175	-
Monopresión – Presión Alta	10,0	350,4	35
Doble Presión	4,6 / 12	770,8	385,4

**Tabla 6.2** Restricciones de capacidad para cada tipo de proceso según condiciones de presión

Esto indica que nuestra capacidad de planta debe estar en el rango de 35 MTM/año a 350,4 MTM/año. Mientras más cerca estemos de la máxima capacidad, menor será el costo fijo por producción según economía de escala.

Las importaciones de nitrato ascendieron 141,7 MTM/año en el 2009 y 149,1 MTM/año en el 2010<sup>[1]</sup>. El consumo de nitrato de amonio grado ANFO en la minería fue de 250 MTM/año en el 2008 y 272 MTM/año en el 2009. Estos datos fueron tomados de estudios realizados por la empresa Orica Mining Services Perú S.A. Basándonos en el consumo nacional y proponiendo un aumento del consumo constante de 5% anual, podemos estimar para el 2013, año de inicio de operación, un consumo anual de 330 MTM/año. Este valor será la capacidad nominal de la planta.

Además, para definir la capacidad nominal de la planta de ácido nítrico debemos fijar un valor que brinde un excedente de capacidad. Por cada tonelada métrica de nitrato de amonio se requiere 0,77 TM de ácido nítrico 100%. En nuestro caso usaremos el factor de 0,872 TM ácido nítrico 100% por cada TM de nitrato de amonio grado ANFO al 99,4%. Para las dos plantas se fijará un factor de servicio de 0,905.

<b>Planta de Nitrato de Amonio</b>
Capacidad nominal = 330 MTM/año FS = 0,905
<b>Planta de Ácido Nítrico</b>
Capacidad nominal = 287,9 MTM/año FS = 0,905

**Tabla 6.3** Capacidades de planta de nitrato de amonio y ácido nítrico

## 7. ANÁLISIS DE UBICACIÓN DEL PROYECTO

La selección de la locación para la construcción de la planta de nitrato de amonio a partir de amoniaco es de gran importancia debido al impacto económico que ésta pueda tener en el proyecto. Por tal motivo, muy importantes cuidados y juicios han de tomarse en cuenta, y diferentes factores deben ser considerados para dicha selección.

Actualmente, el Gobierno del Perú está en planes de aprobar los Estudios de Impacto Ambiental (EIA) de dos posibles lugares para que se desarrolle la petroquímica del Metano para la producción de fertilizantes y de nitrato de amonio. Los lugares se ubican en la costa de la Región Ica y son: Bahía de Paracas y Bahía de San Juan de Marcona<sup>[6]</sup>.

El lugar de construcción debe ser tal que los costos de producción y de distribución lleguen a un nivel óptimo mínimo. También debe haber un buen alcance para expansiones de planta y un ambiente apropiado con condiciones de seguridad de vida para una buena operación de la planta. Los factores más importantes en la selección de la locación, ordenados jerárquicamente, para una planta química son:

- 1) Disponibilidad de Materia Prima

La fuente de materia prima es de gran trascendencia en la selección, más aún cuando el costo de transporte es reducido mediante el suministro de grandes volúmenes de materia prima. En nuestro caso, la construcción del ducto del Sur por parte de Congas ha sido fundamental para el abastecimiento de la industria petroquímica del metano en la región Ica, tal como indica la **Figura 7.1**.

- 2) Mercados

La proximidad a los mercados es de gran importancia, ya que los compradores encuentran muy ventajoso adquirir productos cerca de la fuente. La ubicación afecta el costo de distribución y el tiempo requerido para el embarque. Las compañías mineras, uso objetivo del nitrato de amonio en esta tesis, se encuentran en todo lo largo del territorio nacional. Además, la costa central del Perú como punto de comercio y fuente de recursos hace posible la atracción de mercados extranjeros.

- 3) Suministro de Energía

El costo local de la energía ayuda a determinar si el requerimiento energético debe ser comprado o autogenerado. Tanto los consumos de electricidad como vapor son altos en una planta química. El uso promedio de electricidad asciende a 25 MW, el cual puede ser generado por ciclo combinado o adquirido de una red de interconexión



externa. Desde octubre del 2010 las empresas de generación eléctrica como Egasa y Egesur, ubicadas en Pisco, tendrán que operar sus plantas termoeléctricas a gas natural, lo cual fue dispuesto por el Ministerio de Energía y Minas. En nuestro caso el consumo de electricidad será de 1,2 MW; este consumo no representa un problema.

#### 4) Clima

Climas muy fríos o muy calientes pueden afectar considerablemente la economía de operación de la planta. En climas fríos los costos se incrementa frente a la necesidad de construir mayor protección alrededor de los equipos. El clima en la costa peruana es cálido y no representaría problemas económicos en la operación. Sin embargo, especial cuidado se debe tener en cuenta en el Almacenamiento, ya que el Nitrato de Amonio es higroscópico y la humedad podría afectar su composición.



**Figura 7.1** Estructura del proyecto del gaseoducto en la región Ica que será construida por la empresa colombiana Congas. El Ramal Marcona comprende el ramal para la población de San Juan de Marcona y el ramal para el abastecimiento de gas natural para la planta de CF Industries que producirá amoniaco y úrea [11]

## 5) Facilidad de Transporte

Agua, líneas ferroviarias y carreteras son medios de transporte importantes para la industria. El tipo y cantidad de producto determina la forma del transporte. La cercanía de las posibles locaciones al mar y a la costa conlleva a que la ubicación de la planta frente al litoral sea muy preferente. El transporte de nitrato de amonio grado ANFO a las minas se realiza en camiones cisterna. La mezcla del nitrato y el Diesel B5 se realiza en la mina (50 kg de Nitrato de Amonio con 1 galón de Diesel B5).

## 6) Suministro de Agua

Los procesos industriales usan grandes cantidades de agua para enfriamiento, lavado, generación de vapor y agua de procesos. Por tal motivo, la selección del lugar de la planta debe estar guiada por la búsqueda de un suministro de agua disponible. Para todas las locaciones que serán escogidas, el agua va a ser tomada del mar y el agua de proceso pasará por procesos de desalinización.

Como primer paso, el estudio de los cuatro primeros factores sirve de base sólida para obtener una o dos áreas geográficas aceptables entre las demás propuestas. Dichas áreas representan una posible ubicación de la planta. En el caso particular de una planta Petroquímica que esté destinada para exportación era trascendental que se cumplan requerimientos mínimos de:

- Ubicación adyacente al mar
- Proximidad a una tubería de gas natural
- Características adecuadas para la cimentación de la planta preliminar y protección de riesgo de Tsunami

Dichos requisitos están contemplados en el análisis general que abarca los primeros cuatro factores de localización mencionados anteriormente. Por lo tanto podemos determinar dos áreas potenciales muy adecuadas para la ubicación de la planta de nitrato de amonio. En la **Tabla 7.1** se retrata el análisis de la situación actual de dichas áreas.

Como segundo paso, el análisis de las facilidades de transporte y de suministro de agua hace posible llegar a definir áreas mucho más estrechas de las generales en el paso anterior. Estas áreas pueden reducirse aún más en el caso que se consideren otros factores como:

## 7) Remoción de Residuos

En años reciente, restricciones ambientales han abarcado la disposición y eliminación de residuos. La ubicación de la nueva planta debe tener capacidad e instalaciones para una adecuada disposición de residuos. Debe tomarse atención a los posibles requerimientos de unidades de tratamiento de aguas residuales adicionales. En el caso de la petroquímica, el agua generada en el proceso de ácido nítrico y de nitrato de amonio será tratada antes de devolverse al mar.

### Comparación de Locaciones

Nº	Nombre y Ubicación	Ventajas	Desventajas
1	Paracas Pisco	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Existen instalaciones portuarias</li> <li>- Disponibilidad de más de 250 ha</li> <li>- Sitio protegido por el oleaje del Sur</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Adyacente a la Reserva Nacional de Paracas</li> <li>- Sedimentos contaminados de actividades industriales anteriores</li> <li>- Profundidad de Puerto Inadecuada, el sitio requeriría dragado</li> </ul>
2	San Juan Marcona	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Sitio bien protegido del oleaje, no hay necesidad de dragar</li> <li>- Fondo blando dentro de la mayor de la Bahía de San Juan</li> <li>- No hay otro puerto o actividad industrial</li> <li>- El terreno se encuentra en una altura relativamente baja respecto al nivel del mar</li> </ul>	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Distancia de la tubería del Gas Natural (aproximadamente 250 km.)</li> <li>- Distancia relativamente corta (3 km.) de San Juan de Marcona</li> </ul>

**Tabla 7.1** Comparación de Ventajas y Desventajas de las ubicaciones de la Planta de Nitrato de Amonio en el Litoral de Ica [6]

- 8) **Disponibilidad de Mano de Obra**  
El tipo y suministro de la mano de obra cercana a la ubicación de la planta deben ser examinados. Se deben tomar consideraciones de las regulaciones de horas de trabajo por semana, variaciones de habilidades y productividad de los trabajadores. La mano de obra calificada para la construcción y operación proviene de las empresas licenciadoras.
- 9) **Restricciones de Impuestos y Legales**  
Las tasas de impuestos locales sobre ingresos de propiedad, seguros de despido pueden variar de una ubicación a otra. Dificultades de la zona, así como la obtención de los permisos necesarios pueden ser mucho más importantes en términos de costo y tiempo que los factores mencionados anteriormente. En el caso de la Petroquímica, el gobierno por decreto Ley 29163 ha impulsado el desarrollo de este sector.
- 10) **Características de Locación**  
La topografía del área y la estructura del suelo deben ser examinadas, ya que estos afectan el costo de la construcción. También es importante el costo del terreno y del costo de vida de las ciudades cercanas. Cambios futuros involucran la expansión de las unidades, por lo que se debe procurar adquirir locaciones con espacios libres.
- 11) **Medidas Ambientales y de Seguridad**  
Debido a que la mayoría de plantas están localizadas al borde de ríos o de grandes masas de agua, el peligro frente a inundaciones o huracanes es latente. Por lo tanto, se debe tomar en cuenta el record de desastres naturales de la futura ubicación de la planta. Peligros de incendio dentro y fuera de las instalaciones se deben tomar en consideración.

## 12) Factores Comunitarios

Si no existe un número mínimo de instalaciones para los trabajadores que genere satisfacción, este hecho puede ser un gran problema para la planta. Instalaciones como iglesias, librerías, colegios, teatros, etc. son importantes porque determinan crecimiento comunitario. La existencia de bajos impuestos no es muy conveniente en este caso, a no ser que la comunidad ya esté desarrollada y esté relativamente libre de deudas.

En base a los seis últimos factores de localización se definen los siguientes requerimientos que necesita la planta para obtener así un espacio más específico del encontrado anteriormente:

- Zona industrial
- Condiciones oceanográficas para la instalación de un ducto y plataforma marítima, de aprox. 40 m<sup>2</sup> que permita la carga y descarga de amoniaco criogénico (-33°C) en naves de hasta 24 000 TM de carga neta.
- Distancias a centros poblados conforme a ley para construir y operar el proyecto.
- Factibilidad legal de saneamiento y adquisición del sitio elegido, sin riesgo de invasiones.
- Proximidad a ciudades donde se disponga de entidades educativas, servicios de salud, lugares de alojamiento y servicios varios.
- Términos financieros favorables que envuelven aspectos de distancia del transporte desde los centros poblados, el sistema de transporte y costos de transporte de materiales, suministros y productos.
- Antecedentes de fisiografía, hidrografía, biodiversidad y clima de la costa central del Perú.

Los lugares escogidos en la **Figura 7.2** son los más adecuados para la construcción de la planta de nitrato de amonio en base a los factores y requerimientos mínimos mencionados anteriormente. Para el presente tema de tesis se escogerá a la locación ubicada en **San Juan de Marcona**. En enero del 2009 el gobierno por R.M. N° 042-2009-MEM/DM declaró a San Juan de Marcona como zona geográfica para el desarrollo petroquímico, la cual se basó en el reporte producido por las compañías CONVEX, Westrans Logistics (Canadá) y la compañía Inspectra S.A (Perú).

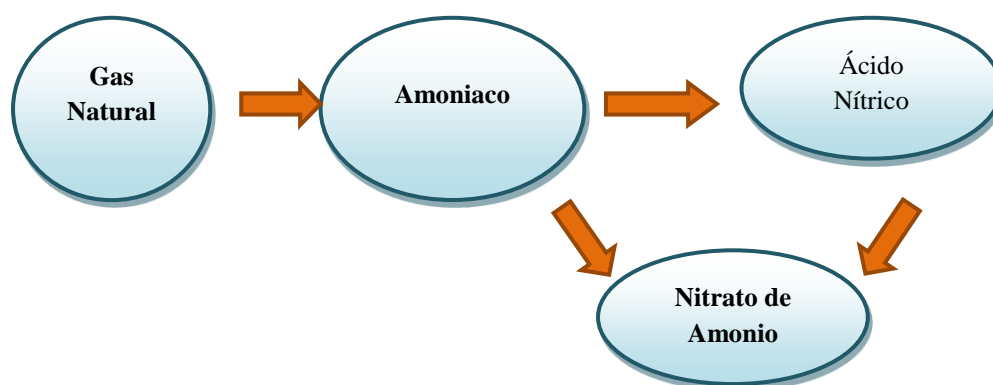
## Mapa De Ubicación de las Plantas de Nitrato de Amonio



**Figura 7.2** Ubicación de la futura planta de nitrato de amonio en el litoral de la costa de la región Ica. Dichas locaciones fueron presentadas en dos Estudios de Impacto Ambiental (EIA) a principios del año 2010 como posibles ubicaciones de los proyectos [6].

## 8. ESTUDIO TÉCNICO DE LA PLANTA DE NITRATO DE AMONIO

La materia prima de punto de partida para la obtención de nitrato de amonio es el gas natural. En la **Figura 8.1** se presenta la ruta de obtención de nitrato de amonio a nivel industrial.

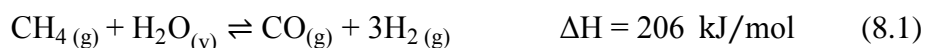


**Figura 8.1** Obtención del Nitrato de Amonio a partir de Gas Natural

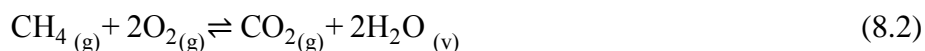
Para la presente tesis se empleará el amoniac como materia prima del proceso y sólo se presentarán las unidades de proceso y principales condiciones de operación para la obtención de gas de síntesis y amoniac. Luego de esto se detallarán profundamente los procesos de obtención de ácido nítrico y su posterior conversión a nitrato de amonio grado ANFO.

### 8.1 Obtención de Amoniac <sup>[27,68]</sup>

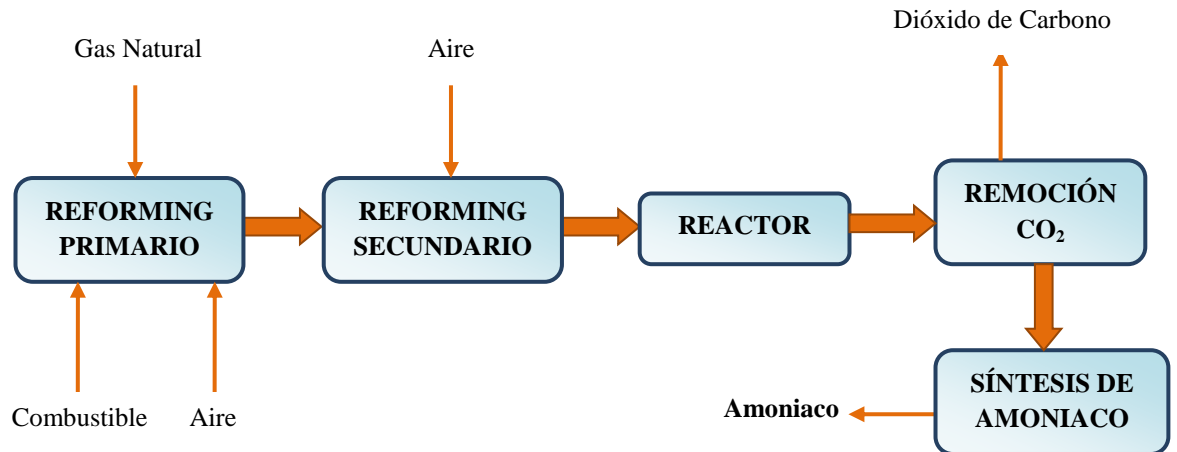
El proceso consta de la producción de gas de síntesis a partir de gas natural, donde se obtendrá hidrógeno y nitrógeno necesarios para la síntesis de amoniac. Para la producción de amoniac se usará una alimentación de gas natural a 40 bares y una temperatura máxima de 50 °C, la cual, junto con el vapor de agua, se precalienta a 500°C e ingresa a la etapa de Reforming Primario donde se obtiene hidrógeno. La reacción que se da en esta primera etapa es:



La reacción anterior alcanza 820 °C de temperatura y 40 bares de presión y es llevada a cabo sobre un catalizador de óxido de Níquel. Como producto de esta reacción se obtienen los siguientes gases: hidrógeno, dióxido de carbono, monóxido de carbono y un remante de metano. Esta última mezcla de gases es enviada al Reforming secundario donde el excedente de metano será convertido en dióxido de carbono y vapor de agua. La reacción que rige esta etapa es:



En La **Figura 8.2** se mencionan las principales etapas de este proceso.



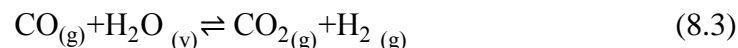
**Figura 8.2** Esquema de proceso de Obtención del Amoniac

La reacción anterior es llevada a cabo sobre un catalizador de óxido de níquel y alcanza temperaturas de 920 °C.

El aire y vapor de agua que son requeridos para esta etapa son previamente precalentados en la parte superior del horno del reforming primario y luego son enviados a la etapa de reforming secundario. El volumen del aire que será suministrado al proceso será calculado tal que para la síntesis de amoniac se obtenga la proporción de 1 a 3 en relación con el hidrógeno gaseoso.

Los gases producto de la reacción del reforming secundario salen a 920 °C, por lo cual se aprovechará dicha energía para generar vapor de agua, logrando así que la temperatura de los gases llegue a 337 °C.

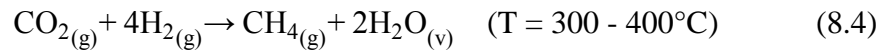
Los gases enfriados pasan a un reactor de alta temperatura, donde se produce la conversión de monóxido a dióxido de carbono haciendo uso de catalizadores de hierro -óxido de cromo, y vapor de agua, la reacción de esta etapa es la siguiente:



Producto de esta reacción los gases alcanzan temperaturas de 370 °C, y con la finalidad de enviar dichos gases a un reactor de baja temperatura se baja la temperatura a 208 °C para lo cual se usa un tren de intercambiadores de calor.

Luego de esto se procede a remover el dióxido de carbono puesto que son considerados como agentes venenosos del catalizador de hierro que se usa en la etapa de síntesis. Esta remoción se logra con el Sistema de Benfield, el cual consiste en la remoción de dióxido de carbono en una torre de absorción, donde el gas fluye hacia arriba en contracorriente con una solución de carbonato de potasio al 32%, logrando que el dióxido se disuelva en el carbonato de potasio para dar bicarbonato de potasio.

El dióxido remanente en la corriente de esta etapa pasa un proceso de metanización, para lo cual se debe retirar el agua remanente para permitir que la reacción inversa del reforming primario se lleve a cabo. El metano no es considerado como un veneno para los catalizadores y es posteriormente quemado con los gases de combustión. La reacción que sigue esta etapa es:



La etapa de síntesis se favorece a bajas temperaturas porque la reacción es exotérmica, sin embargo la temperatura se mantiene alta para conseguir la generación rápida de un pequeño porcentaje de amoníaco seguido de una rápida generación de más del 99% de amoníaco.

Esta corriente rica en  $\text{H}_2$  y  $\text{N}_2$  pasa por una etapa donde se remueve el exceso de  $\text{N}_2$  para lograr una mejor eficiencia energética y lograr la proporción 3:1 requerida para la síntesis del amoníaco. Una vez obtenida la proporción antes mencionada, la mezcla de gases pasa por un reactor a elevadas presiones y con catalizadores de hierro-óxido de cromo. Producto de la reacción se obtiene amoníaco y el gas de síntesis que no ha reaccionado. El uso de presiones elevadas es conveniente ya que desplaza la reacción hacia la derecha e incrementa la velocidad de reacción. La temperatura se debe mantener en el rango de 350-500 °C para evitar el deterioro del catalizador. Luego estos productos son pasados por tamices moleculares donde se separa el amoníaco de los gases de síntesis, los cuales son recirculados a la entrada del reactor.

A continuación se presenta la lista de equipos para una planta de amoníaco de tecnología Dyno Nobel<sup>[14]</sup> con sus respectivos costos de equipos y capital fijo total expresados en MUS\$ del 2001 y MMUS\$ del 2001 en la **Tabla 8.1** y **Tabla 8.2** respectivamente.

**Costo de Equipos - Tecnología Dyno Nobel**

	MUS\$	
Desulfurización	200	0,8%
Reformador Primario	98	0,4%
Reformador Secundario	120	0,5%
High Temperature Shift	145	0,5%
Low Temperature Shift	150	0,6%
Pressure Swing Absorption	168	0,6%
Metanizador	110	0,4%
Reactor de Síntesis de Amoníaco	150	0,6%
Separador PRISM	150	0,6%
Separación de Producto	160	0,6%
Compresores	20000	75,5%
Turbinas	45	0,2%
Intercambiadores de Calor	5000	18,9%
Costo de Equipos	26496	
Costo de Envío	2650	10,0%
Costo de Equipos en planta	29146	

**Tabla 8.1** Costo de Equipos de una planta de amoníaco y el porcentaje respecto al costo total [14]



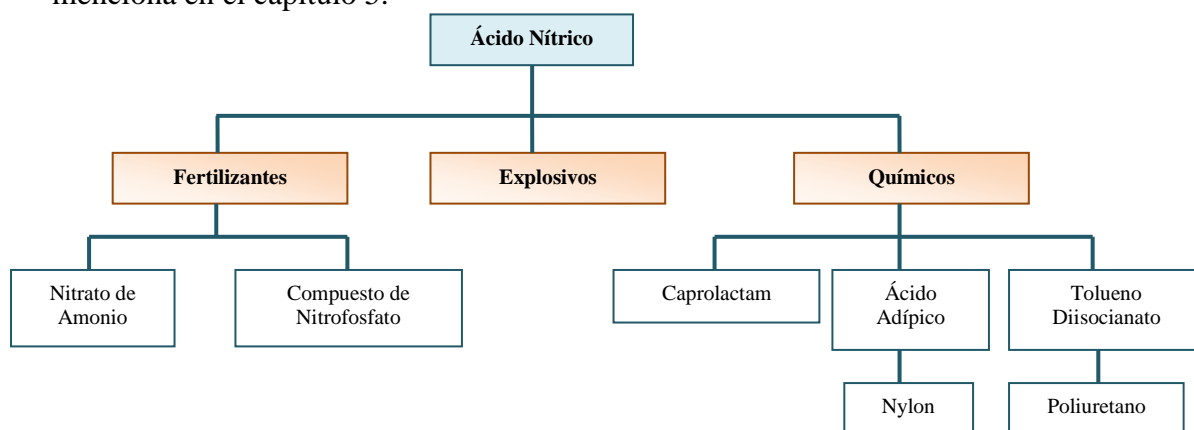
### Planta de Amoniaco - Tecnología Dyno Nobel

	MMUS\$	
<b>Direct Costs</b>		
Costo de Equipos en planta	29	
Instalación de Equipos	14	48,0%
Instrumentación y Control	10	34,3%
Tuberías (instaladas)	20	68,6%
Sistemas Eléctricos (instaladosw)	3	10,3%
<b>Costos Indirectos</b>		
Ingeniería y Supervisión	10	34,3%
Gastos de Construcción	12	41,2%
Gastos Legales	2	6,9%
Pago a Contratista	6	20,6%
Contingencia	13	44,6%
Inversión de Capital Fijo (FCI)	119	
Capital de Trabajo	21	
Inversión de Capital total (TCI)	140	

**Tabla 8.2** Cálculo del costo de inversión total fija para una planta de amoniaco y los porcentaje con respecto al costo de los equipos [14]

## 8.2 Obtención de Ácido Nítrico

Actualmente se producen alrededor de 55 millones de toneladas por año de ácido nítrico de varias concentraciones a nivel mundial, principalmente Estados Unidos y Europa occidental<sup>[17]</sup>. El ácido nítrico es un ácido fuerte y se usa en concentraciones 99% W de pureza como agente oxidante en la síntesis de muchos compuestos farmacéuticos, aerosoles, fibras sintéticas, insecticidas y fungicidas. Sin embargo, a concentraciones de 50 – 65 %W es principalmente empleado para la producción de nitrato de amonio como fertilizante o explosivo, como se menciona en el capítulo 5.

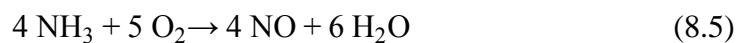


**Figura 8.3** Derivados del ácido nítrico [17]

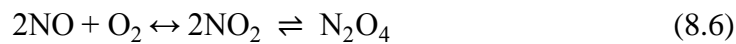
La manufactura de ácido nítrico inicialmente se basaba en la acidificación con ácido sulfúrico de rocas con contenido de nitrato de sodio y nitrato de potasio, cuya disponibilidad era baja y limitaba la producción. En Noruega en los años 1910 el costo de la electricidad era bajo y se optó por el uso de arcos eléctricos

que generaban óxidos de nitrógeno a partir del aire y consecuentemente ácido nítrico<sup>[29]</sup>. Sin embargo, Ostwald en Alemania en el año 1908 piloteó una planta de ácido nítrico mediante la oxidación catalítica de amoníaco con una capacidad de 3 TM diarias. Más aún, el desarrollo de la industria de esta materia prima en 1913 a partir de carbón, aire y agua fue satisfactoriamente utilizado según el proceso Haber-Bosch y significó la implantación del amoníaco como materia prima para la masificación de la producción de ácido nítrico. La producción de ácido nítrico a partir de amoníaco según el proceso Ostwald incluye tres etapas.

- Oxidación del amoníaco:



- Oxidación del óxido nítrico:



- Absorción del dióxido de nitrógeno y tetraóxido de nitrógeno:

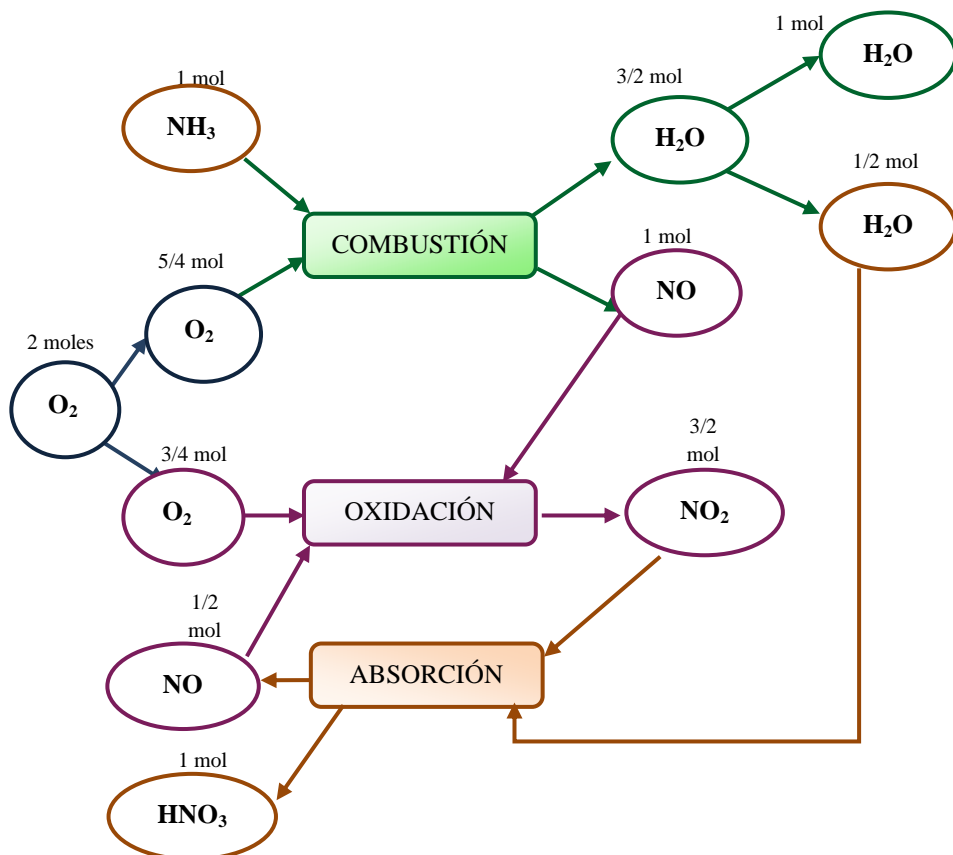
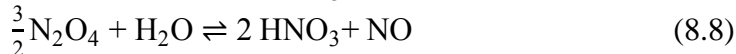
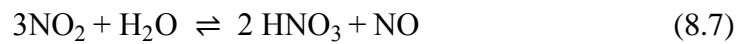


Figura 8.4 Esquema de la estequiometría del proceso de obtención de ácido nítrico [63]

Dentro de las tecnologías para usar la oxidación catalítica del amoniaco con aire encontramos dos, las cuales se comparan en la siguiente tabla.

Proceso a una Sola Presión	Proceso de Presión Dual
Usado en EEUU. Bajos Costos de Capital. Rentable porque en EEUU los costos de energía y amoniaco son bajos.	Usado en Europa. Periodos de recuperio de capital y los costos de energía asociados al proceso son más altos. Como su nombre lo menciona, usa dos presiones a lo largo del proceso.

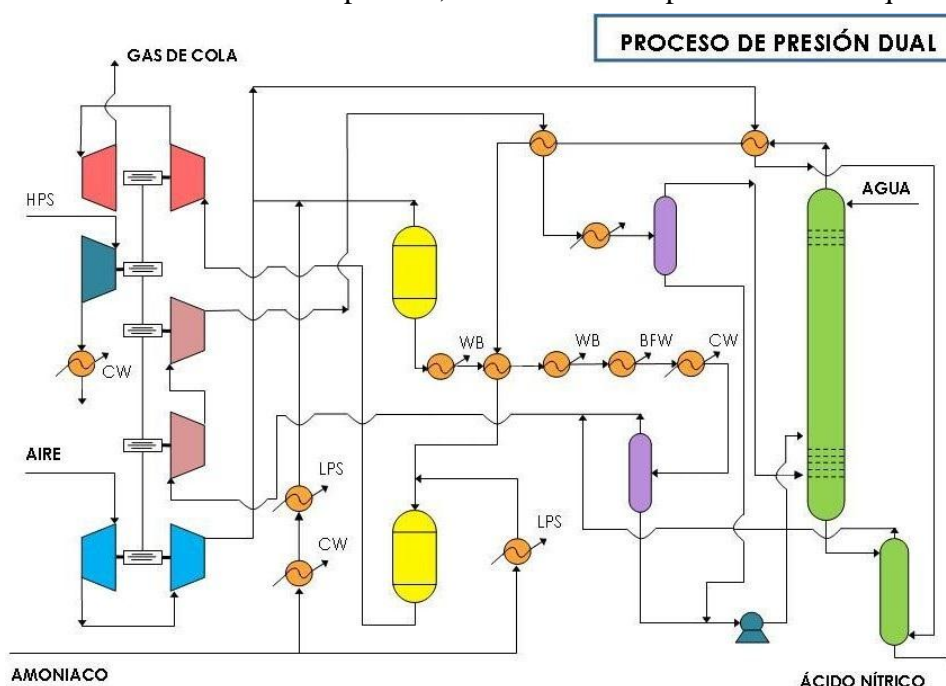
**Tabla 8.3** Cuadro de comparación de tecnologías actuales para la obtención de ácido nítrico [29]

Ambas tecnologías tienen las mismas etapas principales, se diferencian en el uso de presiones, eficiencia energética y rendimientos. A continuación detallaremos características principales de las tecnologías actuales para obtención de ácido nítrico a escala industrial.

### 8.2.1 Proceso de Presión Dual

El proceso de presión dual fue desarrollado con el fin de cumplir con las normas de control medioambiental, en adición a esto tiene mejores conversiones, debido a que en el reactor usamos presiones medianas (0,3-0,6 MPa) y luego se eleva la presión a 1,1 – 1,5 MPa para mejorar el proceso de absorción. Además se obtienen contenidos bajos de NO<sub>x</sub> en los gases exhaustos (menos de 150 ppm en volumen).

El proceso de Presión dual comprende varias etapas, la primera es la etapa de Compresión y Expansión, en esta etapa se comprime aire para el proceso por medio de un sistema de compresión, el cual tiene la peculiaridad de que usa un



**Figura 8.5** Diagrama de flujo simplificado del proceso de presión dual [63]

expansor, que a su vez aprovecha la energía de los gases exhaustos del absorbedor. Esta etapa representa el 35% de costo total de equipamiento. El aire comprimido en esta etapa se usa para dos etapas diferentes, una que es el mezclado con amoníaco y la otra que se usa como un flujo en contracorriente en el bleacher. La conversión de amoníaco en óxido de nitrógeno es alta (93 – 98%), y la temperatura óptima de reacción para tener una eficiente conversión se incrementa con la presión de operación.

### 8.2.2 Proceso de una Presión

El proceso, a diferencia del anterior, se realiza sin comprimir los gases de reacción luego de salir del tren de enfriamiento. Este proceso se divide a la vez en dos tecnologías dependiendo de la presión aplicada.

#### Proceso de Presión Media

Este proceso comprende varias etapas, la primera es la etapa de Compresión, en esta etapa se comprime aire para el proceso por medio de un sistema de compresión no refrigerado el cual da la presión de operación que está en el rango de 4 – 5 bar en el caso de compresores radiales y de 5 – 6 en los compresores de flujo axial. Este proceso se usa cuando se requiere la máxima recuperación de energía. Una de esas aplicaciones se da en el compresor, el cual es accionado mediante una turbina que obtiene la energía mediante la expansión de gases exhaustos y una turbina a vapor. Las demás etapas son similares al proceso de presión dual, solo se diferencian en la presión aplicada en el absorbedor, la cual para este proceso es la misma que se aplica en la etapa de combustión.

Con este proceso se obtienen gases de cola con un contenido de óxidos de nitrógeno de menos de 500 ppm, el cual puede ser reducido hasta el valor límite de las normas medioambientales, para esto los gases de cola pasan a una etapa de

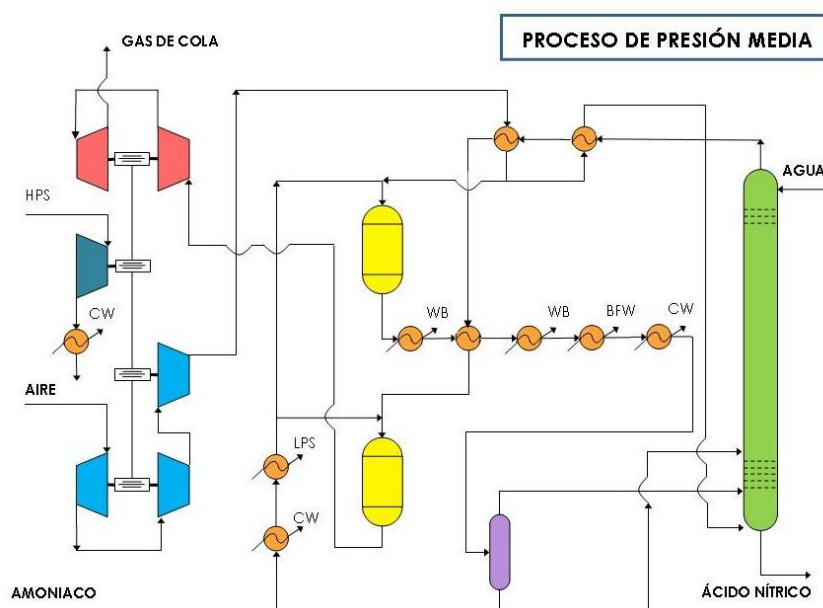


Figura 8.6 Diagrama de flujo simplificado del proceso de presión media [63]

reducción selectiva catalítica usando de catalizador a un metal no noble y como agente reductor al amoniaco. Este proceso se caracteriza por un alto rendimiento de nitrógeno (95,2% – 95,7%), por el ligero tratamiento de gas de cola y por la alta tasa de generación de vapor de agua.

### Proceso de Presión Alta

A comparación del proceso anterior, en este proceso se usa un compresor de aire multietapas con una sección de intercoolers para lograr una presión final de 8 – 12 bar. Este compresor puede ser accionado con turbina de vapor o un motor eléctrico.

Por la alta presión generada, todo el equipo y las tuberías son de tamaño pequeño y solo es requerida una única torre de absorción. Producto del proceso se obtiene gases de cola con una concentración de óxidos de nitrógeno de menos de 200 ppm los cuales pueden ser tratados posteriormente.

Este tipo de plantas es recomendado cuando se requiere un rápido retorno de capital. El rendimiento de nitrógeno pasa a un plano secundario obteniéndose una concentración de 94,5% aproximadamente. Para plantas con capacidades por debajo de 100 TM/d, un bajo costo de inversión puede ser preferible a tener una recuperación óptima de energía.

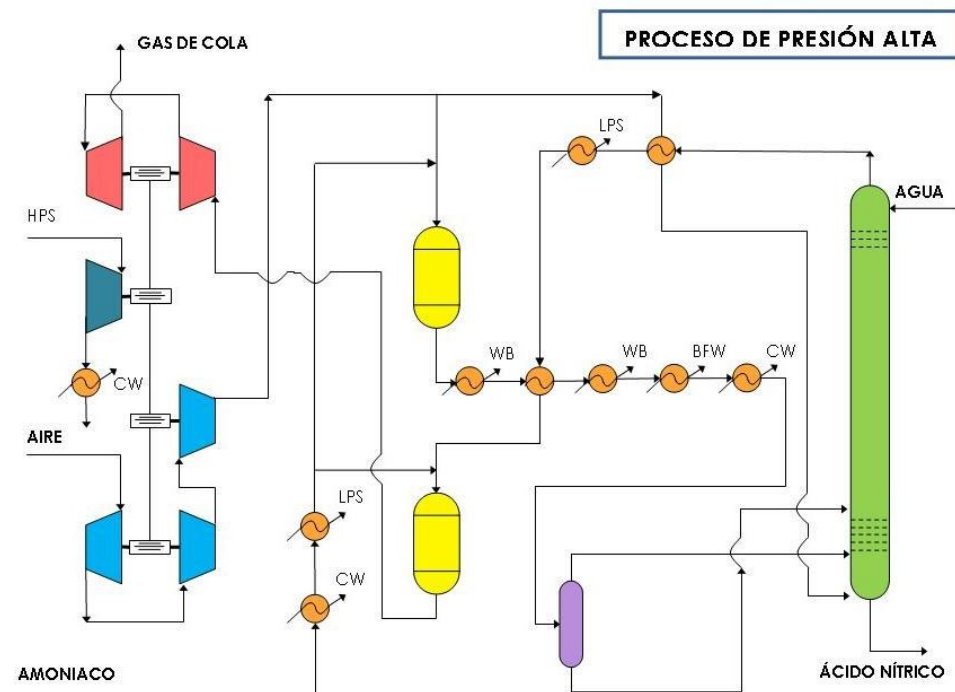


Figura 8.7 Diagrama de flujo simplificado del proceso de presión alta [63]

	Proceso de Presión Media	Proceso de Presión Alta	Proceso de Presión Dual
<b>Condiciones y Características de Procesos</b>			
Capacidad máxima, TM/d	500	1000	2200
Capacidad máxima, MTM/año (FS = 0,96)	175,2	350,4	770,88
Plantas existentes	SKW 350 TM/d	Thai Nitrate Comp 210 TM/d Enaex S.A. 925 TM/d	Abu Qir 1 850 TM/d AMI Agrolinz 1 000 TM/d CF Industries 870 TM/d
Concentración máxima de ácido nítrico, %W	65	67	> 68
Concentración de NOx en la salida del absorbedor	< 500 ppm	< 200 ppm	< 150 ppm
Concentración de NOx en la salida (gas de cola)	< 50 ppm	< 50 ppm	< 50 ppm
Rendimiento de nitrógeno	95,2 - 95,7	94,5	-
Vida del catalizador	6 meses	3 – 4 meses	6 - 8 meses
Tipo de Compresión	Compresor Radial 4 - 5 bar Compresor Axial 5 - 6 bar	Compresor Radial o Axial de múltiples etapas 8 - 12 bar	Oxidación 4 - 6 bar Absorción 10 - 12 bar
Comentarios	Este proceso es escogido cuando se requiere máxima recuperación de energía	Solo una columna de absorción es requerida y los equipos son de menor dimensión por la alta presión	Se acomoda a requerimientos exigentes ambientales
<b>Consumo promedio por TM de HNO3 100%</b>			
Presión de operación, bar	5,8	10	4,6 / 12
Amoniaco, kg	284	286	282
Electricidad, kWh	9	13	8,5
Agua enfriamiento, TM	100	130	105
Agua de proceso, TM	0,3	0,3	0,3
Vapor de baja, TM	0,05	0,2	0,05
Vapor de alta (exceso), TM	0,76	0,55	0,65

**Tabla 8.4** Cuadro resumen de tecnologías de una sola presión (alta y media) y presión dual para la obtención de ácido nítrico [63]

### 8.3 Diseño de Planta de Ácido Nítrico

Los datos de diseño para la planta se muestran en la **Tabla 8.5**. La capacidad de la planta fue calculada en el capítulo 6 en base a nuestro análisis de mercado y el factor de servicio se ve afectado por los cambios trimestrales de catalizador, periodos de arranque de planta y mantenimiento, el cual se intensifica por el empleo de sustancias corrosivas y peligrosas.

<b>Proceso</b>	Oxidación Catalítica de Amoniaco
<b>Tipo de Proceso</b>	Monopresión – Alta Presión
<b>Producto</b>	HNO <sub>3</sub> 60% W
<b>Capacidad</b>	287,9 MTM HNO <sub>3</sub> /año
<b>Factor de Servicio</b>	0,905

**Tabla 8.5** Datos para el diseño de la planta de HNO<sub>3</sub> en 60% en peso.  
La capacidad está en miles de TM de ácido nítrico al 100%.

El proceso a utilizar es el proceso de obtención de ácido nítrico a una presión – alta presión. Entrar profundamente a la selección de proceso no es parte del presente tema de tesis. Es importante resaltar que nuestra capacidad está debajo del valor máximo para el proceso de alta presión de la **Tabla 8.4**. A pesar que los consumos son mayores, el costo de capital para la misma capacidad es menor en el caso de monopresión – alta presión y el tiempo de recupero es mayor<sup>[64]</sup>. El uso de las otras tecnologías se justifican por pequeñas capacidades en el de media presión y por grandes capacidades y altos costos variables en el de presión dual.

Se requiere que la planta sea eficientemente energética; por tal motivo, debe generar a partir del mismo proceso servicios como vapor y electricidad.

El diseño de planta es asistido a través del programa de simulación de procesos químicos ASPEN HYSYS 2006, el cual brinda una plataforma para representar las propiedades físicas y químicas de los diferentes compuestos, así como los equipos de proceso necesarios para la obtención de ácido nítrico.

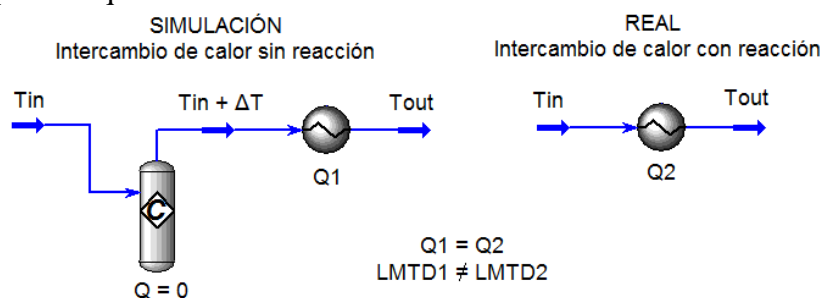
Sin embargo, hay peculiaridades en el proceso, gracias a la complejidad de la química del nitrógeno, que hacen que la simulación no se adapte exactamente al proceso real. Estas situaciones de gran importancia en el proceso se detallan a continuación:

- **Intercambio de calor con reacción**

Los gases que provienen del reactor catalítico de oxidación de amoniaco están a muy alta temperatura y se requiere de un tren de enfriamiento, el cual consiste en llevar tales gases a una temperatura no menor que la temperatura de rocío de la mezcla gaseosa. La composición de los gases oxidados en presencia de exceso de oxígeno a bajas temperaturas provoca la oxidación del óxido nítrico a dióxido nítrico. Además, bajas temperaturas favorecen la formación de tetraóxido nítrico, el cual es un dímero del dióxido nítrico y su formación está limitada por equilibrio químico. Dichas reacciones ocurren debido a las condiciones de

temperatura decrecientes. Si no se consideran las reacciones no podríamos estimar la presencia de dióxido nítrico y tetraóxido nítrico en la entrada a la columna de absorción, ya que éstos se forman únicamente en el tren de enfriamiento. La no inclusión de reacciones en el tren de enfriamiento nos llevaría a un mal cálculo de demanda de enfriamiento.

Caso más particular es el enfriador condensador, el cual consiste en condensar parcialmente los gases de reacción hasta separar completamente el agua en estado líquido. La formación de este condensado a temperaturas bajas ocasiona la conversión considerable de óxido nítrico, dimerización del dióxido nítrico y formación de ácido nítrico a partir de la hidrólisis del dióxido nítrico y el tetraóxido nítrico. Las cuatro reacciones son exotérmicas y el proceso requiere una gran demanda de agua de enfriamiento. Sólo en este intercambiador de calor ocurre la condensación, esto debido a la calidad y costo de acero inoxidable que se necesita para la construcción de este equipo, que está en contacto con ácido nítrico diluido. Por tal motivo, la simulación debe presentar en la entrada del intercambiador reactores adiabáticos, de tal forma que el calor de reacción que se requiere remover se manifieste como calor sensible.



**Fig. 8.8** Modelo de simulación empleado para el intercambio de calor con reacción en comparación con el intercambio de calor real. Los calores intercambiados son iguales, mas no la media logarítmica de temperatura

Se puede saber exactamente la demanda de enfriamiento; sin embargo, no se puede saber mediante este método el área de transferencia de calor precisamente, ya que el LMTD en la simulación será diferente al LMTD real. La diferencia debido al incremento de temperatura por las reacciones exotérmicas de oxidación y dimerización brinda un LMTD mayor en la simulación. Esto nos da como resultado un área de transferencia calculada menor que la real. Se recomienda un ligero sobrediseño.

#### - Absorción con reacción

Los gases de reacción que provienen del reactor catalítico luego de ser enfriados y separados del ácido débil condensado en el enfriador condensador son enfriados nuevamente e ingresan a la columna de absorción por el fondo. Allí serán absorbidos con agua que entra por el tope y con ácido débil suministrado lateralmente en la etapa que corresponde a su concentración. Esta absorción con reacción es muy compleja e intervienen muchas reacciones. La transferencia de masa



ocurre en los platos y reacciones de oxidación en los espacios vacíos entre los platos. Tal situación es imposible simularla en una columna del ASPEN HYSYS 2006. Por tal motivo, la simulación fue hecha enteramente en MS EXCEL 2010 tomando como datos las corrientes de entrada de gases de reacción, corriente de ácido débil y la corriente de producción de  $\text{HNO}_3$  60%. Los resultados de la simulación fueron el diámetro de la columna, número de etapas, plato de corriente de entrada lateral de ácido débil, demanda de agua de proceso y concentración de salida de óxidos de nitrógeno por el tope en ppmv.

El método usado es un método riguroso de equilibrio por etapas, en el cual se considera la hidrólisis de óxidos de nitrógeno y la oxidación del óxido nítrico en los espacios vacíos. Dicha oxidación fue calculada tomando como modelo un reactor PFR. Las reacciones de absorción en los platos fueron calculadas como equilibrios y se calcula la eficiencia de cada etapa con una ecuación empírica. Los resultados de condiciones, composición y flujo de la corriente de gas de cola y de agua de proceso por el tope que se obtienen de la hoja de cálculo son ingresados nuevamente al simulador.

Debido a la interacción HYSYS – EXCEL – HYSYS en el modelo de simulación. La columna de absorción química mostrada en el PFD del HYSYS no realiza cálculos y se muestra sólo como figura, ya que los cálculos fueron hechos enteramente en Excel y las corrientes de salida son ingresadas con los resultados que arroja este programa.

