

MÁSTER UNIVERSITARIO EN INGENIERÍA INDUSTRIAL

TRABAJO FIN DE MÁSTER

PLANTA DE COGENERACIÓN EN UNA FÁBRICA DE ÁCIDO NÍTRICO

Alumno
Director
Departamento
Curso académico

RÁBAGO RUIZ, Jon Benjamín
DE LA PEÑA ARANGUREN, Víctor
Máquinas y Motores Térmicos
2018/2019

Bilbao, junio de 2019

Índice de contenido

ÍNDICE DE CONTENIDO.....	III
TABLAS DE CONTENIDOS	V
ILUSTRACIONES	V
TABLAS	VI
GRÁFICOS.....	VI
ACRÓNIMOS	VII
RESUMEN.....	VIII
INTRODUCCIÓN	- 10 -
CONTEXTO	- 12 -
ESCENARIO ENERGÉTICO GLOBAL	- 12 -
ESCENARIO MEDIOAMBIENTAL.....	- 15 -
ESCENARIO LEGAL	- 17 -
ESCENARIO ECONÓMICO	- 19 -
ALCANCE Y OBJETIVOS.....	- 20 -
ALCANCE.....	- 20 -
OBJETIVOS.....	- 21 -
<i>Reducción de emisiones de efecto invernadero.....</i>	- 21 -
<i>Eficiencia económica.....</i>	- 22 -
DESCRIPCIÓN DEL PRODUCTO.....	- 23 -
HISTORIA	- 24 -
PROPIEDADES FÍSICAS	- 27 -
PROPIEDADES QUÍMICAS	- 28 -
IMPORTANCIA Y APLICACIONES	- 31 -
<i>Fertilizantes nitrogenados.....</i>	- 32 -
<i>Explosivos.....</i>	- 36 -
<i>Siderurgia.....</i>	- 38 -
<i>Otros</i>	- 39 -
RIESGOS.....	- 41 -
DESCRIPCIÓN DEL PROCESO.....	- 45 -
ANTECEDENTES E HISTORIA	- 46 -
PROCESO DE PRODUCCIÓN	- 62 -
<i>Primera etapa: preparación de la mezcla</i>	- 62 -
<i>Segunda etapa: oxidación del amoníaco</i>	- 64 -
<i>Tercera etapa: oxidación del nitrógeno monóxido.....</i>	- 68 -
<i>Cuarta etapa: Absorción del dióxido de nitrógeno</i>	- 70 -
<i>Esquema general del proceso.....</i>	- 71 -
<i>Diagrama unifilar simplificado</i>	- 74 -
<i>Producción de ácido concentrado.....</i>	- 75 -
GENERALIDADES DE PLANTA	- 76 -
<i>Modalidades de plantas.....</i>	- 76 -
<i>Equipos principales.....</i>	- 79 -
<i>Distribución de planta.....</i>	- 81 -
<i>Subproductos habituales</i>	- 83 -
ESTADO DEL ARTE.....	- 83 -
EMISIONES.....	- 87 -

ENUNCIADO DEL CASO PRÁCTICO ESTUDIADO.....	- 91 -
CALDERA DE RECUPERACIÓN LAMONT.....	- 97 -
PROPUESTAS DE MEJORAS ENERGÉTICAS. ALTERNATIVAS.....	- 99 -
COGENERACIÓN	- 99 -
<i>Beneficios</i>	<i>- 99 -</i>
<i>Condiciones</i>	<i>- 102 -</i>
<i>Alternativas.....</i>	<i>- 108 -</i>
OTRAS PROPUESTAS DE MEJORA	- 116 -
<i>Energía termosolar</i>	<i>- 116 -</i>
<i>Energía fotovoltaica.....</i>	<i>- 116 -</i>
<i>ACS y calefacción</i>	<i>- 117 -</i>
<i>District Heating.....</i>	<i>- 118 -</i>
<i>Aplicación en el propio proceso.....</i>	<i>- 118 -</i>
DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA DE COGENERACIÓN	- 119 -
DIMENSIONAMIENTO DE LA PLANTA DE COGENERACIÓN	- 122 -
SELECCIÓN DE LA TURBINA DE VAPOR.....	- 122 -
COMPROBACIÓN DE CÁLCULOS MÁSIMOS.....	- 128 -
ANÁLISIS TÉRMICO.....	- 130 -
ANÁLISIS ELÉCTRICO	- 136 -
RESUMEN DEL DIMENSIONAMIENTO	- 143 -
ESTUDIO ECONÓMICO.....	- 144 -
CRONOGRAMA.....	- 152 -
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	- 155 -
BIBLIOGRAFÍA Y REFERENCIAS.....	- 157 -
ANEXOS	A
ANEXO I. CÓDIGO DE EJECUCIÓN EN EES	A
ANEXO II. TABLAS AUXILIARES EN EXCEL.....	K
ANEXO III. CATÁLOGO DE TURBINAS DE VAPOR.....	N
ANEXO IV. FICHAS DE SEGURIDAD DE ÁCIDO NÍTRICO	V

Tablas de contenidos

Ilustraciones

ILUSTRACIÓN 1: RETENCIÓN DE LA RADIACIÓN SOLAR OCASIONADA POR EL EFECTO INVERNADERO.	- 16 -
ILUSTRACIÓN 2: POSICIÓN DE CADA PAÍS EN 2012 RESPECTO AL PROTOCOLO DE KIOTO.	- 17 -
ILUSTRACIÓN 3: ETIQUETA DISTINTIVA DE CERTIFICACIÓN UNE-EN ISO 14001 EMITIDA POR AENOR... -	22 -
ILUSTRACIÓN 4: ESTRUCTURA MOLECULAR DEL ÁCIDO NÍTRICO.....	- 23 -
ILUSTRACIÓN 5: CARÁTULA DE LA OBRA PRINCIPAL DEL PSEUDO-GEBER (SIGLO XIII).	- 25 -
ILUSTRACIÓN 6: PRIMER PLANO DE JABIR IBN HAYYAN (SIGLO IX).....	- 25 -
ILUSTRACIÓN 7: CARÁTULA DE 'ALCHEMIA' DE ANDREAS LIBAVIUS (1597).	- 29 -
ILUSTRACIÓN 8: REPRESENTACIÓN DE PAÍSES PRODUCTORES DE ÁCIDO NÍTRICO.....	- 32 -
ILUSTRACIÓN 9: CONCENTRACIÓN DE LA POBLACIÓN EN NÚCLEOS URBANOS POR PAÍSES.	- 35 -
ILUSTRACIÓN 10: RETRATO DE JOHANN RUDOLPH GLAUBER.	- 47 -
ILUSTRACIÓN 11: RETRATO DE ANTOINE LAURENT LAVOISIER.....	- 48 -
ILUSTRACIÓN 12: RETRATO DE HENRY CAVENDISH.....	- 49 -
ILUSTRACIÓN 13: MOSAICO PUBLICITARIO DE NITRATO DE CHILE.	- 50 -
ILUSTRACIÓN 14: RETRATO DE CHARLES FRÉDÉRIC KUHLMANN.....	- 51 -
ILUSTRACIÓN 15: RETRATO DE WILHELM OSTWALD.	- 52 -
ILUSTRACIÓN 16: EQUIPO DE LABORATORIO UTILIZADO POR OSTWALD Y BRAUER.	- 53 -
ILUSTRACIÓN 17: PLANTA PILOTO DE ÁCIDO NÍTRICO CONSTRUIDA ENTRE 1904 Y 1906 EN GERTHE.....	- 54 -
ILUSTRACIÓN 18: GASA METÁLICA DE PLATINO CON FORMA DE REJILLA UTILIZADA EN EL CATALIZADOR. ..	- 57 -
ILUSTRACIÓN 19: RETRATOS DE CARL BOSCH (IZQUIERDA) Y FRITZ HABER (DERECHA).	- 58 -
ILUSTRACIÓN 20: PROCESO DE SÍNTESIS DE AMONIACO DESCUBIERTO POR CARL BOSCH Y FRITZ HABER. .	- 58 -
ILUSTRACIÓN 21: ESQUEMA GENERAL DE LA PREPARACIÓN DE LA MEZCLA.....	- 63 -
ILUSTRACIÓN 22: ESQUEMA GENERAL DE LA OXIDACIÓN DEL AMONIACO.	- 64 -
ILUSTRACIÓN 23: ESQUEMA DE LA OXIDACIÓN DEL NITRÓGENO MONÓXIDO.	- 68 -
ILUSTRACIÓN 24: ESQUEMA DE LA ABSORCIÓN DEL DIÓXIDO DE NITRÓGENO.	- 70 -
ILUSTRACIÓN 25: ESQUEMA DETALLADO DE LA PRODUCCIÓN DE ÁCIDO NÍTRICO.	- 72 -
ILUSTRACIÓN 26: DIAGRAMA UNIFILAR SIMPLIFICADO DE LA PRODUCCIÓN DE ÁCIDO NÍTRICO.....	- 74 -
ILUSTRACIÓN 27: DISTRIBUCIÓN DE UNA PLANTA DE PRODUCCIÓN DE ÁCIDO NÍTRICO.....	- 82 -
ILUSTRACIÓN 28: ESQUEMA GENERAL DE LA PLANTA ESTUDIADA EN EL CASO PRÁCTICO.....	- 91 -
ILUSTRACIÓN 29: PLANO DE LA PLANTA DE PRODUCCIÓN DEL CASO ESTUDIADO.....	- 96 -
ILUSTRACIÓN 30: ESQUEMA GENERAL DE FUNCIONAMIENTO DE UNA CALDERA LAMONT.	- 97 -
ILUSTRACIÓN 31: CROQUIS DE LA CALDERA LAMONT EXISTENTE EN LA PLANTA.....	- 98 -
ILUSTRACIÓN 32: FLUJOS DE ENERGÍA EN COGENERACIÓN Y PRODUCCIÓN SEPARADA.....	- 100 -
ILUSTRACIÓN 33: ESQUEMA SIMPLIFICADO DE COGENERACIÓN POR TURBINA DE GAS.	- 110 -
ILUSTRACIÓN 34: ESQUEMA SIMPLIFICADO DE UNA INSTALACIÓN DE COGENERACIÓN CON MACI.....	- 112 -
ILUSTRACIÓN 35: PLANTEAMIENTO INICIAL PARA LA MODIFICACIÓN DE PLANTA Y MEJORA ENERGÉTICA. -	120 -
ILUSTRACIÓN 36: ESQUEMA DEFINITIVO DE LA PLANTA CON IMPLANTACIÓN DE COGENERACIÓN.....	- 138 -

Tablas

TABLA 1: DIFERENTES DENOMINACIONES DEL COMPUESTO HNO₃	- 26 -
TABLA 2: HORQUILLA DE LA COMPOSICIÓN COMÚN DEL ÁCIDO NÍTRICO.	- 26 -
TABLA 3: COMPOSICIÓN DEL ÁCIDO NÍTRICO FUMANTE ROJO.	- 26 -
TABLA 4: COMPOSICIÓN DEL ÁCIDO NÍTRICO FUMANTE BLANCO.	- 27 -
TABLA 5: PROPIEDADES FÍSICAS DEL ÁCIDO NÍTRICO	- 28 -
TABLA 6: EFECTOS FRECUENTES DE LAS REACCIONES DE HNO₃ CON OTRAS SUSTANCIAS	- 30 -
TABLA 7: REACCIONES Y DIFERENCIA DE ENTALPÍAS EN EL PRIMER REACTOR	- 65 -
TABLA 8: PRODUCCIÓN ANUAL DE ÁCIDO NÍTRICO EN ESPAÑA POR TIPO DE PROCESO.	- 85 -
TABLA 9: VALORES DE CONVERSIÓN DE LAS REACCIONES DE OXIDACIÓN DE NO Y ABSORCIÓN	- 94 -
TABLA 10: COMPOSICIÓN DE CAUDALES Y DATOS DE PRESIÓN Y TEMPERATURA EN PLANTA.	- 95 -
TABLA 11: VALORES DE RENDIMIENTO DE LOS EQUIPOS MECÁNICOS	- 95 -
TABLA 12: RELACIÓN DE EDIFICIOS EN LA PLANTA Y SUS RESPECTIVOS USOS	- 96 -
TABLA 13: VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE LA IMPLANTACIÓN DE SISTEMAS DE COGENERACIÓN	- 102 -
TABLA 14: RENDIMIENTOS ENERGÉTICOS OBTENIDOS EN COGENERACIÓN CON TG Y MACI	- 113 -
TABLA 15: COMPARACIÓN ENTRE DIFERENTES SISTEMAS DE COGENERACIÓN.	- 115 -
TABLA 16: MODELOS DISPONIBLES DE TURBINAS DE VAPOR EN EL CATÁLOGO DE SIEMENS.	- 127 -
TABLA 17: VARIACIÓN ENTRE CAUDALES DE ENUNCIADO Y RESULTADOS OBTENIDOS EN EES EN [kg/s]. -	129 -
TABLA 18: RELACIÓN DE EQUIPOS CON CESIÓN Y DEMANDA DE ENERGÍA TÉRMICA.	- 131 -
TABLA 19: POTENCIAS GENERADAS Y CONSUMIDAS EN EL CICLO DE POTENCIA DE VAPOR.	- 140 -
TABLA 20: POTENCIAS GENERADAS Y CONSUMIDAS EN LA PLANTA COMPLETA	- 140 -
TABLA 21: PRECIOS MÁXIMO Y MÍNIMO DE LA ELECTRICIDAD VENDIDA EN EL PERIODO ANALIZADO.	- 149 -

Gráficos

GRÁFICO 1: EVOLUCIÓN DE PRODUCCIÓN DE PETRÓLEO. PREVISIONES DE M.K. HUBBERT Y LA ASPO. ...	- 13 -
GRÁFICO 2: EVOLUCIÓN DEL CONSUMO GLOBAL DE ENERGÍA PRIMARIA	- 14 -
GRÁFICO 3: EVOLUCIÓN DEL CONSUMO GLOBAL DE FERTILIZANTES DESDE 1850	- 34 -
GRÁFICO 4: DESTINACIÓN DE LA PRODUCCIÓN DE ÁCIDO NÍTRICO.	- 40 -
GRÁFICO 5: CRONOGRAMA DE AVANCES EN LA TECNOLOGÍA DE PRODUCCIÓN DE HNO₃	- 61 -
GRÁFICO 6: VELOCIDAD DE FORMACIÓN EN FUNCIÓN DE LA TEMPERATURA EN EL PRIMER REACTOR.	- 66 -
GRÁFICO 7: PROCEDENCIA Y POTENCIA DE LOS DIFERENTES APORTES TÉRMICOS NECESARIOS EN [kW]. -	135 -
GRÁFICO 8: DIAGRAMA T-S DEL CICLO DE POTENCIA DE COGENERACIÓN POR VAPOR.	- 139 -
GRÁFICO 9: DISTRIBUCIÓN DE LA DEMANDA NOMINAL DE LA POTENCIA ELÉCTRICA GENERADA EN [kW]. -	142 -
GRÁFICO 10: DIAGRAMA DE GANTT DEL DESARROLLO PREVISTO DEL PROYECTO.	- 154 -
GRÁFICO 11: DIAGRAMA DE GANTT DE VISUALIZACIÓN DE TAREAS CRÍTICAS.	- 154 -

Acrónimos

ACS	Agua Caliente Sanitaria
AENOR	Asociación Española de Normalización y Certificación
ASPO	Association for Study of Peak Oil and Gas
CMNUCC	Convención Marco de las Naciones Unidas sobre el Cambio Climático
EES	Engineering Equation Solver
EIB	Escuela de Ingeniería de Bilbao
FAO	Organización de las Naciones Unidas para la Alimentación y la Agricultura
GEI	Gases de Efecto Invernadero
HRSG	Generador de Vapor mediante Recuperación de Calor
IPC	Índice de Precios de Consumo
IUPAC	Unión Internacional de Química Pura y Aplicada
MACI	Motores Alternativos de Combustión Interna
MAPA	Ministerio de Agricultura, Pesca y Alimentación
ORC	Ciclo Orgánico de Rankine
PFR	Reactor de Flujo Pistón
PIB	Producto Interior Bruto
RD	Real Decreto
REE	Rendimiento Eléctrico Equivalente
SCADA	Supervisión, Control y Adquisición de Datos
TFM	Trabajo Fin de Máster
TIR	Tasa Interna de Retorno
TRS	Tiempo de Retorno Simple
UE	Unión Europea
VAN	Valor Actual Neto

Resumen

CASTELLANO

Este Trabajo Fin de Máster consiste en un análisis energético de una planta ficticia de producción de ácido nítrico. El estudio tiene una doble finalidad: por un lado, obtener un funcionamiento de la planta de mayor eficiencia que permita lograr un beneficio económico mayor durante su operación; y por otro, ayudar a reducir los recursos empleados en el proceso para disminuir también el impacto ambiental de la planta productiva.

Tras estudiar diversas tecnologías energéticas para la obtención de los objetivos mencionados, se concluye que la cogeneración es una solución indispensable en este tipo de procesos industriales exotérmicos. Ésta ayudará a producir conjuntamente energía eléctrica y térmica mediante el aprovechamiento del calor liberado en diferentes reacciones químicas existentes en la producción de ácido nítrico. Igualmente, se valora la implantación de alguna fuente de energía renovable de apoyo.

EUSKARA

Master Amaierako Lan hau azido nitrikoa ekoizteko itxurazko instalazio baten azterketa energetikoan datza. Ikasketa honek bi helburu ditu. Alde batetik, jarduten dabilen bitartean etekin ekonomikoa handitzea baimentzen duen funtzionamendu eraginkorragoa lortu nahi da. Bestetik, prozesuan zehar erabilitako baliabideak gutxitzea, horrekin batera ingurumenarengan eragindako kaltea ere murrizteko asmoz.

Aipatutako xedeak bete ahal izateko teknologia energetiko desberdinak aztertu dira. Ondorio gisa zehaz daiteke kogenerazioa oso tresna funtsezkoa dela mota honetako prozesu industrial exotermikoak lantzen diren kasuetarako. Honek lagunduko du aldi berean energia elektrikoa eta termikoa ekoizten, prozesuan zehar emandako erreakzio kimikoetan askatzen den beroaz baliaturik. Era berean, energia berriztagarrien ekarpen potentziala balioztatu da.

ENGLISH

This End-of-Master Project is based on the energy analysis of a hypothetical nitric acid production plant. The study has a double purpose: on the one hand, to obtain a more efficient performance of the plant that allows to get a higher economic benefit during its operation, and on the other, to help reducing needed resources in the process in order to reduce the environmental impact of the production plant.

After studying various energy technologies to obtain the mentioned objectives, it is concluded that cogeneration is an indispensable solution in this kind of exothermic industrial processes. Cogeneration will help to jointly produce both electrical and thermal energy by harnessing the heat released in different chemical reactions in the production of nitric acid. Likewise, the implementation of a renewable source of support energy is also valued.

Introducción

El documento que se presenta a continuación es un estudio energético de una planta de producción de ácido nítrico, de carácter ficticio, y en situación operativa. La realización del mismo está motivada como propuesta para el Trabajo Fin de Máster Universitario en Ingeniería Industrial, en la EIB, Escuela de Ingeniería de Bilbao. Significará por tanto un campo de aplicación práctico de la base teórica trabajada en la Intensificación Termoenergética del Máster, especialmente en la asignatura Plantas de Cogeneración, impartida en el primer cuatrimestre del segundo curso por Víctor de la Peña Aranguren, quien además también dirige este TFM. Asimismo, resulta interesante destacar la finalidad lectiva del Trabajo, puesto que supone un nexo entre los conocimientos adquiridos durante la etapa académica y los informes técnicos que acostumbra a ser desarrollados en el ámbito profesional de la Ingeniería Industrial a la que da acceso.

Para la elaboración del TFM se contará con la ayuda del profesorado del Departamento de Máquinas y Motores Térmicos de la escuela, donde destaca el propio Víctor de la Peña Aranguren, Dr. Ingeniero Industrial con muchos años de experiencia profesional en el sector energético de la Industria. Además, se ha contactado con personal de una planta real de producción de ácido nítrico, quien ha colaborado en la estimación de dimensionamiento de la planta y ha aportado datos y características de interés, pero cuya identidad se mantendrá en el anonimato por petición expresa de la persona.

Sin embargo, este TFM no se limitará exclusivamente a la realización del análisis energético, sino que profundizará en el propio proceso de elaboración del ácido nítrico, con la convicción de que en el ámbito profesional se muestra tan imprescindible conocer la generalidad de los diferentes procesos industriales como dominar el campo de

especialización en que se trabaja. Igualmente, se hablará del producto, de sus características y sus aplicaciones, para poder comprender la importancia real de producir ácido nítrico actualmente, y entender cómo un compuesto químico tan poco conocido por la población puede resultar tan imprescindible para el desarrollo de la humanidad y de sus condiciones de vida. Por lo tanto, se busca cierta transversalidad en el estudio, que intentará abarcar y explicar, aunque sea de un modo divulgativo en algunos casos, una serie de conceptos que son básicos para comprender un proceso químico industrial sobre el que se desea trabajar, entendiendo que el dominio conceptual del mismo permitirá una mejora energética de mayor calidad.

En conclusión, se ha optado por estructurar este TFM de la manera recogida en el índice de contenido: a la presente introducción le seguirá una contextualización de las propiedades y la importancia del producto, el ácido nítrico, además de una breve explicación de los objetivos y alcance del proyecto. Posteriormente, se recogerá el apartado técnico del Trabajo, que tratará en primer lugar del proceso, explicando las diferentes etapas principales que componen la producción de HNO_3 y los equipos necesarios en una planta de estas características. A continuación, se introducirá el caso práctico estudiado, presentando para ello la naturaleza de la planta escogida y los datos necesarios para la elaboración del estudio energético posterior. Este estudio comenzará con una exposición de las diferentes tecnologías que se pretenden utilizar para mejorar energéticamente la planta, donde se explicará cada una de ellas y se detallarán las condiciones necesarias para posibilitar su implantación. De este modo, se procederá a rematar el apartado más técnico del Trabajo mediante la descripción y el dimensionamiento de cada una de las soluciones propuestas en el anterior apartado. Finalmente, se elaborará un estudio económico de las mejoras planteadas junto a una planificación de su implantación mediante un cronograma, y se recogerán las conclusiones del estudio, donde se indicará qué medidas conviene implementar en la planta estudiada.

Contexto

Escenario energético global

La contextualización energética de este proyecto se antoja imprescindible para comprender el interés de aplicar medidas de mejora energética en la Industria. El consumo de energía global ha crecido vertiginosamente desde la segunda mitad del siglo pasado, hasta el punto de convertirse en uno de los mayores retos de la humanidad en la actualidad. Durante este periodo, el ser humano ha basado su desarrollo en la utilización de grandes cantidades de energía, originarias en su amplia mayoría de diferentes combustibles fósiles. Estos recursos son energéticamente muy interesantes, pero ha quedado demostrado que carecen de sostenibilidad de cara al futuro. La explicación reside en que estas materias primas se forman en la corteza terrestre en periodos tan superiores a la esperanza de vida humana, que se han catalogado como no renovables. De este modo, se puede afirmar que existe una serie de reservas fósiles no renovables, que se van agotando a medida que la humanidad las consume. En la práctica, la situación es incluso más trágica, ya que la tecnología no se está desarrollando en la misma proporción que supone el consumo masivo de fuentes fósiles. Esta circunstancia deriva en la dificultad cada vez mayor de explotar las reservas energéticas, lo que se traduce en un coste mayor del producto y un escenario de desaparición de fuentes de energía no renovable cada vez más cercano.

En la actualidad, el petróleo es el recurso fósil por excelencia, ya que a sus propiedades químicas excelentes se suman su multitud de aplicaciones y una tecnología de explotación muy avanzada. Marion King Hubbert, un geofísico de los Estados Unidos, fue en 1956 el primer científico en hablar claramente del escenario de desaparición del petróleo. En base a varios modelos estadísticos, vaticinaba la

evolución que sufriría la producción de petróleo a nivel global, un marco en el que destacaba un pico de la misma a comienzos del siglo XXI. Esta previsión se representó mediante una gráfica que pasó a conocerse como 'curva de Hubbert', aunque esta teoría fue recibida con recelo entre la comunidad científica de la época. No obstante, cinco décadas después la ASPO, una asociación compuesta por científicos, universidades y organizaciones públicas y privadas de una multitud de diferentes países, elaboró un informe confirmando las previsiones del geofísico estadounidense. Este otro informe, redactado en el año 2004, consideró una mayor cantidad de reservas energéticas descubiertas que durante el medio siglo anterior no podían preverse, por lo que Hubbert no tuvo en cuenta a la hora de desarrollar su teoría. Estas reservas añadidas, algunas posibilitadas por el desarrollo experimentado en la tecnología de extracción del petróleo, ocasionaron, por un lado, un pequeño retraso de una década en la aparición del pico de barriles producidos por año a nivel global, y por otro, un aumento de la cantidad de petróleo disponible (gráficamente reproducida como la integral de la curva de producción). De la misma manera, el consumo de barriles también creció por encima de lo previsto, y a principios del siglo XXI se consumía un 40% más de lo imaginado a finales de la década de los 70 (Molina Igartua, 2011). No obstante, se comprueba que las curvas representativas de ambos informes siguen una tendencia similar, y por lo tanto, se concluye en que el informe de la ASPO en 2004 confirmó la previsión de M. K. Hubbert en torno al agotamiento de las reservas mundiales de petróleo.

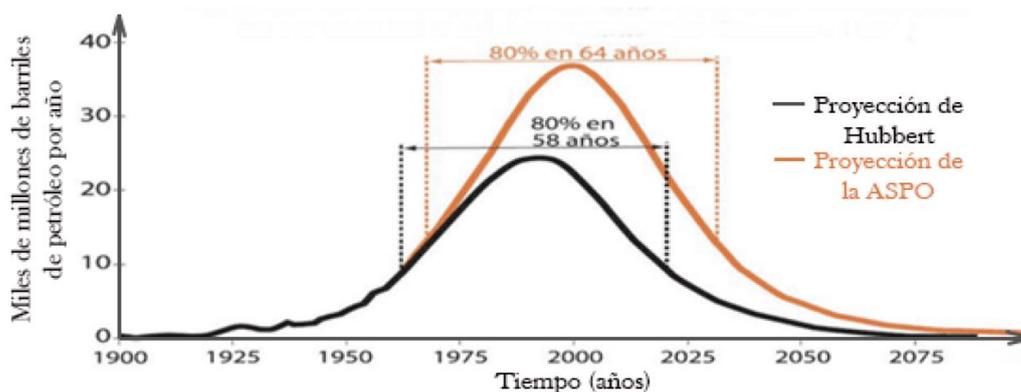


Gráfico 1: Evolución de producción de petróleo. Previsiones de M.K. Hubbert y la ASPO.

Si bien es cierto que en la Industria de producción el petróleo es menos utilizado que el Gas Natural, existe una conformidad en el panorama científico que expande la teoría de agotamiento de combustibles fósiles también a este otro hidrocarburo gaseoso. El Pico del Gas Natural, si bien está previsto para más tarde que el del Petróleo, podría verse afectado si su consumo creciera durante la desaparición progresiva del crudo. Además, es imprescindible tener en cuenta que en paralelo al agotamiento de las reservas de combustibles convencionales, se está dando una revolución demográfica sin precedentes en algunas regiones del mundo. Algunos países como China, India o Brasil entre otros, están llevando a cabo un proceso de desarrollo económico muy acelerado, por lo que la demanda energética está aumentando de una manera extremadamente veloz en una serie de regiones que prácticamente suman la mitad de la población humana mundial. Esta tendencia se representa en la siguiente imagen (Smil, 2017):

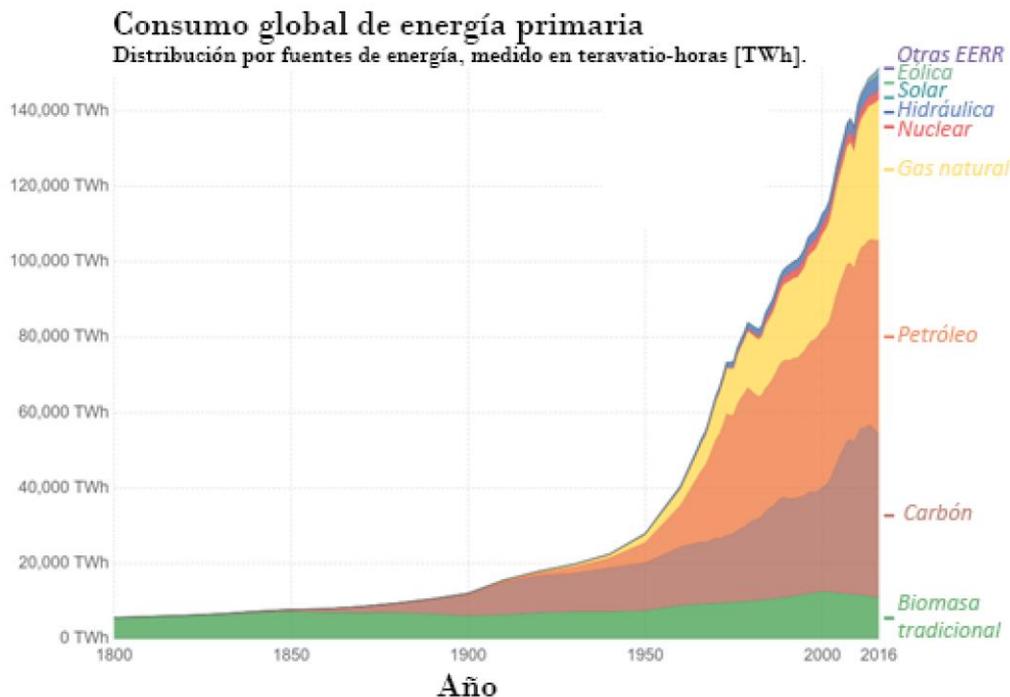


Gráfico 2: Evolución del consumo global de energía primaria.

De manera añadida, existen otros factores sociopolíticos que agravan aún más la situación energética mundial en la actualidad, ya que en la mayoría de los casos, los recursos convencionales se encuentran concentrados en una pequeña cantidad de países, que por cuestiones socioeconómicas internas y externas suelen presentar una cierta inestabilidad política que afecta a la fluctuación de precios. A consecuencia de estas previsiones se ha generado una tendencia de concienciación ciudadana y gubernamental a nivel global en torno a la necesidad de reducir en la medida posible el uso de estas materias energéticas primas, y sustituir su utilización mediante medidas de eficiencia energética e implantación de energías renovables. Desde el punto de vista práctico en una central de ácido nítrico, este estudio apuesta por aprovechar la energía liberada en forma de calor durante las reacciones exotérmicas del proceso, facilitando así el relevo de la energía final utilizada a lo largo del proceso de la planta hacia una energía más eficiente y menos dependiente.

