



UNIVERSITAT
POLITÈCNICA
DE VALÈNCIA



ESCUELA TÉCNICA
SUPERIOR INGENIEROS
INDUSTRIALES VALENCIA

Curso Académico:

AGRADECIMIENTOS

Este TFG lo escogí a raíz de las prácticas en empresa que realicé en la fábrica de fertilizantes químicos de Fertiberia, situada en Puerto de Sagunto.

A parte de lo aprendido en las prácticas en empresa, este trabajo me ha servido para ampliar mis conocimientos en un campo que ya de por sí me resultaba interesante como es el de las operaciones de transferencia de masa. Además también me ha ayudado a ampliar conocimientos de mecánica de fluidos y de selección de equipos adecuados de acuerdo a los requerimientos del proceso.

Por último, dar a las gracias a Pepe Blázquez de Fertiberia por darme la oportunidad de realizar las prácticas en empresa con ellos. A mis tutoras María Sancho y Asunción Santafé, por aceptar ayudarme en este trabajo y por su atención prestada durante todos estos meses. También agradecer a mi primo Javier por sus clases de AutoCad telefónicas.

INDICE GENERAL

DOCUMENTO 1. MEMORIA

DOCUMENTO 2. PRESUPUESTO

DOCUMENTO 3. PLANOS

DOCUMENTO 1

MEMORIA

INDICE

1. OBJETIVOS Y JUSTIFICACIÓN.....	13
2. INTRODUCCIÓN.....	15
2.1. Fertilizantes.....	15
2.1.1. Descripción y aplicaciones	15
2.1.2. Contexto económico de los fertilizantes.....	16
2.2. Descripción de la empresa objeto del TFG.....	17
2.2.1. Producción y ventas	17
2.2.2. Productos obtenidos en la empresa objeto del TFG.....	20
2.3. Descripción de la línea de producción de nitrato amónico.....	23
2.3.1. Materias primas para la obtención de nitrato amónico	25
2.3.2. Proceso de producción de nitrato amónico	31
2.3.3. Producto final: nitrato amónico.....	34
2.3.4. Líneas de condensados.....	35
3. ORIGEN DEL PROYECTO	37
4. SOLUCIÓN PROPUESTA	39
4.1. Características de los gases amoniacaes a tratar.....	39
4.2. Alternativas de tratamiento	39
4.2.1. Proceso seleccionado.....	43
5. EL PROCESO DE ABSORCIÓN	45
5.1. Selección del absorbente.....	46
5.2. Torres de absorción.....	47
5.2.1. Torres empacadas	48
5.2.2. Torres de platos.....	49
5.2.3. Torres de pulverización.....	50
5.3. Selección del tipo de torre de absorción	52
6. DISEÑO DEL SISTEMA DE ABSORCIÓN	53
6.1. Descripción del sistema de tratamiento propuesto.....	53
6.1.1. Características de la corriente a tratar	54
6.2. Dimensionado y selección de los principales elementos del sistema propuesto	59
6.2.1 Extractor.....	60

6.2.2. Torre de absorción	61
6.2.3. Depósito	71
6.2.4 Bomba Centrífuga	74
6.2.5. Tuberías.....	75
6.2.6 Sistema de control	79
7. CONCLUSIONES.....	87
8. BIBLIOGRAFÍA	89

INDICE DE TABLAS

Capítulo 2:

TABLA 2. 1. <i>Producción de productos intermedios y finales de Fertiberia (datos proporcionados por Fertiberia).</i>	18
TABLA 2. 2. <i>Ventas (Miles de T) por productos y por mercado (datos proporcionados por Fertiberia).</i>	19
TABLA 2. 3. <i>Propiedades del nitrato amónico 27%N (datos proporcionados por Fertiberia).</i>	21
TABLA 2. 4. <i>Propiedades del nitromagnesio 22%N. (datos proporcionados por Fertiberia).</i>	21
TABLA 2. 5. <i>Propiedades de las soluciones amoniacaes 18,6%N(datos proporcionados por Fertiberia).</i>	21
TABLA 2. 6. <i>Propiedades de las soluciones amoniacaes 18,6%N(datos proporcionados por Fertiberia).</i>	22
TABLA 2. 7. <i>Propiedades de la disolución de abono nitrogenado 20%N(datos proporcionados por Fertiberia).</i>	22
TABLA 2. 8. <i>Composición del nitrato amónico licor 92% (datos proporcionados por Fertiberia).</i>	23
TABLA 2. 9. <i>Propiedades del amoniaco (Amoniaco (anhidro), 2005)</i>	26
TABLA 2. 10. <i>Características del amoniaco usado como reactivo en la unidad de neutralización de nitrato amónico (datos proporcionados por Fertiberia).</i>	28
TABLA 2. 11. <i>Propiedades del ácido nítrico (Ácido nítrico, 2007).</i>	29
TABLA 2. 12. <i>Características del ácido nítrico usado como reactivo en la unidad de neutralización de nitrato amónico (Datos proporcionados por Fertiberia).</i>	31
TABLA 2. 13. <i>Propiedades del nitrato amónico (Nitrato de amonio, 2005).</i>	35
TABLA 2. 14. <i>Composición de los condensados de proceso sucios (CPS).</i>	36
TABLA 2. 15. <i>Composición de los condensados de proceso limpios (CPL).</i>	36

Capítulo 4:

TABLA 4. 1. <i>Características de la corriente gaseosa a tratar.</i>	39
---	----

Capítulo 6:

TABLA 6. 1. <i>Evolución de la proporción de reactivos durante el arranque de la planta.</i> 54	54
TABLA 6. 2. <i>Flujo molar y composición de los gases procedentes de la chimenea.</i>	58
TABLA 6. 3. <i>Flujo molar y fracción molar de la corriente de gas.</i>	58
TABLA 6. 4. <i>Composición y condiciones de los gases procedentes de la chimenea.</i>	59
TABLA 6. 5. <i>Caudales y composición de la corriente gaseosa de entrada a la torre de absorción</i>	63
TABLA 6. 6. <i>Caudal y composición de la corriente líquida a la salida de la torre.</i>	64
TABLA 6. 7. <i>Características de la torre de referencia y de la torre objeto.</i>	65

TABLA 6. 8. <i>Caudal y composición de las corrientes de la torre de pulverización.</i>	67
TABLA 6. 9. <i>Dimensiones de la torre de pulverización.</i>	69
TABLA 6. 10. <i>Dimensiones del depósito.</i>	72
TABLA 6. 11. <i>Dimensiones de las tuberías del sistema.</i>	79

INDICE DE FIGURAS

Capítulo 2:

Figura 2. 1. <i>Consumo de fertilizantes en España y en el resto del mundo (Banco mundial, 2015)</i>	16
Figura 2. 2 <i>Evolución del consumo de los abonos NPK en España (ANFEE, 2015)</i>	17
Figura 2. 3. <i>Producción de productos intermedios y finales de Fertiberia</i>	18
Figura 2. 4. <i>Representación de las ventas por mercado</i>	19
Figura 2. 5 <i>Diagrama general de la producción de nitrato amónico</i>	24
Figura 2. 6. <i>Estructura del amoniaco</i>	26
Figura 2. 7. <i>Estructura del ácido nítrico</i>	28
Figura 2. 8. <i>Diagrama del proceso Ostwald para producción de ácido nítrico</i>	30
Figura 2. 9. <i>Diagrama de la unidad de neutralización de nitrato amónico</i>	32
Figura 2. 10. <i>Estructura del nitrato amónico (Nitrato de amonio, 2005)</i>	35

Capítulo 3:

Figura 3. 1. <i>Comparación de las corrientes del proceso en condiciones normales y durante la puesta en marcha de la planta</i>	37
---	----

Capítulo 4:

Figura 4. 1. <i>Esquema de la transferencia del soluto durante el proceso de absorción</i>	40
---	----

Capítulo 5:

Figura 5. 1. <i>Curva de equilibrio de la mezcla amoniaco agua (Perry, Green , & James, 2001)</i>	45
Figura 5. 2. <i>Esquema general de una torre de absorción</i>	47
Figura 5. 3. <i>Torre empacada</i>	48
Figura 5. 4. <i>Tipos de empaques</i>	49
Figura 5. 5. <i>Torre de platos (Sáñez González, 2012)</i>	50
Figura 5. 6. <i>Torre de pulverización vertical a contracorriente (Hemmer, 2002)</i>	51

Capítulo 6:

Figura 6. 1. <i>Esquema del tratamiento por absorción</i>	53
Figura 6. 2. <i>Sistema de captación de gases contaminantes</i>	60
Figura 6. 3. <i>Características técnicas del extracto seleccionado</i>	61

Figura 6. 4. <i>Esquema de las corrientes y composición conocidas en la torre de absorción.</i>	62
Figura 6. 5. <i>Cobertura de las boquillas en función de su ángulo y altura de pulverización (Teejet,2015).</i>	70
Figura 6. 6. <i>Esquema de las dimensiones de la torre de absorción.</i>	71
Figura 6. 7. <i>Esquema de los elementos del sistema a diseñar (Torre, depósito y tuberías)</i>	73
Figura 6. 8. <i>Bomba centrífuga (Gomez Unac)</i>	74
Figura 6. 9. <i>Modelos de Bombas IGN de la marca Ideal.</i>	75
Figura 6. 10. <i>Altura proporcionada por la bomba para el caudal deseado.</i>	78
Figura 6. 11. <i>Densímetro por el método de radiación (Cheuquian, 2011).</i>	83
Figura 6. 12. <i>Elementos de una válvula de control (Cárdenas, 2000).</i>	84
Figura 6. 13. <i>Representación de una válvula como un sistema en serie.</i>	85

1. OBJETIVOS Y JUSTIFICACIÓN

Fertiberia, la empresa objeto de este TFG es una empresa internacional de producción de fertilizantes que cuenta con varias fábricas repartidas por todo el territorio nacional. Este TFG se centra en la fábrica localizada en Puerto de Sagunto en la provincia de Valencia.

Dentro de los muchos departamentos que componen esta fábrica, este TFG se orientará al de producción de nitrato amónico.

El proceso de obtención de nitrato amónico seguido en esta fábrica tiene la capacidad de utilizar prácticamente todos los productos obtenidos (condensados, vapores, etc.) en distintas partes del proceso logrando así crear un proceso casi autosuficiente. Dicho proceso será explicado con detalle a lo largo del trabajo.

Durante el arranque de la planta, por motivos que se describirán más adelante, la proporción de los reactivos en el reactor es distinta que en las condiciones normales de operación, lo que lleva a un aumento en la composición de amoniaco de los gases emitidos a la atmosfera durante el proceso de puesta en marcha de la planta.

El objetivo de este TFG consistirá en diseñar un proceso para la captación y limpieza de estos gases amoniacaes para reducir la cantidad de amoniaco emitida y para aprovecharlos en el propio proceso productivo o en otras líneas de la fábrica.

Los objetivos específicos son los siguientes:

- Estudiar las distintas alternativas existentes para el tratamiento de los gases amoniacaes y seleccionar la más adecuada de acuerdo a las condiciones y objetivos del tratamiento.
- Proponer y diseñar el sistema de tratamiento de acuerdo al proceso seleccionado.
- Seleccionar los equipos correspondientes de acuerdo a los cálculos realizados.

2. INTRODUCCIÓN

2.1. Fertilizantes

2.1.1. Descripción y aplicaciones

Los fertilizantes son sustancias que aportan los nutrientes necesarios para las plantas de forma que estos puedan ser asimilables por las raíces.

Para su metabolismo, las plantas necesitan en mayor proporción tres elementos que son el Nitrógeno (N), el fósforo (P), y el Potasio (K) y en menor extensión Azufre (S), Calcio (Ca) y Magnesio (Mg).

Los fertilizantes aportan al suelo los nutrientes necesarios para proveer a la planta un desarrollo óptimo y en consecuencia un alto rendimiento en la producción de las cosechas. En resumen, se utilizan para, como su nombre indica, fertilizar el suelo (Villareal, 2010).

Existen dos tipos de fertilizantes según su origen natural o químico:

- Fertilizantes naturales (orgánicos): Existe una gran variedad de este tipo de fertilizantes, desde estiércol de animales hasta cenizas de madera. Estos fertilizantes no solo aportan nutrientes a las plantas sino que también mejoran la calidad del suelo.
- Fertilizantes químicos (inorgánicos): Son preparados industriales, se fabrican mediante procesos químicos o mecánicos. Aplicados en las dosis justas, son asimilados rápidamente por las plantas obteniéndose resultados muy eficaces. En la actualidad no reemplazan por completo a los fertilizantes naturales pero ayudan a equilibrar los elementos nutritivos.

A pesar de su más que contrastada eficacia, el uso de fertilizantes en exceso pueden acarrear consecuencias negativas. Los fertilizantes añadidos en exceso y de forma continuada pueden favorecer la acidificación del suelo y su erosión así como afectar a los organismos y alterar las propiedades químico-físicas de los componentes del suelo.

Un ejemplo de inconveniente del uso de compuestos nitrogenados como fertilizante es la formación de sales y ácidos que por lixiviación pueden llegar a las aguas subterráneas. Esto provoca un aumento de nutrientes en estas aguas favoreciendo la proliferación de plantas acuáticas, lo que dificulta la vida de otros organismos. Este proceso es conocido como eutrofización. (Ryding & Rast, 1992)

2.1.2. Contexto económico de los fertilizantes

La población mundial actual se sitúa entorno a los 7200 millones de habitantes y un porcentaje amplio todavía padece hambre. En el año 2025 se espera que la población llegue a los 8000 millones. Las reservas minerales del suelo y las aportaciones de materias orgánicas al mismo, no son suficientes para que las plantas cultivadas produzcan los alimentos que la humanidad precisa.

Debido a esto, el uso de fertilizantes en los cultivos está creciendo para que las cosechas produzcan alimentos en la calidad y cantidad que la humanidad necesita, a la vez que se investiga para mejorar su eficacia y responsabilidad con el medio ambiente.

En la **Figura 2.1** se muestra la evolución en los últimos años del consumo de fertilizantes por hectárea de tierra cultivable, comparando España con la media mundial. Estos datos corresponden a fertilizantes químicos, no se incluyen fertilizantes tradicionales como el abono animal o vegetal.

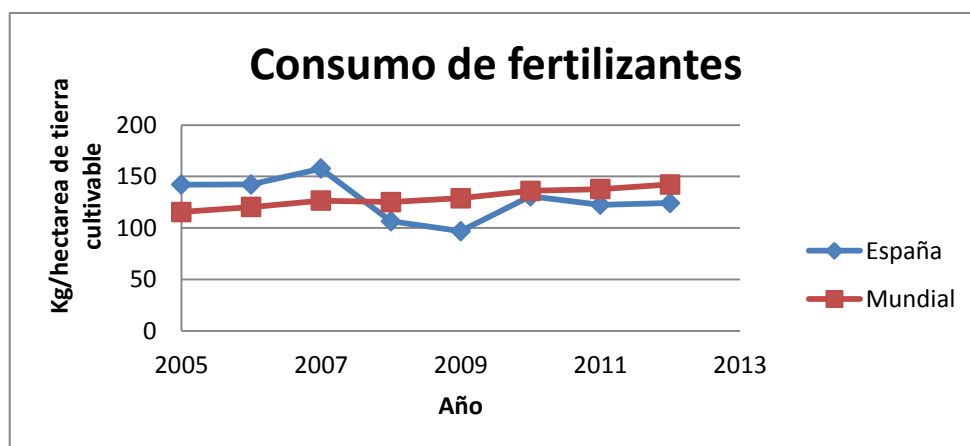


Figura 2. 1. Consumo de fertilizantes en España y en el resto del mundo (Banco mundial, 2015)

Como puede observarse el consumo de fertilizantes cayó drásticamente en España coincidiendo con el inicio de la crisis económica pero a partir del 2009 el consumo volvió a incrementarse aunque todavía no alcanza los valores de antes de empezar la crisis.

En España, según datos de la ANFFE (Asociación Nacional de Fabricantes de Fertilizantes en España) la facturación debido a los fertilizantes (incluyendo productos intermedios y terminados) fue en 2013 de 2430 millones de Euros.

En la **Figura 2.2** se muestra la evolución en cuanto a consumo en los últimos cinco años de los abonos NPK en España.

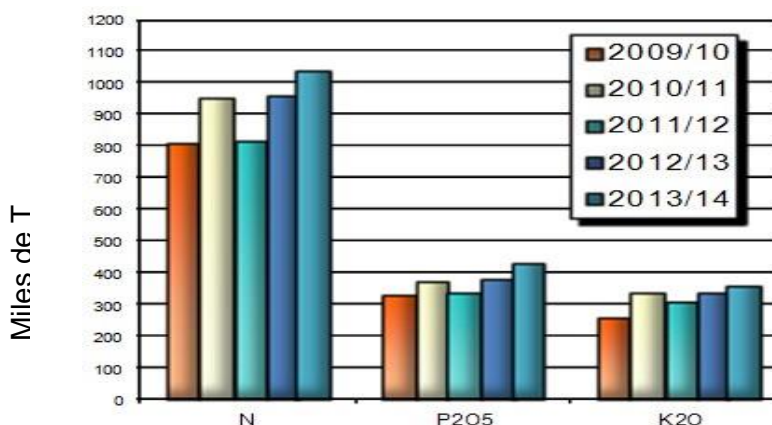


Figura 2. 2 Evolución del consumo de los abonos NPK en España (ANFEE, 2015)

La **Figura 2.2** muestra como el consumo en España de abonos nitrogenados y fosfatados continua aumentando año a año, siendo los primeros lo que han tenido una evolución mayor mientras que los potásicos se mantienen prácticamente constantes año a año.

2.2. Descripción de la empresa objeto del TFG

El grupo Fertiberia nace en 1995 cuando la cabecera, Fertiberia S.A., se incorpora a Grupo Villar Mir, lo que evita la desaparición de un sector estratégico para la agricultura española.

En la actualidad, se ha diversificado la actividad del grupo invirtiéndose activamente en investigación. Ello hace posible que a día de hoy el Grupo Fertiberia sea líder de su sector, el primer productor de fertilizantes de la unión europea y de la zona mediterránea, y uno de los principales operadores en el mercado del amoniaco en el ámbito internacional.

Hoy en día, el Grupo está compuesto en España por Fertiberia S.A., y sus empresas filiales comercializadoras, y en otros sectores por las empresas Química de Estroncio, dedicada a la fabricación y venta de nitrato y carbonato de estroncio, e Incro, empresa de ingeniería especializada en los sectores de fertilizantes y medio ambiente. Y en el extranjero, ADP Fertilizantes, líder del mercado portugués de fertilizantes, cuya presencia en Brasil facilita la comercialización en el mercado latinoamericano, y Fertial, en Argelia.

2.2.1. Producción y ventas

A continuación se mostrarán datos en cuanto a producción, ventas y economía de la empresa en los últimos cuatro años. Estos datos han sido tomados a 31 de Diciembre de cada año presentado.

INTRODUCCIÓN

a) Producción

En la **TABLA 2.1** se muestran los datos en lo que se refiere a producción de productos intermedios y finales en los últimos cuatro años.

Estos datos también han sido representados en forma de gráfica en la **Figura 2.3** donde se observa de forma más clara la evolución de la producción de productos intermedios y finales.

TABLA 2. 1. *Producción de productos intermedios y finales de Fertiberia (datos proporcionados por Fertiberia).*

	2010	2011	2012	2013
Productos intermedios				
Ácido sulfúrico	410	0	0	0
Ácido fosfórico	151	0	0	0
MAP	4,9	10	19	22
Amoniaco	526	559	547	531
Ácido nítrico	639	645	655	651
Total (miles de toneladas)	1730,9	1214	1221	1204
Productos finales				
Nitrogenados	1461	1493	1528	1476
Complejos	247	199	151	177
Abonos solubles	3,6	0	0	0
Fosfórico clarificado	2	0	0	0
Total (Miles de Toneladas)	1713,6	1692	1679	1653

La tabla muestra la evolución de los productos en estos últimos cuatro años. En cuanto a productos finales, la cantidad se ha mantenido prácticamente constante, sin embargo en 2011 hubo un descenso claro en la producción de productos intermedios ya que, como se puede observar en la **TABLA 2.1**, dejó de producirse ácido sulfúrico y ácido fosfórico.

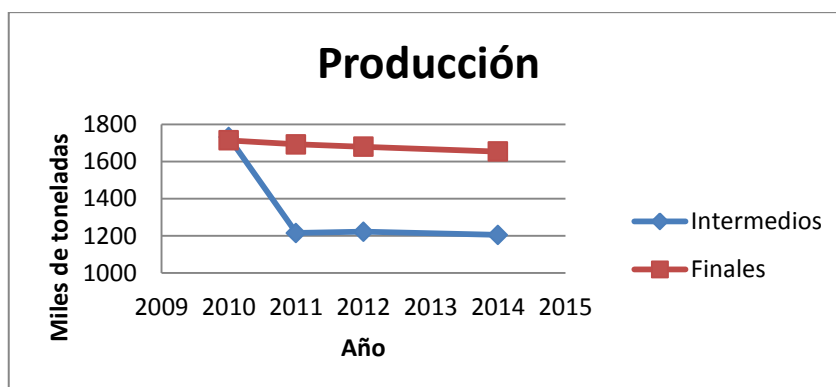


Figura 2. 3. *Producción de productos intermedios y finales de Fertiberia*

b) Ventas

En la **TABLA 2.2** se muestran las ventas en Miles de Toneladas de los productos. También se especifica qué cantidad de productos fueron vendidos dentro del mercado nacional y qué cantidad al mercado internacional, así como el importe neto de estas ventas.

TABLA 2. 2. Ventas (Miles de T) por productos y por mercado (datos proporcionados por Fertiberia).

	2010	2011	2012	2013
Por productos				
Nitrogenados	1426	1294	1404	1362
Complejos	497	369	405	370
Productos químicos otros	902	935	1134	817
	42	21	16	9
Total	2867	2619	2959	2558
Por mercados				
mercado nacional	1957	1810	1812	1713
mercado internacional	910	809	1147	845
Importe neto de la cifra de negocios (millones de euros)	686,3	796	961	742

En la **Figura 2.4** se representan los datos mostrados en la **TABLA 2.2**.