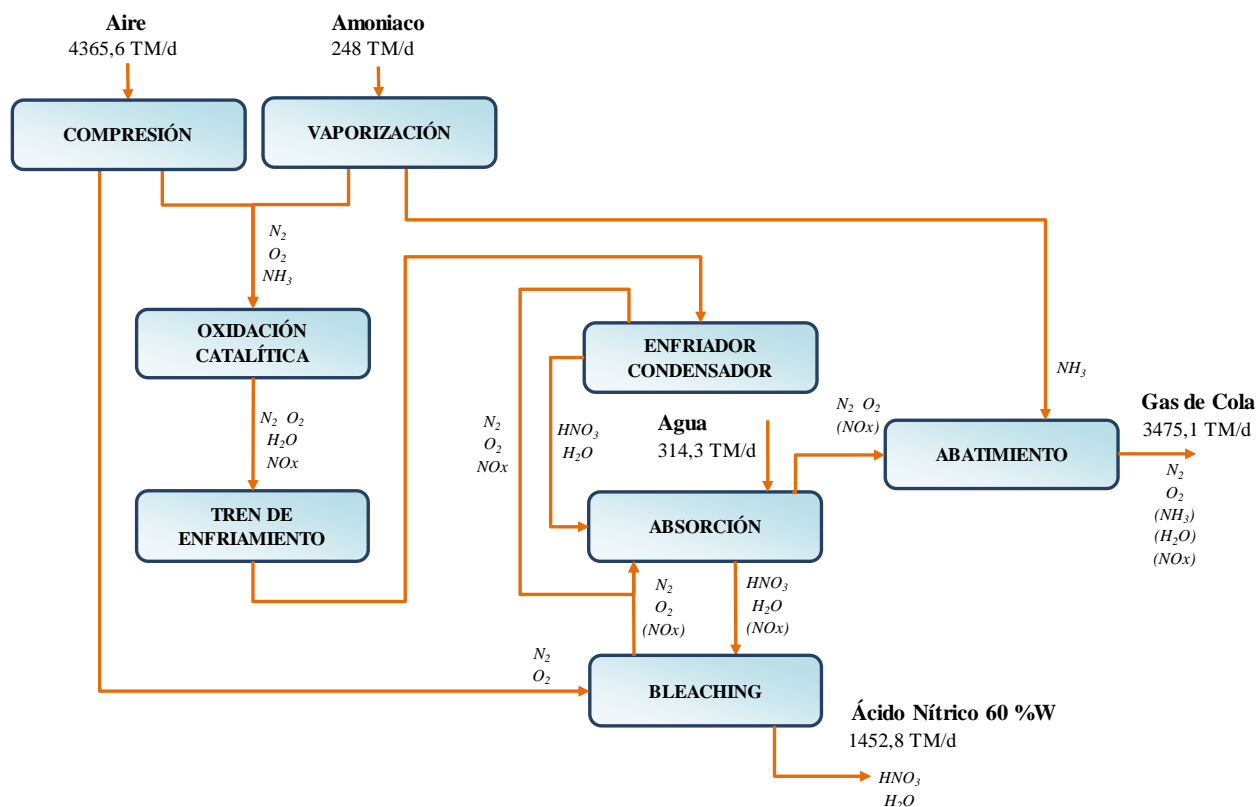
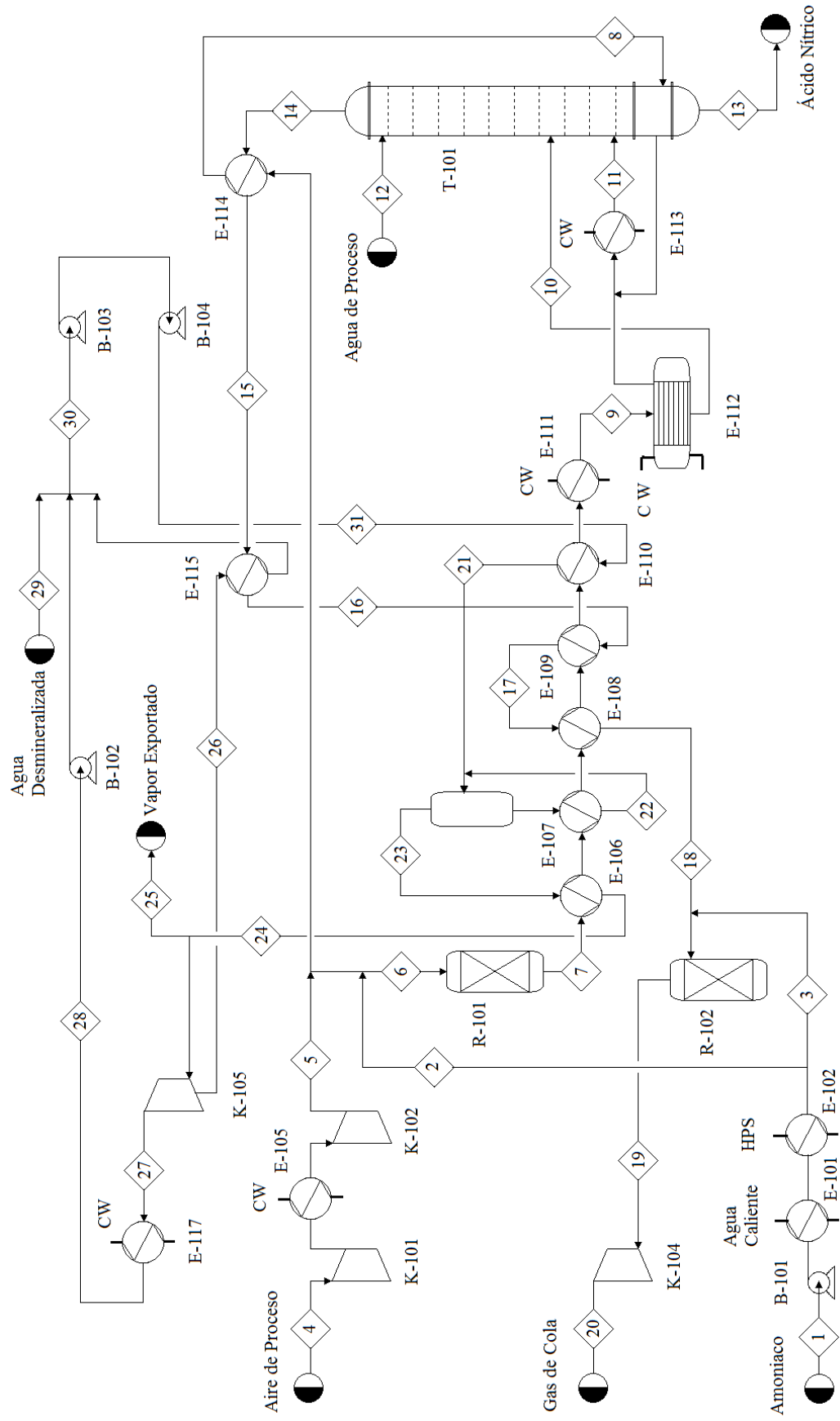


Figura 8.9 Diagrama de Bloques del Proceso de Ácido Nítrico



**Figura 8.10** Diagrama de flujo de la planta de ácido nítrico

Los resultados de la simulación de proceso para la obtención de ácido nítrico se resumen en la **Tabla 8.6**, donde se presentan los parámetros de proceso por tonelada métrica de  $\text{HNO}_3$  100% producido. Además, se hace una comparación con los parámetros reportados en la **Tabla 8.4**.

**PARÁMETROS DE PROCESO (por TM de  $\text{HNO}_3$  100%)**

	Diseño	Uhde
Capacidad, TM/d (FS = 0,905)	871,65	-
Presión Operativa, bar	10,2	10
Amoniaco, TM	0,284	0,286
Energía Eléctrica, kW.h	13	13
Platino, g	0,26	0,26
Agua de Enfriamiento, $\Delta 10^\circ\text{C}$ , TM	130,2	130
Agua de Proceso, TM	0,36	0,30
Vapor HP $400^\circ\text{C}$ , TM (exceso)	0,18	0,55
Vapor LP $126^\circ\text{C}$ , TM	0,198	0,200
Contenido NOx, ppm	94,8	100,0
Rendimiento de Nitrógeno	94,8%	94,5%

**Tabla 8.6** Parámetros de consumo de materia prima y servicios para la producción de 871,6 TM/d de ácido nítrico 100%. La producción es 1452,8 TM/d de ácido nítrico 60%W.

### Balance Global de Materia

En la **Tabla 8.7** se muestra el balance global de materia calculado a partir de la simulación para el proceso de obtención de ácido nítrico.

**SALIDA**

	TM/d	kgmol/h
ÁCIDO NÍTRICO 60%W	1 452,8	1 920,4
GAS DE COLA	3 475,1	5 148,6
TOTAL	4 927,9	7 069,0

**ENTRADA**

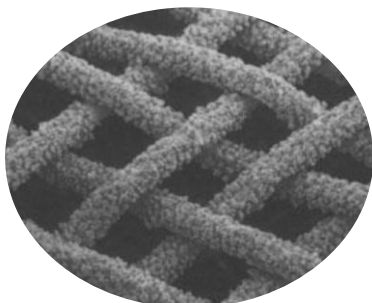
	TM/d	kgmol/h
AMONIACO	248,0	606,7
AIRE DE PROCESO	4 365,6	6 305,0
AGUA DE PROCESO	314,3	726,9
TOTAL	4 927,9	7 638,6

**Tabla 8.7** Balance de Materia de la planta de ácido nítrico

### 8.3.1 Oxidación Catalítica de Amoniaco

La reacción de oxidación catalítica de amoniaco en el proceso de alta presión requiere que al inicio del proceso los reactantes estén en fase gaseosa a una presión elevada. El amoniaco gas sobrecalentado comprimido se obtiene comprimiendo el líquido saturado a presión atmosférica hasta la presión de 11,2 bar y se vaporiza con agua caliente. Más aún, se sobrecalienta con vapor a alta presión. Parte de este amoniaco sobrecalentado sirve para alimentar al reactor de

reducción catalítica selectiva de óxidos de nitrógeno. Por otro lado, se comprime aire haciendo uso de compresores axiales en 2 etapas con un intercooler.



**Figura 8.11** Malla de catalizador activado de Pt-Rh (9:1) [64]

La mezcla presenta un exceso de oxígeno en comparación al que se necesita estequiométricamente debido al riesgo de explosión a alta presión por exceso de velocidad en zonas localizadas del reactor. En nuestro caso, la reacción de oxidación a presiones elevadas requiere que la mezcla de reacción en el reactor tenga velocidades del orden de 2 – 4 m/s. La velocidad de los gases en la entrada de las mallas del catalizador es 2,55 m/s y se espera un marcado aumento por el aumento de volumen de la reacción 8.1<sup>[64]</sup>.

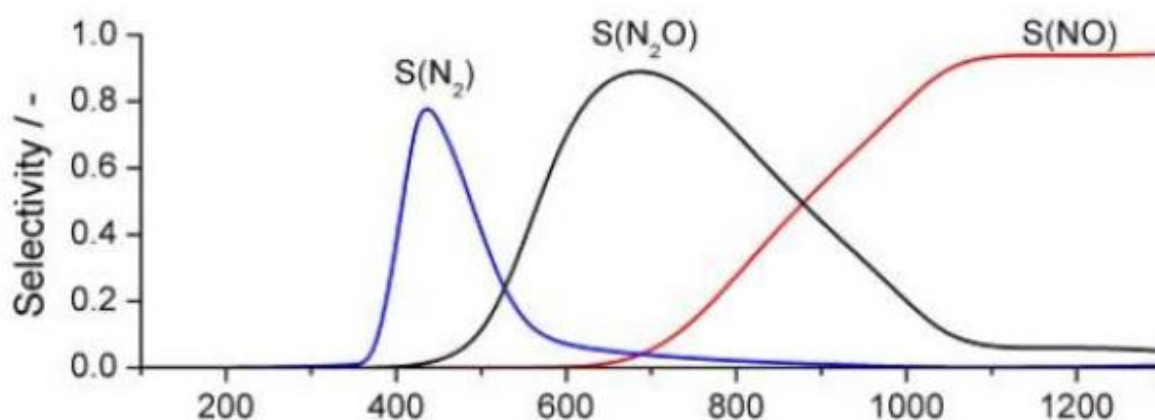


El porcentaje de amoníaco que se necesita para la reacción 8.9 con el aire de reactivo limitante es 14,38% como mínimo, el cual representa la composición molar del amoníaco en cantidades estequiométricas<sup>[64]</sup>. Sin embargo, en este proceso se trabaja con 10,69% con el amoníaco como reactivo limitante. La presión de trabajo alta no es ideal, ya que elevadas presiones en una reacción con aumento de volumen conllevan a una disminución en la conversión. Por tal motivo, se requiere de mayor cantidad de mallas y mayor temperatura de reacción en comparación a una reacción de baja presión para lograr el mismo grado de conversión.

También ocurren reacciones de oxidación no deseables en mucha menor proporción que la principal. Su formación depende del uso de catalizador, distribución en la entrada de los gases de reacción, uso de cantidad de mallas, velocidad, presión y temperatura de reacción.



El catalizador en forma de mallas es el Platino. Mejoras en la selectividad, menor pérdida de catalizador y dureza del catalizador se obtienen con la inclusión de Rodio en un rango de 5-10%<sup>[21]</sup>. En nuestro caso, se usará catalizador 90% Pt + 10% Rh, relación de mezcla óptima (costo vs. eficiencia)<sup>[52]</sup>. Para obtener la conversión objetivo de 96,09% se tiene que calcular la cantidad de mallas suponiendo una buena distribución de flujo. Además se debe saber la configuración de la malla. La malla es tipo 80 (80 celdas por pulgada lineal) y los cables que la conforman tienen un diámetro de 0,003 pulgadas.



**Fig. 8.12** Dependencia con la temperatura de la selectividad de formación de óxidos de nitrógeno frente a catalizador de platino [33]

Para el diseño se fija en la simulación una conversión de 96,09% para la reacción principal 8.9 y una de 3,91% para la reacción de 8.11. La selectividad de la reacción 8.11 para la formación de nitrógeno es muy baja según la Figura 8.7; sin embargo, se selecciona ésta debido a que no se va a considerar en la simulación la formación de óxido nitroso según la reacción 8.10. Sin embargo, un pequeño contenido de este óxido es de vital importancia en la selección de catalizador de la reducción selectiva de óxidos de nitrógeno, mas no en esta unidad. El resultado es un gas exhausto a 901 °C sin contenido de amoníaco, al cual llamaremos gas de reacción. Luego que los gases salgan de las mallas del catalizador estos van hacia a un generador de vapor sobrecalentado equipado en una coraza debajo de las mallas para evitar pérdidas de calor y reacciones no deseables.

Corriente	TM/d	Destino	TM/d	%W
Amoníaco	247,99	Reactor Oxidación Catalítica	246,68	99,5
		Reactor de Reducción Catalítica Selectiva (SCR)	1,31	0,5
Aire de Proceso	4 365,65	Reactor Oxidación Catalítica	3 489,46	79,9
		Bleaching de Ácido Nítrico	876,19	20,1

**Tabla 8.8** División de corrientes de alimentación para diferentes etapas de proceso. Todas las divisiones ocurren luego del pre acondicionamiento

Como resultado de la simulación del proceso para la obtención de 871,65 TM/d de  $\text{HNO}_3$  100%, se necesita 247,99 TM/d de amoníaco y 4 365,65 TM/d de aire comprimido. La división de estas corrientes de alimentación que van al reactor es como se indica en la Figura 8.8 y se calculan partiendo del hecho que la relación en masa de amoníaco al reactor y el producto final de ácido nítrico 100% es 0,283. Además se fija una fracción molar de amoníaco en la mezcla de alimentación al reactor, el cual es 0,107 y cumple con las restricciones de prevención de explosión.

La cinética de la reacción tiene como etapa limitante a altas temperaturas la transferencia física de amoníaco hacia la superficie del catalizador<sup>[52]</sup>. Por ende, la velocidad de reacción, según la ecuación 8.9, depende del coeficiente de transferencia de masa y se asume que la presión parcial en la superficie del catalizador es cero.

$$(-r_A) = k_{gA}^s \cdot a_{WR} \cdot p_A \quad (8.12)$$

Donde:

$-r_A$  velocidad de reacción,  $\text{gmol cm}^{-3} \text{s}^{-1}$   
 $k_{gA}^s$  coeficiente de transferencia de masa del amoníaco,  $\text{gmol atm}^{-1} \text{cm}^{-2} \text{s}^{-1}$   
 $p_A$  presión parcial del Amoníaco, atm  
 $a_{WR}$  superficie de catalizador por volumen de malla,  $\text{cm}^{-1}$

Ya habiendo calculado nuestra alimentación, condiciones de operación de entrada, conversión de la reacción principal, cinética de la reacción y forma del catalizador haremos el diseño de catalizador para obtener el número de mallas y dimensiones del reactor. Se asume caída de presión nula<sup>[52]</sup>.

Con la inclusión de un distribuidor de flujo y la gran velocidad presente se asume como aproximación para el modelo del reactor un PFR.

$$\frac{-G}{M} dy_A = (-r_A) dZ \quad (8.13)$$

Reemplazando la ecuación 8.12 en la ecuación 8.13 e introduciendo los términos de diseño de mallas se obtiene la siguiente ecuación 8.14.

$$\frac{-G}{M} dy_A = k_{gA}^s y_A P a_{WR} dZ = k_{gA}^s y_A P f_W dn_s \quad (8.14)$$

Donde:

G: flujo másico de alimentación sobre área transversal,  $\text{g cm}^{-2} \text{s}^{-1}$   
M: peso molecular de la mezcla en la alimentación, g/gmol  
Z: longitud del reactor, cm  
 $f_W$ : área del catalizador por área transversal del reactor  
 $n_s$ : número de mallas de catalizador

Integrando la ecuación 8.14 y relacionando la fracción de vapor final  $y_A$  con la conversión final  $X_A$ , se obtiene la siguiente ecuación.

$$\ln(1 - X_A) = -k_{gA}^s P n_s f_W \frac{M}{G} \quad (8.15)$$

Para calcular el coeficiente de transferencia de masa se hará uso de la siguiente ecuación.

$$k_{gA}^s = 0,865 \frac{\text{Re}^{-0,648} G}{P \text{Sc}^{2/3} M \epsilon_W} \quad (8.16)$$

Los números adimensionales tienen las siguientes fórmulas:

$$\text{Re} = \frac{G d_W}{\varepsilon_W \mu} \quad (8.17) \quad \text{Sc} = \frac{\mu}{D \rho} \quad (8.18)$$

Las propiedades físicas y de transporte se calculan:

$$D = 0,227 \left( \frac{T}{293} \right)^{3/2} \left( \frac{1}{P} \right) \quad (8.19)$$

$$\rho = \frac{P M}{R T} \quad (8.20)$$

Las características de la malla son:

$$a_{WR} = \pi n_W^2 \sqrt{\left( \frac{1}{n_W} \right)^2 + d_W^2} \quad (8.21)$$

$$f_W = a_{WR} 2d_W \quad (8.22)$$

$$\varepsilon_W = 1 - \frac{a_{WR} d_W}{4} \quad (8.23)$$

Donde:

$d_W$ : diámetro de los cables que conforman la malla, cm

$f_W$ : área del catalizador por área transversal del reactor

$\varepsilon_W$ : porosidad

El área transversal se calcula a partir de una relación para el diseño de reactores de oxidación catalítica de amoníaco para la producción de ácido nítrico:

$$A_t/\text{Producción HNO}_3 = 2,75 \text{ pie}^2/100 \text{ TM HNO}_3 \quad (8.24)$$

Reemplazando las ecuaciones desde 8.16 hasta 8.24 en la ecuación 8.15 obtenemos la ecuación 8.25 con valores en unidades gcs (g-cm-s) y Kelvin que dependen de las propiedades físicas, condiciones de operación y datos de la malla.

$$n_s = \frac{-\ln(1-x_A) \varepsilon_W^{0,352} d_W^{0,648} G^{0,648} \mu^{0,019}}{5,81761 \times 10^{-5} f_W T^{0,333} MW^{0,667}} \quad (8.25)$$

Sean los valores:

$$P = 1 \text{ 100 kPa}$$

$$T = 901 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\text{Alimentación} = 3 \text{ 736,14 TM/d}$$

$$\text{Producción HNO}_3 = 871,65 \text{ TM/d}$$

$$n_W = 80 \text{ in}^{-1}$$

$$d_W = 0,003 \text{ in}$$

$$MW = 27,59 \text{ kg/kgmol}$$

$$X_A = 0,9609$$

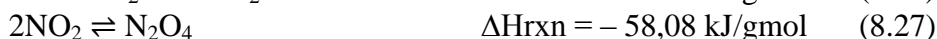
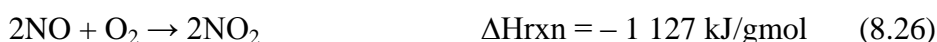
Entonces:

$$n_s = 19,4 \text{ mallas}$$

$$\text{Diámetro} = 1,7 \text{ m}$$

### 8.3.2 Tren de Enfriamiento de Gases de Reacción

Los gases de reacción que provienen del reactor de oxidación catalítica de amoníaco presentan una alta temperatura y presión. El objetivo del tren de enfriamiento es disminuir considerablemente la temperatura sin presentar una apreciable caída de presión para la operación de absorción de óxidos de nitrógeno con agua desmineralizada. Mientras disminuye la temperatura el óxido nítrico NO se oxidará con el excedente de oxígeno y formará dióxido de nitrógeno NO<sub>2</sub> según la reacción 8.26, el cual además estará en equilibrio con su dímero N<sub>2</sub>O<sub>4</sub> según la reacción 8.27.



La reacción 8.18 es una oxidación cuya velocidad de reacción aumenta cuando disminuye la temperatura<sup>[64]</sup>. Su caso es atípico y requiere del análisis del mecanismo de reacción. Un modelo de mecanismo de reacción se propone en el cual se forma un dímero del NO limitado por equilibrio químico. La formación del dímero del NO, que involucra la formación de enlaces, es una reacción exotérmica y su constante de equilibrio K<sub>c</sub> aumenta con el decremento de temperatura. Luego este dímero reacciona con el O<sub>2</sub> para formar el NO<sub>2</sub>. Esta reacción es el paso limitante en el mecanismo de reacción.

Mecanismo de reacción propuesto:



Cálculo de la constante de reacción:

$$K_c = [(\text{NO})_2]/[\text{NO}]^2 \quad (8.30)$$

$$r = k'[(\text{NO})_2][\text{O}_2] \quad (8.31)$$

$$r = k [\text{NO}]^2[\text{O}_2] = k' K_c [\text{NO}]^2[\text{O}_2] \quad (8.32)$$

$$k = k' K_c \quad (8.33)$$

La constante de reacción k' sí aumenta con la temperatura. Cuando queremos obtener la constante de velocidad de reacción global despejamos la concentración del dímero de la ecuación 8.30 y la reemplazamos en la ecuación 8.31 para obtener la ecuación 8.32. Al multiplicar k' por la constante de equilibrio K<sub>c</sub>, la cual es decreciente con el aumento de temperatura, obtenemos como resultado la constante de velocidad de reacción k según la ecuación 8.33 que es también decreciente con la temperatura. Esta constante parece contradecir la ley de Arrhenius, pero la formación del dímero del NO provoca tal fenómeno.

Los equipos de transferencia de calor son de coraza y tubos. Los cuales presentan grandes ventajas para trabajar a presión, disminuir pérdidas de calor, permitir la limpieza por las partículas de catalizador que son arrastradas desde el reactor de oxidación catalítica y brindar caídas de presión aceptables. Para la simulación el intercambiador usado será según la TEMA el tipo AES, el cual presenta una cabeza frontal removible, y una cabeza flotante con clamp ring como



elemento de seguridad para evitar fugas, permitir la operación a alta presión y la expansión de los tubos por las altas temperaturas.

Se consigue que para el proceso de obtención de ácido nítrico se necesite 20 intercambiadores de calor, de los cuales 10 sirven para el tren de enfriamiento (E-106 hasta E-115) y enfrían el gas de reacción desde 901 °C hasta 49,5 °C el condensado y hasta 65 °C el gas seco de reacción. Este calor removido es aprovechado para calentar el gas de cola que será expandido y para generar vapor saturado y sobrecalentado. De los 10 intercambiadores, 8 tienen contacto con el gas de proceso caliente y están en serie.

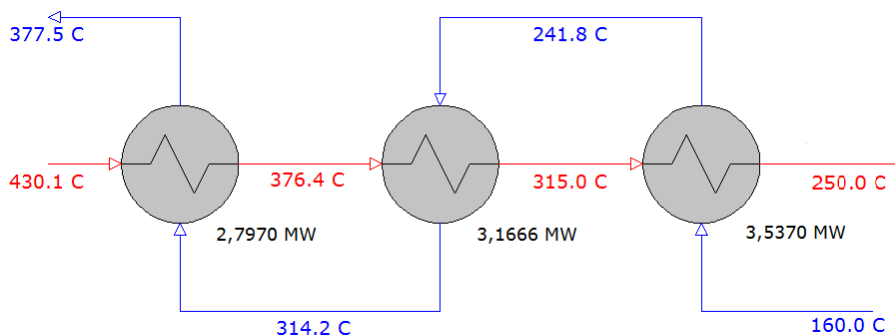
La temperatura a la que llegaremos al final del tren provocará la separación total del agua que se formó en la oxidación. La condensación de agua resultará en la hidrólisis de dióxido y tetraóxido de nitrógeno y se formará ácido nítrico diluido. Tal condensación debe ocurrir sólo en un intercambiador, esto debido a la gran área de transferencia y al material del equipo que se necesita para estar en contacto con el ácido nítrico. Por tal motivo, en los intercambiadores anteriores al enfriador-condensador no se debe bajar de la temperatura de rocío de los gases de reacción. En nuestro caso, la temperatura de entrada al enfriador condensador E-112 será 115 °C, con un rango de 4°C sobre la temperatura de rocío de los gases de reacción de 111 °C. El intercambiador de calor E-111 presenta en la salida por la coraza material resistente al ácido nítrico para prevenir corrosión severa por posibles variaciones en la temperatura de salida y temperatura de rocío.

En todos los intercambiadores de calor la estimación de propiedades se realizó con ASPEN HYSYS 2006 y el dimensionamiento se ejecutó con HTRI Xist, el cual es un programa especializado para calcular coeficientes de transferencia de calor a partir de una geometría de intercambiador de coraza y tubos. Se ingresan factores de ensuciamiento tomados de los estándares del TEMA.

El intercambiador E-106 es llamado Steam Superheater (STH), ya que genera vapor sobrecalentado sin la necesidad del uso de combustible pero sí con el uso de una corriente de proceso con alta energía calorífica. Este intercambiador se encuentra inmediatamente a la salida del reactor de oxidación. El intercambiador E-107 es el que presenta mayor demanda de remoción de calor debido a que se genera vapor saturado a partir de agua saturada a 2 500 kPa. Este intercambiador es conocido como Waste Heat Boiler (WHB). En estos dos intercambiadores el gas de reacción se ubica en los tubos. La caída de presión en el STH es baja debido a que el banco de tubos tiene solo un paso; por el contrario, el WHB presenta dos pasos y una alta caída de presión. Este último presenta en el modelamiento del proceso reacción durante el intercambio de calor, este fenómeno es representado con un reactor adiabático en la entrada. A la salida de este intercambiador se encuentra otro reactor adiabático, el cual representa la reacción de los gases cuando pasan a través de un filtro que recuperan partículas de platino que solidifican a tal temperatura y fueron vaporizadas en el reactor.

El intercambiador de calor E-108 es el Calentador de Gas de Cola 4, el cual es el que provee mayor cantidad de energía térmica aprovechada en el expansor de gas de cola. Para un eficiente suministro de energía la temperatura del gas que va

a ser expandido tiene que ser alta. Este intercambiador tiene dos corazas para cumplir con las restricciones de transferencia de calor. El siguiente intercambiador E-109 es el Calentador de Gas de Cola 3, este presenta una coraza. Estos dos equipos representan a un intercambio de calor en serie entre gas de cola por la coraza y gas de proceso por los tubos, tal como se representa en la **Figura 8.12**.



**Figura 8.13** Enfriamiento de gas de proceso (rojo) y calentamiento de gas de cola (tubos) en intercambio de calor en serie

Además están presentes los intercambiadores E-114 y E-115, los cuales precalientan el gas de cola desde 15 °C hasta 160 °C con ayuda de aire comprimido a alta temperatura y vapor a baja presión respectivamente. Estos intercambiadores no tienen contacto con el gas de proceso, pero contribuyen en el tren de enfriamiento generando un acercamiento de temperatura apropiado al gas de cola para recibir calor del gas de proceso.

El intercambiador E-110 Calentador de Agua BFW recibe el condensado de vapor de alta y baja presión y produce agua caliente a presión para ingresar al drum de vapor. La energía que requiere el drum para producir la cantidad de vapor necesaria es alta; por tal motivo, se requiere que la temperatura sea alta para no afectar la cantidad generada de vapor saturado en el drum. Por ende, se escoge un intercambiador con dos corazas, ya que la temperatura que se necesita por balance de energía en el drum es mayor a la temperatura de salida del gas de reacción en E-108. El gas de reacción se enfría a 159,6 °C

El intercambiador E-111 Enfriador Primario de Gases de Reacción hace uso de agua de enfriamiento a 20°C para bajar la temperatura hasta 4 °C sobre el punto de rocío; valores menores implicarían un riesgo de formación de cantidades pequeñas de ácido nítrico en este intercambiador que causarían corrosión en la coraza por picadura en el acero. Los gases de reacción se enfrían hasta 115 °C.

La temperatura de salida del intercambiador de calor E-112 Enfriador Condensador de Gases de Reacción es 49,5 °C; sin embargo, la temperatura de entrada al intercambiador de calor E-113 Enfriador Secundario de Gases de Reacción es 87,8 °C. Esto fenómeno ocurre por la presencia de reacciones de oxidación de los gases a temperatura ambiente y es representado por la inclusión de una unidad de reacción adiabática. Los gases de reacción al ser separados del condensado en el enfriador condensador suben de temperatura por la reacción de oxidación del óxido nítrico NO y necesita enfriarse antes de entrar a la columna de absorción. Esta etapa de enfriamiento con agua a 20°C no se realiza al

condensado de ácido nítrico diluido, ya que la etapa de la columna de absorción estará a condiciones parecidas. A continuación se detallará la configuración de los intercambiadores de calor.

La caída de presión en el tren de enfriamiento es de 68 kPa y nos brinda una caída de presión promedio por equipo de transferencia de calor (por coraza) de 6,8 kPa y una presión de operación de la columna de absorción 1 032 kPa. La presión de diseño de la columna en el fondo será de 1020 kPa.

### 8.3.3 Absorción Química de NOx

La absorción reactiva es una importante operación industrial para la producción de químicos básicos, como ácido sulfúrico o ácido nítrico, y para la remoción de sustancias peligrosas, como el sulfuro de hidrógeno, de corrientes gaseosas. A diferencia de la absorción física, la absorción reactiva es capaz de proveer capacidades de producción altas con moderadas presiones parciales y sin requerir cantidades considerables de solvente<sup>[25]</sup>. Por ende, hay una ventaja en la absorción reactiva al considerar concentraciones bajas en la fase gaseosa debido a las limitaciones de alimentación de líquido impuestas por la estequiometría y el equilibrio químico. Factores que limitan la eficiencia de la velocidad de absorción reactiva es el calor liberado por las reacciones exotérmicas y la dificultad de regeneración de solvente. Este último factor es solo aplicable a la eliminación de sustancias peligrosas.

Los gases de reacción luego de pasar por el tren de enfriamiento fueron enfriados y parcialmente condensados a temperatura de 65°C. La presión de 1 021 kPa con que llegan estos gases será la adecuada para la operación de absorción. En el condensado se obtiene ácido nítrico a una concentración de 42% en peso. Este valor se debe a la presión de los gases que tienen considerable disolución a tal temperatura y presión. Los gases de nitrógeno que se absorberán serán el NO<sub>2</sub> y N<sub>2</sub>O<sub>4</sub>, los cuales formarán ácido nítrico.

El nitrógeno gaseoso que está con los óxidos de nitrógeno es inerte y no interviene en ninguna reacción; sin embargo, es responsable de bajar la concentración de óxidos y disminuir la tendencia al equilibrio para la formación de ácido nítrico en cada una de las etapas. Por otro lado, el exceso de NO en la alimentación por el fondo genera que no se llegue a la concentración objetivo. Este gas se oxida para generar NO<sub>2</sub> entre las etapas de absorción química, lo cual ayuda a que aumente la conversión a ácido nítrico. Sin embargo, el NO se genera durante la absorción cuando el ácido nitroso se descompone para formar ácido nítrico. Este hecho hace que la oxidación del NO sea la etapa limitante de la absorción química en una columna de platos.



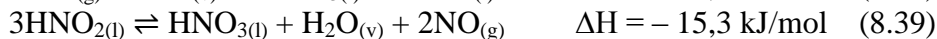
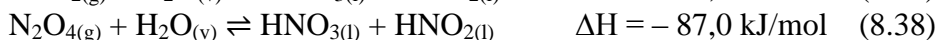
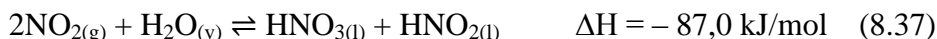
El equipo usado para la absorción química de óxidos de nitrógeno con agua para producir ácido nítrico es una columna de platos con serpentines de enfriamiento en cada plato. La remoción de calor es importante para conservar la

temperatura de los platos, ya que todas las reacciones son exotérmicas y un aumento de temperatura disminuiría la conversión en el equilibrio de la reacción de hidrólisis.

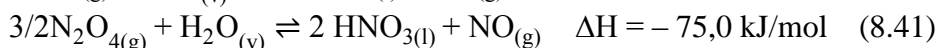
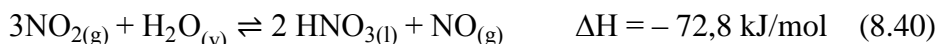
El algoritmo escogido para el modelamiento de absorción es de equilibrio; por tal motivo, la etapa de formación de ácido nitroso  $\text{HNO}_2$  y su descomposición a ácido nítrico  $\text{HNO}_3$  no es representada en el modelamiento de la absorción y sólo se considera el equilibrio entre el  $\text{NO}$  y  $\text{NO}_2$ , el cual depende de la concentración de ácido nítrico y condiciones de operación de cada una de las etapas de equilibrio, las cuales son representadas en cada plato. Así mismo, tampoco se considera la formación de trióxido de dinitrógeno, ya que la presencia de este compuesto es muy baja y asumimos que no afecta los resultados del modelamiento en gran medida.



Estudios de modelamiento previos no reportan tal presencia. Estas son las reacciones involucradas en la fase líquida.



No obstante, se asumirá total descomposición del ácido nitroso. Por tal motivo, las siguientes serán las únicas reacciones presentes en la fase líquida.



El balance de materia se pueden dividir en dos: balance para la fase gaseosa y para la fase líquida. En la fase gaseosa se asumirá que no hay presencia de ácido nítrico ni agua<sup>[53]</sup>. De la misma forma, en la fase líquida se asumirá sólo la presencia de ácido nítrico y agua. Estas asunciones servirán para facilitar el cálculo de la composición de las corrientes en la columna, ya que el consumo o generación de uno de los componentes será direccionado a su respectiva fase. Estas asunciones no reflejan la cantidad de vapor de agua y ácido nítrico que están en la fase gaseosa, las cuales son ínfimas debido a la presión de operación de la columna. No se retrata, además, la disolución de óxido nítrico  $\text{NO}$  en la fase acuosa electrolítica. Por tal motivo, el algoritmo se aproxima a la operación de la columna y no intenta representar exactamente las reacciones complejas y equilibrio de fases, pero cabe destacar que las simplificaciones son bastante aproximadas a la realidad.

El modelo de equilibrio emplea un algoritmo por etapas, que consiste en definir la corriente de salida de líquido, la corriente de entrada de gases de reacción y el diseño del plato. El cálculo comenzará con el primer plato en el fondo, el gas de alimentación será el gas de reacción a  $65^\circ\text{C}$  y la corriente de líquido que se obtiene es el producto final. Luego realizar los cálculos de equilibrio de reacción se hace el balance de masa y energía para el plato y se

obtiene la composición, flujo y temperatura del gas que sale del plato y la composición, flujo y temperatura de la corriente de líquido que entró. En el modelo no se calcula la caída de presión, ya que se considera muy pequeña en todas las etapas. Para el cálculo de la corriente gaseosa que entrará al plato superior se aproxima el espacio vacío entre platos a un reactor PFR donde ocurre la oxidación de NO a NO<sub>2</sub> y se calcula la conversión de oxidación en función al volumen de este espacio; además, se calcula el nuevo equilibrio presente entre el NO<sub>2</sub> y su dímero el N<sub>2</sub>O<sub>4</sub>. De la misma forma, para el cálculo de la corriente líquida que ingresa al plato se calcula la cantidad de ácido nítrico formado por eficiencia del equilibrio de hidrólisis. A continuación se muestra el **sistema de ecuaciones 8.42** de balance de materia para la fase gaseosa.

$$\begin{aligned}
 n_{N_2 i} &= n_{N_2 i-1} \\
 n_{O_2 i} &= n_{O_2 i-1} - 0,5n_{NO i-1}X_1 \\
 n_{NO i} &= n_{NO i-1} (1 - X_1) + 0,5 X_{HNO_3} \\
 n_{NO_2 i} &= ((n_{NO_2 i-1} + n_{NO i-1} X_1)(1 - 2X_2) - 0,75 X_{HNO_3})(1 - 2X_3) \\
 n_{N_2O_4 i} &= n_{N_2O_4 i-1} + (n_{NO_2 i-1} + n_{NO i-1} X_1) X_2 - 0,375 X_{HNO_3} \\
 &\quad + ((n_{NO_2 i-1} + n_{NO i-1} X_1)(1 - 2X_2) - 0,75 X_{HNO_3}) X_3
 \end{aligned}$$

A continuación se muestra el **sistema de ecuaciones 8.43** de balance de materia para la fase líquida, las cuales se obtienen considerando la reacción en la fase líquida.

$$\begin{aligned}
 n_{HNO_3 i+1} &= n_{HNO_3 i} - X_{HNO_3} \\
 n_{H_2O i+1} &= n_{H_2O i} + 0,5 X_{HNO_3}
 \end{aligned}$$

Para el plato donde se encuentra la alimentación de ácido nítrico diluido proveniente del enfriador-condensador se muestra el **sistema de ecuaciones 8.44** para el balance de materia de la fase líquida.

$$\begin{aligned}
 n_{HNO_3 i+1} &= n_{HNO_3 i} - X_{HNO_3} - n_{HNO_3 k} \\
 n_{H_2O i+1} &= n_{H_2O i} + 0,5 X_{HNO_3} - n_{H_2O k}
 \end{aligned}$$

Donde:

- $X_1$  : conversión de NO a NO<sub>2</sub> por oxidación antes de entrar a la etapa i
- $X_2$  : conversión de NO<sub>2</sub> a N<sub>2</sub>O<sub>4</sub> por dimerización antes de entrar a la etapa i
- $X_{HNO_3}$  : cantidad de HNO<sub>3</sub> formado por hidrólisis en la etapa i, kgmol/h
- $X_3$  : conversión de NO<sub>2</sub> a N<sub>2</sub>O<sub>4</sub> por dimerización luego de entrar a la etapa i
- $n_{HNO_3 k}$ : flujo molar de ácido nítrico que ingresa por la corrientes lateral, kgmol/h
- $n_{H_2O k}$ : flujo molar de agua que ingresa por la corrientes lateral, kgmol/h

Los flujos molares de las corrientes laterales son conocidos. El cálculo de los 4 parámetros para el balance de masa en cada etapa i depende de la geometría del plato, la corriente de gas que ingresa y la corriente de líquido que sale del plato. La variable más sensible para la simulación es el diámetro, el cual afecta considerablemente a todos los resultados. El algoritmo por etapas culmina cuando el flujo molar de ácido nítrico requerido para la etapa anterior sea igual o menor a 0. En caso que sea menor a cero,  $X_{HNO_3}$  será igual al flujo de ácido nítrico que sale del plato, el cual será la última etapa.

### Paso 1: Oxidación de NO a NO<sub>2</sub> en el espacio vacío

La ecuación de velocidad de reacción y la constante de velocidad de reacción son presentadas. La oxidación en los espacios vacíos es modelada mediante un reactor de flujo pistón o PFR, por sus siglas en inglés. Resultados experimentales muestran que la oxidación entre platos perforados es bien representada como una reacción que ocurre en un arreglo en serie de reactores PFR y CSTR debido a las espumas que se generan. Sin embargo, solo se contemplará el primero, cuyos resultados son cercanos a los reales. El espacio vacío será distancia que hay entre el límite superior del derramadero hasta el plato siguiente superior.

La ecuación de velocidad de reacción<sup>[55]</sup> y la constante de velocidad de reacción<sup>[55]</sup> son:

$$-\frac{dp_{\text{NO}}}{dt} = k_1 p_{\text{NO}}^2 p_{\text{O}_2} \quad (8.45)$$

$$k_1 = 9,7402 \exp(42,982 + 1,323 \cdot 10^{-2} T - 3,943 \cdot 10^{-6} T^2 - 7,5 \ln T) \quad (8.46)$$

Al resolver la ecuación de diseño del PFR para una reacción de tercer orden se obtendrá una ecuación implícita<sup>[67]</sup> para calcular X<sub>1</sub>.

$$\theta = \frac{2}{k_1 p_{\text{NO}}^2 (M_1 - 1)} \left[ \frac{X_1}{1 - X_1} - \frac{1}{M_1 - 1} \ln \left( \frac{M_1 - X_1}{M_1 (1 - X_1)} \right) \right] \quad (8.47); \quad M_1 = 2 \frac{n_{\text{O}_2\text{o}}}{n_{\text{NO}_\text{o}}} \quad (8.48)$$

Donde:

θ : tiempo de residencia del gas en el espacio vacío entre platos, s

X<sub>1</sub> : conversión de NO a NO<sub>2</sub> antes de entrar a la etapa i

k<sub>1</sub>: constante cinética de velocidad de oxidación de NO, bar<sup>-2</sup> s<sup>-1</sup>

M<sub>1</sub>: 2 veces las moles iniciales de O<sub>2</sub> entre las moles iniciales de NO

p<sub>NO</sub>: presión parcial inicial de NO, bar

p<sub>O<sub>2</sub></sub>: presión parcial inicial de O<sub>2</sub>, bar

T: temperatura de entrada de la corriente de gas, K

### Paso 2: Dimerización de NO<sub>2</sub> a N<sub>2</sub>O<sub>4</sub>

La constante de equilibrio químico de dimerización es presentada, la cual depende de la temperatura y de la presión parcial del dióxido nítrico y su dímero. Esta relación es aplicable a todo el rango de temperatura presión de operación con una gran exactitud. A partir de esta se obtiene una ecuación de segundo orden desarrollada para determinar la presión parcial de equilibrio de dióxido nítrico<sup>[53]</sup>.

$$K_2 = \frac{p_{\text{NO}_2}^2}{p_{\text{N}_2\text{O}_4}} = A (1 - B p_{\text{NO}_x}) \quad (8.49) \quad ; \quad p_{\text{NO}_x} = p_{\text{NO}} + p_{\text{NO}_2} \quad (8.50)$$

$$A = 10^{8,756 - \frac{2838}{T}} \quad (8.51) \quad B = \frac{T}{210,3} + \frac{790}{T} - 3,8794 \quad (8.52)$$

$$p_{\text{NO}_2}^2 [(2 - M_2)^2 + A B M_2] + p_{\text{NO}_2} [A (2 - M_2) - A B P M_2 (2 - M_2)] + A P M_2 [2 B P M_2 - (2 - M_2)] = 0 \quad (8.53)$$

$$M_2 = (n_{\text{NO}_2\text{o}} + n_{\text{N}_2\text{O}_4\text{o}}) / n_{\text{T}_\text{o}} \quad (8.54)$$

A partir del valor de la presión parcial resultante se obtiene  $X_2$ .

$$p_{\text{NO}_2} = \frac{n_{\text{NO}_2\text{o}} - 2 n_{\text{NO}_2\text{o}} X_2}{n_{\text{T}_0} - n_{\text{NO}_2\text{o}} X_2} \quad (8.55) \quad ; \quad X_2 = \frac{n_{\text{NO}_2\text{o}} P - n_{\text{T}_0} p_{\text{NO}_2}}{n_{\text{NO}_2\text{o}} (2 P - p_{\text{NO}_2})} \quad (8.56)$$

Donde:

$X_2$ : conversión de  $\text{NO}_2$  a  $\text{N}_2\text{O}_4$  por dimerización antes de entrar a la etapa  $i$

$p_{\text{NO}_2}$ : presión parcial de  $\text{NO}_2$  en el equilibrio químico, bar

$P$ : presión total de la corriente de gas, bar

$n_{\text{T}_0}$ : número de moles totales antes de la dimerización, kgmol/h

$n_{\text{NO}_2\text{o}}$ : número de moles de  $\text{NO}_2$  antes de la dimerización, kgmol/h

$K_2$ : constante de equilibrio de dimerización, bar

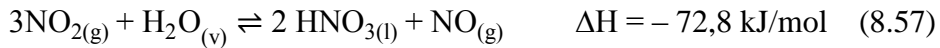
$M_2$ : fracción inicial de peróxido de nitrógeno en la corriente de gas

$A$ : parámetro para el cálculo de la constante de equilibrio, bar

$B$ : parámetro para el cálculo de la constante de equilibrio,  $\text{bar}^{-1}$

### Paso 3: Absorción Química de $\text{NO}_2$ y $\text{N}_2\text{O}_4$

La absorción química en cada una de las etapas será simulada mediante un modelo de equilibrio por etapas. Las reacciones de hidrólisis de peróxido de nitrógeno, que incluye al dióxido nítrico y el tetraóxido nítrico, ocurren en la altura de líquido de cada una de las etapas y su extensión depende de la eficiencia del equilibrio químico que alcanzan los componentes de los gases con el líquido. La siguiente reacción que ocurre en la fase líquida<sup>[55]</sup>



presenta la siguiente relación de equilibrio<sup>[55]</sup>, la cual se calcula para cada etapa.

$$\log K_3 = \log \frac{p_{\text{NO}}}{p_{\text{NO}_2}^3} = 6,5235 - \text{Log} \frac{85}{85 - w_{\text{HNO}_3}} + 2,2215 \log \frac{100}{w_{\text{HNO}_3}} - 0,05618 w_{\text{HNO}_3} - 0,004854 (T - 273,15) + 0,0166 \cdot 10^{-3} (T - 273,15) w_{\text{HNO}_3} \quad (8.58)$$

Luego, a partir de las composiciones iniciales antes de la hidrólisis, es decir luego de la dimerización, se calculan las presiones parciales en el equilibrio mediante la solución de una ecuación cúbica en función del avance de reacción  $x_{\text{eq}}$  para llegar al equilibrio. Para el cálculo de este valor se recomienda el método explícito de solución algebraica para una ecuación de tercer grado, ya que los métodos numéricos requieren de muchas iteraciones.

$$K_3 = \frac{n_{\text{NO}_0} + x_{\text{eq}}}{(n_{\text{NO}_2\text{o}} - 3 x_{\text{eq}})^3} \frac{n_{\text{T}_0}^2}{P^2} \quad (8.59)$$

Una vez calculadas las presiones parciales en equilibrio se calcula la presión de vapor de los gases en el equilibrio “ $p_{\text{nr}}$ ” y la fracción de óxidos de nitrógeno “ $y_{\text{eq}}$ ” que reaccionan<sup>[55]</sup>.

$$p_{\text{NO}_{\text{eq}}} = \frac{n_{\text{NO}_0} + x_{\text{eq}}}{n_{\text{T}_0} - 2 x_{\text{eq}}} P \quad (8.60) \quad ; \quad p_{\text{NO}_2\text{eq}} = \frac{n_{\text{NO}_2\text{o}} - 3 x_{\text{eq}}}{n_{\text{T}_0} - 2 x_{\text{eq}}} P \quad (8.61)$$

$$pnr = p_{\text{NO}_{\text{eq}}} + p_{\text{NO}_{2\text{eq}}} \quad (8.62) \quad ; \quad pnp = p_{\text{NO}_0} + p_{\text{NO}_{20}} + p_{\text{N}_2\text{O}_{40}} \quad (8.63)$$

$$y_{\text{eq}} = 1 - \frac{pnr (P - pnp)}{pnp (P - pnr)} \quad (8.64)$$

Seguidamente, se calcula la eficiencia de equilibrio de la absorción química, la cual depende de la geometría del plato, condiciones de operación y concentración de gases de reacción<sup>[50]</sup>.

$$\eta = C \frac{P^{0,15} (w_{\text{NO-NO}_x})^{0,1} X_1^{0,4} H_L^{0,15} w_{\text{HNO}_3}^{0,1}}{V_g^{0,26} d_o^{0,15} s^{0,13} T^{0,87}} \quad (8.65)$$

$$R = (n_{\text{NO}_0} + n_{\text{NO}_{20}} + n_{\text{N}_2\text{O}_{40}}) / n_{\text{T}_0} \quad (8.66)$$

$$\text{Si } R \geq 0,01 \quad \rightarrow \quad C = 8,73$$

$$\text{Si } R < 0,01 \quad \rightarrow \quad C = 10,86$$

La altura del líquido  $H_L$  es la altura del derramadero  $h_w$  más la altura de la cresta de líquido sobre este  $h_1$  y se calcula a partir de una ecuación empírica implícita que depende de la geometría del plato y el flujo volumétrico de líquido<sup>[60]</sup>. Esta relación se deduce de la fórmula de Francis 8.67. A partir de la geometría del plato se calcula 8.68 y seguidamente se despeja  $W_{\text{eff}}$  para llegar a 8.69.

$$\frac{q}{W_{\text{eff}}} = 1,839 h_1^{3/2} \quad (8.67) \quad ; \quad \left( \frac{W_{\text{eff}}}{W} \right)^2 = \left( \frac{D_i}{W} \right)^2 - \left\{ \left[ \left( \frac{D_i}{W} \right)^2 - 1 \right]^{0,5} + 2 \frac{h_1}{W} \right\} \quad (8.68)$$

$$\frac{0,2954}{h_1^3} \left( \frac{q}{W} \right)^2 = \left( \frac{D_i}{W} \right)^2 - \left( \sqrt{\left( \frac{D_i}{W} \right)^2 - 1} + 2 \frac{h_1}{W} \right)^2 \quad (8.69)$$

$$H_L = h_1 + h_w \quad (8.70)$$

El flujo volumétrico del líquido se calcula a partir de los flujos molares y la densidad del ácido nítrico a diferentes temperaturas y porcentajes en peso. Con el fin de realizar los cálculos se propone una ecuación a partir de datos experimentales del Manual de Ing. Químico de Perry<sup>[46]</sup>.

$$\rho_{\text{HNO}_3} = 1000 e^{D1 + \frac{D2}{T} + D3 \ln T + \frac{D4}{T^2} + D5 \frac{w_{\text{HNO}_3}}{100} + D6 \left( \frac{w_{\text{HNO}_3}}{100} \right)^2 + D7 \left( \frac{w_{\text{HNO}_3}}{100} \right)^3 + D8 \left( \frac{w_{\text{HNO}_3}}{100} \right)^4} \quad (8.71)$$

$$D1 = - 1,13338 \cdot 10^{-8}$$

$$D2 = 272, 17205$$

$$D3 = - 0,08991$$

$$D4 = - 35612,4$$

$$D5 = 0,51847$$

$$D6 = 0,1814$$

$$D7 = - 0,2923$$

$$D8 = - 0,06519$$

Finalmente, se obtiene la cantidad de ácido nítrico generado en la etapa de equilibrio<sup>[55]</sup>. La cual es función de la eficiencia de equilibrio, la cantidad de óxidos de nitrógeno antes de la hidrólisis y la fracción de estos en el equilibrio.

$$X_{\text{HNO}_3} = \eta y_{\text{eq}} (n_{\text{NO}_0} + n_{\text{NO}_{20}} + n_{\text{N}_2\text{O}_{40}}) \quad (8.72)$$



Donde:

$X_{\text{HNO}_3}$  : cantidad de  $\text{HNO}_3$  formado por hidrólisis en la etapa  $i$ , kgmol/h

$\eta$ : eficiencia de equilibrio químico para la etapa  $i$

$y_{\text{eq}}$ : fracción de óxidos que reaccionarán hasta el equilibrio

$K_3$ : constante de equilibrio químico por hidrólisis,  $\text{MPa}^{-2}$

$w_{\text{HNO}_3}$ : porcentaje en masa de ácido nítrico en la etapa  $i$ , %W

$T$ : temperatura de la corriente de líquido que sale de la etapa  $i$ , K

$P$ : presión total, bar

$n_{\text{T}0}$ : número de moles totales antes de la hidrólisis, kgmol/h

$n_{\text{NO}0}$ : número de moles de  $\text{NO}$  antes de la hidrólisis, kgmol/h

$n_{\text{NO}_20}$ : número de moles de  $\text{NO}_2$  antes de la hidrólisis, kgmol/h

$n_{\text{N}_2\text{O}_40}$ : número de moles  $\text{N}_2\text{O}_4$  antes de la hidrólisis, kgmol/h

$p_{\text{nr}}$ : presión parcial de peróxido de nitrógeno en el equilibrio, bar

$p_{\text{np}}$ : presión parcial de óxidos de nitrógeno antes de la hidrólisis, bar

$w_{\text{NO-NO}_x}$ : porcentaje en masa de óxidos de nitrógeno, %W

$H_L$ : altura de líquido en el plato, m

$V_g$ : velocidad de gas en la columna, m/s

$d_0$ : diámetro de los agujeros en el plato perforado, m

$s$ : porcentaje de área libre del plato perforado, %

$h_1$ : altura de líquido sobre el derramadero, m

$q$ : flujo volumétrico de la corriente de líquido que sale del plato,  $\text{m}^3/\text{s}$

$D_i$ : diámetro interno de la columna, m

$W$ : longitud del derramadero del plato perforado, m

$h_w$ : altura del derramadero, m

$\rho_{\text{HNO}_3}$  : densidad de solución de ácido nítrico,  $\text{kg}/\text{m}^3$

$C$ : constante de eficiencia de equilibrio

#### Paso 4: Dimerización de $\text{NO}_2$ a $\text{N}_2\text{O}_4$

Esta reacción ocurre luego que los gases pasen por el líquido y el peróxido de nitrógeno se hidrolice y se genere monóxido de nitrógeno. El cálculo de  $X_4$  se realiza de la misma forma como para hallar  $X_2$ , con la diferencia que la composición inicial es ahora la composición de salida de los gases que han sido absorbidos.