Escenario medioambiental

La apuesta por sustituir paulatinamente los combustibles fósiles se ve reforzada por la situación medioambiental del planeta. El uso creciente de estas fuentes de energía ha ocasionado mediante la liberación indiscriminada de gases de efecto invernadero un aumento de temperatura en la tierra que está ocasionando unos problemas biológicos de extrema gravedad. El conocido efecto invernadero consiste en la acumulación de una variedad de gases en la atmósfera terrestre, que permiten el paso de la radiación en frecuencia visible proveniente del sol, pero atrapan la infrarroja rebotada en menor frecuencia. Es decir, se puede resumir el Efecto Invernadero como la concentración en la atmósfera de unos gases que sólo permiten la entrada de la radiación solar aumentando así la temperatura en la biosfera, de un modo muy parecido al calor acumulado en un coche a través de los vidrios de las ventanas en un día soleado.



Ilustración 1: Retención de la radiación solar ocasionada por el Efecto Invernadero.

La emisión continuada de estos GEI ha ocasionado ya múltiples daños irreparables en el medio ambiente, pero los expertos auguran que en caso de inacción los efectos serán de una gravedad mucho mayor (Molina Igartua, 2011). La consecuencia más conocida del Efecto Invernadero es la subida de temperatura de 1°C que se ha ido produciendo en el planeta durante las últimas décadas, y que ha originado un sinfín de amenazas climáticas en diferentes regiones del globo. España, por ejemplo, vive ahora bajo la advertencia de la posibilidad de que una cuarta parte de su territorio pueda vivir un proceso de desertización antes del final de este siglo si no se reacciona a tiempo. El producto de esto sería catastrófico, y podría conducir a una variedad muy amplia de efectos dramáticos como forzar una migración masiva de habitantes hacia zonas más al norte. De hecho, el MAPA hace más de 10 años que contempla este escenario y tiene en marcha un Plan de Acción Nacional contra la Desertificación (Ministerio de Medio Ambiente y Medio Rural y Marino, 2008). Igualmente, el resto de países tampoco quedaría liberado de esta amenaza, y todo parece indicar que si no se revierte la tendencia de calentamiento global Francia podría perder sus viñedos pronto (Hannah, y otros, 2013), o que Shanghai quedaría bajo el agua tras un crecimiento del nivel del mar a nivel mundial, a lo que lleva una década intentando combatir mediante la instalación de unos faraónicos diques de contención en el río Huangpu (Reinoso, 2009).

Escenario legal

El anteriormente comentado escenario medioambiental ha generado una ola de preocupación ciudadana y política a lo largo del mundo durante las últimas décadas. Por ello, además de los diferentes Programas y Planes que han ido adoptando los Gobiernos de cada estado, también se han acordado algunos protocolos de acción contra el cambio climático a nivel global. El primer hito histórico en la lucha conjunta contra el cambio climático lo marcó la CMNUCC mediante el acuerdo del conocido Protocolo de Kioto en noviembre de 1997 (Naciones Unidas, 1998). Este acuerdo fue finalmente firmado y ratificado por la práctica totalidad de los países del mundo, donde destaca únicamente la ausencia de Canadá y los Estados Unidos.



Ilustración 2: Posición de cada país en 2012 respecto al Protocolo de Kioto.

El objetivo de este acuerdo era reducir las emisiones de GEI a la atmósfera para frenar así el calentamiento global del planeta. De este modo, se marcaba un reto colectivo de reducir un 5% las emisiones de estos gases en el periodo entre los años 2008 y 2012 respecto a las producidas en el año 1990. Posteriormente, este

compromiso se ha ido ampliando en las convenciones de Bali, Copenhague y Cancún, donde han participado todas las potencias económicas del mundo.

En una escala más reducida se encuentra el papel de la UE, que ha intentado simbolizar el abanderado de la lucha contra el cambio climático. Además de intentar mediar en las convenciones globales con países que en algún momento se mostraron dubitativos, ha adoptado acuerdos internos entre sus miembros para ampliar el compromiso en la lucha medioambiental. En este marco, durante estos años de atrás ha destacado la conocida como política del 20/20/20 que fijaba tres objetivos cuantificables y concretos a cumplir por sus estados miembros para el año 2020:

- Reducir un 20% las emisiones de GEI respecto a los valores de 1990.**
- Apoyar las fuentes de energía renovable hasta que éstas generen un 20% de la energía consumida.**
- Reducir un 20% la cantidad de energía primaria utilizada.**

Estas tres condiciones afectan directamente a la Industria, y es por ello que en los últimos años se ha ido apostando por estudios de eficiencia energética como el que compete a este informe. Aprovechar mejor los recursos energéticos conlleva a reducir la energía primaria y emitir una cantidad menor de contaminantes. Desde la planta de producción de ácido nítrico estudiada también se puede colaborar en la consecución de la otra condición mediante la implantación de algún sistema de aprovechamiento de energías renovables, pero su implantación está condicionada al visto bueno en sendos análisis técnico y económico.

Escenario económico

Finalmente, existe otro factor que ha motivado el desarrollo de medidas de eficiencia energética en la Industria, el económico. Aunque a simple vista pueda parecer un factor totalmente independiente del resto de los analizados, la realidad es que las motivaciones económicas en el campo de la mejora de rendimientos industriales han venido ocasionadas, en cierta medida, por las condiciones de producción energética global, medioambiental y normativas.

En este caso, el vaivén de los precios del mercado de los combustibles fósiles en función de la situación geopolítica por un lado, la ambición de mejorar la imagen social de la empresa mediante la implantación de medidas ecológicas por otro, y las restricciones legales de consumos y emisiones interpuestas por los diferentes organismos legislativos han contribuido a que la concienciación medioambiental de las empresas haya pasado de ser una concesión ecológica a suponer una estrategia clave para la sostenibilidad económica de las empresas.

Alcance y objetivos

El presente TFM consiste en un estudio energético de una planta ficticia de producción de ácido nítrico. A continuación, se detalla la labor que pretende realizarse y los objetivos que han motivado la elaboración del proyecto.

Alcance

El proyecto consistirá en un análisis de energía de la planta enunciada en el caso práctico. Por lo tanto, se calculará el gasto energético de operación, y se valorará cualquier medida que previsiblemente pueda contribuir a mejorar su eficiencia energética. Posteriormente, se evaluarán las diferentes mejoras propuestas de manera independiente, procediendo en cada caso a cuantificar la mejora originada tanto en magnitudes termodinámicas como económicas.

Además, se llevará a cabo un estudio presupuestario detallado que ayude a cuantificar el coste de implantación de cada una de las soluciones propuestas. El análisis económico concluirá con una comparación entre el coste y el beneficio de cada una de las alternativas, donde se calculará el tiempo de recuperación del capital invertido y otras variables financieras, que serán los índices que ayuden a determinar qué soluciones adoptar y cuáles no.

Finalmente, se planificará la implantación de las tecnologías propuestas que resulten eficaces de cara a cumplir los objetivos expuestos a continuación sin originar inversiones económicas irreversibles. Esta planificación temporal se recogerá también en un cronograma, de modo que sea más visual y comprensible.

No obstante, y a pesar de quedar fuera de la estructura habitual de un estudio energético, se optará por realizar un estudio previo acerca del producto y del proceso industrial que competen al proyecto. La justificación para ello es que resulta académicamente interesante conocer la naturaleza de los diferentes procesos que aparecen comúnmente en la vida profesional de la Ingeniería Industrial por un lado, y por otro que se aprecia recomendable conocer las características del mismo de cara a plantear unas mejoras eficaces y técnicamente viables.

Objetivos

En base a la situación de mejora constante y competitividad que presenta actualmente la Industria, y el contexto global anteriormente descrito, se ha decidido elaborar este proyecto con dos fines muy concretos.

Reducción de emisiones de efecto invernadero

En primer lugar, se pretende implantar una serie de mejoras técnicas que permitan obtener un rendimiento mayor de la planta estudiada. Es decir, se busca mantener una producción idéntica a la actual utilizando una cantidad lo más reducida posible de recursos energéticos no renovables. El objetivo es claro: reducir las emisiones de efecto invernadero y otros contaminantes.

Esto será beneficioso para la empresa propietaria de la planta puesto que contribuirá a mejorar su imagen de cara a la población mediante algún distintivo de calidad emitido por organizaciones con capacidad

para certificar, como puede ser, por ejemplo, la UNE:EN ISO 14001, emitida en España por AENOR.



Ilustración 3: Etiqueta distintiva de certificación UNE-EN ISO 14001 emitida por AENOR.

Como ventaja indirecta servirá para hacer frente a las normativas de eficiencia energética e impacto ambiental, que suelen imponer sanciones económicas a quien más contamina, o deducciones fiscales a quien contribuye activamente en la mejora del medio ambiente.

Eficiencia económica

El segundo de los objetivos se engloba dentro del apartado económico de la empresa propietaria, que como toda entidad privada lucrativa, establece como objetivo final el beneficio económico en cualquier actividad. Es decir, cualquier medida de mejora implantada que ayude a reducir el coste de operación de la planta o a aumentar los ingresos en ventas, puede resultar interesante siempre y cuando se valore positivamente su correspondiente análisis financiero.

Por lo tanto, se concluye que el segundo objetivo de este estudio energético será obtener un mejor rendimiento de los recursos requeridos en la planta de producción para aumentar el beneficio económico derivado de su actividad.

Descripción del producto

El producto principal de la planta estudiada en este Trabajo es el ácido nítrico (HNO_3). Éste es un compuesto químico formado por tres átomos de oxígeno y uno de hidrógeno y de nitrógeno. La unión de estos elementos se caracteriza por la situación central del átomo de nitrógeno en la molécula, desde la que desarrolla tres enlaces diferentes:

- **enlace simple con uno de los átomos de oxígeno,**
- **enlace doble con otro de los átomos de oxígeno**
- **y enlace simple con un grupo funcional hidróxido.**

De esta manera, la estructura molecular del ácido nítrico se representa según la siguiente ilustración:

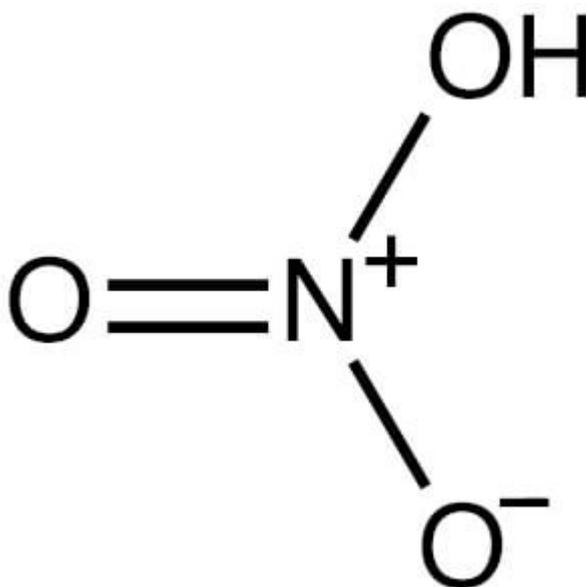


Ilustración 4: Estructura molecular del ácido nítrico.

El ácido nítrico es un compuesto bien conocido por el ser humano desde hace varios siglos y tiene una gran variedad de aplicaciones cotidianas. El descubrimiento del mismo se remonta a la Edad Media, y su uso ha ido creciendo con el paso del tiempo, a medida que se han desarrollado los métodos para producirlo y se han hallado nuevas aplicaciones donde resulta útil. Por lo tanto, se ha optado por dedicar un apartado de este TFM a realizar una breve introducción a este ácido que es el producto principal de la factoría objeto del presente estudio energético.

Historia

Como se ha indicado anteriormente, hay que remontarse al siglo XIII para encontrar las primeras referencias conocidas en la actualidad al ácido nítrico. El honor de su descubrimiento recae sobre un alquimista europeo anónimo cuya obra científica fue firmada bajo el pseudónimo de Geber. Este nombre puede causar confusión, puesto que recuerda a Jabir ibn Hayyan, un científico musulmán del siglo IX considerado el fundador de la química, y que trabajó también otros campos del conocimiento como la metalurgia y la medicina. El nombre de Jabir ibn Hayyan fue transcrito al latín como Geber, y pudo ser utilizado varios siglos después por el alquimista europeo, quien se atribuyó el nombre del autor islámico con el fin de que su obra escrita gozara de mayor popularidad. Además, el sacerdote y químico bávaro Alberto Magno también escribió sobre el ácido nítrico a principios de ese mismo siglo XIII.

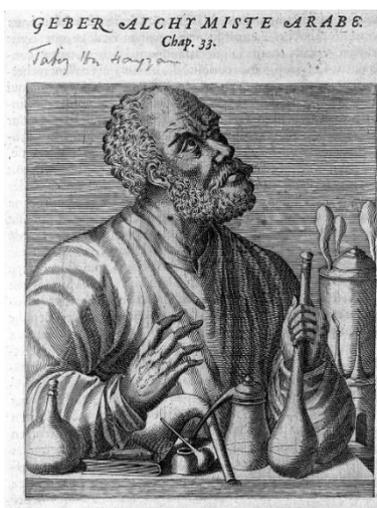


Ilustración 6: Primer plano de Jabir ibn Hayyan (siglo IX).

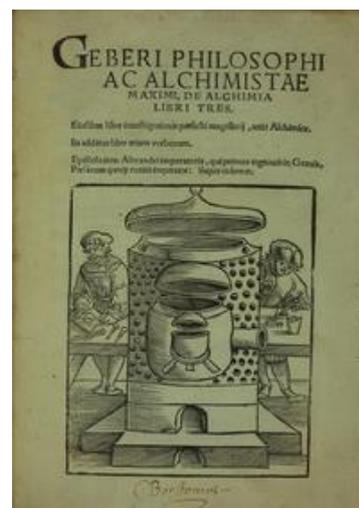


Ilustración 5: Carátula de la obra principal del Pseudo-Geber (siglo XIII).

No obstante, no es hasta principios del siglo pasado cuando el ácido nítrico adquiere una relevancia total en el desarrollo de las condiciones de vida de la humanidad, cuando se halla el método para su producción más eficaz a escala industrial. Éste es un hecho de gran trascendencia, puesto que propició un considerable abaratamiento y disponibilidad del compuesto, y por lo tanto, será independientemente detallado en el próximo apartado de este documento. Consecuentemente, el ácido nítrico se ha establecido como uno de los ácidos más utilizados tanto en el sector industrial como en la investigación científica, y actualmente su producción anual es de docenas de millones de toneladas al año.

Asimismo, resulta evidente que el ácido nítrico es un compuesto conocido con anterioridad a la implantación de una nomenclatura química global, ya que estas normas de denominación han sido diseñadas durante las últimas décadas. A raíz de ello, existe una extensa variedad de denominaciones diferentes bajo las que se conoce al compuesto, entre las que destacan el término tradicional de ácido nítrico o el de trioxonitrato (V) de hidrógeno bajo las reglas IUPAC. En la siguiente tabla se recogen éstas y otras denominaciones diferentes encontradas por la bibliografía consultada en la elaboración de este Trabajo.

Tabla 1: Diferentes denominaciones del compuesto HNO₃.

Trioxonitrato (V) de hidrógeno [IUPAC]
Ácido nítrico [Tradicional]
Ácido trioxonítrico (V) [Stock]
Nitrato de hidrógeno
Hidróxido de nitrilo
Ácido Azoico
Nital
Ácido de grabadores
Agua fuerte

Generalmente, y debido al método para su obtención, suele presentarse disuelto en agua con una concentración volumétrica que oscila entre el 50% y el 70%. No obstante, cuando su concentración es superior al 86% se conoce como ácido nítrico fumante, que se divide en dos categorías según la pureza de la disolución: fumante rojo y blanco. En las siguientes tablas se recogen las composiciones del ácido nítrico común y de estas dos variantes concentradas:

Tabla 2: Horquilla de la composición común del ácido nítrico.

Ácido nítrico común	
Componente	Concentración
HNO₃	50%-70%
Agua	30%-50%

Tabla 3: Composición del ácido nítrico fumante rojo.

Ácido nítrico fumante rojo	
Componente	Concentración
HNO₃	86%
Agua	5%
NO_x	6%-15%

Tabla 4: Composición del ácido nítrico fumante blanco.

Ácido nítrico fumante blanco	
Componente	Concentración
HNO₃	97,5%
Agua	2%
NO_x	0,5%

Propiedades físicas

El ácido nítrico es un compuesto líquido en condiciones normales, puesto que su punto de fusión ronda los -42°C y no vaporiza hasta los 83°C , y que comúnmente se presenta diluido en agua en las concentraciones previamente indicadas. Destaca por su falta de color y su inocuidad, lo que conlleva a poseer una gran similitud al agua. Esta apariencia lo convierte en un compuesto altamente peligroso para el uso en laboratorio, ya que requiere de extremar la atención durante su manipulación, por su carácter corrosivo y sus vapores sofocantes.

No obstante, su color puede verse alterado según la concentración de ciertos componentes en la disolución. Por ejemplo, el ácido nítrico fumante rojo se llama así por la tonalidad tan colorida que adquiere a medida que aumenta la concentración de NO_x. Estos óxidos de nitrógeno tiñen el ácido de un color amarillento o incluso rojizo en concentraciones más elevadas, y tienden a desprenderse de la disolución originando la liberación de un gas de tono gualdo.

Otra de las características que permiten su distinción respecto del agua es su viscosidad, ligeramente superior a la del disolvente universal (1,4 de viscosidad relativa) y una densidad también mayor. A

continuación, se recogen éstas y otras propiedades físicas del ácido nítrico en una tabla:

Tabla 5: Propiedades físicas del ácido nítrico.

PROPIEDAD	VALOR
Peso molecular	63 [g/mol]
Estado físico (cond. normales)	Líquido
Punto de ebullición (760 mmHg)	83[°C]-87[°C] ([HNO₃] 100%)
	121,8[°C] ([HNO₃] 69,2%)
Punto de fusión	-41[°C] ([HNO₃] 100%)
	-52[°C] ([HNO₃] 69,2%)
Presión de vapor	62 [mmHg] ([HNO₃] 100%)
	42 [mmHg] ([HNO₃] 69,2%)
Densidad del vapor (Aire=1)	2-3 [-]
Densidad relativa	1,5 [-] ([HNO₃] 100%)
	1,41 [-] ([HNO₃] 69,2%)
pH	1,0 [-] ([HNO₃] 0,1M)
Solubilidad en agua	100% soluble
Inflamabilidad	No
Índice de refracción	1,397 [-] (16,5°C)

Propiedades químicas

La principal característica química del ácido nítrico es que se trata de un oxiácido de gran fuerza, y que, por lo tanto, se disocia prácticamente en su totalidad cuando se encuentra en una disolución con agua. Los iones surgidos de esta disociación son el protón de hidrógeno y el anión de nitrato. Es por tanto un agente muy oxidante, que ataca con facilidad a metales como el cobre o la plata, mas resulta inocuo ante el oro y el platino. Esta capacidad de

oxidación se ve reducida cuando el ácido se encuentra diluido. Precisamente, es el platino, por su resistencia a este ácido, el metal utilizado para la fabricación de los catalizadores en forma de rejilla que se utilizan durante el proceso de producción del ácido nítrico.

Con respecto al oro, en cambio, sí existe una posibilidad para disolverlo. La combinación de tres partes de ácido nítrico con una parte de ácido clorhídrico es una mezcla conocida como agua regia. La elaboración de esta combinación de ácidos fue descrita por primera vez a finales del siglo XVI por el alquimista sajón Andreas Libavius, un estudioso de los ácidos fuertes que incluyó la receta del agua regia en su libro 'Alchemia'. Esta agua regia tiene la propiedad de ser capaz de disolver oro, lo que le otorga una multitud de aplicaciones de interés.



Ilustración 7: Carátula de 'Alchemia' de Andreas Libavius (1597).

El ataque sobre metales como el aluminio o el cromo es sensiblemente característico. Su peculiaridad reside en la capa de óxido que se forma en la superficie de estos metales cuando el ácido

nítrico los ataca. Esta capa sirve de protección para el resto del bloque metálico, pues lo aísla de una multitud de agentes químicos que podrían atacar desde el entorno. Este proceso puede resultar de gran utilidad en estructuras y otros tipos de aplicaciones con ambientes de gran actividad química, y es conocido como pasivación. Finalmente, una larga lista de materiales no metálicos completa la relación de compuestos atacados por el ácido nítrico, entre los que destacan el caucho y muchas variedades de plásticos. Los materiales inflamables como la madera o los combustibles fósiles también son susceptibles bajo su presencia, puesto que aumenta considerablemente su inflamabilidad.

En la siguiente tabla se recoge una serie de productos cuya utilización debe ser atendida extremando la atención, ordenados según la naturaleza de la reacción originada con la presencia del ácido nítrico:

Tabla 6: Efectos frecuentes de las reacciones de HNO₃ con otras sustancias.

EFEECTO	MEZCLA
Pasivación	Cromo
	Aluminio
Dilución y liberación de H₂	Cobre
	Plata
Reacción violenta	Polvos metálicos
	Materiales reductores
	Combustibles
	Alcohol
	Acetona
Ácido acético	
Liberación de calor y gases tóxicos	Agua
Generación de NO_x	Focos de calor
Explosión	Hidrocarburos
	H₂S

Para terminar, conviene remarcar también la peligrosidad del ácido nítrico para las personas por su toxicidad y capacidad corrosiva, pero esta condición será analizada en su respectivo apartado de riesgos.

Importancia y aplicaciones

El ácido nítrico desempeña un papel fundamental en la construcción de la sociedad de hoy en día, sobre todo en los países con mayores densidades poblacionales y con industrias económicamente potentes. Si bien es cierto que este ácido es uno de los más utilizados en cualquier laboratorio químico, su principal aplicación está ligada a la dependencia absoluta que existe sobre él en el sector alimentario en todo el mundo. La tesis de que el ácido nítrico es una sustancia de vital importancia para la humanidad hoy en día, no sólo se ve defendida por la multitud de posibilidades que completan la lista de sus aplicaciones, sino también por su unicidad. Es decir, en muchas de las industrias a las que va destinada su producción, no se contempla la posibilidad de sustituirlo por ningún otro compuesto, por lo que resulta imprescindible y augura un futuro muy estable para su mercado.

En la siguiente ilustración se muestra un mapa político global, donde los países destacados en color azul presentan al menos una planta de producción de ácido nítrico (Nitric Acid Climate Action Group, 2019). La ilustración, por tanto, refleja la importancia de este ácido en el desarrollo de las condiciones de vida humanas, representado por una clara mayoría de países productores. Sin embargo, la imagen también ilustra otra evidencia: la brecha tecnológica existente entre los países con economías más potentes y los más humildes. África es el continente peor situado en la industria del ácido nítrico, donde de las 580 plantas de producción contabilizadas en todo el mundo apenas media docena de países africanos albergan una de ellas.

Representación global de países productores de ácido nítrico



Ilustración 8: Representación de países productores de ácido nítrico.

A continuación, se comentan los principales campos de aplicación de este ácido nítrico.

Fertilizantes nitrogenados

En un contexto mundial de crecimiento poblacional ininterrumpido y un fenómeno migratorio global hacia las ciudades, la fertilidad de las tierras de labranza supuso un gran reto a comienzos del siglo XX. Es bien conocido que la productividad de un terreno guarda una estrecha relación con la cantidad de nutrientes que contiene su tierra, entre los que destacan sobre todo nitrógeno, el fósforo y el potasio. No obstante, éstos nutrientes del terreno se van viendo reducidos cada año tras la cosecha correspondiente, de manera que la fertilidad de la tierra se ve perjudicada si el terreno no recupera adecuadamente los nutrientes necesarios. De manera natural, las tierras tienden a regenerar en unos años las cantidades de nutrientes que habitan a contener, pero para ello es necesario respetar una alternancia a lo largo de los años en las cosechas plantadas en cada terreno. Asimismo, suele recomendarse incluso guardar un año de cada cuatro como descanso, con el fin de garantizar que el terreno correspondiente realice una recuperación nutritiva óptima.

Esta recuperación natural se complica en un contexto de grandes poblaciones urbanas y necesidades alimenticias crecientes, puesto que las tierras disponibles están obligadas a producir a un ritmo máximo en aras de abastecer el mercado. Como respuesta a este problema, surge la imperiosa necesidad de nutrir los terrenos de labranza de manera artificial. Esto se consigue mediante fertilizantes químicos ricos en nitrógeno, entre otros, que ayudan a recuperar la productividad de las tierras más rápidamente. El nitrato de amonio es uno de los fertilizantes más relevantes en la industria agrícola, a cuya obtención se destina en torno a un 60% de la producción anual de ácido nítrico en todo el mundo.

La producción de fertilizantes puede ser también una solución contra la ampliación desproporcionada de superficie terrestre destinada al cultivo de alimentos, puesto que mediante su repercusión en la mejora de la productividad de los terrenos contribuye a reducir la superficie necesaria para la industria agroalimentaria, y frenando así el proceso de deforestación que se está viviendo en diferentes lugares del planeta.

El siguiente gráfico representa la evolución que ha seguido la producción global de fertilizantes desde mediados del siglo XIX. En relación a este TFM, resulta de especial interés destacar dos aspectos significativos:

- **Los fertilizantes nitrogenados representan la mayoría de nutrientes producidos a escala industrial. Esto es positivo para la producción de ácido nítrico puesto que refuerza la tesis de su importancia.**
- **El desarrollo de la producción de fertilizantes se ha dado en la primera mitad del siglo pasado, y el crecimiento realizado**

durante las últimas cuatro décadas ha sido casi exponencial. Esta tendencia justifica la previsión de que la industria de fertilizantes seguirá aumentando su producción en los próximos años. Si bien es cierto que se aprecian caídas coincidiendo con épocas de crisis económicas, estos descensos son generalmente leves y de escasa duración.

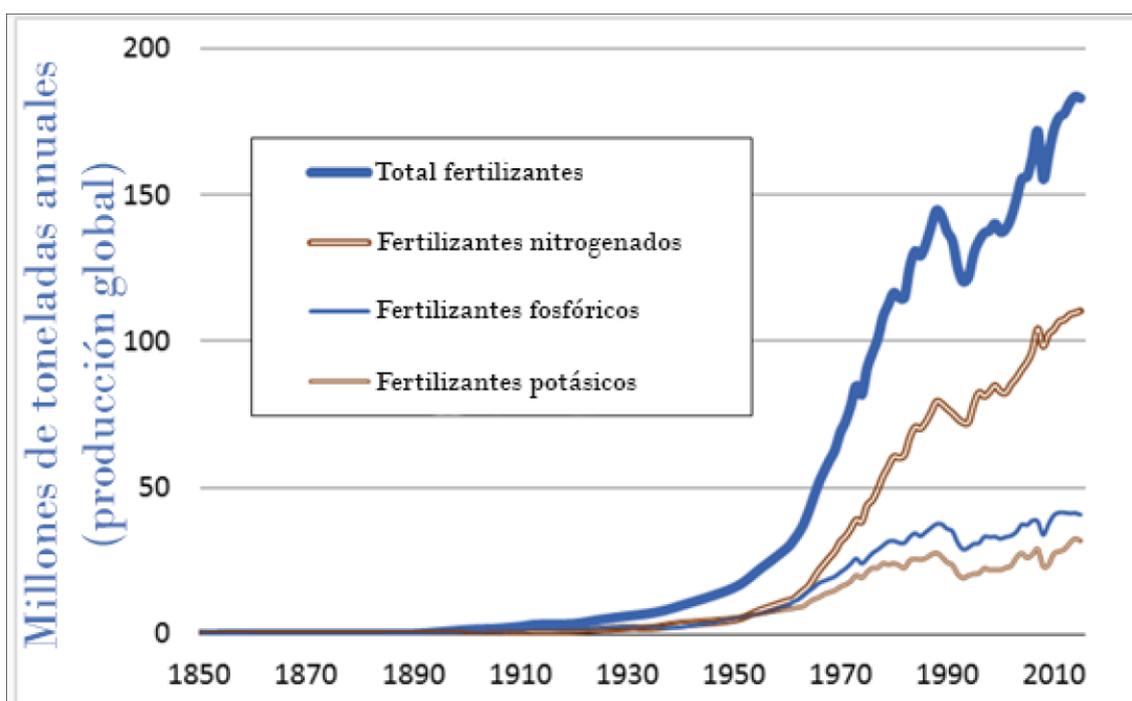


Gráfico 3: Evolución del consumo global de fertilizantes desde 1850.

Actualmente se consumen más de 150 millones de toneladas de fertilizantes en todo el mundo cada año. Sorprendentemente, apenas una tercera parte de este volumen de producción es utilizado por los países desarrollados. Por lo tanto, la producción de éstos es aún más trascendental para los países en vías de desarrollo, cuya demanda es del 65% de la capacidad mundial de producción. Curiosamente, los mayores consumidores de fertilizantes en el mundo coinciden con los países en los que se prevé un mayor incremento demográfico para las próximas décadas. A raíz de ello, está previsto que en un futuro a medio plazo esta industria siga creciendo a un ritmo vertiginoso.

Estas predicciones coinciden con la estimación de la FAO, que vaticina que en el año 2030 el consumo mundial de fertilizantes se eleve hasta 199 millones de toneladas por año.

En la siguiente infografía destaca la predominancia demográfica urbana en los países más desarrollados del mundo. Por ejemplo, Europa occidental y América del Norte principalmente presentan unos porcentajes de población urbana superior al 75%. Varios países de América del Sur presentan también una proporción similar, aunque además de al desarrollo económico que han experimentado en las últimas décadas puede deberse también a la inhospitabilidad de una parte importante de sus territorios, como la selva amazónica o la cordillera andina.

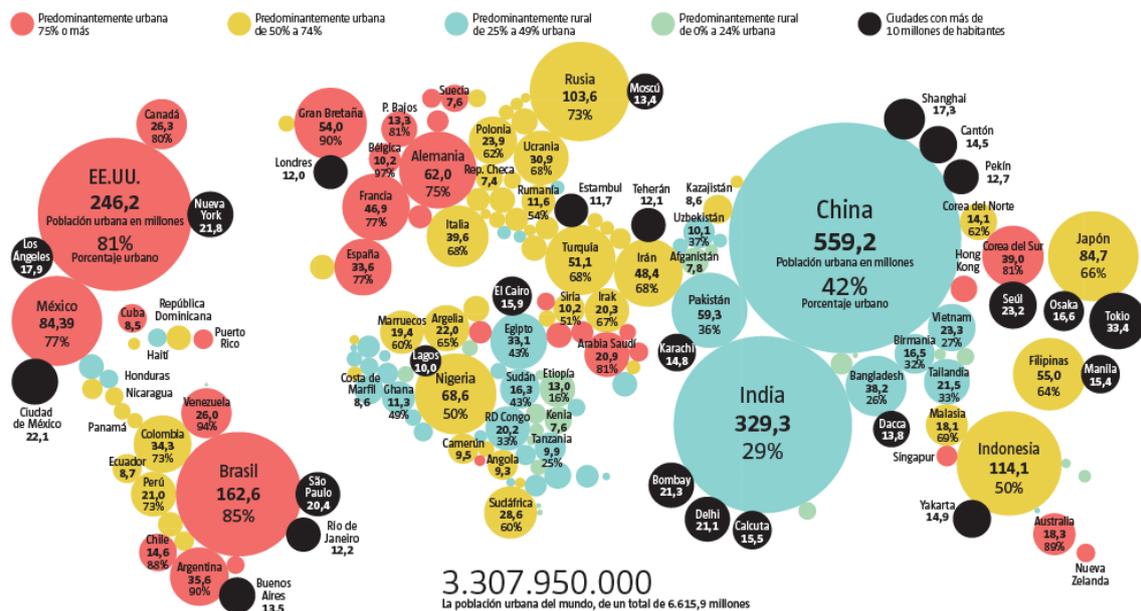


Ilustración 9: Concentración de la población en núcleos urbanos por países.