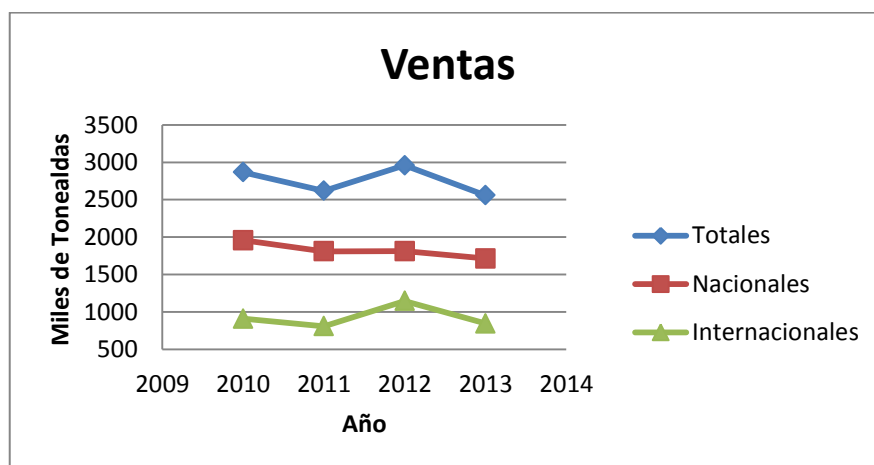


Figura 2. 4. Representación de las ventas por mercado.

Se observa como las ventas tanto totales como por mercados se han mantenido constantes en estos últimos cuatro años. Cabe destacar el gran aumento en ventas que supuso el año 2012 pero que volvieron a decaer en el 2013.

2.2.2. Productos obtenidos en la empresa objeto del TFG

En Fertiberia Sagunto se producen principalmente fertilizantes para su uso en agricultura. Esta empresa produce todo tipo de fertilizantes, sin embargo en la fábrica en la que se centra el proyecto, solo se obtienen productos con base amoniacal, no productos NPK (nitrógeno, potasio, magnesio).

Los productos obtenidos en esta fábrica parten de una disolución común, el nitrato amónico que se produce en la unidad de neutralización de nitrato amónico. Una vez producido ese nitrato se somete a distintos procesos para obtener un producto final u otro. Principalmente se obtiene nitrato amónico sólido (27%N).

Esta fábrica está preparada para obtener este producto con cualquier porcentaje de N. Sin embargo, desde hace años la ley dictó que por encima del 28%N era considerado explosivo, y, aunque no prohibió su producción sí endureció las condiciones en lo que se refiere a transporte y distribución, por lo que se decidió dejar de producir nitrato amónico con un porcentaje de nitrógeno superior al 27%.

También se obtiene nitrato amónico con pequeños porcentajes de magnesio (sólido) o disoluciones amoniacales que son usadas como abono líquido o suministradas a cementeras.

A continuación se describen los productos obtenidos en la fábrica. No se proporcionarán los mismos datos de todos los productos puesto que algunos son sólidos y corresponde aportar datos sobre su granulometría, dureza del grano, etc...

a) Nitrato Amónico (27% N)

Es el principal producto de esta fábrica. Es un fertilizante sólido de alta eficacia y su producción es aproximadamente de 500.000 T/año.

El nitrato amónico cálcico 27%N se comercializa con contenidos variables en calcio y, en algunas ocasiones, con magnesio. Contienen el 50% de nitrógeno en forma nítrica, de asimilación inmediata, y el otro 50% en forma de nitrógeno amoniacal, de más lenta asimilación. Es un fertilizante muy versátil que se puede utilizar en todos los cultivos.

En la **TABLA 2.3** se muestran las principales propiedades de este producto

TABLA 2. 3. *Propiedades del nitrato amónico 27%N (datos proporcionados por Fertiberia).*

Contenido total de Nitrógeno	27% ± 0,3
Granulometría	Entre 2 y 4 mm: min. 90% Entre 1,5 y 2 mm: max. 5 % <1 mm. 0%
Dureza del grano	Min. 3,5 kg.
Peso a granel(sin vibrar)	Min. 0,8 kg/dm ³
Detonabilidad	No detonable

b) Nitromagnesio (22%N)

Las principales propiedades de este producto se muestran en la **TABLA 2.4** mostrada a continuación.

TABLA 2. 4. *Propiedades del nitromagnesio 22%N. (datos proporcionados por Fertiberia).*

Nitrógeno total	22%
Oxido de magnesio (MgO)	5%
Granulometría	(2-5mm) 96%
Humedad	0,5 max. %
Densidad	1,05 kg/dm ³

El nitromagnesio sólido contiene un 22% de nitrógeno, es más rico en magnesio y calcio y por lo tanto, adecuado para suelos deficientes en magnesio, ligeros, pobres en materia orgánica o ricos en potasio. Es muy adecuado para su utilización en cultivos exigentes en magnesio tales como los agrios, patatas, remolacha, maíz y hortalizas.

c) Disoluciones amoniacales (18,6%N)

En la **TABLA 2.5** se muestran las principales propiedades de este producto.

TABLA 2. 5. *Propiedades de las soluciones amoniacales 18,6%N(datos proporcionados por Fertiberia).*

Nitrógeno total	18,6%
Concentración de amoníaco (NH₃)	21,9-24,5% (peso)
Densidad aprox. a 20°C	0,91 kg/dm ³

INTRODUCCIÓN

d) Disoluciones amoniacaes (18,6%N)

En la **TABLA 2.5** se muestran las principales propiedades de este producto.

TABLA 2. 6. *Propiedades de las soluciones amoniacaes 18,6%N(datos proporcionados por Fertiberia).*

Nitrógeno total	18,6%
Concentración de amoniaco (NH₃)	21,9-24,5% (peso)
Densidad aprox. a 20°C	0,91 kg/dm ³

Este producto es utilizado en esta misma fábrica y también es suministrado a cementeras. Es utilizado para la neutralización de los óxidos de nitrógeno NO_x y evitar así el color rojizo de los gases.

e) Disolución de abono nitrogenado (20%N)

Las principales propiedades de este producto se muestran en la **TABLA 2.6**.

TABLA 2. 7. *Propiedades de la disolución de abono nitrogenado 20%N(datos proporcionados por Fertiberia).*

Nitrógeno total	20%
pH(sin dilución)	>5
Densidad aprox. a 20 °C	1,26 Kg/dm ³
Temperatura cristalización	6°C

Es un fertilizante para fertirrigación, es decir, que se aplica disuelto en el agua de riego, utilizando distintos sistemas de aspersión o de localización.

Es líquido y contiene un 20% de nitrógeno, 50% nítrico y 50% amoniacal.

Se puede utilizar con abonos complejos NPK (nitrógeno, fósforo, potasio) o junto a otros fertilizantes simples. Su pH ligeramente ácido facilita su aplicación.

f) Nitrato amónico licor 92%

En la **TABLA 2.7** se muestra la composición de este producto, el cual es producido con fines medicinales.

TABLA 2. 8. *Composición del nitrato amónico licor 92% (datos proporcionados por Fertiberia).*

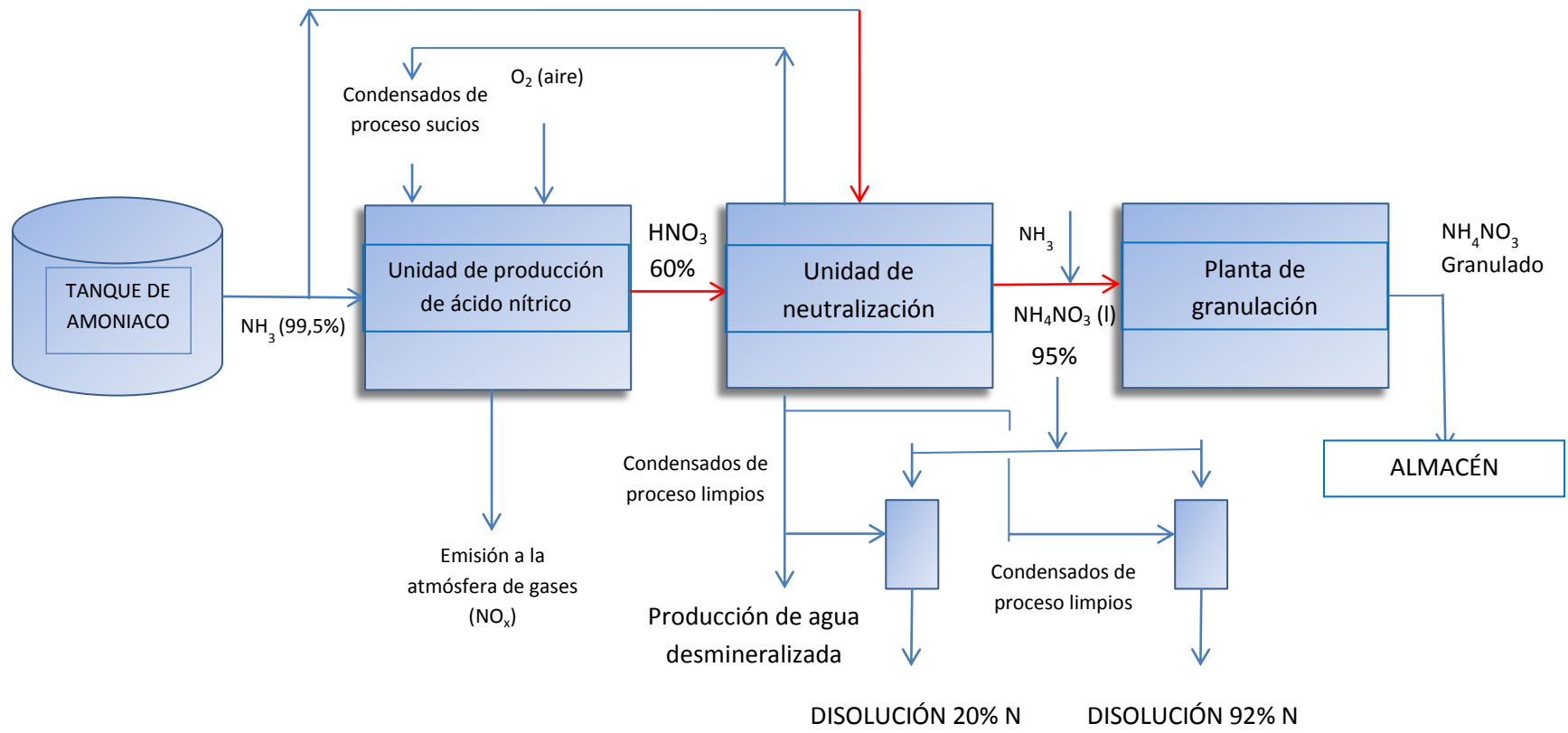
Concentración de NH₄NO₃	90-93% (peso)
Cloruros	6 ppm (peso) max.
pH(diluido al 10%)	5-7
Hierro	12,5 ppm (peso) max.
Sulfatos	20 ppm (peso) max.

2.3. Descripción de la línea de producción de nitrato amónico

En este apartado se muestra un diagrama de la planta, y posteriormente, se explican las principales líneas de producción de la fábrica de Fertiberia situada en Puerto de Sagunto.

En la **Figura 2.5** se muestra un diagrama general de la fábrica objeto del TFG.

Figura 2. 5 Diagrama general de la producción de nitrato amónico



El amoníaco se recibe por vía marítima, se almacena en un tanque especialmente diseñado para contener este tipo de compuesto y posteriormente entra en la unidad de producción de ácido nítrico.

En la unidad de producción de ácido nítrico el amoníaco es convertido en dicho ácido mediante el proceso Ostwald, el cual se explicará con detalle más adelante. Los condensados sucios que entran en esta unidad se obtienen como subproducto de la unidad de neutralización (más adelante, en el apartado de descripción del proceso de producción de nitrato amónico se mostrara con más detalle su procedencia).

A continuación, el ácido nítrico 60% formado entra junto con el amoníaco en la unidad de neutralización donde se obtiene nitrato amónico 95% en forma líquida.

A partir de esta disolución se obtienen todos los productos de esta fábrica. Como se observa en la **Figura 2.5** parte del nitrato se mezcla con condensados del proceso limpios para obtener distintas disoluciones como las mostradas en la **TABLA 2.6** y la **TABLA 2.7**. Estos condensados son utilizados también para la producción de agua desmineralizada mediante un proceso de osmosis inversa, agua sanitaria mediante electrólisis o simplemente para producción de vapor. También se puede mezclar con óxido de magnesio (MgO) para obtener el nitromagnesio (**TABLA 2.4**).

Por último la mayor parte del nitrato amónico 95% entra en la unidad de granulación donde se solidifica en forma de grano obteniéndose el producto mostrado en la **TABLA 2.3**, el cual es el principal producto de esta fábrica. Una vez granulado está listo para almacenarse y distribuirse.

2.3.1. Materias primas para la obtención de nitrato amónico

El nitrato amónico se obtiene a partir del amoníaco y el ácido nítrico como muestra la siguiente reacción (**ecuación 2.1**):



Dónde:

Q= -435 kcal/kg

a) Amoníaco

El amoníaco es la principal materia prima; es un gas incoloro, tóxico, reactivo y corrosivo con un olor picante desagradable (Busca & Pistarino, 2003). Se utiliza para la fabricación del ácido nítrico y del nitrato amónico, siendo el consumo anual de unas 170.000 toneladas

INTRODUCCIÓN

El amoníaco se recibe por vía marítima, se almacena en un tanque de una capacidad de 20.000 toneladas y la instalación frigorífica permite mantenerlo a 33°C bajo cero a presión atmosférica.

En la **Figura 2.6** se muestra la estructura del amoníaco y sus principales propiedades físico-químicas (**TABLA 2.8**), las cuales han sido obtenidas de las Fichas Internacionales de Seguridad química.

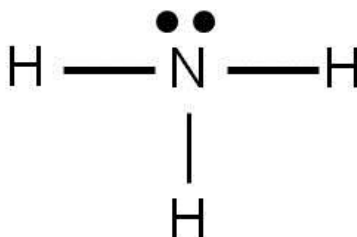


Figura 2. 6. Estructura del amoníaco.

TABLA 2. 9. Propiedades del amoníaco (Amoníaco (anhidro), 2005)

Fórmula química	NH ₃	
Masa molecular	17,03 g/mol	
Punto de fusión	-77,7°C	
Punto de ebullición	-33,35°C	
Solubilidad (0°C)	89,9 g/100 ml	
Densidad	0,73 g/ml	
Peligrosidad	Toxico, peligroso para el medio ambiente	
TLV	TWA	25 ppm
	STEL	35 ppm

Dónde:

- TLV: Valor límite umbral. Representa el nivel de exposición que el trabajador puede experimentar sin riesgo para su salud.
- TWA: Valor límite al que un trabajador puede estar expuesto en un periodo de 8 horas.
- STEL: Valor límite al que un trabajador puede estar expuesto en un corto periodo de tiempo

Como muestra la **TABLA 2.8** el amoníaco, a diferencia del nitrato amónico, es gaseoso a temperatura ambiente, por lo que es necesario almacenarlo en un depósito frigorífico a una temperatura de -33°C a presión atmosférica. También es más peligroso y en este caso los valores de límite ambiental si están especificados.

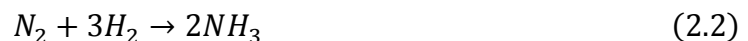
Fuentes de Emisión

Una considerable cantidad de NH_3 es liberado por procesos industriales como las refinerías de petróleo, industrias metalúrgicas, industrias de alimentos y textiles, plantas de tratamiento de residuos y plantas de compostaje. En 2010 la producción mundial de amoníaco fue de 131 millones de Toneladas, siendo China el país que más lo produjo con un 32,1% del total producido. Las emisiones antropogénicas (las del ser humano) de amoníaco equivalen aproximadamente al 55% del total ($\text{NH}_3 + \text{NO}_x + \text{N}_2\text{O}$) (Krupa, 2003). Del total de estas tres especies, la mayor fuente con diferencia es la agricultura (50%), seguida de las fuentes móviles y estacionarias de combustión de las fuentes fósiles (20% cada una), y por último, la quema de biomasa (10%).

El amoníaco como contaminante en el aire tiene un papel importante en la lluvia ácida y la eutrofización. Por tanto, el control de las emisiones de amoníaco es esencial para la protección del medio ambiente y la salud pública

Principales usos del amoníaco en la industria

El amoníaco es el segundo producto químico sintético. Más del 90 % del consumo mundial es fabricado a partir del nitrógeno, el cual se obtiene a partir del gas natural y el hidrógeno por un proceso catalítico desarrollado por Fritz Haber y Carl Bosch (**ecuación 2.2**). La reacción es la siguiente:



En 2010 más del 80% de la producción mundial de amoníaco fue empleada para la fabricación de fertilizantes. Un uso importante del nitrógeno contenido en el amoníaco, en parte después de la conversión al ácido nítrico, es la producción de plásticos y fibras, como poliamidas, resinas urea-formaldehído-fenol, poliuretanos y poliacrilonitrilo. Otro uso es la fabricación de explosivos, hidracina, aminas, amidas, nitrilos y otros compuestos orgánicos nitrogenados, que sirven como intermedios para tintes y productos farmacéuticos. Los productos inorgánicos principales son el ácido nítrico, el nitrato de sodio, el cianuro de sodio, el cloruro de amonio, y el bicarbonato de amonio (Muñoz, 2007).

Propiedades del amoníaco utilizado en la fábrica.

En la **TABLA 2.9** se muestran las propiedades del amoníaco utilizado en la fábrica, tanto para la producción de ácido nítrico como para la producción de nitrato amónico.

INTRODUCCIÓN

TABLA 2. 10. Características del amoniaco usado como reactivo en la unidad de neutralización de nitrato amónico (datos proporcionados por Fertiberia).

Estado	Líquido
Concentración	>99,5%
Aceite	<10 ppm
Temperatura	-33 °C
Presión	15 g/cm ² abs.

a) Ácido Nítrico

El ácido nítrico es una materia prima para la producción del nitrato amónico, sin embargo no lo es para esta fábrica puesto que es obtenido a partir del amoniaco mediante el proceso Ostwald que se explicará más adelante.

Es un líquido viscoso y corrosivo que puede ocasionar graves quemaduras en los seres vivos.

En la **Figura 2.7** se muestra la estructura del ácido nítrico y sus principales propiedades físico-químicas (**TABLA 2.10**), las cuales han sido obtenidas de las Fichas Internacionales de Seguridad química.

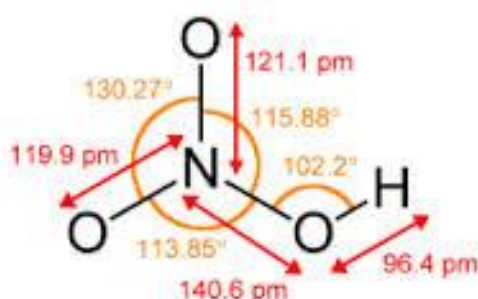


Figura 2. 7. Estructura del ácido nítrico.

En esta fábrica es obtenido con una concentración del 60%. Como puede observarse en la **TABLA 2.10** los valores límite de exposición son mucho más bajos que los del amoniaco por lo que se puede considerar más peligroso para la salud.

TABLA 2. 11. *Propiedades del ácido nítrico* (Ácido nítrico, 2007).

Fórmula química	HNO ₃	
Masa molecular	63 g/mol	
Punto de fusión	-41,6°C	
Punto de ebullición	121°C	
Densidad	1,4 g/ml	
Peligrosidad	Corrosivo, comburente	
TLV	TWA	2 ppm
	STEL	4 ppm

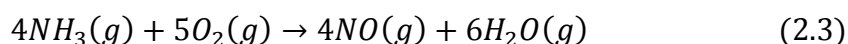
Usos del ácido nítrico en la industria

Es utilizado comúnmente como un reactivo de laboratorio. Se utiliza para fabricar explosivos como la nitroglicerina y trinitrotolueno, así como fertilizantes como el nitrato de amonio. Tiene usos adicionales en metalurgia y en refinado, ya que reacciona con la mayoría de los metales. El ácido nítrico también es un componente de la lluvia ácida.

Obtención de Ácido nítrico.

El ácido nítrico es obtenido a partir del amoníaco mediante el proceso de Ostwald. Este proceso se basa en oxidar catalíticamente el amoníaco mediante el oxígeno del aire. En la **Figura 2.8** se muestra un diagrama general de dicho proceso.

El amoníaco es mezclado con una corriente de aire en un reactor catalítico en presencia de un catalizador de platino con un 10% de Rodio, produciéndose la oxidación del amoníaco como muestra la reacción (**ecuación 2.3**) y obteniéndose óxido de nitrógeno (NO):



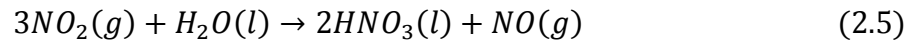
El óxido de nitrógeno se mezcla con el aire procedente del desgasificador, volviéndose a oxidar como se muestra en la reacción (**ecuación 2.4**) y produciendo dióxido de nitrógeno.



INTRODUCCIÓN

El siguiente paso se realiza en presencia de agua en una torre de absorción. El agua utilizada son los condensados sucios obtenidos como subproducto en la unidad de neutralización de nitrato amónico, cuya procedencia se mostrará con más detalle en el siguiente apartado.

Este gas (NO_2) es absorbido fácilmente por el agua formándose ácido nítrico (**ecuación 2.5**), mientras que reduce una porción de ella de nuevo a óxido nítrico:



Por último el ácido nítrico y el óxido de nitrógeno entran en el desgasificador donde el ácido es concentrado hasta aproximadamente una concentración del 60% y el óxido de nitrógeno es recirculado de nuevo al proceso.