Por otro lado, el balance de energía en cada etapa es global para las dos fases, ya que la demanda de enfriamiento necesaria es afectada por la temperatura de entrada y salida de todas las corrientes involucradas. La ecuación se presenta a continuación<sup>[55]</sup>.

$$G_{i-1}H_{i-1} + L_{i+1}H_{i+1} - G_iH_i - L_iH_i - Q_{\text{cooling}} = 0 \quad (8.73)$$

$$-\Delta H_{G_i} - \Delta H_{L_i} - Q_{\text{cooling}} = 0 \quad (8.74) ; \quad Q_{\text{cooling}} = -\Delta H_{G_i} - \Delta H_{L_i} \quad (8.75)$$

Las temperaturas de las corrientes que salen de las etapas de equilibrio se calculan al interpolar las temperaturas de las corrientes de alimentación a la columna y la temperatura objetivo del gas de cola<sup>[53]</sup>. La temperatura de la corriente gaseosa que ingresa por el fondo es  $65^\circ\text{C}$ , la temperatura de la corriente

líquida que ingresa lateralmente es 50°C y la temperatura de la corriente de agua de proceso que ingresa por el tope es 15°C.

Debido a que se fijan 3 temperaturas en la columna, se obtienen 2 perfiles diferentes de temperatura divididos por la alimentación lateral, cuya ubicación es determinada por la primera etapa, comenzando desde el fondo, donde el porcentaje en peso de ácido nítrico es menor al del porcentaje de la corriente lateral. Para llegar a una convergencia en el perfil de temperaturas en el modelo se asume la ubicación de la corriente lateral y el número de platos. Si la temperatura de salida y/o la temperatura del plato donde ingresa la corriente lateral es mayor se vuelve a asumir un mayor número de éstos y viceversa. En el gráfico se muestra el perfil de temperaturas para una columna de 45 platos con alimentación lateral en el plato 9. Valores de torres industriales a alta presión reportan que la alimentación lateral es aproximadamente un quinto del total de platos. Para la simulación, se empleará decrementos de temperatura para cada etapa en función de las temperaturas asumidas.

### Perfil de Temperatura

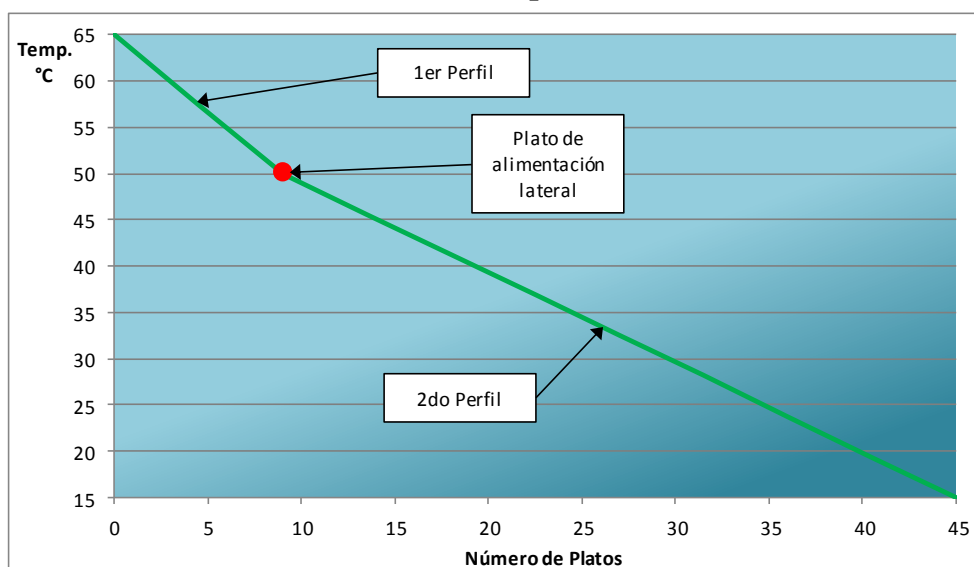
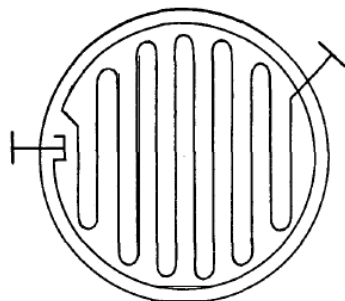


Figura 8.14 Perfil de Temperatura para la columna de absorción química

El enfriamiento en cada una de las etapas se realiza con la ayuda de serpentines de enfriamiento en forma de espiral ubicados sobre el plato perforado. La demanda de agua de enfriamiento se calcula por balance de energía con entrada a 20°C y salida a 30°C para las etapas con temperaturas mayores e iguales a 45°C y agua helada a 5°C con salida a 14°C para los platos con temperaturas menores a 45 °C. Estos tienen una configuración según la Figura. Para el cálculo del área de transferencia de calor se halla el coeficiente individual interno y externo y se asume factor de ensuciamiento nulo. El valor del coeficiente global es de aproximadamente 500 W/m<sup>2</sup> K<sup>[50]</sup>. Los gases por oxidación y dimerización antes de la hidrólisis suben su temperatura.

$$\Delta T_{\text{Gas } i} = (6200 X_1 n_{\text{NO}} + 28450 (n_{\text{N}_2\text{O}_4} - n_{\text{N}_2\text{O}_4\text{o}})) / (n_T C_{pT}) \quad (8.76)$$



**Figura 8.15** Serpentín de Enfriamiento para la columna de absorción química [55]

Diseño de la columna de platos debajo de y en la alimentación lateral

$$\begin{aligned} D_i &= 3,8 \text{ m} \\ W/D_i &= 0,8 \\ h_w &= 0,3 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t &= 0,9 \text{ m} \\ d_o &= 0,005 \text{ m} \\ p' &= 0,013 \text{ m} \end{aligned}$$

Diseño de la columna de platos sobre la alimentación lateral

$$\begin{aligned} D_i &= 3,8 \text{ m} \\ W/D_i &= 0,8 \\ h_w &= 0,3 \text{ m} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} t &= 0,9 \text{ m} \\ d_o &= 0,005 \text{ m} \\ p' &= 0,015 \text{ m} \end{aligned}$$

Podemos conocer el número de platos y eficiencia por etapas al variar el diámetro y la geometría del plato. En la **Tabla 8.9** se muestra un resumen de este cálculo para conocer el número de platos requerido en función de la variación del diámetro. La eficiencia del equilibrio químico, según la ecuación 8.65 disminuye cuando existe un menor diámetro y por lo tanto se necesitan mayor número de platos. Mientras aumenta el diámetro la cantidad de platos y la variación de cantidad de platos en función al diámetro disminuye. Sin embargo, el costo sigue aumentando y se decide por una columna que no presente una altura muy grande en relación al diámetro. Además, los valores menores a 3,8 metros presentan valores de inundación que brindan menos espacio a la oxidación del NO. El método y parámetros para el cálculo del Bare Module Cost<sup>[62]</sup> en MMUS\$ para la columna será discutido en el siguiente capítulo. La altura es 15% más la altura de los platos totales.

Diámetro	Platos	H	L/D	t	C <sub>BM</sub>
3,0	57	59,0	19,7	0,9	7,585
3,2	53	54,9	17,1	0,9	8,368
3,5	48	49,7	14,2	0,9	9,644
3,8	45	46,6	12,3	0,9	11,324
4,0	43	44,5	11,1	0,9	12,474
4,2	41	42,4	10,1	0,9	13,631

**Tabla 8.9** Dependencia del número de etapas con el diámetro

La oxidación de óxido nítrico entre las etapas determina la mayor cantidad de peróxido de nitrógeno que se hidrolizará para formar ácido nítrico; por tal motivo, se debe proveer espacio vacío suficiente para que ocurra ésta<sup>[25]</sup>. Al disminuir este

espacio, y por consiguiente disminuir el volumen del reactor PFR, habrá menor oxidación y menor concentración de peróxidos, lo cual disminuiría la eficiencia de las etapas y conllevaría a obtener un mayor número de platos requeridos. En la siguiente tabla se muestra la dependencia de la cantidad de platos con el espaciamiento entre ellos.

Los espaciamentos entre platos de 0,7 y 0,8 son más económicos a pesar de tener mayor número de etapas; sin embargo, la altura de líquido equivalente es mayor a la mitad del espaciamiento entre platos cuando usamos una altura de derramadero de 0,3 metros, razón por la cual se escoge valores mayores. Una solución sería disminuir tal altura, pero si la disminuimos la cantidad de platos sería mayor y tendríamos etapas muy ineficientes en la parte superior. Los cálculos de caída de presión se discutirán en la validación de diseño.

Diámetro	Platos	H	L/D	t	C <sub>BM</sub>
3,8	49	39,45	10,4	0,7	9,985
3,8	46	42,32	11,1	0,8	10,469
3,8	45	46,6	12,3	0,9	11,324
3,8	44	50,60	13,3	1,0	12,140
3,8	43	54,395	14,3	1,1	12,914

**Tabla 8.10** Dependencia del número de etapas con el espaciamiento entre platos

En el fondo es donde hay mayor presión parcial de monóxido de nitrógeno y en cada etapa esta disminuye; por lo tanto, se infiere que las conversiones de oxidación irán disminuyendo cuando se tenga un espaciamiento entre platos constante. Así mismo, esto implica que el fondo es donde se produce la mayor conversión de NO a NO<sub>2</sub> y es donde se requiere mayor espaciamiento. Sin embargo, éste será constante a lo largo de la columna porque la pequeña disminución de eficiencia por menor grado de oxidación en las etapas superiores, según la ecuación 8.34 un considerable número de platos más.

### Validación del Diseño de la Columna

El diseño de los platos perforados debe ser tal que se adapte al flujo y se debe seleccionar los detalles del arreglo de los platos; además, se debe calcular la caída de presión del gas y los límites para la inundación, y han de establecerse valores de seguridad en contra del lloriqueo y del arrastre de líquido en el gas<sup>[53,60]</sup>.

Los cálculos se basarán en el análisis del diseño de platos perforados del Libro de Transferencia de Masa de Treybal, el cual presenta una serie de correlaciones para evitar los problemas de caída de presión, lloriqueo, inundación y arrastre.

Para calcular la profundidad del líquido se hace uso de la ecuación 8.70, la cual ha sido usada para calcular la altura del líquido en el cálculo de la eficiencia del equilibrio químico de absorción. Luego calculamos la caída de presión para el gas, la cual es la suma de los efectos para el flujo del gas a través del plato seco y de los efectos causados por la presencia del líquido.

$$h_G = h_D + h_L + h_R \quad (8.77)$$

$$\frac{2 h_D g \rho_L}{V_o^2 \rho_G} = 1,09 \left(\frac{d_o}{1}\right)^{0,25} \left[ 0,4 \left( 1,25 - \frac{A_o}{A_n} \right) + \frac{4 l f}{d_o} + \left( 1 - \frac{A_o}{A_n} \right)^2 \right] \quad (8.78)$$

$$Re_o = d_o V_o \rho_G / \mu_G \quad (8.79) \quad ; \quad f = 0,25 (1,82 \text{ Log } Re_o - 1,64)^{-2} \quad (8.80)$$

Primeramente, calculamos parámetros de diseño para el plato perforado.

$$A_T = \pi D_i^2 / 4 \quad (8.81) \quad ; \quad A_d = 0,14145 A_T \quad (8.82)$$

$$A_n = A_T - A_d \quad (8.83) \quad ; \quad A_a = A_T - 2A_d - 0,222 \quad (8.84)$$

$$A_o = 0,907 A_a \left(\frac{d_o}{p}\right)^2 \quad (8.85) \quad ; \quad V_o = Q / A_o \quad (8.86)$$

Cálculo de la altura de líquido claro.

$$h_L = 6,10 \cdot 10^{-3} + 0,725 h_w - 0,238 h_w V_a \rho_G^{0,5} + 1,225 q / z \quad (8.87)$$

$$z = (D_i + W) / 2 \quad (8.88)$$

Cálculo de la caída de presión del líquido residual.

$$h_R = \frac{6 \sigma g c}{\rho_L d_o g} \quad (8.89)$$

También es importante calcular la pérdida de presión en la entrada del líquido por el vertedero para calcular la diferencia en el nivel del líquido dentro e inmediatamente afuera del vertedero. El cual es igual a la caída de presión del gas más la caída de presión en el ingreso por el vertedero.

$$h_2 = \frac{3}{2 g} \left( \frac{q}{A_{da}} \right)^2 \quad (8.90)$$

$$A_{da} = \text{mínimo} (A_d, W * (h_w - 0,025)) \quad (8.91) \quad ; \quad h_3 = h_G + h_2 \quad (8.92)$$

Para asegurar un buen diseño, la altura de líquido claro equivalente no debe sobrepasar la mitad del espaciamiento entre los platos; por tal motivo, se proporciona el siguiente requerimiento para evitar el retroceso por el vertedero.

$$h_w + h_1 + h_3 < t/2 \quad (8.93)$$

Para saber el límite mínimo de velocidad necesario para que el líquido no gotee desde los orificios hacia el plato inferior, hallamos la velocidad mínima de lloriqueo  $V_{ow}$ .

$$\frac{V_{ow} \mu_G}{\sigma g_c} = 0,0229 \left( \frac{\mu_G^2 \rho_L}{\sigma g_c \rho_G d_o} \right)^{0,379} \left( \frac{1}{d_o} \right)^{0,293} \left( \frac{2 A_a d_o}{\sqrt{3} p^3} \right)^{2,8 / \left( \frac{z}{d_o} \right)^{0,724}} \quad (8.94)$$

La velocidad de inundación de líquido en el plato perforado depende de los flujos y sus propiedades físicas y se calcula de la siguiente forma.

$$V_F = C_F \left( \frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G} \right)^{0,5} \quad (8.95) \quad ; \quad \%F = \frac{V}{V_F} \times 100 \quad (8.96)$$

$$C_F = \left[ \alpha \operatorname{Log} \frac{1}{\frac{q}{Q} \left( \frac{\rho_L}{\rho_G} \right)^{0,5}} + \beta \right] \left( \frac{\sigma}{0,02} \right)^{0,2} \quad (8.97)$$

$$\alpha = 0,0744 t + 0,01173 \quad (8.98) \quad ; \quad \beta = 0,0304 t + 0,015 \quad (8.99)$$

El arrastre de líquido hacia el plato superior se calcula mediante la determinación de un arrastre fraccional  $E^{[60]}$ ; sin embargo, las bajas inundaciones presentes en la columna conllevan a no preocuparnos por este fenómeno.

Donde:

$h_G$ : caída de presión para el gas, m

$h_D$ : caída de presión del gas cuando entra, pasa a través y sale de los orificios, m

$h_L$ : altura de líquido claro, m

$h_R$ : resultado de vencer la tensión superficial cuando el gas sale de una perforación, m

$h_1$ : altura de la cresta de líquido en el derramadero del plato perforado, m

$h_2$ : caída de presión en la entrada del líquido por el vertedero, m

$h_3$ : diferencia de altura entre el nivel de líquido en el vertedero y en el plato, m

$D_i$ : diámetro interno de la columna, m

$W$ : longitud del derramadero, m

$A_T$ : área total interna,  $m^2$

$A_d$ : área del derramadero,  $m^2$

$A_n$ : área neta,  $m^2$

$A_a$ : área activa,  $m^2$

$d_o$ : diámetro de orificio del plato perforado, m

$p'$ : distancia entre los centros de dos orificios del plato perforado, m

$l$ : espesor del plato perforado, m

$V_o$ : velocidad del gas a través de los orificios, m/s

$V_a$ : velocidad del gas a través del área activa, m/s

$f$ : factor de fricción de Fanning

$Re_o$ : número de Reynolds de la corriente de gas a través de los orificios

$q$ : flujo volumétrico de la corriente de líquido,  $m^3/s$

$Q$ : flujo volumétrico de la corriente de gas,  $m^3/s$

$z$ : ancho del flujo promedio, m

$h_w$ : altura del derramadero, m

$\rho_L$ : densidad de la corriente de líquido,  $kg/m^3$

$\rho_G$ : densidad de la corriente de gas,  $kg/m^3$

$C_F$ : constante de inundación, m/s

$\alpha, \beta$ : constantes para el cálculo de inundación, m/s

$\sigma$ : tensión superficial del líquido,  $kg/s^2$

Gracias a la ayuda de una macro de MS EXCEL 2010 podemos realizar el cálculo iterativo para cada etapa y así conocer las conversiones y realizar los balances de materia y energía. Los valores de las alimentaciones en el fondo y corriente lateral obtenidos en ASPEN HYSYS 2006 son ingresados, así como

datos de producto objetivo que sale del primer plato. A continuación se muestran los valores de entrada del simulador y el cálculo de la primera etapa.

### VALORES INSTANTÁNEOS

<b>T<sub>i</sub></b>	65,00	°C	<b>T<sub>i+1</sub></b>	63,13	°C
<b>Gas de Plato i-1</b>			<b>Gas de Plato i</b>		
N <sub>2</sub>	4992,78		N <sub>2</sub>	4992,78	
O <sub>2</sub>	256,17		O <sub>2</sub>	250,11	
NO	14,27		NO	25,56	
NO <sub>2</sub>	244,21		NO <sub>2</sub>	199,26	
N <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	75,91		N <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	69,34	
TOTAL	5583,34	kgmol/h	TOTAL	5537,04	kgmol/h
<b>NO<sub>x,i-1</sub> ppmv</b>	<b>46296</b>		<b>NO<sub>x,i</sub> ppmv</b>	<b>40602</b>	
<b>Líquido de Plato i</b>			<b>Líquido de Plato i+1</b>		
HNO <sub>3</sub>	576,38		HNO <sub>3</sub>	529,57	
H <sub>2</sub> O	1344,00		H <sub>2</sub> O	1367,41	kgmol/h
TOTAL	1920,38	kgmol/h	TOTAL	1896,97	
<b>%HNO<sub>3</sub> i</b>	<b>60,00</b>		<b>%HNO<sub>3</sub> i+1</b>	<b>57,53</b>	
<b>PLATO</b>	<b>1</b>		<b>PLATO</b>	<b>2</b>	

### VALORES INSTANTÁNEOS CALCULADOS

k <sub>1</sub>	271,77	bar <sup>-2</sup> s <sup>-1</sup>	k <sub>3</sub>	7,303E+02	
θ	1,7320	s	x <sub>eq</sub>	40,1620	kgmol/h
M	35,9030		pNO <sub>eq</sub>	0,0786	bar
<b>X<sub>1</sub></b>	<b>0,8493</b>		pNO <sub>2eq</sub>	0,2208	bar
M <sub>2</sub>	0,0596		p <sub>nr</sub>	0,2995	bar
A	2,3082		p <sub>np</sub>	0,5969	bar
B	0,0648		<b>y<sub>eq</sub></b>	<b>0,5134</b>	
<b>pNO<sub>2</sub></b>	<b>0,4383</b>	bar	<b>xHNO<sub>3</sub></b>	<b>46,8115</b>	kgmol/h
X <sub>2</sub>	0,0332		M <sub>4</sub>	0,0489	
q	0,0128	m <sup>3</sup> /s	A	2,0724	
<b>h<sub>1</sub></b>	<b>0,0174</b>	m	B	0,0689	
C	8,7300		<b>pNO<sub>2</sub></b>	<b>0,3671</b>	
wNO-NO <sub>x</sub>	11,3018		X <sub>4</sub>	0,0004	
wHNO <sub>3</sub>	60,00		<b>Balance de Energía</b>		
HL	0,3174	m	ΔT <sub>gas</sub>	1,493	°C
V <sub>gas</sub>	0,3759	m/s	ΔH <sub>Gas</sub>	-197,251	kW
s	4,18		ΔHLíquido	145,031	kW
R	0,0585		<b>Q<sub>cooling</sub></b>	<b>52,220</b>	kW
<b>n</b>	<b>0,2798</b>		<b>A<sub>cooling</sub></b>	<b>1,110</b>	m <sup>2</sup>

**Tabla 8.11** Resultados de los cálculos de conversiones para la primera etapa. Los valores en amarillo se calculan con métodos numéricos.

Datos de la corriente de gas de alimentación por el fondo:

$$\begin{aligned}
 n_{N_2 0} &= 4\,992,78 \text{ kgmol/h} & n_{NO_2 0} &= 244,21 \text{ kgmol/h} \\
 n_{O_2 0} &= 256,17 \text{ kgmol/h} & n_{N_2O_4 0} &= 75,91 \text{ kgmol/h} \\
 n_{NO 0} &= 14,27 \text{ kgmol/h} & n_{G 0} &= 5\,583,34 \text{ kgmol/h}
 \end{aligned}$$

$$T_0 = 65 \text{ °C}$$

Datos de la corriente de líquido del producto por el fondo:

$$\begin{aligned} n_{\text{HNO}_3 \text{ l}} &= 576,38 \text{ kgmol/h} & n_{\text{L l}} &= 1\,920,38 \text{ kgmol/h} \\ n_{\text{H}_2\text{O l}} &= 1\,344,00 \text{ kgmol/h} \end{aligned}$$

$$T_1 = 65 \text{ }^\circ\text{C}$$

Datos de la corriente de líquido de la alimentación lateral:

$$\begin{aligned} n_{\text{HNO}_3 \text{ k}} &= 169,65 \text{ kgmol/h} & n_{\text{L k}} &= 990,15 \text{ kgmol/h} \\ n_{\text{H}_2\text{O k}} &= 820,50 \text{ kgmol/h} \end{aligned}$$

$$T_k = 50 \text{ }^\circ\text{C}$$

Los valores de propiedades físicas y químicas son las siguientes<sup>[56]</sup>. Las capacidades caloríficas y densidad mostradas son para el inicio del cálculo.

	MW	Cp J/mol K
N2	28,014	29,23
O2	31,999	30,03
NO	30,006	30,03
NO2	46,005	39,02
N2O4	92,011	83,02

$$\mu_G = 2 \cdot 10^{-5} \text{ kg/m.s}$$

	MW	Cp J/g K
HNO3	63,012	1,744
H2O	18,015	4,186

$$\rho_L = 1\,316,0 \text{ kg/m}^3$$

$$\sigma_L = 0,0377 \text{ kg/s}^2$$

La absorción de los gases de reacción que entran por el fondo de la columna y la concentración de ácido nítrico en forma descendente significa que el fondo es donde se presenta el mayor flujo de gas y el mayor flujo de líquido<sup>[53]</sup>. Por tal motivo, se harán los cálculos de validación en el primer plato. Cabe destacar que desde el fondo hasta el plato de alimentación lateral los regímenes de flujo de las dos fases son parecidos. Es necesario, además, realizar los cálculos de validación para el plato superior al de la alimentación, donde el flujo de líquido baja drásticamente. Este hecho lleva a insertar un baffle para direccionar el flujo en reversa.

Los resultados de la validación para el primer plato son los siguientes:

$$\begin{aligned} A_T &= 11,34 \text{ m}^2 & A_a &= 7,91 \text{ m}^2 \\ A_d &= 1,60 \text{ m}^2 & A_o &= 1,0614 \text{ m}^2 \\ A_n &= 9,74 \text{ m}^2 & A_{da} &= 0,836 \text{ m}^2 \\ V_o &= 4,027 \text{ m/s} & l &= 0,002 \text{ m} \\ Re_o &= 10907,6 & V_a &= 0,5404 \text{ m/s} \\ f &= 0,0077 & z &= 3,42 \text{ m} \\ g &= 9,8 \text{ m/s}^2 \\ h_D &= 0,0118 \text{ m} & h_L &= 0,1012 \text{ m} \end{aligned}$$



$$h_R = 0,0035 \text{ m}$$

$$h_G = 0,1165 \text{ m}$$

$$h_1 = 0,0135 \text{ m}$$

$$h_W + h_1 + h_3 = 0,43$$

$$V_{ow} = 7,43 \times 10^{-5} \text{ m/s}$$

$$V_F = 1,70 \text{ m/s}$$

$$h_2 = 0,0 \text{ m}$$

$$h_3 = 0,1165 \text{ m}$$

$$\%F = 25,72\%$$

$$q/Q (\rho_L/\rho_G)^{0,5} = 0,033$$

$$V = 0,439 \text{ m/s}$$

La altura de líquido equivalente 0,43 es menor a la mitad del espaciamiento entre platos 0,45. Además la velocidad a través de la columna es mayor a la velocidad de lloriqueo y menor a la velocidad de inundación.

La corriente lateral presenta un pitch, distancia entre los centros de los orificios del plato perforado, mayor debido a que hay menor régimen de líquido y se necesita mayor velocidad a través de los orificios. Los resultados para la validación del primer plato sobre la corriente lateral son.

$$A_T = 11,34 \text{ m}^2$$

$$A_d = 1,60 \text{ m}^2$$

$$A_n = 9,74 \text{ m}^2$$

$$V_o = 4,833 \text{ m/s}$$

$$Re_o = 13191,2$$

$$f = 0,0073$$

$$g = 9,8 \text{ m/s}^2$$

$$A_a = 7,91 \text{ m}^2$$

$$A_o = 0,797 \text{ m}^2$$

$$A_{da} = 0,836 \text{ m}^2$$

$$l = 0,002 \text{ m}$$

$$V_a = 0,4871 \text{ m/s}$$

$$z = 3,42 \text{ m}$$

$$h_D = 0,0194 \text{ m}$$

$$h_L = 0,1103 \text{ m}$$

$$h_R = 0,0038 \text{ m}$$

$$h_G = 0,1335 \text{ m}$$

$$h_1 = 0,0067 \text{ m}$$

$$h_2 = 0,0 \text{ m}$$

$$h_3 = 0,1335 \text{ m}$$

$$h_W + h_1 + h_3 = 0,440$$

$$V_{ow} = 8,57 \times 10^{-5} \text{ m/s}$$

$$V_F = 1,63 \text{ m/s}$$

$$\%F = 24,22\%$$

$$q/Q (\rho_L/\rho_G)^{0,5} = 0,0124$$

$$V = 0,396 \text{ m/s}$$

La altura de líquido equivalente 0,44 es menor a la mitad del espaciamiento entre platos 0,45. Además la velocidad a través de la columna es mayor a la velocidad de lloriqueo y menor a la velocidad de inundación.

Los resultados del modelamiento son los siguientes:

$$D_i = 3,8 \text{ m}$$

$$\#\text{Platos} = 45$$

$$\text{Altura} = 46,6 \text{ m}$$

$$\text{Presión} = 10,2 \text{ bar}$$

$$\text{Conc. NOx en Gas de Cola} = 571,1 \text{ ppm}$$

$$\text{Flujo de Agua de Proceso} = 314,27 \text{ TM/d}$$

$$\text{Temperatura de Agua de Proceso} = 15^\circ\text{C}$$

$$L/D = 12,3$$

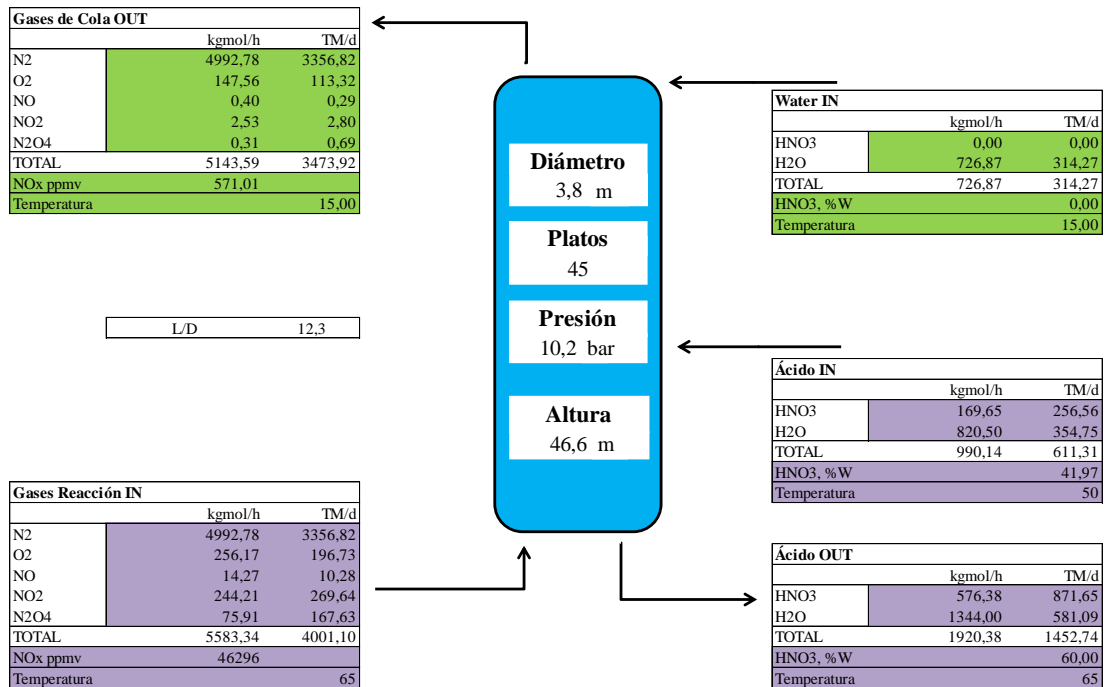


Figura 8.16 Balance de materia y dimensiones de la columna de absorción

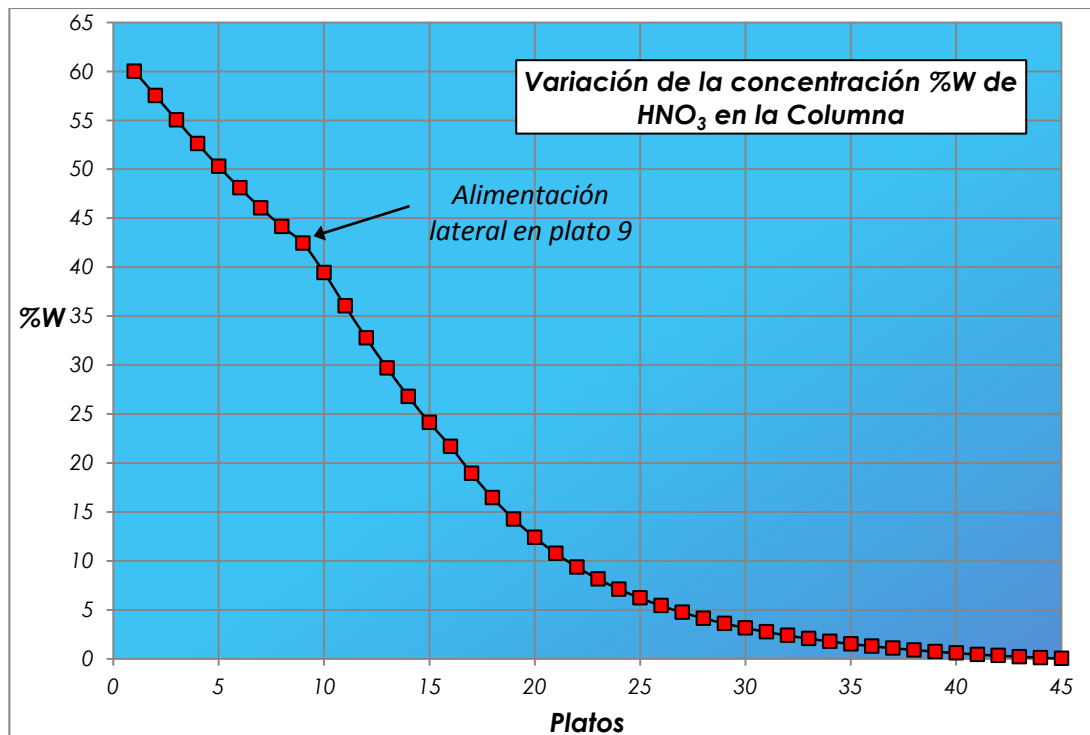


Figura 8.17 Perfil de porcentaje en peso de ácido nítrico de diseño de la columna de absorción

Plato	%HNO3	Temp, °C	Flujo Líq	NOx, ppmv	Flujo Gas
-	-	-	-	46296	5583,34
1	60,00	65,00	1920,38	40602	5537,04
2	57,53	63,13	1896,97	36235	5490,68
3	55,03	61,25	1875,17	32241	5448,60
4	52,60	59,38	1855,65	28620	5411,10
5	50,28	57,50	1838,32	25361	5377,92
6	48,09	55,63	1823,05	22446	5348,70
7	46,04	53,75	1809,65	19852	5323,09
8	44,16	51,88	1797,96	17552	5300,72
9	42,43	50,00	1787,78	15678	5281,65
10	39,45	49,05	788,79	14088	5265,14
11	36,03	48,11	781,04	12629	5250,48
12	32,76	47,16	774,21	11324	5237,56
13	29,68	46,22	768,22	10154	5226,20
14	26,79	45,27	763,01	9107	5216,26
15	24,13	44,32	758,48	8175	5207,57
16	21,69	43,38	754,55	7260	5198,95
17	18,92	42,43	750,33	6389	5190,97
18	16,44	41,49	746,75	5620	5184,14
19	14,27	40,54	743,76	4956	5178,39
20	12,39	39,59	741,27	4385	5173,54
21	10,77	38,65	739,19	3895	5169,44
22	9,37	37,70	737,45	3472	5165,96
23	8,16	36,76	735,98	3107	5163,00
24	7,11	35,81	734,74	2790	5160,46
25	6,21	34,86	733,68	2515	5158,28
26	5,42	33,92	732,77	2275	5156,40
27	4,73	32,97	732,00	2065	5154,76
28	4,13	32,03	731,32	1882	5153,34
29	3,61	31,08	730,74	1719	5152,09
30	3,15	30,14	730,23	1575	5150,99
31	2,74	29,19	729,78	1447	5150,02
32	2,38	28,24	729,39	1333	5149,16
33	2,05	27,30	729,04	1231	5148,40
34	1,77	26,35	728,74	1140	5147,72
35	1,51	25,41	728,46	1058	5147,11
36	1,28	24,46	728,22	985	5146,56
37	1,08	23,51	728,00	918	5146,07
38	0,89	22,57	727,80	858	5145,63
39	0,73	21,62	727,63	803	5145,23
40	0,57	20,68	727,47	754	5144,87
41	0,44	19,73	727,33	709	5144,54
42	0,32	18,78	727,20	668	5144,24
43	0,21	17,84	727,08	631	5143,98
44	0,11	16,89	726,98	598	5143,74
45	0,02	15,95	726,89	571	5143,59
-	0,00	15,00	726,87		

**Tabla 8.12** Flujos molares de las corrientes con los valores de porcentaje en peso para cada etapa

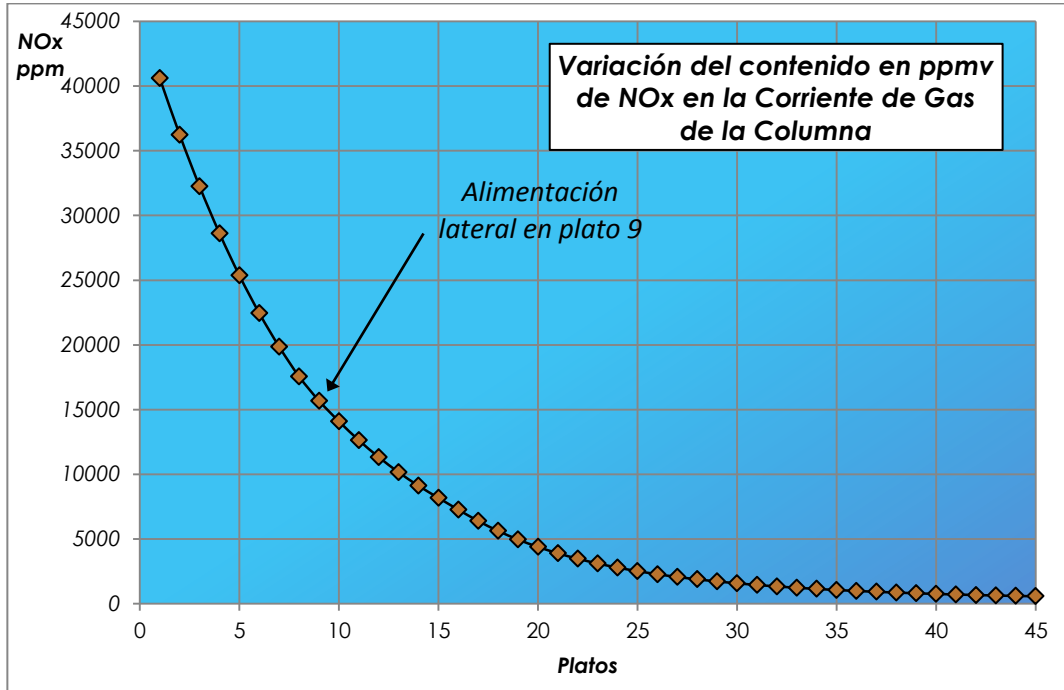


Figura 8.18 Concentración de peróxido de nitrógeno en partes por millón volumen o molar

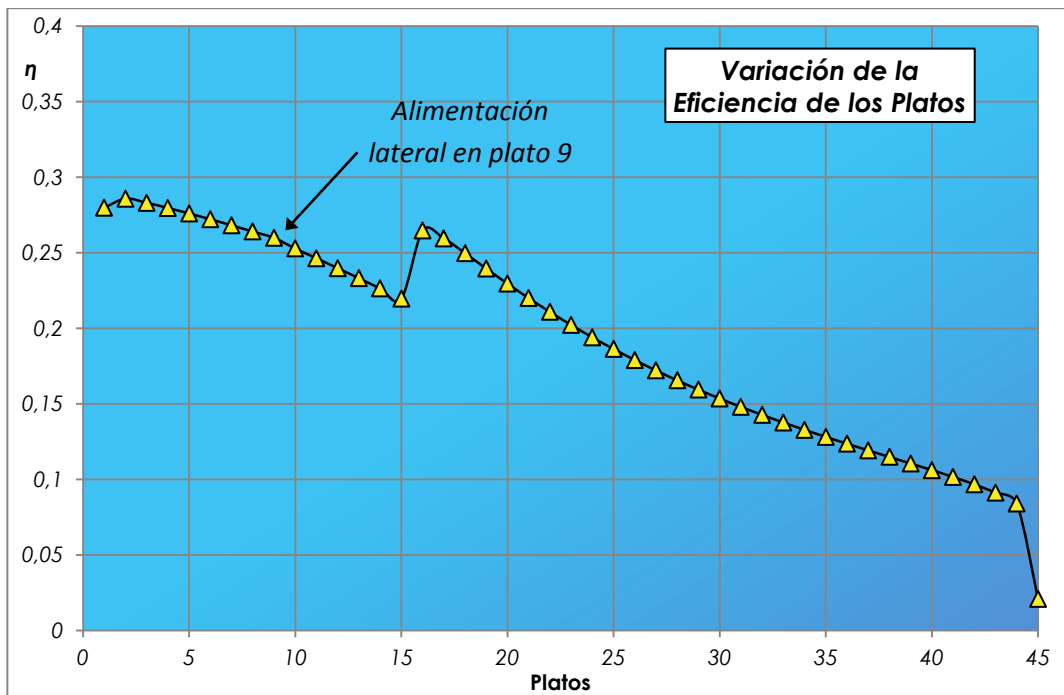


Figura 8.19 Eficiencia en los platos. La diferencia de tendencias se debe al cambio de constante de eficiencia cuando se llega a una concentración de óxidos de nitrógeno de 0,01

### 8.3.4 Sistema Compresión-Expansión

La compresión de aire de proceso requiere de unidades de gran capacidad para lograr comprimir desde presión atmosférica hasta 1 100 kPa. Para asegurar la baja composición de amoniaco y así permanecer lejos del rango de explosión de la mezcla se necesita alto flujo de aire, el suficiente para tener un exceso de oxígeno de 42,5% y una composición molar de 10,6% de amoniaco.

Según la **Figura 8.19** el compresor de tipo axial es muy recomendable para flujos altos, pero su uso está limitado por la presión final de descarga y la relación de compresión por cada etapa, la cual está en el rango de 1,2 - 1,5 y para compresores de múltiples etapas un máximo de 5 - 6,5 por máquina<sup>[46]</sup>. Por otro lado, los compresores centrífugos presenta un valor límite de presión de descarga alto, pero la eficiencia es menor en comparación con los axiales. La eficiencia de un compresor axial presenta un rango de 75 a 92% y los centrífugos de 65 a 85%. Así mismo, un compresor axial es más caro que un centrífugo; sin embargo, para grandes capacidades la mayor eficiencia del primero justifica su inversión<sup>[63]</sup>.

Los valores de entrada al tren de compresión son:

$P = 101,3 \text{ kPa}$   
 $T = 20^\circ\text{C}$

Flujo Molar = 6 305,0 kgmol/h  
 Flujo Másico = 4 365,6 TM/d

Flujo Volumétrico Entrada = 89 211,9 SCFM

Flujo Volumétrico Entrada = 87 774,4 ACFM

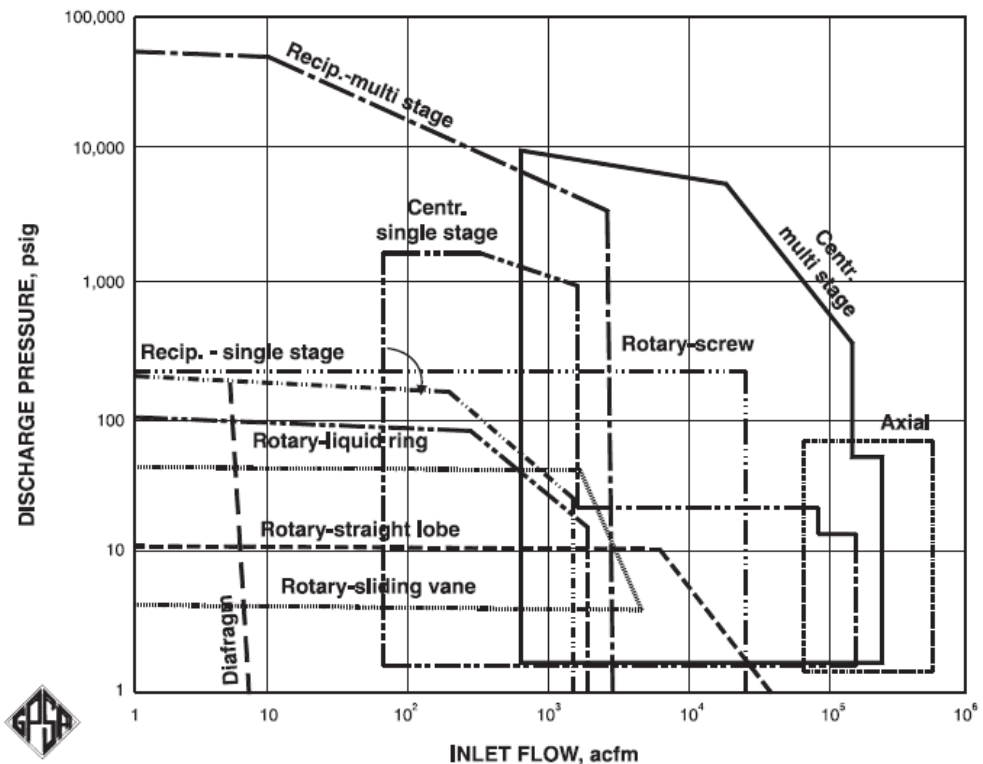


Figura 8.20 Diagrama de selección de compresor

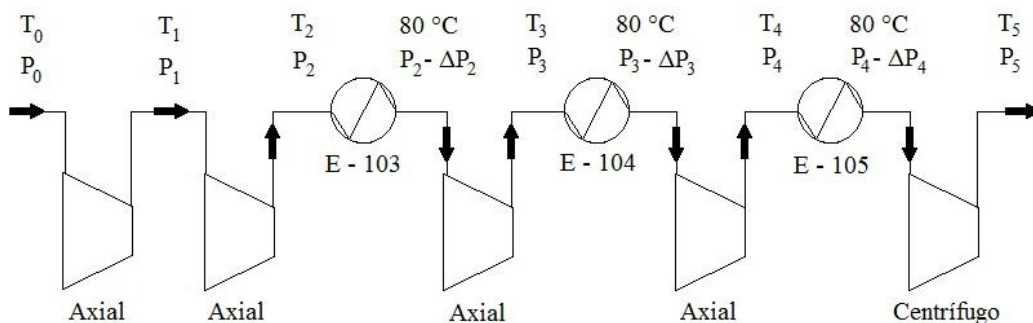
En una planta de ácido nítrico de alta capacidad, como la presentada en esta tesis, se recomienda compresores axiales en las primeras etapas y compresores centrífugos para las últimas<sup>[29]</sup>, debido a las limitaciones de presión de descarga en el tipo axial. Específicamente, en el diseño del tren de compresión se usarán cuatro compresores axiales y un compresor centrífugo, los cuales presentarán tres intercoolers entre la segunda y quinta etapa de compresión. En el diseño se incluirá las caídas de presión para los intercambiadores, los cuales afectarán la relación de compresión uniforme para lograr el menor trabajo de compresión global. Por tal motivo, se diseñarán las presiones intermedias requeridas para que el trabajo suministrado en las cuatro etapas sea igual. Las caídas de presión de las líneas no se tomarán en cuenta.

$$\text{Ratio} = \sqrt[n]{\frac{P_{\text{OUT}}}{P_{\text{IN}}}} = 1,488 \quad (8.100) \quad ; \quad n = 6$$

Las presiones de descarga sin considerar inicialmente las caídas de presión en los intercambiadores de calor son:

	P (kPa)	P (psig)
0	101,3	- 0,0036
1	150,7	7,1
2	224,3	17,8
3	333,8	33,7
4	496,7	57,3
5	739,0	92,4
6	1100,0	144,7

En las primeras etapas de compresión se usará compresores axiales. En la presión de descarga de 739,08 kPa (92,5 psig) se estima un flujo volumétrico de entrada real de  $2 \times 10^4$  cfm. Estos valores nos indican que lo más adecuado es el empleo de un compresor centrífugo, que presenta una capacidad mayor de presión de descarga y relación de compresión. Debido a que se escogieron 6 etapas para que la relación de compresión sea menor a la máxima de 1,5, para los dos última etapas que iban a ser para dos compresores axiales se usará sólo un compresor centrífugo con una relación de compresión de 2,21. Por ende, a partir de una presión de entrada de 101,3 kPa y una salida de 496,68 kPa se calcularán las presiones intermedias y las caídas de presión en los intercambiadores.



**Figura 8.21** Diagrama de Sistema de Compresión de 5 etapas con intercoolers

La eficiencia isoentrópica de compresión para el compresor axial es 90% y para el compresor centrífugo 83%. La temperatura de salida para una etapa de compresión se calcula con la ecuación 8.101<sup>[13]</sup>. Además, con las temperaturas de entrada se calcula el trabajo realizado por la etapa de compresión, según la ecuación 8.102.

$$T_i = T_{i-1} \left\{ \frac{1}{\eta_s} \left[ \left( \frac{P_i}{P_{i-1}} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right] + 1 \right\} \quad (8.101)$$

$$W_i = F_{\text{gas}} \frac{R T_{i-1} k}{(k-1) \eta_s} \left[ \left( \frac{P_i}{P_{i-1}} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right] \quad (8.102)$$

Para que las etapas de compresión axial tengan la misma capacidad se planteará un **sistema de tres ecuaciones no lineales 8.103** deducidas de la ecuación 8.102 con el fin de calcular las presiones intermedias.

$$\begin{aligned} T_0 \left[ \left( \frac{P_1}{P_0} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right] &= T_1 \left[ \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right] \\ T_0 \left[ \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right] &= T_1 \left[ \left( \frac{P_3}{P_2 - \Delta P_2} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right] \\ T_0 \left[ \left( \frac{P_3}{P_2 - \Delta P_2} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right] &= T_1 \left[ \left( \frac{P_4}{P_3 - \Delta P_3} \right)^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right] \end{aligned}$$

A partir de estas presiones se volverán a calcular nuevas temperaturas según la ecuación 8.101 y se volverá a realizar un nuevo cálculo de presiones. La convergencia se llega en la segunda iteración según la **Tabla 8.13**.