No obstante, los datos más significativos son los referentes a los gigantes del sudeste asiático. India y China, en pleno desarrollo económico, suman una tercera parte de la población mundial, y presentan una tendencia muy evidente de migración hacia las grandes ciudades de habitantes rurales. De hecho, en la actualidad ya

son los dos estados con más millones de personas habitando en entornos urbanos. El crecimiento de la población y la concentración de la misma en grandes núcleos urbanos están llamados a ser las grandes causas del crecimiento previsto en la demanda de fertilizantes, y por lo tanto de ácido nítrico, para un futuro a medio plazo.

Por todo ello, al proceso de síntesis de amoníaco de Haber, que será comentado en el apartado correspondiente a la descripción del proceso y que ha permitido el desarrollo actual de la industria del ácido nítrico, se le atribuye haber salvado millones de vidas y su contribución con la mejora sustancial de la alimentación global y de las condiciones de vida humanas. Asimismo, será también uno de los eslabones de la cadena de producción industrial que deberá responder al escenario predicho en párrafos previos, que probablemente supondrá uno de los mayores retos a los que se enfrentará la humanidad durante el presente siglo.

A la industria agroalimentaria se destina, como bien se ha dicho anteriormente, en torno a un 65% de la producción global de ácido nítrico. Para esta finalidad, el ácido se entrega diluido en agua, donde presenta una concentración en volumen entre el 55% y el 60%. En este campo destaca su propiedad de ácido fuerte, que en reacción con alcalinos y óxidos genera las sales fertilizantes.

Explosivos

Durante muchos años los explosivos se componían de una mezcla denominada pólvora negra. Ésta se formaba de azufre, nitrato de potasio y carbón, siendo este último quien le otorgaba el color oscuro tan característico que le da nombre. No obstante, con el paso de las

décadas los explosivos han ido evolucionando, para ser a día de hoy más concentrados, fiables y seguros en su manejo. Para ello, ha resultado imprescindible renunciar a las composiciones tradicionales, optando por los derivados de los nitratos como sustitutos eficaces. La obtención de estos derivados de los nitratos requiere, como en la generación de fertilizantes, de ácido nítrico, lo que convierte a los detonantes en un considerable campo de aplicación del ácido tratado.

Entre los diferentes detonantes que pueden obtenerse a partir del ácido nítrico, destacan el celuloide y el trinitrotolueno, comúnmente conocido por sus siglas TNT. Además, sirve también para la fabricación de otros explosivos como la nitroglicerina o la ciclotrimetilentrinitramina, más conocida como RDX.

Estos detonantes tienen un sinfín de aplicaciones. En primer lugar, se encuentran algunos campos de aplicación como la Minería. En este sector es utilizado para la apertura de galerías y minas tanto subterráneas como a cielo abierto. En general es un campo donde se requiere un control escrupuloso del material detonante, lo que requiere un producto de máxima calidad. Las minas de hulla y las canteras de mineral son algunos de los ejemplos donde la Minería requiere de su utilización.

En Ingeniería Civil y construcciones pesadas también es frecuente su uso. Su finalidad puede ser tan variada que abarca desde la perforación para edificar en terreno subterráneo como túneles o aparcamientos, hasta el desmonte de grandes cantidades de terrenos durante la construcción de carreteras y otras infraestructuras. De mismo modo, se recurre a estos explosivos en algunas catas de terreno y perforaciones del mismo para exploración de hidrocarburos, entre otros.

No obstante, otra de las aplicaciones recurrentes del ácido nítrico está tan expandida y desarrollada como el resto, pero es menos ética. La industria bélica lleva un siglo aprovechando las características químicas del este ácido para la fabricación de diferentes tipos de explosivos que han sido utilizados como arma de guerra contra la población civil. Esta aplicación supone, sin lugar a dudas, desde un punto de vista moral, un pequeño desdoro en el aprovechamiento que la humanidad ha realizado del patrimonio científico e ingenieril heredado de Haber, Bosch, Ostwald y cientos de personas que han contribuido durante décadas al desarrollo de la producción del ácido nítrico.

La generación de explosivos se nutre de ácido nítrico gracias a sus propiedades como sustancia nitrante. En este caso, el ácido utilizado es el conocido como fumante, y supera concentraciones del 95%. Para la fabricación de detonantes se destina aproximadamente un 25% del ácido nítrico disponible, lo que convierte a este sector en el más importante tras la producción de nutrientes y fertilizantes.

Siderurgia

La Siderurgia es una industria donde el ácido nítrico sirve de gran utilidad. En este campo existe una gran variedad de procesos a los que este ácido da acceso. A continuación, se recogen algunas de las posibilidades que tiene su aplicación:

- **La refinación de algunos metales es una de ellas, especialmente de los nobles.**
- **Ayuda para reblandecer el acero inoxidable permitiendo así su moldeabilidad para obtener formas diferentes.**

- **Se emplea también para la pasivación de piezas metálicas que se prevé que vayan a trabajar en un entorno químicamente activo, generando una capa de óxido alrededor de su superficie para su protección.**
- **Se utiliza en la comprobación de oro y platino, debido a su mencionada propiedad de atacar el resto de metales, pero no estos dos.**

Es bajo su cualidad de ácido con alta capacidad oxidante como es utilizado en la industria siderúrgica, donde requiere de especial cuidado por su potencial para originar explosiones y reacciones violentas si se encuentra con algún que otro agente oxidante. Para estas y otras aplicaciones se destina entre un 5% y un 10% de la producción global de ácido nítrico.

Otros

Ante la imposibilidad de describir detenidamente todas las aplicaciones del ácido nítrico, se opta por enumerar brevemente todos los fines a los que va dirigido habitualmente, pero cuya demanda sobre el global de la producción es inferior al 5%. En la siguiente lista se recogen algunas posibilidades:

- **Producción de colorantes para la industria textil.**
- **Elaboración de seda de origen no natural.**
- **Fabricación de diferentes tipos de plásticos y polímeros.**

- **Elaboración de nitratos con finalidad médica y en investigación científica.**
- **Producción de perfumes y fragancias.**
- **Impresión litográfica de grabados sobre piedra.**
- **Fabricación de goma sintética.**
- **Lavado de alimentos en la industria agroalimentaria y desinfección de maquinaria que trabaja con productos lácteos, como los utensilios de ordeño.**
- **Decoración en la industria del mueble. Disuelto en agua en cantidades concretas, sirve para dotar a la madera de un color grisáceo que emula su envejecimiento.**

De esta manera, la distribución de la producción de ácido nítrico se refleja en la siguiente gráfica, donde destaca el peso relativo mayoritario de la industria de fertilizantes:

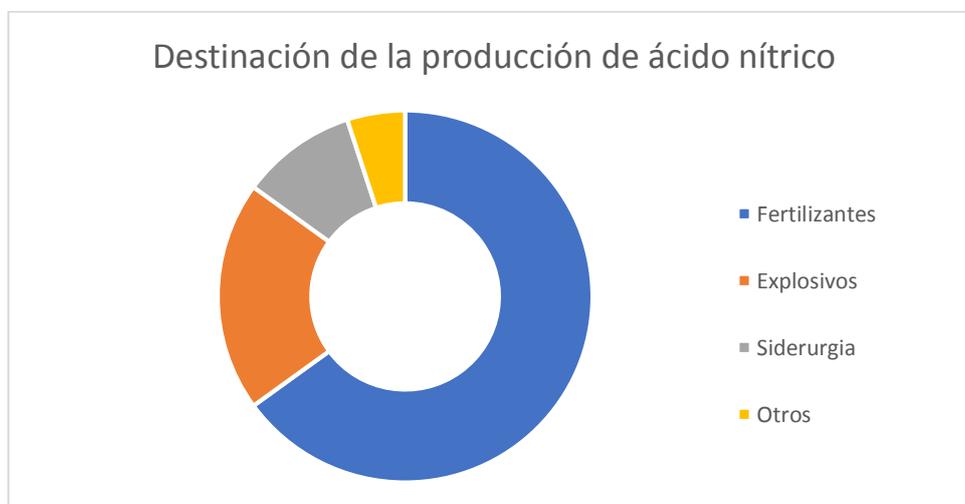


Gráfico 4: Destinación de la producción de ácido nítrico.

Riesgos

El ácido nítrico es una sustancia de gran peligrosidad cuya manipulación requiere de una atención exclusiva. Sus riesgos y sus consecuencias posibles podrían completar una lista muy extensa, pero en este Trabajo sólo va a realizarse una breve descripción. Para ello, se ha optado por clasificar los posibles riesgos que conlleva su utilización en dos grupos.

De cara a la integridad del individuo, el ácido nítrico es un compuesto muy peligroso que provoca quemaduras graves en disolución de agua a partir de una concentración del 5%. Además, es un producto con gran facilidad para correr e irritar los sistemas digestivo, respiratorio, de visión y la piel. Las consecuencias derivadas de la exposición a este ácido se agravan a medida que crece su concentración, y van desde la provocación de úlceras o quemaduras hasta la aparición de graves lesiones pulmonares o incluso la probabilidad de muerte. Evidentemente, estos efectos se ven agravados en personas más sensibles a causa de problemas de salud anteriores.

Según la naturaleza de la exposición a este compuesto las consecuencias pueden ser de diferente naturaleza. En cuanto a la inhalación, es un fenómeno poco frecuente en un entorno doméstico, puesto que este ácido apenas es utilizado. No obstante, en un entorno industrial existe el peligro de que su concentración en el ambiente vaya aumentando sin que las personas expuestas lo aprecien. Los efectos de este tipo de exposición pueden no causar síntoma alguno hasta varias horas después, cuando comienza la aparición de la irritación del sistema de respiración y dificultades cardiovasculares. Mantener la exposición y no atender estos primeros síntomas puede originar consecuencias graves sobre la salud y daños irreparables.

El contacto directo de este ácido con la piel y los ojos es también un método de contaminación accidental frecuente en personas que habitualmente lo manipulan. En bajas concentraciones puede causar irritación en los ojos y quemaduras leves, mientras que en mezclas más concentradas dan lugar a la aparición de úlceras graves y facilitan la aparición de enfermedades cutáneas como la dermatitis. En cuanto a la ingestión no es una forma habitual de accidente con este ácido, y los casos recogidos prácticamente se reducen a cero.

Por último, destacan los casos derivados de una exposición inapreciable al mismo durante largos periodos de tiempo. Estos casos de caracterizan por la tardía aparición de los síntomas, que en ocasiones resultan ser de máxima gravedad para la salud de la persona infectada. Este tipo de exposición continuada favorece la aparición de dificultades cardiovasculares crónicas, el aumento de la probabilidad de padecer cáncer e incluso la alteración del ADN en alguna mutación genética.

Este tipo de accidentes suelen ocurrir en entornos laborales. Su prevención puede mejorarse mediante cursos de formación para el personal que previsiblemente presente una mayor exposición al ácido y mejores medios y equipos de seguridad. Además, se aconsejan otras medidas preventivas como asegurar una ventilación óptima del lugar de trabajo y de almacenamiento del ácido nítrico para evitar un crecimiento incontrolado de su concentración en el ambiente. No obstante, se recomienda también informar al personal expuesto sobre cómo han de reaccionar en caso de accidente, como método correctivo ante situaciones imprevistas.

Por otro lado, se enumeran también los riesgos del ácido nítrico desde un punto de vista colectivo y material. Si bien es cierto que el ácido nítrico en sí no es una sustancia que presente peligro de inflamación, hay que destacar que suscita el riesgo de combustión en otros compuestos, especialmente si son de carácter oxidante. En caso de ocurrir un accidente que derive en fuego conviene actuar de un modo u otro dependiendo de la dimensión y la gravedad del mismo. Los incendios de gran escala solo pueden ser contraatacados mediante abundante cantidad de agua, mientras que si es de baja intensidad se puede combatir también con suspensión de cal o polvo seco.

Entre los consejos más destacados de cara a la prevención, se recomienda una ventilación adecuada y continua del lugar de almacenamiento y uso del ácido nítrico para impedir que se alcancen altas concentraciones en el aire. Además, y con la finalidad de evitar fugas incontroladas, se apuesta por aislar todos los equipos de la planta que operen con el ácido. Su almacenamiento debe ser llevado a cabo sin la presencia de ninguna de las sustancias que presentan incompatibilidades con él, y del mismo modo, se ha de mantener alejado de cualquier alimento u objeto que pueda ser manipulado por alguna persona. En cuanto al tanque de almacenamiento, se aboga por materiales de gran resistencia mecánica frente a roturas e inocuos con este ácido, donde el acero inoxidable se presenta como una de las mejores alternativas.

De manera añadida, existe una serie de propuestas y consejos a seguir en caso de accidente, es decir, cuando las medidas de seguridad de prevención fallen y el ácido nítrico quede expuesto. En estas circunstancias la primera premisa siempre es desalojar el recinto y poner a salvo a las personas. Otra medida imprescindible es proceder a ventilar la estancia donde haya ocurrido la fuga, para evitar una concentración peligrosa en el ambiente. Además, en caso de ocurrir un derrame del ácido resulta aconsejable habilitar mecanismos que recojan el vertido y lo almacenen en contenedores

destinados a ello, y en caso de imposibilidad, se ha de optar por derramar agua en el lugar con el fin de diluir el ácido y reducir sus riesgos de inflamación.

En ningún caso y bajo ninguna circunstancia han de verse materiales combustibles como aserraduras u otros residuos de madera. Su utilización puede ser frecuente en situaciones de vertido de otros fluidos para evitar su expansión, pero implica un riesgo elevado en esta condición, puesto que puede facilitar la aparición del fuego. Además del agua, también se deben derramar sustancias básicas, como el carbonato sódico o la cal, con la finalidad de neutralizar la disolución que forman el ácido nítrico derramado accidentalmente y el agua vertido intencionadamente para rebajar su concentración. Estas sustancias de pH básico garantizan la seguridad del resto del mobiliario del local donde ha ocurrido el accidente, ya que sin él muchos elementos metálicos y plásticos serían atacados por el ácido con gran facilidad.

Finalmente, se concluye que elaborar un plan de acción contra accidentes de fuga de ácido nítrico resulta de especial interés para la seguridad de las personas y del entorno de trabajo. Mediante éste se pretende informar a cada operario de los riesgos que puede generar una fuga incontrolada del ácido, así como de las pautas a seguir en caso de que suceda. Es aconsejable explicar de una manera sencilla y concreta cómo ha de abandonar el recinto hasta ponerse a salvo, y qué acciones debe evitar realizar para impedir la propagación del vertido y el crecimiento del riesgo de incendio.

Descripción del proceso

La descripción del proceso de producción de ácido nítrico se ha valorado necesaria durante la realización de este Trabajo de Fin de Máster. La confección de un estudio energético para mejorar su eficiencia comprende aspectos puramente termodinámicos, pero se presenta imprescindible conocer al detalle la operación de la planta para elaborar una lista de mejoras técnicamente viables. Es por ello que el presente apartado va a plantearse de una manera extendida y detallada, exponiendo toda la información necesaria para comprender el funcionamiento de la planta de producción del ácido. El funcionamiento de una planta de este estilo es relativamente complejo debido al elevado número de equipos operativos y a la extensa cantidad de flujos, por lo que la explicación de las características del proceso irá acompañada de imágenes y diagramas que faciliten su comprensión.

Con la intención de facilitar la comprensión, la descripción del proceso ha sido repartida en diferentes apartados. En primer lugar, se recordará la historia de su producción, remontando hasta la primera referencia al ácido nítrico y mencionando los diferentes métodos que se han propuesto durante estos siglos para su fabricación. Igualmente, se detallará el método más común en el mundo a día de hoy, explicando de qué se compone una planta de producción y las diferentes etapas que se llevan a cabo en ella antes de obtener el producto final. Además, se indicará cuál es el estado del arte en la actualidad, haciendo incapié en la situación en la Comunidad Autónoma Vasca y el resto del Estado, puesto que el escenario global ha sido tratado en el apartado del contexto. Para concluir, se realizarán algunos comentarios acerca de las emisiones producidas en este tipo de plantas, tanto de su composición como de los efectos derivados de su emisión.

Antecedentes e historia

Las primeras referencias al ácido nítrico encontradas son en obras de alquimia publicadas por Alberto Magno y un autor anónimo conocido como Pseudo-Geber por la atribución indebida del pseudónimo latín de Jabbar ibn Hayyan. Estos escritos datan del siglo XIII, y aunque no precisan datos interesantes para la producción del ácido, suponen un hito histórico sin lugar a dudas. No obstante, durante los primeros siglos pasó desapercibido, y no fue hasta el año 1597 cuando Andreas Libavius descubrió las propiedades de una disolución de ácido nítrico y ácido clorhídrico, en tres partes del primero por una del segundo, que bautizó como 'agua regia'.

Tras el descubrimiento de la aplicación del ácido nítrico en esta mezcla corrosiva capaz de disolver el oro, la sociedad científica empezó a interesarse un poco más por este ácido. No es hasta pleno siglo XVII, es decir, cuatrocientos años después de conocer la sustancia, cuando por fin se publica un método para producir nítrico en cantidades amplias. Este avance fue llevado a cabo por Johann Rudolph Glauber, un químico alemán cuya mayor hazaña fue el descubrimiento del sulfato sódico. Sin embargo, también contribuyó al desarrollo de otras líneas de investigación, como la purificación del ácido sulfúrico. Casualmente, este ácido sulfúrico más concentrado fue el que utilizó para destilar el nitrato potásico, obteniendo de esta manera ácido nítrico. El nitrato de potasio utilizado en la operación es el componente fundamental del salitre, una sustancia salina que cobraría importancia más adelante durante el desarrollo industrial del proceso. La reacción química descubierta por Glauber fue la siguiente:



Por lo tanto, cada mol de ácido sulfúrico reacciona con otro mol de salitre causando su destilación, y produciendo sendos moles de ácido nítrico y de sulfato ácido de potasio. Este descubrimiento es un hito importante en la historia de la producción del nítrico, puesto que sería el método principal utilizado durante los 200 años siguientes.



Ilustración 10: Retrato de Johann Rudolph Glauber.

Posteriormente, la primera mitad del siglo XVIII pasó prácticamente desapercibida en lo que al ácido nítrico concierne. La segunda mitad del siglo, en cambio, resultó bastante más productiva que su antecesora, y dio lugar a varios avances seguidos. El primero de ellos fue a cargo del científico francés Antoine Laurent Lavoisier, quien es históricamente conocido por enunciar la famosa ley de conservación de la materia que da lugar a los balances de masa aplicados en cualquier estudio termodinámico. Además, también llevó a cabo diversos estudios en otras ramas de la ciencia, entre los que se encuentra el haber profundizado en el aprendizaje de la fotosíntesis. En 1776 Lavoisier consiguió demostrar que el ácido nítrico contenía oxígeno. Este descubrimiento de Lavoisier quizás no significó una revolución en el conocimiento y la aplicación del nítrico, pero asentó las bases para que pocos años después otro científico consiguiera resolver la incógnita de la composición concreta del mismo. No

obstante, y a pesar de haber contribuido con tantos avances en el desarrollo de su ciencia hasta el punto de ser considerado el padre de la química moderna, murió asesinado en su Francia natal tras la Revolución de 1789 por presunta colaboración con la Hacienda Real en el cobro de impuestos y contribuciones. A pesar de la declaración de muchas personalidades científicas francesas de la época, Lavoisier fue finalmente sentenciado por decapitación en 1794. Un año más tarde el gobierno galo reconocía su inocencia y pedía disculpas a la viuda del químico.



Ilustración 11: Retrato de Antoine Laurent Lavoisier.

Con la certeza de que el ácido nítrico contenía oxígeno, aún faltaba de conocer el resto de la composición. El descubrimiento de la constitución molecular exacta del nítrico fue realizado por el científico británico Henry Cavendish en 1784, apenas una década después del aporte de Lavoisier. Cavendish trabajó principalmente dos ciencias, la física y la química. En la primera de ellas diseñó un experimento mediante el que consiguió determinar la constante universal gravitacional. En cuanto a la química, averiguó la composición del agua y del ácido nítrico. Este adelanto abrió las puertas a una batería de progresos que se dieron en la investigación de la producción de este ácido durante el siglo XIX.



Ilustración 12: Retrato de Henry Cavendish.

La composición facilitó el estudio en la materia, pero esto vino motivado también por la importancia que comenzaba a adquirir en el mercado. Thomas Malthus , un clérigo británico con conocimientos en economía e interesado en asuntos demográficos, concluyó a comienzos del siglo XIX en la importancia del ácido nítrico en la alimentación de la población. Malthus indicaba que la población humana mundial crecía más rápido que la capacidad de abastecimiento de alimentos, y que, por lo tanto, solamente las epidemias y las guerras podrían detener este crecimiento demográfico tan acelerado. Esta idea favorecía la búsqueda de un sistema de aporte artificial de nutrientes a las tierras de labranza, un mercado que durante el siglo entrante aceleró el crecimiento de la industria del ácido tratado en este TFM.

En este escenario de avances constantes, la producción de ácido nítrico nació en el siglo XIX a escala industrial. Entonces, el único método conocido para generarlo era mediante el tratamiento de algunos nitratos con ácido sulfúrico. Este proceso había sido diseñado doscientos años antes por Johann Rudolph Glauber, y

requería de nitratos de potasio, más conocidos como salitre, o de sodio, también denominados nitratos de Chile. Esta última denominación se justifica por la procedencia del mineral en cuestión. De hecho, y aunque podría obtenerse en lugares más cercanos, los productores del viejo continente viajaban a América del Sur para obtenerlo. Al parecer, estos nitratos se obtenían a un precio más asequible en algunas demarcaciones del continente sudamericano, como el Salar de Uyuni o la zona norte de Chile. Esta materia primera se hizo tan conocida que durante muchas décadas se utilizó como nombre comercial de algunos fertilizantes en muchos carteles propagandísticos por toda España y el resto de Europa. En muchas zonas agrícolas se colocaron mosaicos cerámicos en las fachadas de los edificios más representativos de los pueblos y en los más cercanos a las travesías de paso principales que invitaban a los campesinos a abonar las tierras con el nitrato procedente del desierto de Atacama. En la siguiente imagen se muestra uno de los muchos mosaicos que aún perduran:



Ilustración 13: Mosaico publicitario de nitrato de Chile.

El método utilizado actualmente para la producción de ácido nítrico nació en 1838. Cinco décadas antes, Isaac Milner había obtenido ácido nítrico a escala de laboratorio, oxidando una corriente de gas de amoníaco a través de un tubo de óxido de manganeso. Entonces, y en un contexto de crecimiento paulatino del mercado del producto, el químico francés Charles Frédéric Kuhlmann asentó las bases teóricas para la producción futura de ácido nítrico mediante amoníaco.

No obstante, por aquel entonces no existía método alguno para obtener amoníaco en grandes cantidades de una manera económicamente viable, por lo que el avance de Kuhlmann fue relegado durante varias décadas. Por lo tanto, el método de Glauber se fue universalizando y monopolizó la producción de nítrico durante los cien años siguientes, ya que resultaba más económico cargar con el mineral de nitratos potásicos y sódicos desde la otra punta del Océano Atlántico que hacer frente a los costes de fabricar amoníaco.



Ilustración 14: Retrato de Charles Frédéric Kuhlmann.

El propio Kuhlmann admitía que el método recogido en su patente no era rentable entonces, pero vaticinó que habría un tiempo en que conseguiría establecerse como una industria rentable y que ayudaría a combatir el existente temor de los gobiernos de diferentes países a verse obligados a cerrar la producción de fertilizantes si en caso de guerra cesara la importación de salitre chileno. Esta apuesta del

químico francés sirvió de motivación para la siguiente generación de investigadores.

A finales del siglo XIX creció considerablemente el precio del nitrato de Chile debido al carácter finito de sus reservas que comenzaban a agotarse. Entre otras potencias económicas mundiales, Alemania se vio vulnerable ante la posibilidad de un escenario de población desabastecida de alimentos por escasez de la materia prima utilizada en la fabricación de fertilizantes. Por ello, y gracias a la mediación del profesor de la Universidad de Leipzig Wilhelm Pfeffer, su compañero y tocayo Wilhelm Ostwald accedía a analizar de qué manera podría su país garantizar el abastecimiento alimenticio mediante la producción de ácido nítrico sin la dependencia del mineral del Atacama. Para ello, valoró dos líneas de investigación:

- **Buscar el modo de ajustar el nitrógeno al oxígeno a partir de las grandes cantidades de ambos elementos en el aire.**
- **Utilizar amoniaco.**

Ostwald optó por esta segunda posibilidad, entendiendo que sería menos costoso recombinar el nitrógeno ya ajustado del amoniaco que ajustar el nitrógeno libre del aire, ya que presentaba mayor similitud a la patente registrada por su compatriota Kuhlmann.



Ilustración 15: Retrato de Wilhelm Ostwald.

La misión de Ostwald consistía en descubrir cómo rentabilizar el método de obtención de nítrico mediante la oxidación del amoníaco a gran escala. Para ello contó con la ayuda de su asistente Eberhard Brauer, junto a quien comenzó la investigación en el año 1901. El producto obtenido en los experimentos realizados con el catalizador de amianto platinado apenas presentaba ácido nítrico, por lo que probaron a cambiar el recipiente por un estrecho tubo de vidrio con hilo de platino enrollado. De este modo, la conversión de la reacción aumentó considerablemente, obteniendo unas concentraciones de ácido más notables. Tras trabajar modificando diferentes parámetros de la reacción, concluyeron que una velocidad del gas de amoníaco más elevada a la entrada del tubo conllevaba una conversión a la salida por encima del 80%, mientras que velocidades de entrada más lentas empeoraban los resultados. La conclusión de Ostwald explicó esta situación enunciando que un mayor tiempo de exposición de los gases NO_x producidos al catalizador derivaba en una descomposición de éstos en oxígeno y nitrógeno moleculares independientes. Esta afirmación encontró respaldo en que a la salida del pequeño reactor no se encontraba fracción alguna de amoníaco, por lo que éste había reaccionado completamente. De este modo, se dedujo que la fracción correspondiente a la parte restante a los gases de óxidos de nitrógeno eran productos que habían sufrido la descomposición después de haber reaccionado. Igualmente, estudiaron la variación de otros parámetros para obtener unas condiciones óptimas de reacción.

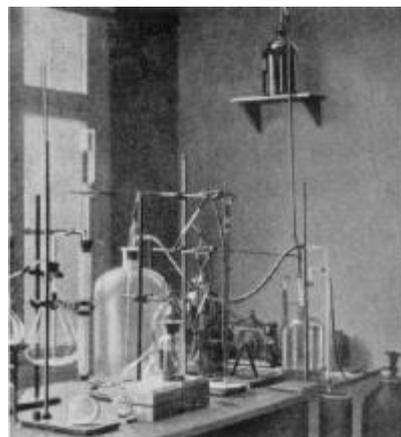


Ilustración 16: Equipo de laboratorio utilizado por Ostwald y Brauer.

El éxito de la investigación se vio representado por la construcción de dos plantas de producción de ácido nítrico. La primera planta piloto fue levantada en Gerthe entre los años 1904 y 1906, con una capacidad productiva de 300 kg de ácido diarios, mientras que la segunda se construyó en 1908 con un volumen de generación diez veces mayor. Estas plantas piloto fueron un éxito para demostrar la gran optimización y la capacidad para generar ácido nítrico sin requerir nitrato extranjero del denominado Proceso de Ostwald que será detallado más adelante. Su posible implantación en la industria parecía entonces cercana, pero se vio ralentizada por encontrar tres obstáculos técnicos:

- **La inexistencia de materiales avanzados para la construcción de algunos equipos.**
- **La escasa duración del catalizador utilizado para favorecer la reacción.**
- **El costoso precio del amoniaco a nivel industrial y el desarrollo inexistente en la producción del mismo.**



Ilustración 17: Planta piloto de ácido nítrico construida entre 1904 y 1906 en Gerthe.

El primero de los obstáculos se superó gracias a la invención del acero inoxidable. Como posteriormente se explicará en el análisis detallado del proceso de producción, el tanque de absorción de los óxidos de nitrógeno mediante agua presenta un mayor rendimiento cuando opera bajo presiones elevadas. Debido al carácter corrosivo del ambiente en la reacción, esta presión era técnicamente imposible de obtener con los materiales tradicionales. El acero es un material compuesto de hierro y una pequeña cantidad de carbono que dota a la aleación de una mayor resistencia. No obstante, resultaba insuficiente por su debilidad ante un ambiente corrosivo con agua y ácido nítrico abundante. La solución a este problema llegó con el descubrimiento del acero inoxidable, una aleación de acero con un 12% de cromo con unas propiedades más indicadas para los requisitos establecidos. Además de una apariencia más higiénica y atractiva, destacaba por su inigualable resistencia a la oxidación. De esta manera, el proceso de producción de nítrico pudo desarrollarse en diferentes presiones, según distintos criterios de diseño.

Por su parte, también se investigó sobre la optimización de los catalizadores de platino. Hasta la fecha se utilizaba el hilo de platino en forma de espiral diseñado por Brauer y Ostwald, pero todo parecía indicar que esta técnica era mejorable. El indicador principal que invitaba a localizar esfuerzos en mejorar los catalizadores era el obstáculo que implicaba renovar el catalizador una vez al mes, o en el mejor de los casos, cada mes y medio.

La primera mejora significativa, y prácticamente definitiva, vino de la mano de Karl Kaiser en el año 1909. Su propuesta consistía en sustituir el hilo rizado de platino por un catalizador con forma de gasa o rejilla metálica del mismo material. Cada gasa estaba elaborada con un alambre de platino de 0,06 milímetros de diámetro, tejiendo una red con aproximadamente mil mallas por centímetro cuadrado. Además, el catalizador estaba formado por 3 o 4 gasas, de modo que

aseguraba una mayor superficie de contacto entre los reactivos y este elemento. Para lograr una mejor conversión, Kaiser indicaba la conveniencia de precalentar el aire a unos 400°C. Este diseño primario no dista mucho de los catalizadores utilizados a día de hoy, pero no logró instaurarse en las grandes plantas de producción.

Con la convicción de poder obtener un catalizador de mayor eficiencia, los ingenieros químicos alemanes Adolph Frank y Nikodem Caro se lanzaron al estudio de éstos. Su línea de investigación se caracterizó desde un primer momento por reducir el número de gasas necesarias para reducir la estructura del catalizador a una capa única. Además, optaron por estimular la rejilla metálica con una corriente eléctrica. La investigación se alargó unos años, y las plantas piloto construidas no obtenían los resultados necesarios para desplazar el diseño de Kaiser.