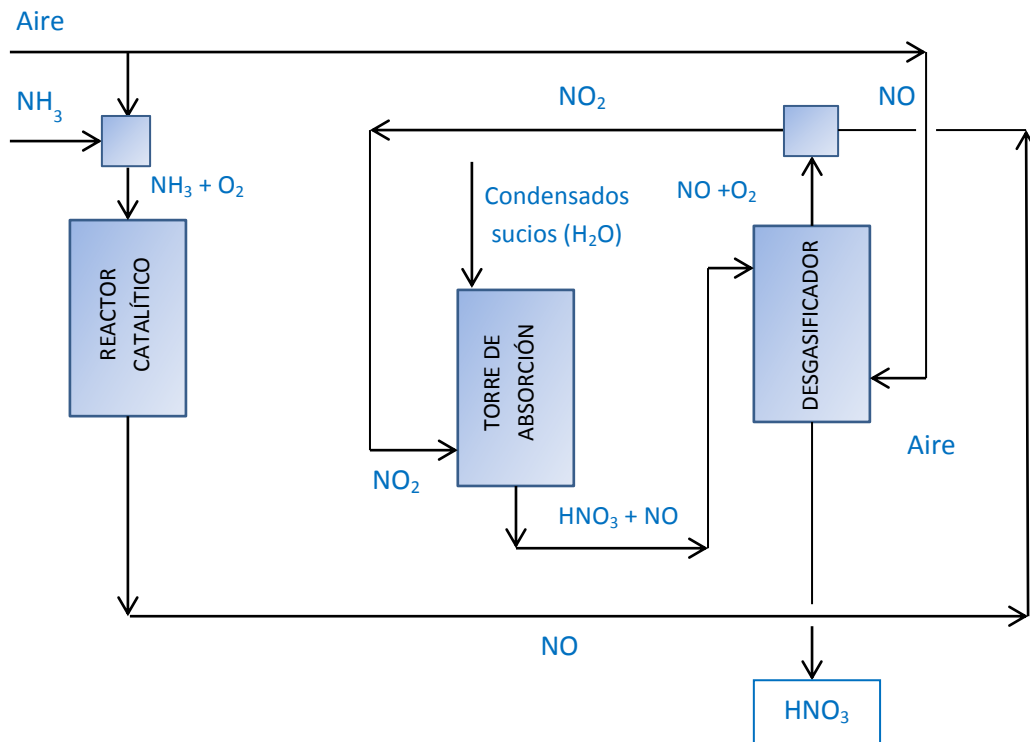


Figura 2. 8. Diagrama del proceso Ostwald para producción de ácido nítrico.

Propiedades del ácido nítrico obtenido en la fábrica.

Es producido a partir del amoníaco mediante el proceso Ostwald tal y como se mostró en la **Figura 2.8**.

En la **TABLA 2.11** se muestran las características del ácido nítrico producido.

TABLA 2. 12. *Características del ácido nítrico usado como reactivo en la unidad de neutralización de nitrato amónico (Datos proporcionados por Fertiberia).*

Concentración	60%
Cloruros	Max. 5 ppm
NO_x como N₂OH	Max. 50 ppm
Temperatura	20-60 °C
Presión	10,5 kg/cm ²

2.3.2. Proceso de producción de nitrato amónico

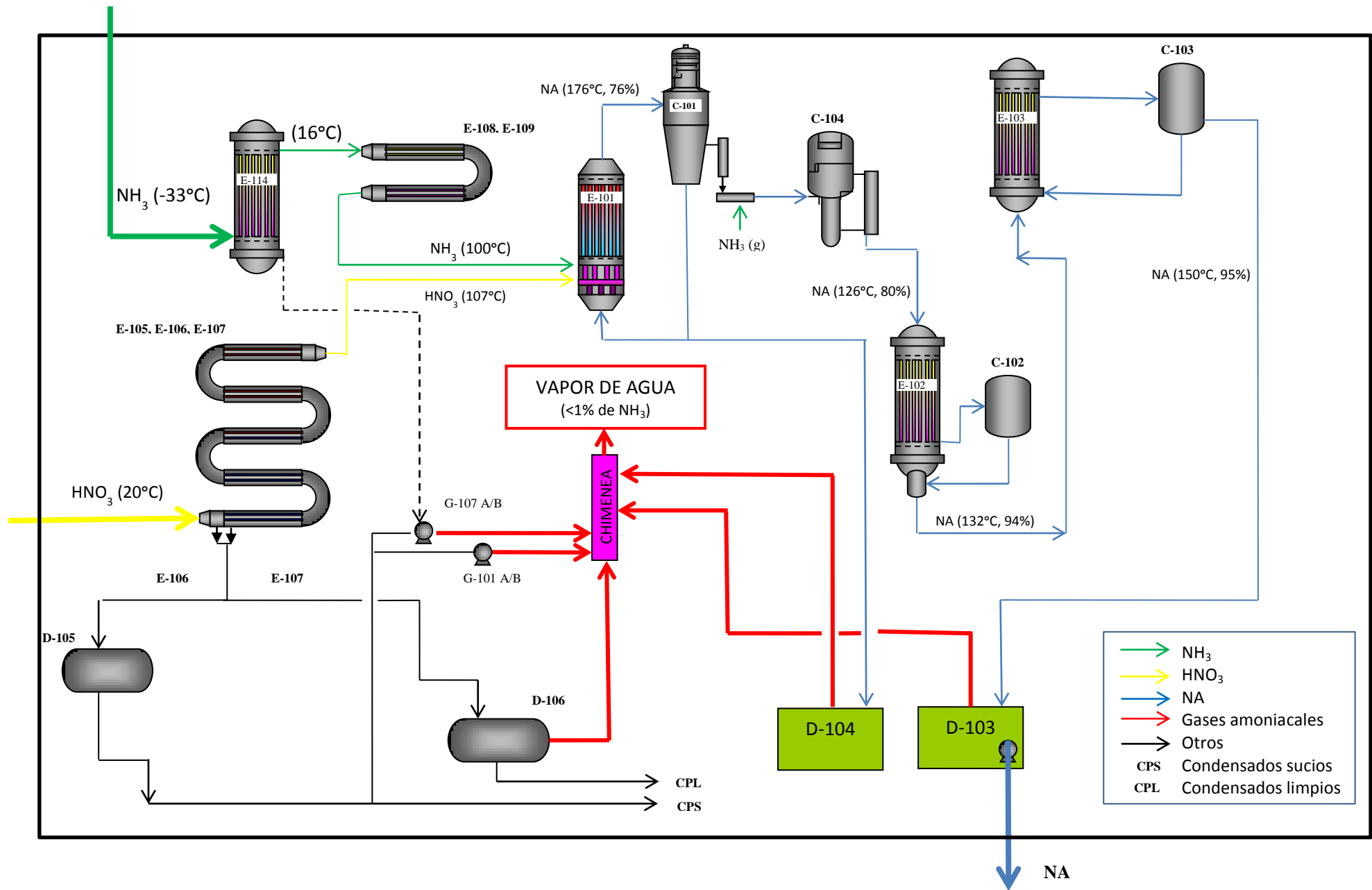
En la unidad de neutralización (ver **Figura 2.5**) de esta empresa se obtiene nitrato amónico 95% a partir de la reacción en un reactor del amoniacio con el ácido nítrico.

La disolución de nitrato amónico se obtiene por la reacción exotérmica de ácido nítrico en disolución acuosa con amoniacio gaseoso (ver **ecuación 2.1**)

La **Figura 2.9** representa el diagrama de flujo donde se muestra con detalle el circuito del amoniacio, del ácido nítrico y de nitrato amónico.

Se han remarcado las entradas y salidas principales que coinciden con las remarcadas en la **Figura 2.5**

Figura 2. 9, Diagrama de la unidad de neutralización de nitrato amónico.



Dado que el nitrato amónico obtenido se encuentra en disolución acuosa, debido a que el ácido de producción posee un 40% de agua, se necesita una serie de evaporadores y separadores que permitan concentrar el nitrato amónico hasta valores cercanos al 95% de riqueza.

El amoniaco es alimentado en estado líquido, a una temperatura de -33°C . Este amoniaco es evaporado en un evaporador (E-114) con la ayuda de gases calientes procedentes de otras partes del proceso alcanzando una temperatura de 16°C .

posteriormente, el amoniaco gaseoso es precalentado hasta los 100°C por medio de intercambiadores (E-108, E-109) con la ayuda de gases calientes procedentes de distintas partes del proceso, antes de ser alimentado al reactor (E-101) a través de una válvula reguladora. Este precalentamiento es necesario a fin de excluir errores en la medición del flujo debido a gotas o neblina de NH_3 .

Por otro lado el ácido nítrico es suministrado con una concentración de 60% y una temperatura de 20°C . Tras la válvula reguladora de caudal, el HNO_3 es calentado hasta una temperatura de 107°C aproximadamente mediante intercambiadores (E-105, E-106, E-107). Por razones de corrosión, esta temperatura no debe ser excedida. En el calentamiento en estos intercambiadores, al igual que sucedía con el amoniaco, se utilizan gases calientes de diferentes partes del proceso. Una vez calentado, el ácido nítrico es alimentado al reactor (E-101).

Los gases calientes que actúan como intercambiador de calor en el intercambiador E-106 son los producidos en la segunda etapa de separación del nitrato amónico (C-104) mientras que los generados en la primera etapa (C-101) son utilizados en el intercambiador E-107. Parte de estos gases condensan al calentar el ácido nítrico y son recogidos en depósitos. Los procedentes del intercambiador E-106 formarán los condensados sucios, mientras que los del E-107 formarán los condensados limpios. La fracción que se mantiene en fase gaseosa de ambas corrientes es dirigida a la chimenea.

Ácido nítrico y amoniaco gaseoso son alimentados al reactor (E-101) a través de una regulación de la proporción de mezcla (6:1), siendo el caudal de amoniaco el que sirve de valor de guía.

La primera extracción de calor tiene lugar en el propio reactor. El calor generado en la reacción es aprovechado para generar vapor saturado por intercambio de calor directo con agua en una caldera en la parte superior del reactor.

Después de ocurrida la reacción, la temperatura a la salida del reactor es de aproximadamente 176°C . La disolución de NA producida en el reactor tiene una concentración del 76%

INTRODUCCIÓN

Tras el reactor comienza el proceso de concentración del nitrato amónico en una sucesión de separadores de vapor y evaporadores hasta alcanzar una concentración del 95%

En caso de parada, se dispone de un tanque de purgas (D-104) para la evacuación forzosa del circuito del sistema del reactor. Este tanque está conectado con la chimenea por donde salen los gases debido a su alta presión. Si la parada es muy prolongada, se calienta previamente el circuito mediante inyección de vapor antes de volver a alimentar el circuito con el tanque de purgas. Así se evita que el nitrato amónico circule a una temperatura por debajo de su punto de cristalización y obstruya las tuberías.

Tras la cuarta y última etapa de evaporación (C-103) la disolución es concentrada hasta el 95% y es llevada hacia un tanque (D-103), donde al igual que sucedía con el D-104, también está conectado con la chimenea. Finalmente, esta disolución es bombeada desde el tanque hasta la unidad 22 de granulación.

2.3.3. Producto final: nitrato amónico

El nitrato de amonio o nitrato amónico es una sal formada por iones de nitrato y de amonio. Su fórmula es NH_4NO_3 . Se trata de un compuesto incoloro e higroscópico, altamente soluble en el agua.

El nitrato amónico 27%N producido en Fertiberia posee una gran pureza y altísima solubilidad por lo que es un fertilizante muy utilizado en fertirrigación (el fertilizante se disuelve en el agua de riego), aplicándose a todo tipo de cultivos.

Este fertilizante contiene el 50 % de nitrógeno en forma nítrica, inmediatamente asimilable y no retenida por el suelo, y el 50% en forma amoniacal, no inmediatamente disponible para el cultivo y retenida en la disolución del suelo. Esto facilita una distribución muy homogénea en el bulbo húmedo.

Por su composición y características, cuando se disuelve en el agua de riego se produce una ligera bajada de pH, lo que evita la formación de precipitados y facilita su uso en sistemas de riego. Por otra parte, hay que considerar que provoca ligeros aumentos de la conductividad eléctrica.

Se aplica a lo largo del ciclo del cultivo, en aplicaciones lo más fraccionadas posibles, repartiendo la dosis total en función de la curva de necesidades del cultivo.

En la **Figura 2.10** se muestra la estructura del nitrato amónico y sus principales propiedades físico-químicas (**TABLA 2.12**), las cuales han sido obtenidas de las Fichas Internacionales de Seguridad química.

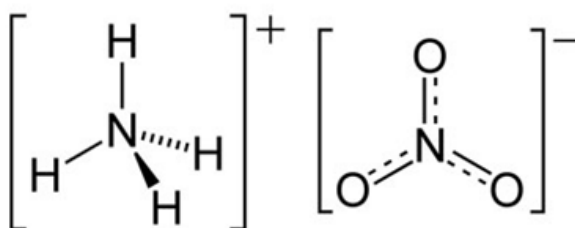


Figura 2. 10 Estructura del nitrato amónico (Mendoza Belío, 2010)

TABLA 2. 13. Propiedades del nitrato amónico (Nitrato de amonio, 2005).

Fórmula química	NH ₄ NO ₃
Masa molecular	80,04 g/mol
Punto de fusión	169,6°C
Punto de ebullición	210°C
Densidad	1,72 g/ml
Solubilidad (20°C)	190g/100ml
Peligrosidad	Comburente
TLV	No establecido

El calentamiento intenso puede originar combustión violenta o explosión. Se descompone al calentarlo intensamente o al arder produciendo humos tóxicos de óxidos de nitrógeno. El nitrato amónico es un oxidante fuerte y reacciona con materiales combustibles y reductores.

2.3.4. Líneas de condensados

a) Condensados de proceso sucios (CPS)

Estos condensados se muestran en la **Figura 2.9**. Los gases calientes de baja presión extraídos de la segunda etapa de evaporación (C-104) son utilizados como medio calefactor en el intercambiador (E-106) para calentar el ácido nítrico. Posteriormente se condensan (D-105) y son obtenidos en forma líquida.

Estos condensados producidos en el proceso se recogen y se utilizan en la torre de absorción para el proceso de producción de ácido nítrico.

TABLA 2. 14. *Composición de los condensados de proceso sucios (CPS).*

pH	< 4
Nitrato amónico	<8500 mg/l
Amoniaco (libre)	<1700 mg/l
Ácido nítrico (libre)	< 4250 mg/l

b) Condensado de proceso limpio (CPL)

Los vapores de alta presión procedentes de la primera etapa de evaporación (C-101) son utilizados como medio calefactor en el intercambiador (E-107) para calentar el ácido nítrico. Del mismo modo que sucede con los vapores de proceso sucio, son condensados y obtenidos en forma líquida.

TABLA 2. 15. *Composición de los condensados de proceso limpios (CPL).*

pH	< 4
Nitrato amónico	< 200 mg/l
Nitratos	< 100 mg/l

Una vez recogidos, se someten a procesos electroquímicos y a ósmosis inversa obteniéndose agua desmineralizada que se usará en las calderas de vapor.

3. ORIGEN DEL PROYECTO

Como se puede observar en la **Figura 2.5** tras la unidad de neutralización, el nitrato amónico formado entra en la unidad de granulación.

En la unidad de neutralización de nitrato amónico (**ver Figura 2.9**) se reutilizan prácticamente todos los gases calientes generados en el proceso, sin embargo una pequeña parte de estos son emitidos a la atmósfera, aunque no suponen un problema para el medio ambiente ya que su composición es prácticamente de vapor de agua (<1%). El problema surge cuando la fábrica vuelve a ponerse en marcha después de una parada.

En la **Figura 3.1** se muestra un pequeño diagrama de la situación en condiciones normales y durante la puesta en marcha de la planta.

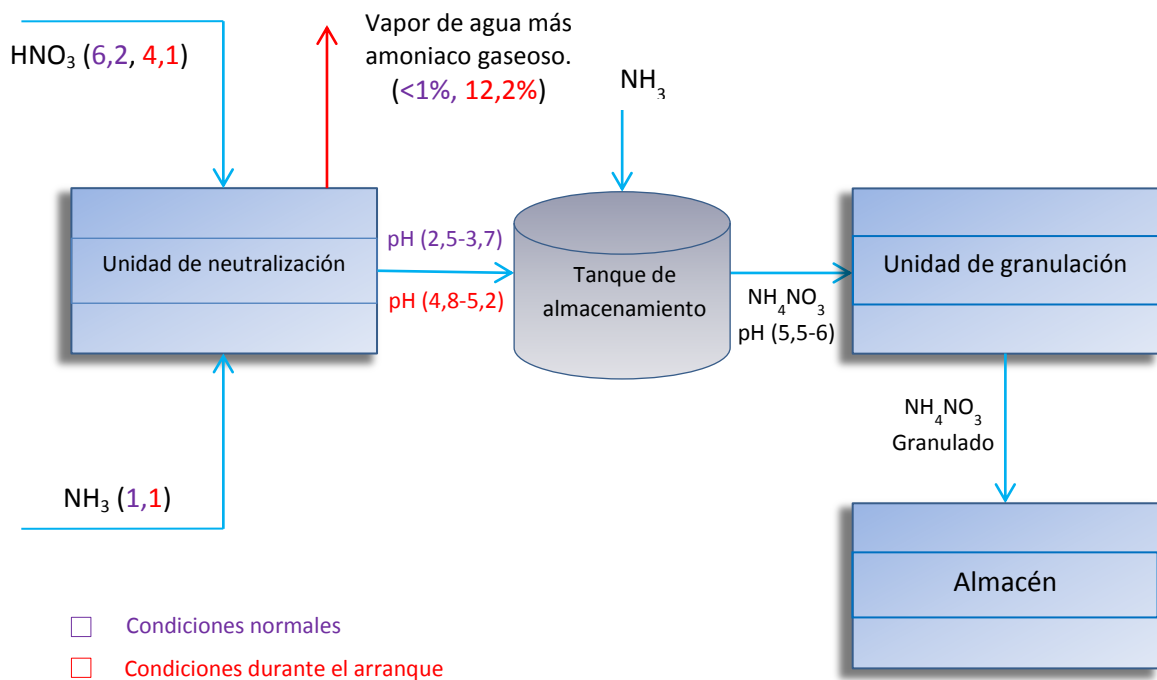


Figura 3. 1. Comparación de las corrientes del proceso en condiciones normales y durante la puesta en marcha de la planta.

ORIGEN DEL PROYECTO

En condiciones normales, llega nitrato amónico al tanque de almacenamiento, donde se mezcla con amoniaco para aumentar el pH del nitrato (2,5-3,7) hasta un mínimo de 5, ya que a pH más bajo la granulación no sería posible.

Durante el arranque de la planta, tras cada parada por mantenimiento, la unidad de granulación tarda una hora más en ponerse en marcha, tiempo en el cual el nitrato amónico va acumulándose, junto con el amoniaco, en el tanque.

Debido a que el tanque no tiene ninguna salida para descarga, se corre el riesgo de rebosamiento del mismo ya que su capacidad es bastante limitada (70 Toneladas).

Como solución a este problema, se opta por introducir una proporción de reactivos más alta de amoniaco ($\text{NH}_3/\text{HNO}_3 = 1/4,1$) con respecto a la de condiciones normales ($\text{NH}_3/\text{HNO}_3 = 1/6,2$). Debido a que el amoniaco está en exceso respecto a la cantidad estequiométrica, no todo reacciona, sino que sale del reactor junto con el nitrato amónico formado, consiguiendo que este tenga de partida un pH cercano al deseado (5,5-6) y no siendo necesario añadir tanto amoniaco al depósito, evitando posibles problemas de rebosamiento.

Esta relación de reactivos se reduce progresivamente hasta que la unidad de granulación está lista, momento en el cual se vuelve a alcanzar la relación estequiométrica de reactivos en el reactor ($\text{NH}_3/\text{HNO}_3 = 1/6,2$).

Sin embargo, este proceso tiene consecuencias ya que parte del amoniaco en exceso introducido sale del reactor con el agua que se evapora, emitiéndose a la atmósfera una corriente de gas con una concentración de amoniaco superior a la de las condiciones normales de operación (12,2%), lo que supone malos olores para las poblaciones cercanas y también una consecuente pérdida económica de reactivo.

El objetivo del tratamiento que se pretende diseñar en este TFG es eliminar el amoniaco de la corriente gaseosa. Además, puesto que la fábrica emplea disoluciones amoniacaes en otras líneas, como por ejemplo la de producción de abono líquido, se pretenderá recuperar el amoniaco en forma de disolución acuosa con el objetivo de reutilizarlo, además de evitar malos olores y pérdidas de dinero.

4. SOLUCIÓN PROPUESTA

En este apartado se van a analizar las posibles alternativas de tratamiento y se seleccionará la más adecuada para la recuperación del amoníaco de la corriente gaseosa descrita en el apartado anterior.

El objetivo es recuperar el amoníaco, obteniendo una disolución de amoníaco en agua con una concentración del 5%, ya que para valores cercanos al 10% existe riesgo de corrosión en tuberías y depósitos.

En la elección del proceso idóneo intervienen distintos factores como la naturaleza del efluente, el volumen a tratar, la concentración gas contaminado, la gestión de los subproductos generados, la seguridad o el coste.

4.1. Características de los gases amoniacales a tratar

En la **TABLA 4.1** se muestran los valores de caudal, composición, presión y temperatura de la corriente gaseosa saliente por la chimenea.

El proceso de cálculo para la obtención de estos valores se muestra con detalle, más adelante, en el apartado 6.1.1.

TABLA 4. 1. *Características de la corriente gaseosa a tratar.*

Caudal (m³/s)	1,74
Fracción molar Amoníaco (NH₃)	0,12
Fracción molar de Vapor de Agua	0,88
Presión (atm)	1
Temperatura(°C)	97,5

4.2. Alternativas de tratamiento

A continuación se explicarán de forma general las diferentes alternativas existentes para el tratamiento de estos gases amoniacales.

a) Absorción

Los lavadores de gases se basan principalmente en el proceso de absorción, el cual consiste en la transferencia de masa impulsada por un gradiente de concentración de un componente soluble de una mezcla en fase gaseosa a un absorbente líquido, cuya volatilidad es baja en las condiciones de proceso (Perry, Green & James, 2001).

SOLUCIÓN PROPUESTA

Este proceso es el segundo en cuanto a frecuencia en la industria química, solo por detrás de la rectificación.

El proceso contrario es llamado desorción. Como ventaja del proceso de absorción se tiene que el compuesto absorbido, en este caso el amoníaco, no es destruido.

En la **Figura 4.1** se muestra un esquema de la transferencia de materia del componente a separar:

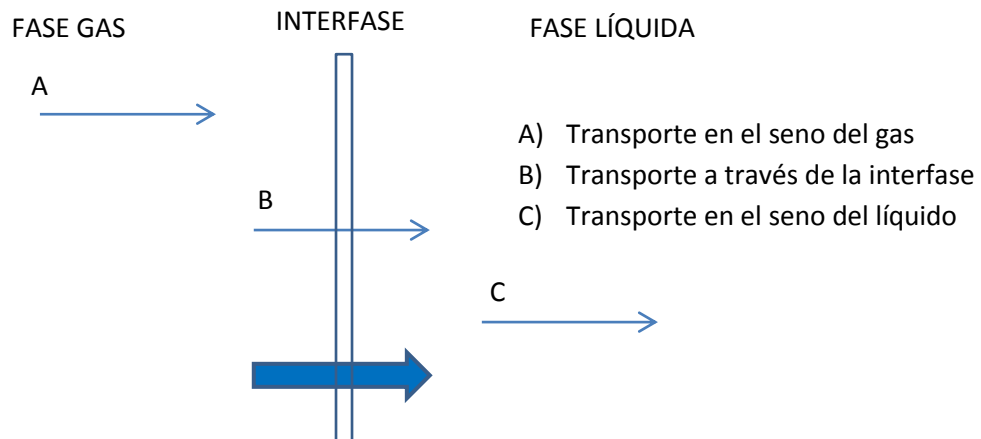


Figura 4. 1. Esquema de la transferencia del soluto durante el proceso de absorción.