	Valores Iniciales		1er Cálculo		2do Cálculo	
	T, °C	P, kPa	T, °C	P, kPa	T, °C	P, kPa
0	-	101,3	20,0	101,3	20,0	101,3
1	-	150,7	59,27	163,13	67,62	163,59
2	-	224,3	80,0	249,13	80,0	248,03
3	-	333,8	80,0	346,34	80,0	345,53
4	-	496,7	80,0	496,7	122,70	496,7
5	-	1100,0	189,1	1100	189,1	1100,0

**Tabla 8.13** Cálculo de etapas de compresión considerando pérdidas de presión en intercambiadores

Las caídas de presión en los intercambiadores y las relaciones de compresión son las siguientes:

$$\begin{aligned} \Delta P_2 &= 16,96 \text{ kPa} \\ \Delta P_3 &= 13,35 \text{ kPa} \end{aligned}$$

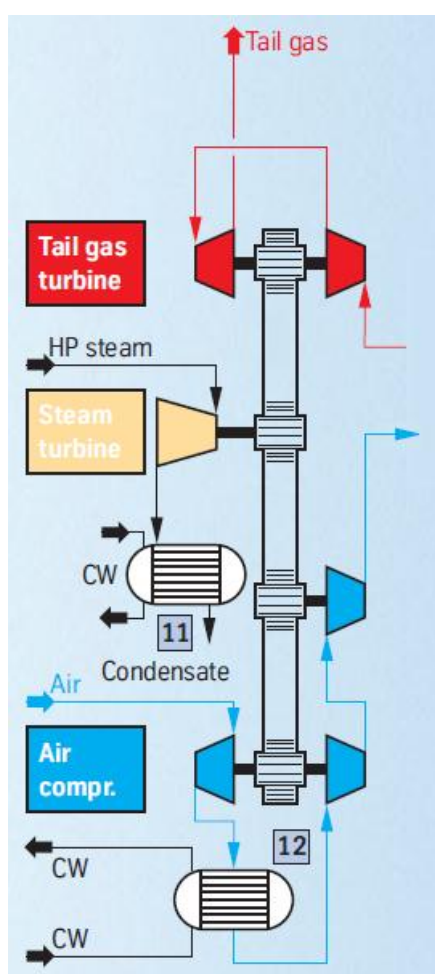
$$\Delta P_4 = 10,57 \text{ kPa}$$

$$\begin{aligned} r_1 &= 1,615 \\ r_2 &= 1,516 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} r_3 &= 1,495 \\ r_4 &= 1,495 \end{aligned}$$

El trabajo de compresión axial para cada etapa es 2 436,77 kW y para la compresión axial total el trabajo es exactamente 4 veces este valor igual a 9 747,1 kW. La compresión centrífuga necesita un trabajo entregado de 5 691,1 kW y por lo tanto la energía necesaria para la compresión de aire de proceso de alimentación para el reactor y para el bleaching es:

Trabajo Total Requerido = 15 438,2 kW



**Figura 8.22** Sistema Compresión – Expansión de la Planta de Ácido Nítrico

Para suministrar la gran cantidad de energía necesaria se usa un eje común conectado a los compresores, turbinas de gas de cola y turbinas de vapor, según la figura ...

Los expansores aprovechan la corriente de gas de cola que sale del tope de la columna de absorción de NOx. Esta corriente se encuentra a 15°C y se calienta con vapor a baja presión y con la corriente de gases de reacción como parte en el tren de enfriamiento. Gracias a este intercambio de calor se obtiene gas de cola con gran energía térmica que entrará al Reactor de Reducción Catalítica Selectiva (SCR, por sus siglas en inglés) para la disminución de óxidos de nitrógeno con amoníaco, los cuales presentan una concentración de aprox. 470 ppm sobre el límite permisible. Esta última unidad disminuye tal concentración hasta 100 ppm. La temperatura debido a las reacciones exotérmicas se incrementa ligeramente y llegan al sistema de expansión en serie a 384,2 °C. Esta temperatura proveerá el 71% de la energía requerida en la compresión del aire de proceso mediante una expansión en turbinas axiales en 3 etapas con igual suministro de energía. El gas resultante a temperatura ambiente es enviado al aire libre. El trabajo suministrado por los expansores es:

Trabajo suministrado por turbinas de Gas de Cola = 10967,9 kW

Es vital realizar un adecuado control de los parámetros de proceso para evitar que la planta se quede sin energía para mover los compresores. Cuando se opera a menores cargas, los expansores varían la presión de operación en el reactor linealmente con la producción. Sin embargo, la producción es proporcional al



cubo de la presión de descarga, según la ecuación de velocidad para la formación de NO. Por tal motivo, las plantas de ácido nítrico solo pueden reducir su capacidad en 70% aproximadamente.

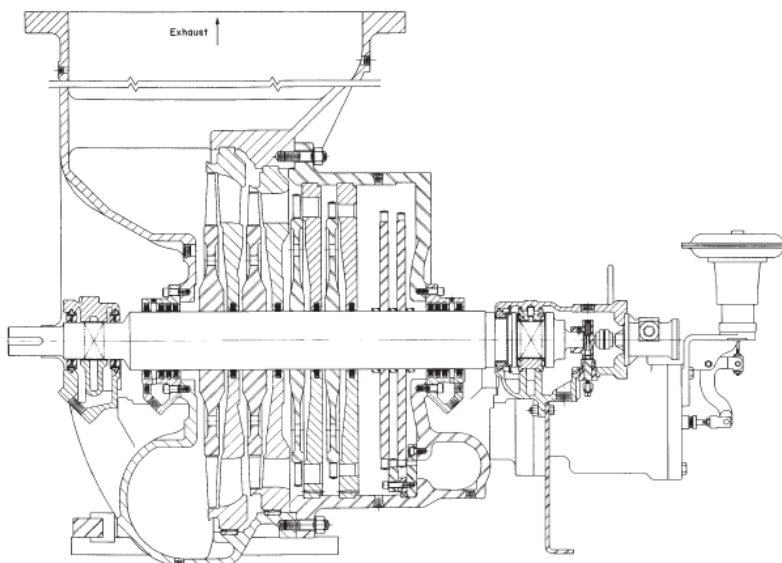
Las turbinas de vapor aprovechan el vapor sobrecalentado a 400°C y 2 500 kPa generado en el intercambiador de calor E-106 para suministrar energía mecánica a través del eje principal con el uso de una turbina de vapor de múltiples etapas y de una válvula. La cantidad de energía suministrada por la turbina de vapor representa, conjuntamente con la energía recuperada en el expansor, un exceso de lo que necesitan los compresores; por tal motivo, parte del vapor será exportado de la planta y no ingresarán a la turbina. El exceso de generación de energía es 4% y la variación de este depende de la cantidad de vapor que ingresa a la turbina.

Trabajo suministrado por la turbina de vapor = 5 088,7 kW
---

Energía generada de diseño en exceso = 618,4 kW
---

El vapor generado será condensado y bombeado para ingresar nuevamente en un ciclo. La exportación de vapor será compensado con el suministro de agua desmineralizada al ciclo. El vapor de baja presión es condensado en el intercambiador de calor E-115 y regresa al ciclo. El agua es presurizada mediante dos bombas en serie e ingresa al intercambiador E-110 para tener las condiciones de entrar al drum de vapor S-101 y así generar nuevamente vapor saturado en E-107 y vapor sobrecalentado en E-106. De esta forma se completa el ciclo de generación de vapor.

La turbina es de tipo de condensación directa con extracción automática, como se retrata en la **Figura 8.22**<sup>[46]</sup>. Se remueve una corriente de vapor de baja presión en una de las etapas a una presión controlada. Esta corriente sirve para precalentar el gas de cola antes de ser enviado al tren de enfriamiento de gases de reacción.



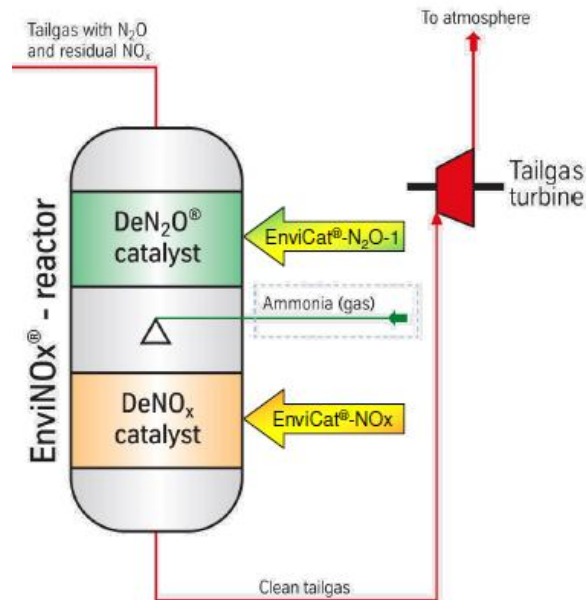
**Figura 8.23** Turbina de vapor de condensación directa con extracción automática [46]

### 8.3.5 Abatimiento de NOx

El gas de cola tiene un contenido de todavía considerable de óxidos de nitrógeno y es necesario reducirlos para no afectar considerablemente las características del aire. La tecnología a usar es la reducción de óxidos de gas de cola en un reactor de reducción catalítica selectiva (SCR, por sus siglas en inglés), el cual usa amoníaco como agente de reducción y es la tecnología que presenta gran reducción de óxidos de nitrógeno. El catalizador es una zeolita con configuración de panal de abejas con contenido de  $\text{TiO}_2 \cdot \text{V}_2\text{O}_5$ <sup>[24,54]</sup>.



La última reacción de descomposición del óxido nitroso se realiza en un catalizador diferente al anterior patentado por la empresa Sud-Chemie y se basa en la reducción catalítica selectiva de sólo este óxido, cuya implicancia en el efecto invernadero es 310 veces al del  $\text{CO}_2$ . Esta empresa brinda exclusivamente a Uhde los catalizadores de reducción EnviCat<sup>®</sup>-NOx y EnviCat<sup>®</sup>-N<sub>2</sub>O para el uso de su tecnología EnviNOx<sup>®</sup> según la **Figura 8.23**. El suministro de amoníaco se realiza luego que el gas de cola pase por el lecho fijo de catalizador de reducción de N<sub>2</sub>O para la reacción en el catalizador de reducción de NOx<sup>[63]</sup>.



**Figura 8.24** Reactor de Reducción Catalítica Selectiva (SCR)

Este óxido se genera en el reactor de oxidación catalítica de amoníaco en muy pequeñas cantidades y es inerte durante todo el proceso. La formación de este compuesto; por lo tanto, no representa cambio alguno en el diseño del proceso, con excepción del abatimiento de óxidos de nitrógeno. Su uso se centra en Europa, donde se ha intensificado la reducción de gases de efecto invernadero a través de la compra de bonos de carbono mediante el MDL<sup>[9]</sup>. En el Perú este gas no se encuentra en los ECA presentados por el MINAM en el 2008.

La tecnología SCR hace uso de menores consumos de agente reductor y en nuestro caso el exceso de amoníaco para completar es de 10%, el cual representa en la salida una composición de 6,19 ppm. Se recomienda valores muy bajos de fracción de amoníaco para evitar la formación de nitrato de amonio en la turbina de gas de cola. La temperatura de entrada al reactor es 377,5 °C y sale 384,5 °C por las reacciones exotérmica presentes. La cantidad de amoníaco empleado para la reacción está considerado en el consumo global del proceso y representado en los indicadores de la **Tabla 8.6**. La temperatura de operación es adecuada para que no existan reacciones secundarias más que las anteriores.

Para la simulación se considera solo las reacciones 8.104 y 8.105 y sus conversiones son 0,75 y 0,85 respectivamente. El tamaño y dimensiones del reactor se obtienen a partir de datos experimentales del Instituto Internacional de Análisis de Sistemas Aplicados (IIASA, por sus siglas en inglés)<sup>[9]</sup>. Para un equipo de remoción de óxidos de nitrógeno se usa volumen de catalizador de 2,2 m<sup>3</sup> con una inversión total de 423,0 MUS\$. El tiempo de vida del catalizador es de 24 000 horas de operación y a partir de nuestro factor de servicio que es 0,905 se deduce que se requiere 0,33 cambios por año. Se asume un costo de catalizador de 10 MUS\$/m<sup>3</sup>.

Otros procesos alternativos como la reducción catalítica no selectiva (NSCR, por sus siglas en inglés) usa como agente de reducción hidrocarburos, los cuales generan monóxido de carbono en concentraciones cercanas a los 1 000 ppm, hecho que significa una gran desventaja de este proceso. Además, La reducción selectiva no catalítica (SNCR, por sus siglas en inglés) se aplica a calderos industriales de pequeña capacidad y utiliza úrea como agente reductor y no necesita de un catalizador. La eficiencia de conversión es baja para algunos óxidos de nitrógeno<sup>[9,17]</sup>.

## 8.4 Obtención de Nitrato de Amonio

A partir de la capacidad de planta calculada y mostrada en la **Tabla 6.2** determinamos los diferentes consumos de materia prima y servicios para el proceso. Los valores de diseño son los siguientes:

<b>Proceso</b>	Neutralización
<b>Tipo de Proceso</b>	Alta Presión Neutralización - Prilling
<b>Producto</b>	NH <sub>4</sub> NO <sub>3</sub> 99,8% W
<b>Capacidad</b>	330,0 MTM NH <sub>4</sub> NO <sub>3</sub> /año
<b>Factor de Servicio</b>	0,905

**Tabla 8.14** Datos de diseño para la planta de nitrato de amonio

La materia prima según la **Figura 8.1** es el amoniaco enviado para neutralización y el ácido nítrico obtenido en la planta anteriormente diseñada. Los resultados del proceso se muestran en la siguiente **Tabla 8.15**. La selección de la neutralización a alta presión será fundamentada en el apartado 8.4.1. En cuanto a las características del producto final, se requiere una secuencia de unidades para brindar al nitrato de amonio las características necesarias para que tenga las propiedades explosivas mencionadas en el capítulo 5.

### PARÁMETROS DE PROCESO (por TM de NH<sub>4</sub>NO<sub>3</sub> 99.8%)

	Diseño
<b>Materia Prima</b>	
Amoniaco, TM	0,212
Acido Nitrico 100%, TM	0,786
<b>Servicios</b>	
Energía Eléctrica, kW.h	26,2
Agua de Enfriamiento, Δ10°C, TM	9,8
Vapor LP 160°C, TM	0,016

**Tabla 8.15** Resultado del modelamiento de la planta de nitrato de amonio

Antiguamente la producción de nitrato de amonio se realizaba mediante la doble descomposición de nitrato de sodio y sulfato de amonio o cloruro de amonio. Actualmente en Europa la reacción de nitrato de calcio con amoniaco, también produce nitrato de amonio, pero el proceso comercial en el mundo es la neutralización del ácido nítrico (60% en peso) con amoniaco gaseoso. Dicho proceso posee 6 etapas y se representa en la **Figura 8.24**.

### Balance Global de Materia

#### SALIDA

	TM/d	kgmol/h
NITRATO DE AMONIO	996,794	518,89
AGUA	523,17	1210,03
TOTAL	1 520,0	1 728,9

#### ENTRADA

	TM/d	kgmol/h
AMONIACO	212,04	518,76
ACIDO NITRICO 60% W	1 307,92	1 728,94
TOTAL	1 520,0	2 247,70

La producción de nitrato de amonio se hará en prills de baja densidad porosa y es comercializado en bolsas de 1,2 TM. El diseño del proceso terminará en el recubrimiento de los prills antes de ser empacados y enviados al almacén, el cual tiene que estar a considerable distancia de la planta de ácido nítrico.

## 8.5 Diseño de Planta de Nitrato de Amonio

Los balances de materia y energía se asisten con el programa de simulación de proceso CHEMCAD 6.2. La selección de este programa se debe a la capacidad que tiene para estimar propiedades físicas y de transporte para electrolitos en solución acuosa, considerando así la disociación de amoníaco, ácido nítrico y nitrato de amonio en agua. La simulación contempla los balances de materia y energía; los diseños de equipos se realizan a con MS EXCEL. La simulación termina en la concentración de la solución de nitrato de amonio con el evaporador de película descendente.

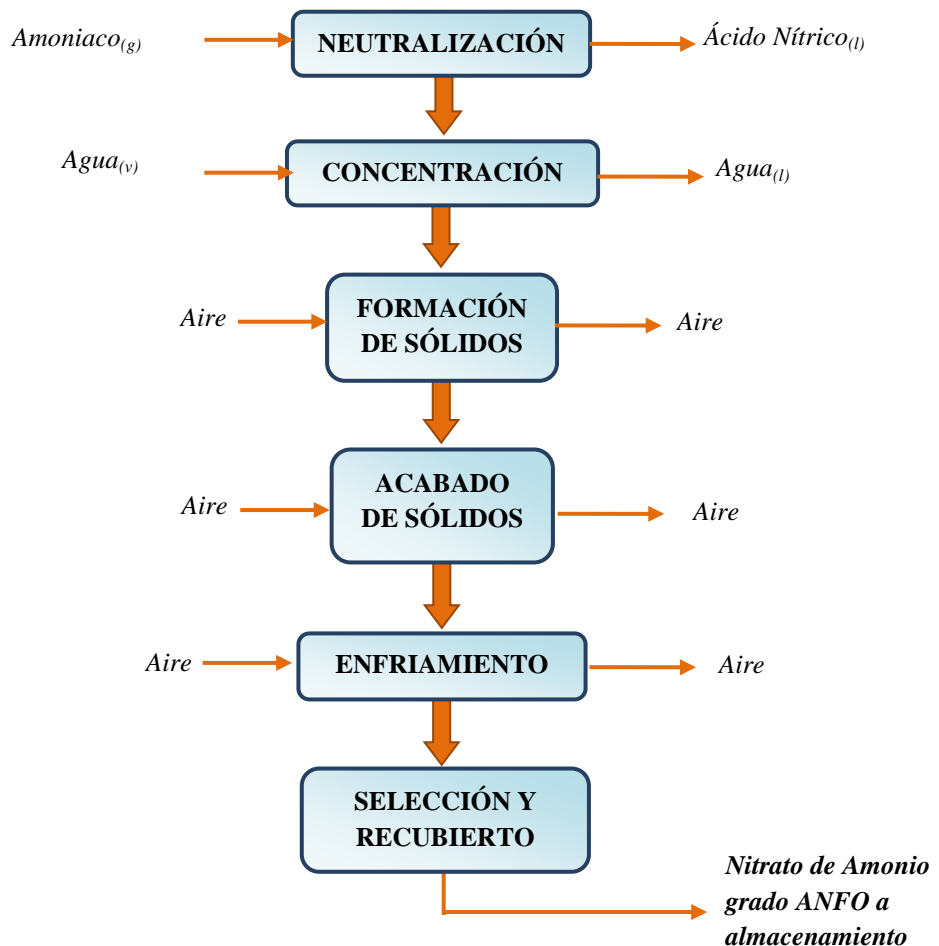


Figura 8.25 Diagrama de Bloques del proceso de producción de nitrato de amonio

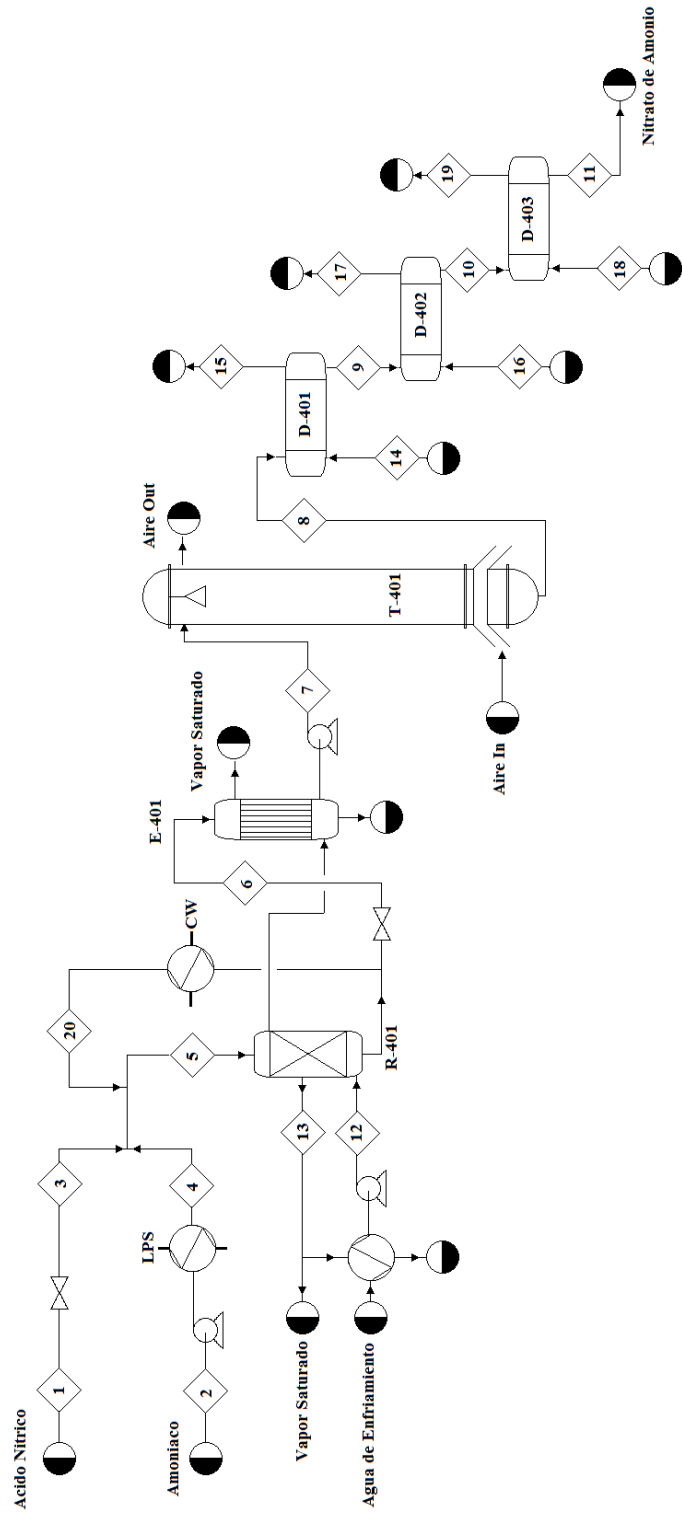
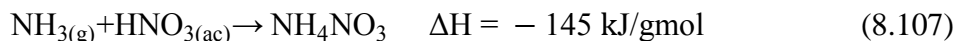


Figura 8.26 Diagrama de Proceso de la planta de nitrato de amonio

### 8.5.1 Reactor de Neutralización

En esta etapa se lleva a cabo la reacción de neutralización 8.107 entre el amoníaco (gaseoso) y el ácido nítrico (líquido).



Dicha reacción, es altamente exotérmica (-1821 KJ/kg a 25 °C y 1 bar abs) y procede a una alta velocidad. La concentración del ácido nítrico para esta reacción debe estar en el rango de 45 – 60 % dependiendo del proceso que se use. La concentración del nitrato que se obtenga dependerá de la concentración del ácido nítrico y de la temperatura del proceso.

Debido a que la reacción es exotérmica, parte de esta energía se usa para evaporar parte del agua de la solución y la otra parte puede aprovecharse para generar vapor saturado, el cual puede ser usado en otras etapas del proceso donde se necesite un calentamiento o evaporación.

Durante la neutralización, los componentes deber ser mezclados rápidamente y homogéneamente en el reactor para evitar el sobrecalentamiento local, pérdidas de nitrógeno, y la descomposición del nitrato de amonio.

Por eso una de las variables que se debe controlar a lo largo de la reacción es el valor de la temperatura que deberá mantenerse debajo de 180 °C para evitar la descomposición del nitrato de amonio<sup>[65]</sup>.

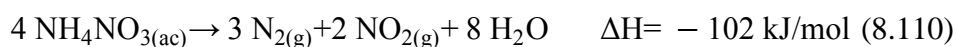
- Disociación endotérmica y reducción de pH por encima de 169 °C.



- Desprendimiento de N<sub>2</sub>O cuando se calienta por encima de 200 °C.



- Eliminación exotérmica de N<sub>2</sub> y NO<sub>2</sub>, por encima de 230 °C.



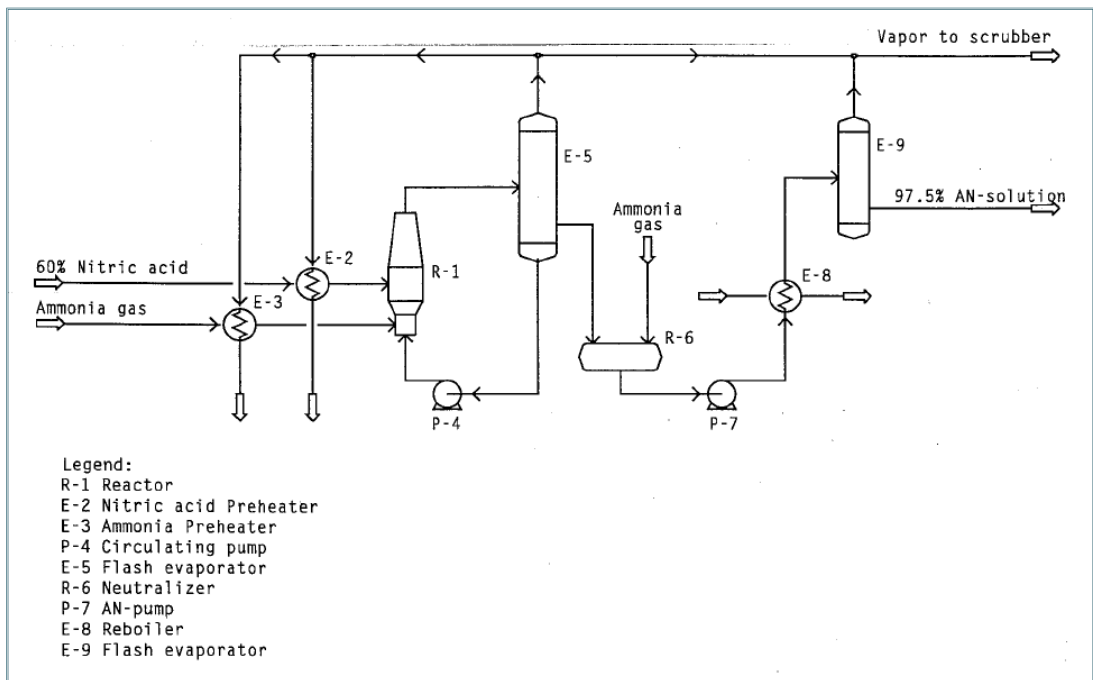
Otro parámetro a controlar es el valor de pH que debe mantenerse en el rango de 2,4 – 4 para evitar pérdidas de nitrógeno, dicho control se realizará manteniendo la proporción de reactantes correcta.

Los procesos de neutralización actuales se diferencian en la presión operativa a la cual ocurren, a continuación se detalla en la Tabla 8.16 una comparación con tales procesos.

La selección de la tecnología se realizará teniendo en cuenta las especificaciones técnicas del producto final y los aspectos económicos que estén referidos a ello. Para el nitrato de amonio grado ANFO las concentraciones que alimenten a la etapa de prilling deben encontrarse entre 96 – 97 %. Es así que se trabajará con el proceso de UCB, el cual tiene ventajas adicionales, como la recuperación de calor desprendida en el reactor y por ende la generación de vapor saturado<sup>[65]</sup>.

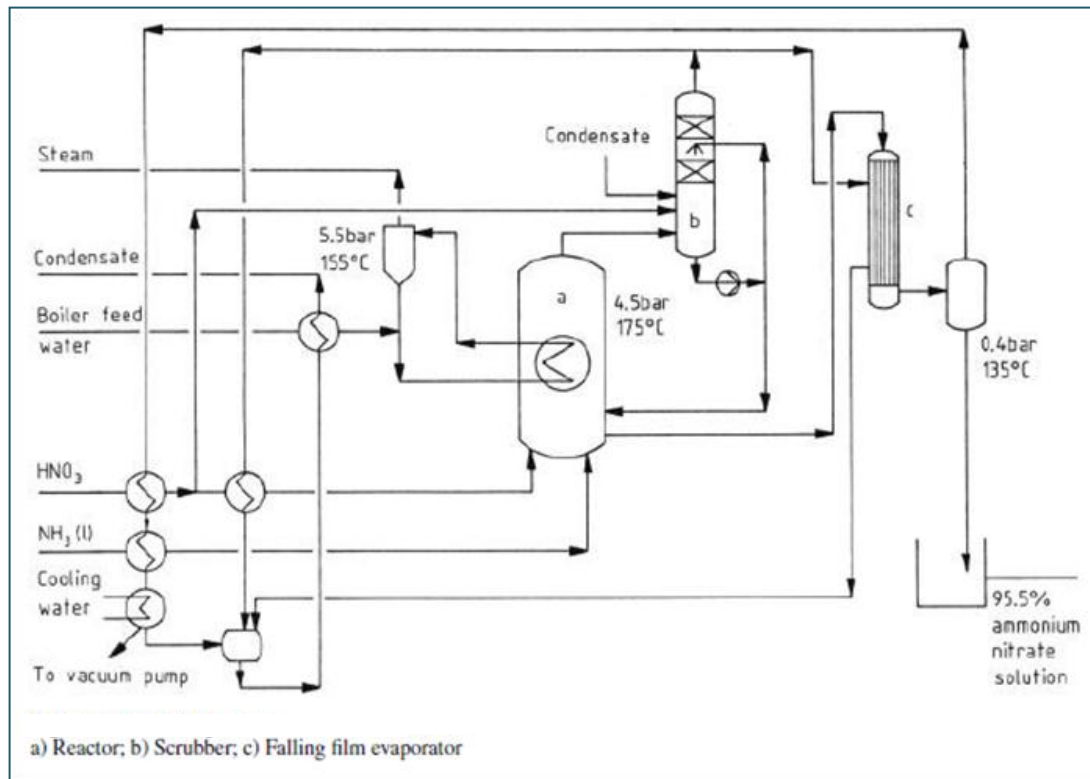
<b>Características del Proceso</b>	
<b>Presión de Vacío y presión Atmosférica</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Posee el menor costo de inversión.</li> <li>• Preferentemente para productos cristalinos.</li> <li>• La solución de nitrato de amonio pueden alcanzar concentraciones de 95%.</li> <li>• Las presiones usuales son 0,03 MPa – 0,12 MPa y la temperatura está en el rango de 130–145 °C.</li> <li>• Los materiales del equipo son de acero inoxidable (304L).</li> <li>• Entre las tecnologías que encierran este rango de presión, se tiene: Neutralización Uhde a presión de vacío o atmosférica. (FIG)</li> </ul>
<b>Alta Presión</b>	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Al trabajar con presiones altas se puede dar un mejor uso a la energía del calor de neutralización, esto es lo que lo diferencia de los otros procesos.</li> <li>• A presiones entre 0,2 – 0,25 MPa se puede usar acero inoxidable. Pero si la presión está entre 0,4 – 0,5 MPa requiere acero inoxidable bajo en carbón o titanio.</li> <li>• La temperatura que alcanza este proceso está entre 175 – 185 °C.</li> <li>• Las concentraciones que se alcanzan en este proceso están en el rango de 70-83%.</li> <li>• Entre las tecnologías que encierran este rango de presión, se tiene: UCB Process (0,45 MPa), Stamicarbon Process (0,4 MPa), MSM/Norsk Hydro Pressure Process (0,4–0,5 MPa).</li> </ul>

**Tabla 8.16** Tabla de comparación de tipo de procesos de neutralización [65]



**Figura 8.27** Proceso de neutralización bajo vacío o presión atmosférica Uhde [65]





**Figura 8.28** Proceso de neutralización bajo presión UCB [65]

Para el diseño del reactor de neutralización, se considera un tanque que presenta un serpentín de enfriamiento, seguido de un separador flash, el cual usa parte del calor de neutralización para eliminar parte del agua como vapor por el tope del equipo.

Se debe tener en consideración las siguientes acotaciones para el diseño del reactor:

1. La reacción de ácido nítrico y amoníaco debe proceder en una solución de nitrato de amonio.
2. Todas las posibilidades de reacción entre amoníaco y ácido nítrico en fase gaseosa deben ser completamente excluidas. Antes de poner en contacto con el ácido nítrico, el amoníaco gaseoso es disuelto en una solución de nitrato de amonio. La reacción solo deberá ocurrir en la fase líquida.
3. El proceso de neutralización deberá tener lugar en un medio ligeramente ácido, lo cual se controla manteniendo la temperatura por debajo de 180 °C.
4. La temperatura en la zona de reacción deberá ser mantenida por debajo del punto de ebullición de la solución (motivo por el cual se coloca el serpentín de enfriamiento para mantener la temperatura por debajo de los 180 °C).

El diseño del reactor se realizará considerándolo como si fuese un tanque de separación líquido-vapor, ahora se debe analizar la disposición física del tanque, es decir si estará vertical o horizontal. Primero revisemos las corrientes que abandona la etapa de reacción:

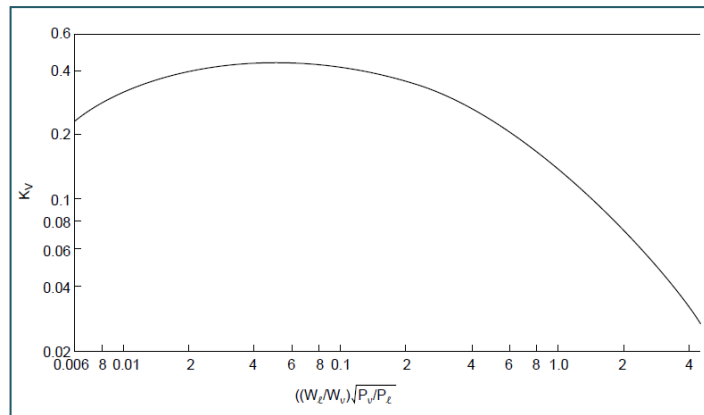
	Vapor	Líquido
Flujo molar (kgmol/s)	0,20	2,66
Flujo másico (kg/s)	3,68	133,91
Temperatura (°C)	153,66	153,66
Presión (MPa)	0,25	0,25
Fracción molar de vapor	1,00	0,00

**Tabla 8.17** Datos de las corrientes que abandona la etapa de neutralización

En la **Tabla 8.17** se observa que hay una relación líquido-vapor bastante alta por lo cual el diseño de un tanque vertical resultaría en una relación L/D fuera de los valores heurísticos recomendados (3 – 5), es por ello que se opta por un diseño de tanque horizontal (L/D > 5).

El diseño del recipiente horizontal sigue los siguientes pasos:

- Cálculo de la velocidad máxima de la corriente de vapor, para lo cual se hace uso de la **Figura 8.27** para la lectura del valor  $K_V$ <sup>[13]</sup>.



**Figura 8.29** Factor de diseño de la velocidad de vapor para separadores líquido-vapor considerando un 85% de inundación. [13]

Para el uso de la **Figura 8.27**, se necesita establecer la abscisa del gráfico:

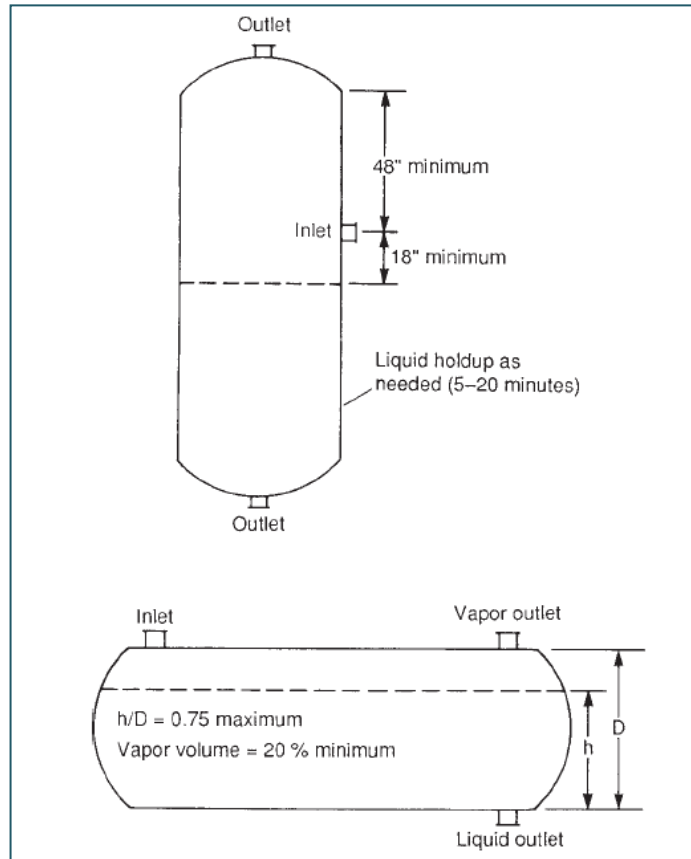
$$x = \frac{w_L}{w_V} \times \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}} \quad (8.111)$$

Donde:

$w_L$ : Caudal de líquido, lb/s

$w_V$ : Caudal de vapor, lb/s

$\rho_V, \rho_L$ : Densidad de vapor y líquido, lb/ft<sup>3</sup>



**Figura 8.30** Dimensiones estándar de recipientes del tipo vertical y horizontal [13]

Con la lectura del  $K_V$ , se calcula el valor de  $K_H$ :

$$K_H = 1,25 K_V \quad (8.112)$$

Ahora se plantea la ecuación de la velocidad:

$$u_{v-\text{máx}} = K_H \times \sqrt{\frac{(\rho_L - \rho_V)}{\rho_V}} \left( \frac{\text{ft}}{\text{s}} \right) \quad (8.113)$$

b) Cálculo del diámetro mínimo:

$$D = \sqrt{\frac{Q_V}{\left( \frac{\pi}{4} u_{v-\text{máx}} \phi \right)}} \quad (\text{ft}) \quad (8.114)$$

Donde:

$Q_V$ : Flujo de vapor,  $\text{ft}^3/\text{s}$

$\phi$ : Factores de corrección de sección transversal, valores de 0 a 1

c) Ahora se procede calcular la longitud de la columna del líquido

$$L = \frac{Q_L \times t_{\text{hold up}}}{\frac{\pi}{4} \times D^2 \times (1 - \phi)} \quad (\text{ft}) \quad (8.115)$$

Donde:

$Q_L$ : Flujo de líquido, ft<sup>3</sup>/s

$\phi$ : Factores de corrección de sección transversal

$t_{\text{hold up}}$ : Tiempo de retención, s

- d) Ahora probemos con un valor inicial de  $\phi$ , se halla un valor de D, luego un valor de L y se realiza un cálculo de prueba y error hasta encontrar un valor L/D aceptable (4 – 5,5).

En el diseño del Serpentin de Enfriamiento, el calor de la reacción será usada para generar vapor saturado para exportar, para lo cual se alimenta agua de enfriamiento a 20°C, que se calienta hasta 90°C, se presuriza a la presión de 0.55 MPa y se envía al serpentín; del cual sale a 155.5°C. Parte de este vapor (14%) se usa para calentar el agua de enfriamiento a 90 °C.

Para calcular el área de transferencia del serpentín, usamos la siguiente relación:

$$Q = U_O A \text{ LMTD} \quad (8.116)$$

Donde:

Q: Flujo de calor, J/s

A: Área de transferencia de calor, m<sup>2</sup>

LMTD: Media logarítmica de temperaturas, °C

$U_O$ : Coeficiente de transferencia de calor, W/m<sup>2</sup>.°C

La ecuación anterior la podemos colocar en términos de flux de calor, quedando expresada así:

$$\frac{Q}{A} = U_O \text{ LMTD} \quad (8.117)$$

Q/A: Flux de calor, J/m<sup>2</sup>.s

Del simulador CHEMCAD podemos obtener el dato del calor liberado en el reactor, el cual es tan alto que hace que se requiera una recirculación de nitrato de amonio para que trabaje como un componente neutro y absorba parte de este calor. El valor del LMTD se calcula sabiendo que el ingreso de agua líquida es de 90 °C, su salida es a 155.5°C y que la temperatura del reactor debe mantenerse en 180 °C.

La estimación del valor del coeficiente de transferencia se hará de manera indirecta con el valor del flux<sup>[26]</sup>, (correlación de ebullición nucleada, dado que nuestro proceso presenta un  $\Delta T_e$  igual a 30°C), la correlación del flux que se usa es:

$$\frac{Q}{A} = \mu_f h_{fg} \left[ \frac{g(\rho_l - \rho_g)}{\sigma} \right]^{0.5} \left( \frac{C_{p,l} \Delta T_e}{C_{s,f} h_{f,g} Pr_l^n} \right)^3 \quad (8.118)$$

Donde:

$\mu_f$ : Viscosidad del fluido, kg/m.s

$h_{fg}$ : Calor latente de vaporización, J/kg

$\rho_l, \rho_g$ : Densidad del líquido y gas, kg/m<sup>3</sup>

$g$ : Gravedad, m/s<sup>2</sup>

$\sigma$ : Tensión superficial del líquido, N/m

$C_{p,l}$ : Capacidad calorífica del fluido, J/K.°C

$\Delta T_e$ : Variación de temperaturas ( $T_{\text{medio}} - T_{\text{saturación}}$ ), °C

$Pr_l$ : Número de Prandtl

$C_{s,f}$  y  $n$ : Son valores que dependen de la combinación superficie líquido (Véase **Tabla 8.18**).

Combinación superficie - líquido	$C_{s,f}$	$n$
Agua – cobre		
Estriada	0.0068	1
Pulida	0.013	1
Agua – Acero inoxidable		
Grabado químicamente	0.013	1
Pulido mecánicamente	0.013	1
Molido y pulido	0.006	1
Agua - Bronce	0.006	1
Agua – Niquel	0.006	1
Agua - Platino	0.013	1

**Tabla 8.18** Parámetros para el cálculo del flux de calor

El valor del coeficiente ayudará a estimar el área de transferencia requerida, ya con esto se puede proponer un diámetro de la tubería del serpentín. La propuesta inicial puede ser una treintava parte del diámetro del tanque según valores heurísticos. En cuanto a los materiales que se debe usar para la construcción del reactor, se debe tener en consideración:

- Para pH<4 (por largos períodos) se debe usar acero inoxidable 304 L.
- Para pH>4 en sólidos y pH>6 en soluciones (Temperaturas menores a 115°C) se puede usar aluminio.

Para nuestro caso trabajaremos con soluciones por debajo de pH<4, por lo tanto usaremos acero inoxidable 304 L.

A continuación mostramos los resultados del diseño del reactor:

Resultados de Diseño	
Diámetro (m):	2.185
Longitud (m):	10.494
Área (m <sup>2</sup> ):	72.034
L/D:	4.803

### 8.5.2 Concentración de la Solución

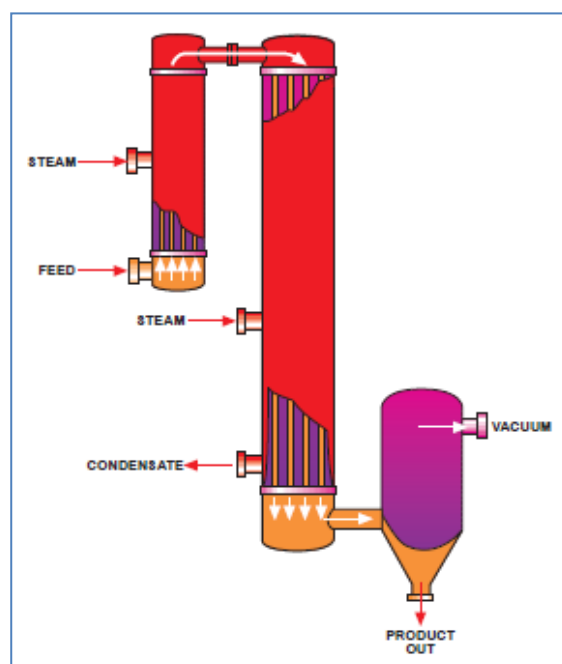
Las soluciones que provienen de la etapa de neutralización suelen tener un contenido de agua en un rango de 2 a 25%. Para poder cumplir con las especificaciones mínimas del porcentaje de agua en las soluciones que suelen ir a los cilindros de granulación (5% como máximo) y las soluciones que van a las torres de prilling (0.3 a 0.5%), es necesario incorporar a nuestro proceso, la etapa de concentración. En esta etapa la solución de nitrato de amonio pasa por un evaporador en la cual se obtiene una solución al 97%, que luego pasará a la etapa de formación de sólidos<sup>[64]</sup>.

Dentro de los procesos de evaporación usados para concentrar el nitrato de amonio, podemos encontrar varios; para concentrar soluciones de nitrato de amonio de alta densidad se puede realizar la evaporación hasta en dos etapas, mientras que para el de baja densidad se puede realizar en una sola etapa. Para la evaporación en dos etapas se pueden usar diferentes evaporadores, entre los cuales podemos mencionar evaporación de circulación forzada, termosifones, calandrias, evaporador de película descendente con arrastre de aire y los evaporadores de película descendente.

El equipo recomendado para esta etapa es el evaporador de película descendente (Falling Film Evaporator en la **Figura 8.29**); existen dos razones por las cuales los evaporadores de película descendente se consideran ideales para este caso de aplicaciones: Primero, el producto forma una película delgada solo en la superficie de transferencia de calor, comparado con ocupar el volumen entero, reduciendo grandemente el tiempo de residencia en el intercambiador de calor. Segundo, este tipo de evaporadores pueden operar con una diferencia de temperatura entre el vapor y el producto muy baja (3.5 °C). Con esto ambas superficies están casi a la misma temperatura, y así se disminuyen los puntos calientes localizados.

La energía requerida para esta etapa, es proporcionada por la energía liberada en la etapa de neutralización, ya que se usará el vapor que se generará en la reacción, dicho vapor se convertirá en un condensado al salir de esta etapa.

**Figura 8.31** Dibujo de un evaporador de película descendente



De acuerdo con lo mencionado anteriormente, la etapa de concentración se realizará con el evaporador de película descendente. Partiremos por decir que el calor que se requiere para concentrar la solución será dada por el vapor saturado que proviene de la neutralización y será transmitida a través de las paredes de la tubería. Por esto, basados en una expresión para estado estacionario de transferencia de calor a través de paredes circulares con una altura  $H$ , diámetro interno  $d_i$ , y diámetro externo  $d_a$ , podemos llegar a la siguiente relación:

$$Q = \frac{\pi H v}{\frac{1}{\alpha_v d_a} + \frac{1}{2 \lambda_w} \ln \left( \frac{d_a}{d_i} \right) + \frac{1}{\alpha_L d_i}} \quad (8.119)$$

Donde:

$Q$ : Calor transferido, J/s

$H$ : Altura de tubos, m

$d_i$ : Diámetro interno del tubo, m

$d_a$ : Diámetro externo del tubo, m

$v$ : Diferencia total efectiva entre el medio calefactor y la solución, °C

$\lambda_w$ : Coeficiente de conductividad térmica, W/m.K

$\alpha_v$ : Coeficiente de transferencia de calor externo, W/m.K

$\alpha_L$ : Coeficiente de transferencia de calor interno, W/m.K

Una expresión modificada para la ecuación anterior, considerando que las paredes de la tubería son delgadas, es:

$$Q = \frac{A v}{\frac{1}{\alpha_v} + \frac{s_w}{\lambda_w} + \frac{1}{\alpha_L}} \quad (8.120)$$

Donde:

$K$ : Coeficiente global de transferencia, W/m.K

$s_w$ : Espesor de la pared del tubo, m

Por lo tanto se define:

$$K = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_v} + \frac{s_w}{\lambda_w} + \frac{1}{\alpha_L}} \quad (8.121)$$

Para estimar el valor de los coeficientes individuales debemos considerar el diseño mecánico de una unidad operativa y las condiciones de proceso a la cual trabaja.

El vapor es el medio que se usa con más frecuencia para los evaporadores. El fenómeno físico ya es conocido, el vapor saturado se condensa como una película fina sobre una superficie caliente de altura  $H$ . Si este flujo es continuo como una película laminar en la pared, se puede calcular el coeficiente de transferencia de calor apoyados en la teoría de película de Nusselt.

$$\alpha_V = K \sqrt[4]{\frac{\Delta h_V \rho_k^2 \lambda_k^3 g}{n_K v H}} \quad (8.122)$$

Donde:

$\Delta h_V$ : Calor latente de condensación del vapor a la presión operativa, J/kg

$\rho_k$ : Densidad de la película condensada, kg/m<sup>3</sup>

$\lambda_k$ : Conductividad térmica de la película condensada, W/m.K

$n_K$ : Viscosidad dinámica de la película condensada, m<sup>2</sup>/s

K: constante igual a 0,943

Para el cálculo del coeficiente interno, se debe definir el tipo de evaporador para poder establecer la correlación que debe usarse. Para un evaporador de película descendente, esta relación queda expresada por:

$$\alpha_L = \frac{\Delta h \rho_L^2}{n_L v_L H} \times (S_O^3 - S_U^3) \quad (8.123)$$

Donde:

$S_O$ : espesor de la película en la posición de entrada del líquido a través del tubo, m

$S_U$ : espesor de la película en la posición de salida del líquido a través del tubo, m

Los valores de estos espesores los podemos hallar con las siguientes correlaciones:

$$S_O = \sqrt[3]{\frac{3 n_L l_o}{3600 \rho_L^2}} \quad (8.124)$$

$$S_U = \sqrt[4]{S_O^4 - \frac{4 \lambda_L n_L v_L H}{\Delta h \rho_L^2}} \quad (8.125)$$

Donde:

$l_o$ : flujo de líquido a evaporar por cada tubería del evaporador, kg/h

Mediante cálculos iterativos, llegamos a estimar el área de transferencia de calor, con lo cual ya podemos aproximar un número de tubos para el evaporador. Los resultados del diseño se muestran en el siguiente cuadro:

Área	123,7 m <sup>2</sup>
Número de tubos	58 unidades

Consideraremos que el material del evaporador será igual al del reactor, es decir acero inoxidable 304L.



### 8.5.3 Formación de Prills

Hay varios procesos que se usan para la formación de sólidos entre ellos podemos mencionar: granulación, cristalización, flaking y el prilling. Todos ellos tienen la finalidad de lograr la formación de partículas sólidas de tamaño uniforme, mediante la eliminación de agua y la solidificación del lodo de nitrato.

La elección del proceso se realiza teniendo en cuenta el tipo de producto que se requiera, en el caso del nitrato de amonio de alta densidad (para fertilizantes) y baja densidad (para explosivos), se usa el proceso de prilling, el cual se diferencia en el porcentaje de agua de la corriente de alimentación. En la obtención de NA de alta densidad es necesaria una corriente de 99% que resulta en una densidad de 1.65, mientras que en el NA de baja densidad se usa una solución al 95% -97,5% (Para nuestro proceso se alimenta una solución al 96% y los prills salen al 97%) y resulta con una densidad de 1,29.

Para producir los prills, el nitrato de amonio concentrado se dispersa en una torre de prilado. Las gotas formadas por los dispersores en el tope de la torre, caen a lo largo de ella en contracorriente a un flujo de aire que lo enfría y los solidifica.