El estallido de la Primera Guerra Mundial provocó una necesidad imperial de ácido nítrico para fabricar tanto fertilizantes como explosivos de ataque. Frank y Caro, que seguían sin lograr los objetivos esperados mediante su prototipo de catalizador, decidieron sustituir todos los que habían instalado durante esos años de investigación. Para ello, decidieron retomar la idea de un catalizador de 3 capas de Kaiser, y optaron por hacer una alimentación eléctrica interrumpida hacia éstos según la demanda. Asimismo, la mejora de la propuesta original de 1909 resultó en una cuestión de dimensionamiento sólo, puesto que apostaron por un reactor de 1 metro de diámetro, cuyo catalizador de tres capas de gasa metálica consistía en un hilo de platino 10 veces más fino que el anteriormente utilizado para posibilitar obtener el triple de mallas por unidad de superficie que en el prototipo de Kaiser.

Estos avances realizados en la década de los años 1910, motivados y acelerados en cierta medida por la llegada de la Guerra, resultaron

trascendentales en el desarrollo de la industria de producción de ácido nítrico. El principal motivo de su implantación fue el alargamiento sobre su vida útil, que pasó de apenas un mes a durar por seis meses en condiciones de producción estables, que, considerando el precio del platino, estuvo económicamente justificado. La expansión de estos catalizadores ocurrió en unos pocos años, y de hecho, a pesar de haber transcurrido un siglo desde entonces, las diferencias entre aquéllos y los utilizados en la actualidad no es tan significativa. Actualmente, los catalizadores se componen de unas gasas casi idénticas a las propuestas por Karl Kaiser, donde la diferencia más sustancial es que ahora se tienden a instalar hasta 36 capas de rejillas en función de la presión del proceso, frente a las 3 ó 4 de entonces (Horner, 1991).

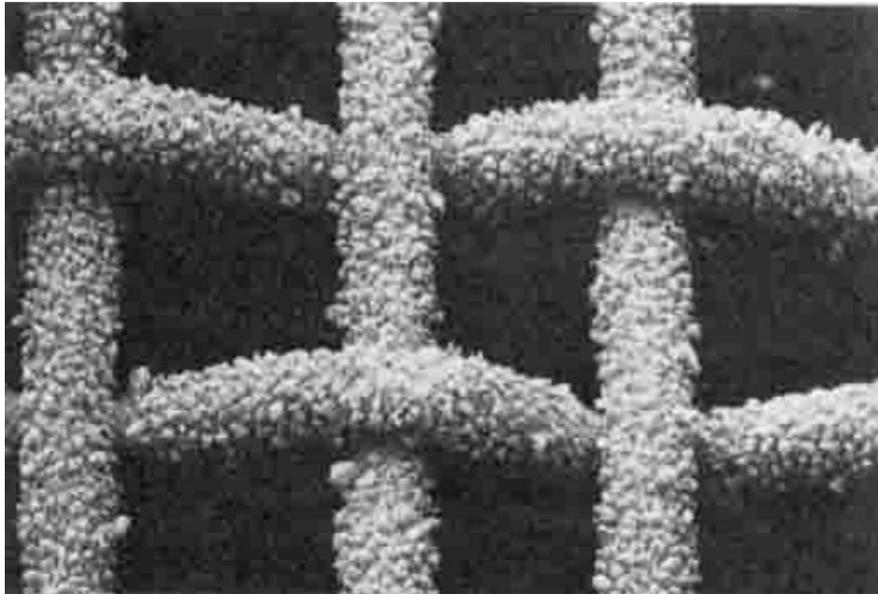


Ilustración 18: Gasa metálica de platino con forma de rejilla utilizada en el catalizador.

Finalmente, a finales de la primera década del siglo XX sucedió un acontecimiento científico que ayudaría a superar el tercero de los obstáculos técnicos mencionados y a cambiar la historia del ácido nítrico. Los químicos alemanes Fritz Haber y Carl Bosch patentaron y comercializaron en el año 1909 un nuevo proceso de fabricación de amoníaco a escala industrial.

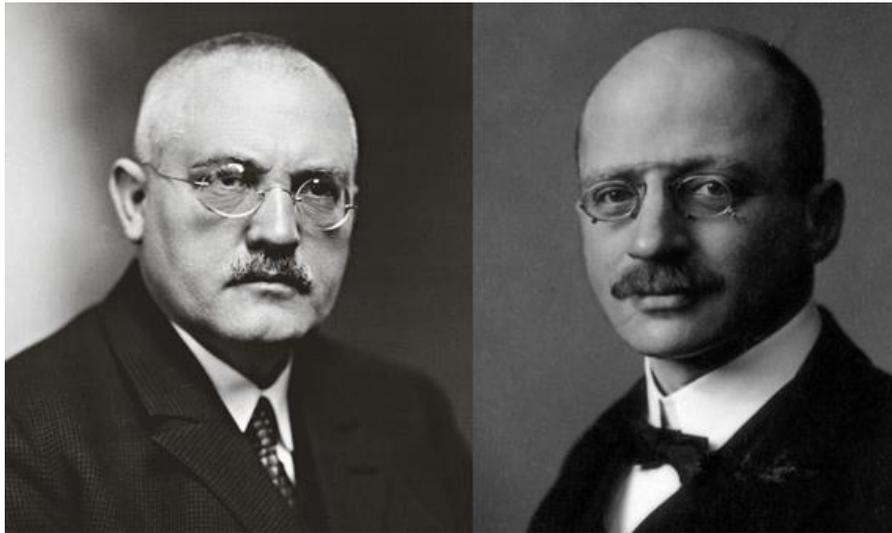


Ilustración 19: Retratos de Carl Bosch (izquierda) y Fritz Haber (derecha).

Este proceso, conocido en la actualidad como el proceso de síntesis de amoníaco o proceso de Haber-Bosch, aprovecha la alta concentración de nitrógeno molecular en el aire para producir amoníaco en grandes cantidades mediante una reacción junto al hidrógeno diatómico previamente obtenido del metano. En la siguiente ilustración se muestra un esquema de este proceso:

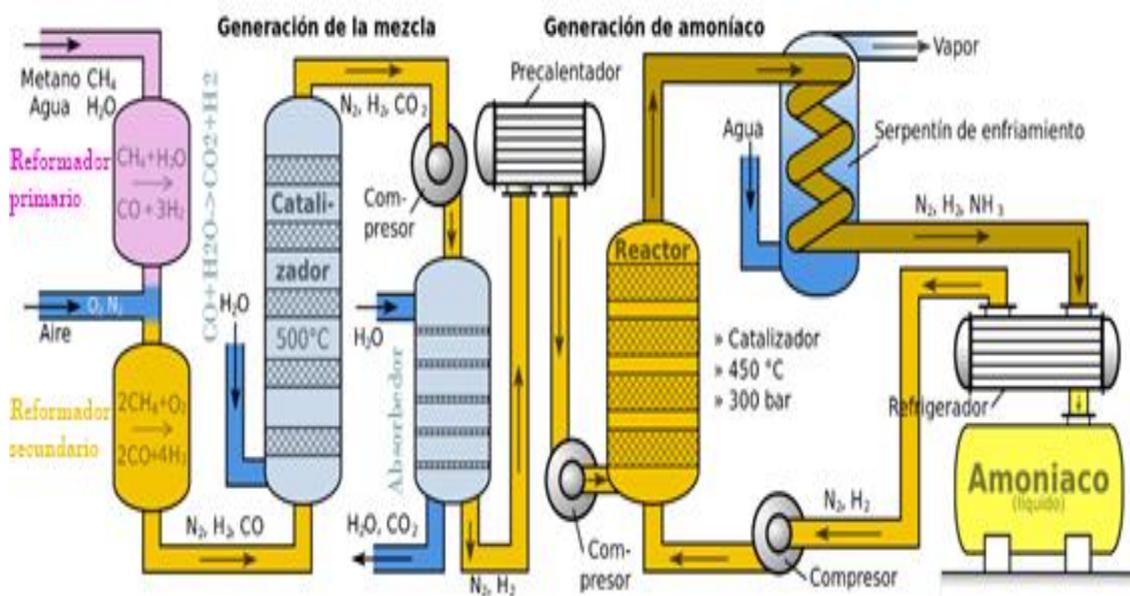


Ilustración 20: Proceso de síntesis de amoníaco descubierto por Carl Bosch y Fritz Haber.

En la imagen puede observarse como este proceso consta de dos partes características:

- **En la generación de la mezcla, se produce gas de síntesis mediante hidrocarburos en dos reformadores, donde la entrada de aire al segundo controla la cantidad de nitrógeno introducida para reaccionar después. Posteriormente, se lleva a cabo una reacción de conversión 'water gas shift', convirtiendo el monóxido de carbono en CO₂ y H₂. Esto tiene un beneficio doble: por un lado, el dióxido se absorbe mejor mediante agua, por lo que resulta más fácil de eliminar; y por otro lado, la generación de mayor cantidad de hidrógeno, que es un producto de gran valor añadido, y en este proceso resulta fundamental. Finalmente, en el absorbedor se retira mediante agua la fracción de CO₂.**
- **Una vez obtenida la corriente con sólo H₂ y N₂, se llevan a un reactor donde se dan las condiciones necesarias para que reaccionen formando amoníaco. La conversión de la reacción no es total, por lo que se conducen los gases de salida del reactor a un serpentín de enfriamiento que separa la fracción de amoníaco por condensación y la destina a un tanque de almacenamiento.**

Haber y Bosch no se limitaron al esquema del proceso, sino que también diseñaron las condiciones de operación en las que se obtenía una conversión mayor. Un reactor de estas características opera con un catalizador de hierro y potasio que ayuda a agilizar la siguiente reacción:



Por el Principio de Le Châtelier, la reacción obtiene mejores valores de conversión en altas presiones. La explicación es sencilla: cuando se aumenta la presión en el reactor la reacción tiene a compensar esa subida desplazando el equilibrio hacia el sentido con menos moles, que en este caso es el de mayor interés. Con todo ello, los dos químicos alemanes señalaron que la operación se debía mantener en temperaturas de hasta 500[°C] y presiones superiores a los 200 [bar].

El aparecimiento del proceso Haber-Bosch revolucionó la industria del ácido nítrico, e implicó que en unos pocos años se generase un descenso considerable en el precio del amoníaco. En este contexto, y teniendo en cuenta la alarmante escasez de abastos de Chile que amenazaba a muchos países productores, este descubrimiento viabilizó económicamente el proceso de Ostwald para la producción de ácido nítrico, ipso facto. De esta manera, se cumplía la previsión de Kuhlmann, el padre original del proceso, que 80 años antes había vaticinado que algún día su propuesta se instauraría como el modo principal para producir el ácido.

La importancia del proceso de Ostwald, que será detalladamente explicado en el siguiente apartado, sigue en vigencia aún. De hecho, a día de hoy acapara toda la producción de ácido nítrico en el mundo, en plantas cuya operación se explica en las siguientes páginas.

Este método de producción de ácido nítrico se ha convertido en uno de los grandes descubrimientos del siglo pasado. Se le atribuye haber contribuido a salvar millones de vidas gracias a la importante producción de fertilizantes que ha originado. El crecimiento demográfico experimentado en muchas regiones de la Tierra durante los últimos 100 años, y la mejora de las condiciones de vida humanas y el aumento de la esperanza de vida son consecuencias directas de este aporte a la Humanidad.

El universo científico no ha quedado al margen de este reconocimiento. De hecho, hay hasta tres científicos reconocidos con el Premio Nobel de Química por su aporte realizado en el proceso descrito: Ostwald en 1909, Haber en 1918 en plena Guerra Mundial y Bosch en 1931. No obstante, detrás de estos galardones hay un trabajo basado en los aportes y descubrimientos realizados por muchos científicos durante siglos, que han resultado igual de trascendentales para la obtención del ácido nítrico a escala industrial.

PRODUCCIÓN DE HNO₃

Hitos históricos en el desarrollo científico

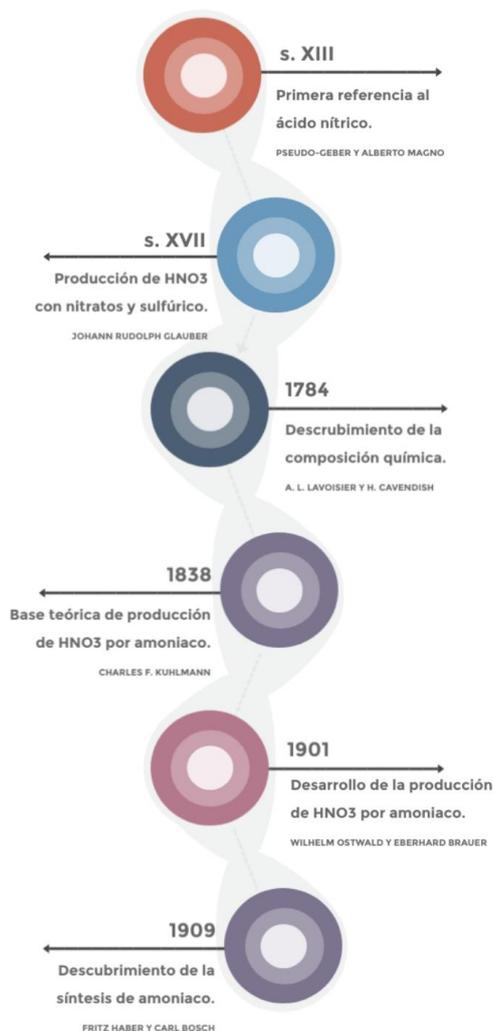


Gráfico 5: Cronograma de avances en la tecnología de producción de HNO₃.

En la imagen precedente se muestra un gráfico que ilustra una línea del tiempo con los principales hitos para la producción de este ácido. Como ya se ha indicado anteriormente, conviene subrayar la importancia del resto de investigadores cuyos trabajos han sido mencionados a lo largo del presente apartado, e incluso de otros cuya labor ha quedado oculta desde el prisma de la historia, pues han cumplido un papel fundamental en el desarrollo del proceso general.

Proceso de producción

Este apartado tiene la finalidad de tratar detalladamente las etapas más importantes en una planta como la estudiada en el caso práctico. Por lo tanto, la descripción del proceso industrial de producción de ácido nítrico se centrará exclusivamente en el denominado Proceso de Ostwald de producción de ácido nítrico débil. En esta planta se llevará a cabo un proceso de conversión general que se abastece de amoniaco como materia prima para fabricar ácido nítrico. El producto se obtiene tras una sucesión de operaciones, que pueden ser agrupadas en cuatro etapas principales: la preparación de la mezcla, dos reacciones de oxidación y una de absorción.

Primera etapa: preparación de la mezcla

Antes de entrar en el primer reactor, el amoniaco y el aire deben ser tratados correctamente. La entrada al proceso de ambas materias primas se realiza por separado, pero al reactor acceden en conjunto. La preparación de la mezcla que compone esta primera etapa del proceso es la sucesión de acciones que se desarrollan entre la entrada de las materias al proceso y el reactor. Para ello, el amoniaco y el aire se tratan por separado ya que requieren de acciones diferentes.

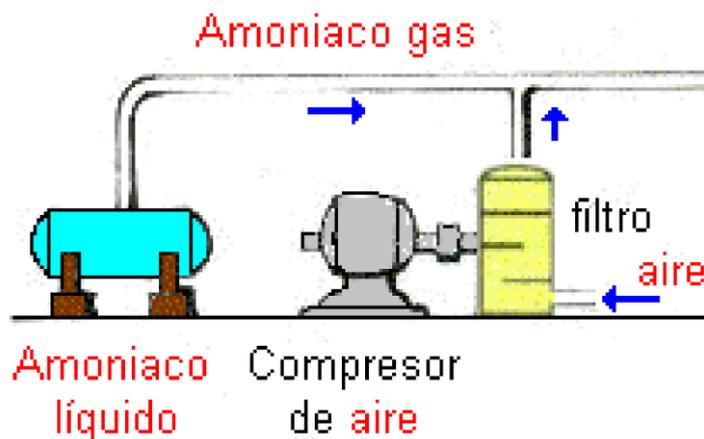


Ilustración 21: Esquema general de la preparación de la mezcla.

En el caso del amoníaco, se realizan dos operaciones sobre él. En primer lugar, se lleva a cabo una filtración del mismo para evitar la llegada de impurezas a la entrada del reactor y permitir un flujo más adecuado. Además, también se pulveriza el amoníaco, con el fin de favorecer que se encuentre en estado gaseoso en el momento de mezclarse con el aire, obteniendo así una mayor superficie de contacto entre ambos fluidos, que se traduce en una mezcla más homogénea y en un rendimiento posterior de la reacción más elevado.

Paralelamente, el aire se absorbe del exterior mediante la depresión generada por un compresor. Además de ser filtrado para evitar la entrada de pequeñas partículas contenidas en el ambiente, la compresión aplicada en el aire responde a la necesidad de obtener una presión concreta en la entrada del reactor. La eficiencia de la planta puede ser mejorada mediante la aplicación de dos medidas energéticas bastante simples. Por un lado, puede aprovecharse el calor residual de los gases liberados por la chimenea mediante una turbina que mueva el compresor, reduciendo así la demanda de electricidad en la planta. Por otro lado, es posible utilizar alguna fuente de calor en el proceso para precalentar el aire de entrada, ya que esto garantiza un mezclado más eficaz de la mezcla.

Una vez aplicadas estas acciones sobre ambos fluidos, se conducen a un mismo conducto donde se realiza la mezcla, y posteriormente éste es dirigido a la entrada del primer reactor químico.

Segunda etapa: oxidación del amoniaco

La mezcla recién elaborada es introducida en el reactor en unas condiciones concretas que favorecen la oxidación del amoniaco mediante el oxígeno contenido en el aire, según está experimentalmente comprobado. El esquema de esta etapa es relativamente sencillo, como puede apreciarse en la siguiente ilustración. No obstante, la reacción es compleja, y requiere de un buen control para obtener unos valores de rendimiento óptimos.

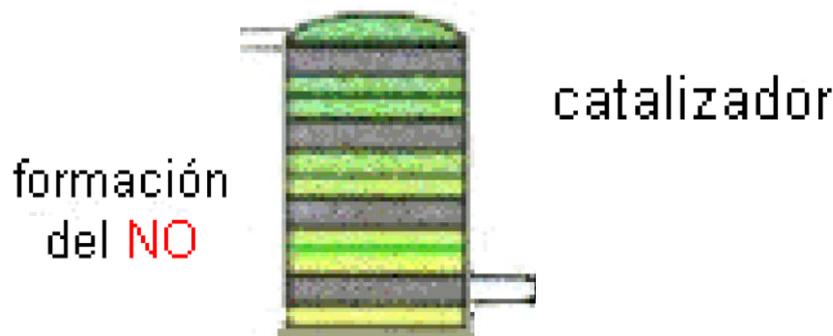


Ilustración 22: Esquema general de la oxidación del amoniaco.

El objetivo de esta primera reacción química es obtener nitrógeno monóxido (NO), para posteriormente poder oxidarlo de nuevo. Por ello, para este primer reactor resulta conveniente introducir una cantidad de aire considerablemente superior a la estequiométrica, de modo que garantice un rendimiento mayor de la oxidación y la llegada del oxígeno sobrante suficiente al reactor de la segunda oxidación. Además, esta medida es positiva desde el punto de vista de la seguridad de la planta, ya que ayuda a reducir la probabilidad de autoencendido del amoniaco. De esta manera, la ecuación química que define la operación de este primer reactor es la siguiente:



No obstante, la realidad dista sensiblemente de la previsión teórica, y en la práctica se dan una multitud de reacciones simultáneas que dificultan el control de la operación. A continuación, se muestra una tabla que recoge las diferentes ecuaciones que tienen lugar en el reactor, acompañadas de la entalpía de reacción por cada mol del primer reactivo:

Tabla 7: Reacciones y diferencia de entalpías en el primer reactor.

Reacción	ΔH [kJ/mol]	Nº
$\text{NH}_3 + 1,25\text{O}_2 \leftrightarrow \text{NO} + 1,5\text{H}_2\text{O}$	-227	(1)
$\text{NH}_3 + \text{O}_2 \leftrightarrow 0,5\text{N}_2\text{O} + 1,5\text{H}_2\text{O}$	-275	(2)
$\text{NH}_3 + 0,75\text{O}_2 \leftrightarrow 0,5\text{N}_2 + 1,5\text{H}_2\text{O}$	-318	(3)
$\text{NH}_3 + 4\text{NO} \leftrightarrow 2,5\text{N}_2\text{O} + 1,5\text{H}_2\text{O}$	-469	(4)
$\text{NH}_3 + \text{NO} + 0,75\text{O}_2 \leftrightarrow \text{N}_2\text{O} + 1,5\text{H}_2\text{O}$	-324	(5)
$\text{NH}_3 + 1,5\text{NO} \leftrightarrow 1,25\text{N}_2 + 1,5\text{H}_2\text{O}$	-453	(6)
$\text{NO} \leftrightarrow 0,5\text{N}_2 + 0,5\text{O}_2$	-90	(7)
$\text{NH}_3 \leftrightarrow 0,5\text{N}_2 + 1,5\text{H}_2$	+46	(8)
$\text{N}_2\text{O} \leftrightarrow \text{N}_2 + 0,5\text{O}_2$	-82	(9)
$\text{N}_2\text{O} + 0,5\text{O}_2 \leftrightarrow 2\text{NO}$	+96	(10)

Entre las diez reacciones químicas más frecuentes en el primer reactor, hasta en siete de ellas se presenta el amoníaco como reactivo. Evidentemente, en cada una de estas siete, el amoníaco reacciona con un gas diferente o en proporciones distintas, de modo que da lugar a una variedad de productos. Es fácilmente apreciable que entre los productos de estas siete ecuaciones, además del monóxido de nitrógeno, se encuentran el nitrógeno molecular (N_2) y

el óxido nítrico (N_2O). Si bien es cierto que la obtención de este último no es especialmente preocupante puesto que será el producto buscado al final de la próxima etapa, el nitrógeno molecular sí supone un obstáculo para los intereses de la producción de ácido nítrico. Esto es debido a que se estaría perdiendo demasiado nitrógeno en producir un gas inerte en lugar de destinarlo a generar ácido.

Asimismo, en una de las reacciones, el nitrógeno monóxido opera como reactivo, luego la reacción da lugar a una pérdida indeseada del producto buscado. Esto conlleva a la necesidad de controlar las condiciones del reactor, para favorecer aquellas que resulten en mayores rendimientos de la reacción buscada. La ingeniería química es la rama del conocimiento que ajusta las condiciones de los reactores para favorecer la obtención de los productos queridos. En el siguiente gráfico se muestra la concentración de los productos gaseosos a la salida del reactor en función de la temperatura a la que opera:

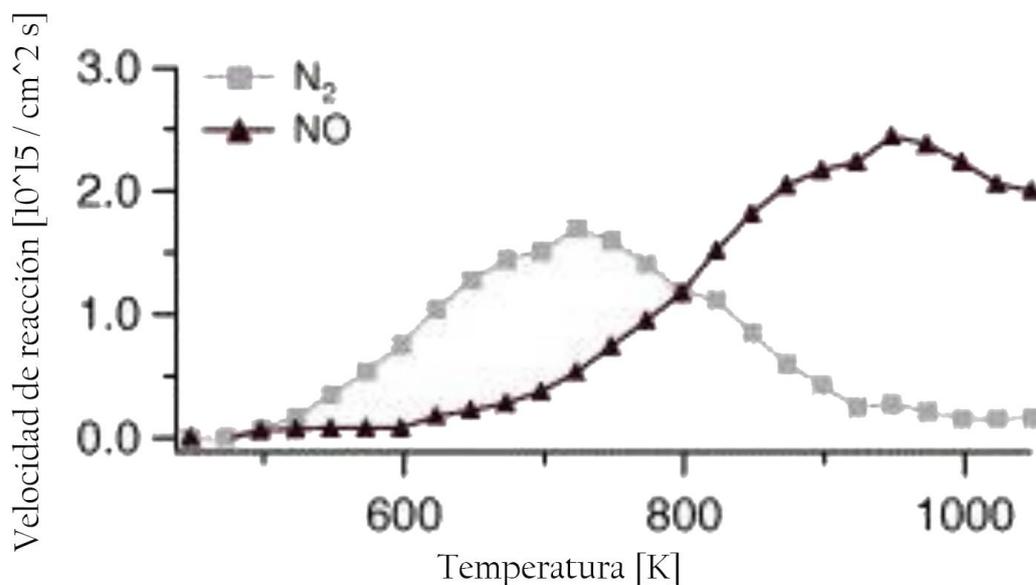


Gráfico 6: Velocidad de formación en función de la temperatura en el primer reactor.

Como puede apreciarse en el gráfico, operar con el reactor en temperaturas elevadas contribuye a que la inmensa mayoría del nitrógeno introducido sea destinado a producir monóxido de nitrógeno. Por el contrario, las temperaturas entre 700 y 800 [K] dificultan la obtención del producto deseado por un aumento significativo de nitrógeno molecular. Por último, llama la atención como las temperaturas bajas no generan ninguno de estos dos compuestos, por lo que se deduce que la reacción no ocurre.

Estos reactores de oxidación de amoníaco suelen operar en torno a los 900 [°C] y presiones relativamente bajas, no superiores a los 10 bares. Además, se instalan unas mallas catalíticas de platino y rodio (en ocasiones pueden incluso tener hasta un 5% de paladio) que agilizan la reacción. Estas condiciones son las que experimentalmente se han comprobado más efectivas para la producción de la planta, lo que implica en el reactor un mayor protagonismo de la reacción número (1) de la Tabla 7.

Finalmente, resulta de especial interés destacar el elevado valor de entalpía liberada en la reacción favorecida, que según la misma tabla es de 227 kilojulios por cada mol de nitrógeno monóxido producido. El signo del valor sitúa esta reacción como exotérmica, lo que significa que se desprende calor cuando ocurre. Debido a las características de las plantas de producción de ácido nítrico, la cantidad de amoníaco utilizado suele ser abundante, por lo que existe una gran disponibilidad de calor a muy alta temperatura. Estas características lo convierten en un flujo energético con muy alta exergía, o lo que es lo mismo, con gran capacidad para realizar trabajo útil. Esta es la base teórica que posteriormente servirá de argumento para la implantación de un sistema de cogeneración en la planta como medida para mejorar la eficiencia energética de la misma.

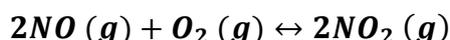
Tercera etapa: oxidación del nitrógeno monóxido

Esta tercera etapa comienza a la salida del primer reactor químico, donde se cuenta con una corriente gaseosa con el nitrógeno monóxido recientemente producido y una fracción de oxígeno molecular que aún no ha reaccionado, entre otros. Esta mezcla de gases se encuentra a una temperatura muy alta debido al fuerte carácter exotérmico de la reacción ocurrida en el anterior reactor. El objetivo principal en esta fase consiste en oxidar el monóxido de nitrógeno producido en la etapa anterior para obtener dióxido de nitrógeno (NO_2). El esquema general de la oxidación del nitrógeno monóxido se representa en la siguiente imagen:



Ilustración 23: Esquema de la oxidación del nitrógeno monóxido.

La acción principal de esta fase es la oxidación mencionada, que se define mediante la siguiente ecuación química:



Esta reacción se lleva a cabo en un segundo reactor de características diferentes al primero. En este reactor se busca la citada oxidación, que requiere unas condiciones de bajas temperaturas y presiones elevadas. Sin embargo, si bien la presión de salida del primer reactor

puede resultar correcta para los intereses de la operación en esta tercera etapa, no ocurre lo mismo con la temperatura, que alcanza frecuentemente los 900 [°C], y por lo tanto, ha de ser enfriada hasta un valor en torno a los 150 [°C].

El gran caudal másico con el que operan las plantas de operación de ácido nítrico genera un grueso térmico al que se le extrae una cantidad importante de calor para rebajar su temperatura en 750 [°C] aproximadamente. Éste es, precisamente, el origen de la posibilidad de instalar un sistema de cogeneración en la planta que permita producir la energía eléctrica necesaria.

Para una correcta oxidación del nitrógeno monóxido, la planta de producción de ácido nítrico ha de contar con un sistema de eliminación de ese calor. Aunque proceder a su extracción mediante un sistema de ventiladores puede resultar un método eficaz y muy sencillo de ejecutar, el potencial térmico de esta corriente es tan grande que resulta plenamente aconsejable dotarlo de un sistema cuya tecnología permita aprovechar la energía liberada. Por ello, antes de la entrada a este segundo reactor se muestra un conducto con forma de serpentín, representando la existencia de un intercambiador de calor mediante el que intercambiará energía con otro fluido exterior. Este sistema se llama cogeneración, y en su respectivo apartado se explicará de una manera más concreta en qué consiste y qué modalidad se escogerá en su diseño.

Gracias a la liberación de este calor se permite llevar a cabo la segunda operación de oxidación en unas condiciones favorables, de modo que la reacción se da con un ritmo veloz, ya que el tiempo de permanencia del nitrógeno monóxido se reduce a unos pocos segundos.

Cuarta etapa: Absorción del dióxido de nitrógeno

Finalmente, una vez obtenido el dióxido de nitrógeno sólo resta el último paso: convertirlo en ácido nítrico y proceder al almacenamiento del producto. Para la consecución de este objetivo, las plantas de producción de ácido nítrico cuentan al final con un sistema similar al mostrado en el esquema siguiente:

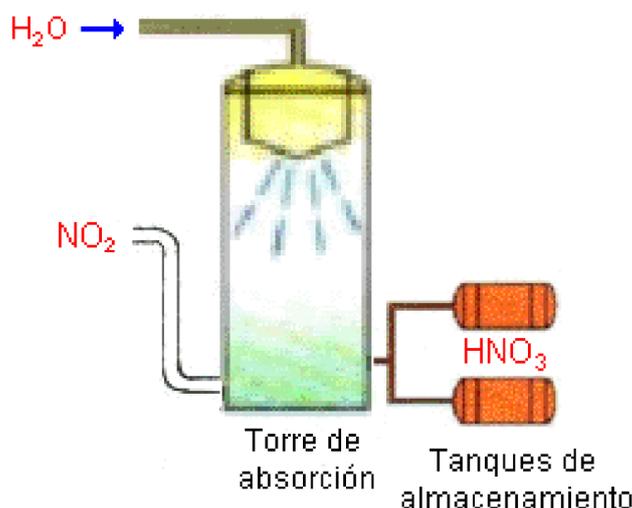
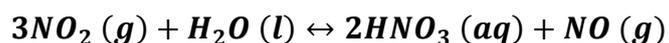


Ilustración 24: Esquema de la absorción del dióxido de nitrógeno.