Los objetivos de la absorción pueden ser los siguientes:

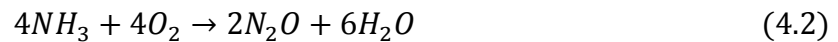
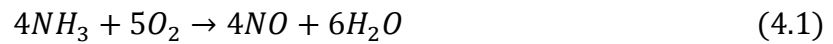
- Recuperar un componente gaseoso.
- Eliminar un componente gaseoso no deseado.
- Obtención de un líquido rico en un determinado componente.

Puesto que el objetivo es recuperar el amoníaco, para el proceso de absorción se requeriría agua como disolvente para obtener una disolución rica en amoníaco que podría ser utilizada en otras líneas de la planta.

b) Incineración Térmica

Es un proceso en el cual el gas contaminante es capturado por un sistema de extracción y calentado a altas temperaturas provocando su oxidación y dando como resultado otros compuestos menos contaminantes.

En el caso del amoníaco, a partir de los 1100 K, se empieza a oxidar el amoníaco produciéndose óxidos de nitrógeno siguiendo las reacciones que se muestran a continuación (**ecuaciones 4.1 y 4.2**) (Shareefdeen & Singh, 2005).



Estas reacciones están muy favorecidas termodinámicamente ya que son altamente exotérmicas.

Paralelamente, estas altas temperaturas hacen que el nitrógeno del aire reaccione con el oxígeno formando altas cantidades de óxido de nitrógeno (NO), siendo esta reacción muy endotérmica y desfavorable termodinámicamente.

El NO es un compuesto inodoro, por lo que éste sería un buen proceso si el objetivo fuera eliminar malos olores, sin embargo se trata de un compuesto altamente tóxico y cuya emisión está muy regulada.

Las emisiones de dióxido de nitrógeno (NO₂) no están reguladas pero se trata de un gas de efecto invernadero.

Por lo tanto, debido a las emisiones perjudiciales para el medio ambiente y que el amoníaco sería destruido, sin posibilidad de reutilización, este método no sería conveniente para el objetivo de este TFG.

c) Combustión catalítica

Es un proceso parecido al de incineración térmica, sin embargo este proceso permite bajar la temperatura al emplear catalizadores, reduciendo la formación de óxidos de nitrógeno y el consumo de combustible. Se emplea para tratar efluentes muy concentrados (Muñoz, 2007).

Las principales desventajas son el complicado diseño del reactor y los costes del catalizador que suelen ser metales nobles con una corta vida útil.

d) Condensación

Dado que el punto de ebullición del amoníaco es relativamente bajo (240K a 1 atm de presión), este proceso es muy eficiente cuando la concentración de este compuesto en gas es muy alta, bajo presión significativa y cuando se disponen de fluidos criogénicos.

Puesto que los dos componentes de la corriente a tratar, amoníaco y vapor de agua, condensarían ante un enfriamiento brusco, este proceso ha sido descartado debido a la alta complejidad que supondría el diseño del propio condensador.

SOLUCIÓN PROPUESTA

e) Adsorción

La adsorción consiste en la transferencia selectiva de uno o más solutos de una fase fluida a partículas sólidas. Los compuestos son eliminados de la corriente gaseosa al transferirse a la superficie del adsorbente, los cuales disponen de una alta relación superficie/volumen.

Los materiales más utilizados para la adsorción del amoníaco son las zeolitas o el carbón activo. Cuando la concentración de contaminante es muy alta es posible establecer un sistema de adsorción-regeneración para además de recuperar el contaminante poder reutilizar el soporte (Kelleher, Leahy, Henihan, O'Dwyer & Sutton, 2002).

La principal desventaja de este proceso es la saturación del adsorbente, siendo necesaria una regeneración del mismo para volver a utilizarlo. A pesar de esto, su vida útil no es infinita y tras varias regeneraciones, es necesario reponer el adsorbente.

f) Tecnologías Biológicas

La primera aplicación de los tratamientos biológicos data de 1923, cuando se utilizaban para la eliminación del sulfuro de hidrógeno H_2S de aguas residuales. No es hasta 1980 cuando empiezan a emplearse en la eliminación de otros compuestos (Van Groenestijin & Kraakman, 2005).

En función de su forma de operación, existen tres tipos de tratamientos biológicos: biolavadores, biofiltros y biofiltros de escurrimiento.

Se diferencian entre ellos según la fase móvil, la presencia o no de soporte y el estado de la biomasa activa.

A continuación se nombrarán algunas ventajas y desventajas de los tratamientos de gases mediante tecnologías biológicas (Muñoz, 2007).

Ventajas:

- Son capaces de degradar los contaminantes a otros productos menos contaminantes a temperatura y presión ambientales.
- Costes de inversión moderados.
- Costes de operación relativamente bajos.
- Altos rendimientos de degradación de mezclas de compuestos orgánicos e inorgánicos.
- Procesos aceptados como naturales y con bajo requerimiento energético.

Desventajas:

- Ciertos compuestos de etapas previas del proceso pueden ser tóxicos y/o letales para los microorganismos.
- Elevada sensibilidad ante cambios de temperatura, humedad y pH.
- Es un tratamiento destructivo, lo que es un inconveniente para el objetivo de este TFG

4.2.1. Proceso seleccionado

De las diferentes alternativas mencionadas en el anterior apartado, los métodos de tecnologías biológicas, incineración térmica y combustión catalítica, pese a ser muy eficaces, quedan descartados puesto que el compuesto a separar se vería transformado en otros productos o eliminado, lo que no interesa para el objetivo de este TFG.

Respecto al proceso de adsorción, se ha optado por descartarlo, puesto que tiene la desventaja de la saturación del adsorbente, que requeriría una continua regeneración del mismo.

Puesto que el objetivo es obtener una disolución de amoníaco en agua a la salida de la torre, ya que este tipo de disoluciones son utilizadas en otros puntos de la planta, el proceso de absorción, utilizando agua como absorbente, es el más adecuado para las características de la corriente, ya que permite recuperar el amoníaco para poder reutilizar la disolución resultante. De esta forma, no existirá inerte en el sistema, ya que tanto el amoníaco como el vapor de agua serán trasferidos a la corriente líquida. La transferencia de masa vendrá dada por la solubilidad del amoníaco en agua y además existirá transferencia de calor y cambio de fase (condensación) debido a que la corriente de agua estará más fría que la corriente de vapor. Por lo tanto, en el sistema sucederán simultáneamente los procesos de absorción y condensación.

5. EL PROCESO DE ABSORCIÓN

Equilibrio de la absorción

Los procesos industriales de absorción suelen ser no isotermos, es decir que la temperatura de las corrientes líquida y gaseosa que entran a la torre difieren significativamente.

El equilibrio depende de la temperatura pero para simplificar la explicación del equilibrio de la absorción se considerará un estado isotermo.

La curva de equilibrio se obtiene al representar en un diagrama presión parcial-concentración a temperatura y presión total constante las condiciones de equilibrio del soluto entre ambas fases. A continuación, en la **Figura 5.1** se muestra la curva de equilibrio amoníaco-agua a fin de facilitar la comprensión y la explicación de la misma. En el caso de la **Figura 5.1**, en el eje “y” está representado la fracción másica del amoníaco en el agua (Se explicará con respecto a la curva correspondiente a 20 °C).

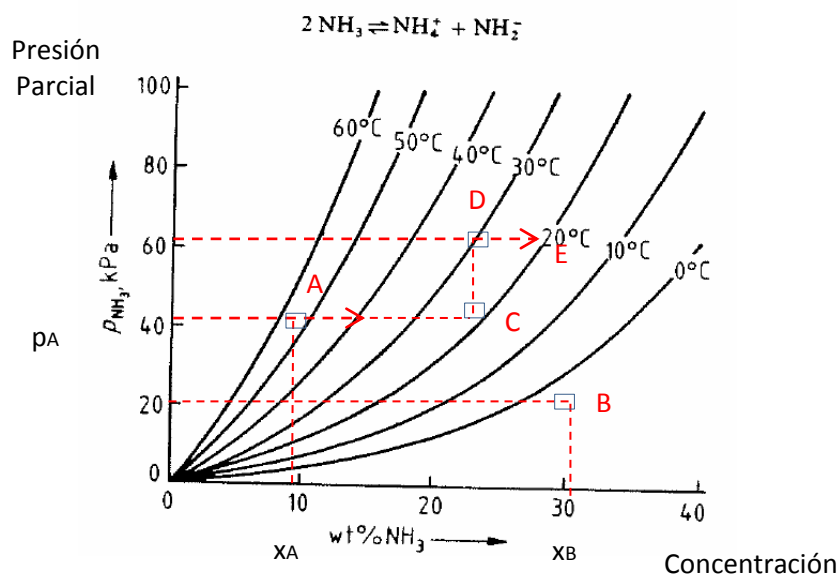


Figura 5. 1. Curva de equilibrio de la mezcla amoníaco agua (Perry, Green , & James, 2001)

Un punto cualquiera por encima de esta curva (A) representa un gas a una determinada presión (p_A) parcial sobre un líquido con una determinada concentración de soluto (p_B). En caso de que el gas se esté renovando continuamente, la presión parcial se mantendrá constante mientras la concentración de soluto en el líquido aumentará hasta alcanzar la curva de equilibrio (C), momento en el cual la absorción se detiene.

EL PROCESO DE ABSORCIÓN

Por el contrario, un punto por debajo de la curva de equilibrio (B) representa una concentración de soluto por encima del equilibrio (x_B). En este caso la transferencia será de la fase líquida a la fase gaseosa produciéndose el proceso de Desorción

Una vez alcanzado el equilibrio será necesario poner en contacto el líquido con una fase gaseosa que contenga soluto a mayor presión, colocando al sistema en el punto D hasta que de nuevo vuelva a encontrarse con la curva de equilibrio (E).

5.1. Selección del absorbente

Según la naturaleza del componente gaseoso a separar, tiene que emplearse un disolvente que disuelva selectivamente dicho componente. Es decir, que disuelva el gas a separar y no el gas portador.

Presiones elevadas y temperaturas bajas favorecen la absorción. Dependiendo del tipo de disolvente, el gas absorbe por disolución física (absorción física) o por reacción química (absorción química).

La disolución absorbente que se usa con mayor frecuencia es el agua, aunque también se utilizan disoluciones alcalinas o ácidas, incluso aminas y algunos hidrocarburos, dependiendo del compuesto a eliminar. En el caso del agua, esta es muy efectiva para tratar, además de amoníaco, compuestos como aminas, cetonas, acetatos, etc. (Nabais, 2006). Sin embargo a la hora de elegir el disolvente es conveniente tener en cuenta distintos aspectos como la solubilidad del gas, volatilidad, viscosidad, corrosividad, seguridad o el coste.

En el caso de este TFG, puesto que la corriente a tratar contiene vapor de agua, lo ideal para realizar la absorción sería la utilización de un absorbente distinto del agua en el cual sea soluble el amoníaco y a poder ser que produjera reacción química, lo que aumentaría en gran medida la eficiencia de la absorción. Sin embargo, la corriente obtenida a la salida de la torre sería una mezcla del absorbente con amoníaco, lo cual sería inservible para la planta, y además se requeriría un proceso adicional para separar el amoníaco o, en caso de no querer recuperarlo, aumentaría el coste debido a la gestión de esa corriente residual.

Debido a que FERTIBERIA usa disoluciones de agua amoniacaes en otros puntos de la planta, como por ejemplo para la producción de abono líquido, y que, además, la fábrica dispone de tanques de agua a temperatura ambiente, se utilizará precisamente agua como absorbente para el proceso, con el objetivo de obtener este tipo de disolución a la salida de la torre de absorción.

De este modo, se tendrá una fusión entre dos procesos, absorción y condensación, donde la transferencia de masa vendrá dada por la solubilidad del amoníaco en agua y la transferencia de calor y la condensación, por el gradiente de temperaturas, que suceden simultáneamente.

5.2. Torres de absorción

Los absorbedores son un sistema de depuración que se utilizan para eliminar partículas y gases de escape de las corrientes de las fábricas. Los depuradores también pueden utilizarse para la recuperación de calor de los gases calientes por condensación. Un lavador de gases se utiliza para limpiar el aire, gases de combustión u otros gases con diversos contaminantes y partículas en polvo. Las disoluciones pueden ser simplemente agua o disoluciones que reaccionan específicamente con ciertos compuestos.

En las columnas de absorción es donde se pone en contacto a contracorriente el vapor que circula de abajo a arriba de la torre y el líquido que se introduce por la parte superior de esta. Estas columnas suelen estar colocadas en forma vertical y tener forma cilíndrica, además su relación Altura/Diámetro suele ser bastante grande.

En la **Figura 5.2** se muestra un esquema general de una torre de absorción con sus entradas y salidas de líquido y vapor.

Existen tres tipos principales de torres de absorción: torres empacadas, torres de platos y torres de pulverización, que se describen a continuación.

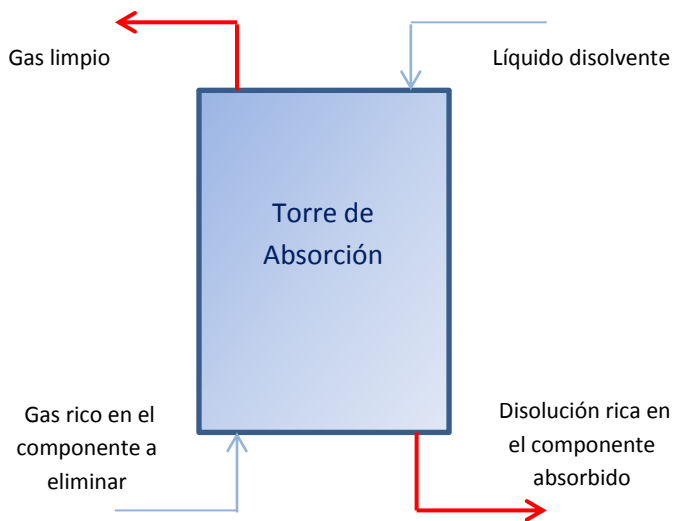


Figura 5. 2. *Esquema general de una torre de absorción.*

5.2.1. Torres empacadas

Las torres empacadas son dispositivos utilizados en la absorción de gases y algunas otras operaciones. Consisten en columnas cilíndricas equipadas con una entrada de gas y un espacio de distribución en la parte inferior; una entrada de líquido y un distribuidor en la parte superior; así como salidas para el gas y líquido por cabeza y cola respectivamente.

Su interior está relleno de cuerpos sólidos inertes que reciben el nombre de relleno de la torre o empaques, que proporcionan un área de superficie grande para facilitar el contacto entre el líquido y el gas.

Las torres empacadas pueden alcanzar eficiencias de eliminación más altas, manejar razones de líquido más altas y tener requerimientos de consumo de agua relativamente más bajos que otros tipos de absorbentes de gas. Sin embargo, las torres empacadas pueden también tener caídas de presión altas en el sistema, potencial de obstrucción y ensuciamiento alto, y costes de mantenimiento elevados debido a la presencia del material de empaque.

En las **Figura 5.3** y **5.4** se muestra un esquema de una torre empacada y diferentes tipos de empaques al azar, respectivamente.

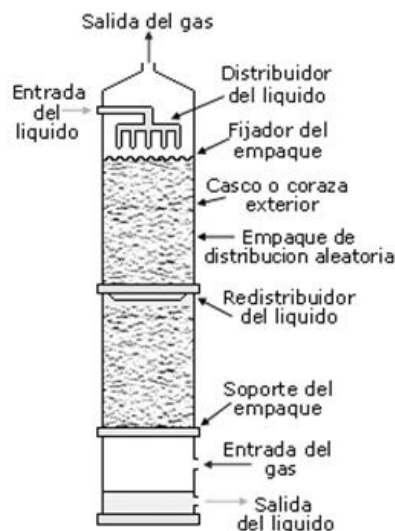


Figura 5.3. Torre empacada

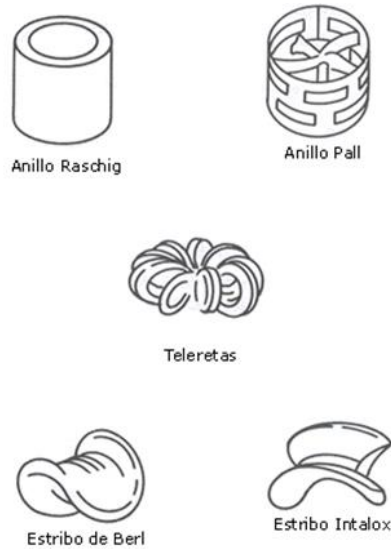


Figura 5. 4. *Tipos de empaques*

El elemento característico de este tipo de torres es sin duda el empaque, el cual debe ofrecer las siguientes características (Martinez Alvarado & Morales Mendivelso, 2012):

- Proporcionar una superficie interfacial entre el líquido y el gas.
- Permitir el paso de grandes volúmenes de fluido a través de pequeñas secciones transversales, sin recargo ni inundación.
- Ser químicamente inerte con respecto a los fluidos que se están limpiando.
- Ser estructuralmente fuerte para permitir el manejo y la instalación.
- Tener bajo precio.

5.2.2. Torres de platos

Son columnas cilíndricas dispuestas en posición vertical. En su interior se pueden encontrar unos dispositivos llamados bandejas o platos. El objetivo principal de estos dispositivos es proporcionar una gran superficie de contacto entre las dos fases: la fase gaseosa y la fase líquida.

Los platos o bandejas se ponen en contacto con la fase líquida y el gas en contracorriente.

El diseño de las columnas de platos se basa en los principios de los cálculos para la determinación del número de platos teóricos, para conseguir una concentración determinada a partir de la técnica de absorción de gases (Gases).

EL PROCESO DE ABSORCIÓN

La utilización de las columnas de platos se realiza básicamente en operaciones a gran escala.

En la **Figura 5.5** se muestra una torre de platos donde se observa cómo el absorbente es introducido por el plato superior y va recorriendo los distintos platos aumentando el tiempo y la superficie de contacto con el gas a tratar.

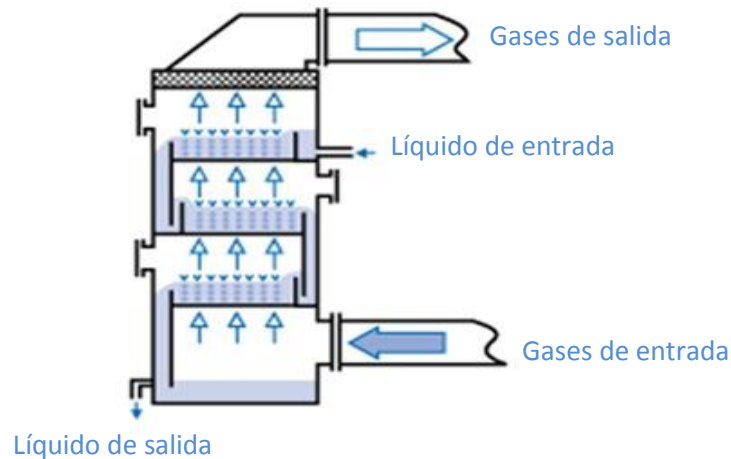


Figura 5. 5. Torre de platos (Sáñez González, 2012).

Como ventajas, las torres de platos tienen un coste inicial relativamente bajo y son de fácil limpieza. Además tiene una mejor distribución del líquido en comparación con las torres empacadas. Como inconvenientes, las torres de platos tienen una alta caída de presión, alto burbujeo del gas en el líquido y un mayor riesgo de corrosión. Este tipo de torres se usa principalmente en procesos de destilación.

5.2.3. Torres de pulverización

Las torres de pulverización son el tipo más simple de torres de lavado de gases. En una torre de pulverización el gas contaminado entra a una cámara donde se pone en contacto con el vapor de agua producido por boquillas de aspersión.

Las torres pueden colocarse tanto en la trayectoria vertical como en la horizontal del flujo de gas residual. La aspersión del líquido puede dirigirse en contra del flujo del gas, en la misma dirección del flujo del gas, o perpendicular al flujo de gas (Hemmer, 2002).

En la **Figura 5.6** se muestra un ejemplo de una cámara de aspersión vertical a contra corriente.

El flujo de gas entra por el fondo de la torre y fluye hacia arriba. El agua es pulverizada hacia abajo desde las boquillas situadas en las paredes de la torre o en el centro de la torre. Las pequeñas gotas de agua capturan las partículas suspendidas en el flujo de gas por medio de impacto, intercepción y difusión. Las gotas lo suficientemente grandes para caer por gravedad, se recolectan al fondo de la cámara. Las gotas que permanecen atrapadas en el flujo del gas son recolectadas en un eliminador de rocío corriente arriba de las boquillas como se puede observar en la **Figura 5.6**.

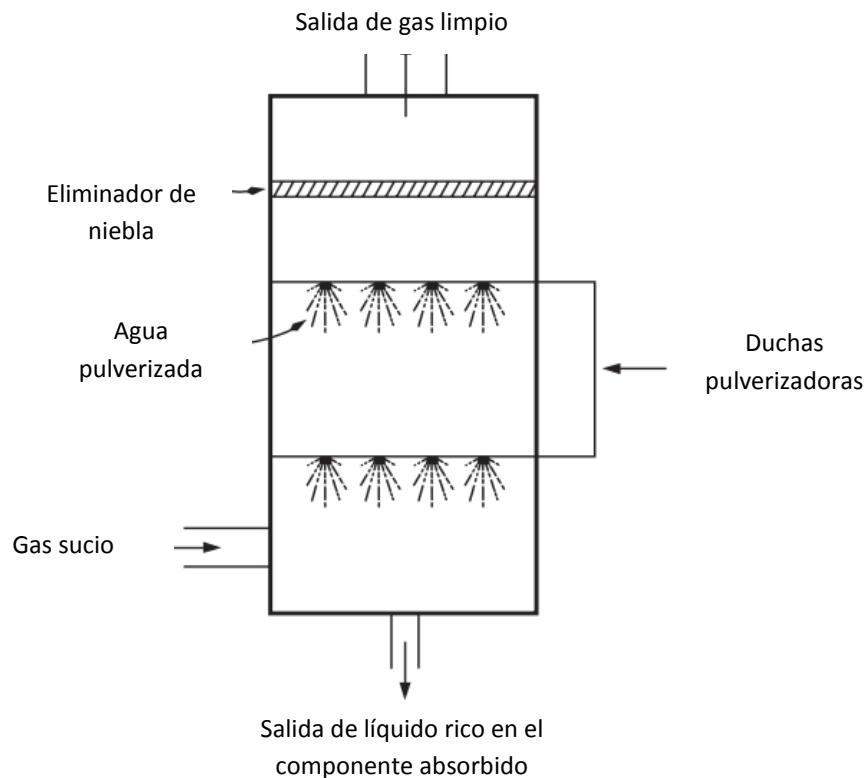


Figura 5. 6. Torre de pulverización vertical a contracorriente (Hemmer, 2002).