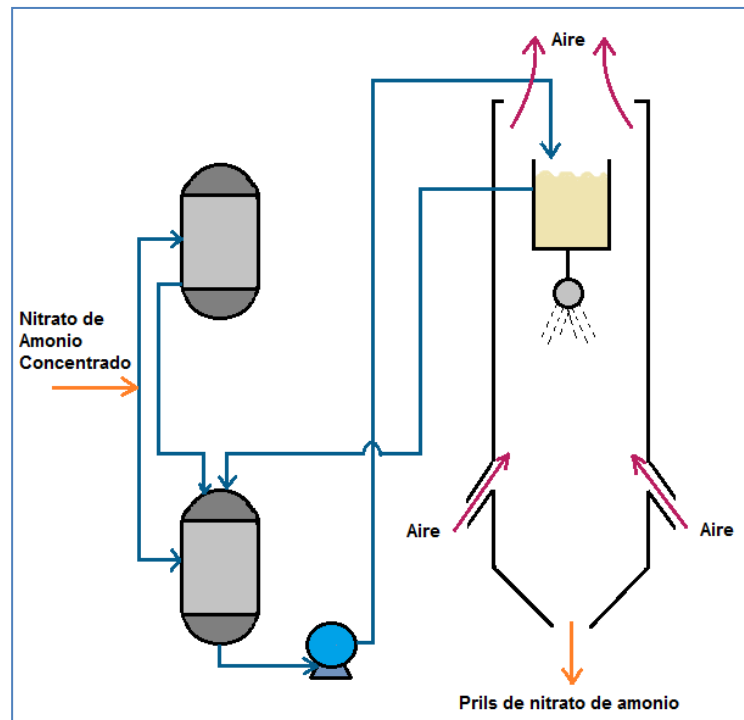
Entre los dispositivos de dispersión se pueden mencionar el dispersor de platos o de cabezal y el dispersor de canastilla, siendo el primero el más usado en la industria.

Las torres de prilado (**Figura 8.30**) pueden tener una sección transversal de forma rectangular, de varios lados o circular. El flujo de aire que se envié a la torre tiene que ser lo suficientemente grande para enfriar y solidificar las gotas, pero no tan grande como para generar el arrastre de partículas sólidas de nitrato. Históricamente las torres de prilado se han diseñado para velocidad de aire de 2 m/s<sup>[66]</sup>.

La torre de prilado es alimentada desde un tanque de mezclado en donde se redisuelve el nitrato de amonio cuyo tamaño está fuera de especificación, el pH de la solución que sale de este tanque debe ser controlado. Dicho tanque no será diseñado en esta tesis, puesto que no se ha considerado la selección del producto final como parte de nuestro proceso.

En la etapa de prilado muchos productores inyectan aditivo en la corriente de la alimentación a la torre, por ejemplo entre los más usados están el nitrato de magnesio o el óxido de magnesio que se añaden de 1 - 2,5% en peso referente al producto final. Este aditivo tiene tres propósitos: incrementar la temperatura de transición cristalina del producto final; actúa como un desecante, retirando el agua del producto final para reducir la aglomeración y también permite que el prilling se lleve a cabo a una menor temperatura por la reducción del punto de solidificación del lodo de NA.

En la etapa de prilling el principal objetivo es enfriar y solidificar el lodo de nitrato de amonio que se alimenta a la torre. Los procesos de enfriamiento involucran remover el calor latente de fusión y el calor sensible de los prills para que se solidifiquen. Este calor es removido por el contacto directo con el aire en la torre.



**Figura 8.32** Formación de prills de nitrato de amonio

Por lo expresado anteriormente, dos parámetros son fundamentales para el diseño de la torre, la altura y el flujo de aire. Ambos parámetros son interdependientes, una torre más alta requiere menos flujo de aire porque tendrá una distancia de caída más grande que proporciona el contacto requerido para su enfriamiento, y viceversa.

La alimentación de nitrato de amonio debe ingresar a unos 10 a 20 grados Kelvin superiores al punto de fusión del lodo. Temperaturas más bajas incrementan el riesgo de obstruir las líneas debido a la cristalización y temperaturas más altas requieren un excesivo requerimiento de enfriamiento.

La velocidad superficial del gas del medio de enfriamiento es en el rango de 0.5-2 m/s, y la temperatura de este se incrementa en 20 grados kelvin en muchos casos, estos dos heurísticos determinan el diámetro de la torre<sup>[66]</sup>.

A continuación, mencionaremos los pasos que se llevaron a cabo para el diseño de la torre:

- Balace de energía: para saber cuál es el flujo de calor que se debe retirar de los prills.
- Caudal del aire para la solidificación y enfriamiento ( $\text{m}^3/\text{h}$ ), a partir del balace de energía y la densidad del aire a condiciones promedio.
- Calculo el diámetro de la torre: Por esto se debe realizar un cálculo iterativo, asumir un valor inicial de velocidad superficial-que debe ser menor a 2 m/s por limitaciones del diseño- y luego calcular el diámetro de la torre (valores reales indican un máximo de 6 m.), mediante la siguiente relación:

$$\phi_T = \sqrt{\frac{4 F_a}{\pi V_s}} \quad (8.126)$$

Donde:

$\phi_T$ : Diámetro de la torre, m

$F_a$ : Flujo de aire, m<sup>3</sup>/s

$V_s$ : Velocidad terminal del aire, m/s

- d. Cálculo de la velocidad terminal del aire (m/s), para esto, se usará la siguiente relación:

$$\frac{\pi}{6} d_p^3 (\rho_s - \rho_g) g = C_W \frac{\pi}{4} d_p^2 \frac{1}{2} \rho_g v_r^2 \quad (8.127)$$

Donde:

$d_p$ : diámetro nominal del prill, para la presente tesis será de 0,002 m.

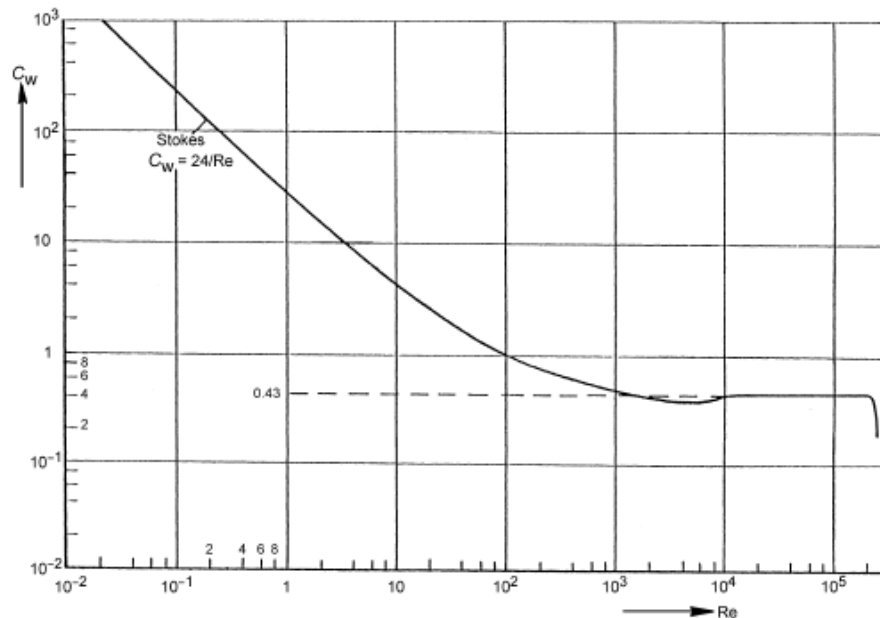
$\rho_s$ : densidad del prill, kg/m<sup>3</sup>

$\rho_g$ : densidad del gas, kg/m<sup>3</sup>, calculado a temperatura promedio del aire de entrada y salida.

$g$ : gravedad, m/s<sup>2</sup>

$v_r$ : velocidad terminal, m/s

$C_W$ : parámetro que es una función del número de Reynolds. La gráfica (**Figura 8.31**) muestra la dependencia de estos dos números.



**Figura 8.33** Diagrama para el cálculo de  $C_W$  en función del número de Reynolds [66]

- e. Cálculo del componente vertical de la velocidad ( $V_a$ ) en m/s.

$$V_a = V_r - V_s \quad (8.128)$$

- f. Cálculo del coeficiente de transferencia de calor, para lograr eso, usaremos los valores de los números adimensionales de Reynolds, Prandtl y Nusselt, cuyas correlaciones se listan a continuación:

$$Re = \frac{\rho_g V_r d_p}{\mu_g} \quad (8.129)$$

$$Pr = \frac{C_{pg} \mu_g}{k_g} \quad (8.130)$$

$$Nu = 2 + 0,552(Re)^{0,5} (Pr)^{1/3} \quad (8.131)$$

Donde:

$\mu_g$ : Viscosidad cinemática del gas, N/s.m<sup>2</sup>

$k_g$ : Conductividad térmica del gas, W/m<sup>2</sup>.K

$$h = \frac{k_g Nu}{d_p} \quad (8.131)$$

$h$ : Coeficiente de transferencia de calor, W/m<sup>2</sup>.K

- g. Cálculo del tiempo de solidificación: la estimación de este tiempo también incurre en la relación de tres números adimensionales:  
El número de transferencia de fase ( $Ph$ ), que divide el calor latente (calor de cristalización) entre el calor sensible.

$$Ph = \frac{h_f + C_l (T_{melt\ in} - T_f)}{C_s (T_f - T_{aire})} \quad (8.132)$$

Donde:

$C_s, C_l$ : Capacidad calorífica del sólido y líquido respectivamente, J/kg.K

$h_f$ : Calor de fusión del nitrato de amonio, J/kg

$T_{melt\ in}$ : Temperatura del lodo que ingresa, K

$T_f$ : Temperatura de fusión del nitrato de amonio, K

$T_{aire}$ : Temperatura promedio del aire, K

Número de Biot ( $Bi$ ), relaciona la transferencia de calor por conducción dentro de un cuerpo y la transferencia de calor por convección en la superficie de dicho cuerpo.

$$Bi = \frac{h d_p}{2 k_s} \quad (8.133)$$

Donde:

$k_g$ : Conductividad térmica del gas, W/m<sup>2</sup>.K

Número de Fourier (Fo), es usado en algunos problemas concernientes a la conducción de calor y para esta aplicación relaciona los dos números adimensionales mencionados anteriormente.

$$Fo = Ph \left( \frac{1}{6} + \frac{1}{3 Bi} \right) \quad (8.134)$$

Parámetro  $a$  (m/s), que es la relación de la conductividad térmica del sólido entre la capacidad calorífica y la densidad del mismo.

El tiempo de solidificación mínimo se dará con la siguiente relación.

$$t_{sl} = \frac{Fo d_p}{4 a} \quad (8.135)$$

Este tiempo mínimo servirá para hallar el tiempo real, haciendo uso de la gráfica, de la cual se leerá el valor de la relación de los tiempos mínimo y real., pudiéndose desprender el valor de este último.

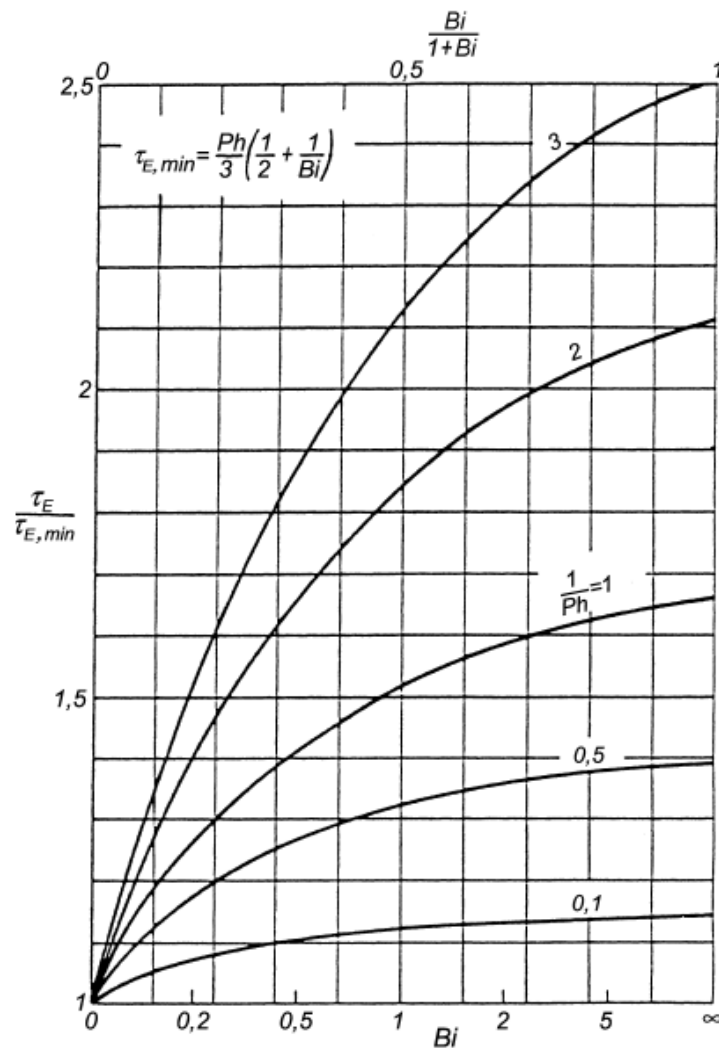


Figura 8.34 Factor de corrección de tiempo de solidificación [66]

- h. Cálculo de la altura de solidificación, es la multiplicación del tiempo real de solidificación y el componente vertical de la velocidad terminal ( $V_a$ ).
- i. Cálculo del tiempo de enfriamiento del prill, resulta de la interrelación de las siguientes ecuaciones:

$$b = \frac{1}{h r_p^2} \quad (8.136)$$

$$c = \frac{1}{r_p k_s} \quad (8.137)$$

$$K_c = \frac{1}{(b+c) r_p^2} \quad (8.138)$$

$$t_c = \frac{\rho_s C_{p,s} d_p}{6 K_c} \log \left( \frac{T_f - T_{aire}}{T_{prill\ out} - T_{aire}} \right) \quad (8.139)$$

Donde:

$r_p$ : Radio de partícula, m

$C_{p,s}$ : Capacidad calorífica del prill, J/kg.K

$\rho_s$ : Densidad del prill, kg/m<sup>3</sup>

$T_{prill\ out}$ : Temperatura del prill que sale, K

$t_c$ : tiempo de enfriamiento, s

- j. Cálculo de la altura de enfriamiento, es la multiplicación del tiempo real de enfriamiento y el componente vertical de la velocidad terminal ( $V_a$ ).
- k. La altura total de la torre será la suma de las dos alturas, la de solidificación y la de enfriamiento.

De los pasos anteriores, se obtuvieron los siguientes resultados:

<b>Resultados de Diseño</b>	
ALTURA:	29.91 m
DIAMETRO	5.80 m

Estos valores se encuentran cercanos a los valores reales de las torres de prillado de nitrato de amonio de baja densidad que son:

<b>Valores reales</b>	
ALTURA:	30-60 m
DIAMETRO	6 m

Las torres de prillado son usualmente construidas en concreto (fertilizantes), acero o acero inoxidable, en la presente tesis usaremos las torres de concreto.

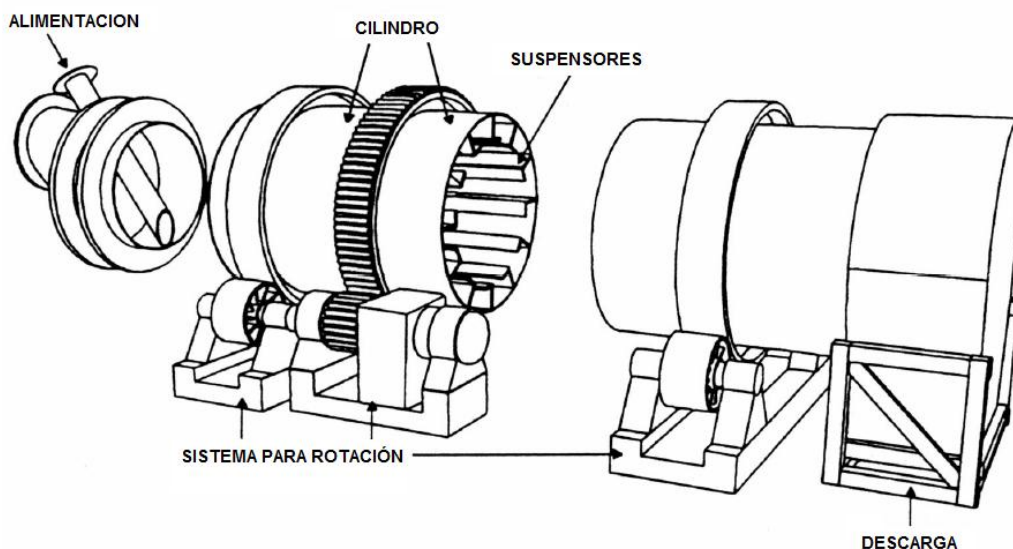
### 8.5.4 Acabado de Sólidos - Enfriamiento

Hasta este paso, el procesamiento de el nitrato de amonio ya sea de alta o baja densidad pasan por la misma cantidad de etapas y se diferencian por las condiciones operativas de los equipos. En el caso del nitrato de amonio de alta densidad al terminar la etapa de prilling o granulación, se envían los prills a la etapa de enfriamiento, clasificación y recubrimiento, esto se debe que los prills poseen un contenido de agua bajo y han adquirido la dureza suficiente debido a las condiciones a las cuales han sido procesadas.

Los prills de nitrato de amonio de baja densidad, al poseer un mayor contenido de agua, necesariamente deben pasar las etapas de presecado, secado y enfriamiento con la finalidad de reducir dicho contenido.

La humedad que se retira de los prills de baja densidad es uno de los pasos más críticos en la producción de NA, si la humedad no es removida luego de los procesos se secado puede producirse la aglomeración de partículas.

Los equipos usados en estas etapas son los secadores rotatorios (**Figura 8.35**) y los secadores de lecho fluidizado. El primero de ellos es el más usado dentro de la industria, puesto que su diseño – tambor giratorio y aletas - hace que haya un coeficiente de transferencia de calor y masa alto, y que junto a su bajo consumo de energía y aire lo hace más viable para este tipo de industria.



**Figura 8.35** Secador rotatorio [46]

Los secadores de lecho fluidizado (**Figura 8.36**) poseen menores tiempos de residencia, un mejor control de temperatura - puesto que posee más zonas de contacto-, menores costos de capital, y un mayor coeficiente de transferencia de calor y masa<sup>[66]</sup>. Su uso es recomendado para productos sensibles a la temperatura y que el tamaño de partícula se encuentre en el rango: 150 – 9525 micras.

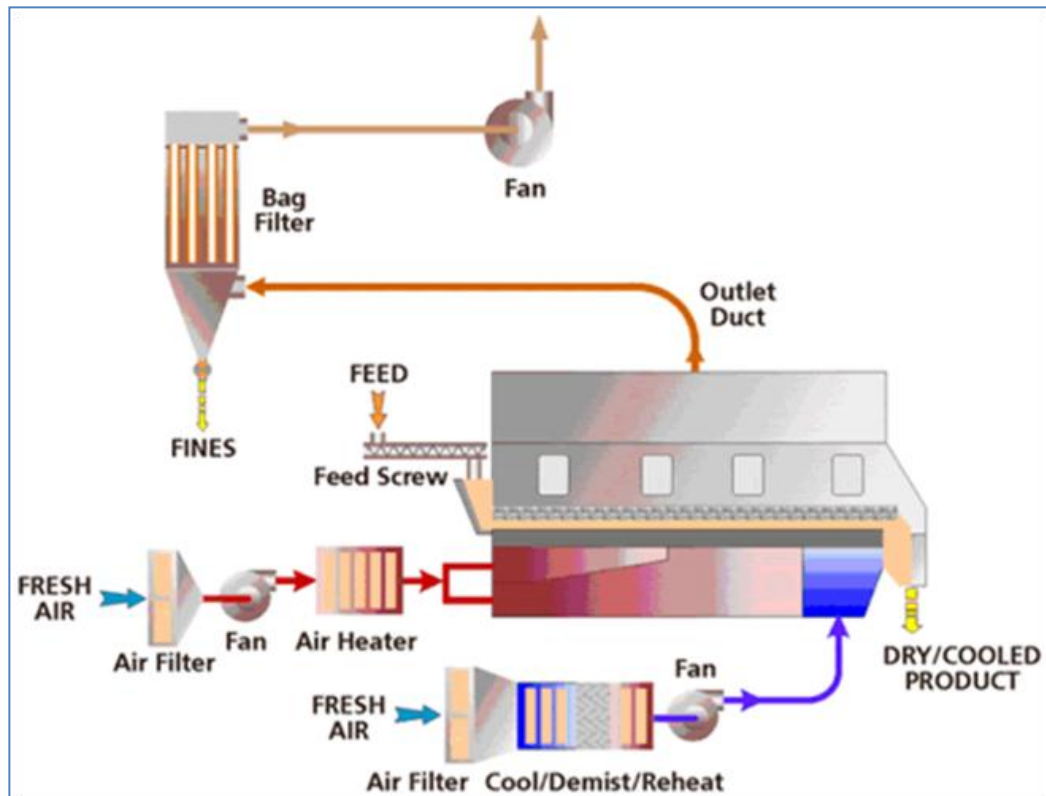


Figura 8.36 Secador de lecho fluidizado

A pesar de las grandes ventajas que ofrece el secador de lecho fluidizado, sus costos de operación y los altos niveles de arrastre de partículas -causados por los altos caudales de aire- lo hacen menos atractivos en comparación a la otra opción.

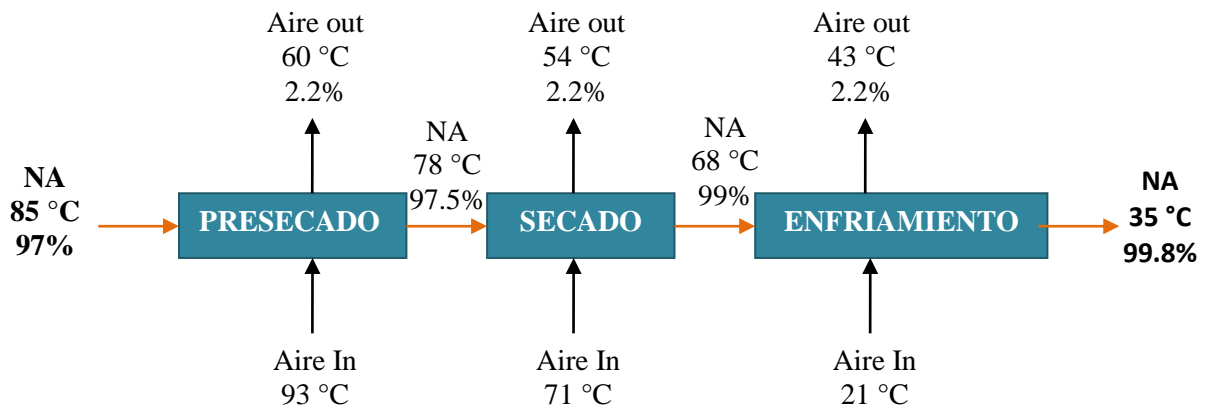
La presente tesis contempla el uso del secador de tambor rotatorio con aire, por las razones antes mencionadas. En este proceso, se debe realizar el acondicionamiento del aire, por lo cual es imprescindible el uso de intercambiadores de calor que calienten, enfríen o deshumidifiquen el aire.

El proceso de secado y enfriamiento en tambores rotatorios corresponde a un proceso convectivo. El aire a temperatura ambiental ( $21^{\circ}\text{C}$ ) ingresa al tambor, se calienta mediante la combustión de combustible, y retira parte del calor y humedad de los prills de nitrato de amonio por medio de un contacto en contracorriente.

Muchos de los secadores son operados a presión atmosférica, una ligera presión positiva evita que haya fugas de partículas hacia el exterior. El uso de altas temperaturas de operación tienden a ser más eficientes porque usan un menor flujo de gas y equipos de menor tamaño, pero este manejo de temperaturas se limita a procesos que trabajan con productos sensibles al calor, como es nuestro caso.

Para el cálculo es necesario tener un esquema representado en la **Figura 8.37** que explique las tres etapas que se llevarán a cabo en el mismo tipo de equipo.





**Figura 8.37** Sistema de secador y enfriamiento de la corriente de nitrato de amonio

Los heurísticos para el diseño de estos equipos contemplan los siguientes puntos:

- Los secadores trabajan con velocidades superficiales entre 5-10 pies/s. Se usan valores de hasta 35 pies/s con productos que presenten una granulometría gruesa.
- Los tiempos de residencia se encuentran entre 5-90 minutos.
- En flujo a contracorriente se espera que el aire de salida este 20 ° C por encima del aire de entrada.
- La velocidad de rotación está alrededor de 4 rpm.
- La humedad relativa final del aire debe ser 15-20% aproximadamente.

A continuación mencionaremos las ecuaciones necesarias para estimar el valor del área de transferencia, velocidad rpm del tambor y el tiempo de residencia, estas ecuaciones se interrelacionan y convergen en los valores deseados:

a) Cantidad de agua absorbida por el aire (Balance de materia):

- ✓ Cantidad de agua en el aire ambiental

$$\phi_{m \text{ H}_2\text{O Air amb.}} = \phi_{m \text{ aire seco}} \text{HR}_{\text{Aire Amb.}} [\text{H}_2\text{O}]_{\text{Aire Amb.Sat.}} 10^{-2} \quad (8.140)$$

Donde:

$\phi_{m \text{ H}_2\text{O Air amb.}}$  : Flujo de agua en el aire del ambiente, kg/s

$\phi_{m \text{ aire seco}}$  : Flujo de aire seco, kg/s

$\text{HR}_{\text{Aire Amb.}}$  : Humedad relativa del aire.

$[\text{H}_2\text{O}]_{\text{Aire Amb.Sat.}}$  : Cantidad de agua en el aire a saturación, kg agua/kg a.s.

- ✓ Cantidad de agua evaporada del prill.

$$\phi_{m \text{ H}_2\text{O Evap.}} = (1 - \phi_{m \text{ Prill out}}) \frac{(1 - [\text{H}_2\text{O}]_{\text{Prill out}})}{(1 - [\text{H}_2\text{O}]_{\text{Prill in}})} \quad (8.141)$$

$\Phi_{m \text{ H}_2\text{O Evap.}}$  : flujo de agua que se evapora del prill, kg/s  
 $\Phi_{m \text{ Prill out}}$  : flujo de prill que sale, kg/s  
 $[\text{H}_2\text{O}]_{\text{Prill out}}$  : concentración de agua en el prill de salida  
 $[\text{H}_2\text{O}]_{\text{Prill in}}$  : concentración de agua en el prill de entrada

✓ Cantidad de agua del combustible

$$\Phi_{m \text{ H}_2\text{O fuel}} = \Phi_{m \text{ fuel}} ([\text{H}_2\text{O}]_{\text{fuel}} + \text{WP}_{\text{fuel}}) \quad (8.142)$$

$\Phi_{m \text{ H}_2\text{O fuel}}$  : Flujo de agua proveniente del combustible, kg/s  
 $\Phi_{m \text{ fuel}}$  : Flujo de combustible, kg/s  
 $[\text{H}_2\text{O}]_{\text{fuel}}$  : Concentración de agua en el combustible.  
 $\text{WP}_{\text{fuel}}$  : Cantidad de agua producida por unidad de combustible

✓ Cantidad total de agua en la descarga del aire

$$\Phi_{m \text{ H}_2\text{O Aire Out}} = \Phi_{m \text{ H}_2\text{O Air amb.}} + \Phi_{m \text{ H}_2\text{O Evap.}} + \Phi_{m \text{ H}_2\text{O fuel}} \quad (8.143)$$

b) Calor que ingresa al secador (Balance de energía):

✓ Calor necesario para secar el prill.

$$\Phi_{H \text{ Gran}} = \Phi_{m \text{ Gran Out}} C_p \text{ Gran} (T_{\text{Gran in}} - T_{\text{Gran out}}) \quad (8.144)$$

$\Phi_{H \text{ Gran}}$  : Calor necesario para el secado, kW  
 $\Phi_{m \text{ Gran Out}}$  : Flujo del prill que sale, kg/s  
 $C_p \text{ Gran}$  : Capacidad calorífica del prill, kJ/kg.°C  
 $T_{\text{Gran in}}$  : Temperatura de ingreso y salida del prill, °C

✓ Calor requerido para evaporar el agua del granulo

$$\Phi_{H \text{ H}_2\text{O Evap}} = \Phi_{m \text{ H}_2\text{O Evap.}} (C_{p \text{ liq}} (T_{\text{Air in (wb)}} - T_{\text{Gran In}}) + \Delta H_{\text{H}_2\text{O Evap}} + C_{p \text{ H}_2\text{O (v)}} (T_{\text{Air out}} - T_{\text{Air in (wb)}})) \quad (8.145)$$

$\Phi_{H \text{ H}_2\text{O Evap}}$  : Calor requerido para evaporar el agua del granulo, kW  
 $\Phi_{m \text{ H}_2\text{O Evap.}}$  : Flujo de agua que se evapora del prill, kg/s  
 $\Delta H_{\text{H}_2\text{O Evap}}$  : Calor latente de evaporación, kJ/kg  
 $T_{\text{Air in (wb)}}$  : Temperatura de bulbo húmedo del aire, °C  
 $T_{\text{Air out}}$  : Temperatura de aire de salida, °C  
 $C_{p \text{ liq, v}}$  : Capacidad calorífica del agua líquida y gas, kJ/kg.°C

- ✓ Calor de cristalización liberado en el proceso de secado

$$\phi_{H \text{ Cryst}} = \phi_{m \text{ Gran out.}} \times \Delta H_{\text{Cryst.}} \quad (8.146)$$

$\phi_{m \text{ Gran out.}}$  : Flujo de prill que salen, kg/s

$\Delta H_{\text{Cryst.}}$  : Calor necesario para la cristalización, kJ/kg

- ✓ Calor total que ingresa a la etapa de secado

$$\phi_{H \text{ total}} = \frac{(\phi_{H \text{ Gran}} + \phi_{H \text{ H}_2\text{O Evap}} + \phi_{H \text{ Cryst}})}{(1 - \epsilon_H)} \quad (8.147)$$

$\epsilon_H$  : Eficiencia (0.3)

- c) Estimación de la cantidad de aire seco

$$\phi_{m \text{ aire seco}} = \phi_{m \text{ aire out}} \left( RH_{\text{Aire out}} [H_2O_{\text{Aire Sat.Out}}] \times 10^{-2} \right)^{-1} \quad (8.148)$$

$\phi_{m \text{ aire seco, aire out}}$  : flujo de aire seco y de salida, kg/s

$RH_{\text{Aire out}}$  : humedad relativa del aire de salida.

$[H_2O_{\text{Aire Sat.Out}}]$  : concentración del agua en el aire saturado, kg agua / kg de a.s.

- d) Temperatura de ingreso del aire:

- ✓ La cantidad de aire que entra al secador, que incluye los productos de combustión, puede ser calculado como sigue:

$$\phi_{m \text{ aire in}} = \phi_{m \text{ aire seco}} \times \left( 1 + RH_{\text{Aire amb}} [H_2O_{\text{Aire Sat.Amb}}] \times 10^{-2} \right) + \phi_{m \text{ fuel}} \quad (8.149)$$

- ✓ La temperatura de los gases calientes que entran al secador, donde se cumple el balance de energía, es:

$$T_{\text{Aire in}} = \frac{(\phi_{H \text{ total}} + \phi_{m \text{ aire in}} C_p \text{ aire out } T_{\text{Aire out}})}{\phi_{m \text{ aire in}} C_p \text{ aire in}} \quad (8.150)$$

- e) Estimación de la cantidad de combustible:

$$\phi_{m \text{ fuel}} = \frac{\phi_{m \text{ aire in}} (C_p \text{ aire in } T_{\text{Aire in}} - C_p \text{ aire amb } T_{\text{Aire amb}})}{CV_{\text{fuel}}} \quad (8.151)$$

El algoritmo para hallar el valor de los diferentes parámetros es:

Ecuación 8.140	Flujo m. aire seco, kg/s
Ecuación 8.148	Flujo m. agua en aire out
Ecuación 8.143	Flujo m. de agua en fuel
Ecuación 8.142	Flujo m. de fuel
Ecuación 8.149	Flujo m. aire entrada
Ecuación 8.151	Temperatura, °C
Ecuación 8.145	Flujo de calor agua evap,
Ecuación 8.146	CALOR TOTAL
Ecuación 8.150	Temperatura in, °C

**Tabla 8.19** Algoritmo para el cálculo de temperatura

Las 12 ecuaciones se iteran hasta obtener valores iguales de la temperatura de ingreso del aire de las ecuaciones 8.150 y 8.151. Hasta este paso, el valor que se necesita para dimensionar el tambor es el flujo másico de aire seco necesario para el proceso, dicho flujo es uno de los valores que se obtienen en la iteración.

A continuación listaremos las ecuaciones para hallar el diámetro, longitud, rpm del motor y tiempo de residencia en el tambor:

f) Diámetro del tambor(m):

$$D_{DRUM} = \left[ \frac{\phi_{m \text{ aire out}} \times 4 \times 22,4}{V_{\text{aire out}} \times \pi \times 28,8} \times \frac{(273 + T_{\text{aire out}}) P}{273 \times 760} \right]^{1/2} \quad (8.152)$$

Donde:

$D_{DRUM}$  : Diámetro del tambor, m

$\phi_{m \text{ aire out}}$  : Flujo másico de aire de salida, kg/s

$V_{\text{aire out}}$  : Velocidad superficial del aire, m/s

T,P : Temperatura (°C) y presión (mmHg) del proceso.

g) Velocidad rotacional del tambor (rpm):

$$S_{\text{act}} = S_{\text{factor}} \times 10^{-2} \times 42,3 \times D_{DRUM}^{-1/2} \quad (8.153)$$

Donde:

$S_{\text{act}}$  : Rpm del motor.

$S_{\text{factor}}$  : Factor proporcional entre velocidad rotacional y velocidad crítica (25%).

h) Para los valores de longitud y tiempo de residencia se usaran las siguientes ecuaciones:

i. Tiempo de retención

$$\theta = \frac{0,23 L}{S N^{0.9} D} + 0,6 \frac{B L G}{F} \quad (8.154)$$

$$B = 5 (D_p)^{-0.5} \quad (8.155)$$

ii. Longitud del tambor

$$L = \frac{4 V}{\pi D^2} \quad (8.156)$$

iii. Volumen del tambor

$$V = \frac{\tau F_2}{H \rho_s} \quad (8.157)$$

Donde:

$\theta$ : Tiempo de retención, min

L: Longitud del tambor, pies

D: Diámetro del tambor, pies

S : Pendiente del tambor igual a 0,025

N: rpm

G: Flux másico de aire, lb/h.pie<sup>2</sup>

F: Flux de gránulos, lb/h.pie<sup>2</sup>

B: Constante que depende del material con el cual se esté trabajando.

D<sub>p</sub>: Diámetro del prill, micras

V: Volumen, m<sup>3</sup>

$\tau$ : Tiempo de retención, h

F<sub>2</sub>: Flujo de material sólido, kg/h

H: Factor hold up igual a 0,07

$\rho_s$  : Densidad del sólido, kg/m<sup>3</sup>

Para obtener los valores requeridos, se debe proponer un valor de tiempo de retención inicial, en 8.154 se obtiene el valor de la longitud, y con este se calcula el valor del volumen en 8.156, luego en 8.157 se halla un nuevo tiempo de retención y empieza la iteración hasta que ambos tiempos sean iguales.

En la **Tabla 8.20** se muestra los valores obtenidos del cálculo. Los secadores son de acero inoxidable.

	Presecador	Secador	Enfriador
Diámetro, m	2,30	2,37	2,75
Longitud, m	2,73	14,29	4,09
Área, m <sup>2</sup>	19,78	106,39	35,34
Flujo de aire seco, kg/s	30,00	24,10	31,44
Rapidez rotacional del tambor, rpm	6,97	6,87	3,83
Tiempo de retención, min	5	23	9

**Tabla 8.20** Resultados de diseño para la concentración y enfriamiento de nitrato de amonio

### 8.5.5 Recubierto y embalaje

Luego de la etapa de secado y enfriamiento, los prills son enviados a una serie de tamices que seleccionan el material que esta fuera de especificación y que luego son enviados como reproceso al reactor<sup>[28]</sup>. Esta parte del proceso no se revisará en esta tesis puesto que no se cuentan con datos de la distribución del tamaño de partículas para lograr una buena estimación de dicha recirculación.

El nitrato de amonio es un material higroscópico por lo cual puede atrapar humedad de la atmósfera y disolverse así mismo, por esta razón este tipo de prill debe tener un recubrimiento protector que ofrezca cierta resistencia al agua.

Aparte de ser un material higroscópico, el nitrato de amonio puede mostrar ciertas dificultades en el almacenamiento como el aglomeramiento. Esto se puede prevenir mediante un recubrimiento al producto final con polvo inerte y/o algún surfactante y con la adición de sales inorgánicas o agentes nucleantes (un estabilizante para prevenir que los prills se quiebren)<sup>[66]</sup>.

En algunos casos los aditivos son inyectados en el lodo para este propósito. Otra opción es recubrir los sólidos con Kaolín, talco o tierra diatomácea.

Para los prills de NA de baja densidad, se recubren con caolín 0,15 – 1,5% en peso, o con 1 – 3% de tierra diatomácea. Este tipo de recubiertos se realizan en tambores rotatorios.

## 9. ANÁLISIS ECONÓMICO

### 9.1 Factibilidad Preliminar

Una vez realizado el balance de materia de las corrientes de proceso podemos saber la cantidad de materia prima necesaria para obtener el producto objetivo en las dos plantas. En nuestro caso, para cada planta definimos una reacción global. Los costos de materia prima y productos para cada planta son estimaciones de los precios FOB actuales de los países importadores de la región<sup>[1]</sup>. Se toma como referencia los precios que maneja la empresa Enaex S.A. en Mejillones, Chile.

Para la planta de ácido nítrico:



$v_i$	Reactantes	Flujo Molar, kgmol/h	M, kg/kgmol	Flujo Másico, TM/d	Precio, US\$/TM
-1	NH <sub>3</sub>	606,74	17,03	247,99	310,00
-2	O <sub>2</sub>	1324,06	32,00	1016,84	0
$v_i$	Productos	Flujo Molar, kgmol/h	M, kg/kgmol	Flujo Másico, TM/d	Precio, US\$/TM
1	HNO <sub>3</sub>	576,11	63,01	871,25	300,00
1	H <sub>2</sub> O	576,11	18,02	249,09	0

Ingreso por Ventas	143,90 MMUS\$/año
Costo de Materia Prima	25,39 MMUS\$/año
Margen Anual	118,50 MMUS\$/año
Efic. Conversión	0,950
FS	0,905

Para la planta de nitrato de amonio:



$v_i$	Reactantes	Flujo Molar, kgmol/h	M, kg/kgmol	Flujo Másico, TM/d	Precio, US\$/TM
-1	NH <sub>3</sub>	518,76	17,03	212,04	310,00
-1	HNO <sub>3</sub>	518,68	63,01	784,39	300,00
$v_i$	Productos	Flujo Molar, kgmol/h	M, kg/kgmol	Flujo Másico, TM/d	Precio, US\$/TM
1	NH <sub>4</sub> NO <sub>3</sub>	518,66	80,04	996,36	340,00

Ingreso por Ventas	112,13 MMUS\$/año
Costo de Materia Prima	151,27 MMUS\$/año
Margen Anual	-39,14 MMUS\$/año
Efic. Conversión	0,9998
FS	0,905

De lo observado, se muestra que para los costos de los reactantes y productos mencionados en las tablas la primera planta es muy rentable, ya que se vende el ácido nítrico 60%W. Por el contrario, en la segunda planta la materia prima es muy costosa y genera un margen negativo, con un producto al 99,8%W. Sin embargo, la reacción global 9.3 de las dos plantas nos muestra un resultado de margen anual positivo. Cabe destacar que la cantidad de ácido nítrico nominal que se produce es mayor que la cantidad de ácido nítrico que se necesita en la segunda planta.



$v_i$	Reactantes	Flujo Molar, kgmol/h	M, kg/kgmol	Flujo Másico, TM/d	Precio, US\$/TM
-2	NH <sub>3</sub>	1125,50	17,03	460,03	310,00
-2	O <sub>2</sub>	1324,06	32,00	1016,84	0
$v_i$	Productos	Flujo Molar, kgmol/h	M, kg/kgmol	Flujo Másico, TM/d	Precio, US\$/TM
1	NH <sub>4</sub> NO <sub>3</sub>	518,66	80,04	996,36	340,00
1	H <sub>2</sub> O	576,11	18,02	249,09	0

Ingreso por Ventas	112,13 MMUS\$/año
Costo de Materia Prima	47,11 MMUS\$/año
Margen Anual	65,02 MMUS\$/año
Efic. Conversión	0,922
FS	0,905

De lo mostrado se concluye que las dos plantas con los precios asignados conllevan hacia un proceso de transformación con valor agregado de 65,02 MMUS\$/año. Este rápido cálculo nos lleva a concluir que el proyecto será rentable con los productos que obtenemos y la materia prima que usamos.

## 9.2 Estimación de Costo de equipos

Uno de los objetivos principales de la presente tesis es calcular el costo del capital fijo luego de obtener los resultados del modelamiento de la planta de ácido nítrico y de la planta de nitrato de amonio. El método a usar para la estimación de costo de equipos principales es la técnica de costeo de módulos, el cual es muy usado para calcular el costo de una planta química al inicio de la operación. La técnica consiste en evaluar el costo del equipo a condiciones base, y a partir de este valor se proponen factores de desviación de acuerdo a las condiciones de operación del equipo. Las condiciones base son material de construcción común, mayormente acero al carbono, y presión de operación cercana a la atmosférica. Estos factores dependen de lo siguiente:



- Tipo de equipo específico
- Presión del sistema específica
- Material de construcción específico

El costo asignado para cada equipo es llamado Bare Module Cost, el cual incluye los costos directos e indirectos asociados para cada unidad de proceso. Estos valores están calculados en USD del año Septiembre 2001 (CEPCI = 397). La data de costos se obtiene de la referencia [62] y se usa el índice de costos de la revista Chemical Engineering de la referencia [8]. Los costos incluidos para los equipos son:

#### Directos

- Costo de equipo
- Material
- Mano de Obra

#### Indirectos

- Flete
- Costos Overhead
- Ingeniería
- Contingencia
- Pago a Contratista
- Otros

La ecuación para determinar el  $C_{BM}$  (Bare Module Cost) es diferente para cada equipo. A continuación se presentará las ecuaciones 9.1 y 9.2

$$C_{BM} = C_p^0 F_M \quad (9.1)$$

$$C_{BM} = C_p^0 (B_1 + B_2 F_M F_P) \quad (9.2)$$

Donde:

$C_{BM}$ : Bare Module Cost

$C_p^0$ : costo del equipo a condiciones estándar

$F_M$ : factor de material

$F_P$ : factor de presión

$B_1$ : constante característica para cada equipo

$B_2$ : constante característica para cada equipo

El valor del costo del equipo " $C_p^0$ " a condiciones estándar es una relación en función a la capacidad "A" de cada equipo según la ecuación 9.3.

$$C_p^0 = K_1 + K_2 \text{Log } A + K_3 (\text{Log } A)^2 \quad (9.3)$$

La capacidad para cada equipo se muestra en la Tabla 9.1. Además se presentará la ecuación que se aplica para cada equipo. El valor del factor de material depende del tipo de material y tipo de equipo; por tal motivo, se proponen diferentes factores de material para equipos de diferente tipo con igual material de construcción. Lo mismo sucede con las constante  $B_1$  y  $B_2$ .

El cálculo del factor presión es más complejo. En los intercambiadores de calor y bombas se calculan a partir de una correlación. Para los primeros se calcula con la presión mayor de entrada en barg; por otro lado, para las bombas se evalúa en función de la presión de descarga en barg. Los valores de la ecuación 9.4 también son característicos para cada equipo.

Equipo	Capacidad	Unidad	Ecuación
Compresor	Potencia	kW	9.1
Turbina	Potencia	kW	9.1
Intercambiador de calor	Área de transferencia	m <sup>2</sup>	9.2
Tanque de proceso	Volumen	m <sup>3</sup>	9.2
Plato perforado	Área transversal	m <sup>2</sup>	9.2
Accesorios de columna	Diámetro y Altura	m	-
Bomba	Potencia	kW	9.2
Secador	Área de secado	m <sup>2</sup>	9.1

**Tabla 9.1** Lista de capacidades de equipo para estimación de costos. El tanque de proceso también incluye a la columna de absorción

$$\text{Log } F_P = C_1 + C_2 \text{ Log } P + C_3 (\text{Log } P)^2 \quad (9.4)$$

En el caso de los tanques de proceso, que se aplica a los separadores y columnas, el factor de presión depende del espesor del recipiente que se calcula mediante la ecuación 9.5. A partir de este dato se calcula el factor de presión con la ecuación 9.6.

$$t = \frac{(P + 1) D}{2 SE - 1,2 (P + 1)} + CA \quad (9.5)$$

$$F_P \left\{ \begin{array}{l} = 1 \\ = \frac{(P+1)D}{(2)(944)(0,9) - 1,2 (P+1)} + CA \\ = 1,25 \end{array} \right. \left. \begin{array}{l} \text{si } t < t_{\min} \text{ y } P > -0,5 \text{ barg} \\ \text{si } t > t_{\min} \text{ y } P > -0,5 \text{ barg} \\ \text{si } P < -0,5 \text{ barg} \end{array} \right\} \quad (9.6)$$

Donde:

t: espesor de recipiente, m

t<sub>min</sub>: espesor mínimo de diseño, m

P: presión de operación, barg

D: diámetro del recipiente, m

SE: esfuerzo permisible, bar

CA: corrosión permisible, m

En nuestro caso no se trabajará con presiones menores a -0,5 barg. El valor de t<sub>min</sub> se asumirá igual a 0,0063 m, el esfuerzo permisible se asumirá 940 bar y la corrosión permisible 0,00315 m. Cuando en el cálculo el factor de presión es menor que 1, el factor será igual a 1.

Por otro lado, para el cálculo de los platos perforados se hará uso de la ecuación 9.7. Los accesorios de la columna de absorción de óxidos de nitrógeno se calculan con la ecuación 9.9 y el total del costo de los serpentines de enfriamiento se calcula con una correlación 9.10 diferente a la ecuación de los intercambiadores mencionados. En esta ecuación se debe calcular el costo de los serpentines en condiciones básicas.

$$C_{BM} = C_p^0 N F_{BM} f_q \quad (9.7)$$

$$\text{Log } f_q = 0,4771 + 0,08516 \text{ Log } N - 0,03473 (\text{Log } N)^2 \text{ si } N < 20 \quad (9.8)$$

$$C_{BM} = 1539,41 D^{0,63316} H^{0,80161} \quad (9.9)$$

$$C_{BM} = C_p^0 F_M F_P \quad (9.10)$$

$$\text{Ln } C_p^0 = 8,4677 + 0,01506 \text{ Ln } A_{\text{cooling}} + 0,06811 (\text{Ln } A_{\text{cooling}})^2 \quad (9.11)$$

Donde:

N: número de etapas de la columna

$f_q$ : factor de costo de los platos

$F_{BM}$ : factor de material del plato en la ecuación 9.7

D: diámetro de la columna, m

H: altura de la columna, m

$A_{\text{cooling}}$ : área total de los serpentines de enfriamiento,  $m^2$

Los valores de todas las constantes se presentarán en el Apéndice 3.

A continuación se mostrará los resultados de costo de los equipos.