Como puede observarse en la ilustración, el sistema consiste básicamente en una torre de absorción mediante agua, en la que ocurre un fenómeno representado por la siguiente expresión:



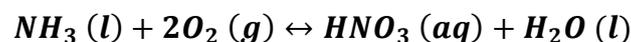
Por lo tanto, esta cuarta y última etapa consiste en dirigir el dióxido de nitrógeno a una torre de absorción, donde en contacto con un flujo de agua pulverizada a contracorriente, es atrapado por éste y reaccionan formando ácido nítrico. El ácido nítrico generado precipita al fondo de la torre de absorción, donde se presenta en

disolución con el agua que no ha conseguido disolver ninguna partícula de óxido, y que en consecuencia, no ha derivado en ácido.

Evidentemente, el objetivo de pulverizar el agua es obtener un contacto óptimo entre el flujo líquido que precipita y el gas óxido que asciende. Para mejorar aún más el contacto y facilitar la absorción, la torre va dotada de platos perforados de alta eficiencia que aumentan la superficie de separación entre ambos fluidos. La finalidad de esto es obtener una recogida de precipitados con la mayor concentración de ácido nítrico posible. El gas óxido (NO₂) no absorbido, y el producido en la reacción tras la absorción (NO), son redirigidos a la etapa de oxidación de nuevo, aumentando así la productividad de la planta y reduciendo las emisiones de óxidos de nitrógeno a la atmósfera.

Esquema general del proceso

Generalmente, estas torres de absorción operan de una manera tan eficiente, que mantienen el rendimiento global del proceso cerca del 95%, asegurando así una conversión prácticamente total de la materia prima en los productos deseados. De esta forma, para producir una tonelada de ácido nítrico puro basta con alimentar la planta de 300 kilogramos de amoníaco. Por lo tanto, la ecuación global hipotética que representa todas las operaciones realizadas a lo largo de la planta desde la entrada del amoníaco hasta la salida del ácido nítrico es la siguiente:



Como norma general, el ácido nítrico producido en una planta de estas características se encuentra en una disolución acuosa con una concentración volumétrica entre el 50% y el 70%. No obstante, en ocasiones, y según cuál sea el destino del ácido nítrico producido, puede instalarse un sistema de destilación del mismo para obtener un producto más concentrado. De cualquier manera, la principal aplicación de la producción es la industria de los fertilizantes, que se abastece de ácido nítrico en concentraciones cercanas al 55%, de manera que no es necesario aplicar ninguna operación adicional en ese caso. Un esquema más detallado de estas plantas de producción débil de ácido nítrico es el mostrado a continuación:

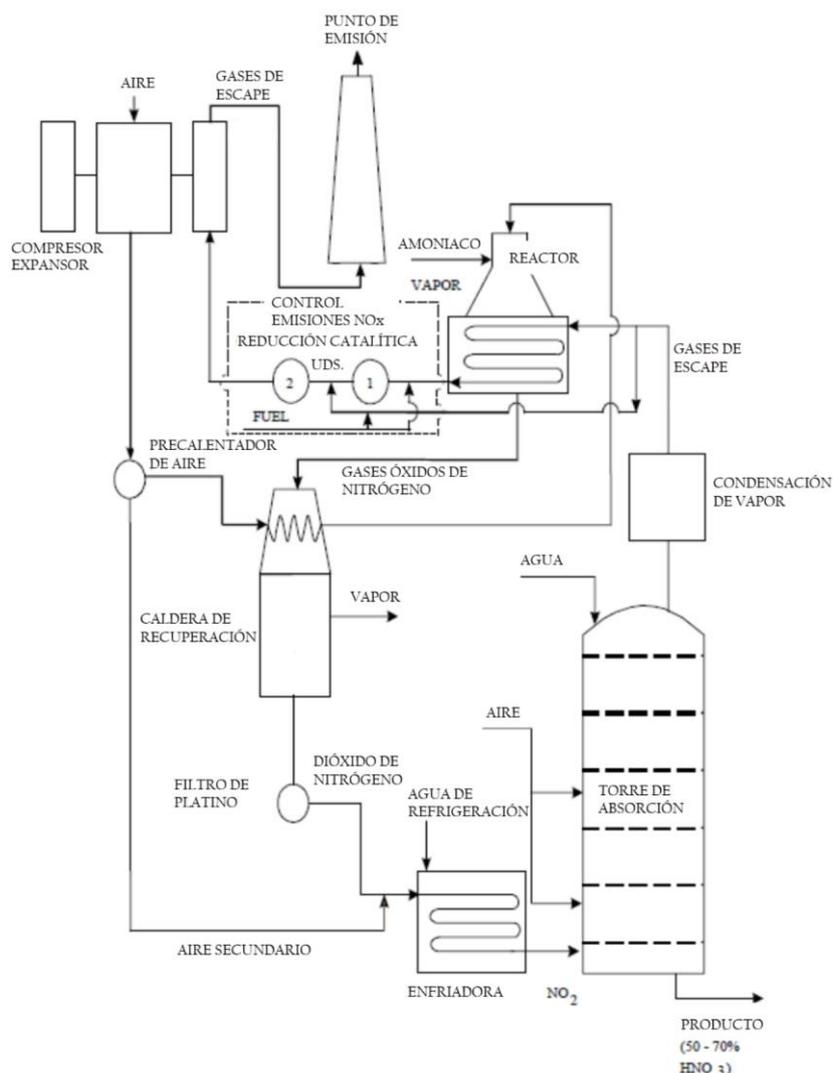


Ilustración 25: Esquema detallado de la producción de ácido nítrico.

Este esquema puede resumirse con una breve explicación de un planteamiento más complejo que el caso básico analizado por etapas. El proceso comienza con la compresión del aire a la entrada, y tras un precalentamiento, se mezcla con el amoníaco. En este punto se aprovechan los gases de escape para precalentar también la mezcla, que posteriormente es dirigida al reactor.

En la caldera de recuperación se produce un flujo de vapor de agua que será utilizado para implementar un sistema de cogeneración. El flujo enfriado continúa su cauce, hasta formar dióxido de nitrógeno. Este gas es introducido a continuación por la parte inferior de la torre de absorción, donde se precipita agua pulverizada desde arriba con la finalidad de que absorba los gases óxidos ascendentes y forme así ácido nítrico. El producto es recogido mediante un flujo saliente por la zona baja de la torre con una concentración entre el 50% y el 70%.

Los óxidos no absorbidos por el agua abandonan la torre de absorción por la parte superior arrastrando pequeñas partículas de agua. A raíz de ello, se instala un condensador de vapor a la salida de la torre, de cara a impedir la llegada de la humedad a los siguientes equipos, que pudieran resultar oxidados en su presencia. Después de ello, la base seca de estos gases ayudará a precalentar la mezcla de amoníaco y aire a la entrada del reactor catalítico.

Finalmente, se realiza un control sobre los gases de escape para evitar, en la medida posible, la emisión de algunos óxidos de nitrógeno, y tras ello, se expansionan para ayudar a comprimir el aire de entrada a la planta gracias a un turbocompresor. Por último, los gases son liberados por la chimenea, donde se realiza periódicamente un análisis de gases de escape para comprobar que las emisiones cumplen los límites legales establecidos.

Diagrama unifilar simplificado

En la siguiente imagen se muestra un diagrama unifilar simple, donde se indican las diferentes operaciones realizadas en planta a lo largo del proceso de producción del ácido nítrico. La solución de cogeneración se ha representado mediante un color diferenciado, como avance de la mejora energética más habitual en este tipo de plantas industriales.

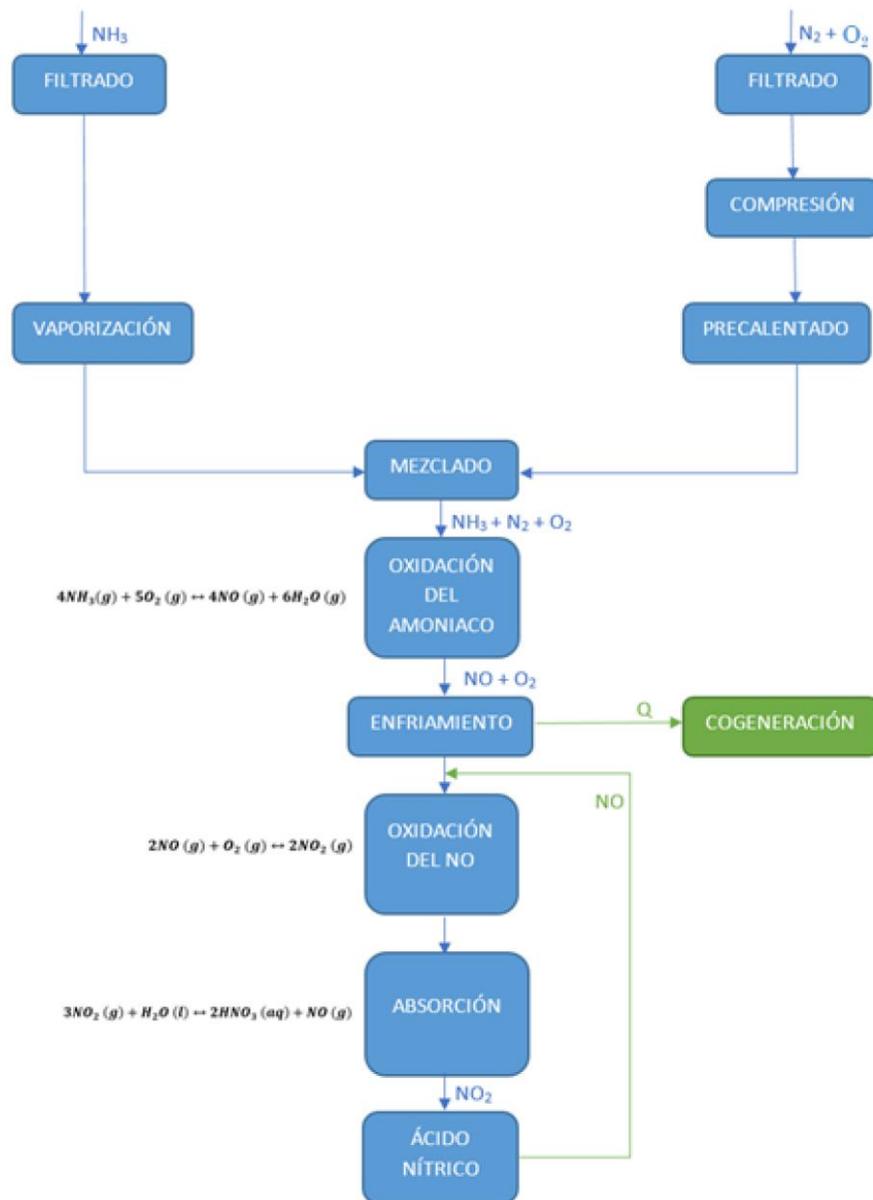


Ilustración 26: Diagrama unifilar simplificado de la producción de ácido nítrico.

Producción de ácido concentrado

En el presente apartado se ha detallado el proceso de producción de ácido nítrico débil. Este ácido se caracteriza por contar con una concentración cercana al 60%, y es el producto correcto en las condiciones adecuadas para destinar a la producción de fertilizantes. La industria agrícola es el destino principal de este producto, por lo que la gran mayoría de plantas están diseñadas para elaborar ácido débil. No obstante, algunas aplicaciones del ácido como la fabricación de explosivos o la investigación científica demandan frecuentemente el ácido fumante o concentrado. Esta otra variante de ácido nítrico presenta concentraciones superiores al 95%, y su producción requiere de un tratamiento especializado. El ácido nítrico concentrado se obtiene en plantas de dos tipos, cuya estructura general se explica a continuación.

En primer lugar, se presenta la tecnología Uhde, cuya producción difiere sensiblemente de la presentada hasta el momento. Mediante la aplicación de esta tecnología, el aire y el amoníaco son filtrados, mezclados y conducidos a reaccionar de una manera similar a la que se procede mediante el método de producción débil. La variación comienza una vez obtenido el dióxido de nitrógeno, que en lugar de ser dirigido a una torre de absorción, es comprimido y enfriado para obtener tetraóxido de dinitrógeno (N_2O_4) líquido. Esta conversión resulta muy interesante, ya que este líquido se oxida bajo unas condiciones de 50 bares de presión formando ácido nítrico concentrado.

En segundo lugar, se encuentra otra posibilidad para conseguir ácido nítrico concentrado de una manera menos específica. Este segundo método es más simple, y es aplicable a plantas de producción de ácido débil ya existentes, de manera que permite la fabricación simultánea de un producto débil y otro concentrado. Para la generación de la

variante más concentrada o fumante, requiere de un suministro constante de ácido débil. Este ácido es conducido junto a ácido sulfúrico hacia un proceso que cuenta, entre otros, con una columna de deshidratación, una columna de desorción, un condensador y otra torre de absorción. Su aplicación, sin embargo, está demasiado limitada por el escaso rendimiento de esta ampliación independiente a la planta principal.

Generalidades de planta

Una planta de producción de ácido nítrico es una edificación industrial de importante impacto en su entorno, tanto en un aspecto económico, como en un sentido social y ambiental. Cada planta se diseña en función del volumen de producción previsto, y éste es variable. No obstante, y por motivos de viabilidad económica, todas las plantas se diseñan con una dimensión mínima considerable. Otras variables como las infraestructuras del entorno, la parcela donde se construye o su adaptación a otros procesos industriales determinan finalmente su diseño final. Sin embargo, la práctica totalidad de plantas de ácido nítrico guardan unas características similares y constan de unos equipos parecidos. El presente apartado servirá para realizar una breve introducción a este tipo de plantas, presentando las modalidades existentes y su distribución.

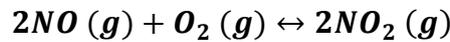
Modalidades de plantas

La gran mayoría de plantas de producción de ácido nítrico se caracteriza por generar ácido débil. A pesar de ello, es posible elaborar una clasificación de éstas en función de la presión de diseño en la que operan.

La primera de las modalidades a citar la componen las plantas que operan a una única presión. En ellas se genera una presión a la entrada de las materias primas que se mantiene prácticamente uniforme hasta el final de la segunda operación de oxidación. Esta modalidad alberga la mayoría de plantas de ácido nítrico y esto es debido al requisito de una inversión inicial más reducida y a un sistema de control más sencillo y fiable. De todos modos, el valor de la presión establecido en el proceso no siempre es el mismo, y cada planta está preparada para operar en unas condiciones diferentes. De esta manera, las plantas de producción de ácido nítrico que operan a una única presión se pueden clasificar a su vez en tres grandes familias, en función del valor establecido:

- **Plantas a baja presión: operan entre la presión atmosférica y un valor de cuatro bares. Es la modalidad más simple y económica de las tres, por lo que su implantación está notablemente extendida. Además, es la familia que presenta mejores rendimientos de conversión, y la baja presión también favorece el alargamiento de la vida útil del catalizador de platino. De este modo es posible aumentar los periodos de operación entre paradas destinadas a la sustitución de la pieza metálica (Connor, 1967).**
- **Plantas a media presión: su presión de diseño se sitúa entre los cuatro y los ocho bares, y cuenta con las ventajas de las otras dos familias.**
- **Plantas a alta presión: trabajan por encima de los ocho bares, y componen la familia más longeva. Su aplicación fue desarrollada principalmente en los Estados Unidos para plantas de pequeña capacidad, donde a finales del siglo XX albergaba la mayor parte de las inferiores a una capacidad de 300 toneladas diarias (United States Environmental Protection Agency, 1991).**

La otra modalidad de plantas tiene la peculiaridad de operar a dos presiones diferentes. Este modo de operación se justifica mediante el Principio de Le Châtelier.



Este Principio indica que el equilibrio químico de cada reacción tiende a compensar las variaciones de presión en el ambiente. Por este motivo, un valor de presión reducido desplaza el equilibrio hacia el sentido donde encuentra más moles. De esta manera, la primera reacción de oxidación del proceso obtiene mayores rendimientos cuando opera a baja presión. Por el contrario, un aumento de la presión resulta favorable en la segunda oxidación, ya que el equilibrio se desplaza hacia la producción de dióxido de nitrógeno.

Como consecuencia, muchas plantas se diseñan operando a dos presiones diferentes. Éstas acostumbran a llevar a cabo la primera oxidación a baja presión, e incluso por debajo de la presión atmosférica, mejorando la conversión del amoníaco en nitrógeno monóxido. Tras este primer reactor se incorpora un compresor que eleva la presión de la mezcla gaseosa para favorecer el rendimiento en la segunda oxidación.

La ventaja de esta modalidad de plantas radica en el aumento del rendimiento de la misma, produciendo más ácido nítrico con la misma cantidad de amoníaco. No obstante, la instalación requerida para funcionar en dos presiones requiere una inversión muy elevada, que en ocasiones dificulta la viabilidad económica de estas plantas.

Equipos principales

Compresor de aire: su misión es recoger aire del entorno y comprimirlo a la presión de diseño de la planta. Habitualmente se instalan en la entrada del aire al proceso, pero en las plantas que operan a dos presiones diferentes es imprescindible su instalación después de la primera oxidación. Existe la posibilidad de instalar un turbocompresor que permita comprimir el aire aprovechando la energía sobrante de los gases de escape antes de enviarlos a la chimenea.

Evaporador de amoniaco: se trata de un intercambiador de calor común, de dos tubos y una carcasa, y fabricado en acero dulce. Su finalidad es cambiar el estado del amoniaco para conseguir un flujo gaseoso que se mezcle mejor con el aire introducido.

Reactor: es el equipo donde ocurre la oxidación del amoniaco. Consta de un catalizador de platino (90%) y rodio (10%) con forma de malla que aumenta la velocidad de reacción entre el amoniaco gaseoso y el oxígeno contenido en el aire. El recipiente suele tener una forma cilíndrica, y su diseño facilita un reparto de la mezcla uniforme por toda la malla catalítica. El reactor es de flujo pistón o PFR, lo que significa que la reacción entre reactivos tiene lugar a medida que éstos avanzan por el cilindro, y se dimensiona su tamaño de cara a conseguir una conversión óptima. En la sección donde se prevé la reacción, se cubre la superficie del recipiente con material refractario para lograr una mejor conservación del mismo. El reactor cuenta aguas abajo de la sección de reacción con una camisa de aire que lo ayuda a refrigerarse y, de paso, ayuda a precalentar el aire alimentado para obtener un rendimiento mayor. Este equipo habitualmente se fabrica en acero inoxidable para asegurar una vida útil más larga debido al entorno tan corrosivo en el que trabaja.

Caldera de recuperación: es un elemento propio del sistema de cogeneración cuya misión es aprovechar el calor excedente de la corriente de óxidos de nitrógeno para generar vapor sobrecalentado. A falta de un sistema de estas características, se limita a producir vapor saturado para utilizarlo en algún otro punto de la planta o emitirlo al ambiente para deshacerse del calor sobrante.

Columna de oxidación: se trata de un equipo cilíndrico donde se añade oxígeno adicional a la corriente de óxidos de nitrógeno para favorecer que el monóxido restante se oxide y enriquezca la concentración de dióxido de nitrógeno.

Torre de absorción: es una torre con platos a diferentes alturas donde se conduce la corriente gaseosa de óxidos en sentido ascendente, mientras que por la parte superior se pulveriza agua y precipita en contracorriente a los gases. Los platos garantizan un contacto idóneo de la corriente húmeda y la gaseosa, donde el agua descendente absorbe partículas de NO_2 y reaccionan formando un ácido nítrico que es recogido en el fondo de la torre.

Condensadora de vapor: un intercambiador de calor cuya finalidad es enfriar los gases a la salida de la torre de absorción para condensar el agua arrastrada evitando así que cause efectos indeseados en equipos posteriores.

Chimenea: edificación en forma de tubo vertical que genera una depresión por diferencia de altura y permite extraer los gases de escape. Es aquí donde se analizan los gases para controlar las emisiones.

Columna de desorción: elemento donde una corriente de aire ayuda a limpiar las impurezas del ácido nítrico fabricado.

Distribución de planta

Una planta de ácido nítrico cuenta, además de los equipos principales mencionados, con una variedad de elementos imprescindibles para su operación, aunque su función quede al margen del Proceso de Ostwald. Entre los elementos a destacar en este aspecto se encuentran, por ejemplo, los tanques de almacenamiento de amoniaco y de ácido nítrico. Estos tanques tienen la finalidad de conservar adecuadamente la materia prima y los productos de la planta durante un plazo concreto, posibilitando su operación ininterrumpida aun en condiciones no previstas.

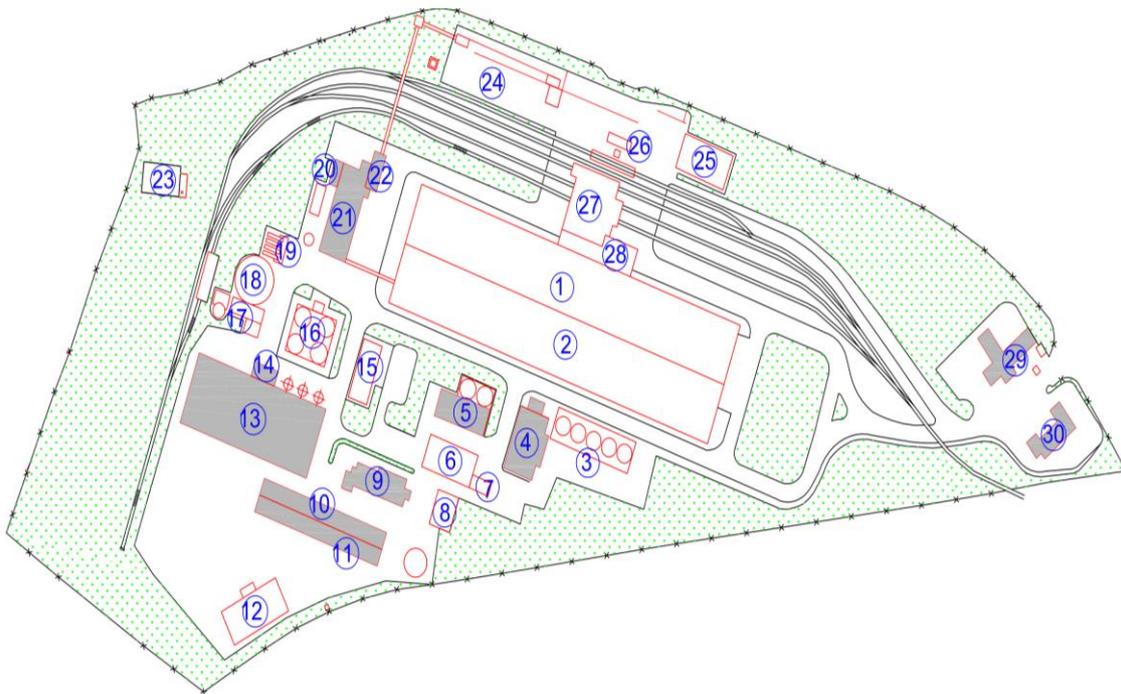
De la misma manera, suele ser habitual incluir en la planta una pequeña instalación de depuración de agua, especialmente en las regiones con suministro de agua de peor calidad. Su interés se fundamenta en la necesidad de eliminar las impurezas contenidas en el agua, como partículas y cal, con el fin de asegurar una absorción más eficiente y una mayor vida útil de los equipos debida a la reducción de riesgo de incrustaciones y calcificaciones en sus superficies internas.

La planta también tiene que contar con un lugar para llevar a cargo la carga y descarga de materia prima y productos en unas condiciones de comodidad y seguridad. Además, es imprescindible que cuente con oficinas y algún taller, donde los trabajadores puedan desarrollar el control sobre el proceso e incluso llevar a cabo reparaciones en caso de que fuera necesario.

Finalmente, en el caso de las plantas con cogeneración, hay que habilitar un espacio para la caldera de recuperación y la turbina de vapor, que es de una dimensión considerable. La instalación eléctrica

también ocupa un espacio amplio, ya que además de la sala del alternador, se necesita una sala de transformación y un punto de conexión a la red de alta tensión.

Con todos estos elementos, en la siguiente imagen se muestra la distribución de una planta real de producción expresa de ácido nítrico, incluyendo, además, las líneas de fabricación de otros productos secundarios como algunos nitratos (Consulnima, 2006).



1. Almacén de NPK.	11. Almacén de repuestos.	21. Planta nitratos.
2. Almacén de NAC.	12. Almacén de repuestos.	22. Calleja.
3. Torres de refrigeración.	13. Almacén de materias primas.	23. Puesto de transformación.
4. Sala de bombas.	14. Planta de soluciones nitrógenadas.	24. Parque de calleja.
5. Nitrato (absorción).	15. Puesto de transformación.	25. Almacén de envases.
6. Nitrato (combustión).	16. Almacenamiento de ácido nítrico y fosfórico.	26. Báscula.
7. Turbo - alternador.	17. Compresores.	27. Estación de carga.
8. Depuradora.	18. Silo de arena.	28. Almacén RR, PP.
9. Laboratorio.	19. Depósitos de ácido sulfúrico.	29. Oficinas.
10. Taller de mantenimiento.	20. Nitratos cristal.	30. Servicios sociales.

Ilustración 27: Distribución de una planta de producción de ácido nítrico.

Subproductos habituales

El presente Trabajo se ha basado en la producción exclusiva de ácido nítrico. No obstante, las plantas de producción de este ácido generan habitualmente también otros productos. El motivo es que parte de la producción de nítrico puede ser posteriormente destinada a producir otros productos. En el siguiente listado se recoge una pequeña relación de productos que también pueden obtenerse en una planta de este tipo:

- **Nitrato amónico cálcico: se consigue como producto tras la reacción de ácido nítrico, amoniaco y dolomía molida.**
- **Abono complejo: son fertilizantes con diferentes composiciones de nitrógeno, fósforo y potasio, generados a partir de roca fosfórica gracias a la acción de ácido nítrico y sulfúrico.**
- **Nitrato de magnesio: se obtiene disolviendo magnesita con ácido nítrico.**
- **Otros productos derivados de éstos, como el nitrosulfato amónico.**

Estado del arte

La producción de ácido nítrico es una tecnología muy extendida a lo largo de todo el mundo, especialmente en los países más desarrollados económicamente. De hecho, se han contabilizado 580 plantas de producción del ácido en todo el mundo, que considerando que en los países subdesarrollados aún está sin implantar, equivale a varias plantas de media por cada país. Esta producción tiene, gracias a una multitud de aplicaciones, un mercado muy amplio y estable, de modo que la venta de la producción está garantizada. Se estima que

en el año 2016 el mercado global de ácido nítrico estaba valorado en 12,51 billones americanos de dólares estadounidenses (Grand View Research, 2018), lo que supera el PIB de más de un tercio de los países del mundo.

En ámbito estatal, la producción del ácido es fundamental para el sostenimiento de la agricultura en el primer sector. La industria de los fertilizantes y del ácido nítrico ha llegado a albergar varios centros de producción en España durante las últimas décadas, pero desde comienzos de este siglo la obtención de estos productos se ha ido aglutinando en unos pocos nodos. En ese aspecto, algunas plantas como las de Huelva o Bizkaia han ido cerrando, por lo que en la actualidad esta industria se concentra en cuatro centros principales.

Por un lado, se encuentra la planta tarraconense de Nitricomax, regentada desde 2013 por Maxam, cuya producción se limita al ácido nítrico en concentración del 100%. Debido a las características del producto, la fabricación íntegra de esta planta se destina a la industria química y a la manufactura de explosivos. Además, se conoce que tiene una capacidad de producción de 40.000 toneladas anuales, lo cual supone un valor importante, especialmente considerando la pureza del producto.

Por otro lado, se encuentra Fertiberia, un coloso industrial que acapara tres cuartas partes del mercado español de los fertilizantes. Actualmente, produce más de medio millón de ácido nítrico totalmente concentrado, pero su producción de ácido débil es aún mayor y se complementa con la fabricación de diferentes modalidades de nitratos y abonos complejos. Esta empresa cuenta a día de hoy con tres centros donde produce ácido nítrico, situados en Avilés (Asturias), Sagunto (Valencia) y Puertollano (Ciudad Real), que se encargan de abastecer al sector de abonos y fertilizantes de la zona norte, centro y sur, respectivamente. Igualmente, cuenta con varias

plantas en el norte del continente africano, como las argelinas Orán y Annaba, que complementan la producción realizada en las cuatro anteriores.

En la siguiente tabla se recogen los valores numéricos de la producción de ácido nítrico en España durante veinticinco años, donde se diferencia lo obtenido en cada planta según su presión de operación. También se muestra la producción total, que supera la suma de las tres anteriores a causa de que también recoge los datos de las plantas que trabajan con dos presiones diferentes (Sistema Español de Inventario de Emisiones, 2017).

Tabla 8: Producción anual de ácido nítrico en España por tipo de proceso.

Año	Producción de ácido nítrico [miles de toneladas]			
	Tipo de proceso			
	Baja presión	Media presión	Alta presión	TOTAL
1990	212	913	204	2996
1991	238	792	161	2623
1992	189	693	130	2499
1993	106	644	88	2250
1994	106	736	157	2423
1995	117	824	158	2338
1996	105	856	164	2866
1997	119	863	106	2959
1998	84	767	152	2986
1999	93	861	143	2827
2000	98	876	100	2372
2001	84	792	85	2629
2002	89	797	6	2826
2003	99	807	-	2563
2004	84	740	-	2530
2005	95	762	-	2610
2006	73	644	-	2618
2007	56	571	-	2650
2008	44	589	-	2491
2009	45	612	-	1896
2010	46	613	-	2341
2011	47	621	-	1838
2012	43	632	-	2000
2013	38	629	-	1895
2014	36	626	-	2163
2015	52	648	-	2079

Los valores recogidos en la tabla permiten obtener algunas conclusiones generales acerca la industria de este ácido en España durante las últimas tres décadas. En primer lugar, es evidente que la mayor parte de la producción ha corrido, históricamente, a cargo de las plantas que trabajan bajo dos presiones diferentes a lo largo de su proceso. Esto se justifica reparando a que la suma de los tres tipos de proceso no alcanza a sumar la mitad de la producción total en cada año. Además, es especialmente característico que las plantas de alta presión cerraron en España en el año 2002 y no han vuelto a generar desde entonces. Finalmente, la comparativa demuestra que las plantas de media presión tienen un peso mayor que las que operan en presión baja, a pesar de que teóricamente éstas presentaban una serie de ventajas muy atractivas.

Como se ha mencionado anteriormente, la producción total del ácido no se ha visto notablemente reducida, a pesar de haberse concentrado en unas pocas plantas. Según los datos, la mayoría de años se han producido en España entre dos y tres millones de toneladas de ácido nítrico anuales, aunque sí se aprecia una leve tendencia negativa desde el cambio de siglo en adelante. El número de plantas, en cambio, se ha reducido notablemente, por lo que se deduce que se han mantenido las fábricas de mayor capacidad. Concretamente, en el año 1990 España contaba con trece plantas (cuatro de baja presión, cinco de media, dos de alta y otras dos trabajando a presiones diferentes), mientras que en 2015 sólo restaban cuatro (una de baja presión, dos de media y una de presión variable en el proceso).