Las ventajas de las torres de pulverización son, principalmente: (TECNOTECA, 2002)

- La caída de presión es relativamente baja.
- Se pueden manejar polvos inflamables y explosivos con poco riesgo.
- La construcción con plástico reforzado con fibra de vidrio permite operar en atmósferas altamente corrosivas.
- La inversión inicial es relativamente baja.
- No presenta muchos problemas de obstrucción.
- Los requisitos de espacio son relativamente bajos.
- Tienen capacidad para capturar tanto partículas como gases.

La principal desventaja en este tipo de torres son los costes de bombeo debido a la caída de presión provocadas por las boquillas de aspersion (Treybal, 1988).

5.3. Selección del tipo de torre de absorción

Los tres tipos de torres son perfectamente factibles para el objetivo de este TFG, sin embargo se ha optado por escoger la torre de pulverización.

Puesto que el sistema de absorción que se propondrá solo estará en marcha durante una hora tras el arranque de la planta, y teniendo en cuenta que el amoniaco es un compuesto altamente soluble en agua, se ha escogido este tipo de torre debido, principalmente, a su sencillez en cuanto a diseño, menor inversión inicial y otros factores como pueden ser la baja caída de presión, su facilidad de limpieza o sus escasos niveles de obstrucción.

6. DISEÑO DEL SISTEMA DE ABSORCIÓN

6.1. Descripción del sistema de tratamiento propuesto

En la **Figura 6.1** se muestra un esquema del proceso propuesto mostrando los equipos necesarios.

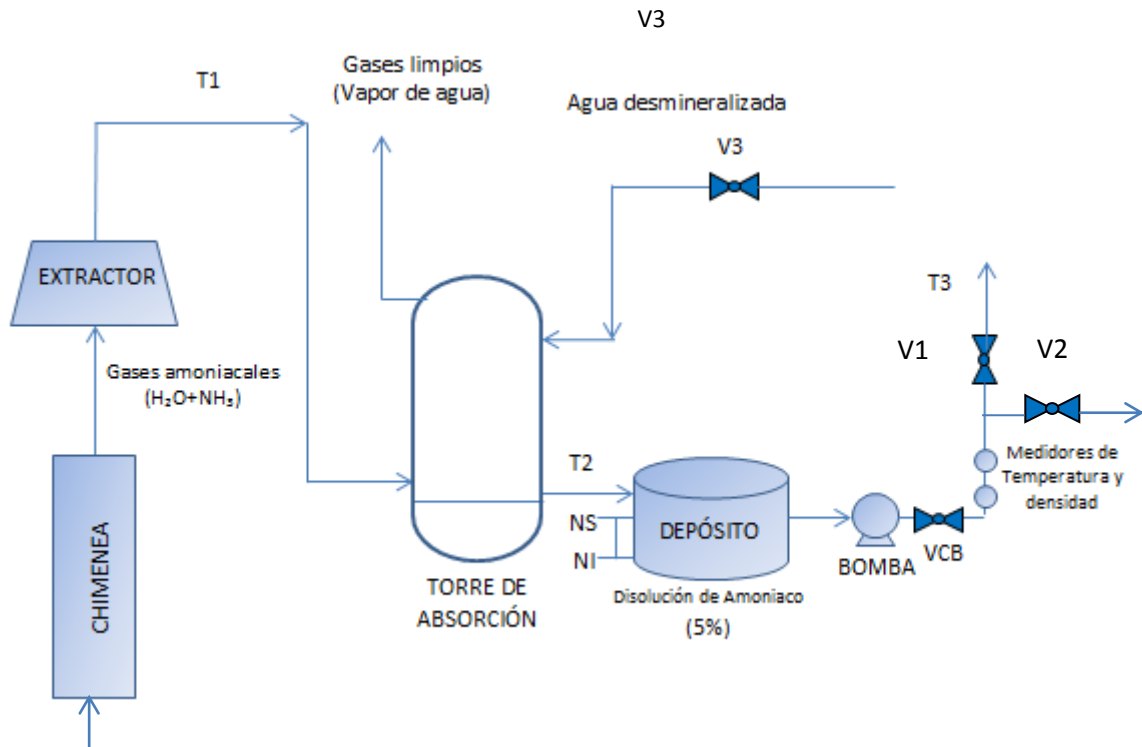


Figura 6. 1. Esquema del tratamiento por absorción.

Los gases amoniacales son captados por un extractor de humos. Es necesario que esta captación sea mediante un extractor ya que si se acoplara una tubería directamente, se correría el riesgo de explosión puesto que estos gases proceden de equipos a presiones entorno a las cuatro atmósferas.

Una vez captados son dirigidos a la torre de absorción. Se introducen por la parte inferior de esta, desde donde ascienden mientras se someten a dicho proceso.

Durante el proceso los gases amoniacales se ponen en contacto con agua a contracorriente impulsada por duchas pulverizadoras colocadas en el interior de la torre.

DISEÑO DEL SISTEMA DE ABSORCIÓN

El agua amoniacal obtenida (concentración 5%) se acumula en el fondo de la torre, donde por rebosamiento y mediante una tubería (T2) en pendiente se almacena en un depósito.

Desde este depósito y con ayuda de una bomba, se enviará esta disolución a otros depósitos a través de la tubería T3 y la válvula V1, donde podrá ser utilizada, por ejemplo para la producción de abono líquido.

En caso de que los sensores de temperatura detecten que la concentración de la disolución es superior al 5%, esta será conducida a otros depósitos donde se diluirá hasta el 5 % de concentración a través de la válvula V2.

6.1.1. Características de la corriente a tratar

La chimenea recoge los gases amoniacales procedentes de los tanques D-103, D-104, D-106 y de las bombas G-101 A/B y G-107 A/B (ver **Figura 2.9**).

Como se explicó en el apartado origen del proyecto, durante la primera hora tras el arranque de la planta de neutralización de nitrato amónico, la proporción NH_3/HNO_3 es más alta de lo normal hasta alcanzar la estabilización transcurrida una hora.

En la **TABLA 6.1** se muestra cómo evolucionan la cantidad y la proporción en masa de reactivos en el reactor desde el momento del arranque hasta la estabilización.

TABLA 6.1. Evolución de la proporción de reactivos durante el arranque de la planta.

	t_0	t_{Final}
HNO₃ (T/h)	10,82	47,74
NH₃ (T/h)	2,64	7,7
Proporción másica(HNO₃/ NH₃)	4,1	6,2

Como se muestra en la **TABLA 6.1**, la cantidad de ácido nítrico y la de amoníaco van aumentando junto con su proporción desde el momento del arranque hasta la estabilización. En la estabilización la proporción entre los reactivos es 6,2, la cual corresponde a la proporción estequiométrica en la que los dos reactivos reaccionan por completo.

Como se puede observar en la **ecuación 2.1** por cada mol de amoníaco, reacciona un mol de ácido nítrico. Para calcular la relación estequiométrica hay que tener en cuenta que la riqueza del ácido nítrico es del 60% como se mostró en la **TABLA 2.11**.

Teniendo en cuenta el peso molecular (Mr) de los dos compuestos ($\text{Mr}_{\text{NH}_3} = 17\text{g/mol}$ y $\text{Mr}_{\text{HNO}_3} = 63\text{g/mol}$), su proporción másica resulta:

$$\frac{HNO_3}{NH_3} = \frac{1 \text{ mol } HNO_3}{1 \text{ mol } NH_3} = \frac{63}{0,6 \text{ g}} = 6,17 \quad (6.1)$$

Durante el periodo comprendido entre el arranque y la estabilización, el amoniaco en exceso que no reacciona se evapora junto con el agua de la disolución de ácido nítrico y llega a través de los conductos de vapor hasta la chimenea.

Tomando la media entre los datos en el instante t_0 y la estabilización se calculará la cantidad de amoniaco que no reacciona y la cantidad de vapor de agua que sale del reactor por los conductos de gases calientes.

a) Amoniaco emitido durante el arranque

Puesto que la proporción entre los dos reactivos va variando entre el arranque y la estabilización, se calculará la media entre ambos instantes con el fin de estimar un caudal constante durante la hora que dura el arranque hasta la estabilización.

Si se calcula la media (M) entre el instante t_0 y la estabilización para ambos reactivos se obtiene un caudal másico medio de amoniaco de 5,17 T/h y de 29,28T/h de disolución de ácido nítrico al 60% (**ecuación 6.2 y 6.3**):

$$M_{NH_3} = \frac{(m_{NH_3})_{t_0} + (m_{NH_3})_{t_f}}{2} = \frac{2,64 + 7,7}{2} = 5,17 \text{ T/h} \quad (6.2)$$

$$M_{HNO_3} = \frac{(m_{HNO_3})_{t_0} + (m_{HNO_3})_{t_f}}{2} = \frac{10,82 + 47,74}{2} = 29,28 \text{ T/h} \quad (6.3)$$

A continuación, a partir de los valores medios obtenidos tanto del amoniaco como de ácido nítrico, se calcula la proporción entre ambos reactivos durante ese periodo de tiempo

$$\left(\frac{HNO_3}{NH_3}\right)_{media} = \frac{M_{HNO_3}}{M_{NH_3}} = \frac{29,28}{5,17} = 5,66 \quad (6.4)$$

DISEÑO DEL SISTEMA DE ABSORCIÓN

Puesto que la proporción óptima HNO_3/NH_3 es 6,2 (ver **ecuación 6.1**), durante este periodo de tiempo ha habido un exceso de amoníaco en el reactor que no ha reaccionado y se ha evaporado, emitiéndose a la atmósfera.

Para calcular esa cantidad media de amoníaco en exceso, primero se calcula la cantidad media de amoníaco que reacciona en el reactor a partir de la cantidad media de disolución de ácido nítrico introducida (**ecuación 6.3**) y la proporción estequiométrica (**ecuación 6.1**).

$$\frac{\text{HNO}_3}{\text{NH}_3} = 6,2 = \frac{29,28}{\text{NH}_3} \quad (6.5)$$

De la **ecuación 6.5** se obtiene:

$$\text{NH}_3 = 4,72 \text{ T.}$$

La cantidad media de amoníaco que reacciona con la cantidad media de disolución de ácido nítrico introducido al reactor es 4,72 Toneladas. Sin embargo, como se muestra en la **ecuación 6.2**, en el reactor se han introducido 5,17 Toneladas de amoníaco. La diferencia entre la cantidad media introducida y la cantidad media que reaccionaría completamente corresponderá a la cantidad media de amoníaco que se emite por la chimenea durante el periodo de tiempo de una hora comprendido entre el arranque de la planta y la estabilización.

$$\text{Cantidad de amoníaco emitido} = 5,17 - 4,72 = 0,45 \text{ T} \quad (6.6)$$

Pese a que no todo el amoníaco que no reacciona en el reactor se evapora y se emite a la atmósfera, sino que sale del reactor con el nitrato amónico formado, en el caso más desfavorable se emitirían a la atmósfera 450 Kg de amoníaco.

a) Vapor de agua emitido durante el arranque

El vapor de agua emitido a la atmósfera corresponderá a la diferencia entre el agua introducida en el reactor y el agua presente en el nitrato amónico formado.

Como se muestra en la **TABLA 2.11**, la disolución de ácido nítrico introducido en el reactor se encuentra al 60% en peso, por lo que el agua introducida al reactor corresponderá al 40% del total de ácido nítrico introducido (**ecuación 6.3**).

$$M(H_2O)_{introducida} = 29,28 \cdot 0,4 = 11,71 \text{ Tn} \quad (6.7)$$

Como se ha calculado a partir de la **ecuación 6.5**, en el reactor reaccionan 4,72 Tn de NH_3 . A partir de la reacción estequiometria (**ecuación 2.1**), se calcula la cantidad de nitrato amónico formado en el reactor (**ecuación 6.8**).

$$4720 \text{ kg } NH_3 \cdot \frac{1 \text{ mol } NH_3}{0,017 \text{ kg } NH_3} \cdot \frac{1 \text{ mol } NH_4NO_3}{1 \text{ mol } NH_3} \cdot \frac{0,08 \text{ kg } NH_4NO_3}{1 \text{ mol } NH_4NO_3} = 22211,76 \text{ Kg } NH_4NO_3 \quad (6.8)$$

Como se observa en la **Figura 2.9**, el nitrato amónico formado se encuentra al 76% en peso a la salida del reactor, por lo que el agua contenida en esta corriente corresponderá a la que no se ha evaporado en el reactor (**ecuación 6.9**):

$$\frac{M_{NH_4NO_3}}{M_{NH_4NO_3} + M_{H_2O}} = 0,76 \quad (6.9)$$

De la **ecuación 6.9** se obtiene que: $M(H_2O)_{disuelta} = 7014,24 \text{ Kg}$ de agua se mantienen sin evaporar.

Por lo tanto, la cantidad de agua evaporada, se calculará como la diferencia entre las dos cantidades calculadas previamente (**ecuación 6.10**):

$$M(H_2O)_{evaporada} = M(H_2O)_{introducida} - M(H_2O)_{disuelta} \quad (6.10)$$

De la **ecuación 6.10** se obtiene:

$$M(H_2O)_{evaporada} = 4695,76 \text{ Kg}$$

Así, durante la hora que dura el proceso de arranque, se emiten a la atmósfera 4,69 Tn de vapor de agua.

DISEÑO DEL SISTEMA DE ABSORCIÓN

Estos gases calientes formados por vapor de amoníaco y vapor de agua, como se mostró en el apartado 2.3.2, son usados en diferentes partes del proceso como medio calefactor.

A consecuencia de ello, parte de estos gases condensan y se obtienen como condensados limpios o condensados sucios (**TABLA 2.13** y **TABLA 2.14**)

Puesto que el agua tiene un punto de ebullición más alto que el amoníaco, esta condensará en mayor cantidad que el amoníaco.

En la **TABLA 6.2** se muestran los porcentajes de condensación, estimados en base a la experiencia en la fábrica, así como la composición final de la corriente gaseosa.

Se calcularán también los flujos molares de cada componente del gas, a partir de sus pesos moleculares ($M_r(\text{NH}_3) = 17,03 \text{ g/mol}$ y $M_r(\text{H}_2\text{O}) = 18 \text{ g/mol}$), para obtener la fracción molar.

TABLA 6. 2. *Flujo molar y composición de los gases procedentes de la chimenea.*

	Cantidad inicial(Kg/h)	% de condensación	Cantidad final (Kg/h)	Fracción másica	Flujo molar (kmol/h)	Fracción molar
NH₃	450	6%	423	0,11	24,83	0,122
Vapor de Agua	4695,76	32%	3193,11	0,89	177,39	0,878

Debido a la posibilidad de que la concentración de amoníaco aumente, se redondeará el caudal de amoníaco a 500 kg/h para hacer los cálculos. De esta forma se va a sobredimensionar la cantidad de agua necesaria a aportar durante el proceso y así asegurarse que la concentración de la disolución a la salida de la torre no supere el 5%.

Por lo tanto, los flujos molares y la composición de la corriente a partir de la cual se realizarán los cálculos se muestran en la **TABLA 6.3**.

TABLA 6. 3. *Flujo molar y fracción molar de la corriente de gas.*

	Kmol/h	Fracción molar
Amoniaco (NH₃)	29,41	0,142
Vapor de agua (H₂O)	177,39	0,858
Caudal molar total(kmol/h)	206,8	

El cálculo del caudal volumétrico se realizará mediante la ecuación de los gases ideales (**ecuación 6.11**)

$$P \cdot Q = G \cdot R \cdot T \quad (6.11)$$

Dónde:

- P = presión (atm)
- Q = Caudal volumétrico (L/h)
- G= Caudal molar (mol/h)
- R = constante universal = 0.082 ((L · atm) /(mol · K))
- T = Temperatura (K)

Despejando el caudal volumétrico y sustituyendo los valores (**ecuación 6.12**):

$$Q = \frac{G \cdot R \cdot T}{P} = \frac{(29,41 + 177,39) \cdot 10^3 \cdot 0,082 \cdot (97,5 + 273)}{1} = 6282790,8 \text{ L/h} \quad (6.12)$$

Por lo tanto: **Q= 6282,79 m³/h = 1,74 m³/s**

En la **TABLA 6.4** se muestra un resumen de todos los valores calculados en este apartado y las condiciones de operación de la corriente gaseosa.

TABLA 6. 4. *Composición y condiciones de los gases procedentes de la chimenea.*

Caudal (m³/s)	1,74
Fracción molar Amoniaco (NH₃)	0,142
Fracción molar de Vapor de Agua	0,858
Presión (atm)	1
Temperatura(K)	370,5

6.2. Dimensionado y selección de los principales elementos del sistema propuesto

En este apartado se diseñarán parte de los equipos que forman el sistema propuesto (ver **Figura 6.1**) y se seleccionarán de acuerdo a las necesidades del mismo.

6.2.1 Extractor

Los gases salientes de la chimenea han de ser captados y conducidos a la torre de absorción.

Puesto que los depósitos de donde proceden estos gases amoniacales están a una presión aproximada de 4 atmósferas, no es posible acoplar una tubería directamente a la chimenea porque se correría riesgo de explosión.

La solución puede ser una extracción localizada de estos gases en la salida de la chimenea mediante un sistema de captación de gases como puede ser una campana extractora.

Este sistema de captación consta de tres elementos básicos (Guardino Solá, 2004):

- Campana: Es la parte del sistema a través del cual son captados los contaminantes.
- Conducto: Lugar por donde el gas extraído circula hasta el ventilador.
- Ventilador: Mecanismo que proporciona la energía necesaria para que el aire circule a través de la campana y el conducto.

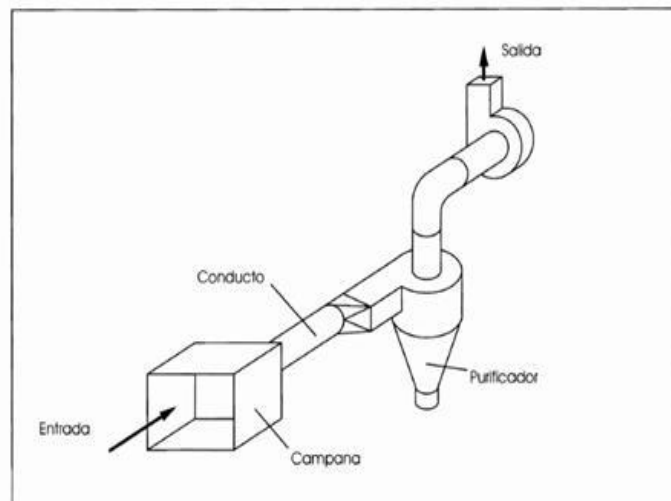


Figura 6. 2. Sistema de captación de gases contaminantes.

Todo sistema de extracción localizada requiere un diseño y unas características de funcionamiento que permitan el arrastre del contaminante a la velocidad necesaria, su transporte a través de la instalación a un caudal adecuado y un ventilador que proporcione dicho caudal venciendo la pérdida de carga ofrecida por el conjunto de la instalación.

Para este caso en concreto se dispondrá de un sistema de extracción donde en la campana, que se colocará cubriendo la salida de la chimenea, se colocarán unas pestañas de modo que, cuando el motor del sistema de extracción esté en marcha éstas estén cerradas para impedir que los gases de la chimenea se escapen al exterior, entrando en el sistema de tratamiento y cuando el motor no esté en marcha las pestañas quedarán abiertas para permitir que los gases salgan sin problemas a al exterior.

El diseño de este sistema propuesto para el extractor queda fuera del alcance de este TFG, pero sí se seleccionará un equipo comercial.

- Selección del extractor

El extractor seleccionado es un ventilador helicoidal tubular con camisa de chapa de acero reforzada y protegida contra la corrosión de la marca S&P de la serie TTT_N.

El principal motivo por el que se ha escogido este extractor es porque de la amplia gama de extractores industriales que ofrece S&P, esta serie es la que más se ajusta a las características de los gases que va a extraer, ya que soporta temperaturas del aire a trasegar de hasta 120°C.

Dentro de esta serie el modelo seleccionado es el TTT/4-450/H N ya que, tanto por su diámetro como por el caudal máximo que puede trasegar, es el que más se adapta a las condiciones requeridas ($Q= 6282,79 \text{ m}^3/\text{h}$) (**Figura 6.3**).

Modelo	Velocidad (r.p.m.)	Diámetro (mm)	Potencia motor (kW)	Intensidad máxima absorbida (A)		Caudal máximo (m ³ /h)	Nivel de presión sonora* a 1,5 m (dB(A))	Peso (kg)
				230 V	400 V			
TTT/4-450/L N	1440	450	0,37	2,1	1,2	5.300	68	22
TTT/4-450/H N	1415	450	0,55	2,9	1,7	7.400	72	25
TTT/4-500/L N	1400	500	0,55	3,1	1,8	9.100	73	37
TTT/4-500/H N	1390	500	0,75	3,6	2,1	10.500	75	38
TTT/4-560/L N	1400	560	0,75	3,8	2,2	11.500	73	32

Figura 6. 3. Características técnicas del extracto seleccionado

6.2.2. Torre de absorción

Una vez los gases son extraídos de la chimenea mediante el extractor, estos son dirigidos directamente a la parte inferior de la torre de absorción.

Como se explicó en el apartado 6.1, el gas asciende por la torre mientras es bañado por agua a contracorriente, la cual proviene de unas duchas instaladas en el interior de la torre.

Parte del vapor de agua de la corriente gaseosa, junto con el amoniaco, se absorberá y condensará y se acumulará en el fondo de la torre.

DISEÑO DEL SISTEMA DE ABSORCIÓN

Antes de realizar el cálculo de caudales, en la **Figura 6.4** se muestra un esquema con los datos conocidos hasta el momento y los que se calcularán posteriormente.