**CAPITAL FIJO**  
**PLANTA DE ÁCIDO NÍTRICO - MONOPRESIÓN - ALTA PRESIÓN**

<b>CEPCI</b>	574,6	Feb 2011	-	valor empleado
<b>CEPCI</b>	397,0	Ene-Sep 2001	-	valor referencia de costos

<b>COMPRESORES</b>		Capacidad	C <sub>BM</sub> , MUS\$	Cp, MUS\$	FM
1	K-101-1 Compresor de Aire 1-1	2436,8	2876,5	757,0	3,8
	K-101-2 Compresor de Aire 1-2	2436,8	2876,5	757,0	3,8
	K-101-3 Compresor de Aire 1-3	2436,8	2876,5	757,0	3,8
2	K-101-4 Compresor de Aire 2-1	2436,8	2876,5	757,0	3,8
	K-102 Compresor de Aire 2-2	5691,1	3478,4	1288,3	2,7
3	K-103 Compresor de Amoniac de Refrigeración de Agua	87,8	294,7	50,8	5,8
<b>SUBTOTAL</b>			15279,0		

<b>TURBINAS</b>		Capacidad	C <sub>BM</sub> , MUS\$	Cp, MUS\$	FM
4	K-104-1 Turbina de Gas de Cola Axial 1	3649,6	1927,5	550,7	3,5
	K-104-2 Turbina de Gas de Cola Axial 2	3649,6	1927,5	550,7	3,5
	K-104-3 Turbina de Gas de Cola Axial 3	3649,6	1927,5	550,7	3,5
5	K-105 Turbina de Vapor 1	1999,4	1406,2	401,8	3,5
6	K-106 Turbina de Vapor 2	3137,3	1561,6	446,2	3,5
<b>SUBTOTAL</b>			8750,3		

<b>INTERCAMBIADORES DE CALOR</b>		Capacidad	C <sub>BM</sub> , MUS\$	Cp, MUS\$	P, kPa	FM	FP
7	E-101 Evaporador de Amoniac	230,61	458,9	57,5	1120	3,73	1,025
8	E-102 Sobrecalentador de Amoniac	42,00	224,6	28,2	1115	3,73	1,024
9	E-103 Intercooler de Aire 1-1,2	75,62	216,6	32,9	497	1	1,000
10	E-104 Intercooler de Aire 2-1,2	79,06	220,0	33,4	497	1	1,000
11	E-105 Intercooler de Aire 3-1,2	81,55	222,5	33,8	497	1	1,000
12	E-106 Generador de Vapor Sobrecalentado	69,01	200,2	31,9	1100	2,73	1,024
13	E-107 Generador de Vapor Saturado	216,54	346,2	55,2	1092	2,73	1,023
14	E-108 Calentador de Gas de Cola 4-1	558,23	716,6	114,4	1074	2,73	1,022
15	Calentador de Gas de Cola 4-2	559,98	718,6	114,7	1074	2,73	1,022
16	E-109 Calentador de Gas de Cola 3	449,99	593,9	94,9	1068	2,73	1,022
17	E-110 Intercambiador de Entrada de Agua a Generador de Vapor-1	387,92	525,7	84,0	1060	2,73	1,022
18	Intercambiador de Entrada de Agua a Generador de Vapor-2	388,19	526,0	84,0	1060	2,73	1,022
19	E-111 Enfriador Primario de Gases de Reacción	94,10	223,7	35,7	1050	2,73	1,021
20	E-112 Enfriador Condensador de Gases de Reacción	696,13	1117,1	140,5	1044	3,73	1,021
21	E-113 Enfriador Secundario de Gases de Reacción	187,11	273,2	43,7	1035	2,73	1,020
22	E-114 Calentador de Gas de Cola 1	140,92	269,1	43,1	1000	2,73	1,018
23	E-115 Calentador de Gas de Cola 2	403,75	541,5	86,7	994	2,73	1,018
24	E-116 Calentador de Agua Caliente de Vaporización	32,88	167,5	27,2	620	2,73	1,002
25	E-117 Condensador de Vapor de Turbina	195,46	326,1	51,8	200	2,73	1,029
26	E-118 Evaporador de Amoniac Refrigerante 1	217,76	286,1	46,8	300	2,68	1,008
27	E-119 Evaporador de Amoniac Refrigerante 2	7,24	161,3	40,8	20	1,4	1,000
28	E-120 Condensador de Ciclo de Refrigeración	470,35	558,0	69,6	1250	3,73	1,032
<b>SUBTOTAL</b>			8893,4				

<b>COLUMNA DE ABSORCIÓN</b>		Capacidad	C <sub>BM</sub> , MUS\$	Cp, MUS\$	P, kPa	FM	FP
29	T-101 Columna de Absorción de NOx		11323,9				
	Tanque de Proceso Vertical	528,2	9418,1	473,6	1020	3,2	3,78
	Platos	45(N) 11,3(At)	1680,1	11,67	1020	3,2	
	Accesorios	3,8(D) 46,6(H)	112,8				
	Serpentines de Refrigeración	82,57	112,9		1020	1,92	1,5
<b>SUBTOTAL</b>			11323,9				

**Tabla 9.2** Lista número 1 de estimación de costo de capital fijo de la planta de ácido nítrico

**CAPITAL FIJO**  
**PLANTA DE ÁCIDO NÍTRICO - MONOPRESIÓN - ALTA PRESIÓN**

<b>CEPCI</b>	574,6	Feb 2011	-	valor empleado
<b>CEPCI</b>	397,0	Ene-Sep 2001	-	valor referencia de costos

<b>REACTORES (TANQUES DE PROCESO)</b>		Capacidad	C <sub>BM</sub> , MUS\$	Cp, MUS\$	P, kPa	FM	FP
30	R-101	Reactor de Oxidación Catalítica de Amoniacó	210,32				
		Tanque de Proceso Vertical	9,02	201,30	15,3	1100	3,2 2,400
		Catalizador	0,90	9,02	10,0		
31	R-102	Reactor de Reducción Catalítica Selectiva de NOx	422,95				
		Tanque de Proceso Vertical	2,18	401,14			
		Catalizador	2,18	21,81			
<b>SUBTOTAL</b>			<b>611,46</b>				
<b>BOMBAS</b>		Capacidad	C <sub>BM</sub> , MUS\$	Cp, MUS\$	P, kPa	FM	FP
32	B-101	Bomba de Amoniacó	5,78	77,5	4,8	1120	4,4 1,045
33	B-102	Bomba de Agua de Baja Presión 1	2,60	25,7	4,0	300	1,6 0,623
34	B-103	Bomba de Agua de Baja Presión 2	9,41	44,0	5,6	868	1,6 0,946
35	B-104	Bomba de Agua de Alta Presión	27,07	87,2	8,8	2501	1,6 1,430
36	B-105	Bomba de Agua de Proceso	3,84	35,5	4,3	1100	1,6 1,038
<b>SUBTOTAL</b>			<b>234,34</b>				
<b>TANQUES</b>		Capacidad	C <sub>BM</sub> , MUS\$	Cp, MUS\$	P, kPa	FM	FP
Tanque de Amoniacó y Equipos de Refrigeración 1			2725,7				
37	TK-201	Tanque de Amoniacó 1	9492,4	1877,1	521,4	103	3,6 1
38	K-201	Compresor de Refrigeración 1	16,0	50,5	8,7	-	5,8 -
39	K-202	Compresor de Refrigeración 2	43,8	147,9	25,5	-	5,8 -
40	S-201	Economizador de Sistema de Refrigeración 1	0,1	21,7	2,7	275	3,2 1
41	E-201	Condensador de Amoniacó Vaporizado 1	27,03	196,5	24,3	1400	3,73 1,040
		Accesorios		432,1	120,0		3,6
Tanque de Amoniacó y Equipos de Refrigeración 2			2725,7				
42	TK-301	Tanque de Amoniacó 2	9492,4	1877,1	521,4	103	3,6 1,0
43	K-301	Compresor de Refrigeración 3	16,0	50,5	8,7	-	5,8 -
44	K-302	Compresor de Refrigeración 4	43,8	147,9	25,5	-	5,8 -
45	S-301	Economizador de Sistema de Refrigeración 2	0,1	21,7	2,7	275	3,2 1,0
46	E-301	Condensador de Amoniacó Vaporizado 2	27,0	196,5	24,3	1400	3,7 1,040
		Accesorios		432,1	120,0		3,6
47	TK-101	Tanque de Ácido Nítrico 1	6882,2	2060,3	412,1	103	5,0 1,0
48	TK-102	Tanque de Ácido Nítrico 2	6882,2	2060,3	412,1	103,0	5,0 1,0
<b>SUBTOTAL</b>			<b>9571,97</b>				
<b>TANQUES DE PROCESO</b>		Capacidad	C <sub>BM</sub> , MUS\$	Cp, MUS\$	P, kPa	FM	FP
49	S-101	Drum de Vapor Saturado	6,37	213,5	12,2	2500	3,2 3,279
<b>SUBTOTAL</b>			<b>213,5</b>				
<b>TOTAL</b>			<b>54877,9</b>				

**Tabla 9.3** Lista número 2 de estimación de costo de capital fijo de la planta de ácido nítrico

**CAPITAL FIJO**  
**PLANTA DE NITRATO DE AMONIO - ALTA PRESIÓN DE NEUTRALIZACIÓN - PRILLING**

<b>CEPCI</b>	574,6	Feb 2011	-	valor empleado
<b>CEPCI</b>	397,0	Ene-Sep 2001	-	valor referencia de costos

<b>SECADORES ROTATORIOS</b>		Capacidad	C <sub>BM</sub> , MUS\$	C <sub>p</sub> , MUS\$	FM		
1	D-401 Presecador	19,78	112,5	75,01	1,5		
2	D-402 Secador	106,39	535,8	357,2	1,5		
3	D-403 Cooler	35,34	188,7	125,8	1,5		
<b>SUBTOTAL</b>			837,0				
<b>BOMBAS</b>		Capacidad	C <sub>BM</sub> , MUS\$	C <sub>p</sub> , MUS\$	P, kPa	FM	FP
SS							
4	B-401 Bomba de Acido Nitrico	0,71	35,06	3,51	250,0	2,3	1,000
5	B-402 Bomba de Nitrato de amonio	0,16	46,23	4,18	101,3	2,7	1,000
6	B-403 Bomba de Agua de enfriamiento a 250 Kpa	1,76	30,26	3,74	250,0	1,6	1,000
7	B-404 Bomba de Agua de recuperación de calor a 5.5 bar	16,40	56,28	6,95	550,0	1,6	1,000
<b>SUBTOTAL</b>			167,8				
<b>INTERCAMBIADORES DE CALOR</b>		Capacidad	C <sub>BM</sub> , MUS\$	C <sub>p</sub> , MUS\$	P, kPa	FM	FP
SS-SS							
8	E-401 Evaporador de Amoniac - Enfriador de NA	193,66	204,8	44,36	242,0	1,8	1,000
9	E-402 Sobrecalentador de Amoniac	27,05	123,3	26,68	601,2	1,8	1,002
10	E-403 Enfriador secundario de NA	298,17	317,3	68,71	243,7	1,8	1,000
11	E-404 Calentador de agua de enfriamiento	17,69	87,7	26,65	550,0	1	1,000
<b>SUBTOTAL</b>			733,2				
<b>REACTORES</b>		Capacidad	C <sub>BM</sub> , MUS\$	C <sub>p</sub> , MUS\$	P, kPa	FM	FP
Cromo Niquel SS							
12	R-401 Reactor de Neutralización Serpentin Interno	72,03	279,7	53,80	450	1,5	1,627
		2,16	85,7	57,13	450	1,5	1,000
<b>SUBTOTAL</b>			365,4				
<b>COLUMNAS</b>		Capacidad	C <sub>BM</sub> , MUS\$	C <sub>p</sub> , MUS\$	P, kPa	FM	FP
Cemento							
13	T-401 Torre de Prilling	790,2	2944,7	723,52	101,32	1,0	1,000
14	T-402 Torre de Prilling	790,2	2944,7	723,52	101,3	1,0	1,000
<b>SUBTOTAL</b>			5889,5				
<b>EVAPORADOR AL VACÍO</b>		Capacidad	C <sub>BM</sub> , MUS\$	C <sub>p</sub> , MUS\$	P, kPa	FM	FP
Cromo Niquel SS							
15	E-404 Evaporador de pelicula descendente	123,73	1933,2	690,42	40	1,5	1,00
<b>SUBTOTAL</b>			1933,2				
<b>TOTAL</b>			9926,0				

**Tabla 9.4** Lista de estimación de costo de capital fijo de la planta de nitrato de amonio

Resumiendo los valores de costos obtenemos para las dos plantas los costos Grass Roots para cada planta, que toma en cuenta además de los costos directos e indirectos los costos de contingencia y costos de instalaciones auxiliares para la planta<sup>[62]</sup>. Este costo se usa cuando se estima el costo de una planta de procesos químicos nueva.

$$C_{GR} = C_{TM} + 0,8 \sum_{i=1}^n C_{BM_i} \quad (9.12)$$

$$C_{TM} = 1,18 \sum_{i=1}^n C_{BM_i} \quad (9.13)$$

#### Planta Ácido Nítrico

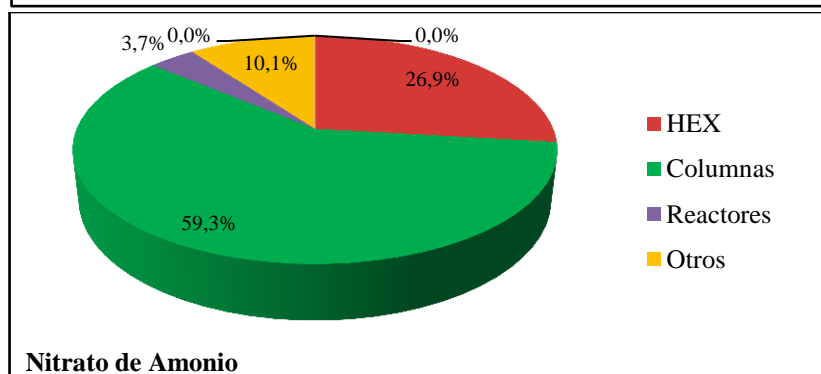
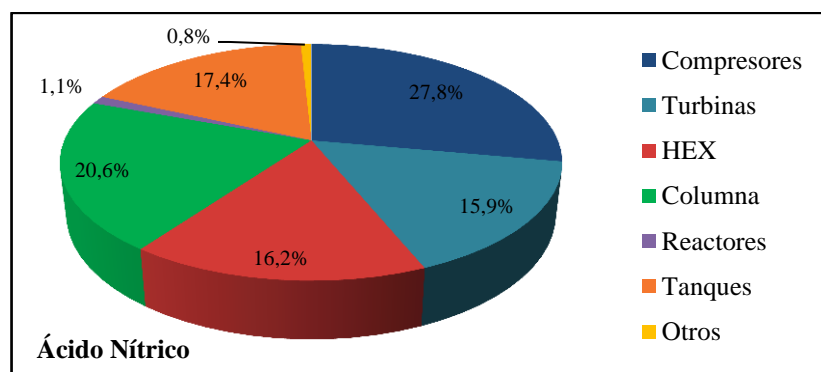
Equipo	MUS\$
Compresores	15279,0
Turbinas	8750,3
HEX	8893,4
Columna	11323,9
Reactores	611,5
Tanques	9572,0
Otros	447,8
<b>C<sub>BMT</sub></b>	<b>54877,9</b>

<b>C<sub>TM</sub></b>	64755,9
<b>C<sub>GR</sub></b>	108658,2

#### Planta Nitrato de Amonio

Equipo	MUS\$
HEX	2666,4
Columnas	5889,5
Reactores	365,4
Otros	1004,8
<b>C<sub>BMT</sub></b>	<b>9926,0</b>

<b>C<sub>TM</sub></b>	11712,7
<b>C<sub>GR</sub></b>	19653,6



**Figura 9.1** Lista de costo de capital fijo para cada una de las plantas

### Planta Global

Equipo	MUS\$
Compresores	15279,0
Turbinas	8750,3
HEX	11559,8
Columnas	17213,4
Reactores	976,9
Tanques	9572,0
Otros	1452,6
<b>C<sub>BMT</sub></b>	<b>64803,9</b>
<b>C<sub>TM</sub></b>	<b>76468,6</b>
<b>C<sub>GR</sub></b>	<b>128311,8</b>

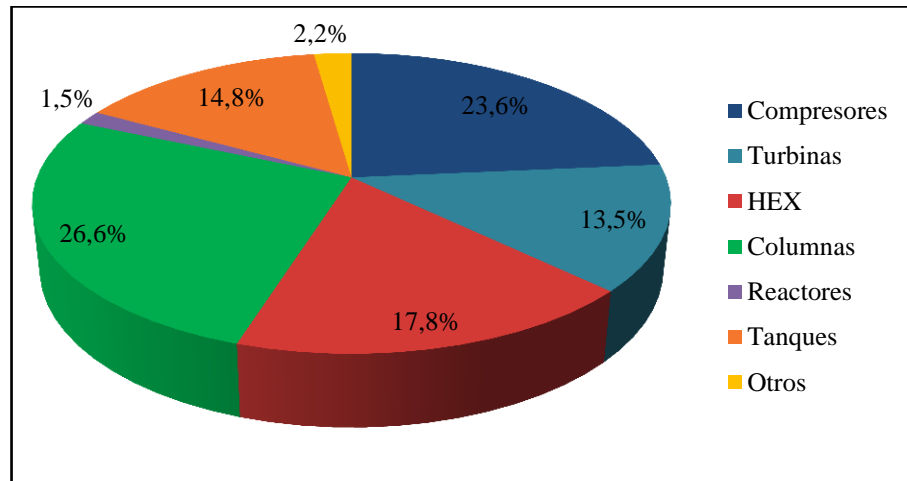


Figura 9.2 Lista de costo de capital fijo para las dos plantas

### 9.3 Estimación de Costo de Manufactura

A partir de la simulación se obtiene los consumos de servicios, los cuales serán los costos variables. A partir del costo de capital fijo total se calcula los costos fijos y además los costos de manufactura. Los consumos de la planta de ácido nítrico y de nitrato de amonio se resumen en la **Tabla 9.5** y **Tabla 9.6** respectivamente. Se toma en cuenta los valores en la referencia [2].

La estimación contempla el cálculo de los costos administrativos y de ventas en función del costo de manufactura (COM) total. En la Tabla 9.7 se muestra el cálculo de los costos de manufactura con depreciación.

El proyecto tendrá una operación de 20 años y se asume que el valor de rescate del activo fijo depreciable es 10%.



**CONSUMO DE AGUA Y VAPOR**

	TM/d	kgmol/h	m3/min
Vapor HP 400°C	38,0	87,9	
Vapor LP 126°C	172,3	398,4	
Agua Desmineralizada	314,3	726,9	0,21
	98,6	228,0	0,07
	412,8	954,9	0,28
	14 289,9	33 050,9	9,81
	4 738,7	10 960,1	3,25
Agua de Enfriamiento 20°C	45 655,1	105 594,6	31,36
	2 375,0	5 493,2	1,63
	43 199,0	99 913,8	29,67
	917,0	2 120,9	0,63
	2 315,4	5 355,3	1,59
	113 490,2	262 488,7	77,95

**GENERACIÓN DE VAPOR**

	TM/d	kgmol/h
Vapor HP 400°C	98,6	228,0

**OTROS CONSUMOS**

ELECTRICIDAD	473,0	kW
CATALIZADOR R-101	226,6	g/d
CATALIZADOR R-102	0,72	m <sup>3</sup> /año

**Tabla 9.5** Consumos de la planta de ácido nítrico**CONSUMO DE AGUA Y VAPOR**

	Corriente	TM/d	kgmol/h	m3/min
Vapor LP 160°C	20	15,55	35,97	
Agua de Enfriamiento 20°C	19	9 504,00	21 981,68	6,61
Agua de Enfriamiento 20°C (I	31	327,46	745,54	0,23
TOTAL		9 831,46	22 727,22	6,61

**CONSUMO DE AIRE (20 °C)**

	TM/d	kgmol/h	m3/min
Torre de prilado	3 885,05	5 581,97	2 292,21
Presecador	2 628,55	3 776,65	1 550,86
Secador	2 112,07	3 034,59	1 246,14
Cooler	2 716,18	3 902,56	1 602,57
TOTAL	11 341,8	16 295,8	6 691,8

**GENERACIÓN DE VAPOR**

	Corriente	TM/d	kgmol/h
Vapor LP 153°C	24	166,49	0,11
Vapor LP 129°C	17	164,63	0,11
Vapor LP 155°C	36	281,15	650,26
TOTAL		612,3	1 415,97

**OTROS CONSUMOS**

ELECTRICIDAD	654,0	kW
--------------	-------	----

**Tabla 9.6** Consumos de la planta de nitrato de amonio

## COSTO MANUFACTURA

### GASTOS DIRECTOS

			MMUS\$/año	US\$/TM prod
Materia Prima	152,0 MTM/año	310,0 US\$/TM	47,107	142,843
Catalizador 1	137,9 kg/año	500 US\$/kg	0,069	0,209
Catalizador 2	0,72 m3/año	10000 US\$/m3	0,007	0,022

#### Servicios

Agua de Proceso	173,0 MTM/año	1 US\$/TM	0,173	0,525
Agua de Enfriamiento	40736,2 MTM/año	0,067 US\$/TM	2,729	8,276
Vapor de Alta Presión	12,56 MTM/año	9,0 US\$/TM	0,113	0,343
Vapor de Baja Presión	0,0 MTM/año	6,08 US\$/TM	0,000	0,000
Suministro de Aire	3128,8 Mm3/año	0,17 US\$/100 std m <sup>3</sup>	5,319	16,129
Energía Eléctrica	8934,6 MW.h/año	0,06 US\$/KWhr	0,536	1,626
<b>Total</b>			<b>8,870</b>	<b>26,898</b>

Mano de Obra		1280 US\$/H-mes	0,276	0,838
Supervisión Directa y Labor Administrativa		18,0% Mano de Obra	0,050	0,151
Mantenimiento y Reparaciones		6,0% FCI	7,699	23,345
Suministro de Operación		0,9% FCI	1,155	3,502
Cargos de Laboratorio		15,0% Mano de Obra	0,041	0,126
Patentes y Derechos de Autor		1,0% COM	0,828	2,509

<b>TOTAL GASTOS DIRECTOS</b>			<b>66,102</b>	<b>200,443</b>
------------------------------	--	--	---------------	----------------

### GASTOS INDIRECTOS

Impuestos Locales y Seguros		2,5% FCI	3,208	9,727
Gastos Operativos		70,8% Mano de Obra	4,815	14,601
		+ 3,6% FCI		

<b>TOTAL GASTOS INDIRECTOS</b>			<b>8,023</b>	<b>24,328</b>
<b>TOTAL GASTOS (sin incluir depreciación)</b>			<b>74,125</b>	<b>224,770</b>

<b>DEPRECIACIÓN LINEAL por 20 años</b>		5% FCI	<b>5,774</b>	<b>17,509</b>
--	--	--------	--------------	---------------

### GASTOS GENERALES DE MANUFACTURA

<b>Gastos Administrativos</b>		17,7% Mano de obra	1,204	3,650
		+ 0,9% FCI		
<b>Gastos de Distribución y Ventas</b>		2,0% COM	1,655	5,019

<b>COSTO DE MANUFACTURA</b>			<b>82,758</b>	<b>250,948</b>
-----------------------------	--	--	---------------	----------------

**Tabla 9.7** Estimación de costo de manufactura (COM) anual para las dos plantas y estimación de los costos de cada rubro por TM de nitrato de amonio grado ANFO 99,6%W

## 9.4 Evaluación Económica y Financiera

El proyecto de tesis para la construcción de la planta de nitrato de amonio grado ANFO para la industria minera comenzará su construcción a inicios del 2011 con la inversión en la compra del terreno. Durante ese año se comenzará la construcción que durará dos años. Este hecho significaría que la operación de la planta comience a inicios del 2013. El factor de servicio para la planta es 0,905 y es un escenario promedio para la planta. Los valores de entrada y salida de corrientes de proceso expresadas en días operativos son:

$$\begin{aligned} \text{Alimentación materia prima} &= 460,03 \text{ TM/d} \\ \text{Producción nitrato de amonio} &= 998,35 \text{ TM/d} \end{aligned}$$

El costo del terreno es 5% de la inversión total fija. El valor de rescate sin terreno será el 10% de la inversión en capital fijo.

$$\begin{aligned} \text{Inversión en Capital Fijo excl. Terreno (ICF)} &= 128,31 \text{ MMUS\$} \\ \text{Terreno} &= 6,75 \text{ MMUS\$} \\ \text{Inversión Total Fija (ITF)} &= 135,07 \text{ MMUS\$} \\ \text{Valor de Rescate (sin terreno)} &= 12,83 \text{ MMUS\$} \\ \text{Valor de Rescate total} &= 19,58 \text{ MMUS\$} \end{aligned}$$

A partir del costo de manufactura podemos disgregar los valores de costos anuales.

$$\begin{aligned} \text{Costo Variable} &= 8,95 \text{ MMUS\$} \\ \text{Costo Fijo} &= 18,07 \text{ MMUS\$} \\ \text{Depreciación} &= 5,91 \text{ MMUS\$} \\ \text{Gastos Administrativos} &= 1,20 \text{ MMUS\$} \\ \text{Gasto de Ventas} &= 1,66 \text{ MMUS\$} \end{aligned}$$

Los ingresos vienen por la venta de nitrato de amonio grado ANFO y servicios de vapor que se exportan. Es muy recomendable la exportación de tales servicios a la planta que provee amoniaco, ya que es gran consumidora de vapor.

			MMUS\$/año	US\$/TM prod
Producto	329,8 MTM/año	340,0 US\$/TM	112,126	340,000
Vapor de Alta Presión	32,6 MTM/año	11,7 US\$/TM	0,381	1,155
Vapor de Baja Presión	140,2 MTM/año	7,9 US\$/TM	1,112	3,372
<b>TOTAL</b>			<b>113,618</b>	<b>344,527</b>

**Tabla 9.8** Ingresos anuales para la planta

Para la estimación de Capital de trabajo mostrada en la **Tabla 9.10** se asume que hay en inventario 20 días de amoniaco almacenado, 15 días de producción de nitrato de amonio. Además las cuentas por cobrar ascienden a 30 días de producción de nitrato de amonio y las cuentas por pagar ascienden a 15 días de consumo de amoniaco. Además, también se presenta el cálculo para la estimación del costo de producción en la **Tabla 9.9**.

**COSTO DE PRODUCCIÓN**

	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21
Costo de Materia Prima, MMUSS/año	47,11	47,11	47,11	47,11	47,11	47,11	47,11	47,11	47,11	47,11	47,11	47,11	47,11	47,11	47,11	47,11	47,11	47,11	47,11	47,11
Costos Variables, MMUSS/año	8,95	8,95	8,95	8,95	8,95	8,95	8,95	8,95	8,95	8,95	8,95	8,95	8,95	8,95	8,95	8,95	8,95	8,95	8,95	8,95
Costos Fijos, MMUSS/año	18,07	18,07	18,07	18,07	18,07	18,07	18,07	18,07	18,07	18,07	18,07	18,07	18,07	18,07	18,07	18,07	18,07	18,07	18,07	18,07
Costo de Producción, MMUSS/año	74,12	74,12	74,12	74,12	74,12	74,12	74,12	74,12	74,12	74,12	74,12	74,12	74,12	74,12	74,12	74,12	74,12	74,12	74,12	74,12
Costo de Producción, USS/TM	224,77	224,77	224,77	224,77	224,77	224,77	224,77	224,77	224,77	224,77	224,77	224,77	224,77	224,77	224,77	224,77	224,77	224,77	224,77	224,77

**Tabla 9.9** Estimación anual del costo de producción

**CAPITAL DE TRABAJO**

	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21
<b>ACTIVO CIRCULANTE</b>																				
Inventario de MP - Amontico																				
TM/DC	416,32	416,32	416,32	416,32	416,32	416,32	416,32	416,32	416,32	416,32	416,32	416,32	416,32	416,32	416,32	416,32	416,32	416,32	416,32	416,32
TM/DO	460,03	460,03	460,03	460,03	460,03	460,03	460,03	460,03	460,03	460,03	460,03	460,03	460,03	460,03	460,03	460,03	460,03	460,03	460,03	460,03
TM/año (20 días)	9200,50	9200,50	9200,50	9200,50	9200,50	9200,50	9200,50	9200,50	9200,50	9200,50	9200,50	9200,50	9200,50	9200,50	9200,50	9200,50	9200,50	9200,50	9200,50	9200,50
USS/TM	310,00	310,00	310,00	310,00	310,00	310,00	310,00	310,00	310,00	310,00	310,00	310,00	310,00	310,00	310,00	310,00	310,00	310,00	310,00	310,00
MMUSS/AÑO	2,85	2,85	2,85	2,85	2,85	2,85	2,85	2,85	2,85	2,85	2,85	2,85	2,85	2,85	2,85	2,85	2,85	2,85	2,85	2,85
Inventario de Prod. Term. - Nitrito de Amonio																				
TM/DC	903,51	903,51	903,51	903,51	903,51	903,51	903,51	903,51	903,51	903,51	903,51	903,51	903,51	903,51	903,51	903,51	903,51	903,51	903,51	903,51
TM/DO	998,35	998,35	998,35	998,35	998,35	998,35	998,35	998,35	998,35	998,35	998,35	998,35	998,35	998,35	998,35	998,35	998,35	998,35	998,35	998,35
TM/año (15 días)	14975,31	14975,31	14975,31	14975,31	14975,31	14975,31	14975,31	14975,31	14975,31	14975,31	14975,31	14975,31	14975,31	14975,31	14975,31	14975,31	14975,31	14975,31	14975,31	14975,31
USS/TM	340,00	340,00	340,00	340,00	340,00	340,00	340,00	340,00	340,00	340,00	340,00	340,00	340,00	340,00	340,00	340,00	340,00	340,00	340,00	340,00
MMUSS/año	5,09	5,09	5,09	5,09	5,09	5,09	5,09	5,09	5,09	5,09	5,09	5,09	5,09	5,09	5,09	5,09	5,09	5,09	5,09	5,09
Cuentas por Cobrar, MMUSS/año, 30 días																				
TM/DC	10,2	10,2	10,2	10,2	10,2	10,2	10,2	10,2	10,2	10,2	10,2	10,2	10,2	10,2	10,2	10,2	10,2	10,2	10,2	10,2
TM/DO	0,13	0,13	0,13	0,13	0,13	0,13	0,13	0,13	0,13	0,13	0,13	0,13	0,13	0,13	0,13	0,13	0,13	0,13	0,13	0,13
Cuentas por Pagar, MMUSS/año, 15 días																				
TM/DC	18,00	18,00	18,00	18,00	18,00	18,00	18,00	18,00	18,00	18,00	18,00	18,00	18,00	18,00	18,00	18,00	18,00	18,00	18,00	18,00
TM/DO	18,00	18,00	18,00	18,00	18,00	18,00	18,00	18,00	18,00	18,00	18,00	18,00	18,00	18,00	18,00	18,00	18,00	18,00	18,00	18,00
CAPITAL DE TRABAJO, MMUSS/año	18,00	18,00	18,00	18,00	18,00	18,00	18,00	18,00	18,00	18,00	18,00	18,00	18,00	18,00	18,00	18,00	18,00	18,00	18,00	18,00
INCREMENTO, MMUSS/año	18,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	-18,00

**Tabla 9.10** Estimación anual del capital de trabajo

En el cálculo de la división de las Utilidades se asume una reserva legal de 2% de la Utilidad Neta, una utilidad retenida de 10% de la Utilidad Neta y el impuesto a la renta es 30% de la Renta Neta.

Además, para la evaluación financiera se hará un financiamiento del 55% de la inversión total fija, la cual se pagará en amortizaciones anuales constantes de 6 años a partir del inicio de operación de la planta y a una tasa de interés de 12%. La inflación anual se estima igual a 3%. A partir de eso se calcula el servicio de la deuda mostrada en la **Tabla 9.11**.

#### SERVICIO DE LA DEUDA

	1	2	3	4	5	6	7
<b>Moneda Corriente</b>							
Deuda	74,29	61,90	49,52	37,14	24,76	12,38	0,00
Amortización		12,38	12,38	12,38	12,38	12,38	12,38
Intereses		8,91	7,43	5,94	4,46	2,97	1,49
<b>Moneda Constante (US\$ de 0)</b>							
Amortización		11,67	11,33	11,00	10,68	10,37	10,07
Intereses		8,40	6,80	5,28	3,84	2,49	1,21
Efecto de la inflación	0,00	0,71	1,05	1,38	1,70	2,01	2,31
Efecto de la inflación acumulado		0,71	1,76	3,14	4,84	6,86	9,17

**Tabla 9.11** Estimación del costo de servicio de la deuda

Una vez calculado estos costos se procede a realizar la evaluación económica en la **Tabla 9.12** y la evaluación financiera en la **Tabla 9.13**. Para el cálculo de los indicadores, se asume una tasa de descuento de 10%.

**EVALUACIÓN ECONOMICA****Estado de Ganancias y Pérdidas Proyectado - Evaluación Económica MMUS\$ de 0**

	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21
<b>Ingresos</b>	113.62	113.62	113.62	113.62	113.62	113.62	113.62	113.62	113.62	113.62	113.62	113.62	113.62	113.62	113.62	113.62	113.62	113.62	113.62	113.62
Egresos																				
Materia Prima	47.11	47.11	47.11	47.11	47.11	47.11	47.11	47.11	47.11	47.11	47.11	47.11	47.11	47.11	47.11	47.11	47.11	47.11	47.11	47.11
Costos Variables	8.95	8.95	8.95	8.95	8.95	8.95	8.95	8.95	8.95	8.95	8.95	8.95	8.95	8.95	8.95	8.95	8.95	8.95	8.95	8.95
Costos Fijos	18.07	18.07	18.07	18.07	18.07	18.07	18.07	18.07	18.07	18.07	18.07	18.07	18.07	18.07	18.07	18.07	18.07	18.07	18.07	18.07
Gastos de Producción	74.12	74.12	74.12	74.12	74.12	74.12	74.12	74.12	74.12	74.12	74.12	74.12	74.12	74.12	74.12	74.12	74.12	74.12	74.12	74.12
Utilidad Bruta	39.49	39.49	39.49	39.49	39.49	39.49	39.49	39.49	39.49	39.49	39.49	39.49	39.49	39.49	39.49	39.49	39.49	39.49	39.49	39.49
Gastos Administrativos	1.20	1.20	1.20	1.20	1.20	1.20	1.20	1.20	1.20	1.20	1.20	1.20	1.20	1.20	1.20	1.20	1.20	1.20	1.20	1.20
Gastos de Ventas	1.66	1.66	1.66	1.66	1.66	1.66	1.66	1.66	1.66	1.66	1.66	1.66	1.66	1.66	1.66	1.66	1.66	1.66	1.66	1.66
Utilidad de Operación	36.63	36.63	36.63	36.63	36.63	36.63	36.63	36.63	36.63	36.63	36.63	36.63	36.63	36.63	36.63	36.63	36.63	36.63	36.63	36.63
Depreciación	5.77	5.77	5.77	5.77	5.77	5.77	5.77	5.77	5.77	5.77	5.77	5.77	5.77	5.77	5.77	5.77	5.77	5.77	5.77	5.77
Renta Neta	30.86	30.86	30.86	30.86	30.86	30.86	30.86	30.86	30.86	30.86	30.86	30.86	30.86	30.86	30.86	30.86	30.86	30.86	30.86	30.86
Impuesto a la renta	9.26	9.26	9.26	9.26	9.26	9.26	9.26	9.26	9.26	9.26	9.26	9.26	9.26	9.26	9.26	9.26	9.26	9.26	9.26	9.26
Utilidad Neta	21.60	21.60	21.60	21.60	21.60	21.60	21.60	21.60	21.60	21.60	21.60	21.60	21.60	21.60	21.60	21.60	21.60	21.60	21.60	21.60
Reserva Legal	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32
Utilidad Retenida	2.16	2.16	2.16	2.16	2.16	2.16	2.16	2.16	2.16	2.16	2.16	2.16	2.16	2.16	2.16	2.16	2.16	2.16	2.16	2.16
Dividendos	19.12	19.12	19.12	19.12	19.12	19.12	19.12	19.12	19.12	19.12	19.12	19.12	19.12	19.12	19.12	19.12	19.12	19.12	19.12	19.12
Pérdida	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00

**Flujo de Caja Proyectado - Evaluación Económica MMUS\$ de 0**

	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	
<b>Inversión</b>																							
Capital Fijo Propio	6.75	128.31																					
Acapital de Trabajo			18.00																				
Total Inversión	6.75	128.31	18.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
Utilidad Neta			21.60	21.60	21.60	21.60	21.60	21.60	21.60	21.60	21.60	21.60	21.60	21.60	21.60	21.60	21.60	21.60	21.60	21.60	21.60	21.60	
Depreciación			5.77	5.77	5.77	5.77	5.77	5.77	5.77	5.77	5.77	5.77	5.77	5.77	5.77	5.77	5.77	5.77	5.77	5.77	5.77	5.77	
Flujo Neto de Fondos	-6.75	-128.31	9.38	27.38	27.38	27.38	27.38	27.38	27.38	27.38	27.38	27.38	27.38	27.38	27.38	27.38	27.38	27.38	27.38	27.38	27.38	27.38	
Aportes	6.75	128.31	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
Dividendos			0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
Saldo de Caja Anual	0.00	0.00	9.38	8.26	8.26	8.26	8.26	8.26	8.26	8.26	8.26	8.26	8.26	8.26	8.26	8.26	8.26	8.26	8.26	8.26	8.26	8.26	

**Balance General Proyectado - Evaluación Económica**

	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	
<b>ACTIVO</b>																							
Caja Banco	0.00	9.38	0.00	17.64	25.90	34.15	42.41	50.67	58.93	67.19	75.45	83.70	91.96	100.22	108.48	116.74	125.00	133.25	141.51	149.77	158.03	203.87	
Inventario de Materia Prima		2.85	2.85	2.85	2.85	2.85	2.85	2.85	2.85	2.85	2.85	2.85	2.85	2.85	2.85	2.85	2.85	2.85	2.85	2.85	2.85	2.85	
Inventario de Productos Terminados		5.09	5.09	5.09	5.09	5.09	5.09	5.09	5.09	5.09	5.09	5.09	5.09	5.09	5.09	5.09	5.09	5.09	5.09	5.09	5.09	5.09	
Cuentas por cobrar		10.18	10.18	10.18	10.18	10.18	10.18	10.18	10.18	10.18	10.18	10.18	10.18	10.18	10.18	10.18	10.18	10.18	10.18	10.18	10.18	10.18	
Activo e Inanegables Netos	6.75	135.07	129.29	123.52	117.74	111.97	106.19	100.42	94.65	88.87	83.10	77.32	71.55	65.78	60.00	54.23	48.45	42.68	36.91	31.13	25.36	0.00	
<b>TOTAL ACTIVO</b>	6.75	135.07	156.80	159.28	161.77	164.25	166.73	169.22	171.70	174.19	176.67	179.16	181.64	184.12	186.61	189.09	191.58	194.06	196.55	199.03	201.51	203.87	
<b>PASIVO CORTO PLAZO</b>																							
Cuentas por pagar		0.13	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13	0.00	
Dividendos		19.12	19.12	19.12	19.12	19.12	19.12	19.12	19.12	19.12	19.12	19.12	19.12	19.12	19.12	19.12	19.12	19.12	19.12	19.12	19.12	0.00	
<b>PATRIMONIO</b>																							
Capital Social	6.75	135.07	135.07	135.07	135.07	135.07	135.07	135.07	135.07	135.07	135.07	135.07	135.07	135.07	135.07	135.07	135.07	135.07	135.07	135.07	135.07	135.07	
Reserva Legal Acumulada		0.32	0.65	0.97	1.30	1.62	1.94	2.27	2.59	2.92	3.24	3.56	3.89	4.21	4.54	4.86	5.18	5.51	5.83	6.16	6.48	6.81	
Utilidad Retenida Acumulada		2.16	4.32	6.48	8.64	10.80	12.96	15.12	17.28	19.44	21.60	23.76	25.92	28.08	30.24	32.40	34.56	36.72	38.88	41.04	43.20	45.36	
Pérdida Acumulada		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
<b>TOTAL PASIVO</b>	6.75	135.07	156.80	159.28	161.77	164.25	166.73	169.22	171.70	174.19	176.67	179.16	181.64	184.12	186.61	189.09	191.58	194.06	196.55	199.03	201.51	203.87	

**Tabla 9.12 Evaluación económica**

**EVALUACIÓN FINANCIERA**

**Estado de Ganancias y Pérdidas Proyectado - Evaluación Financiera MMUS\$ de 0**

	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21
<b>Ingresos</b>	113.62	113.62	113.62	113.62	113.62	113.62	113.62	113.62	113.62	113.62	113.62	113.62	113.62	113.62	113.62	113.62	113.62	113.62	113.62	113.62
<b>Egresos</b>																				
Materia Prima	47.11	47.11	47.11	47.11	47.11	47.11	47.11	47.11	47.11	47.11	47.11	47.11	47.11	47.11	47.11	47.11	47.11	47.11	47.11	47.11
Costos Variables	8.95	8.95	8.95	8.95	8.95	8.95	8.95	8.95	8.95	8.95	8.95	8.95	8.95	8.95	8.95	8.95	8.95	8.95	8.95	8.95
Costos Fijos	18.07	18.07	18.07	18.07	18.07	18.07	18.07	18.07	18.07	18.07	18.07	18.07	18.07	18.07	18.07	18.07	18.07	18.07	18.07	18.07
Gastos de Producción	74.12	74.12	74.12	74.12	74.12	74.12	74.12	74.12	74.12	74.12	74.12	74.12	74.12	74.12	74.12	74.12	74.12	74.12	74.12	74.12
Gastos Brutos	39.49	39.49	39.49	39.49	39.49	39.49	39.49	39.49	39.49	39.49	39.49	39.49	39.49	39.49	39.49	39.49	39.49	39.49	39.49	39.49
Utilidad Administrativa	1.20	1.20	1.20	1.20	1.20	1.20	1.20	1.20	1.20	1.20	1.20	1.20	1.20	1.20	1.20	1.20	1.20	1.20	1.20	1.20
Gastos de Ventas	1.66	1.66	1.66	1.66	1.66	1.66	1.66	1.66	1.66	1.66	1.66	1.66	1.66	1.66	1.66	1.66	1.66	1.66	1.66	1.66
Utilidad de Operación	36.63	36.63	36.63	36.63	36.63	36.63	36.63	36.63	36.63	36.63	36.63	36.63	36.63	36.63	36.63	36.63	36.63	36.63	36.63	36.63
Gastos Financieros	8.40	6.80	5.28	3.84	2.49	1.21	0.00													
Depreciación	5.77	5.77	5.77	5.77	5.77	5.77	5.77	5.77	5.77	5.77	5.77	5.77	5.77	5.77	5.77	5.77	5.77	5.77	5.77	5.77
Renta Neta	22.46	24.06	25.58	27.02	28.37	29.65	30.86	30.86	30.86	30.86	30.86	30.86	30.86	30.86	30.86	30.86	30.86	30.86	30.86	30.86
Impuesto a la Renta	6.74	7.22	7.67	8.10	8.51	8.90	9.26	9.26	9.26	9.26	9.26	9.26	9.26	9.26	9.26	9.26	9.26	9.26	9.26	9.26
Utilidad Neta	15.72	16.84	17.91	18.91	19.86	20.76	21.60	21.60	21.60	21.60	21.60	21.60	21.60	21.60	21.60	21.60	21.60	21.60	21.60	21.60
Reserva Legal	0.24	0.25	0.27	0.28	0.30	0.31	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32
Utilidad Retenida	4.20	3.91	3.63	3.36	3.10	2.08	2.16	2.16	2.16	2.16	2.16	2.16	2.16	2.16	2.16	2.16	2.16	2.16	2.16	2.16
Dividendos	11.29	12.68	14.01	15.27	16.46	18.37	19.12	19.12	19.12	19.12	19.12	19.12	19.12	19.12	19.12	19.12	19.12	19.12	19.12	19.12
Pérdida	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00

**Flujo de Caja Proyectado - Evaluación Financiera MMUS\$ de 0**

	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21		
<b>Inversión</b>																								
Capital Fijo Propio	6.75	54.03																						
Amortización de la Deuda		11.67	11.00	11.33	11.00	10.68	10.37	10.07	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	-19.58		
ACapital de Trabajo		18.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	-18.00	
Total Inversión	6.75	54.03	29.67	11.33	11.00	10.68	10.37	10.07	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	-37.58	
Utilidad Neta		15.72	16.84	17.91	18.91	19.86	20.76	21.60	21.60	21.60	21.60	21.60	21.60	21.60	21.60	21.60	21.60	21.60	21.60	21.60	21.60	21.60	21.60	21.60
Depreciación		5.77	5.77	5.77	5.77	5.77	5.77	5.77	5.77	5.77	5.77	5.77	5.77	5.77	5.77	5.77	5.77	5.77	5.77	5.77	5.77	5.77	5.77	
Flujo Neto de Fondos	-6.75	-54.03	-8.17	11.29	12.68	14.01	15.27	16.46	17.38	17.38	17.38	17.38	17.38	17.38	17.38	17.38	17.38	17.38	17.38	17.38	17.38	17.38	17.38	
Aportes	6.75	54.03	8.17	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
Dividendos		0.00	0.00	11.29	12.68	14.01	15.27	16.46	18.37	19.12	19.12	19.12	19.12	19.12	19.12	19.12	19.12	19.12	19.12	19.12	19.12	19.12	19.12	
Saldo de Caja Anual		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	9.91	8.26	8.26	8.26	8.26	8.26	8.26	8.26	8.26	8.26	8.26	8.26	8.26	8.26	8.26	

**Balance General Proyectado - Evaluación Financiera**

	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21
<b>ACTIVO</b>																						
Caja Banco	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	9.01	17.26	25.52	33.78	42.04	50.30	58.56	66.81	75.07	83.33	91.59	99.85	108.11	153.95
Inventario de Materia Prima		2.85	2.85	2.85	2.85	2.85	2.85	2.85	2.85	2.85	2.85	2.85	2.85	2.85	2.85	2.85	2.85	2.85	2.85	2.85	2.85	2.85
Inventario de Productos Terminados		5.09	5.09	5.09	5.09	5.09	5.09	5.09	5.09	5.09	5.09	5.09	5.09	5.09	5.09	5.09	5.09	5.09	5.09	5.09	5.09	5.09
Cuentas por cobrar		10.18	10.18	10.18	10.18	10.18	10.18	10.18	10.18	10.18	10.18	10.18	10.18	10.18	10.18	10.18	10.18	10.18	10.18	10.18	10.18	10.18
Activo e Inanibles Netos	6.75	135.07	129.29	123.52	117.74	111.97	106.19	100.42	94.65	88.87	83.10	77.32	71.55	65.78	60.00	54.23	48.45	42.68	36.91	31.13	25.36	0.00
<b>TOTAL ACTIVO</b>	6.75	135.07	147.42	141.64	135.87	130.10	124.32	118.55	121.78	124.26	126.75	129.23	131.72	134.20	136.69	139.17	141.65	144.14	146.62	149.11	151.59	153.95
<b>PASIVO CORTO PLAZO</b>																						
Cuentas por pagar		0.13	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13	0.13	0.00
Amortización de la Deuda		12.38	12.38	12.38	12.38	12.38	12.38	12.38	12.38	12.38	12.38	12.38	12.38	12.38	12.38	12.38	12.38	12.38	12.38	12.38	12.38	12.38
Dividendos		11.29	11.29	12.68	14.01	15.27	16.46	18.37	19.12	19.12	19.12	19.12	19.12	19.12	19.12	19.12	19.12	19.12	19.12	19.12	19.12	19.12
<b>PASIVO LARGO PLAZO</b>																						
Deuda		61.90	49.52	37.14	24.76	12.38	0.00															
<b>PATRIMONIO</b>																						
Capital Social	6.75	60.78	68.95	68.95	68.95	68.95	68.95	68.95	68.95	68.95	68.95	68.95	68.95	68.95	68.95	68.95	68.95	68.95	68.95	68.95	68.95	68.95
Reserva Legal Acumulada		0.24	0.24	0.49	0.76	1.04	1.34	1.65	1.97	2.30	2.62	2.95	3.27	3.59	3.92	4.24	4.57	4.89	5.21	5.54	5.86	6.19
Utilidad Retenida Acumulada		4.20	4.20	8.11	11.74	15.10	18.20	20.28	22.44	24.60	26.76	28.92	31.08	33.24	35.40	37.56	39.72	41.88	44.04	46.20	48.36	69.64
Pérdida Acumulada		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Efecto de Inflación Acumulada		0.71	0.71	1.76	3.14	4.84	6.86	9.17	9.17	9.17	9.17	9.17	9.17	9.17	9.17	9.17	9.17	9.17	9.17	9.17	9.17	9.17
<b>TOTAL PASIVO</b>	6.75	135.07	147.42	141.64	135.87	130.10	124.32	118.55	121.78	124.26	126.75	129.23	131.72	134.20	136.69	139.17	141.65	144.14	146.62	149.11	151.59	153.95

**Tabla 9.13 Evaluación financiera**

A partir de estos valores y con la tasa de descuento de 10% obtenemos los valores presentes neto de Flujo Neto de Fondos (VPN o VP Fnf), de Inversión (VP Inv), de Ingresos (VP Ing) y de Egresos (VP Eg). Se reportan, además, valores ratios de evaluación de inversión como Tasa Interna de Retorno (TIR), Relación de Flujo Neto de Fondos e Inversión (IVP), Relación Beneficio Costo (B/C) y Tiempo de Recupero de Inversión (TR)

### Evaluación Económica

VP Fnf	78,7 MMUS\$
VP Inv	133,2 MMUS\$
VP Ing	879,4 MMUS\$
VP Eg	800,7 MMUS\$

TIR	17,5%
IVP	0,59
B/C	1,10
TR	9,52

### Evaluación Financiera

VP Fnf	88,8 MMUS\$
VP Inv	109,0 MMUS\$
VP Ing	879,4 MMUS\$
VP Eg	790,5 MMUS\$

TIR	21,7%
IVP	0,82
B/C	1,11
TR	8,60

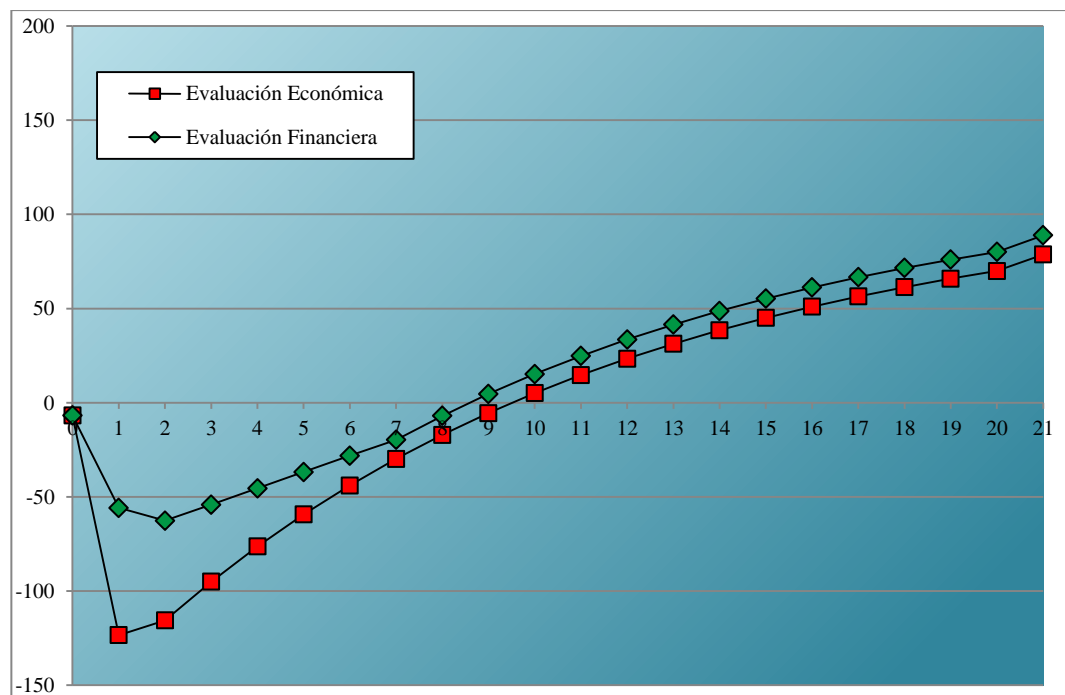


Figura 9.3 Dependencia del valor presente neto para la evaluación económica y evaluación financiera

## 9.5 Análisis de Riesgo

El análisis de riesgo para la evaluación económica y financiera usará la simulación de Montecarlo para saber el riesgo de no presentar un valor presente neto durante menor que cero durante el tiempo de operación de la planta. Este método hace que los valores de interés varían todos a la vez mediante una



distribución de probabilidades para cada valor. Para el método se tiene que determinar la distribución de probabilidad acumulada para cada una de las variables relevantes.