Para concluir, cabe citar que a día de hoy no se produce ácido nítrico en Euskadi. No obstante, durante la segunda mitad del siglo XX entró en operación Sefanitro en el barrio Lutzana de Barakaldo, una planta que durante más de medio siglo abasteció de fertilizantes a la zona norte de España. Curiosamente, la planta de Sefanitro albergó en la en los años 1980 el primer sistema de cogeneración en el País Vasco.

Emisiones

La producción y la utilización de ácido nítrico implica una serie de riesgos de diferente naturaleza y catalogables según su impacto. En primer lugar, cabe mencionar una sus principales consecuencias desde un punto de vista ambiental. En este aspecto se aprecian dos efectos negativos para los ecosistemas del entorno.

- **Por un lado, requieren de un escrupuloso control de las emisiones realizadas a la atmósfera en su proceso. Durante su producción es posible que se generen pequeñas fracciones de óxidos de nitrógeno, que aumentan la concentración de NO₂ en las capas inferiores de la atmósfera. En estas capas se produce la siguiente reacción química:**



La expresión química significa que en la biósfera se da una reacción de doble sentido. De día, y bajo la radiación solar, el dióxido de nitrógeno reacciona con el oxígeno molecular, formando monóxido de nitrógeno y ozono. De noche, en cambio, la reacción tiende a nivelar las concentraciones en el sentido opuesto, de modo que en una atmósfera no contaminada los efectos se compensarían. El problema reside en la excesiva emisión de NO₂ a la atmósfera de algunas industrias. Este hecho repercute en un peligroso crecimiento de la concentración del dióxido de nitrógeno, que aumenta su presión parcial, y por lo tanto desplaza el equilibrio químico de la reacción hacia el otro lado. Como conclusión, la emisión incontrolada de este gas ocasiona un aumento de la concentración del gas ozono en las capas inferiores de la atmósfera. Si bien el ozono tiene una misión protectora en

algunas capas más elevadas de la atmósfera sobre la radiación solar, en una capa más cercana a la superficie terrestre es perjudicial, puesto que contribuye al calentamiento global mediante efecto invernadero, y además es dañino para la salud de las personas.

- **Por otro lado, el incremento de producción de fertilizantes ha derivado en un problema de salud ambiental. Su emisión a ríos y cauces de agua favorece la eutrofización de las mismas. Es decir, aumenta considerablemente la concentración de nutrientes bajo el agua, y lejos de ser un hecho deseado, complica la supervivencia de muchas especies acuáticas en el ecosistema. Estos nutrientes requieren de grandes cantidades de oxígeno para su descomposición, lo que ocasiona un agotamiento de éste en las aguas, dificultando la subsistencia de algunos seres vivos. Por ello, es de vital importancia controlar las emisiones de ácido nítrico y fertilizantes al ambiente, y de hecho, a día de hoy, existe una normativa exhaustiva que favorece un uso correcto de los mismos.**

Afortunadamente, desde el año 1990 se han reducido considerablemente las emisiones a la atmósfera de los gases más contaminantes (Sistema Español de Inventario de Emisiones, 2017). En lo que respecta al N₂O, sus emisiones por producción se han visto reducidas un 88% entre 1990 y 2015. Esta mejora ha sido causada principalmente por dos motivos: por un lado, el cierre de las plantas que operaban en alta presión ha favorecido a reducir las emisiones de este gas, ya que eran las que más N₂O emitían por cada tonelada producida; y por otro lado, la implantación en el año 2009 de varias medidas de reducción en tres de las cuatro plantas que aún sobreviven a día de hoy.

Con las emisiones de gases óxidos de nitrógeno ha ocurrido algo similar, puesto que los valores se han reducido hasta veinte veces en el mismo periodo de tiempo. En este caso el cierre de las plantas de alta presión no ha sido favorable, pues presentaban valores más bajos que las que operaban bajo presiones inferiores. No obstante, durante los últimos años del siglo pasado se realizó un esfuerzo para adaptar las plantas de baja presión y reducir el impacto de las mismas, obteniendo un resultado excelente. Finalmente, el último gas analizado, el amoníaco, no ha sufrido variaciones muy significativas en cuanto a los valores de emisión atmosférica. La emisión de amoníaco implica la pérdida de materia prima, por lo que era un gas cuyas emisiones estaban controladas incluso con anterioridad a la aparición de la concienciación ecológica de la última década, y por lo tanto, su control ya estaba optimizado.

El control juega un papel imprescindible en la misión de reducir las emisiones de estos gases a la atmósfera. A lo largo del proceso de producción se pueden llevar a cabo diversas acciones con el fin de reducir la cantidad de contaminantes emitidos al ambiente, que dependiendo de su naturaleza, pueden ser clasificados en tres grupos (Durilla, 2009):

El control primario lo componen todas las soluciones realizadas con el objetivo de evitar la formación de contaminantes improductivos en el reactor, como por ejemplo el N_2O . Su implantación consiste en variar las características del catalizador o modificar las condiciones de temperatura y presión en el reactor donde se oxida el amoníaco, en busca de una operación donde desaparezcan los gases no deseados. Igualmente, el tiempo de estancia en el reactor es una variable que guarda una relación directa con la cantidad de contaminantes generados, por lo que suele estudiarse cuál es su valor óptimo.

El control secundario, en cambio, es una operación correctiva, cuya labor consiste en reducir la concentración de contaminantes mediante filtros y catalizadores después de su aparición. En este caso, una de las medidas más comunes es la descomposición de la molécula de óxido nitroso, obteniendo nitrógeno y oxígeno molecular, que posteriormente se utiliza en la segunda oxidación. Por último, el control terciario está compuesto por todas las acciones catalíticas realizadas sobre los gases de escape. A pesar de la terminología utilizada en la clasificación, los tipos de acciones de reducción de impacto ambiental más empleados son el secundario y el terciario, y son los encargados de lograr reducciones de hasta el 80%. La materialización de estas medidas responde a las restrictivas normativas bajo las que operan estas plantas, cuya implantación tiene un coste capital de tecnología aproximado entre dos y seis dólares estadounidenses por tonelada equivalente de carbón, mientras que el coste de operación específico apenas supera los diez centavos.

Enunciado del caso práctico estudiado

El caso práctico estudiado consiste en una planta ficticia de producción de ácido nítrico, cuyo dimensionamiento se ha realizado tomando como referencia varias plantas reales. La planta analizada produce anualmente un total de 400.000 toneladas de una disolución acuosa con ácido nítrico en una concentración aproximada del 52%, que posteriormente es destinado a la generación de nutrientes y fertilizantes. Entre los datos de partida, se cuenta con un esquema aproximado de las instalaciones, donde se indican los diferentes equipos operativos y todos los flujos másicos.

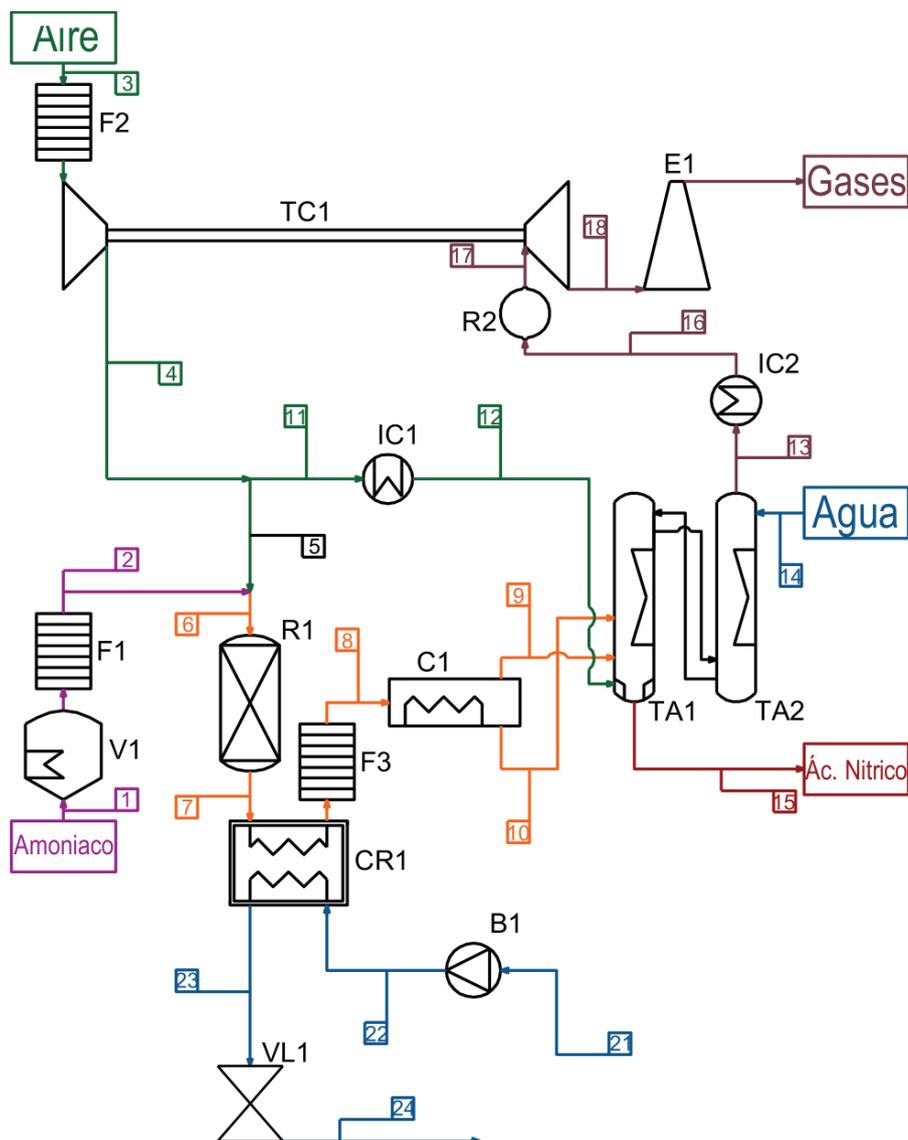


Ilustración 28: Esquema general de la planta estudiada en el caso práctico.

La mezcla de alimentación al reactor (R1) se prepara mediante un doble pretratamiento del aire y el amoníaco. El primero de ellos, recogido del ambiente en condiciones normales, es filtrado (F2) para evitar el paso de partículas y comprimido (TC1) hasta una presión que coincide con la presión de almacenamiento del amoníaco en su depósito. Este otro fluido también será filtrado (F1) una vez haya sido vaporizado (V1).

Una vez realizada la oxidación del amoníaco, se realiza un aprovechamiento del calor sobrante en la corriente de gases por medio de la caldera de recuperación (CR1), y tras un último filtrado (F3), un condensador (C1) es el encargado de provocar la oxidación del monóxido de nitrógeno y una absorción parcial. Los equipos teóricos reactor (R1) y recuperador (CR1) componen físicamente un único elemento, la denominada caldera Lamont concretamente (cuyo funcionamiento se explica al final del presente apartado). La conversión se termina de realizar en las torres de absorción conectadas en serie (TA1 y TA2), que además de las salidas del condensador, también recibe una corriente de aire comprimido enfriado (IC1) y un suministro de agua constante. Estas torres producen, por un lado, el producto ácido nítrico en una concentración del 52%, y por otro lado, una mezcla de gases efluentes que, tras un recalentamiento (IC2), es dirigida a un reactor catalítico NSCR (R2) para garantizar una eliminación eficiente de óxidos de nitrógeno en los gases de escape. Finalmente, estos gases son turbinados en un expansor (TC1) que proporciona parte de la potencia necesaria en la compresión inicial del aire de entrada, y posteriormente, son emitidos a la atmósfera por una chimenea (E1).

El esquema general presentado se complementa con una serie de mediciones y consideraciones de diseño recogidas a continuación, cuyo propósito consiste en asegurar la viabilidad técnica de la operación y la optimización de los recursos materiales y energéticos.

- **La planta opera ininterrumpidamente en periodos de cinco meses, realizando paradas de un mes para proceder a la limpieza, el mantenimiento y a la sustitución de los catalizadores.**
- **El amoniaco está almacenado bajo una presión de 8 [bar], por lo que el aire se comprimirá hasta ese valor, y la planta, por lo tanto, será de media presión.**
- **La corriente de aire comprimido se divide en dos partes: la principal es dirigida al reactor y supondrá un 86,5% del total, mientras que la restante se enfría hasta 40 [°C] y se introduce en las torres de absorción.**
- **La temperatura de almacenamiento del amoniaco es de 15 [°C] mientras que la saturación bajo una presión de 8 bares ocurre a 17,84 [°C], por lo que es suficiente con calentarlo 5 [°C] para asegurar su evaporación.**
- **En el reactor ocurre la oxidación del amoniaco con un rendimiento de conversión del 99%.**
- **La corriente a la salida del reactor alcanza una temperatura de 907 [°C], y se reduce después a 234 [°C] en la caldera de recuperación.**
- **Se cuenta con dos torres de absorción conectadas en serie con la finalidad de obtener un mejor rendimiento en las mismas. Además, una de ellas cuenta con una pequeña columna de desorción para impedir que la disolución arrastre gases disueltos.**
- **Los gases efluentes de la absorción tienen una temperatura de 30 [°C], para obtener un condensado eficaz del agua. Posteriormente, se precalientan a 200 [°C] puesto que esta**

temperatura garantiza una mejor eliminación de las fracciones restantes de óxidos de nitrógeno en el reactor catalítico NSCR.

- **Finalmente, los gases se expansionan hasta la presión atmosférica.**
- **El vapor generado abandona la caldera de recuperación a 40 [bar] y 450 [°C]. El vapor generado se lamina hasta la presión atmosférica, bajo la cual se procede a su emisión a la atmósfera. El agua de refrigeración de entrada a la caldera es obtenida de un río cercano.**
- **Además, se recogen los siguientes valores de conversión en los equipos condensador C1 y las torres de absorción.**

Tabla 9: Valores de conversión de las reacciones de oxidación de NO y absorción.

EQUIPO	REACCIÓN	CONVERSIÓN
C1	$2NO(g) + O_2(g) \leftrightarrow 2NO_2(g)$	70,59%
C1	$3NO_2(g) + H_2O(l) \leftrightarrow 2HNO_3(aq) + NO(g)$	99,5%
TA1 y TA2	$2NO(g) + O_2(g) \leftrightarrow 2NO_2(g)$	48%
TA1 y TA2	$3NO_2(g) + H_2O(l) \leftrightarrow 2HNO_3(aq) + NO(g)$	99,5%

- **En el condensador (C1) se obtiene una eficiencia de condensación de agua del 97,17%. El restante abandona el equipo junto a los óxidos de nitrógeno gaseosos.**
- **Además, se presenta la siguiente tabla, que incluye una relación de datos interesantes a la hora de definir la operación de la planta. Esta información se compone de los valores de presión, temperatura y composición de los flujos másicos en los puntos pertenecientes a la línea principal señalados en el diagrama anterior.**

Tabla 10: Composición de caudales y datos de presión y temperatura en planta.

		1	2	3	5	6	7	8	9	10	12	13	14	15
NH₃	[kg/s]	2,2	2,2	0,0	0,0	2,2	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
O₂		0,0	0,0	9,3	8,0	8,0	2,9	2,9	0,8	0,0	1,2	1,1	0,0	0,0
N₂		0,0	0,0	30,5	26,4	26,4	26,5	26,5	26,5	0,0	4,1	30,6	0,0	0,0
NO		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	3,8	3,8	0,6	0,0	0,0	0,1	0,0	0,0
NO₂		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	3,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
HNO₃		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	2,6	0,0	0,0	0,0	7,8
H₂O		0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	3,5	3,5	0,1	3,1	0,0	0,1	4,2	6,6
Total			2,2	2,2	39,8	34,4	36,7	36,7	36,7	31,0	5,7	5,4	31,9	4,2
P	[bar]	8	8	1	8	8	8	8	8	8	8	8	8	1
T	[°C]	15	20	15	230	204	907	234	40	40	40	25	25	43

Nótese que algunos puntos no están recogidos en la planta. Esto es debido a las modificaciones realizadas sobre los modelos utilizados como referencia, y cuya obtención se hará en el apartado del dimensionamiento de la cogeneración.

- **Los cálculos y operaciones se realizarán suponiendo unos rendimientos de los equipos recogidos en la siguiente tabla.**

Tabla 11: Valores de rendimiento de los equipos mecánicos.

EQUIPO	RENDIMIENTO
Rend. isoentrópico turbocompresor de aire	85%
Rend. isoentrópico TV	78%
Rend. Isoentrópico bomba de agua	85%
Rend. mecánico TV	92%
Rend. Alternador	98%

- **Además, se indica la conveniencia de aprovechar el calor sobrante de algunos equipos para el precalentamiento de los flujos másicos que lo requieran.**

- Por último, se incluye un plano de la planta de producción, donde se incluyen los diferentes edificios necesarios para su operación y la gestión correspondiente.**

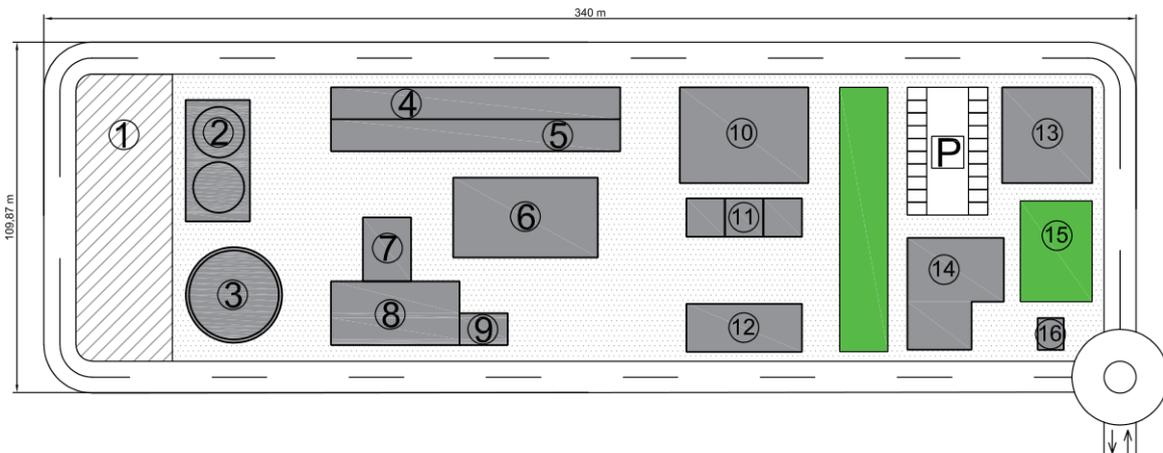


Ilustración 29: Plano de la planta de producción del caso estudiado.

La siguiente tabla recoge los usos de cada edificio representado en el plano anterior:

Tabla 12: Relación de edificios en la planta y sus respectivos usos.

Nº	USO	Nº	USO
1	Zona de carga y descarga	9	Almacén en desuso. Implantación de mejoras.
2	Almacenamiento de ácido nítrico	10	Depuración y almacenamiento de agua
3	Almacenamiento de amoniaco	11	Torres de refrigeración
4	Taller de reparación y mantenimiento	12	Centro de transformación
5	Almacenamiento de repuestos	13	Laboratorio químico
6	Sala de bombas	14	Oficinas y centros de mando
7	Torres de absorción	15	Zonas verdes de descanso
8	Sala del proceso de Ostwald	16	Centro de vigilancia

Las mejoras a realizar en el aprovechamiento energético deberán adaptarse de la manera más sencilla posible a la disposición actual de edificios en la planta.

Caldera de recuperación Lamont

En el esquema planteado al comienzo del presente apartado se han representado el reactor (R1) y la caldera de recuperación (CR1) por separado. No obstante, en realidad, la caldera existente de tipo Lamont cumple ambas funciones, y el único motivo por el que se ha optado por simbolizarlas como equipos totalmente independientes es facilitar la comprensión del croquis.

Las calderas de tipo Lamont son de tipo acuotubular, para soportar las elevadas presiones de generación del vapor. Éstas se caracterizan principalmente por dos razones: por un lado, la inclusión de un domo cuya función es la de separar el vapor generado, y por otro lado, la incorporación de una segunda bomba de agua cuya misión es la de recircular la fracción líquida del domo para su evaporación. Además, el serpentín de tubos está compuesto por tres tramos: el economizador es donde se precalienta el agua de alimentación hasta temperaturas cercanas a la de saturación, el evaporador, o sección de convección, es el lugar donde tiene lugar el cambio de fase, y el sobrecalentador es el tramo encargado de producir un vapor en una temperatura mayor que la de saturación para permitir la generación eléctrica. El esquema general de una caldera de este tipo es el siguiente (Kohan, 2000):

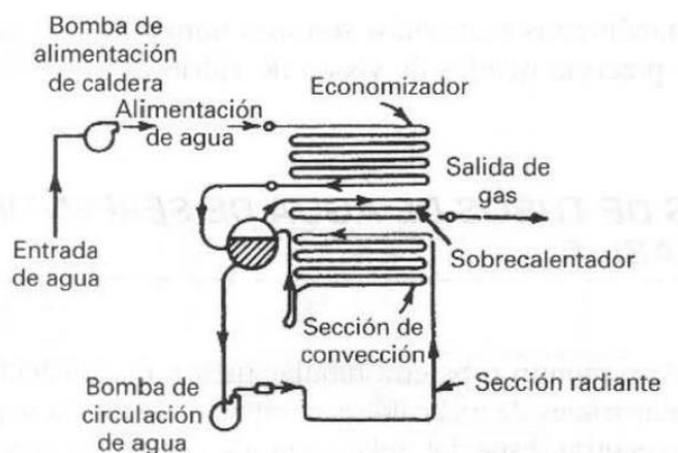


Ilustración 30: Esquema general de funcionamiento de una caldera Lamont.

Finalmente, se presenta un croquis simplificado de la caldera operativa en la planta. La entrada de la mezcla de aire comprimido y amoníaco evaporado (6) se introduce por la zona superior del equipo. El conducto accede directamente a una cámara en forma cónica, donde el flujo de gases adquiere un movimiento circular que garantiza una correcta homogenización de la mezcla. La zona cónica concluye en la sección de catalizadores, compuesto de una decena de rejillas de platino y rodio que facilitan la oxidación del amoníaco. Tras la reacción, los gases producidos se adentran en la zona de recuperación de calor: una cámara cilíndrica de gran tamaño (5 metros de altura aproximadamente) que alberga un total de 35 tubos espirales conectados en serie por donde circula el agua y se produce el cambio de fase. Por último, los gases atraviesan una tobera que los conduce al conducto con destino al condensador principal (C1).

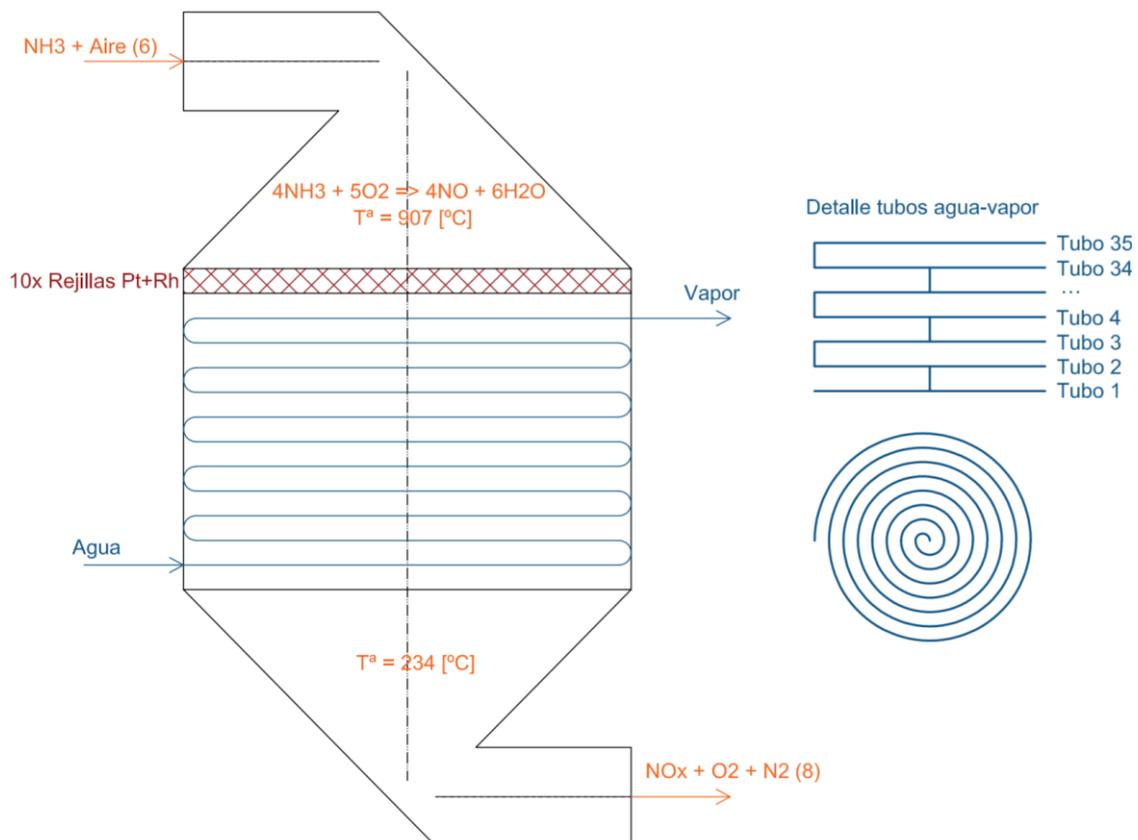


Ilustración 31: Croquis de la caldera Lamont existente en la planta.

Propuestas de mejoras energéticas. Alternativas.

Actualmente, la central opera sin un aprovechamiento eficiente de la energía durante el proceso de fabricación del ácido. Para remediar este hecho, se valorará la posibilidad de implantar un sistema de cogeneración que produzca conjuntamente electricidad y energía térmica. La energía producida en forma de calor podrá utilizarse en la planta para diferentes finalidades, como la producción de ACS o el precalentamiento de algunas corrientes. En cambio, la energía eléctrica producida no sólo suministrará potencia a los equipos presentes que la soliciten, sino que además permitirá la venta de electricidad a la red, lo que supondrá un ingreso adicional para la producción. Igualmente, se evaluarán otras opciones para la explotación del potencial térmico de la fábrica, tanto mediante la recuperación de calor de menor exergía como por medio de sistemas de captación de energía solar.

Cogeneración

Beneficios

La cogeneración es una tecnología muy frecuente en la industria del ácido nítrico debido al carácter exotérmico del proceso de producción. Como se ha indicado con anterioridad, este término hace referencia a la generación simultánea de energía eléctrica y térmica para su total aprovechamiento en una misma industria. Generalmente, la producción eléctrica a escala industrial mediante combustibles fósiles genera un calor residual que ha de ser extraído al entorno para que no se produzca un sobrecalentamiento y garantizar así la seguridad de los equipos. Estas emisiones de calor son en realidad pérdidas energéticas que reducen el rendimiento

global de la producción eléctrica a porcentajes cercanos al 40% (no se consideran los ciclos combinados que sí obtienen rendimientos cercanos al 60%).

De la misma manera, existe una gran variedad de procesos industriales en los que se requiere calor para llevar a cabo alguna acción sobre el producto. Algunos ejemplos de industrias donde la cogeneración tiene una presencia más notable son, precisamente los sectores que mayor potencia térmica demandan, como el de la alimentación, el químico, el textil o la industria del papel.

De esta manera, cada industria procede a producir la electricidad que necesita, y se sirve del calor liberado para atender la demanda térmica de su proceso. Es decir, la cogeneración permite aprovechar una fracción energética tradicionalmente desaprovechada, y como consecuencia, aumentar el rendimiento de la producción energética que se traduce en una reducción de gastos en combustibles fósiles y suministro de electricidad. Esta ventaja queda reflejada de un modo más visual en la siguiente imagen:

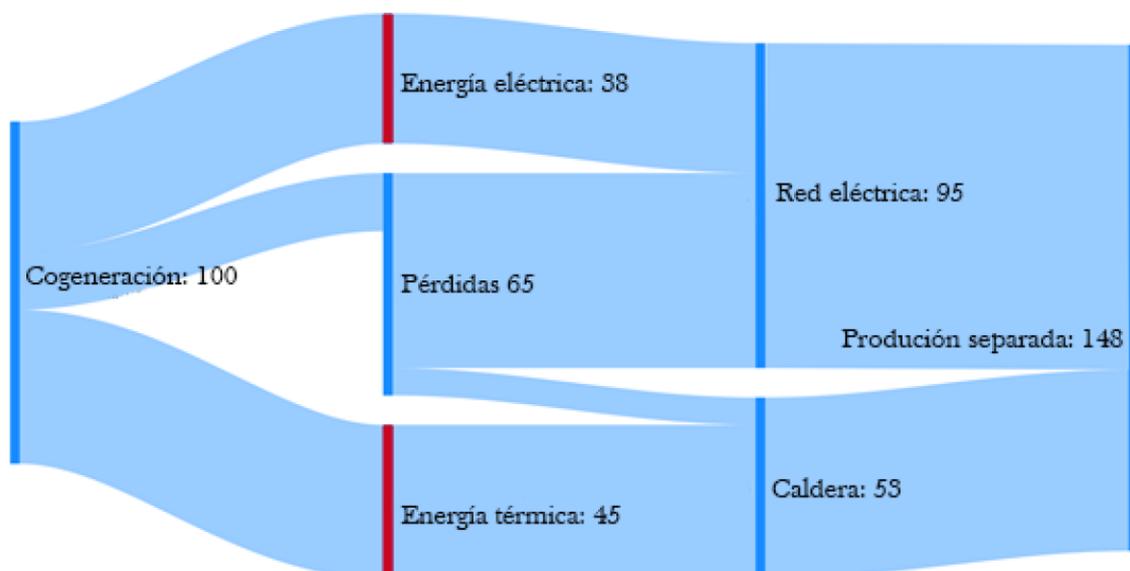


Ilustración 32: Flujos de energía en cogeneración y producción separada.

Como muestra el diagrama de Sankey, la cogeneración permite aprovechar el potencial energético del combustible para obtener un 38% como energía eléctrica y hasta un 45% en energía térmica (valores orientativos), mientras que, para una producción igual por separado, se requeriría un 48% más de energía primaria debido a las grandes pérdidas que supone la generación eléctrica convencional.

La cogeneración, por lo tanto, colabora en la reducción de la energía primaria necesaria para satisfacer las necesidades de la planta generando las siguientes consecuencias:

- **Reducción del coste económico por necesitar una cantidad menor de energía primaria.**
- **Reducción de emisiones contaminantes por utilizar menos combustible.**
- **Reducción de la dependencia energética del exterior por requerir un abastecimiento menor.**

Además, la cogeneración se caracteriza por producir la energía en las propias zonas de consumo, lo que conlleva efectos relacionados a los anteriores:

- **Reducción del coste económico por limitación considerable de las pérdidas en el transporte y la distribución.**
- **Reducción de emisiones contaminantes consecuente de la menor pérdida a lo largo de la red.**
- **Reducción de interrupciones en el suministro eléctrico derivada de una red de producción eléctrica más extensa y homogénea.**

De esta manera, se concluye que los dos mecanismos principales de la cogeneración (por un lado, el ahorro de energía primaria, y por el otro, la integración de la producción y el consumo de energía eléctrica) permiten dotar a la Red Eléctrica de mayor competitividad económica, mejor fiabilidad de suministro y un menor impacto

ambiental. De esta manera, se impulsa la industrialización de comarcas alejadas de las principales líneas de alta tensión, y desde el punto de vista del consumidor, se garantiza un suministro más fiable puesto que el abastecimiento eléctrico proviene de una mayor cantidad de centros de generación. Como conclusión, en la siguiente tabla se recogen éstas y otras ventajas y desventajas económicas, sociales, energéticas y ambientales de la implantación de sistemas de cogeneración.