Cabe destacar que, para el cálculo de la corriente gaseosa a la salida, se ha supuesto un porcentaje de eliminación del 99% en base a una torre de absorción instalada años atrás en la empresa como se explicará más adelante.

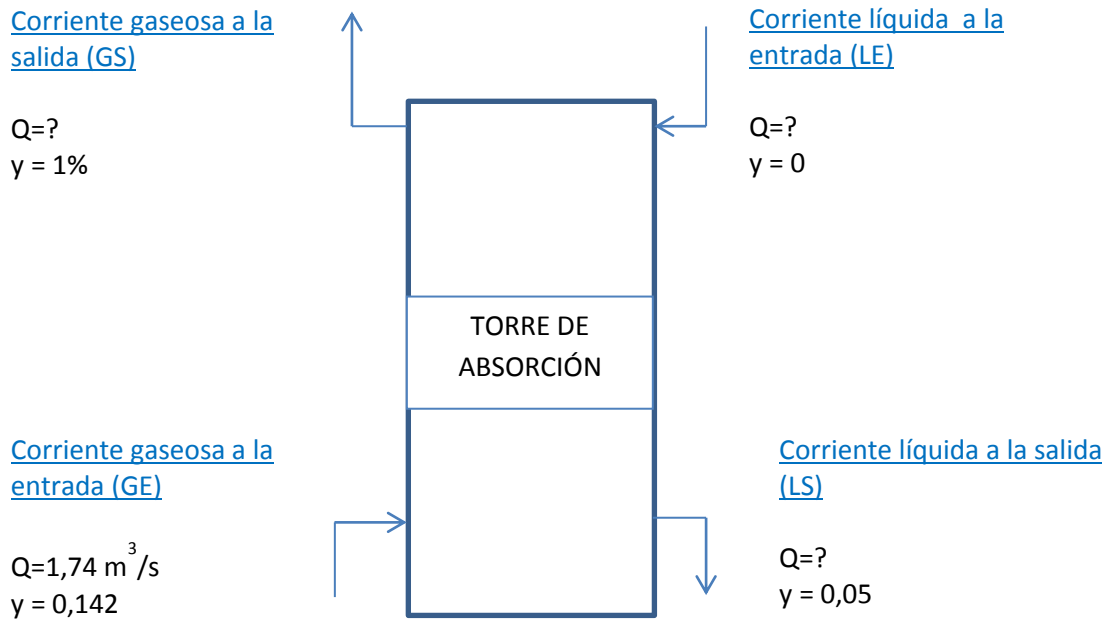


Figura 6. 4. Esquema de las corrientes y composición conocidas en la torre de absorción.

a) Corriente gaseosa a la entrada

En el apartado 6.1.1. se obtuvieron los caudales másicos, molares y volumétricos de esta corriente.

En la **TABLA 6.5** se muestra un resumen de los caudales de los distintos componentes de la corriente gaseosa obtenidos en este apartado.

TABLA 6. 5. Caudales y composición de la corriente gaseosa de entrada a la torre de absorción

	Amoniaco (NH ₃)	Vapor de agua (H ₂ O)	Total (NH ₃ + H ₂ O)
Caudal Volumétrico (m³/h)	-	-	6282,56
Caudal Molar (kmol/h)	29,41	177,39	206,8
Caudal Másico (Kg/h)	500	3193,11	3693,11
% molar	14,2	85,8	100

b) Corriente líquida a la salida

Como se muestra más adelante en la **Figura 6.7**, el rendimiento de eliminación de nuestra torre es del 99% por lo que los moles contenidos en la corriente líquida a la salida corresponderán al 99% de los entrantes en la corriente gaseosa.

$$G_{LS} = G_{Ge} \cdot 99\% = 29,41 \cdot 0,99 = 29,11 \quad (6.13)$$

Se pretende obtener en la corriente líquida de salida una disolución amoniacal con un 5% de concentración de amoniaco, ya que a valores de concentración superiores (entorno al 10%) esta disolución puede acarrear problemas de corrosión en las tuberías o en el depósito. Conocida la cantidad de amoniaco y su proporción en la disolución es posible calcular la cantidad de agua que habrá en esta corriente mediante la expresión de la **ecuación 6.14**:

$$\frac{G_{NH_3}}{G_{total}} = \frac{G_{NH_3}}{G_{NH_3} + G_{H_2O}} = \frac{29,11}{29,11 + (G_{H_2O})} = 5\% \quad (6.14)$$

De la **ecuación 6.14** se obtiene:

G_{H2O}= 553,09 Kmol/h

Para calcular el caudal másico, se multiplica el caudal molar obtenido por el peso molecular de cada componente, como se muestra en la **ecuación 6.15**.

$$M_{LS} = \left(\frac{29,11 \text{ kmolNH}_3}{\text{hr}} \cdot 17 \frac{\text{Kg}}{\text{kmol}} \right) + \left(553,09 \frac{\text{kmolH}_2\text{O}}{\text{hr}} \cdot 18 \frac{\text{Kg}}{\text{kmol}} \right) = \frac{10450,49 \text{ Kg}}{\text{h}} \quad (6.15)$$

Para calcular el caudal volumétrico es necesaria la densidad de la mezcla, la cual, mediante las tablas de amoniaco-agua (Perry, Green & James, 2001), resulta para una disolución al 5%, un valor de 975 kg/m³.

$$Q_{LS} = \frac{M_{LS}}{\rho} = \frac{10450,49 \frac{\text{Kg}}{\text{h}}}{975 \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}} = 10,71 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \quad (6.16)$$

En la **TABLA 6.6** se muestra un resumen de la corriente líquida a salida de la torre.

TABLA 6. 6. Caudal y composición de la corriente líquida a la salida de la torre.

	Amoniaco (NH ₃)	Vapor de agua (H ₂ O)	Total (NH ₃ + H ₂ O)
Caudal Volumétrico (m³/h)	-	-	10,71
Caudal Molar (kmol/h)	29,11	553,09	582,2
Caudal Másico (Kg/h)	494,87	995,62	10450,49
% molar	5	95	100

c) Corriente gaseosa a la salida y líquida a la entrada

Puesto que en el caso particular de este TFG la corriente gaseosa está formada por amoniaco y agua, y se va a utilizar agua como corriente líquida, se da la situación de que no existe inerte en el sistema, ya que todos los componentes que entran en la torre participan en la transmisión de materia y en la transmisión de calor. Es decir, se trata de una absorción con condensación de ambos componentes, por lo que no es posible calcular los caudales mediante balances de masa ya que sería necesario un estudio exhaustivo del comportamiento de ambos componentes como mezcla para saber cuál de los dos condensaría primero y en qué proporción.

Para poder estimar el caudal de agua necesario para que se produzca la absorción, el cálculo se ha basado en una torre pulverizadora instalada años atrás en esta misma empresa para tratar una corriente gaseosa de características similares y que operaba con una diferencia de concentraciones parecida. Las características de dicha torre se muestran en la **TABLA 6.7.**

TABLA 6.7. Características de la torre de referencia y de la torre objeto.

	Torre de referencia	Torre diseño
Diámetro(m)	7,85	-
Altura(m)	1,78	-
Caudal de amoniaco gaseoso a tratar (kg/h)	3471,53	500
Rendimiento de eliminación	98,5%	99%
Caudal de agua necesario a aportar (m³/h)	60	-

La cantidad de agua necesaria a aportar en la torre objeto del TFG se calculará suponiendo que la relación entre los caudales de gas y de agua en la entrada se mantiene en la misma proporción (**ecuación 6.17**).

$$\frac{Q_{agua}}{M(NH_3)} = \frac{Q_{agua_{tref}}}{M(NH_3)_{tref}} \quad (6.17)$$

Donde;

$Q_{agua_{ref}}$ = Caudal volumétrico (m³/h) en la torre de referencia.

Q_{agua} = Caudal volumétrico (m³/h) en la torre objeto de diseño.

$M(NH_3)_{tref}$ = Caudal másico de amoniaco en la torre de referencia.

$M(NH_3)$ = Caudal másico de amoniaco en la torre objeto de diseño.

Sustituyendo valores se obtiene:

$$Q_{agua} = \frac{Q_{agua_{tref}} \cdot M(NH_3)}{M(NH_3)_{ref}} = \frac{\frac{60m^3}{hr} \cdot \frac{500kg}{hr}}{\frac{3471,53kg}{hr}} = \frac{8,64m^3}{hr} H_2O \quad (6.18)$$

DISEÑO DEL SISTEMA DE ABSORCIÓN

Puesto que la densidad del agua a la temperatura de entrada (20°C) es 998,29 kg/m³, se puede suponer una densidad de 1kg por cada litro, por lo que el caudal másico será:

$$M= 8640 \text{ Kg/hr de agua}$$

Dividiendo el caudal másico por el peso molecular del agua (Mr=18g/mol), se obtendrá el valor del caudal molar:

$$G= 480k \text{ mol/h}$$

Una vez obtenido el caudal de agua necesario, es posible obtener el caudal de vapor de agua que saldrá por la parte superior de la torre a partir del balance total de los caudales molares de agua (**ecuación 6.19**).

$$GG_{entrada} + GL_{entrada} = GG_{salida} + GL_{salida} \quad (6.19)$$

Despejando el caudal molar de vapor de agua a la salida y sustituyendo se obtiene:

$$GG_{salida} = GG_{entrada} + GL_{entrada} - GL_{salida} = 177,39 + 480 - 553,09 = 104,3 \frac{Kmol}{hr} \quad (6.20)$$

El caudal volumétrico se calcula mediante la ley de los gases ideales (**ecuación 6.11**), sustituyendo el caudal molar calculado y los valores de las condiciones de operación (**TABLA 6.4**), obteniendo:

$$Q_{H_2O} = 3168,73 \text{ m}^3/\text{h de vapor de agua}$$

Además, esta corriente está formada por el 1% del amoníaco que entra en la torre por lo que la cantidad de amoníaco contenida en esta corriente será:

$$G_{GS} = G_{Ge} \cdot 0,01 = 29,41 \frac{kmol}{h} \cdot 1\% = 0,294 \frac{Kmol}{h} \quad (6.21)$$

Del mismo modo, mediante la ley de los gases ideales, se calcula el caudal volumétrico de amoníaco en la corriente gaseosa a la salida, obteniendo:

$$Q_{NH_3} = 8,93 \text{ m}^3/\text{h}$$

En la **TABLA 6.8** se resumen todas las corrientes de entrada y salida de la torre de absorción:

TABLA 6.8. Caudal y composición de las corrientes de la torre de pulverización.

Corriente	GASEOSA				LÍQUIDA			
	Q _G (m ³ /h)	G (kmol/h)	%NH ₃ (molar)	%H ₂ O (molar)	Q _L (m ³ /h)	L (kmol/h)	%NH ₃ (molar)	%H ₂ O (molar)
ENTRADA	6282,79	206,8	14,2	85,8	8,64	480	0	100
SALIDA	3168,73	104,59	0,281	99,71	10,71	582,2	5	95

d) Dimensiones de la torre

Del mismo modo que ocurre con el cálculo de caudales, en el caso concreto de este TFG, el proceso que ocurre en la torre de pulverización es una absorción con condensación de ambos componentes, donde no existe inerte. Es decir, todos los componentes que entran en la torre participan tanto en la transferencia de materia como en la transmisión de calor. Como se ha comentado anteriormente, para poder realizar el diseño de la torre sería necesario un estudio a fondo del comportamiento de la mezcla de ambas sustancias y unos cálculos que sobrepasarían el alcance de un TFG.

Por ello, para estimar las dimensiones de la torre, al igual que se hizo con el cálculo del caudal de agua en la entrada de la torre (apartado 6.2.1), se escalará el tamaño a partir de la torre pulverizadora de referencia descrita anteriormente. Las características de la torre se muestran en la **TABLA 6.7**.

- Cálculo de la altura de la torre

Puesto que en una torre de absorción la altura depende del gradiente de concentraciones (Δy) entre la entrada y la salida, por la similitud de operación entre la torre de referencia y la objeto del proyecto se puede hacer la siguiente simplificación para obtener el valor de la altura de la torre:

$$\frac{H_{torre}}{\Delta y} = \frac{H_{torre_{ref}}}{\Delta y_{ref}} \quad (6.22)$$

La concentración de amoniaco a la salida de gas de la torre a diseñar ya es conocida (**TABLA 6.8**). Sin embargo, no se precisan de los datos necesarios para poder conocer este valor de la torre de referencia pero sabiendo que el rendimiento es del 98.5%, la

DISEÑO DEL SISTEMA DE ABSORCIÓN

concentración de amoniaco a la salida de la torre de referencia se estimará como el 1,5 % de la concentración de entrada. Así, despejando y sustituyendo los valores se obtiene:

$$H_{torre} = \frac{H_{torre_{ref}} \cdot \Delta y}{\Delta y_{ref}} = \frac{7,81 \cdot (14,2 - 0,281)}{(16,8 - 0,25)} = 6.56 \text{ metros} \quad (6.23)$$

- Calculo del diámetro de la torre

Ya que el objetivo en ambos casos es similar, el cálculo del diámetro se realizará mediante el parámetro de la velocidad de la corriente dentro de la torre.

A partir de los datos de caudal másico, concentración y diámetro (**TABLA 6.7**), se calculará la velocidad de la corriente dentro de la torre de muestra.

Se calcula el caudal molar de amoniaco dividiendo el caudal másico por el peso molecular del amoniaco ($M_r = 17 \text{ g/mol}$)

$$G = 56,724 \text{ mol /s de NH}_3$$

Como se conoce la concentración molar de amoniaco en la corriente de la torre de referencia, se calcula el caudal de agua en la misma corriente (**ecuación 6.24**):

$$\frac{G_{NH_3}}{G_{NH_3} + G_{H_2O}} = 0,168 \quad (6.24)$$

$$G_{H_2O} = 280,91 \text{ mol/s de agua}$$

El caudal volumétrico total de la corriente se calcula mediante la ley de los gases con la suma de ambos caudales molares, como se muestra en la **ecuación 6.25**.

$$Q = \frac{(G_{NH_3} + G_{H_2O}) \cdot R \cdot T}{P} = 10233,05 \frac{L}{s} \quad (6.25)$$

Resultando un valor de:

$$Q = 10,23 \text{ m}^3/\text{s}$$

Ahora es posible calcular la velocidad mediante la siguiente expresión:

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{\frac{10,23m^3}{s}}{\pi \cdot \left(\frac{1,78m}{2}\right)^2} = 4,119 \frac{m}{s} \quad (6.26)$$

A continuación se calculará el diámetro que debería tener la torre a diseñar para obtener una velocidad de circulación similar.

$$A = \pi \cdot \left(\frac{D}{2}\right)^2 = \frac{Q}{v} = \frac{1,74 \frac{m^3}{s}}{4,119 \frac{m}{s}} \quad (6.27)$$

De la **ecuación 6.27** se obtiene que: D= 0,733 metros, el cual se redondeará a 0.75 m.

Los resultados de dimensiones de la torre se muestran conjuntamente en la **TABLA 6.9**.

TABLA 6. 9. Dimensiones de la torre de pulverización.

	Torre de pulverización
Altura (m)	6,56
Diámetro (m)	0,75
Velocidad de la corriente gas (m/s)	4,2

La Torre estará colocada a una cota de 0,8 m para que el vertido por rebosamiento al depósito sea posible.

La tubería por donde rebosará la disolución amoniacal hacia el depósito se colocará a una altura de 2,5 m desde el fondo de la torre.

Estas dimensiones pueden observarse con detalle en el PLANO 1 (Documento Planos)

e) Numero de boquillas

En este apartado se seleccionará la cantidad de boquillas y la cantidad de duchas a diferentes alturas dentro de la torre de absorción

En la **Figura 6.5** se muestra la cobertura de las boquillas para distintos ángulos de pulverización y diversas alturas.

Puesto que la torre de absorción tendrá un diámetro interior de 0,75m (**TABLA 6.9**), se seleccionará una boquilla que pueda dar dicha cobertura teórica por sí misma. Como se observa en la **Figura 6.5**, las boquillas de 65°, para una altura de pulverización de 0,6 m, aportan una cobertura de 0,765 m.

Angulo de pulverización incluido	Cobertura teórica a diversas alturas de pulverización (en centímetros)							
	20 cm	30 cm	40 cm	50 cm	60 cm	70 cm	80 cm	90 cm
15°	5.3	7.9	10.5	13.2	15.8	18.4	21.1	23.7
20°	7.1	10.6	14.1	17.6	21.2	24.7	28.2	31.7
25°	8.9	13.3	17.7	22.2	26.6	31.0	35.5	39.9
30°	10.7	16.1	21.4	26.8	32.2	37.5	42.9	48.2
35°	12.6	18.9	25.2	31.5	37.8	44.1	50.5	56.8
40°	14.6	21.8	29.1	36.4	43.7	51.0	58.2	65.5
45°	16.6	24.9	33.1	41.4	49.7	58.0	66.3	74.6
50°	18.7	28.0	37.3	46.6	56.0	65.3	74.6	83.9
55°	20.8	31.2	41.7	52.1	62.5	72.9	83.3	93.7
60°	23.1	34.6	46.2	57.7	69.3	80.8	92.4	104
65°	25.5	38.2	51.0	63.7	76.5	89.2	102	115
73°	29.6	44.4	59.2	74.0	88.8	104	118	133
80°	33.6	50.4	67.1	83.9	101	118	134	151
85°	36.7	55.0	73.3	91.6	110	128	147	165
90°	40.0	60.0	80.0	100	120	140	160	180
95°	43.7	65.5	87.3	109	131	153	175	196
100°	47.7	71.5	95.3	119	143	167	191	215
110°	57.1	85.7	114	143	171	200	229	257
120°	69.3	104.0	139	173	208	243		
130°	85.8	129	172	215	257			
140°	110	165	220	275				
150°	149	224	299					

Figura 6. 5. Cobertura de las boquillas en función de su ángulo y altura de pulverización (Teejet,2015).

Para evitar que el proceso sea interrumpido en caso de que la boquilla deje de funcionar, se colocarán tres boquillas de estas mismas características situadas a 0,6 metros entre sí, por lo que el caudal de agua en la corriente líquida a la entrada de la torre se repartirá entre estas tres boquillas, como se muestra en la **ecuación 6.28**.

$$Q_{boquilla} = \frac{Q(LE)_{total}}{n^{\circ} boquillas} = \frac{8,64 \frac{m^3}{h}}{3} = 2,88 \frac{m^3}{h} \quad (6.28)$$

A continuación se muestra la **Figura 6.6** con un esquema de las dimensiones finales de la torre de absorción diseñada.

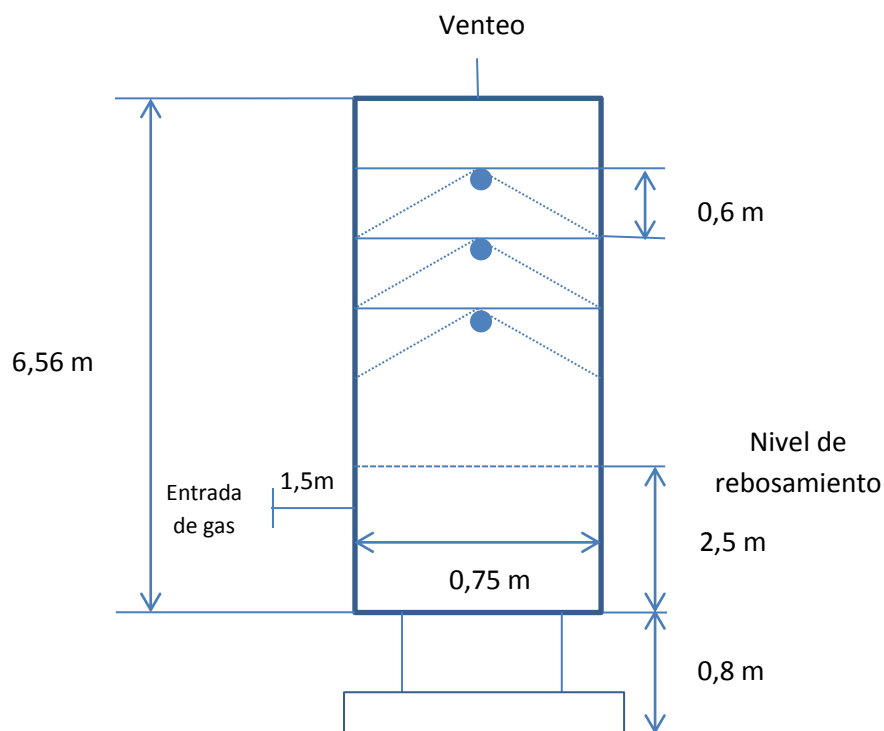


Figura 6. 6. Esquema de las dimensiones de la torre de absorción.

6.2.3. Depósito

La disolución amoniacal obtenida tras la torre de absorción es conducida por rebosamiento a un depósito mediante una tubería en pendiente.

Esta disolución corroe el bronce, cobre, latón y zinc. Para evitar este efecto el tanque de almacenamiento se puede fabricar de acero, aluminio, hierro, polietileno y poliéster fibra de vidrio.

Durante la hora que dura este proceso, el total de corriente de rebose será de 10,71 m³ (ver **TABLA 6.8**).

DISEÑO DEL SISTEMA DE ABSORCIÓN

Tomando ese valor como un 80% de la capacidad total para evitar rebosamiento en caso de fallo de, por ejemplo, la bomba, el volumen total del depósito será de:

$$V_{\text{total}} = 10,71 \text{ m}^3 / 0,8 = 13,38 \text{ m}^3 \sim \mathbf{13,5 \text{ m}^3}.$$

- Cálculo de las dimensiones del depósito.

Como se muestra en la **Figura 6.6** la altura de rebosamiento en la torre es de 2,5 m, y a su vez la torre está situada a una cota de 0,8 m sobre el nivel del suelo por lo que la altura de rebosamiento está a 3,3 m sobre el nivel del suelo.