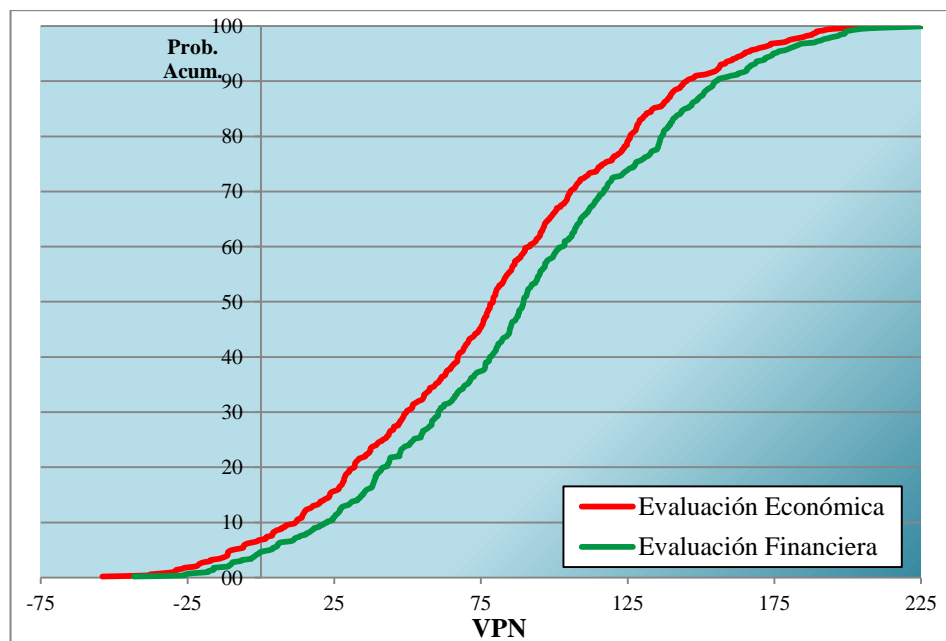
En nuestro caso se usará una distribución de probabilidad triangular, la cual se asemejará a la real y se espera errores mínimos con esta asunción. Con el uso de un número aleatorio que varía de 0 a 1 se genera factores para cada variable, los cuales oscilan entre los valores límites característicos para cada variable.

En la **Tabla 9.14** se presenta las variaciones de las variables de interés para el análisis de riesgo.

Variable	Mínimo	Máximo
ICF	80%	120%
Terreno	95%	105%
Precio NH <sub>3</sub>	90%	110%
Precio NH <sub>4</sub> NO <sub>3</sub>	80%	120%
Costos Variables	95%	105%
Costos Fijos	95%	105%
Interés	95%	105%
Inflación	100%	130%

**Tabla 9.14** Variaciones porcentuales de las variables de interés

En el caso de una distribución de probabilidad triangular los porcentajes tendrán valores en función de la probabilidad acumulada, que será aleatoria, y el valor esperado.



**Figura 9.4** Gráfico de Probabilidad Acumulada del VPN para las dos evaluaciones

Los resultados de la simulación se muestran en la **Tabla 9.15**.

#### SIMULACIÓN DE MONTECARLO

Número de Datos		500	
		Económica	Financiera
VPN	Máximo	218,38	228,37
	Esperado	78,69	88,85
	Mínimo	-54,02	-43,26
TIR	Máximo	31%	44%
	Esperado	18%	22%
	Mínimo	5%	5%
IVP	Máximo	1,75	2,23
	Esperado	0,59	0,82
	Mínimo	-0,38	-0,38
B/C	Máximo	1,27	1,28
	Esperado	0,59	1,11
	Mínimo	0,93	0,94
Riesgo		6,9%	4,7%

**Tabla 9.15** Resultados de Simulación de Montecarlo

Además se puede mostrar los resultados del VPN en intervalos para conocer la distribución, tal como se muestra en la **Tabla 9.16**.

#### Evaluación Económica

Intervalo	Valor Máximo	#Puntos	Acumulado
0	-54,02	0	0
1	-26,78	8	8
2	0,46	26	34
3	27,70	50	84
4	54,94	77	161
5	82,18	106	267
6	109,42	94	361
7	136,66	67	428
8	163,90	45	473
9	191,14	22	495
10	218,38	5	500

#### Evaluación Financiera

Intervalo	Valor Máximo	#Puntos	Acumulado
0	-43,26	0	0
1	-16,10	8	8
2	11,07	26	34
3	38,23	50	84
4	65,39	77	161
5	92,56	106	267
6	119,72	94	361
7	146,88	67	428
8	174,05	45	473
9	201,21	22	495
10	228,37	5	500

**Tabla 9.16** Resultados de la Simulación de Montecarlo por intervalos para el VPN

## 10. ESTUDIO DE IMPACTO AMBIENTAL

### 10.1 Introducción

El motivo de la presentación del estudio de impacto ambiental para el proyecto de la construcción de la planta de nitrato de amonio en este tema de tesis es resumir las condiciones existentes y de gran relevancia de la locación de la futura planta en San Juan de Marcona, así como los potenciales impactos físicos, ambientales y socioculturales que conlleva la operación. Los aspectos de impactos durante la construcción y el periodo de abandono no serán detallados ya que son de poca relevancia para este estudio técnico-económico.

Para determinar las condiciones preexistentes se limita el Área de Estudio Local (AEL) y Área de Estudio Regional (AER). EL AEL se definió para la recolección de datos en el área propuesta del proyecto y sus alrededores, mientras que el AER se definió para recolectar datos de línea de Base en un contexto regional y más amplio.

Las áreas para la evaluación de impactos se definen para enfocarse en áreas de efectos potenciales medibles en base a la descripción del proyecto. Por tal motivo, las áreas serán definidas para los componentes ambientales y serán llamadas Área de Influencia Directa (AID) y Área de Influencia Indirecta (AII).

Los resultados de línea base ambiental e impacto ambiental se basan en el estudio de impacto ambiental de Nitratos del Perú S.A.<sup>[41]</sup>, CF Industries Perú S.A.<sup>[6]</sup> y Orica Nitratos Perú S.A.<sup>[44]</sup>.

### 10.2 Línea Base Ambiental

Definir la Línea Base Ambiental para la construcción de la planta de nitrato de amonio va a significar ofrecer una visión general de las condiciones preexistentes, clasificadas en componentes físicos, biológicos y socioculturales.

#### 10.2.1 Componentes Físicos

##### 10.2.1.1 Calidad del Aire

Los resultados de calidad del aire son comparados con los Estándares de Calidad Ambiental (ECA) nacionales, establecidos por D.S. N° 074-2001-PCM y modificado por D.S. N° 003-2008-MINAM para el Material Particulado (PM), NO<sub>2</sub>, SO<sub>2</sub>, CO y O<sub>3</sub> y expuestos en la **Tabla 10.1**.

Los resultados de material particulado PM<sub>10</sub> (150 µg/m<sup>3</sup>) y PM<sub>2,5</sub> en 24 horas superaron los valores propuestos por los ECA en la época de verano, mas no en invierno. Los límites propuestos por los ECA para los gases de O<sub>3</sub> (120 µg/m<sup>3</sup> para 8 horas), NO<sub>2</sub> (200 µg/m<sup>3</sup> para una hora) y SO<sub>2</sub> (80 µg/m<sup>3</sup> para 24 horas) no

fueron superados por los valores obtenidos en el Área de Estudio Regional, zona a la cual se apuntó la evaluación.

#### ESTÁNDARES NACIONALES DE CALIDAD AMBIENTAL DEL AIRE

Contaminantes	Período	Forma del Estándar		Método de Análisis
		Valor, $\mu\text{g}/\text{m}^3$	Formato	
PM-10	Anual	50	NE 3 veces/año	Separación Inercial / filtración (Gravimetría)
	24 horas	150	NE 3 veces/año	
Dióxido de Nitrógeno	Anual	100	Media aritmética anual	Quimiluminiscencia (método automático)
	1 hora	200	NE más de 24 veces/año	
Dióxido de Azufre	Anual	80	Media aritmética anual	Fluorescencia UV (método automático)
	24 horas	365	NE más de 10 veces al año	
Monóxido de Carbono	8 horas	10 000	Promedio Móvil	Infrarojo no disperso (NDIR) (método automático)
	1 hora	30 000	NE más de 1 vez al año	
Ozono	8 horas	120	NE más de 24 veces/año	Fotometría UV (método automático)

**Tabla 10.1** Tabla de los ECA del Aire D.S. N° 003-2008-MINAM, que corresponde a los límites permisibles de emisiones en  $\mu\text{g}/\text{m}^3$ , NE significa No Exceder. [38]

#### 10.2.1.2 Calidad del Agua y Sedimentos Marinos

Valores reportados por el EIA de CF Industries Perú para el agua de mar proporciona un valor de pH mayor al valor de la categoría 2-C1 del ECA (7,0 a 8,5). La cantidad de sólidos totales suspendidos (TSS) sobrepasa largamente los valores de los ECA. Los resultados de calidad del *Agua Potable* estuvieron por debajo del límite de detección del método excepto para el arsénico. Además, valores reportados sobre la Calidad de *Sedimentos Marinos* basados en la concentración de metales como el arsénico, cadmio, cromo, cobre, plomo, mercurio y zinc están por encima de los valores del CCME.

La temperatura del agua tiene un perfil creciente en dirección oeste y norte a lo largo del litoral peruano. En el caso de la costa de la bahía de San Juan de Marcona, la temperatura oscila entre los 15 °C y en el fondo puede llegar a

temperaturas muy frías de 9°C. El agua de enfriamiento de diseño para la planta de ácido nítrico y nitrato de amonio es 20°C.

Por otro lado, la salinidad del mar varía entre 33 y 37 UPS.

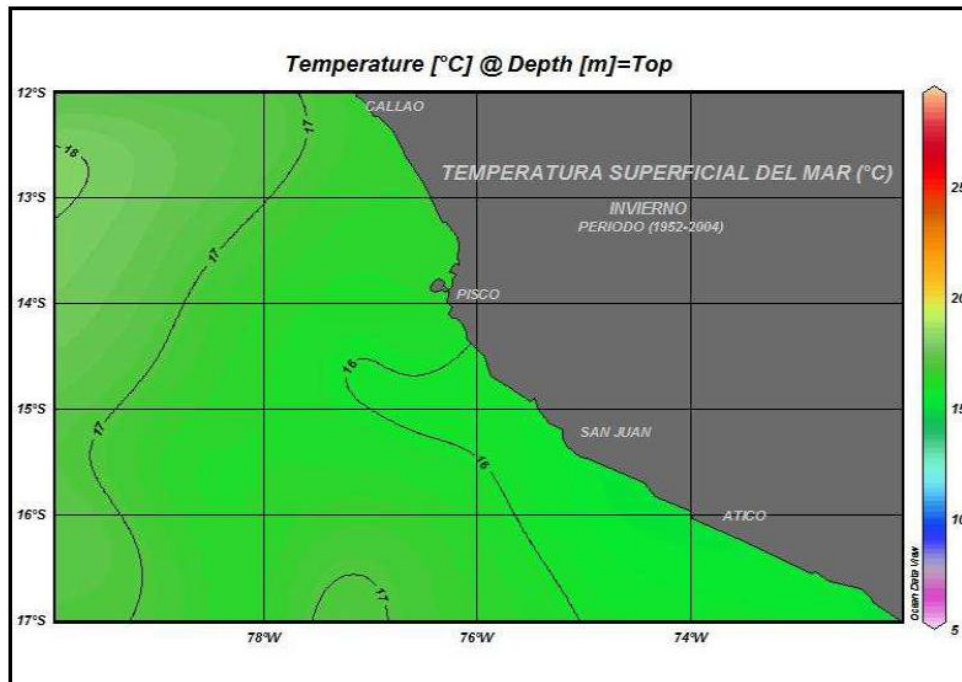


Figura 10.1 Perfil de temperatura del agua de mar en la región Ica [44]

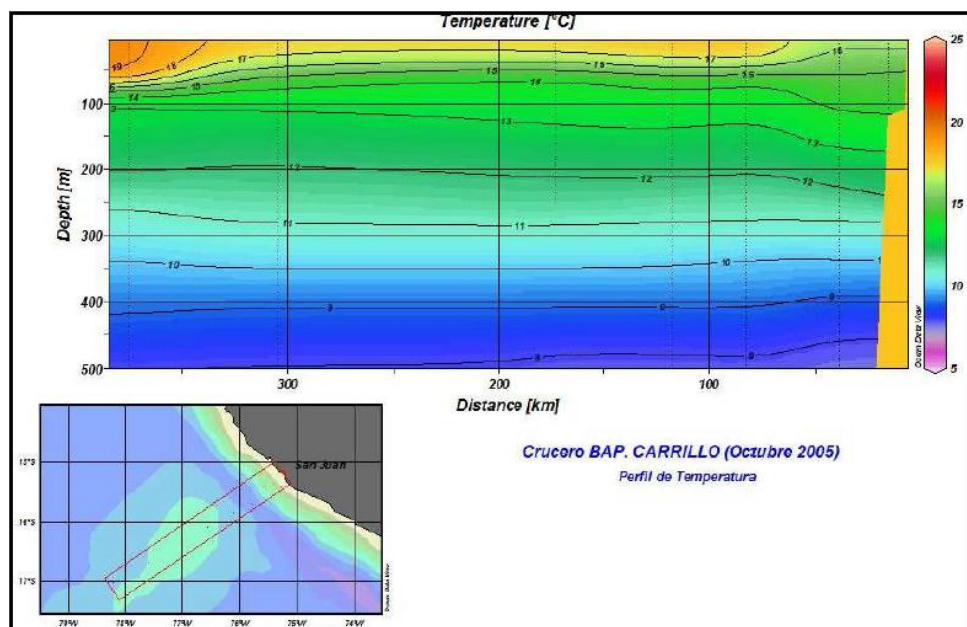


Figura 10.2 Perfil de temperatura del agua de mar función de la profundidad en la Bahía de San Juan de Marcona [44]

### 10.2.1.3 Ruido Ambiental

Las mediciones de ruido ambiental serán comparadas con los Estándares de Calidad Ambiental (ECA) según D.S. N° 085-2003-PCM. Los niveles de ruido, medidos en dB, lograron sobrepasar a los ECA del Ruido Residencial (60 dB en el día y 50 dB en la noche) en la Ciudad de Marcona debido a las actividades cotidianas y tráfico. Fuertes vientos ocasionaron que en algunas zonas se logre una medición de ruido que superen los estándares. En las zonas colindantes al proyecto, como la carretera afirmada dentro del proyecto y los extremos al mismo, los niveles de ruido son menores a los ECA del ruido industrial (80 dB en el día y 70 dB en la noche).

### 10.2.1.4 Suelos y capacidad de Uso de Tierra

Se identificó 7 tipos de suelos en el AEL cuyo desarrollo es muy limitado debido a la aridez extrema, ausencia de vegetación y baja actividad de la fauna. Las concentraciones de arsénico, cobre y vanadio excedieron los valores guía de calidad determinados por el CCME para uso agrícola. Se detectó alta concentración de Vanadio en la mayoría de suelos del AEL.

### 10.2.1.5 Clima y Meteorología

La data para el estudio de Clima y Meteorología se basa en registros meteorológicos oficiales. El clima del AER es subtropical árido y la precipitación anual es baja. Con respecto al AEL, las condiciones climáticas son áridas con escasa precipitación. Las temperaturas más altas y bajas registradas en estaciones meteorológicas en San Juan fueron de 27,7 °C y 13,2 °C.

### 10.2.1.6 Riesgos Naturales e Industriales

Los riesgos naturales evaluados son el clima y eventos meteorológicos, eventos topográficos y geomorfológicos, eventos sísmicos, incluyendo tsunamis y riesgos de transporte. El área del proyecto se encuentra ubicada en la región sísmica activa de la costa del Perú; sin embargo, existe un potencial de riesgo insignificante de la ruptura de una falla superficial y de la agitación de un terremoto de origen cercano sobre los movimientos futuros en las fallas mapeadas dentro del proyecto. Además, se puede esperar un tsunami con una altura máxima de 12,3 m y un levantamiento del fondo marino de 4,5 m.

## 10.2.2 Componentes Biológicos

### 10.2.2.1 Flora

En el Área de Estudio Local se determinan cuatro tipos de vegetación, en la cual el predominante es el Tillandsial, seguido por el Lomas, el Roquedal y la Vegetación Desértica. Sin embargo, la mayor parte del área es desierto sin vegetación. Ninguna especie vulnerable y/o endémica se encuentra en el área de estudio local, ya que el área del proyecto no va a tener presencia vegetal.

#### 10.2.2.2 Fauna

Se registraron en la zona 21 especies de aves, 5 especies de mamíferos y ninguna especie de reptiles o anfibios. En la playa arenosa se encuentra una baja diversidad de especies. En el mar se detectaron 22 especies en la Bahía de San Juan y 20 especies en la Bahía de San Nicolás. Existe presencia de mamíferos marinos como el Delfín Nariz de Botella, el Delfín oscuro, el Lobo Marino Fino, el Lobo Marino Chusco y Ballenas. Existe además abundancia de fitoplancton y zooplancton.

#### 10.2.3 Componentes Socioculturales

San Juan de Marcona, capital del Distrito de Marcona, fue definida como Área de Estudio Local. Esta ciudad es esencialmente minera debido a la gran proximidad de Shougang Hierro Perú S.A.A. a la ciudad (18 km). La empresa emplea actualmente a la cuarta parte de la fuerza laboral de la ciudad, proporciona gran parte de la infraestructura de la ciudad e impulsa de manera directa e indirecta los negocios locales.

Algunos de los servicios e infraestructura suministrados por la Municipalidad de San Juan de Marcona, como la electricidad y el agua, son proporcionados por Shougang. Los recursos que son limitados, como vivienda, electricidad y agua, son prioritarios para las necesidades de la compañía minera y sus trabajadores. Esta situación genera una gran dependencia con tal empresa y el suministro de energía es variable y sólo el 5% de las casas tienen agua durante las 24 horas. Además, el 12% de la población depende de la extracción de recursos marinos.

### 10.3 Impactos Ambientales y Sociales

El EIA de la Empresa Orica Nitratos Perú S.A. elaborado por la empresa ERM muestra resultados en base al análisis detallado de la descripción del proyecto, Legislación Nacional e Internacional y la Línea Base Ambiental y Social. A continuación presentaremos los impactos en los componentes físicos, biológicos y socioculturales afectados durante la fase operación.

#### 10.3.1 Componentes Físicos

Los efectos que están presentes en el medio ambiente durante la etapa de la operación son de calidad del aire, calidad del agua y sedimentos marinos, ruido ambiental y riesgos naturales e industriales

##### 10.3.1.1 Calidad del Aire

Las emisiones de óxidos de nitrógeno son las únicas emisiones consideradas como relevantes que pueden alterar la calidad del aire como parte de la operación de la planta. Por tal motivo, éstas fueron base para el modelo de dispersión en la atmósfera y saber el efecto en la calidad del aire en el área de influencia directa. Las demás no fueron simuladas debido a que el nivel con que éstas se generan en la operación de la planta no afecta la calidad del aire.

Los valores calculados del diseño de proceso del gas de cola sirven para presentar los valores proyectados de emisiones

Flujo másico = 3475,1 TM/d  
 Flujo de masa NO<sub>x</sub> (como NO<sub>2</sub>) = 21,1 kg/h  
 Temperatura = 132,2 °C  
 Peso molecular = 28,12 kg/kgmol  
 Densidad del gas = 0,8452 kg/m<sup>3</sup>  
 Duración de Flujo = Continuo

Además de esta emisión, que es la única que se calcula en la presente tesis, se muestran otras fuentes de emisión de gases, las cuales fueron presentadas en el EIA de Orica Nitratos Perú.

Fuente de Emisión	Altura	Descripción de la Emisión
Chimenea del depurador final NA	24 m	244,000 kg/h flujo de gas total 15.0% v/v agua 300 mg/Nm <sup>3</sup> amoniaco 250 mg/Nm <sup>3</sup> nitrato de amonio Temperatura = 60°C Peso Molecular = 28.2 Velocidad de Salida de la Chimenea = 20 a 25 m/s Descarga continua
Piscina de Evaporación	-	Vapor de agua evaporada Mayor a 10,000 kg/h tasa de evaporación depende de condiciones climáticas
Chimenea del concentrador de solución fertilizante	18 m	13,270 kg/h flujo de gas total 14.5% v/v agua 300 mg/Nm <sup>3</sup> amoniaco 250 mg/Nm <sup>3</sup> nitrato de amonio Temperatura = 62°C Peso Molecular = 27.4 Velocidad de Salida de la Chimenea = 20 m/s aproximadamente Descarga continua
Venteo del almacenamiento y ensacado del NA	Hacia una locación segura	80,000 kg/h flujo de gas total 5.0% v/v agua 250 mg/Nm <sup>3</sup> nitrato de amonio Temperatura = 62°C Peso Molecular = 28.4 Velocidad de Salida de la Chimenea = 20 m/s aproximadamente Descarga continua
Venteo del vapor de partida	Hacia una locación segura	35,000 kg/h vapor de agua a 400 °C Ocurre con el encendido de la planta de ácido nítrico Duración hasta de 2 horas por evento

**Tabla 10.2** Emisiones de la planta de nitrato de amonio y ácido nítrico [44]

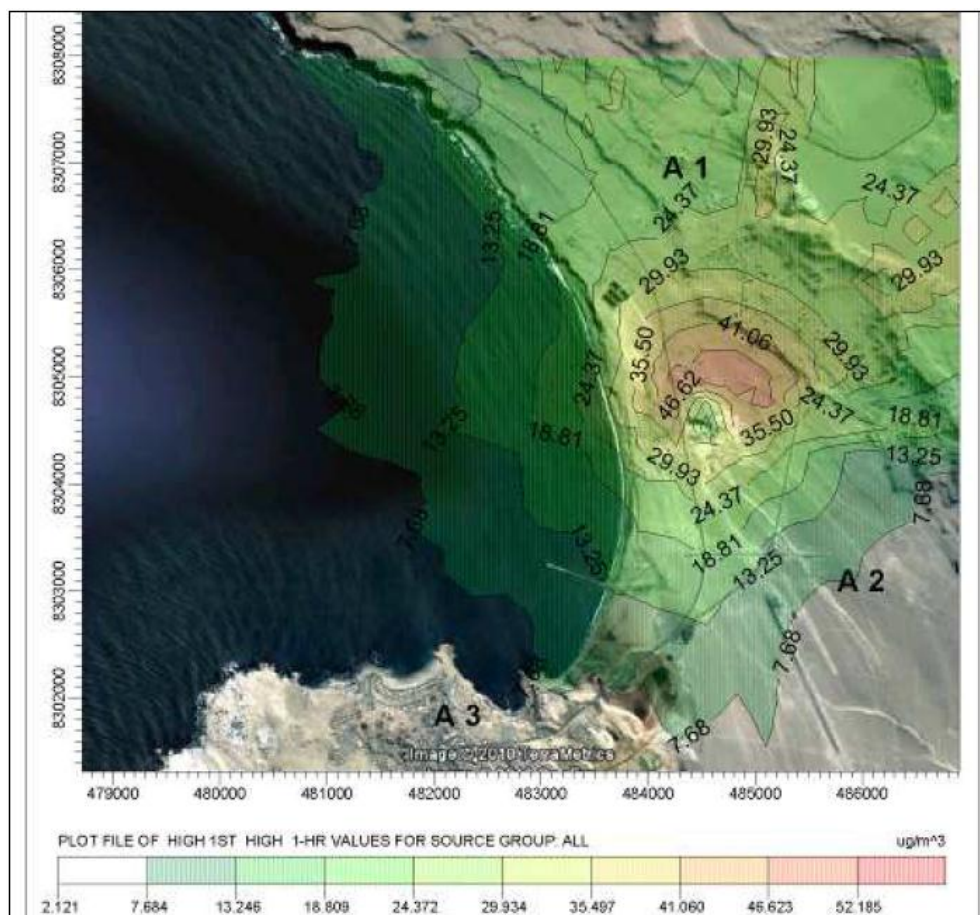


El modelo usado es el Modelo de Dispersión Atmosférica ISC-Aermod View, el que se basa en el concepto de dispersión gaussiana y que fue desarrollado por la Agencia Ambiental de los Estados Unidos de América (USEPA). A partir de data meteorológica desde el 2004 hasta el 2009 como dirección del viento y velocidad se muestran en la Tabla 10.3 los resultados del modelamiento de emisiones de NO<sub>2</sub>.

Máxima concentración	Valor reportado, $\mu\text{g}/\text{m}^3$	Valor ECA, $\mu\text{g}/\text{m}^3$
para 1 h	58,18	200
Para 24 h	14,70	-
Anual	4,01	100

**Tabla 10.3** Valore reportados por el modelo para las emisiones de NO<sub>2</sub> [44]

Por lo tanto, se estima que lo valores futuros de Puntos de Máximo Impacto (PMI) que se obtendrán de las plantas de ácido nítrico y nitrato de amonio serán mucho menores que los límites máximos que permite los ECA para los dos gases. Por tal motivo, las emisiones no presentan riesgo de incumplimiento legal y el impacto potencial será muy leve.



**Figura 10.3** Mapa con curvas de concentración máxima para NO<sub>2</sub> (1h) [44]

## 10.3.1.2 Calidad del Agua y Sedimentos Marinos

La calidad del agua tendrá un impacto debido al incremento de la temperatura del agua de enfriamiento. Según D.S. N° 002-2008-MINAM que establece los ECA para el agua. La conservación del medio ambiente marino tiene una limitación para las variaciones de temperatura de 3°C.

Parámetros	Unidades	Lagunas y Lagos	Ríos		Ecosistemas Marino Costero	
			Costa y Sierra	Selva	Estuarios	Marinos
<b>FISICOS Y QUIMICOS</b>						
Aceites y grasas	mg/L	Ausencia de película visible	Ausencia de película visible	Ausencia de película visible	1	1
Demanda Bioquímica de Oxígeno (DBO5)	mg/L	<5	<10	<10	15	10
Nitrógeno Amoniacal	mg/L	<0,02	0,02	0,05	0,05	0,08
Temperatura	Celsius					delta 3°C
Oxígeno Disuelto	mg/L	≥5	≥5	≥5	≥4	≥4
pH	Unidad	6,5-8,5	6,5-8,5		6,5-8,5	6,5-8,5
Sólidos Disueltos Totales	mg/L	500	500	500	500	
Sólidos Suspendidos Totales	mg/L	≤25	≤25 - 100	≤25 - 400	≤25 - 100	30,00
<b>INORGÁNICOS</b>						
Arsénico	mg/L	0,01	0,05	0,05	0,05	0,05
Bario	mg/L	0,7	0,7	1	1	-----
Cadmio	mg/L	0,004	0,004	0,004	0,005	0,005
Cianuro Libre	mg/L	0,022	0,022	0,022	0,022	----
Clorofila A	mg/L	10	----	----	----	----
Cobre	mg/L	0,02	0,02	0,02	0,05	0,05
Cromo VI	mg/L	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05
Fenoles	mg/L	0,001	0,001	0,001	0,001	
Fosfatos Total	mg/L	0,4	0,5	0,5	0,5	0,031-0,093
Hidrocarburos de Petróleo Aromáticos		Ausente			Ausente	Ausente
Mercurio	mg/L	0,0001	0,0001	0,0001	0,001	0,0001
Nitratos (N-NO <sub>3</sub> )	mg/L	5	10	10	10	0,07-0,28
<b>INORGÁNICOS</b>						
Nitrógeno Total	mg/L	1,6	1,6		----	----
Níquel	mg/L	0,025	0,025	0,025	0,002	0,0082
Plomo	mg/L	0,001	0,001	0,001	0,0081	0,0081
Silicatos	mg/L	----	----	----	----	0,14-0,7
Sulfuro de Hidrogeno (H <sub>2</sub> S) indisocible)	mg/L	0,002	0,002	0,002	0,002	0,06
Zinc	mg/L	0,03	0,03	0,3	0,03	0,081
<b>MICROBIOLOGICOS</b>						
Coliformes Termotolerantes	NMP/100 mL	1000	2000		1000	≤30
Coliformes Totales	NMP/100 mL	2000	3000		2000	

**Tabla 10.3** ECA Nacional para el agua - D.S. N° 002-2008-MINAM

Para mitigar el impacto de remoción y descarga de agua de mar para enfriamiento, la tubería de descarga se ubicará 6 metros por debajo del nivel del mar y tendrá una extensión aproximada de 200 metros. Dicha tubería presentará unos difusores que permitirá respetar los límites permisibles. Por tal motivo, los efectos que genera tal descarga serán insignificantes.

Además, la calidad de los sedimentos marinos estará prácticamente inalterada debido a la construcción de puertos por actividades de voladura y perforación, que serán de trascendencia pero de corta duración y localizadas; por lo tanto, su impacto será mínimo. En caso de derrames y fugas, existirá un plan de respuesta a emergencias, teniendo en cuenta además la implantación de procedimientos para evitar el potencial derrame de sustancias.

#### 10.3.1.3 Ruido Ambiental

Las fuentes principales de la emisión de ruidos considerados son la maquinaria del tren de compresión de la planta de ácido nítrico, ventiladores para el aire circulante, equipamientos y válvulas de alta presión y la descarga de venteos de vapor al inicio de operación de la planta de ácido nítrico.

Para el modelamiento de ruido resultante del proyecto de Orica se toma en cuenta también los resultados del EIA de CF Industries y de la Línea de Base Ambiental y se obtienen los resultados de la **Tabla 10.4**.

<i>Nivel de ruido diurno (dBA)</i>					
Punto de control	Nivel de Ruido Medido en la Línea Base	Nivel de ruido estimado de Línea Base de CFI mas Proyecto de CFI*	Nivel de ruido estimado por modelos de propagación del proyecto de ORICA	Nivel de ruido proyectado con los proyectos de CFI y ORICA*	Observación
<b>R1</b>	53.1	54.0	45.0	54.5	Cumple
<b>R2</b>	57.0	54.0	50.5	55.6	Cumple
<b>R3</b>	58.5	57.0	44.0	57.2	Cumple
<b>R4</b>	57.5	55.0	39.0	55.1	Cumple
<b>R5</b>	68.0*	68.0	33.7	68.0	Cumple

**Tabla 10.4** Resultados de modelamiento de nivel de ruido proyectado [44]

Los resultados reportados en el EIA de CF Industries S.A. aseveran que el ruido emitido por la planta es aprox. 25 dB. Este ruido más la línea base significan un nivel de ruido presentado en la segunda columna de la **Tabla 10.4**. Sin embargo, el nivel de ruido que percibirá el receptor será prácticamente igual al del nivel de ruido determinado en la Línea Base Ambiental (aprox. 55 dB) y el aporte de ruido proveniente de la planta es enmascarado. Por lo tanto, el impacto será insignificante para la etapa de construcción y operación.

#### 10.3.1.4 Riesgos Naturales e Industriales

Los riesgos como eventos sísmicos, tsunamis y eventos geomorfológicos y meteorológicos. Una ola de tsunami no afectará las instalaciones de la empresa, ya que las instalaciones se encontrarán en tablazos de 30 msnm. Además, los eventos meteorológicos extremos no se consideran aspectos de riesgo, mencionando que la

planta está en capacidad de soportar una velocidad máxima de viento. La planta presentará un sistema de drenaje en caso de precipitaciones fuertes como en el fenómeno del Niño.

### **10.3.2 Componentes Biológicos**

#### 10.3.2.1 Flora

En el Área cercana al proyecto se encuentra las Tillandsias, las cuales se encuentran a 9 km. al norte del proyecto. Por tal motivo, no habrá razón para la potencial pérdida de especies endémicas ni reducción en la diversidad de las especies.

#### 10.3.2.2 Fauna

Los aspectos que ocasionará la construcción de la planta incluyen los efectos a las poblaciones de especies raras y amenazadas, hábitats de fauna, fragmentación del hábitat, cambios en las fuentes de alimentos y en la salud de la fauna.

Se ha pronosticado, según información recabada en el EIA de CF Industries, que la construcción de la planta provocará ruido subacuático, lo cual podría tener un efecto de desplazamiento en las especies de peces marinos y otras especies que las aves capturan.

Además, durante la etapa de construcción se alterará el hábitat submareal a través de la remoción de fondo suave y duro durante la instalación de ductos para la captación y descarga de agua. La mortalidad de las especies marinas por voladura durante la construcción será baja, gracias a esfuerzos de mitigación de impactos. El Área Natural Protegida (ANP) de San Fernando, ubicada a 23 km al norte del proyecto, no será alterada por las emisiones de la planta.

### **10.3.3 Componentes Socioculturales**

En primer lugar, se espera que el proyecto brinde beneficios macroeconómicos significativos para el Perú. La suma de impactos sobre el PBI será moderada, debido a los efectos directos e indirectos de empleo, compras y servicios.

Se estima además que la cantidad de inmigrantes será moderada en comparación a la población del pueblo de San Juan de Marcona. Este escenario conllevará a un impacto social moderado en la población durante la construcción. Caso importante es el aumento de demanda de alojamiento, electricidad, agua, servicios de salud, educación y seguridad. Tal efecto será alto y de extensión geográfica.

## 11. Conclusiones

- La industria minera en los últimos cinco años ha sabido capitalizar las grandes utilidades que ha generado la subida de los precios de los minerales. Este hecho brinda un escenario para que la industria de suministros para la minería sea sustentable.
- La industria petroquímica está en un estado embrionario, ya que los proyectos de inversión han sido impulsados recientemente con los proyectos de transporte gas de los pozos de Camisea; sin embargo, actualmente hay muchas empresas y/o consorcios que están muy interesados en hacer proyectos de distribución de gas natural y en proyectos de construcción de plantas petroquímicas. Este escenario ha sido promovido por el estado peruano, ya que el gobierno central y las regiones se beneficiarán por el pago de impuesto a la renta y regalías. Además de promover inversiones en el sector manufacturero de la petroquímica, el estado promueve las inversiones de actividades de exploración y producción de hidrocarburos en las cuencas de Marañón y Ucayali.
- El nitrato de amonio en el mundo es usado extensamente, junto a la urea, en la industria agrícola por su alto contenido de nitrógeno; sin embargo, en el Perú su uso es destinado mayormente a la industria minera, ya que en nuestro territorio las concesiones mineras son muchas y todas requieren la remoción de gran cantidad de tierra para la minería, de tajo abierto en su mayoría en el Perú. Las empresas que fabrican explosivos como Exsa, Famesa y Dyno Nobel – Samexa basan gran parte de su producción en la importación del nitrato de amonio grado ANFO.
- La producción de gas natural en los lotes de la cuenca de Ucayali establecen un suministro de materia prima sostenible que permite plantear futuros escenarios para la petroquímica del gas natural. La considerable demanda local de nitrato de amonio grado ANFO demuestra que el desarrollo de la petroquímica del metano es vital para el sector minero.
- El diseño de la planta de nitrato de amonio ANFO se divide en dos plantas, las cuales se diseñan independientemente; sin embargo, al obtener los consumos se determina que la cantidad de vapor generado en la planta de nitrato de amonio se utiliza en la planta de ácido nítrico. La interacción de las dos plantas solo se basa en los servicios de agua de enfriamiento y vapor.

- La manufactura de nitrato de amonio es una industria muy antigua, la cual ha sabido perdurar por las constantes mejoras en materiales, equipos y tecnología de proceso, todas estas respaldadas por un continuo aumento de demanda mundial.
- La planta diseñada en la presente tesis para la producción de nitrato de amonio grado ANFO requiere de una inversión de 128,31 millones de dólares, de los cuales el 84,7% representa a la planta de ácido nítrico, debido a los tanques de amoniaco con refrigeración, tren de compresión-expansión y columna de absorción química.
- A partir del estudio de factibilidad preliminar se observa que una planta de ácido nítrico es muy rentable con los precios mencionados; por el contrario, la planta de nitrato de amonio no representa un valor agregado cuando se mezcla ácido nítrico y amoniaco; sin embargo, su producción es necesaria debido a que en el Perú no existe un mercado para el ácido nítrico debido a que éste, en concentración azeotrópica, es materia prima para la industria de derivados aromáticos, la cual no está desarrollada en el Perú.
- La planta de nitrato de amonio con un factor de servicio de 0,905 produce 330 miles de TM anuales, y con los precios sugeridos se espera un tiempo de recupero de 9,5 años para la evaluación económica y 8,6 años para la evaluación financiera. Esta capacidad está basada en el estudio de mercado y cubre el abastecimiento para el mercado interno de nitrato de amonio grado ANFO y se espera que pueda ingresar a mercados extranjeros y así competir con empresas existentes de la región.
- El análisis de riesgo, que toma en cuenta variaciones en la inversión, costo de materia prima y precio del producto, nos da un riesgo de 6,9% para la evaluación económica y 4,7% para la evaluación financiera. Estos resultados indican que el proyecto tiene alta probabilidad de ser rentable.

## 12. Bibliografía

1. Aduanet; 2011; *Importaciones y Exportaciones*. Disponible en [www.aduanet.gob.pe](http://www.aduanet.gob.pe)
2. Anderson, John; Enero 2009; Determining Manufacturing Costs en *Chemical Engineering Processing*
3. Axens IFP Group Technologies; 2005; *Petrochemical Processes*; Gulf Publishing Company
4. Banco Central de Reserva; 2011; *Cifras Macroeconómicas*; disponible en: [www.bcrp.gob.pe](http://www.bcrp.gob.pe)
5. Braskem; 2010; Proyecto Etileno Polietilenos Braskem en *II Foro Petroquímico en el Perú*
6. CF Industries Inc. & Golder Associates Perú S.A.; 2010; *Estudio de Impacto Ambiental Para la Construcción y Operación de un Complejo Petroquímico en San Juan de Marcona, Perú*
7. CF Industries Inc.; 2010; Complejo Petroquímico CF Industries San Juan de Marcona en *II Foro Petroquímico en el Perú*
8. Chemical Engineering; Junio 2011; *Economic Indicators*
9. Cofala, Janusz & Syri, Sanna; 1990; *Nitrogen Oxides Emissions, Abatement Technologies and related costs for Europe in the RAINS model database IR-98-88*; IIASA
10. Comisión de Reglamentos Técnicos y Comerciales - Indecopi; 2006; *NTP 311.278:2006 Explosivos y Accesorios de Voladura. Nitrato de Amonio Grado ANFO. Requisitos*
11. Congas Perú S.A.C.; 2009; *Estudio de Impacto Ambiental Red Troncal del Gasoducto y la Red Secundaria de las Zonas Urbanas Residenciales, Comerciales e Industriales en el Departamento de Ica – Perú*
12. Coulson, J. M. & Richardson, J. F.; 2005; Volume 6: *Chemical Engineering Design*; Elsevier Butterworth-Heinemann
13. Couper, James R., Penney, W. Roy, Fair, James R. y Walas, Stanley M.; 2010; *Chemical Process Equipment*; Elsevier Inc.
14. Crawford, Jared; 2000; *Process Design of an Anhydrous Ammonia Production Facility for Dyno Nobel*
15. Departamento de Transporte de Canadá(TC), Departamento de Transporte de los E.E.U.U. (DOT), Secretaría de Comunicaciones (SCT) y Transportes de México y el Centro de Información Química para Emergencias (CIQUIME); 2008; *Guía de Respuesta en Caso de Emergencia*
16. European Fertilizer Manufacturers Association; 2000; *Best available Techniques for Pollution Control in the European Fertilizer Industry, Production of Ammonium Nitrate and Calcium Ammonium Nitrate*
17. European Fertilizer Manufacturers Association; 2000; *Best Available Techniques for Pollution Control in the European Fertilizer Industry, Production of Nitric Acid*
18. European Fertilizer Manufacturers Association; 2004; *Guidance for Sea Transport of Ammonium Nitrate Based Fertilizers*
19. Exsa; 2010; *Memoria Annual 2010*
20. Gas Processor Suppliers Association (GPSA); 2004; Volúmenes I & II en *Engineering Data Book*
21. Horner, B. T.; 1991; *Knitted Gauze for Ammonia Oxidation*; Platinum Metals Rev.

22. Huang, Wen-yuan y Departamento de Agricultura de los E.E.U.U; 2007; *Impact of Rising Natural Gas Prices on U.S. Ammonia Supply*
23. International Safety Guide for Inland Navigation Tank-barges and Terminals; 2007; *Types of Gas Carriers*
24. Johanson, Sofia; 2006; *Evaluation of Alkali-impregnated Honeycomb catalyst for NO<sub>x</sub> Reduction in the SCR-process*; Vaxjo Universitet
25. Kenig, Eugeny y Seferlis, Panos; 2009; *Modeling Reactive Absorption*; American Institute of Chemical Engineers
26. Kern, Donald Q.; 1965; *Process Heat Transfer*; Mc Graw Hill Book Company, Inc.
27. Kirk – Othmer; 1998; Volumen 2 en *Encyclopedia of Chemical Technology*, John Wiley
28. Kirk – Othmer; 1998; Volumen 10 en *Encyclopedia of Chemical Technology*, John Wiley
29. Kirk – Othmer; 1998; Volumen 17 en *Encyclopedia of Chemical Technology*, John Wiley
30. Klimont, Zbigniew & Winiwarter, Wilfried; 2008; *100 Years of Ammonia Synthesis, How a Single Patent Change the World*; IIASA
31. Kuntur Transportadora de Gas S.A.C. y Walsh Perú S.A.; 2009; *Estudio de Impacto Ambiental y Social (EIA) del Sistema de Transporte Andino del Sur (STAS)*
32. Lakovic, Mijana y Zivkovic, Pedrag; 2003; *Exergy Analyzing Method in Process Integration of the Nitric Acid Production Plant*; Facta Universitatis
33. Leruth, Gerard Novell; 2008; PhD Thesis: *Catalytic Ammonia Oxidation on Noble Metal Surfaces: A Theoretical Study*
34. Lienhard IV, John H., Lienhard IV, John H.; 2008; *A Heat Transfer Textbook*; Phlogiston Press
35. Ministerio de Energía y Minas; 2009; *Reporte Anual 2009*
36. Ministerio de Energía y Minas; 2010; *Reporte Anual 2010*
37. Ministerio de la Producción; 2010; *La Industria Petroquímica en el Perú: Visión de Produce en II Foro Petroquímico en el Perú*
38. Ministerio del Ambiente; 2008; *D.S. N° 003-2008-MINAM Estándares de Calidad Ambiental para Aire*
39. Mosaic; 2009; *Crop Nutrients and Crop Nutrients Markets*
40. Mukherjee, Rajiv; 1998; *Effectively Design Shell-and-Tube Heat Exchangers*; American Institute of Chemical Engineers
41. Nitratos del Perú S.A. y Walsh Perú S.A.; 2009; *Estudio de Impacto Ambiental y Social “Proyectos Nitratos del Perú”*
42. Nitratos del Perú, 2011; *Desarrollo Petroquímico Pisco, Ica – Perú en la Hora del Gas Junio 2011*
43. Nourai, F., Rashtchian, D. y Shayegan, J.; 2002; *Sensitivity Analysis of the Environmental Impact of Chemical Processes Through Integrated Computer-Aided Modeling*; Scientia Iranica
44. Orica Nitratos Perú S.A. y ERM Perú S.A.; 2010; *Estudio de Impacto Ambiental Proyecto Planta de Nitrato de Amonio*
45. Orica Nitratos Perú S.A.; 2010; *Proyecto Planta de Nitrato de Amonio en II Foro Petroquímico en el Perú*
46. Perry, Robert H. & Green, Don W.; 1999; *Perry’s Chemical Engineers’ Handbook*; The Mc Graw Hill Companies Inc.
47. Perúpetro; 2010; *Potencial Hidrocarburífero en el Perú en II Foro Petroquímico en el Perú*
48. Potash Corp; 2011; *Q2 Market Analysis Report*
49. ProSimPlus; 2006; *ProSimPlus HNO<sub>3</sub> Application Example*



50. ProSimPlus; 2006; *ProSimPlus HNO<sub>3</sub> Nitric Acid Plant Simulator User's Guide*
51. Rainer Maurer, Schwelm; 2006; US Patent 7118723 B2, *Method for Producing Nitric Acid*
52. Rase, Howard F.; 1980; Volumen 2: *Case Studies and Design Data en Chemical Reactor Design For Process Plants*; Wiley InterScience
53. Ray, Martin S., Jonhston, David W.; 1949; *Chemical Engineering Design Project: A Case Study Approach*, Gordon and Breach Science Publishers
54. Rigby, Karina y Klatt, Andreas; 2000; *SCR: The most cost-effective technology for NO<sub>x</sub> reduction in large combustion plants*; Siemens AG
55. Rój, Edward; 2000; *Simulation of the Sieve Plate Absorption Column for Nitric Oxide Absorption Process using Neural Networks*; Instytut Nawozow Sztucznych (INS)
56. Smith, J.M, Van Ness, H.C. & Abbott, M.M.; 2007; *Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química*; Mc Graw Hill Companies Inc.
57. SK Energy; 2010; The Viability of Petrochemical Project in Peru en *II Foro Petroquímico en el Perú*
58. SRI Consulting; 2011; Consumo Mundial de Explosivos. Resúmenes disponibles en [www.sriconsulting.com](http://www.sriconsulting.com)
59. Távara, José I. y Vásquez, Arturo; 2007; *La Industria del Petróleo en el Perú: Contexto Regional, Condiciones de Competencia y Asimetría en las Variaciones de los Precios de los Combustibles*
60. Treybal, Robert E.; 1980; Operaciones de Transferencia de Masa; Mc Graw Hill Companies Inc.
61. Tubular Exchanger Manufacturers Association; 1999; *Standards of the Tubular Exchanger Manufacturers Association*; TEMA Inc.
62. Turton, Richard – Bailie, Richard C.; 2003; *Analysis, Synthesis and Design of Chemical Processes*; Pearson Education Inc.
63. Uhde; 2007; *Nitric Acid*
64. Ullman; 2005; *Encyclopedia of Industrial Chemistry*, Wiley InterScience
65. United Nations Industrial Development Organization (UNIDO); 1998; *Fertilizer Manual*
66. Van't Land, C. M.; 2005; *Industrial Crystallization of Metals*; Marcel Dekker
67. Wiegand, Karl Wilhelm, Scheibler, Erich y Thiemann, Michael; 1990; Computation of Plate Columns for NO<sub>x</sub> Absorption by a New Stage-to-Stage Method; *Chemical Engineering Technology*
68. Winter-Madsen, Sandra, Olsson, Henrik, Haldor Topsoe A/S; 2007; Steam Reforming Solutions; *Hydrocarbon Processing*

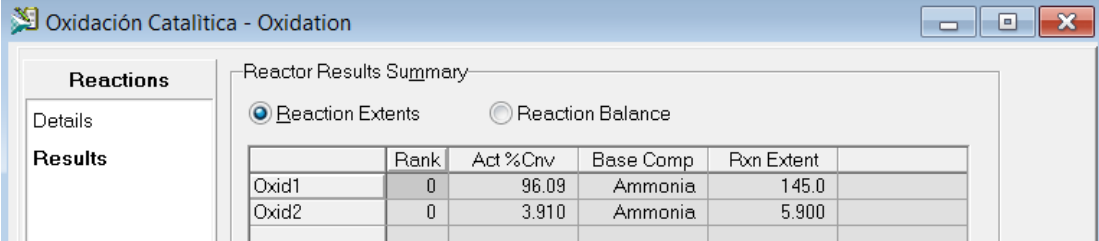
## 13. Apéndice

### 13.1 Simulación de Planta de Ácido Nítrico

La simulación del proceso se realiza para calcular los balances de materia y energía. Estos cálculos implican que se relacionen muchos equipos para obtener una integración energética eficiente. La energía calorífica que presentan los gases de salida del reactor sirve para calentar el gas de cola y generar vapor saturado y vapor sobrecalentado. ASPEN HYSYS 2006 es un programa de simulación de procesos que define para cada unidad de proceso los grados de libertad y calcula por métodos iterativos las variables que faltan especificar, sin importar si es una corriente de entrada o salida del equipo.

Para representar las oxidaciones y dimerizaciones se insertan reactores adiabáticos delante del intercambiador E-107, E-108, E-109, E-110, E-112 y E-113. Un aporte de esta presente tesis es simular el ciclo de generación de vapor que necesita el tren de enfriamiento para disminuir la temperatura. Debido a las reacciones presentes no se hace un análisis para encontrar el pinch y optimizar la red de intercambio de calor. Todos los reactores son de conversión.

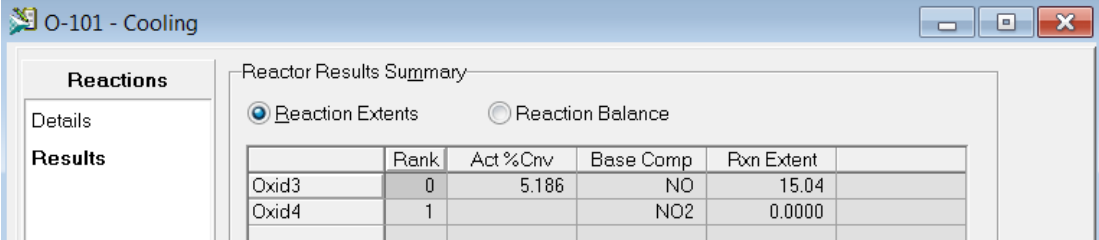
En el reactor R-101 de la reacción de oxidación catalítica los resultados son:



	Rank	Act %Cnv	Base Comp	Pxn Extent
Oxid1	0	96.09	Ammonia	145.0
Oxid2	0	3.910	Ammonia	5.900

**Figura 13.1** Extensiones de las reacciones en el reactor de conversión R-101

En los reactores O-101 al O-104 y O-106 ocurre oxidación del NO y dimerización del NO<sub>2</sub>.