Tabla 13: Ventajas y desventajas de la implantación de sistemas de cogeneración.

	VENTAJAS	DESVENTAJAS
Técnicas	Menor dependencia energética Producción más diversa Mayor fiabilidad de suministro Aprovechamiento de residuales	Inestabilidad legislativa Incertidumbre precio eléctrico
Económicas	Reducción de costes Mejor rendimiento energético Reducción de pérdidas en red	Gran inversión inicial Mayor coste mantenimiento
Ambientales	Menor impacto ambiental	-

Condiciones

La implantación de un sistema de cogeneración es una decisión que ha de ser considerada en función de las características de la planta. A continuación, se procede a enumerar las diferentes condiciones que han de cumplirse para que la implantación sea viable, y de manera añadida, se analizará si el caso práctico propuesto cumple o no los requisitos necesarios para continuar con el estudio.

- **Disposición ininterrumpida del combustible utilizado.**

En este caso, se puede considerar que habrá una disposición total de amoniaco, ya que resulta imprescindible para mantener la producción de la planta. En este aspecto, la instalación de un sistema de cogeneración no supondrá ningún obstáculo, puesto que es una condición que existe ya en la actualidad.

- **Gran consumo de energía térmica.**

Generalmente, los sistemas de cogeneración se dimensionan en función de la demanda térmica de la planta. Sin embargo, y como se explicará más adelante, la producción de ácido nítrico es un sector especial, puesto que está compuesta por un proceso ampliamente exotérmico que disipa grandes cantidades de calor. Por lo tanto, en el caso estudiado no tiene importancia el consumo térmico realizado en la planta, sino la disponibilidad de energía en forma de calor, y ésta es lo suficientemente abundante como para satisfacer esta segunda condición.

- **Gran operabilidad anual.**

La cogeneración sólo resulta viable desde un punto de vista económico si la planta donde se instala produce durante un número suficiente de horas a lo largo del año. Aproximadamente, se estima que este número mínimo varía entre 5000 y 6000 horas, y teniendo en cuenta que la planta presentada en el caso práctico opera ininterrumpidamente en periodos de 5 meses cada medio año, su disponibilidad ronda las 7200 horas en total. Por este motivo, se concluye que la operabilidad de la planta es más que suficiente para cumplir la condición.

- **Disposición de conexión a la Red Eléctrica**

El cumplimiento de esta condición requiere de una localización exacta de la planta utilizada. No obstante, la realidad indica que las cuatro plantas de producción de ácido nítrico existentes en España (Avilés, Sagunto, Puertollano y Tarragona) tienen conexión a líneas de Alta Tensión de Categoría Especial, por lo que se puede concluir que la industria del ácido nítrico se localiza principalmente cerca de grandes puertos y núcleos industriales, donde no habría problema de conexión. Asimismo, la planta estudiada cuenta con un centro de transformación preparado para convertir la energía producida a la tensión requerida por la Red local.

- **Cumplimiento del REE.**

El Rendimiento Eléctrico Equivalente es un factor que determina la eficiencia del sistema de cogeneración instalado en la planta. El factor no sólo tiene en cuenta la producción eléctrica, sino que también considera el aprovechamiento energía térmica, y considera ambas junto a la cantidad de energía fósil requerida. Para su cumplimiento, hay establecido un método de cálculo y un valor mínimo que debe superar la instalación para ser incluida dentro del Régimen Especial. El cálculo del REE se realiza según la siguiente fórmula:

$$REE = \frac{E}{Q - \left(\frac{V}{0,9}\right)}$$

Donde las variables E, Q y V representan lo siguiente:

E = cantidad de energía eléctrica producida al año en [MWh]

Q= cantidad de energía fósil empleada en [MWh]

V= cantidad de energía térmica aprovechada en [MWh]

El cálculo del REE carece de sentido en este caso porque la implantación de la cogeneración no afecta al consumo de combustible. Es decir, tanto si se opta por instalar un sistema de cogeneración como si no, el consumo de amoniaco va a seguir existiendo con la finalidad de producir ácido nítrico. Por lo tanto, en este caso práctica la eficiencia de la instalación se justifica indicando que aprovecha un flujo de energía residual desaprovechada, por lo que desde un punto de vista energético va a resultar positivo.

- **Continuidad en la legislación favorable.**

Finalmente, se trata el aspecto legislativo que supone una de las condiciones más importantes para la viabilidad económica de la implantación de un sistema de cogeneración. Durante las últimas cuatro décadas, en España se ha ido variando la regulación normativa de esta tecnología en función de diferentes aspectos. El mejor escenario es aquel que favorece la implantación de este tipo de sistemas por sus ventajas energéticas y ambientales, fomentando su asentamiento mediante Leyes y Decretos que permitan optimizar el rendimiento de las plantas de estas características. Para comprender mejor cómo afecta la regulación normativa a los sistemas de cogeneración, se procede a resumir brevemente los hitos más significativos de los últimos años en España.

La entrada en vigor de la Ley 82/1980 de la Conservación de la Energía y el derivado RD 907/1982 de Fomento de la Cogeneración son conjuntamente considerados como el primer empujón al desarrollo de la cogeneración en España. Tras la crisis global del petróleo en el año anterior, el objetivo de esta Ley era reducir la dependencia energética de los combustibles fósiles importados, apostando a favor de cualquier fuente

interior de energía eléctrica. De esta manera, se reguló la obligación a las compañías eléctricas de comprar la electricidad sobrante en las plantas con cogeneración. Este hecho marcó un hito histórico en España, pero la expansión de esta tecnología quedó lastrada por el carácter impreciso de la normativa reguladora y la escasa confianza generada para la inversión.

Posteriormente, el Plan Energético Nacional de 1990 fijó, en su primer anexo, las bases para la consideración de la cogeneración dentro de un régimen retributivo especial, lo que sirvió de apoyo fundamental para su desarrollo acelerado. El crecimiento de la cogeneración en España siguió una tendencia prácticamente exponencial durante la década de los años 1990, hasta que las principales compañías eléctricas se alertaron de la amenaza que podría suponer para su monopolio.

En pleno desarrollo de la tecnología, se aprobó la Ley 54/1997 del Sector Eléctrico, que supuso el inicio de un periodo normativo irregular y de gran incertidumbre, con constantes modificaciones, que ha caracterizado la gestión de la cogeneración en España hasta día de hoy. Si bien es cierto que esta Ley mencionaba el derecho a verter el exceso de electricidad producida a la Red y a percibir por ello un precio económico con una prima como complemento, el resultado fue notablemente perjudicial. Las causas principales del efecto dañino de esta Ley sobre la cogeneración fueron la limitación del régimen especial a plantas de potencia inferior a 50 [MWe] (Instituto para la Diversificación y el Ahorro de la Energía, 2007), la cláusula de obligación de autoconsumir al menos un 30% de la energía eléctrica generada y la eliminación progresiva de las primas establecidas en el precio de venta a la Red Eléctrica.

La implantación de sistemas de cogeneración en España se vio reducida en un lustro a valores similares a los registrados durante la década de los 1980, previa al crecimiento de la tecnología. El concepto de régimen especial reapareció en la normativa reguladora de la mano del RD 661/2007, abriendo las puertas de nuevo a un escenario favorable para la inversión en esta tecnología que favoreció a un segundo repunte en su implantación en la industria del país. Entre los aspectos de mayor trascendencia, destacaban el incentivo por eficiencia mediante un complemento y la adaptación del precio de venta a la Red Eléctrica con el valor del IPC y el importe del combustible. Además, contempló la posibilidad para el propietario de elegir entre dos marcos de condiciones de venta de la electricidad excedente a la Red: por un lado, a recibir un precio único regulado acordado para todo el ejercicio anual, y por otro, a percibir un importe acorde a la situación del mercado libre de venta eléctrica en cada momento, favoreciendo este segundo caso con una prima complementaria.

Sin embargo, este impulso no duró mucho tiempo, ya que apenas cinco años después entró en vigor el RD Ley 1/2012. Esta normativa fue la herramienta que suprimió los incentivos económicos a las instalaciones de producción de electricidad mediante cogeneración clasificadas dentro del régimen especial, y provocó la suspensión de complementos por eficiencia energética (Higuera, 2013). Como conclusión, este RD supuso el último hito en una andadura legislativa llena de altibajos, y ha resultado ser la causa de una paralización total de la inversión en cogeneración en España.

En resumen, la cogeneración es un sector energéticamente eficiente, cuyo ritmo de implantación depende de la legislación que lo regula. En lo referente al caso práctico, la ausencia de una posible catalogación como régimen especial que aporte

complementos y primas al vertido de excedentes a la red, y la incertidumbre causada por una regulación constantemente cambiante por los diferentes Gobiernos que han ocupado alternamente el poder, no parece invitar a la realización de un sistema de estas características. No obstante, la naturaleza exotérmica del proceso productivo podría ser suficiente para rentabilizar la inversión realizada en la mejora energética de la planta, por lo que se supedita el aprobado de esta condición al correspondiente estudio económico. Así, se comprobará la viabilidad de la mejora en el peor escenario posible.

Finalmente, hay que indicar que en los meses previos a la elaboración de este estudio el Gobierno de España ha presentado un paquete de medidas contra el cambio climático y el Plan Nacional Integrado de Energía y Clima, entre los que presuntamente se pretende recuperar un “marco de apoyo a la cogeneración”. Calcular la rentabilidad de la instalación en las condiciones actuales permitiría obtener unos resultados aún mejores en caso de que se materialicen las propuestas mencionadas, por lo que se mantiene el criterio establecido (Monforte, 2019).

Alternativas

Antes de proceder a la realización de los cálculos relativos al diseño de la instalación de cogeneración y al correspondiente estudio económico, es necesario elegir entre las diferentes alternativas disponibles para un sistema de este tipo. Aunque existen también algunas opciones secundarias como la microcogeneración o el ORC, a continuación, se van a presentar las tres familias mayoritarias en la cogeneración industrial: la turbina de vapor, la turbina de gas y los motores alternativos de combustión interna o MACI.

TURBINA DE GAS

Este sistema se basa en la generación de unos gases a temperaturas elevadas debido a una combustión del gas natural en una cámara indicada para ello. Estos gases de escape son expandidos en una turbina de gas conectada a un alternador, generando electricidad con un rendimiento eléctrico aproximado del 33%. Para obtener unas condiciones óptimas en los gases de combustión, es conveniente alimentar a la cámara el aire comburente en estado comprimido, utilizando para ello un compresor coaxial con la turbina.

Además, la concentración de oxígeno en los gases a la salida de la turbina es cercana al 17%, lo que resulta muy similar al 21% que presenta en el aire, por lo que generalmente se opta por recircular una parte de éstos, aumentando el rendimiento global del equipo. Este fenómeno es conocido como post-combustión de los gases, ya que una fracción de los mismos se introduce de nuevo en la cámara funcionando como aire comburente precalentado.

En lo relativo a potencias, el campo de aplicación de las turbinas de gas lo componen las instalaciones que producen entre 8 y 50 [MWe], ya que aunque en otras aplicaciones como el ciclo combinado son capaces de producir hasta cinco veces más de energía eléctrica, en el caso de la cogeneración su desarrollo se ha visto limitado por la barrera de 50 [MWe] impuesta al régimen especial normativo. Sin embargo, es a partir de los 15 [MWe] cuando su peso en el mercado gana fuerza, ya que hasta ese valor presentan rendimientos inferiores a los MACI.

El rendimiento isoentrópico de la turbina de gas depende de la temperatura de los gases a la entrada del expansor, siendo ambos directamente proporcionales. No obstante, la temperatura de los

gases no puede aumentarse excesivamente por limitaciones técnicas, ya que los primeros álabes de la turbina pueden resultar dañados si el fluido entra demasiado caliente. Por este motivo, resulta imprescindible refrigerar estos primeros álabes que encuentran los gases durante la fase de expansión. Para ello, se les practican unas cavidades internas por donde se circula un refrigerante que ayuda a extraer el calor y evitar que resulten dañados por un incremento excesivo de la temperatura. Estas cavidades son el fruto de un proceso de mecanizado extremadamente complejo, lo que explica el coste tan elevado en la fabricación de estas turbinas de gas.

Asimismo, cabe hacer referencia a una de las principales ventajas de esta familia de sistemas de cogeneración. Si bien el rendimiento eléctrico es solamente de un tercio de la energía fósil puesta a su disposición, las turbinas de gas se caracterizan por tener unas temperaturas de gases suficientemente elevadas como para efectuar un aprovechamiento idóneo de su energía térmica de hasta un 55%. Esto resulta interesante en industrias con alta demanda de energía térmica, y necesario para superar la condición de un REE mínimo del 59%.

Finalmente, entre sus desventajas se encuentran las emisiones producidas de NO_x, los largos plazos de mantenimiento o la mala adaptación a cargas parciales. En la siguiente imagen se muestra un esquema de una planta de cogeneración mediante turbina de gas.

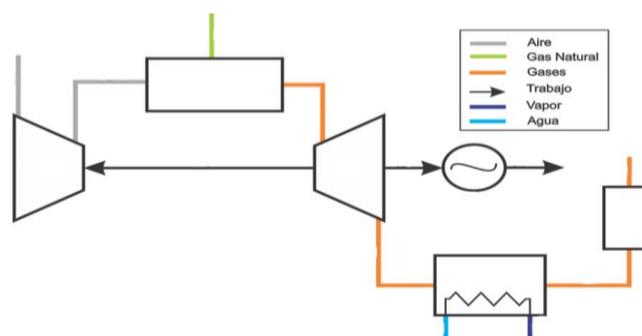


Ilustración 33: Esquema simplificado de cogeneración por turbina de gas.

MACI

Esta familia de sistemas de cogeneración se compone, como su propio nombre indica, de motores alternativos que mediante el mecanismo de cilindro y émbolo convierten la energía del combustible fósil en energía mecánica lineal. Posteriormente, y gracias a un sistema de biela y manivela, esta energía mecánica es convertida a un movimiento circular aprovechado para mover un alternador y generar energía eléctrica.

La principal característica de los MACI es el elevado rendimiento eléctrico con el que operan, de hasta un 45% en muchos casos. Esto los establece como el sistema más eficaz para producir electricidad en instalaciones de cogeneración, de modo que su aplicación resulta especialmente interesante en procesos donde el reclamo de vapor no es tan elevado.

El diseño de estos motores se ha perfeccionado durante las últimas décadas gracias a dos avances significativos. Por un lado, la introducción del turbocompresor ha permitido alimentar una mayor cantidad másica de aire para cilindros del mismo volumen, obteniendo una mayor mezcla de combustible y aire, y generando, por lo tanto, una mayor cantidad de energía específica. Por otro lado, la dotación de la multiválvula ha permitido a los motores mejorar el proceso de recuperación de la carga, obteniendo un ciclo más eficiente.

Un aspecto a considerar en los MACI es la tendencia a operar con exceso de aire de alimentación. En una situación ideal la cantidad de aire necesaria sería la indicada por la relación estequiométrica, pero este valor es superado para evitar algunos problemas de naturaleza técnica. En primer lugar, una relación de aire estequiométrica daría

lugar a temperaturas cercanas a los 2000 [°C], que los materiales utilizados en la fabricación no están capacitados a soportar. Además, tampoco sería adecuado para el rendimiento del motor, puesto que no daría tiempo a quemar todo el combustible introducido, y por ende, aparecerían demasiados inquemados a la salida. Por último, las condiciones derivadas de esa mezcla darían lugar a una concentración demasiado importante de óxidos de nitrógeno, por lo que supone un aspecto también a evitar.

De esta idea deriva la necesidad de refrigerar el motor durante su operación. Para ello se utilizan dos corrientes de agua diferentes, por lo que los MACI además de mediante los gases de escape también entregan energía térmica a 90 [°C] aprovechable para la obtención de ACS o incluso calefacción del local. El aporte tanto de gases como de los circuitos de refrigeración de alta y baja temperatura son considerados en el cálculo del REE de los MACI, cuyo valor debe ser necesariamente superior al 55%.

Finalmente, se adjunta una imagen representando de un modo simplificado el esquema habitual de la cogeneración con MACI.

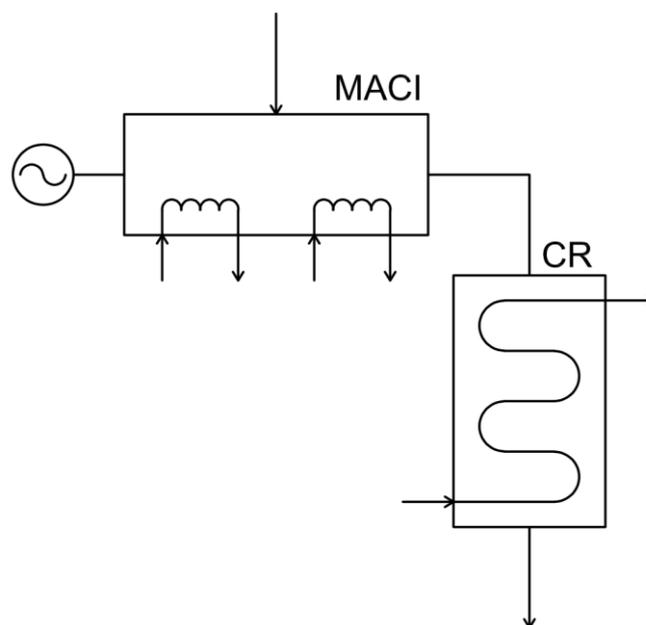


Ilustración 34: Esquema simplificado de una instalación de cogeneración con MACI.

Finalmente, y como punto en común de los dos sistemas comentados hasta el momento, hay que explicar un matiz trascendental a la hora del diseño y el dimensionamiento de las plantas de cogeneración. Estos sistemas son habitualmente de aplicación en industrias que presentan una demanda térmica en forma de vapor. Hasta su instalación, esta demanda es satisfecha por medio de calderas, y su implantación responde a la posibilidad de abastecer también la necesidad eléctrica. La planta, por lo tanto, es dimensionada según los requisitos térmicos, ya que la producción de energía eléctrica tiene remedio, aunque no coincida con la demanda existente: si lo producido es mayor cabe la posibilidad de verter el excedente a la Red Eléctrica, mientras que si es insuficiente puede comprarse la diferencia de una manera habitual.

Además, se incluye una tabla comparativa de los diferentes rendimientos en las turbinas de gas y MACI:

Tabla 14: Rendimientos energéticos obtenidos en cogeneración con TG y MACI.

TURBINA DE GAS		MACI	
Rend. eléctrico	$\eta_e = 33\%$	Rend. eléctrico	$\eta_e = 45\%$
Rend. en gases	$\eta_g = 55\%$	Rend. en gases	$\eta_g = 22\%$
		Rend. en agua alta T^a	$\eta_{at} = 22\%$
		Rend. en agua baja T^a	$\eta_{bt} = 6\%$
Pérdidas	$P = 12\%$	Pérdidas	$P = 5\%$

TURBINA DE VAPOR

El último de los sistemas a tratar, y curiosamente el primero en establecerse con firmeza para la cogeneración cuando comenzó el desarrollo de esta tecnología, son las instalaciones que producen de manera simultánea electricidad y energía térmica por medio de una turbina de vapor. Esta opción, sin embargo, destaca por las diferencias que presenta respecto a las otras dos, incluso desde la fase inicial de diseño y dimensionamiento de la planta. De hecho, los sistemas de cogeneración por medio de turbina de vapor no se dimensionan según su demanda térmica, sino en función de la disponibilidad de calor sobrante en la industria. Precisamente, este sistema tiene un campo de aplicación considerablemente reducido, limitado a los procesos de producción altamente exotérmicos.

Esta condición prácticamente reduce la utilización de la turbina de vapor para cogeneración a la producción de ácido sulfúrico y ácido nítrico, dos compuestos químicos que liberan grandes cantidades de calor, que posteriormente es utilizado para generar energía eléctrica e incluso vapor saturado si fuera preciso. De cualquier manera, su aplicación es extensible a cualquier proceso industrial donde se cuente con un combustible gratuito en cantidades generosas, como por ejemplo la biomasa derivada del mantenimiento de los montes o las plantas de revalorización de residuos.

El esquema de este tipo de plantas es relativamente sencillo, donde el primer equipo característico es la caldera de recuperación que produce vapor sobrecalentado aprovechando la corriente de gases de combustión de alguna de las industrias comentadas. Este vapor es posteriormente conducido a una turbina de vapor, que lo expande a la presión más baja admitida en función de la temperatura de entrada del agua de refrigeración en el condensador. No obstante, es posible realizar un sangrado de vapor saturado a una presión

intermedia (habitualmente de 7 bares) para abastecer las necesidades de energía térmica en la planta. Por último, la energía mecánica obtenida de la rotación de la turbina es convertida en electricidad gracias al alternador conectado a ella.

Finalmente, se estima oportuno incluir una tabla con información referente a las principales tecnologías existentes en cogeneración, de cara a poder realizar una comparación más visual y facilitar la decisión de qué sistema adoptar para el caso estudiado.

Tabla 15: Comparación entre diferentes sistemas de cogeneración.

	Turbina de gas		MACI	Turbina de vapor
	Simple	Combinado		
Rend. eléc.	25-37%	45-60%	35-48%	30-42%
Potencia [MWe]	6-50	50-250	0,15-8	0,5-150
Coste [€/kWe]	670-860		780-1480	780-950
Coste OM [€/MWe]	2-8		5-15	4-8
Disponibilidad	90-98%		92-95%	100%
Periodos sin parar	30.000-50.000		Año	>50.000
Tiempo arranque	10min-1h		10s	1h-1día
Presión combustible [bar]	8,5-35		0,3-3	-
Ruido	Muy alto		Alto	Alto
Emisión NOx [kg/MWh]	0,14-1,82		1-12,7	0,82
Uso calor recuperado	ACS, vapor saturado, 'District Heating'			
Temperatura aprovechable	260-595		82-480	-

Otras propuestas de mejora

Al margen de la cogeneración, se ha barajado la posibilidad de imponer mejoras energéticas en la planta estudiada por medio de otras tecnologías diferentes. Las opciones consideradas se enumeran a continuación, junto a un breve comentario sobre la decisión tomada respecto a si han de ser finalmente ejecutadas o no.

Energía termosolar

El propósito de esta tecnología es obtener agua en una temperatura lo suficientemente elevada como para disponer de ella en usos como el de ACS o calefacción. Su implantación requeriría cubrir una superficie extensa de paneles termosolares, lo que implica también un coste significativo. No obstante, el proceso productivo de la planta es exotérmico, y en el condensador hay una extracción suficientemente grande como para acometer el calentamiento de agua para estos usos terciarios sin requerir nuevas instalaciones. Debido a este motivo, se decide rechazar la posibilidad de acudir a la energía termosolar para mejorar la eficiencia de la planta estudiada.

Energía fotovoltaica

La energía fotovoltaica difiere de la termosolar en el producto obtenido, ya que ésta produce electricidad en lugar de agua caliente. Su instalación dentro de una planta de cogeneración puede resultar interesante de cara a abastecer la demanda eléctrica de la planta. De esta manera, se obtiene un mayor excedente de electricidad en cogeneración y el volumen de energía vertida sobre la Red crece,

umentando así el beneficio económico. Sin embargo, como ya se ha tratado anteriormente, la situación normativa actual supone un obstáculo para la cogeneración, ya que el precio de compra de energía de la Red (aproximadamente de 100 [€/MWh]) duplica al precio medio de la energía vendida en el 'pool' eléctrico (en torno a los 50 [€/MWh]). De este modo, competir en la compraventa de electricidad se ha convertido en una tarea complicada, y aunque la venta del excedente generado sigue estando permitida, los propietarios de estas instalaciones optan frecuentemente por consumir parte del excedente debido al escaso rendimiento económico que ofrece subastarlo a la Red.

En conclusión, una instalación de este tipo ayudaría a generar más energía eléctrica aumentando el rendimiento económico de la planta, pero parece evidente que no se dan las condiciones más indicadas para invertir en ella. Aunque se descarta su implantación en estos momentos, no se renuncia a estudiar su viabilidad si en un futuro cambian las condiciones legislativas en materia energética.

ACS y calefacción

Como se ha indicado recientemente, el condensador situado tras la caldera de recuperación tiene un potencial importante para producir energía térmica. Éste ha sido precisamente el motivo por el que se rehúye a implantar una solución termosolar para producir agua caliente para el consumo en planta. La demanda térmica de la planta se reduce prácticamente a unas pocas duchas en el taller de mantenimiento y sendos circuitos de calefacción en los edificios de los laboratorios y las oficinas. Sin embargo, el potencial térmico del condensador es tan elevado, que el aporte necesario para ACS y calefacción es prácticamente despreciable, aun en condiciones de máxima demanda durante los meses de invierno.

District Heating

El District Heating o calefacción urbana colectiva es un concepto de abastecimiento térmico común para un amplio número de residentes en una misma urbanización o barrio. De esta manera, el excedente disponible en el condensador podría ser suministrado a un número de viviendas en función del valor resultante en el cálculo concreto del flujo. Sin embargo, para la aplicación de esta tecnología existe un contratiempo, y es que no resulta habitual encontrar urbanizaciones habitadas en las inmediaciones de plantas de producción químicas como la estudiada en el caso práctico. Este detalle obligaría a enviar grandes cantidades de vapor saturado o agua caliente a largas distancias, con las desmesuradas pérdidas de carga que ello conllevaría. Por este motivo, se decide rechazar también la posibilidad de llevar a cabo una instalación de District Heating.

Aplicación en el propio proceso

Finalmente, se considera la posibilidad de aprovechar los excedentes de energía térmica existentes en el condensador (C1) y el intercambiador de calor de aire (IC1) para precalentar otras corrientes en el proceso, como la vaporización (V1) del amoniaco o el recalentamiento de los gases de escape (IC2). Esta aplicación parece más acertada que las anteriores, y podría ayudar a aprovechar un gran porcentaje del calor liberado en los equipos más exotérmicos, por lo que se decide que se procederá a su análisis junto al dimensionamiento de la planta de cogeneración.

Otras plantas de producción de ácido nítrico destinan estos calores residuales a diferentes etapas de la producción de fertilizantes, pero la planta de este caso práctico no está preparada para ello.

Descripción de la planta de cogeneración

Como consecuencia de las características más representativas comentadas acerca de cada uno de los tres sistemas principales, se opta por analizar la viabilidad de la ejecución de la cogeneración por medio de una turbina de vapor. El carácter exotérmico del proceso de producción de ácido nítrico es el motivo principal para decantarse por este tipo de turbina. Además, la implantación de esta mejora apenas requeriría grandes modificaciones de la planta existente, ya que el mayor cambio en la disposición sería la retirada de la instrumentación de laminación y su sustitución por la propia turbina.

Energéticamente, contar con una válvula de laminación en pleno ciclo de Rankine es un derroche. Su misión es realizar una expansión isoentálpica, sin ejercer un aprovechamiento real de la exergía del fluido. La explicación de este hecho es muy sencilla: las centrales de producción de ácido nítrico fueron desarrolladas para hacer frente a la problemática alimenticia de una población creciente durante el siglo XX. Entonces, la fabricación de una turbina de vapor como la requerida en el caso práctico tenía un coste desproporcionado y completamente inabordable, por lo que se rechazaba la posibilidad de instalarla. En su lugar, se estimaba preferible instalar una válvula de laminación, puesto que, aun no generando energía eléctrica, resultaba mucho más rentable.

No obstante, durante las últimas décadas, y especialmente desde el desarrollo de los procesos de mecanización para turbinas de vapor a finales del siglo XX, el precio de éstas se ha reducido considerablemente, dando lugar a un nuevo escenario a la hora de diseñar este tipo de plantas. Por lo tanto, se plantea para la mejora energética de la planta un esquema similar al actual, pero con la instalación de una turbina de vapor y su posterior condensador en lugar de la válvula de laminación existente.

El planteamiento inicial primario resultante para la modificación de la planta no dista en exceso del esquema actual, y se ha representado como en la figura siguiente:

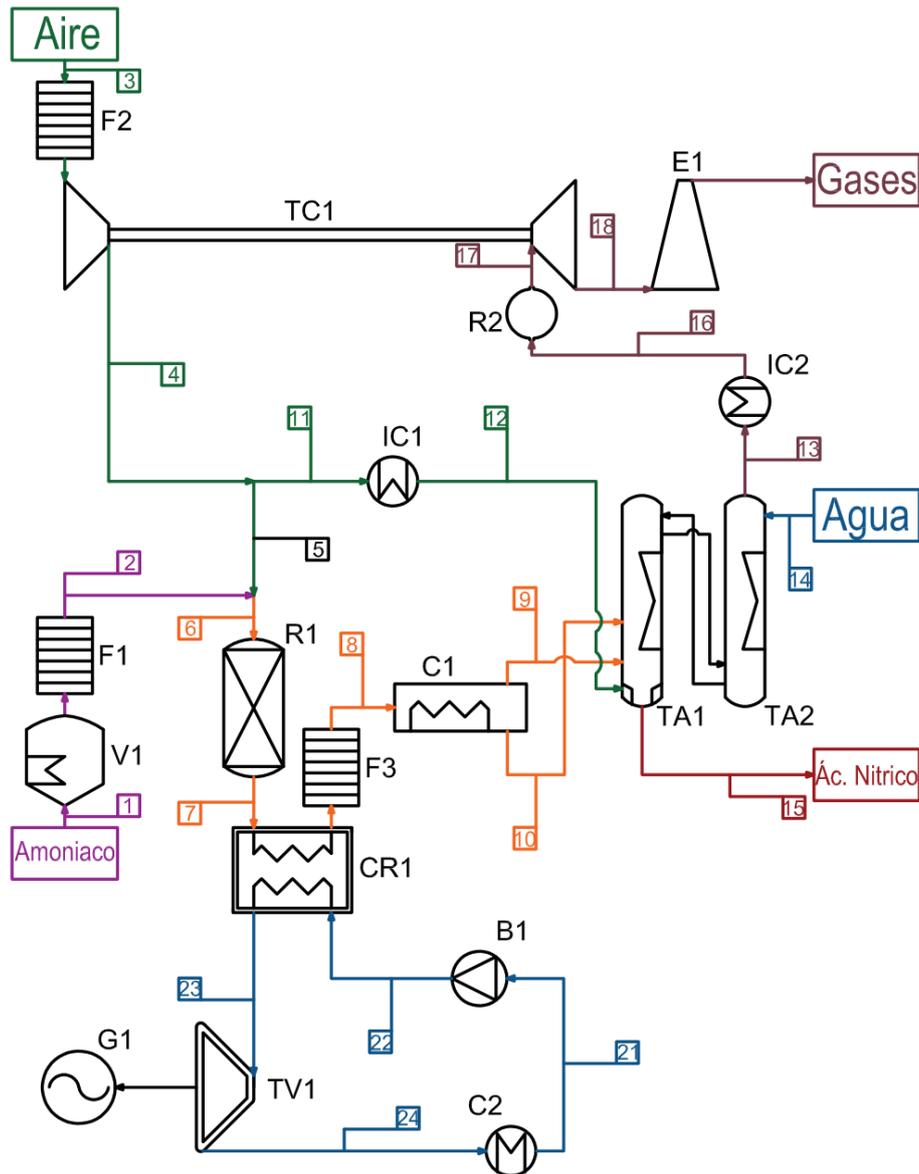


Ilustración 35: Planteamiento inicial para la modificación de planta y mejora energética.