Como se mencionó anteriormente, la tubería de rebosamiento tiene que estar en pendiente, por lo que se fijará la altura del depósito 30 cm por debajo de la altura de rebosamiento.

$$\mathbf{\text{Altura del depósito} = 3,3 - 0,3 = 3 \text{ m.}}$$

Conocidos los datos de altura y volumen, se puede calcular el diámetro del tanque (**ecuación 6.29**).

$$\text{Area} = \frac{\text{Volumen}}{\text{Altura}} = \frac{13,5}{3} = \pi \cdot \left(\frac{D}{2}\right)^2 \quad (6.29)$$

Despejando el diámetro (D) de la **ecuación 6.29** se obtiene:

$$\mathbf{D = 2,4 \text{ m}}$$

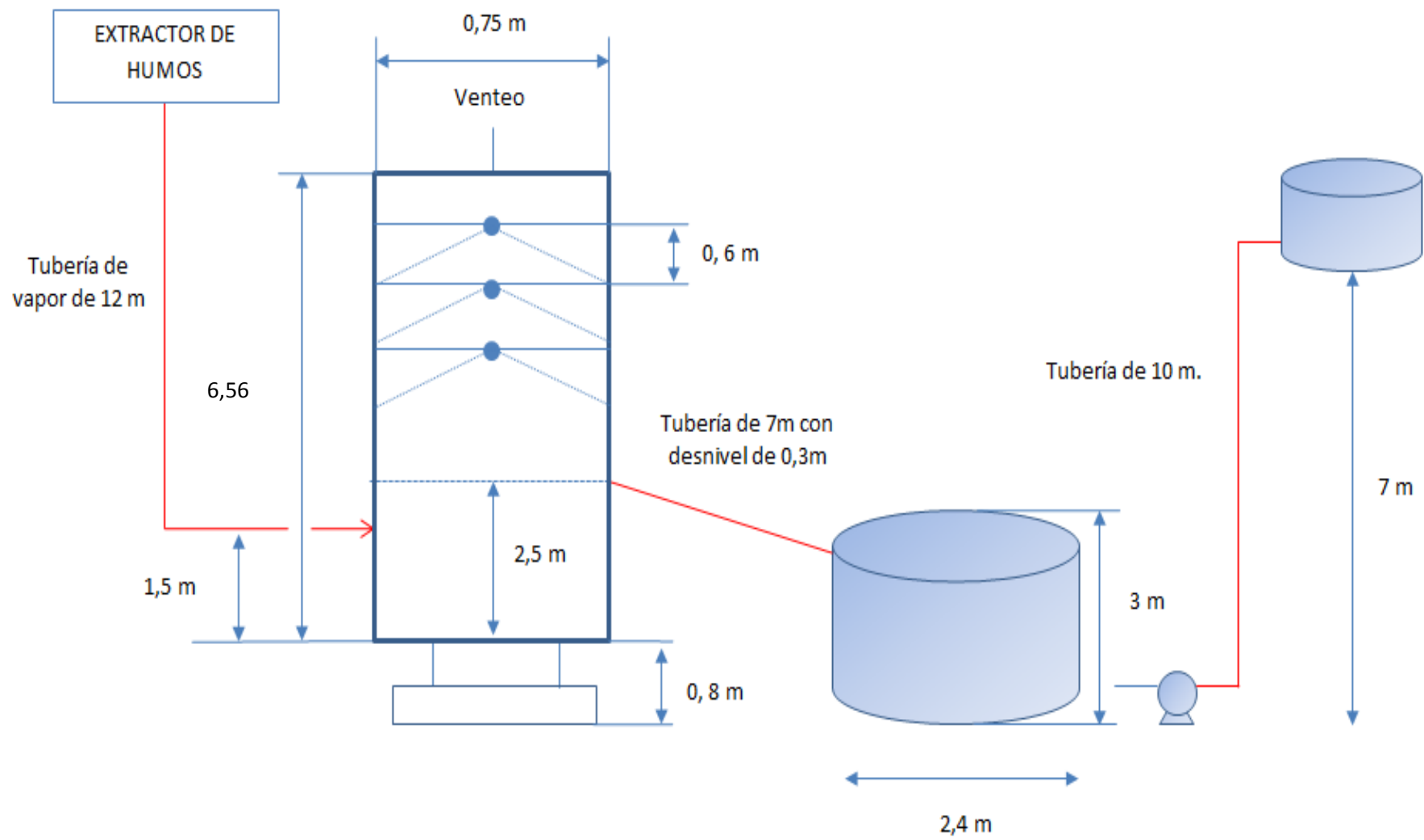
En resumen, las dimensiones del depósito se muestran en la siguiente **TABLA 6.10**.

TABLA 6. 10. Dimensiones del depósito.

Dimensiones del depósito	
Altura (m)	3
Diámetro (m)	2,4
Volumen (m ³)	13,5

A continuación se muestra la **Figura 6.7** con un esquema de las dimensiones de la torre de absorción y del depósito calculadas. Además se muestra en rojo las tuberías que se dimensionarán posteriormente.

Figura 6.7. Esquema de los elementos del sistema a diseñar (Torre, depósito y tuberías)



6.2.4 Bomba Centrífuga

Existen muchos tipos de bombas, sin embargo las bombas centrífugas o rotodinámicas son las más efectivas para impulsar cualquier tipo de fluido incompresible.

Las bombas centrífugas son un tipo de bomba hidráulica que transforma la energía mecánica de un impulsor.

Consiste en un conjunto de paletas rotatorias encerradas dentro de una caja o cárter, o una cubierta o coraza. Esta máquina incrementa la velocidad del fluido mediante un elemento rotante aprovechando la acción de la fuerza centrífuga, y transformándola en energía potencial a consecuencia del cambio de sección transversal por donde circula el fluido en la parte estática (Gomez Unac).



Figura 6. 8. *Bomba centrífuga (Gomez Unac)*

Las principales ventajas de las bombas centrífugas son:

- Construcción simple y bajo precio.
- Alto rendimiento en líquidos que contengan sólidos en suspensión.
- Puede utilizarse con líquidos que contienen grandes cantidades de sólidos en suspensión, volátiles y fluidos hasta de 450°C.
- La línea de descarga puede interrumpirse, o reducirse completamente, sin dañar la bomba.
- Bajo mantenimiento

- Bomba seleccionada

La bomba seleccionada es de la marca Ideal, de la serie IGN. Este modelo ha sido seleccionado debido a que sus condiciones de trabajo se adaptan a las requeridas por este proceso propuesto.

Dentro de la serie IGN, a la hora de seleccionar el modelo más adecuado, se basó en la **Figura 6.9**.

Para el caudal al que se va a trabajar ($12 \text{ m}^3/\text{h}$), y la altura a la que se desea bombear la disolución (7m) el modelo más adecuado corresponde al IGN 32-16, como se puede apreciar en la **Figura 6.9**.

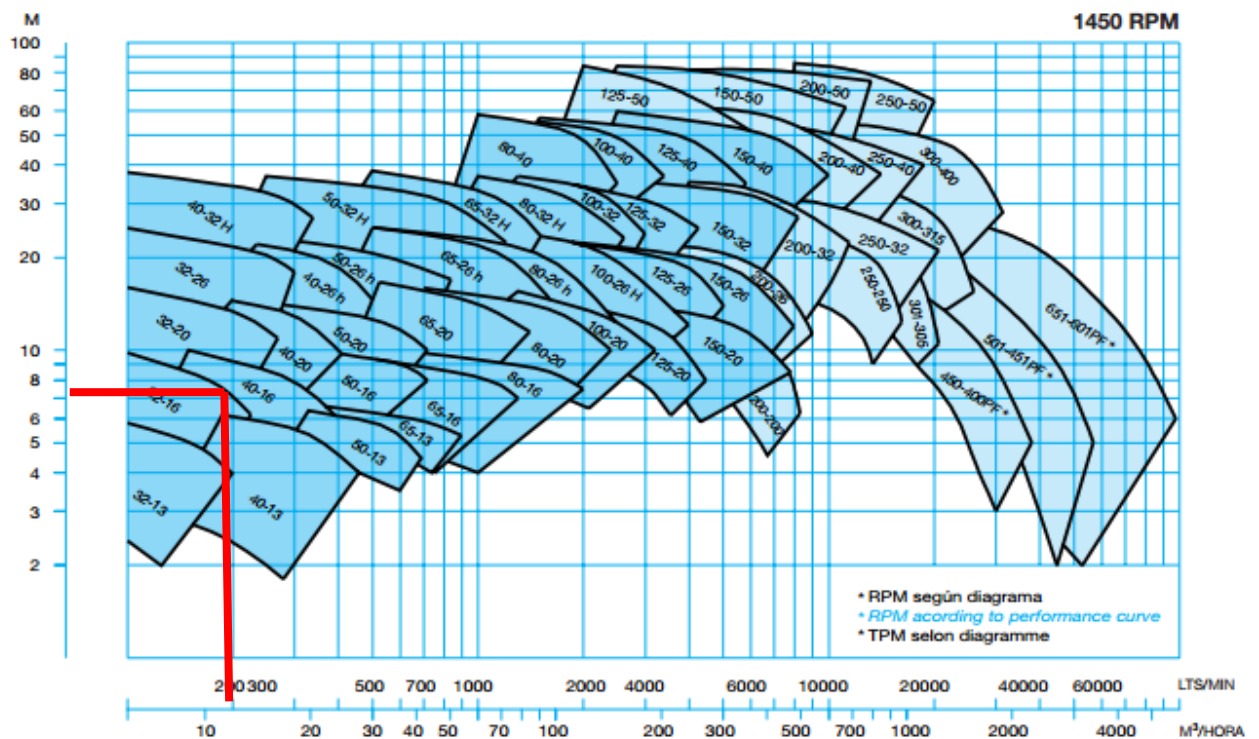


Figura 6. 9. Modelos de Bombas IGN de la marca Ideal.

6.2.5. Tuberías

En este apartado se diseñarán las principales tuberías que componen el proceso propuesto, las cuales están remarcadas en rojo en la **Figura 6.7**

a) Cálculo de la tubería entre el extractor y la torre de absorción

El diámetro de la tubería de gas dependerá del diámetro del extractor. Como se mencionó anteriormente (**Figura 6.3**), el extractor seleccionado es un extractor helicoidal, modelo TTT/4-450/H N de la marca S&P, el cual tiene un diámetro de 450 mm (18 pulgadas).

a) Cálculo del diámetro de la tubería de rebose

Los cálculos de esta tubería se realizarán para que la mitad de la sección de la misma se encuentre con líquido y la otra mitad servirá como comunicación de la fase gaseosa entre la torre y el depósito para mantener la presión constante, la cual será la atmosférica.

Puesto que se quiere mantener el nivel en la torre de absorción constante al nivel del rebosamiento, las tuberías deberán tener un caudal superior al que se acumula en el fondo de la torre, puesto que si es inferior la altura del líquido en la torre aumentaría hasta llegar a las duchas entorpeciendo el proceso.

$$Q_{\text{tubería}} > 10,71 \text{ m}^3/\text{h} \text{ (ver TABLA 6.8)}$$

Se utilizarán tuberías de acero nuevo sin recubrimiento. El coeficiente de manning para este tipo de materia es de $n = 0,011$.

Sabiendo que la tubería tendrá una longitud de 7 metros entre la torre y el depósito, con un desnivel de 0,3m para que la disolución rebose, se utilizará para el cálculo la fórmula de manning, la cual se muestra en la **ecuación 6.30**:

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{1}{n} \cdot R_h^{\frac{2}{3}} \cdot S^{\frac{1}{2}} \quad (6.30)$$

Donde (S) es la pendiente y se calcula como el cociente entre el desnivel y la longitud de la tubería.

R_h es el radio hidráulico y corresponde al cociente entre la superficie mojada y el perímetro mojado de la tubería (**ecuación 6.31**).

$$R_h = \frac{\text{Superficie mojada}}{\text{Perímetro mojado}} = \frac{\frac{\pi \cdot \frac{D^2}{4}}{2}}{\pi \cdot \frac{D}{2}} = \frac{D}{4} \quad (6.31)$$

Como se mencionó anteriormente $Q > 10,81 \text{ m}^3/\text{h}$, por lo que se calculará el diámetro mínimo de la tubería para conseguir dicho caudal.

Sustituyendo los valores, se obtiene lo siguiente:

$$\frac{10,71}{\frac{3600}{\pi \cdot \frac{D^2}{4}}} = \frac{1}{0,011} \cdot \left(\frac{D}{4}\right)^2 \cdot \left(\frac{0,3}{7}\right)^{\frac{1}{2}} \quad (6.32)$$

Despejando D, se obtiene el diámetro mínimo.

D= 0,058m = 2,32 pulgadas

b) Cálculo de la tubería después de la bomba centrífuga (ver Figura 6.7)

En este caso el cálculo de la tubería será mediante la ecuación de Bernouilli. Se requiere bombear desde el depósito de la disolución amoniacal $< 5\%$ hasta otro depósito también a presión atmosférica situado a una cota de 7 m respecto al depósito de la disolución, a través de una tubería de 10 m.

El caudal que se quiere que impulse la bomba es de $12 \text{ m}^3/\text{h}$, algo superior a los $10,71 \text{ m}^3/\text{h}$ salientes de la torre de absorción (**TABLA 6.8**).

Como se mencionó en el apartado 6.2.4, la bomba seleccionada es de la marca Ideal, de la serie IGN y el modelo 32-16.

En la **Figura 6.10** se muestran las curvas características de esta bomba.

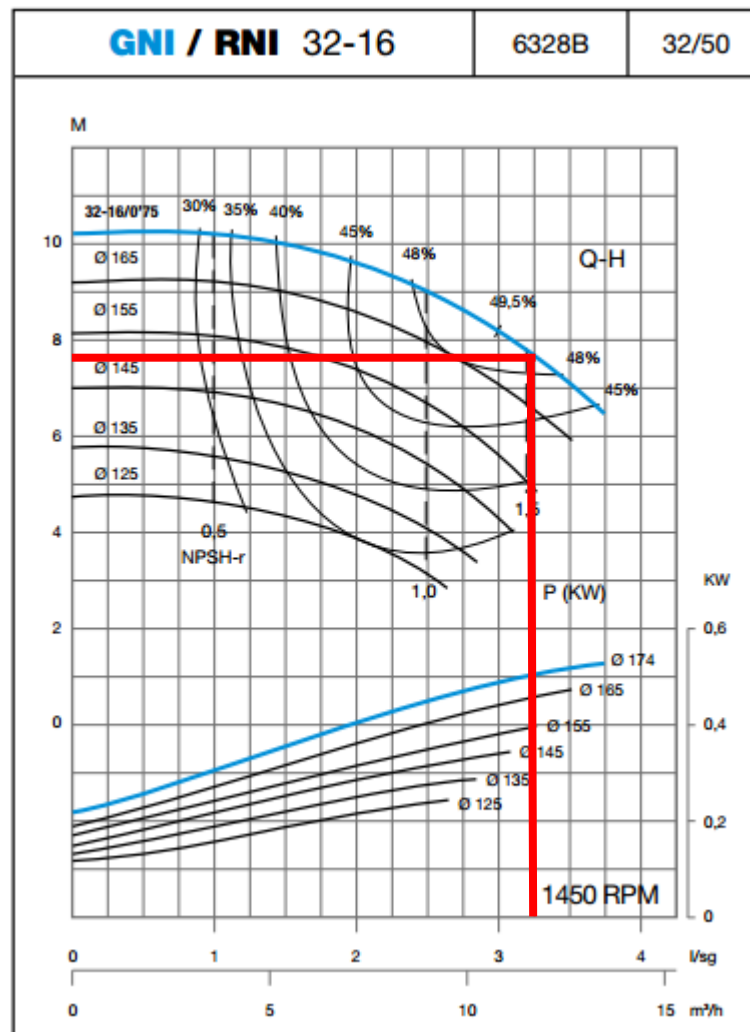


Figura 6. 10. *Altura proporcionada por la bomba para el caudal deseado.*

Como se observa en la **Figura 6.10** el modelo de bomba seleccionado da una altura de columna de agua de 7,7 m para el caudal de 12 m³/h. Mediante la utilización de la ecuación de Bernouilli (**ecuación 6.33**) entre los dos depósitos se calculará el diámetro de la tubería.

$$P_1 + z_1 + H_{bomba} = P_2 + z_2 + h_{1-2} \quad (6.33)$$

Donde h_{1-2} son las pérdidas por fricción en una tubería circular y se calculan por la ecuación de Darcy-Weisbach (**ecuación 6.34**) (Se supone $f=0,016$).

$$h_{1-2} = \frac{8fLQ^2}{\pi^2 g D^5} \quad (6.34)$$

Sustituyendo;

$$0 + 0 + 7,7 = 0 + 7 + \frac{8 \cdot 0,016 \cdot 10 \cdot \left(\frac{12}{3600}\right)^2}{\pi^2 \cdot 9,81 \cdot D^5} \quad (6.35)$$

Despejando el diámetro (D) de la **ecuación 6.35**, se obtiene:

D= 0,046 m de diámetro= 1,84 pulgadas

A continuación, en la **TABLA 6.11** se muestra un resumen de las dimensiones de las tuberías del sistema.

TABLA 6. 11. Dimensiones de las tuberías del sistema.

	Diámetro (")	Longitud (m)
Tubería de rebosamiento	2,32	7
Tubería después de la bomba	1,84	10
Tubería de gas	18	12

- Selección de tuberías

- Para las tubería de disolución amoniacal se escogerá una tubería G&H S.L. de acero negro de 1 1/4" del modelo 5HN para la tubería de rebosamiento y de 2", para la tubería después de la bomba.
- Para el conducto entre el extractor y la torre se ha escogido una tubería de acero de 18" para altas temperaturas de servicio. La tubería es del grupo Almesa y el modelo T.S/S API5LB A/SA106B.

6.2.6 Sistema de control

En este apartado se explica con detalle el funcionamiento del sistema de control, y posteriormente se describirán todos los elementos y equipos que lo forman.

La corriente líquida a la salida de la torre (5% concentración de amoniaco) es conducida mediante la tubería de rebosamiento al depósito donde se va acumulando durante el proceso. En el depósito hay colocado dos sensores de nivel que miden el nivel en el tanque en todo momento.

DISEÑO DEL SISTEMA DE ABSORCIÓN

La bomba centrífuga colocada tras el depósito está controlada por los propios sensores de nivel. Cuando el sensor detecte un nivel de 50% en el tanque, la bomba se pondrá en marcha, y por el contrario, si el nivel en el depósito baja del 10%, la bomba se detendrá.

Tras la bomba hay colocados dos medidores, uno de temperatura y otro de densidad. Con estos dos parámetros es posible conocer la concentración de amoníaco en la disolución mediante las tablas de equilibrio amoníaco-agua.

Mientras la concentración de amoníaco sea igual o menor que 5%, la válvula V1 (**Figura 6.1**) permanecerá abierta y la disolución saldrá del circuito para ser utilizada en otras líneas de la planta.

En caso de que los medidores detecten que la concentración esté por encima del 5%, la válvula V1 cerrará y se abrirá la válvula V2 (**Figura 6.1**) para llevarla la disolución a otros depósitos donde se diluirá hasta el 5%

En ese momento la válvula V3 incrementará su grado de apertura para aumentar el caudal de agua entrante en la torre hasta que la concentración de la corriente líquida a la salida de la torre vuelva a ser menor que 5%.

A continuación se explicará el funcionamiento, utilidad y los distintos tipos de elementos que componen el sistema de control.

a) Sensor de temperatura

El medidor de temperatura seleccionado es una termoresistencia (RTD) Pt 100. Las termoresistencias se basan en la variación de la resistencia de un metal al calentarse. De este modo, cuando un metal se calienta aumenta la dispersión de los electrones provocando una mayor resistencia del metal. A mayor temperatura, mayor resistencia

La variación de la resistencia se puede expresar de manera polinómica (**ecuación 6.38**):

$$R = R_0 * (1 + \alpha * \Delta T) \quad (6.38)$$

Dónde:

- R_0 : resistencia a la temperatura de referencia T_0
- ΔT : desviación de la temperatura respecto a T_0
- α : coeficiente de temperatura para el conductor especificado a 0 °C

El material de construcción suelen ser conductores. Se ha decidido escoger una RTD Pt 100 de platino ya que este elemento es el que ofrece mayores prestaciones:

- Alta resistividad
- Margen de temperatura mayor
- Alta linealidad

Como única desventaja con respecto a otros materiales es que su valor α , es decir, su sensibilidad, es menor.

- Selección del sensor de Temperatura

El sensor seleccionado es un Pt100 WTR 120. Es un sensor robusto sin rosca de sujeción. Se puede conectar directamente en el proceso a través de la armadura protectora.

Es un sensor de clase A de precisión, de 2,3 o 4 hilos y con un rango de medición de -50° C a 400.

b) Sensor de nivel

Los sensores de nivel se utilizan para detectar el nivel en todo momento en un tanque o depósito.

Existen distintos métodos para la medición de nivel de líquidos con características particulares que los hacen más aptos para unas aplicaciones que otras.

Los principales tipos de medidores son los siguientes (Medidores de nivel, tipos y características, Coltech):

- Medidores de nivel directos

Son aquellos que se basan en la medición directa del nivel del líquido. Existen tres tipos:

- Varilla de medición.
- Cristal de medición.
- Flotador.

DISEÑO DEL SISTEMA DE ABSORCIÓN

- Medidores de nivel hidrostáticos.

Se basan en la presión que ejerce la columna de líquido. Esta presión dependerá del nivel de producto, de su densidad y de la presión atmosférica.

- Medidores de nivel por presión.

Se coloca un sensor de presión relativa en el fondo del depósito y ajustando por la densidad detectará el nivel del depósito.

- Medidores de nivel por burbujeo

Se coloca una varilla hueca hasta el fondo del depósito. Sobre el punto mas bajo de la varilla se ejercerá una presión equivalente a la altura del líquido que se transmitirá a un sensor de presión colocado fuera del depósito.

Este tipo de sensores se utiliza cuando no es posible colocar un sensor de presión en el fondo del tanque.

- Medidores de nivel por presión diferencial.

- Medidores de nivel según las propiedades eléctricas del líquido.

- Medidores de nivel capacitivos.

Funcionan midiendo las variaciones de la capacitancia de una sonda introducida en el líquido.

La constante dieléctrica del líquido es distinta a la del aire. Midiendo la cantidad de carga eléctrica en la sonda, se puede establecer la altura del líquido.

- Medidores de nivel por ultrasonidos.

Los niveles de ultrasonidos emiten una onda que llega hasta la superficie del líquido y rebota hasta volver a llegar al sensor. Dependiendo del tiempo que tarde la sonda en volver, el sensor determinará la altura del líquido en el tanque.

- Medidores de nivel conductivos.
- Medidores de nivel por desplazamiento.

Se acopla un flotador a un indicador mecánico mediante un brazo. El desplazamiento del flotador se transmite al dial mediante el brazo.

Son sencillos pero poco precisos.

Para este TFG se escogerá un medidor de nivel por ultrasonidos debido a su favorable relación precisión-precio.