	Rank	Act %Cnv	Base Comp	Pxn Extent
Oxid3	0	5.186	NO	15.04
Oxid4	1		NO2	0.0000

**Figura 13.2** Extensiones de las reacciones en el reactor de conversión O-101

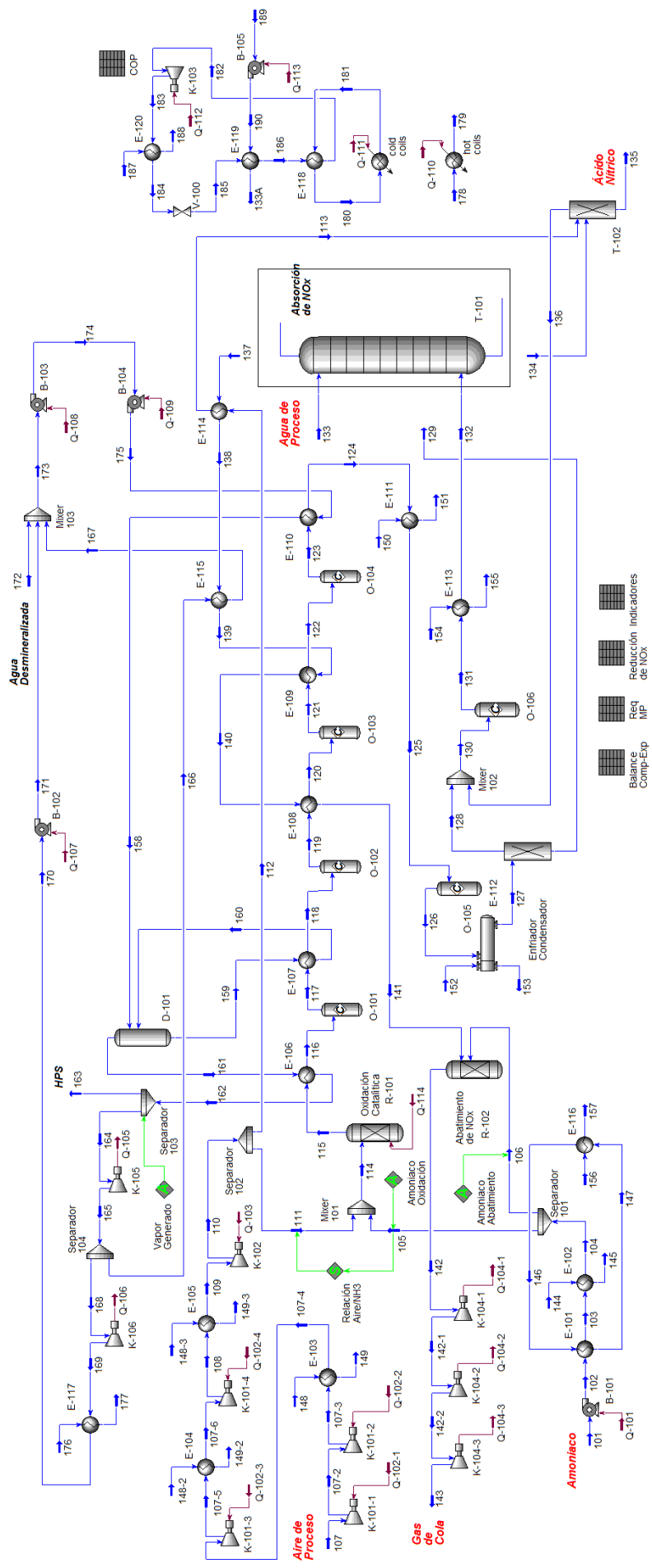
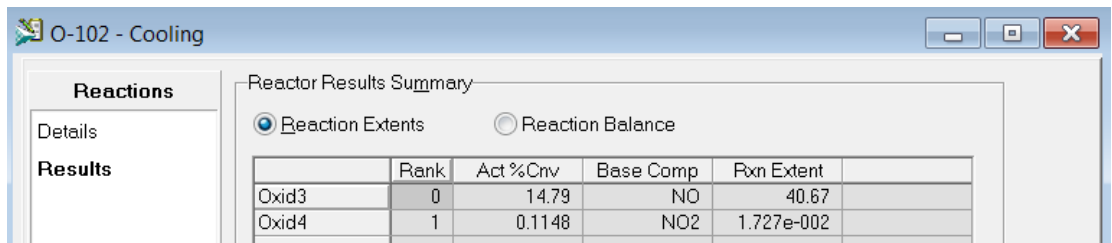


Figura 13.3 Diagrama de Simulación de Procesos

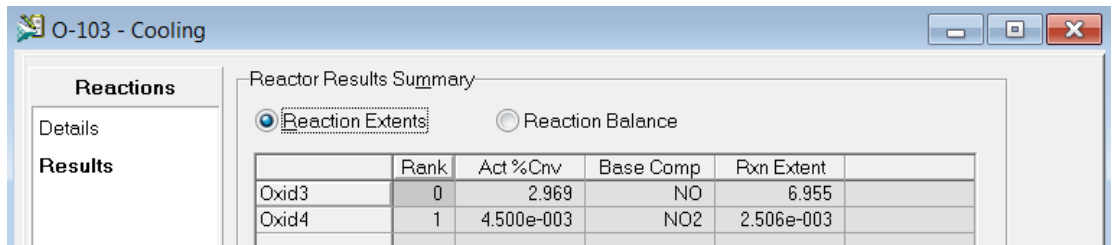


Reactor Results Summary

Reaction Extents  Reaction Balance

	Rank	Act %Cnv	Base Comp	Pxn Extent
Oxid3	0	14.79	NO	40.67
Oxid4	1	0.1148	NO2	1.727e-002

Figura 13.4 Extensiones de las reacciones en el reactor de conversión O-102

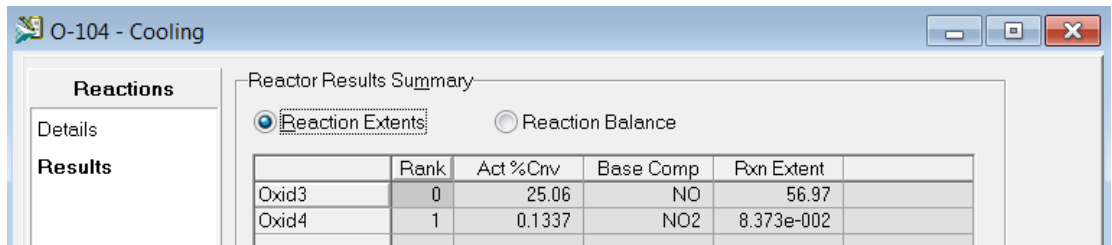


Reactor Results Summary

Reaction Extents  Reaction Balance

	Rank	Act %Cnv	Base Comp	Pxn Extent
Oxid3	0	2.969	NO	6.955
Oxid4	1	4.500e-003	NO2	2.506e-003

Figura 13.5 Extensiones de las reacciones en el reactor de conversión O-103

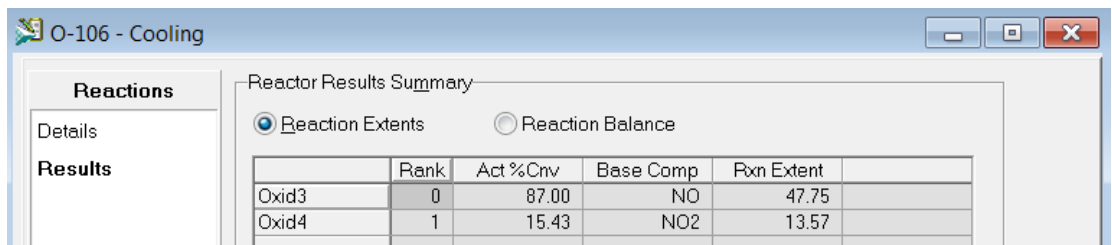


Reactor Results Summary

Reaction Extents  Reaction Balance

	Rank	Act %Cnv	Base Comp	Pxn Extent
Oxid3	0	25.06	NO	56.97
Oxid4	1	0.1337	NO2	8.373e-002

Figura 13.6 Extensiones de las reacciones en el reactor de conversión O-104



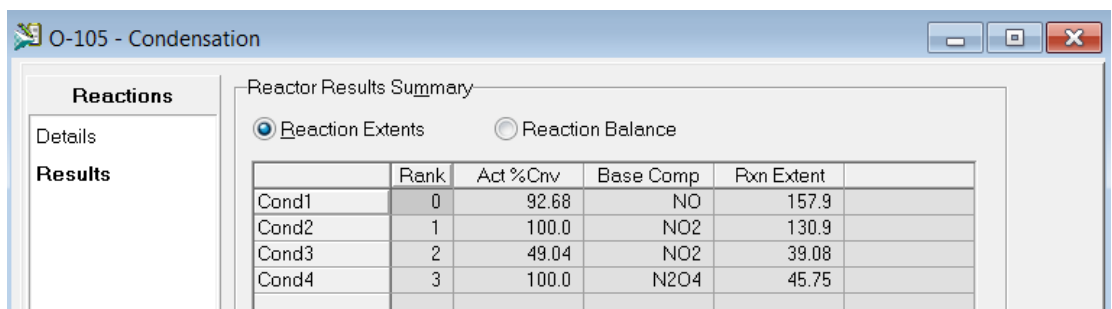
Reactor Results Summary

Reaction Extents  Reaction Balance

	Rank	Act %Cnv	Base Comp	Pxn Extent
Oxid3	0	87.00	NO	47.75
Oxid4	1	15.43	NO2	13.57

Figura 13.7 Extensiones de las reacciones en el reactor de conversión O-106

El reactor O-105 presenta reacciones de oxidación, dimerización e hidrólisis de los óxidos de nitrógeno.



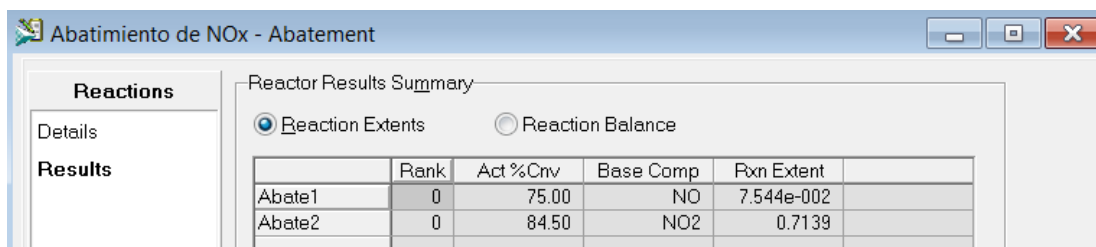
Reactor Results Summary

Reaction Extents  Reaction Balance

	Rank	Act %Cnv	Base Comp	Pxn Extent
Cond1	0	92.68	NO	157.9
Cond2	1	100.0	NO2	130.9
Cond3	2	49.04	NO2	39.08
Cond4	3	100.0	N2O4	45.75

Figura 13.8 Extensiones de las reacciones en el reactor de conversión O-105

En R-102 ocurren las reacciones de Abatimiento de NOx




	Rank	Act %Cnv	Base Comp	Fxn Extent
Abate1	0	75.00	NO	7.544e-002
Abate2	0	84.50	NO2	0.7139

**Figura 13.9** Extensiones de las reacciones en el reactor de conversión R-102

Las caídas de presión para los intercambiadores fueron calculados con HTRI Xist y a partir de una geometría calculaba los coeficientes de transferencia de calor. La caída de presión en el tren de enfriamiento es importante para calcular la presión de operación de la columna. Las caídas de presión afectaban la cantidad de energía recuperada en la turbina de gas de cola y la cantidad de vapor que se genera en el WHB (E-106) y el STH (E-107).

Los elementos en rombos A son funciones que ajustan parámetros de proceso mediante un método iterativo para conseguir un parámetro objetivo en otro o mismo objeto.

- El rombo **Amoniaco Oxidación** fija la cantidad de amoniacó en la entrada al reactor en función a la cantidad de ácido nítrico 100% que se formaba, se fija una relación de 0,283. El valor 0,2845 toma en cuenta el amoniacó usado para el abatimiento de NOx.
- El rombo **Amoniaco Abatimiento** fija la cantidad de amoniacó en la entrada al reactor en función a la cantidad de amoniacó en exceso, que se fija en 1%. 
- El rombo **Relación Aire/NH3** fija la relación de masa entre las dos corrientes para que haya siempre la misma fracción de amoniacó en la entrada al reactor. La composición molar del amoniacó es 0,1069.
- El rombo **Vapor Generado** fija la cantidad de vapor que será exportado para que la cantidad de energía que entregue la turbina de vapor y la turbina de gas de cola genera un exceso de 4% en comparación a lo que necesitan los compresores. En la hoja de cálculo Balance Comp-Exp se muestra que la energía recuperada en la Turbina de Gas de Cola es 71,04% de la energía que necesitan los compresores.

Los cálculos que interrelacionan las variables de proceso se realizan en las hojas de cálculo que la plataforma que ASPEN HSYSYS 2006 brinda.

Balance Comp-Exp

Current Cell: C11 Variable: Angles in: Exportable

	A	B	C	D
1			Turbinas de Vapor	Energía Producida
2			7.149e+006 kJ/h	1.830e+007 kJ/h
3			1.115e+007 kJ/h	
4	Compresores	Turbina Tail Gas	Energía Requerida	%Energía Exceso
5	5.553e+007 kJ/h	3.945e+007 kJ/h	1.608e+007 kJ/h	
6		71.04	28.96	4.000
7				

**Figura 13.10** Hoja de cálculo de ASPEN HYSYS para el Balance de Energía Compresión-Expansión

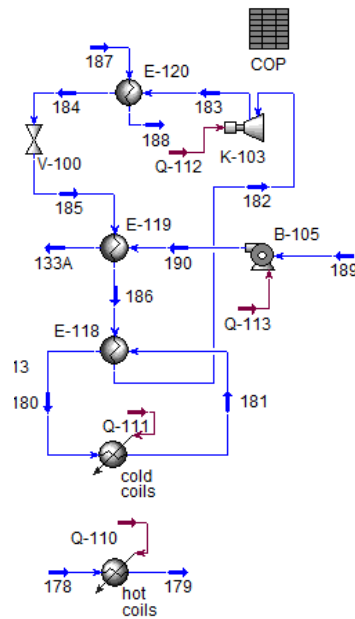
Req MP

Current Cell: A1 Variable: Angles in: Exportable

	A	B	C	D
1	NH3 Alim	Ácido Nítrico 100%	NH3 Reactor	
2	248.0 tonne/d	36319.4332 kg/h	246.7 tonne/d	
3				
4		0.2845	0.2830	
5	NH3 Abate	NH3 Excess		
6	3.189 kgmole/h	0.0319 kgmole/h		
7		1.000		
8		%		

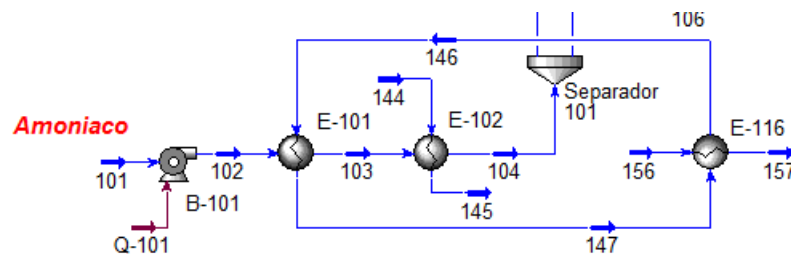
**Figura 13.11** Hoja de cálculo de ASPEN HYSYS para el cálculo de requerimiento de amoníaco

A la derecha de la columna de absorción de NO<sub>x</sub> se encuentra la simulación del chiller para el enfriamiento del agua helada a 5°C que ingresa a los serpentines que enfrían a los platos superiores con menor temperatura y salen a 14°C, se nombran como cold coils. El agua que ingresa a los serpentines para los platos inferiores es agua a 20°C y sale a 30°C, al igual que todas las corrientes de agua de enfriamiento. A estos serpentines se les nombró hot coils.



**Figura 13.12** Simulación de intercambio de calor de los serpentines de enfriamiento de la columna y enfriamiento de la corriente de agua de proceso helada

En la vaporización del amoníaco hay un ciclo de agua de calentamiento, el amoníaco a presión presenta  $-32,7\text{ }^{\circ}\text{C}$  y necesita ser vaporizado con agua caliente en E-101. El agua entra a  $80^{\circ}\text{C}$  y sale a  $35^{\circ}\text{C}$ , y vuelve a la anterior temperatura con un intercambio de calor en E-116 con vapor a alta presión.



**Figura 13.13** Simulación de calentamiento de agua de vaporización de amoníaco

El sistema compresión expansión es de vital importancia porque de eso depende la presión de operación y la eficiencia de recuperación de energía en las turbinas. Este se muestra en la figura 13.14. En este sistema se observa los siguientes equipos:

Equipos	Nombre	Tipo
Compresores	K-101 (4 etapas) K-102 (1 etapa)	Axial Centrífugo
Turbina de Vapor	K-105, K-106 (2 etapas)	Centrífugo
Turbinas de Gas de Cola	K-104 (3 etapas)	Axial

**Tabla 13.1** Equipos del sistema compresión-expansión de la simulación

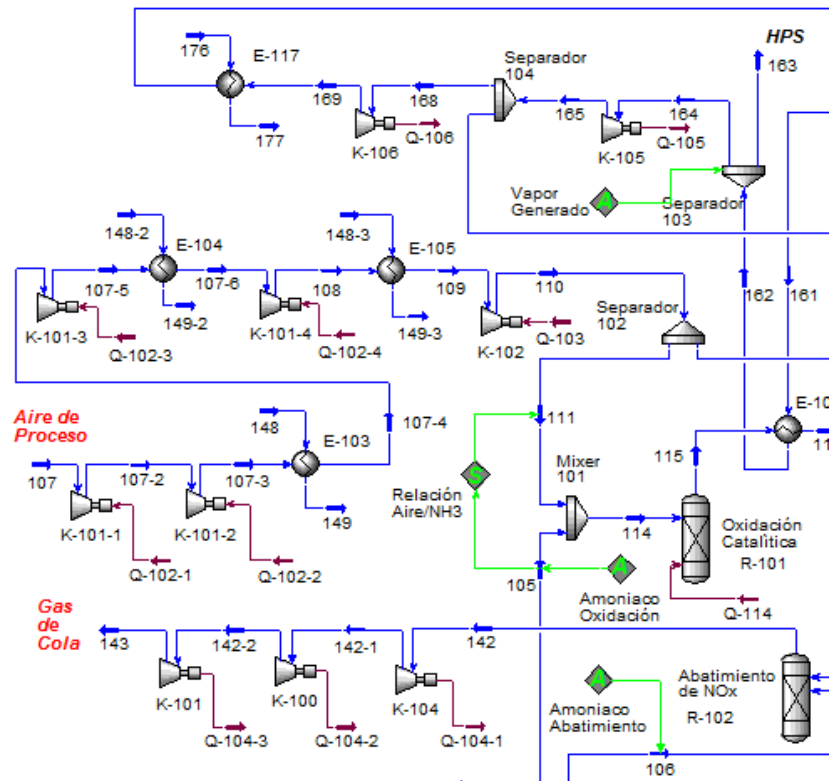


Figura 13.14 Simulación del sistema compresión-expansión

Además, se presenta el tren de enfriamiento en la Figura 13.15.

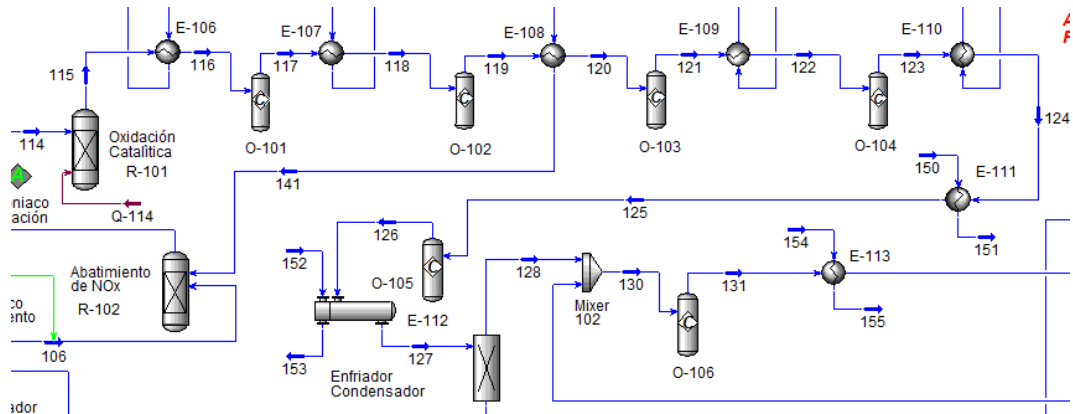


Figura 13.15 Simulación del tren de enfriamiento

En la **Tabla 13.1** de corrientes de proceso que se obtuvo de la simulación con condiciones de operación y algunas propiedades de interés.



**Tabla de Corrientes**

Corriente	101	102	103	104	105	106	107	108	109	110	111	112
Frac. Vapor	0,00	0,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Temperatura, °C	-33,00	-32,77	28,73	177,00	177,00	177,00	177,00	126,98	80,00	189,07	189,07	189,07
Presión, kPa	103,39	1120,00	1114,89	1111,13	1111,13	1111,13	101,33	496,68	486,10	1100,00	1100,00	1100,00
Flujo Molar, kgmol/h	606,74	606,74	606,74	606,74	603,55	3,19	6305,03	6305,03	6305,03	6305,03	5039,61	1265,42
Flujo Másico, TM/d	247,99	247,99	247,99	247,99	246,68	1,30	4365,65	4365,65	4365,65	4365,65	3489,46	876,19
Flujo Volumétrico, m3/min	0,26	0,26	20,59	33,14	32,97	0,17	2526,20	704,12	634,38	367,99	294,14	73,86
Flujo Energía, GJ/h	-43,231	-43,211	-28,060	-24,462	-24,334	-0,129	-0,973	18,815	9,998	30,486	24,367	6,119
Cp/Cv	1,692	1,690	1,424	1,296	1,296	1,296	1,401	1,392	1,399	1,387	1,387	1,387
Z	0,001	0,014	0,904	0,973	0,973	0,973	0,999	1,000	0,999	1,002	1,002	1,002
Composición												
NH <sub>3</sub>	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,7900	0,7900	0,7900	0,7900	0,7900	0,7900
O <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,2100	0,2100	0,2100	0,2100	0,2100	0,2100
NO	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NO <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HNO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Peso Molecular, kg/kgmol	17,03	17,03	17,03	17,03	17,03	17,03	28,85	28,85	28,85	28,85	28,85	28,85

Corriente	113	114	115	116	117	118	119	120	121	122	123	124
Frac. Vapor	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
Temperatura, °C	80,00	186,85	901,00	820,00	828,62	405,00	430,08	315,00	319,37	250,00	286,09	159,60
Presión, kPa	1095,54	1100,00	1100,00	1092,10	1092,10	1074,00	1074,00	1068,33	1068,33	1059,90	1059,90	1050,50
Flujo Molar, kgmol/h	1265,42	5643,16	5794,05	5794,05	5779,01	5779,01	5738,32	5738,32	5731,37	5731,37	5674,31	5674,31
Flujo Másico, TM/d	876,19	3736,14	3736,12	3736,12	3736,12	3736,12	3736,12	3736,12	3736,12	3736,12	3736,12	3736,12
Flujo Volumétrico, m3/min	56,46	327,32	859,03	805,61	809,85	506,54	521,65	438,05	440,79	391,68	414,83	322,16
Flujo Energía, GJ/h	1,964	0,034	-0,310	-16,715	-16,715	-99,296	-99,296	-120,778	-120,777	-133,516	-133,517	-156,477
Cp/Cv	1,407	1,371	1,311	1,316	1,314	1,350	1,344	1,358	1,357	1,367	1,358	1,381
Z	0,999	1,001	1,002	1,002	1,002	1,002	1,002	1,001	1,001	0,999	1,000	0,995
Composición												
NH <sub>3</sub>	0,0000	0,1070	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N <sub>2</sub>	0,7900	0,7055	0,6892	0,6892	0,6910	0,6910	0,6959	0,6959	0,6967	0,6967	0,7037	0,7037
O <sub>2</sub>	0,2100	0,1875	0,0545	0,0545	0,0520	0,0520	0,0453	0,0453	0,0441	0,0441	0,0346	0,0346
NO	0,0000	0,0000	0,1001	0,1001	0,0951	0,0951	0,0817	0,0817	0,0793	0,0793	0,0600	0,0600
NO <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0052	0,0052	0,0194	0,0194	0,0219	0,0219	0,0421	0,0421
N <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HNO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0000	0,0000	0,1563	0,1563	0,1567	0,1567	0,1578	0,1578	0,1580	0,1580	0,1595	0,1595
Peso Molecular, kg/kgmol	28,85	27,59	26,87	26,87	26,94	26,94	27,13	27,13	27,16	27,16	27,43	27,43

**Tabla 13.2** Tabla de Corrientes para la simulación de la planta de ácido nítrico

Corriente	125	126	127	128	129	130	131	132	133	134	135	136
Frac. Vapor	1,00	1,00	0,82	1,00	0,00	1,00	1,00	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Temperatura, °C	115,00	253,62	42,34	49,88	49,88	52,05	88,08	65,00	15,00	65,00	69,38	60,00
Presión, kPa	1044,48	1044,48	1035,21	1035,21	1035,21	1035,21	1035,21	1032,02	1100,00	1000,00	1095,54	1095,54
Flujo Molar, kgmol/h	5674,31	5369,38	5369,38	4379,24	990,14	5644,66	5583,34	5583,34	726,87	1920,38	1920,38	1265,42
Flujo Másico, TM/d	3736,12	3736,12	3736,12	3124,81	611,31	4001,00	4000,99	4000,99	314,27	1452,76	1452,76	876,19
Flujo Volumétrico, m3/min	289,49	374,66	185,20	188,37	0,38	244,61	269,37	252,49	0,21	0,86	0,86	53,19
Flujo Energía, GJ/h	-164,460	-164,460	-241,362	19,351	-260,713	20,559	20,559	16,558	-207,519	-475,040	-474,284	1,209
Cp/Cv	1,392	1,337	1,237	1,397	1,271	1,399	1,387	1,393	1,151	1,347	1,343	1,411
Z	0,991	0,998	<empty>	0,995	<empty>	0,995	0,998	0,996	0,008	<empty>	<empty>	0,998
Composición												
NH <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N <sub>2</sub>	0,7037	0,7437	0,7437	0,9118	0,0000	0,8845	0,8942	0,8942	0,0000	0,0000	0,0000	0,7900
O <sub>2</sub>	0,0346	0,0071	0,0071	0,0087	0,0000	0,0538	0,0459	0,0459	0,0000	0,0000	0,0000	0,2100
NO	0,0600	0,0204	0,0204	0,0251	0,0000	0,0194	0,0026	0,0026	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NO <sub>2</sub>	0,0421	0,0328	0,0328	0,0402	0,0000	0,0312	0,0437	0,0437	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	0,0000	0,0116	0,0116	0,0142	0,0000	0,0110	0,0136	0,0136	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HNO <sub>3</sub>	0,0000	0,0316	0,0316	0,0000	0,1713	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,3001	0,3001	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,1595	0,1528	0,1528	0,0000	0,8287	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000	0,6999	0,6999	0,0000
Peso Molecular, kg/kgmol	27,43	28,99	28,99	29,73	25,72	29,53	29,86	29,86	18,02	31,52	31,52	28,85

Corriente	137	138	139	140	141	142	143	144	145	146	147	148
Frac. Vapor	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Temperatura, °C	15,00	42,19	160,00	241,81	377,54	384,17	132,18	400,00	223,97	80,00	35,00	20,00
Presión, kPa	1000,00	993,55	985,28	978,60	964,07	964,07	101,30	2500,00	2499,01	300,00	300,00	200,00
Flujo Molar, kgmol/h	5143,59	5143,59	5143,59	5143,59	5143,59	5148,64	5148,64	87,91	87,91	4617,07	4617,07	33050,85
Flujo Másico, TM/d	3473,81	3473,81	3473,81	3473,81	3473,81	3475,11	3475,11	38,01	38,01	1996,25	1996,25	14289,95
Flujo Volumétrico, m3/min	204,26	225,59	314,00	376,20	482,64	488,04	2855,17	3,15	0,03	1,44	1,39	9,81
Flujo Energía, GJ/h	-1,796	2,359	20,468	33,207	54,690	54,562	15,108	-20,089	-23,686	-1296,346	-1311,496	-9424,389
Cp/Cv	1,421	1,414	1,392	1,382	1,368	1,368	1,389	1,339	1,103	1,185	1,165	1,155
Z	0,995	0,997	1,002	1,003	1,003	1,003	1,000	0,962	0,013	0,002	0,002	0,001
Composición												
NH <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N <sub>2</sub>	0,9707	0,9707	0,9707	0,9707	0,9707	0,9703	0,9703	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
O <sub>2</sub>	0,0287	0,0287	0,0287	0,0287	0,0287	0,0286	0,0286	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NO	0,0001	0,0001	0,0001	0,0001	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NO <sub>2</sub>	0,0005	0,0005	0,0005	0,0005	0,0005	0,0001	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	0,0001	0,0001	0,0001	0,0001	0,0001	0,0001	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HNO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0009	0,0009	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000
Peso Molecular, kg/kgmol	28,14	28,14	28,14	28,14	28,14	28,12	28,12	18,02	18,02	18,02	18,02	18,02

Tabla 13.2 Tabla de Corrientes para la simulación de la planta de ácido nítrico (cont.)

Corriente	149	150	151	152	153	154	155	156	157	158	159	160
Frac. Vapor	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	0,00	1,00
Temperatura, °C	30,00	20,00	30,00	20,00	30,00	20,00	30,00	160,08	159,47	214,90	224,00	224,00
Presión, kPa	200,00	200,00	198,70	200,00	191,99	200,00	199,35	620,00	610,47	2500,00	2500,00	2500,00
Flujo Molar, kgmol/h	33050,85	10960,11	10960,11	105594,62	105594,62	5493,16	5493,16	398,41	398,41	2372,83	2428,58	2428,58
Flujo Másico, TM/d	14289,95	4738,74	4738,74	45655,14	45655,14	2375,04	2375,04	172,26	172,26	1025,92	1050,02	1050,02
Flujo Volumétrico, m3/min	9,89	3,25	3,28	31,36	31,59	1,63	1,64	37,18	0,13	0,85	0,88	59,94
Flujo Energía, GJ/h	-9400,314	-3125,255	-3117,272	-30110,109	-30033,206	-1566,364	-1562,363	-94,326	-109,476	-641,188	-654,312	-571,730
Cp/Cv	1,162	1,155	1,162	1,155	1,162	1,155	1,162	1,357	1,206	1,227	1,103	1,456
Z	0,001	0,001	0,001	0,001	0,001	0,001	0,001	0,964	0,003	0,013	0,013	0,896
Composición												
NH <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
O <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NO	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NO <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HNO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub> O	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000
Peso Molecular, kg/kgmol	18,02	18,02	18,02	18,02	18,02	18,02	18,02	18,02	18,02	18,02	18,02	18,02
Corriente	161	162	163	164	165	166	167	168	169	170	171	172
Frac. Vapor	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	0,00	1,00	1,00	0,00	0,00	0,00
Temperatura, °C	224,00	400,00	400,00	400,00	299,75	299,75	170,00	299,75	105,39	80,00	80,03	20,00
Presión, kPa	2500,00	2492,71	2492,71	2492,71	1000,00	1000,00	998,96	1000,00	90,00	83,92	300,00	200,00
Flujo Molar, kgmol/h	2372,83	2372,83	227,98	2144,85	2144,85	430,05	430,05	1714,80	1714,80	1714,80	1714,80	227,98
Flujo Másico, TM/d	1025,92	1025,92	98,57	927,35	927,35	185,94	185,94	741,41	741,41	741,41	741,41	98,57
Flujo Volumétrico, m3/min	58,56	85,41	8,21	77,21	165,90	33,26	0,15	132,63	992,10	0,53	0,53	0,07
Flujo Energía, GJ/h	-558,606	-542,200	-52,095	-490,105	-497,254	-99,700	-117,810	-397,554	-408,706	-481,475	-481,465	-65,009
Cp/Cv	1,456	1,339	1,339	1,339	1,331	1,331	1,209	1,331	1,330	1,185	1,185	1,155
Z	0,896	0,962	0,962	0,962	0,974	0,974	0,006	0,974	0,993	0,001	0,002	0,001
Composición												
NH <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
O <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NO	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NO <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HNO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub> O	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000
Peso Molecular, kg/kgmol	18,02	18,02	18,02	18,02	18,02	18,02	18,02	18,02	18,02	18,02	18,02	18,02

Tabla 13.2 Tabla de Corrientes para la simulación de la planta de ácido nítrico (cont.)

Corriente	173	174	175	176	177	178	179	180	181	182	183	184
Frac. Vapor	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1,00	1,00	0,00
Temperatura, °C	91,15	91,24	91,46	20,00	30,00	20,00	30,00	5,00	14,00	-5,25	116,87	32,58
Presión, kPa	200,00	867,75	2501,25	200,00	193,86	200,00	200,00	300,00	300,00	350,00	1250,00	1249,37
Flujo Molar, kgmol/h	2372,83	2372,83	99913,80	99913,80	99913,80	2120,89	2120,89	4458,64	4458,64	167,30	167,30	167,30
Flujo Másico, TM/d	1025,92	1025,92	43198,97	43198,97	43198,97	916,99	916,99	1927,75	1927,75	68,38	68,38	68,38
Flujo Volumétrico, m3/min	0,75	0,75	29,67	29,67	29,89	0,63	0,63	1,31	1,32	17,04	6,88	0,08
Flujo Energía, GJ/h	-664,285	-664,245	-664,148	-28417,465	-28417,465	-604,768	-603,223	-1276,250	-1273,318	-7,866	-7,162	-11,063
Cp/Cv	1,188	1,188	1,186	1,155	1,162	1,155	1,162	1,142	1,150	1,354	1,339	1,108
Z	0,001	0,005	0,016	0,001	0,001	0,001	0,001	0,002	0,002	0,960	0,951	0,014
Composición												
NH <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000	1,0000	1,0000
N <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
O <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NO	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NO <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HNO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub> O	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000
Peso Molecular, kg/kgmol	18,02	18,02	18,02	18,02	18,02	18,02	18,02	18,02	18,02	17,03	17,03	17,03

Corriente	185	186	187	188	189	190
Frac. Vapor	0,14	0,21	0,00	0,00	0,00	0,00
Temperatura, °C	-5,17	-5,17	20,00	30,00	19,90	20,00
Presión, kPa	351,04	351,04	200,00	199,20	20,00	1100,00
Flujo Molar, kgmol/h	167,30	167,30	5355,27	5355,27	726,87	726,87
Flujo Másico, TM/d	68,38	68,38	2315,42	2315,42	314,27	314,27
Flujo Volumétrico, m3/min	2,40	3,60	1,59	1,60	0,22	0,22
Flujo Energía, GJ/h	-11,063	-10,798	-1527,047	-1523,146	-207,273	-207,255
Cp/Cv	1,019	1,031	1,155	1,162	1,155	1,155
Z	<empty>	<empty>	0,001	0,001	0,000	0,008
Composición						
NH <sub>3</sub>	1,0000	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
O <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NO	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
NO <sub>2</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
N <sub>2</sub> O <sub>4</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HNO <sub>3</sub>	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H <sub>2</sub> O	0,0000	0,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000
Peso Molecular, kg/kgmol	17,03	17,03	18,02	18,02	18,02	18,02

**Tabla 13.2** Tabla de Corrientes para la simulación de la planta de ácido nítrico (cont.)

## 13.2 Simulación de Planta de Nitrato de Amonio

La simulación de procesos es necesaria para estimar las propiedades físicas de las sustancias electrolíticas de la planta. Además, es de gran utilidad para realizar el balance de energía que se requiere para calcular la cantidad de vapor se genera y la cantidad de agua de enfriamiento que se necesita para contrarrestar la energía liberada por la reacción de neutralización, la cual es muy exotérmica.

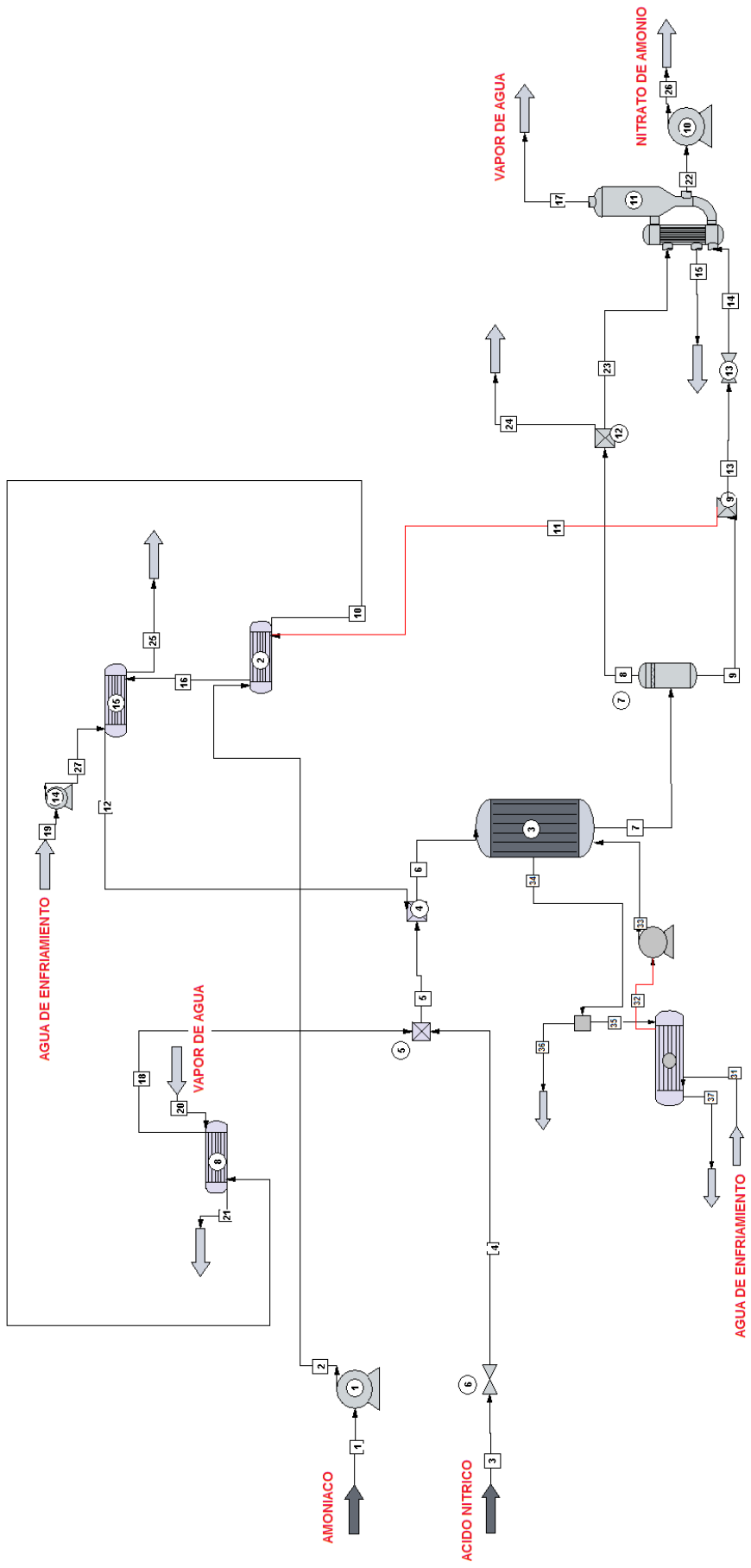
El programa utilizado es el CHEMCAD 6.2, el cual presenta estimaciones de propiedades del nitrato de amonio en soluciones concentradas y toma en cuenta la disociación electrolítica en soluciones acuosas, como es el caso del ácido nítrico, amoniaco y nitrato de amonio.

En la simulación se presenta la vaporización del amoniaco para la neutralización con un intercambio de calor con el reciclo de nitrato amonio, el cual es representado por la línea roja. El sobrecalentamiento de amoniaco se realiza con vapor a alta presión.

El reciclo de nitrato de amonio luego de ser enfriado con el amoniaco se enfría nuevamente para entrar al reactor de neutralización. Parte del vapor generado en la neutralización es útil para la concentración del nitrato de amonio en el intercambiador de película descendente al vacío.

A la izquierda del reactor de neutralización se presenta el suministro de agua a presión para generar vapor a baja presión con el calor que se remueve del neutralizador, parte de ese vapor se usa para precalentar el agua que ingresa a los serpentines de enfriamiento y el excedente se exporta

Cabe destacar que la simulación en CHEMCAD 6.2 termina en el aumento de presión de la corriente de nitrato de amonio a la salida del evaporador de película descendente.



**Figura 13.16** Diagrama de simulación de la planta de nitrato de amonio

**Tabla de Corrientes**

Corriente	201	202	203	204	205	206	207	208	209	210	211	212
Frac. Vapor	0,00	0,00	0,00	0,00	0,31	0,00	0,12	1,00	0,00	1,00	0,00	0,00
Temperatura, °C	-33,50	-33,41	60,00	60,00	161,53	155,22	180,00	153,66	153,66	-13,68	153,66	62,62
Presión, kPa	101,33	250,00	800,00	250,00	250,00	250,00	450,00	250,00	250,00	250,00	250,00	250,00
Flujo Molar, kgmol/h	518,76	518,76	1728,94	1728,94	2247,70	10816,34	10297,58	736,28	9561,30	518,76	8568,27	8568,63
Flujo Másico, TM/d	212,04	212,04	1307,92	1307,92	1519,96	11887,96	11887,95	318,34	11569,61	212,04	10368,00	10368,00
Flujo Volumétrico, m3/min	0,22	0,22	0,69	0,69	168,02	3,31	168,96	171,65	2,75	72,39	2,47	2,34
Flujo Energía, GJ/h	-36,51	-36,51	-440,96	-440,96	-464,22	-3514,69	-3519,26	-174,93	-3372,15	-24,62	-3021,92	-3050,46
Composición												
NH <sub>3</sub>	1,00	1,00	0,00	0,00	0,23	0,05	0,00	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00
HNO <sub>3</sub>	0,00	0,00	0,30	0,30	0,23	0,05	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H <sub>2</sub> O	0,00	0,00	0,70	0,70	0,54	0,49	0,51	1,00	0,48	0,00	0,48	0,48
NH <sub>4</sub> NO <sub>3</sub>	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,41	0,48	0,00	0,52	0,00	0,52	0,52
Peso Molecular, kg/kgmol	17,03	17,03	31,52	31,52	28,18	45,79	48,10	18,02	50,42	17,03	50,42	50,42

Corriente	213	214	215	216	217	218	219	220	221	222	223	224
Frac. Vapor	0,00	0,05	0,00	0,00	1,00	1,00	0,00	1,00	0,00	0,00	1,00	1,00
Temperatura, °C	153,66	96,42	126,60	116,02	129,00	60,00	20,00	160,00	160,00	129,00	153,66	153,66
Presión, kPa	250,00	40,00	250,00	250,00	40,00	250,00	250,00	617,09	617,09	40,00	250,00	250,00
Flujo Molar, kgmol/h	993,03	993,03	351,21	8568,63	380,64	518,76	21981,68	35,97	35,97	612,39	351,21	385,07
Flujo Másico, TM/d	1201,61	1201,61	151,85	10368,00	164,63	212,04	9504,00	15,55	15,55	1036,98	151,85	166,49
Flujo Volumétrico, m3/min	0,29	64,88	0,11	2,41	528,80	94,42	6,61	3,38	0,01	0,16	81,88	89,77
Flujo Energía, GJ/h	-350,23	-350,23	-97,69	-3033,89	-90,65	-23,27	-6291,45	-8,55	-9,91	-245,33	-83,44	-91,49
Composición												
NH <sub>3</sub>	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
HNO <sub>3</sub>	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H <sub>2</sub> O	0,48	0,48	1,00	0,48	1,00	0,00	1,00	1,00	1,00	0,15	1,00	1,00
NH <sub>4</sub> NO <sub>3</sub>	0,52	0,52	0,00	0,52	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,85	0,00	0,00
Peso Molecular, kg/kgmol	50,42	50,42	18,02	50,42	18,02	17,03	18,01	18,01	18,01	70,56	18,02	18,02

Corriente	225	226	227	228	229	230	231	232	233	234	235	236	237
Frac. Vapor	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1,00	1,00	1,00	0,01
Temperatura, °C	30,00	129,00	85,00	78,00	68,00	0,00	20,00	90,00	90,11	155,54	155,54	155,54	155,53
Presión, kPa	250,00	101,32	101,33	101,33	101,33	101,33	1013,25	1013,25	5500,00	5500,00	5500,00	5500,00	5500,00
Flujo Molar, kgmol/h	21981,68	612,43	606,59	603,48	594,34	589,57	757,37	757,37	757,37	757,37	107,11	650,26	107,11
Flujo Másico, TM/d	9504,00	1037,06	1027,17	1021,90	1006,42	998,35	327,46	327,46	327,46	327,46	46,31	281,15	46,31
Flujo Volumétrico, m3/min	6,63	0,16	0,41	0,41	0,41	0,40	0,23	0,24	0,24	77,91	11,02	66,89	0,13
Flujo Energía, GJ/h	-6274,88	-245,35	-	-	-	-	1,14	5,15	5,15	37,54	5,31	32,23	1,30
Composición													
NH <sub>3</sub>	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
HNO <sub>3</sub>	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
H <sub>2</sub> O	1,00	0,15	0,12	0,10	0,04	0,01	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
NH <sub>4</sub> NO <sub>3</sub>	0,00	0,85	0,88	0,90	0,96	0,99	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Peso Molecular, kg/kgmol	18,01	70,56	70,56	70,56	70,56	70,56	18,01	18,01	18,01	18,01	18,01	18,01	18,01

**Tabla 13.3** Tabla de corrientes de la simulación de la planta de nitrato de amonio

### 13.3 Data de Costos

Para la estimación de los costos de los equipos se usó la técnica del cálculo de los costos directos e indirectos de cada equipo mediante la determinación del Bare Module Cost. Los valores de las constantes para la estimación de costo de equipos se presentan a continuación.

#### Data de Costos

Tipo de Compresor	K <sub>1</sub>	K <sub>2</sub>	K <sub>3</sub>	F <sub>BMCS</sub>	F <sub>BMSS</sub>	F <sub>BMNi</sub>	W <sub>min</sub> (kW)	W <sub>max</sub> (kW)
Centrífugo	2,2891	1,3604	-0,1027	2,7	5,8	11,5	450	3000
Axial	2,2891	1,3604	-0,1027	3,8	8,0	15,9	450	3000

Non-Electric Drives	K <sub>1</sub>	K <sub>2</sub>	K <sub>3</sub>	F <sub>BM</sub>	W <sub>min</sub> (kW)	W <sub>max</sub> (kW)
Turbina de Vapor	2,6259	1,4398	-0,1776	3,5	70	7500

Tipo de Turbina	K <sub>1</sub>	K <sub>2</sub>	K <sub>3</sub>	F <sub>BMCI</sub>	F <sub>BMCS</sub>	F <sub>BMCu</sub>
Axial	2,7051	1,4398	-0,1776	NA	3,5	NA

Tipo de Turbina	F <sub>BMSS</sub>	F <sub>BMNi</sub>	F <sub>BMTi</sub>	W <sub>min</sub> (kW)	W <sub>max</sub> (kW)
Axial	6,1	11,7	NA	100	4000

Tipo Intercambiador	K <sub>1</sub>	K <sub>2</sub>	K <sub>3</sub>	C <sub>1</sub>	C <sub>2</sub>	C <sub>3</sub>
Fixed tube, sheet, or U tube tubes only > 5 barg	4,3247	-0,303	0,1634	0,03881	-0,11272	0,08183
Floating Head tubes only > 5barg	4,8306	-0,8509	0,3187	0,03881	-0,11272	0,08183
				-0,00164	-0,00627	0,0123

Tipo Intercambiador	B <sub>1</sub>	B <sub>2</sub>	A <sub>min</sub> (m <sup>2</sup> )	A <sub>max</sub> (m <sup>2</sup> )	P <sub>max</sub> (barg)
Fixed tube, sheet, or U tube tubes only > 5 barg	1,63	1,66	10,0	1000	140
Floating Head tubes only > 5barg	1,63	1,66	10,0	1000	140

Tipo Intercambiador	B <sub>1</sub>	B <sub>2</sub>	A <sub>min</sub> (m <sup>2</sup> )	A <sub>max</sub> (m <sup>2</sup> )	P <sub>max</sub> (barg)
Fixed tube, sheet, or U tube tubes only > 5 barg	1,63	1,66	10,0	1000	140
Floating Head tubes only > 5barg	1,63	1,66	10,0	1000	140

#### Factores de material, F<sub>M</sub>

Tipo Intercambiador	Coraza - C		CS	Cu	CS	SS	CS	Ni	CS	Ti
	Tubos - CS	Cu	Cu	SS	SS	Ni	Ni	Ti	Ti	
Fixed tube, sheet, or U tube	1,00	1,35	1,69	1,81	2,73	2,68	3,73	4,63	11,38	
Floating Head	1,00	1,35	1,69	1,81	2,73	2,68	3,73	4,63	11,38	

Tipo Intercambiador	Material de Coraza				
	CS	Cu	SS	Ni	Ti
Teflon Tube Exchanger	1,00	1,20	1,30	1,40	3,30



Tipo de Bomba	K <sub>1</sub>	K <sub>2</sub>	K <sub>3</sub>	C <sub>1</sub>	C <sub>2</sub>	C <sub>3</sub>	B <sub>1</sub>	B <sub>2</sub>
Centrifugal pump	3,3892	0,0536	0,1538	-0,3935	0,3957	-0,00226	1,89	1,35
Positive Displacement	3,4771	0,135	0,1438	-0,24538	0,259016	-0,01363	1,89	1,35

Tipo de Bomba	F <sub>mCl</sub>	F <sub>mCS</sub>	F <sub>mCu</sub>	F <sub>mSS</sub>	F <sub>mNi</sub>	F <sub>mTi</sub>	P <sub>max(barg)</sub>	W <sub>min(kW)</sub>	W <sub>max(kW)</sub>
Centrifugal pump	1,0	1,6	NA	2,3	4,4	NA	100	1	300
Positive Displacement	1	1,41	1,28	2,67	4,74	10,66	100	1	100

Tipo de Tanque	K <sub>1</sub>	K <sub>2</sub>	K <sub>3</sub>	B <sub>1</sub>	B <sub>2</sub>	V <sub>min(m3)</sub>	V <sub>max(m3)</sub>
Techo Fijo	4,8509	-0,3973	0,1445	1,10	0	90	30000

Tipo de Tanque de proceso	K <sub>1</sub>	K <sub>2</sub>	K <sub>3</sub>	V <sub>min</sub>	V <sub>max</sub>	P <sub>max(barg)</sub>
Tanque vertical	3,4974	0,4485	0,1074	0,3	520	
Tanque Horizontal	3,5565	0,3776	0,0905	0,1	628	400

F<sub>q</sub>

Tipo de plato	K <sub>1</sub>	K <sub>2</sub>	K <sub>3</sub>	A <sub>min(m<sup>2</sup>)</sub>	A <sub>max(m<sup>2</sup>)</sub>
Plato perforado	2,9949	0,4465	0,3961	0,07	12,3

F<sub>BM</sub>

MOC	Sieve
CS	1,0
SS	1,8
Ni-alloy	5,6

Vessel B-Values

Tipo de Tanque de proceso	B1	B2
Vertical	2,25	1,82
Horizontal	1,49	1,52

Factor de Material

F <sub>M CS</sub>	1,0
F <sub>M SS clad</sub>	1,7
F <sub>M SS</sub>	3,1
F <sub>M Ni clad</sub>	3,6
F <sub>M Ni</sub>	7,1
F <sub>M Ti clad</sub>	4,7
F <sub>M Ti</sub>	9,4

Dryer Data

Dryer Type	K <sub>1</sub>	K <sub>2</sub>	K <sub>3</sub>	A <sub>min(m<sup>2</sup>)</sub>	A <sub>max(m<sup>2</sup>)</sub>	F <sub>BM</sub>
Rotary, Gas Fired	3,5645	0,1118	-0,0777	5,00	100,00	1,5