- Selección del sensor de nivel

El sensor de nivel seleccionado para instalarse en el depósito es un LVCN-210 de OMEGA.

Este sensor es un detector y controlador ultrasónico de nivel con un rango de 3m. Puesto que el depósito diseñado tiene una altura de 3 metros, este sensor será suficiente para medir con una precisión de $\pm 0,2\%$ del rango.

c) Medidor de densidad

La densidad es una propiedad muy importante para determinar las características de un fluido.

La densidad relativa es la relación que existe entre la densidad de la sustancia a medir respecto a la densidad conocida de otra sustancia de referencia.

Existen múltiples tipos de medidores de densidad industriales. Los más utilizados son los siguientes:

- Aerómetros
- Método de presión diferencial
- Método de radiación
- Método de tubo en U

En este caso se usará un densímetro por el método de radiación el cual se basa en la determinación del grado con el que el líquido absorbe la radiación procedente de una fuente de rayos gamma.

La radiación residual es medida con un contador de centelleo que suministra pulsos de tensión, cuya frecuencia es inversamente proporcional a la densidad.

En **Figura 6.11** se muestra este tipo de densímetro.

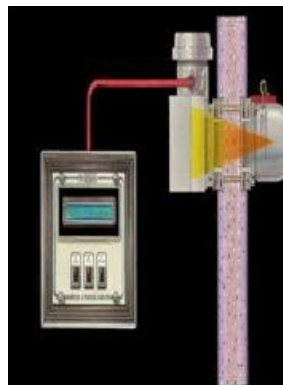


Figura 6. 11. Densímetro por el método de radiación (Cheuquian, 2011).

- Medidor de densidad seleccionado

El medidor de densidad seleccionado es el modelo 3680 smart density transmitter de la marca thermoscientific, el cual no se ve afectado por la presión, viscosidad, corrosión o abrasión.

d) Válvulas de control

Las válvulas de control constituyen el elemento final de control en más del 90% de las aplicaciones industriales.

Las válvulas de control son básicamente un orificio variable por efecto de un actuador. Es decir, utilizan una señal externa que puede ser neumática o eléctrica y posteriormente la transforma en una de tipo neumática que incide en el cabezal.

En la **Figura 6.12** se muestra un esquema general de una válvula de control.

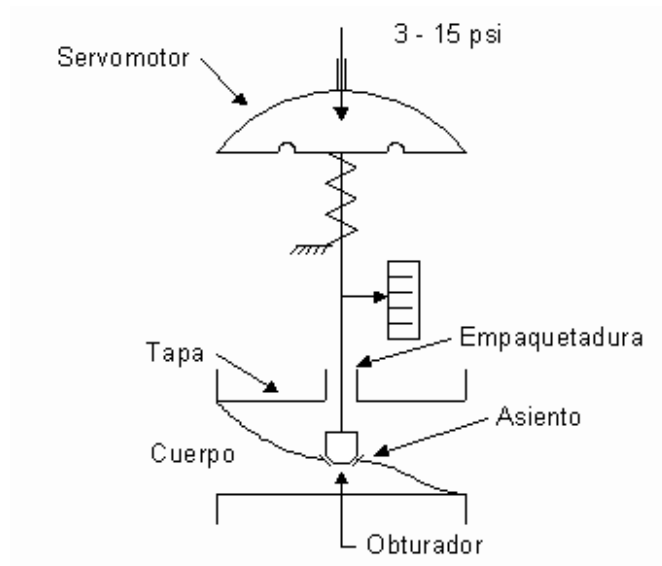


Figura 6.12. Elementos de una válvula de control (Cárdenas, 2000).

Las válvulas de control tienen dos partes principales:

- Actuator: Recibe la señal del controlador y la transforma en un desplazamiento (lineal o rotacional) debido a un cambio en la presión ejercida sobre el diafragma.
- Cuerpo: El diafragma está ligado a un vástago o eje que hace que la sección de pasaje del fluido cambie y con ésta el caudal.

En la **Figura 6.13** se muestra un esquema del funcionamiento de una válvula como un sistema en serie.

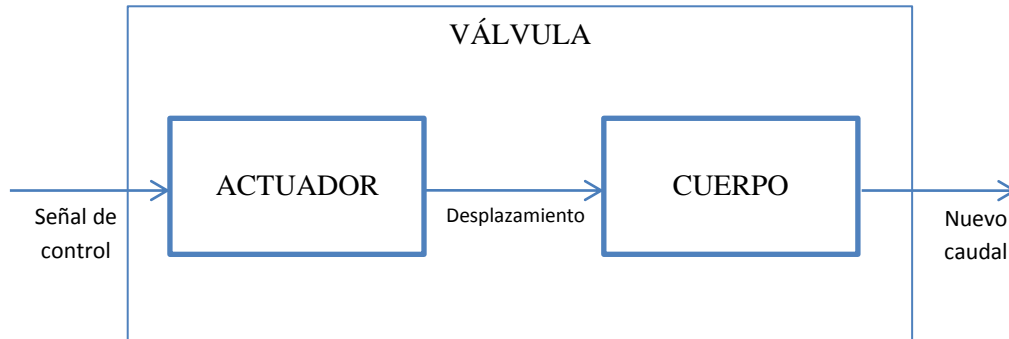


Figura 6.13. Representación de una válvula como un sistema en serie.

- Selección de las válvulas de control

Puesto que las tuberías donde se encuentran las válvulas V2 y V3 no han sido dimensionadas durante este proyecto, estas válvulas no se seleccionarán.

Para la válvula V1 se ha seleccionado el modelo VR300-50A de la marca Honeywell, válvula de apertura lineal con diámetro nominal (DN= 50) y un valor $K_{VS}= 43$. Puesto que la tubería seleccionada donde se encuentra V1 tiene un diámetro de 2" (5cm), y además un caudal inferior a $43 \text{ m}^3/\text{h}$, este modelo de válvula se adapta perfectamente a las condiciones requeridas.

Del mismo modo, para la válvula de control de bomba, situada inmediatamente después de la bomba centrífuga que se encarga de proteger a la bomba de los cambios de velocidad relacionados con el arranque y la parada de la misma, se ha optado por el modelo PS300-50A de la marca Honeywell. Dicha válvula tiene las mismas características en cuanto a diámetro nominal y valor de K_{VS} .

7. CONCLUSIONES

Una vez diseñado y seleccionado los distintos elementos que componen el proceso propuesto, se va a proceder a realizar las conclusiones que derivan del trabajo.

Como se ha explicado a lo largo del trabajo, el objetivo era seleccionar una alternativa de tratamiento, y posteriormente proponer y diseñar un proceso industrial en base a la alternativa seleccionada para recuperar el amoníaco de una corriente de vapor emitida durante la puesta en marcha de la fábrica tras una parada por mantenimiento.

Puesto que Fertiberia Sagunto utiliza disoluciones de amoníaco en agua, ya sea para comercialarlo directamente como abono líquido o como base para obtener otros productos, se optó por descartar cualquier tipo de tratamiento que supusiera la conversión o eliminación del amoníaco durante dicho tratamiento. Con esto, se concluyó que el proceso idóneo era la absorción del amoníaco. Además, para llevar a cabo el proceso de absorción se ha propuesto utilizar agua como líquido absorbente para obtener una corriente líquida que se pueda reaprovechar para la empresa como disolución amoníaco-agua. Puesto que la corriente a tratar está formada por vapor de agua y vapor de amoníaco, el uso de agua como líquido absorbente implica que no existe inerte en el sistema, y puesto que dicha corriente está más fría que la corriente gaseosa, además de la transferencia de materia debida a la solubilidad de los componentes, se producirá también transmisión de calor por el gradiente de temperatura, y condensación por cambio de fase dentro de la torre. Por lo tanto, el proceso seleccionado era una combinación de absorción con condensación.

En cuanto al proceso industrial propuesto, un extractor llevaría la corriente gaseosa desde la chimenea de emisión hasta la torre de absorción, donde, la disolución obtenida, sería transportada mediante rebosamiento hasta un depósito de almacenamiento. Mediante una bomba centrífuga, la disolución sería transportada a otros puntos de la fábrica.

8. BIBLIOGRAFÍA

- Amoniaco (anhidro)*. (2005). Recuperado el 15 de Febrero de 2015, de Fichas internacionales de seguridad química:
<http://www.insht.es/InshtWeb/Contenidos/Documentacion/FichasTecnicas/FISQ/Ficheros/401a500/nspn0414.pdf>
- Nitrato de amonio*. (2005). Recuperado el 15 de febrero de 2015, de Fichas internacionales de seguridad química:
<http://www.insht.es/InshtWeb/Contenidos/Documentacion/FichasTecnicas/FISQ/Ficheros/201a300/nspn0216.pdf>
- Ácido nítrico*. (2007). Recuperado el 15 de Febrero de 2015, de Fichas internacionales de seguridad química:
<http://www.insht.es/InshtWeb/Contenidos/Documentacion/FichasTecnicas/FISQ/Ficheros/101a200/nspn0183.pdf>
- Banco Mundial*. (s.f.). Recuperado el 13 de Abril de 2015, de Consumo de fertilizantes:
<http://datos.bancomundial.org/indicador/AG.CON.FERT.ZS>
- Busca, G., & Pistarino, C. (2003). *Abatement of ammonia and amines from waste gases: a summary*.
- Cárdenas, J. (2000). *Simulación de un proceso de control de temperatura*. Recuperado el 26 de Marzo de 2015, de <http://www.monografias.com/trabajos43/proceso-control-temperatura/proceso-control-temperatura2.shtml>
- Cheuquian, J. (2011). *Medidores de densidad, humedad y viscosidad*. Recuperado el 26 de Marzo de 2015, de Scribd: <http://es.scribd.com/doc/99649575/Medidores-de-Densidad-Humedad-y-Viscosidad-Cheuquian-Lizama#scribd>
- Consumo de fertilizantes*. (s.f.). Recuperado el 15 de Febrero de 2015, de Banco mundial:
<http://datos.bancomundial.org/indicador/AG.CON.FERT.ZS/countries>
- Evolución del consumo de fertilizantes químicos inorgánicos en España*. (s.f.). Recuperado el 15 de Febrero de 2015, de Asociación nacional de fertilizantes en España:
<http://www.anffe.com/informaci%F3n%20sectorial/evoluci%F3n%20del%20consumo/index.html>
- Gases, P. p. (s.f.). *Columnas de platos*. Recuperado el 15 de Febrero de 2015, de http://epsem.upc.edu/~plantapilot/castella/model%20matematic_2.3.html
- Geankopdis, C. (1998). *Procesos de transporte y operaciones unitarias*. CECSA.
- Gomez Unac, M. (s.f.). *Bomba centrífuga*. Recuperado el 2015 de Marzo de 24, de http://www.academia.edu/8014551/BOMBA_CENTR%C3%8DFUGA_DEFINICI

BIBLIOGRAFÍA

%C3%93N_Las_Bombas_centrales_y_fugas_tambi%C3%A9n_llamadas_Rotodin%C3%A1micas

González, M. (2 de Septiembre de 2010). *El ácido nítrico*. Recuperado el 15 de Febrero de 2015, de Química: <http://quimica.laguia2000.com/conceptos-basicos/acido-nitrico>

Guardino Solá, X. (2004). *Extracción localizada en el laboratorio*. Recuperado el 23 de Marzo de 2015, de Instituto nacional de seguridad e higiene en el trabajo: http://www.insht.es/InshtWeb/Contenidos/Documentacion/FichasTecnicas/NTP/Ficheros/601a700/ntp_672.pdf

Guerrero Meza, N. C. (2006). *Ingeniería e implantación de un prototipo parcial de una válvula de control de flujo*. Pamplona.

Hemmer, P. (2002). *Controles de materia particulada*. Durham.

Hibridación de orbitales atómicos. (s.f.). Recuperado el 15 de Febrero de 2015, de Química general: <http://corinto.pucp.edu.pe/quimicageneral/contenido/343-hibridacion-de-orbitales-atomicos.html>

Kelleher, B., Leahy, J., Henihan, A., O'Dwyer, T., & Sutton, D. (2002). *Advances in poultry litter disposal technology: a review*. Bioresource Technology.

Krupa, S. (2003). *Effects of atmospheric ammonia (NH₃) on terrestrial vegetation: a review*. Oxford, United Kingdom.

Marcilla Gomis, A. (1998). *Introducción a las operaciones de separación: cálculo por etapas de equilibrio*. Universidad de Alicante.

Martinez Alvarado, J., & Morales Mendivelso, D. (2012). *Torres empacadas*. Bucaramanga: Universidad industrial de Santander.

Medidores de nivel. Tipos y características. (s.f.). Recuperado el 26 de Marzo de 2015, de Coltech: <http://www.coltech.es/informacion/45-medidores-de-nivel/65-medidores-de-nivel-tipos-y-caracteristicas.html>

Mendoza Belío, M. (30 de Junio de 2010). *Almacenamiento seguro de fertilizantes: el caso de nitrato amónico*. Recuperado el 15 de Febrero de 2015, de Interempresas: <http://www.interempresas.net/Agricola/Articulos/41592-Almacenamiento-seguro-de-fertilizantes-el-caso-del-nitrato-de-amonio.html>

Muñoz, M. R. (2007). *Viabilidad de un proceso para la eliminación conjunta de H₂S y NH₃ contenido en efluentes gaseosos*. Universidad de Cádiz.

Nabais, R. (2006). *Odors prevention in the food industry*.

Perry, R., Green, D., & James, O. (2001). *Manual del Ingeniero Químico*. Madrid: McGraw-Hill

- Ryding, S.-O., & Rast, W. (1992). *El control de la eutrofización en lagos y pantanos*. Pirámide.
- Sáñez González, L. (25 de Marzo de 2012). *Diferencia entre torres de platos y torres empacadas*. Recuperado el 15 de Febrero de 2015, de <http://es.scribd.com/doc/86646455/Diferencia-Entre-Torres-de-Platos-y-Torres-Empacadas#scribd>
- Shareefdeen, Z., & Singh, A. (2005). *Biotechnology for Odor and Air Pollution Control*. Springer.
- TECNOTECA. (2002). *Tecnologías de control de contaminantes procedentes de fuentes estacionarias*.
- Teejet technologies*. (s.f.). Recuperado el 12 de Junio de 2015, de Guía del usuario de boquillas de pulverización: <http://www.teejet.com/spanish/home.aspx>
- Treybal, R. E. (1988). *Operaciones de transferencia de masa*. McGraw Hill.
- Van Groenestijin, J., & Kraakman, N. (2005). *Recent development biological waste gas purification in Europe*. Chemical Engineering Journal.
- Villareal, D. (21 de 11 de 2010). *La historia de los fertilizantes químicos*. Recuperado el 08 de 02 de 2015, de Fertilizantes químicos: <http://ilovemyplanet123.blogspot.com.es/>

DOCUMENTO 2
PRESUPUESTO

INDICE

1. MANO DE OBRA	97
2. EQUIPOS Y SOFTWARE.....	98
3. COSTES ADMINISTRATIVOS	99
4. DESPLAZAMIENTOS	100
5. COSTES TOTALES	101

A continuación se expone el presupuesto correspondiente a la realización de este Trabajo Fin de Grado. Dicho presupuesto se dividirá en cuatro apartados dependiendo de la procedencia de las inversiones.

1. MANO DE OBRA

Como se muestra en la **TABLA 1**, el personal que ha participado en el presente trabajo lo componen el estudiante, el cual ha dedicado 285 horas con un salario estimado de 20 €/h, y las tutoras, con 80 horas dedicadas con un salario de 50 €/h.

TABLA 1. *Presupuesto derivado de la mano de obra.*

1. MANO DE OBRA					
CONCEPTO	RENDIMIENTO (h)	COSTE UNITARIO (€/h)	UNIDADES	SUBTOTAL (€)	TOTAL (€)
1.1. Estudiante	285	20	1	5700	
1.2. Tutoras	20	50	2	2000	
					7700

PRESUPUESTO

2. EQUIPOS Y SOTWARE.

En este apartado del presupuesto se estima el coste de equipos y materiales durante los seis meses que ocupa el trabajo. Dichos costes se muestran en la **TABLA 2**.

TABLA 2. Costes derivados de la amortización de equipos y adquisición de software.

2. EQUIPOS Y SOFTWARE					
CONCEPTO	UNIDADES	COSTE UNITARIO (€)	RENDIMIENTO (meses)	SUBTOTAL (€)	TOTAL (€)
2.1. PC's	1	980	6	81,66	
2.2. Software AutoCad	1	30€/mes	6	180	
2.3. Perry-Manual del Ing. Químico	1	229	-	229	
2.4. Teléfono móvil SAMSUNG	1	320	6	26,66	
2.5 Impresora CANON	1	220	6	18,33	
2.6. Software Mathcad	1	110 *	-	110	
					645,65

*En el caso del programa informático Mathcad, el precio mostrado en la **TABLA 2** Corresponde a la licencia perpetua del mismo.

Para estimar la amortización de los equipos se ha recurrido a la siguiente fórmula:

$$\text{Amortización} = \frac{A \cdot C}{B}$$

Dónde:

- A: Meses usado.
- B: Periodo de amortización (si se trata de un equipo científico son 10 años y si se trata de ordenadores o software son 6 años)
- C: Coste del equipo.

3. COSTES ADMINISTRATIVOS

En la **TABLA 3** se exponen los costes derivados de la compra del material necesario para la realización del trabajo.

TABLA 3. Costes derivados de material administrativo.

3.COSTES ADMINISTRATIVOS				
CONCEPTO	COSTE UNITARIO (€)	UNIDADES	SUBTOTAL (€)	TOTAL (€)
3.1. Papel A4 80gr.	4	2	8	
3.2. Tinta Blanco y negro para impresora	10,20	3	30,60	
3.3. Tinta a color para impresora	14	2	28	
				66,6

4. DESPLAZAMIENTOS

En la **TABLA 4** se muestran los costes derivados de los desplazamientos realizados en vehículo propio.

TABLA 4. Costes derivados de desplazamientos en vehículo.

4.DESPLAZAMIENTOS				
CONCEPTO	COSTE UNITARIO	UNIDADES	SUBTOTAL (€)	TOTAL (€)
4.1. kilometraje	0,30 €/km	40 km	12	
4.2. Combustible. Opel Astra	1,20 €/litro	1,88 litros	2,25	
				14,25

El cálculo de consumo de combustible se ha realizado a partir del consumo medio cada 100 km del automóvil Opel Astra “1.7 CDTI 110 cv. M6” el cual corresponde a 4.7 litros/100 km.

Puesto que se ha realizado un trayecto total de 40 km, el combustible consumido es de 1,88 litros.

5. COSTES TOTALES

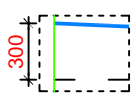
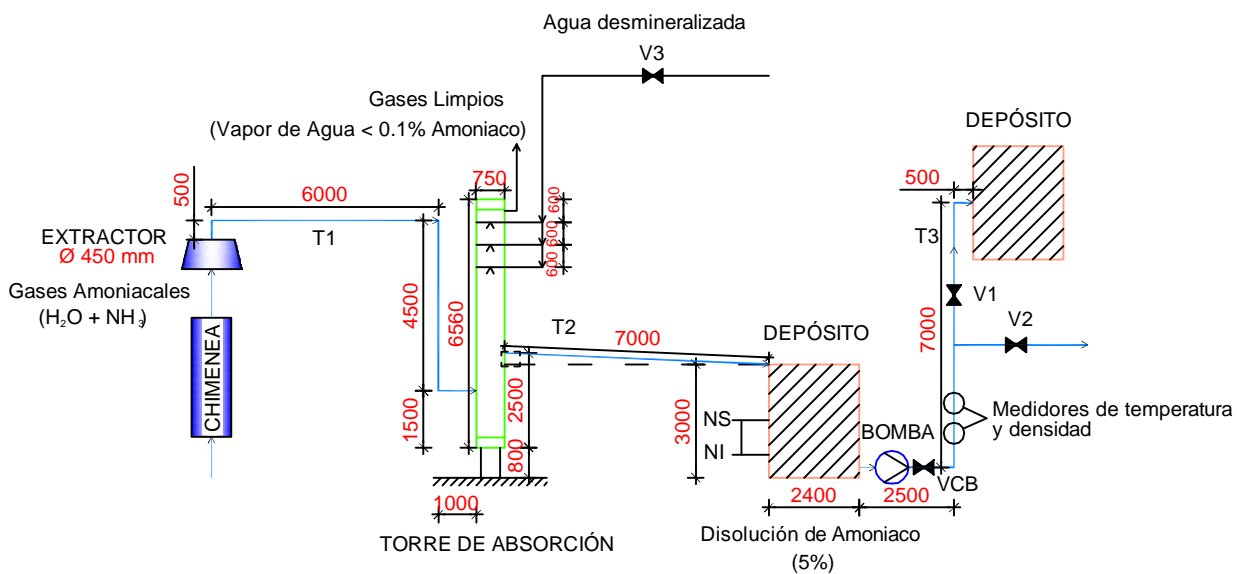
A continuación, en la TABLA 5 se muestra un resumen de los costes de los distintos apartados y el coste total aplicando el IVA.

TABLA 5. *Costes totales derivados de la realización del proyecto.*

5.COSTES TOTALES		
CONCEPTO	COSTE (€)	TOTAL (€)
1. MANO DE OBRA	7700	
2. EQUIPOS Y SOTWARE.	645,65	
3. COSTES ADMINISTRATIVOS	66,60	
4.DESPLAZAMIENTOS	14,25	
		8426,50
IVA (21%)		1769,56
TOTAL		10196,06

El coste total del trabajo asciende a una cantidad de **DIEZ MIL CIENTO NOVENTA Y SEIS EUROS Y SEIS CÉNTIMOS.**

DOCUMENTO 3
PLANOS



TRABAJO FINAL DE GRADO EN INGENIERÍA QUÍMICA



**UNIVERSITAT
POLITÈCNICA
DE VALÈNCIA**



ESCUELA TÉCNICA
SUPERIOR
INGENIEROS
INDUSTRIALES
VALENCIA

Proyecto: **DISEÑO DE UN SISTEMA DE
RECUPERACIÓN DE VAPORES
AMONIACAES DE UNA
CORRIENTE GASEOSA
PROCEDENTE DE UNA FÁBRICA
DE FERTILIZANTES QUÍMICOS**

Plano: **Esquema del proceso Industrial propuesto**

Autor: **LUIS ÁLVARO RUIZ PUJALTE**

Nº Plano:

Fecha: **Julio de 2015**

Escala: **1:200**

1