A continuación, se recoge una serie de criterios considerados durante el diseño de la planta, que servirán como condicionante para la realización del dimensionamiento de la planta:

- **La caldera Lamont, que alberga conjuntamente el reactor (R1) y la caldera de recuperación (CR1), deberá continuar produciendo vapor sobrecalentado en unas condiciones que satisfagan las características de la turbina seleccionada.**
- **El proceso requiere de energía térmica en dos equipos: el vaporizador de amoníaco (V1) y el recalentador de gases de escape (IC2). Se sospecha que la demanda en esos dos puntos podría ser cubierta con el calor obtenido del enfriador de aire (IC1) y del condensador (C1), por lo que no se realiza ningún sangrado intermedio en la turbina de vapor mientras los cálculos no desmientan la suposición planteada.**
- **La presión de condensación a la salida de la turbina de vapor es de 0,1 [bar].**
- **El calor extraído en el condensador puede ser retirado mediante las torres de refrigeración existentes en la planta.**
- **El agua del ciclo de Rankine es recirculada gracias a las bombas (B1 y B2), obteniendo un uso eficiente de este recurso finito.**
- **Si tras la realización de los cálculos pertinentes resulta que el compresor de aire consume una potencia mayor que la producida por el expansor (TC1), la diferencia será suministrada por el propio sistema de cogeneración.**
- **Los elementos de bombeo de agua del ciclo de Rankine también serán abastecidos por la cogeneración, así como la demanda eléctrica en otros puntos de la planta, como las oficinas o el laboratorio.**
- **El excedente de energía eléctrica será vertido a la Red Eléctrica, obteniendo a cambio un beneficio económico. No obstante, hay que recordar que el precio de esta electricidad será cobrado en subasta, previsiblemente, a la mitad del precio de compra, por lo que el vertido se realizará como última alternativa.**

Dimensionamiento de la planta de cogeneración

El dimensionamiento de la turbina de vapor seleccionada es una tarea compleja donde el margen de error es amplio debido a la gran cantidad de suposiciones que han de tomarse previamente. Por este motivo, además de la realización de cálculos simplificados basados en la experiencia profesional del tutor del Trabajo, se ha optado por llevar a cabo una comprobación analítica mediante la ejecución del software de cálculo EES, especialmente útil en la elaboración de análisis energéticos como en el presente caso. El código de ejecución desarrollado ha sido incluido como Anexo I, en la parte final de este TFM, pero algunos de los resultados obtenidos serán comentados durante el presente apartado.

Selección de la turbina de vapor

El cálculo más trascendental para el dimensionamiento de una cogeneración por turbina de vapor consiste en cuantificar la potencia térmica disponible. De acuerdo a la descripción del proceso realizada con anterioridad, la producción de ácido nítrico engloba tres reacciones exotérmicas principales. Sin embargo, la oxidación de los óxidos de nitrógeno y la absorción mediante agua son acciones con un reducido aporte exergético, puesto que las temperaturas son considerablemente inferiores a las obtenidas en el reactor de oxidación de amoníaco. Esta primera reacción es, sin lugar a dudas, la parte más exotérmica de la producción, donde se alcanzan temperaturas superiores a 900 [°C], y se generan unos gases de combustión con grandes valores de exergía.

El método simplificado utilizado para calcular la cantidad de calor disponible para la generación de electricidad está basado en el uso de la energía neta desprendida por la reacción principal. Para ello, hay que considerar la reacción ocurrida en el reactor:



Afortunadamente, el rendimiento de conversión de la reacción es muy elevado y prácticamente reacciona todo el gas de amoníaco introducido, por lo que es posible establecer una relación directa entre la cantidad de materia prima utilizada y el calor generado por la reacción. Además, se conoce que, por cada mol de amoníaco alimentado a la planta, se genera un mol de ácido nítrico puro. Por lo tanto, conociendo que la producción anual de la planta asciende a 400.000 toneladas de un ácido nítrico débil al 52%, se deduce que la cantidad molar de amoníaco empleada equivale al número de moles de ácido contenidos en el producto.

$$\begin{aligned}
 \dot{n}_{NH_3} &= \frac{\dot{m}_{HNO_3}}{PM_{HNO_3}} \cdot f_{esteq} \\
 &= \frac{0,52 [-] \cdot 400000 \left[\frac{t}{año} \right] \cdot 10^6 \left[\frac{g}{t} \right] \cdot \frac{1}{307 \cdot 24 \cdot 3600} \left[\frac{año}{s} \right]}{63 \left[\frac{g}{mol} \right]} \quad (1) \\
 &= 124,4 \left[\frac{mol_{NH_3}}{s} \right]
 \end{aligned}$$

La potencia térmica disponible en la caldera de recuperación, compuesta por el reactor y el propio intercambiador de recuperación de calor, se calcula mediante el dato del calor disipado en la reacción.

$$\dot{Q}_{disponible} = \dot{n}_{NH_3} \cdot \Delta H_r = 124,4 \left[\frac{mol_{NH_3}}{s} \right] \cdot \frac{905}{4} \left[\frac{kJ}{mol_{NH_3}} \right] = 28145 [kW] \quad (2)$$

De esta manera, se obtiene que la oxidación del amoniaco genera una potencia de 28 [MW] en forma de calor. La caldera es la encargada de extraer este calor y producir con él un flujo de vapor sobrecalentado que será destinado a la producción de energía eléctrica mediante la turbina de vapor.

Como se ha indicado anteriormente, el cálculo de la potencia disponible en forma de calor es vital para dimensionar la turbina adecuadamente. Por ello, se ha decidido llevar a cabo un par de comprobaciones que reflejen un valor muy diferente en caso de existir error alguno en el código desarrollado para el software EES. Como primera comprobación del resultado, se ha recalculado la potencia en función de tres variables:

- **el caudal másico de gases disponible a la salida del reactor (obtenido del EES)**
- **el calor específico de éstos, que en circunstancias de gases sin impurezas ronda los valores entre 1,1 y 1,2 [kJ/(kg·K)], por lo que se utilizará un valor medio**
- **la diferencia de temperatura entre la entrada y la salida de los gases en la caldera de recuperación, cuyos valores están asignados por diseño como se ha indicado en el apartado correspondiente a la descripción de la planta de cogeneración.**

$$\begin{aligned}\dot{Q}_{disponible}' &= \dot{m}_{gases} \cdot C_{p_{gases}} \cdot (T_7 - T_8) \\ &= 36,67 \left[\frac{kg}{s} \right] \cdot 1,15 \left[\frac{kJ}{kg \cdot ^\circ C} \right] \cdot (907 - 234) [^\circ C] \quad (3) \\ &= 28380 [kW]\end{aligned}$$

Efectivamente, el valor obtenido es muy parecido al anterior, lo que conlleva a deducir que el caudal másico de gases es acertado y que, por lo tanto, el código de cálculo es correcto.

Finalmente, se realiza una segunda comprobación, partiendo de la diferencia de entalpías en los gases entre la entrada y la salida del recuperador de calor. El valor de estas entalpías ha sido fruto de la ejecución del código escrito, y cuanto más parecido guarde el resultado relativo a la potencia térmica disponible a los anteriores, mayor exactitud se apreciará en las entalpías de dichas corrientes.

$$\begin{aligned}
 \dot{Q}_{disponible}'' &= \dot{m}_{gases} \cdot (h_7 - h_8) = 36,67 \left[\frac{kg}{s} \right] \cdot (1643 - 820,3) \left[\frac{kJ}{kg} \right] \\
 &= 30167 [kW]
 \end{aligned} \tag{4}$$

Este resultado, aunque difiere en mayor medida que el obtenido en la primera comprobación, también guarda una similitud significativa respecto al primer cálculo realizado, con un margen de error que apenas supera el 5%, y que en parte es debido a la aplicación, con mayor exactitud, de rendimientos de conversión para las reacciones químicas, por lo que se decide aceptar la comprobación de los cálculos analíticos mediante EES, y se concluye que la producción de ácido nítrico está generando en la caldera un excedente de calor de 30,167 [MW], lo cual supone una importante cantidad de energía.

No obstante, no es posible aprovechar esta energía al completo y producir 30 [MW] de electricidad. Es ahí donde entra en juego el rendimiento eléctrico de la solución instalada para la cogeneración. En el apartado relacionado a las propuestas de mejoras energéticas, se han valorado las tres grandes familias de sistemas de cogeneración, y por diferentes motivos, se ha optado por la turbina de vapor. Esta turbina es una máquina térmica capaz de generar electricidad gracias al aprovechamiento de un flujo de energía térmica en forma de vapor sobrecalentado en alta presión.

El rendimiento eléctrico es el parámetro que indica qué parte de la energía térmica disponible en la caldera será capaz la turbina de vapor de convertir en electricidad. Éstas acostumbran a presentar valores de rendimiento entre el 30% y el 42%. Para poder estimar un valor orientativo, hay que considerar que las turbinas de vapor alcanzan generaciones de hasta 150 [MW] cuando operan en centrales de ciclo combinado, lo que significa que en esos casos llegan a trabajar bajo disponibilidades de calor superiores a 300 [MW].

Esta comparación resulta interesante de cara a establecer un valor aproximado del rendimiento esperado en una turbina de estas características para una potencia como la de este caso. Habitualmente, existe una relación estrecha entre la escala de las máquinas térmicas y el rendimiento obtenido en ellas, favorable por norma general a las de mayor tamaño. En este caso, por lo tanto, la turbina necesaria es más de 10 veces inferior a las más grandes existentes, por lo que se concluye que el rendimiento de la máquina será de en torno al 32%. Este valor es meramente orientativo, y únicamente será utilizado para la elección de la turbina, puesto que para proceder al cálculo detallado de la planta es necesario conocer las condiciones de operación de la misma, que varía según el fabricante y el modelo elegido. Posteriormente, se calculará el verdadero rendimiento de la máquina y la potencia eléctrica generada bajo las condiciones nominales de la turbina escogida.

De esta manera, la potencia eléctrica aproximada que generará la turbina de vapor se calcula según la potencia térmica disponible y el rendimiento eléctrico hipotético asignado:

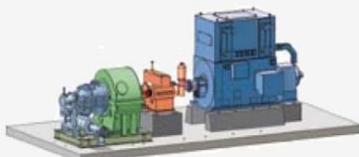
$$\dot{W}_e = \dot{Q}''_{disponible} \cdot \eta_e = 30167 [kW] \cdot 0,32 [-] = 9654 [kW] \quad (5)$$

Este valor orientativo será utilizado para seleccionar la turbina de vapor a instalar en la planta estudiada. Para ello, se ha consultado un catálogo de Siemens, una de las empresas referentes en la industria de la cogeneración, que contiene turbinas con potencias generadas entre 2 y 250 [MW]. El catálogo se compone de una multitud de modelos que abarcan un abanico de gamas y utilidades muy amplio, aunque para el caso práctico actual es suficiente con una turbina pequeña. Las opciones que mejor se ajustan al cálculo realizado son los modelos SST-100 y SST-200 como puede observarse en la siguiente imagen.

Tabla 16: Modelos disponibles de turbinas de vapor en el catálogo de Siemens.

Turbinas de vapor industriales

La gama integral de productos de 2 a 250 MW

 <p>SST-100</p> <p>Hasta 8,5 MW</p> <p>La SST-100 es una turbina de carcasa simple, con reductor para accionamiento de generador; prefabricada incluyendo los álabes como solución económica. Se utiliza principalmente para aplicaciones industriales.</p> <hr/> <p>Datos técnicos</p> <ul style="list-style-type: none"> • Potencia entregada de hasta 8,5 MW • Presión de entrada de hasta 65 bar • Temperatura de entrada de hasta 480 °C • Velocidad de giro de hasta 7.500 rpm • Presión del vapor de salida: contrapresión de hasta 10 bar o condensación de hasta 1 bar • Área de escape 0,22 m² 	 <p>SST-150</p> <p>Hasta 20 MW</p> <p>La SST-150 es una turbina de carcasa simple, que acciona el generador hasta 1.500 ó 1.800 rpm y tiene un diseño en paquete sobre bastidor (skid). Para generar energía, aporta elevada eficiencia junto con una configuración muy compacta.</p> <hr/> <p>Datos técnicos</p> <ul style="list-style-type: none"> • Potencia entregada de hasta 20 MW • Presión de entrada de hasta 103 bar • Temperatura de vapor de entrada de hasta 505 °C • Velocidad de giro de hasta 13.300 rpm • Toma de hasta 25 bar • Extracción controlada de hasta 16 bar • Presión del vapor de salida: contrapresión de hasta 10 bar o condensación de hasta 0,25 bar • Área de escape 0,28 – 1,6 m² 	 <p>SST-200</p> <p>Hasta 10 MW</p> <p>La SST-200 es una turbina de carcasa simple, con reductor o accionamiento directo apto tanto para accionamientos de generador como mecánicos. Se emplea para aplicaciones industriales y de generación de energía.</p> <hr/> <p>Datos técnicos</p> <ul style="list-style-type: none"> • Potencia entregada de hasta 10 MW • Presión de entrada de hasta 110 bar • Temperatura de entrada de hasta 520 °C • Extracción controlada de hasta 16 bar y hasta 350 °C • Toma de hasta 60 bar • Presión del vapor de salida: contrapresión de hasta 16 bar o condensación de hasta 0,25 bar • Área de escape 0,17 – 0,34 m²
---	---	---

La potencia generada por la SST-100 es de hasta 8,5 [MW], por lo que puede quedarse un poco justa a la hora de aprovechar todo el excedente térmico disponible. En cambio, el modelo SST-200 parece ajustarse mejor a los requisitos actuales, y además, está precisamente indicada para la generación eléctrica. Por lo tanto, se ha optado por instalar una turbina SST-200.

Comprobación de cálculos másicos

Una vez elegida la turbina de vapor que mejor se ajusta a las características de la planta de producción de ácido nítrico estudiada en el caso práctico, y antes de proceder a la presentación de resultados, se ha estimado conveniente realizar una comprobación del código de cálculo programado en EES.

La producción de ácido nítrico consta de varias reacciones químicas de gran complejidad que dificultan estos cálculos, por lo que en el enunciado se han presentado unos valores aproximados de conversión para cada reacción, simplificando de este modo la representación matemática. Sin embargo, el uso de estos datos puede dar lugar a consideraciones equivocadas y desembocar en resultados erróneos y de escasa credibilidad. Para evitarlo, se presenta a continuación una tabla donde se han comparado los caudales declarados en el enunciado y los obtenidos tras la ejecución del código creado para EES. En el software de cálculo sólo se han definido los caudales de entrada de aire y amoniaco y la salida de ácido nítrico, mientras que el resto de composiciones y caudales han sido calculadas mediante balances de materia. Una variación pequeña entre los datos comprobados refleja unos resultados creíbles, mientras que grandes saltos entre ambos es la consecuencia de unos balances inadecuados. En la siguiente tabla se desarrolla una comparación de ambos valores en los puntos más representativos:

Tabla 17: Variación entre caudales de enunciado y resultados obtenidos en EES en [kg/s].

		1	2	3	5	6	7	8	9	10	12	13	14	15
NH3	Modelo	2,20	2,20	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
	Resultados	2,23	2,23	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
	Variación (%)	1,52	1,52	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
O2	Modelo	0,00	0,00	9,30	8,00	8,00	2,90	2,90	0,80	0,00	1,20	1,10	0,00	0,00
	Resultados	0,00	0,00	9,11	7,88	7,88	2,84	2,84	0,84	0,00	1,23	1,07	0,00	0,00
	Variación (%)	-	-	2,14	1,57	1,57	2,11	2,11	4,20	-	2,36	2,52	-	-
N2	Modelo	0,00	0,00	30,50	26,40	26,40	26,50	26,50	26,50	0,00	4,10	30,60	0,00	0,00
	Resultados	0,00	0,00	29,46	25,48	25,48	25,48	25,48	25,48	0,00	3,98	29,46	0,00	0,00
	Variación (%)	-	-	3,53	3,61	3,61	4,00	4,00	4,00	-	3,09	3,87	-	-
NO	Modelo	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	3,80	3,80	0,60	0,00	0,00	0,10	0,00	0,00
	Resultados	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	3,78	3,78	0,64	0,00	0,00	0,01	0,00	0,00
	Variación (%)	-	-	-	-	-	0,58	0,58	5,56	-	-	900,00	-	-
NO2	Modelo	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	3,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
	Resultados	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	2,93	0,00	0,00	0,11	0,00	0,00
	Variación (%)	-	-	-	-	-	-	-	2,46	-	-	100,00	-	-
HNO3	Modelo	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	2,60	0,00	0,00	0,00	7,80
	Resultados	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	2,60	0,00	0,00	0,00	7,81
	Variación (%)	-	-	-	-	-	-	-	-	0,08	-	-	-	0,08
H2O	Modelo	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	3,50	3,50	0,10	3,10	0,00	0,10	4,20	6,60
	Resultados	0,00	0,00	0,69	0,69	0,60	4,00	4,00	0,10	3,53	0,09	0,00	4,21	7,26
	Variación (%)	-	-	100,00	100,00	100,00	12,54	12,54	2,72	12,16	100,00	-	0,17	9,04

Los valores de variación inferiores al 5% se han considerado insignificantes, por lo que sólo se han destacado en rojo los mayores. En el caso de los óxidos de nitrógeno existen algunas variaciones en los puntos 9 y 13, pero, aunque en porcentaje signifiquen diferencias elevadas la realidad es que es una cuestión de redondeo que en términos absolutos no implica absolutamente disconformidad alguna. En el caso del agua sucede algo similar, donde aparecen variaciones porcentuales a considerar, pero los valores absolutos no distan demasiado. En este otro caso, este error es debido a que en el código de programación se ha declarado el aire, ajustándose a la realidad, como una mezcla de nitrógeno, oxígeno y una pequeña fracción de vapor de agua, mientras que en el enunciado se planteaba una corriente de aire seco. De cualquier modo, el contenido de agua en el aire es tan pequeño que no implica cambios notables en los resultados.

De esta manera, no se aprecian errores significativos en las comprobaciones másicas realizadas, por lo que se valoran aceptables los resultados obtenidos en EES, y se presentan a continuación en tres partes: resultados térmicos, eléctricos y de otros consumos.

Análisis térmico

El balance térmico de la planta es el primer cálculo realizado, puesto que la implantación de la cogeneración siempre se fundamenta en satisfacer, al menos, las necesidades térmicas. El calor es un producto del proceso productivo que no produce ganancias (entre las propuestas de mejora se ha descartado la implantación de un sistema de District Heating por dificultades técnicas), pero sí puede suponer un gasto económico. En la planta, se presentan media docena de equipos cuya finalidad es intercambiar energía térmica, donde la misión de algunos consiste en aportar calor al proceso, y la de otros, en cambio, en retirarlo. Un aprovechamiento óptimo de la energía térmica implica cubrir la potencia de los equipos demandantes mediante el excedente de calor cedido por el resto. De hecho, esta medida supone un beneficio doble, ya que cuanto menos calor haya expulsar de la planta menor caudal de agua de refrigeración será necesaria, reduciendo así el consumo en las bombas de agua y el impacto ambiental. Para que técnicamente sea posible cubrir las demandas mencionadas, se tienen que cumplir tres condiciones básicas:

- **Que la potencia térmica extraída en un equipo cubra el valor de la demanda del otro punto donde se requiere aportar calor.**
- **Que la corriente de refrigeración alcance temperaturas más altas de las necesarias de alcanzar donde se aporta el calor, con el objetivo de garantizar un intercambio de calor eficiente y real.**
- **Que en el intercambiador de calor donde se refrigera no ocurra un cambio de fase que perjudique la durabilidad del equipo.**

En la tabla presentada a continuación se recogen los diferentes equipos de intercambio de calor, donde las cesiones de calor del sistema se califican positivas y sus demandas se marcan en negativo.

Tabla 18: Relación de equipos con cesión y demanda de energía térmica.

EQUIPO	SIGNO	POTENCIA [kW]	ESCALA DE T ^a [°C]
C1	+	24473	234 -> 40
C2	+	19443	57 -> 45
IC1	+	1357	286 -> 40
IC2	-	5399	30 -> 200
TA1 y TA2	+	5015	30 -> 40
V1	-	2713	15 -> 20

En la tabla se observa que únicamente hay dos puntos donde el proceso requiere de un aporte de calor. En primer lugar, se considera el vaporizador de amoníaco (V1), que tiene una demanda reducida justa. La corriente de aire comprimido enfriada dirigida a la torre de absorción (IC1) podría ser la fuente de calor idónea para su abastecimiento, pero aun cumpliendo las otras dos condiciones, sólo dispone de la mitad de potencia necesaria, por lo que se descarta. Por lo tanto, se ha optado por obtener el calor a emplear en la etapa de evaporación del amoníaco del condensador del ciclo de potencia (C2). En este caso, la potencia térmica disponible es hasta siete veces mayor, y regulando el caudal en el propio condensador (C2) se puede obtener un flujo con una temperatura suficiente como para permitir el intercambio de calor sin originar problemas con condensaciones.

En cuanto al calor demandado por el recalentador de gases a la salida de las torres de absorción (IC2) la situación es un poco más

compleja. Hasta la actualidad ese calor era suministrado mediante la energía liberada en el reactor, pero tras la instalación del sistema de cogeneración ésta se pretende destinar a producir electricidad. Por lo cual, surge la nueva necesidad de abastecer ese calor de algún modo, y el método planteado se basa en el aprovechamiento óptimo de los recursos térmicos disponibles.

En primer lugar, el intercambiador de calor donde se enfría el aire comprimido (IC1) es una fuente de calor en altas temperaturas. Si bien es cierto que su contribución resulta insuficiente para recalentar los gases de cola al completo, el aporte realizado es superior a 1 [MW], y puede ocasionar un ahorro considerable del vapor sobrecalentado empleado para aumentar la temperatura. Considerando que el calor específico de los gases de escape apenas varía entre los 30 [°C] de entrada y los 200 [°C] de salida, la temperatura que pueden alcanzar aprovechando únicamente el calor del aire comprimido se calcula de la siguiente manera:

$$T_{salida} = T_{entrada} + \Delta T \cdot \frac{\dot{Q}_{IC1}}{\dot{Q}_{IC2}} = 30 + (200 - 30) \cdot \frac{1357}{5399} = 72,7 \text{ [}^\circ\text{C]} \quad (6)$$

La corriente de gases de escape se recalienta hasta una temperatura aproximada de 73 [°C], pero aún es posible aumentar más su temperatura. El otro equipo capaz de aportar el calor necesario con el suficiente nivel térmico es el condensador (C1), aunque su utilización es un poco más compleja. De hecho, la corriente de gases que lo atraviesa (8) condensa agua y llega a absorber ácido nítrico, lo que podría repercutir drásticamente sobre el equipo de aprovechamiento instalado. Bajo una presión de 8 [bar], la condensación del vapor aparece a una temperatura de 170,4 [°C], por lo que, de toda la potencia cedida por este condensador, sólo se puede aprovechar, por

motivos de seguridad, el enfriamiento de los gases hasta una temperatura 20 [°C] mayor que el punto de condensación. Esta fracción de calor sensible supone una pequeña parte entre los más de 24 [MW] cedidos en el equipo, debido al gran peso del calor latente liberado con la condensación del vapor y al carácter exotérmico de las reacciones de oxidación y absorción ocurridas. Además, la corriente de gases presenta en ese margen unos valores de temperatura suficientes como para permitir el intercambio de calor. Por lo tanto, el flujo térmico aprovechable en este segundo equipo es el siguiente:

$$\begin{aligned}
 \dot{Q}_{C1,aprov} &= m[8] \cdot (h[8] - h[8]_{190,4^{\circ}C}) \\
 &= 36,67 \left[\frac{kg}{s} \right] \cdot (820,3 - 769,8) \left[\frac{kJ}{kg} \right] = 1853 [kW] \quad (7)
 \end{aligned}$$

Como consecuencia, la temperatura de salida de los gases de escape tras este segundo intercambio de calor es la siguiente:

$$T_{salida} = T_{entrada} + \Delta T \cdot \frac{\dot{Q}_{C1}}{\dot{Q}_{IC2}} = 72,7 + (200 - 30) \cdot \frac{1853}{5399} = 131 [^{\circ}C] \quad (8)$$

Finalmente, y para calentar los gases de escape hasta los 200 [°C] de diseño, resulta imprescindible hacerlo mediante la utilización de vapor sobrecalentado. Para ello se ha de destinar una fracción de un sangrado realizado al menos a una presión de 20 [bar], ya que su temperatura de saturación es de 212,4 [°C] y garantiza el intercambio de calor de una manera adecuada. La potencia demandada se calcula a continuación:

$$\begin{aligned}
 \dot{Q}_{DVS} &= \dot{Q}_{IC2} \cdot \left(1 - \frac{\Delta T_{IC1,C1}}{\Delta T_{IC2}}\right) = 5399 \text{ [kW]} \cdot \left(1 - \frac{(131 - 30)}{(200 - 30)}\right) \\
 &= 2191,4 \text{ [kW]}
 \end{aligned}
 \tag{9}$$

Es decir, el aprovechamiento de la energía térmica liberada en la caldera de recuperación con la finalidad de producir electricidad ha derivado en la necesidad de encontrar una solución alternativa al recalentamiento de los gases de escape. La solución planteada consiste en recalentarlos aprovechando el calor cedido por el aire comprimido (IC1) y parte del calor sensible liberado en el condensador principal (C1) antes de la condensación de agua. Estos dos aportes no son suficientes para alcanzar los 200 [°C] de diseño en los gases de cola, pero reducen la demanda del vapor sobrecalentado necesario a un 40 [%] de la previsión inicial, con el respectivo ahorro económico que ello conlleva, ya que la corriente derivada a este recalentamiento reduce la capacidad de generación eléctrica de la planta.

De esta manera, los requisitos de la planta se componen de la suma de las demandas térmicas de los dos equipos mencionados (V1 e IC2). El origen del calor que se debe suministrar en ambos se obtiene de diferentes orígenes, y la relación de aportes de cada una de las procedencias se representa gráficamente a continuación:

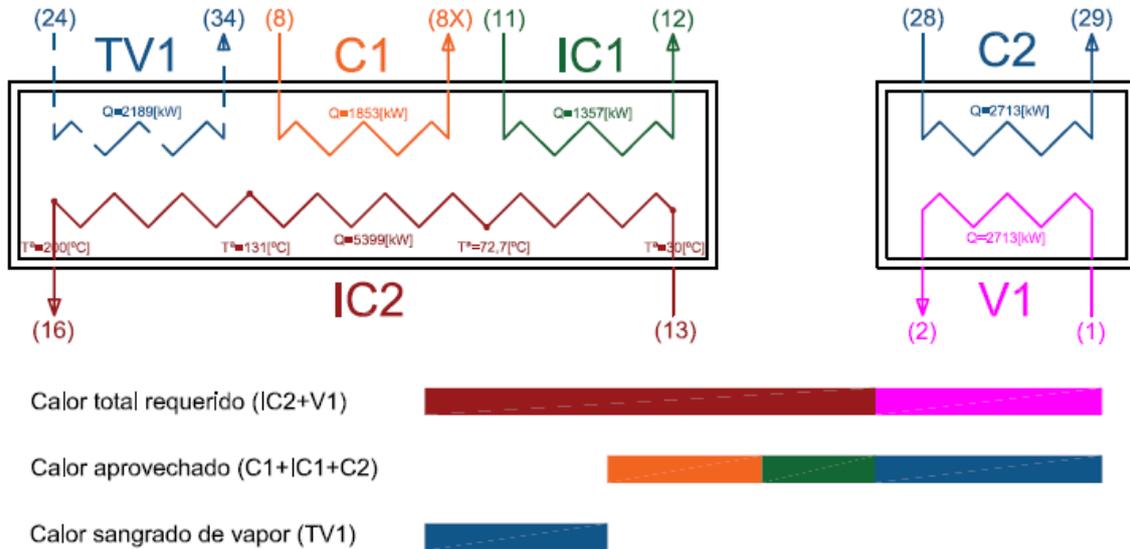


Gráfico 7: Procedencia y potencia de los diferentes aportes térmicos necesarios en [kW].

De este modo, se observa de un modo sencillo que, aunque la demanda de calor en la planta ronda los 8 [MW], el aporte realizado por el ciclo de potencia de vapor es de apenas una cuarta parte del total. Por lo tanto, se consigue reducir el impacto negativo que estas necesidades térmicas originan sobre la producción eléctrica, ya que los 2,19 [MW] del sangrado a realizar en la turbina de vapor repercuten en una bajada de la cantidad de electricidad generada. Finalmente, y antes de proceder al análisis de resultados eléctricos, hay que mencionar que la totalidad de la demanda térmica ha resultado satisfecha mediante aportes realizados mediante recursos internos del proceso, lo que significa que no resulta necesario instalar ningún sistema auxiliar, garantizando, en este aspecto, una independencia energética de la planta estudiada.

Análisis eléctrico

La posibilidad de generar hasta 10 [MW] de potencia eléctrica supone un reto energético importante. Para ello, es necesario ajustarse en la medida de lo posible a las condiciones indicadas en el catálogo de la turbina, donde se muestra que puede ser alimentada por vapor sobrecalentado de hasta 110 [bar] y 520 [°C]. Sin embargo, no siempre resulta posible cumplir estas indicaciones, y en este caso, debido a las limitaciones técnicas de la caldera Lamont, no pueden superarse los valores de 450 [°C] y 40 [bar]. Además, un ciclo Rankine simple como el propuesto en el apartado de la descripción de la planta de cogeneración puede resultar demasiado simple en estas circunstancias. El rendimiento eléctrico de la planta ha sido calculado mediante el software EES, y para este ciclo básico su valor apenas ha alcanzado un 27%. Las turbinas de vapor en general, y estas pequeñas en particular, no suelen alcanzar rendimientos muy elevados, pero cualquier valor inferior al 30% se considera demasiado bajo. En este caso, la generación de electricidad es tan abultada que un leve aumento de este índice puede repercutir muy positivamente en el beneficio de la implantación.

Para superar este obstáculo y dar cabida también a la demanda térmica contemplada en los resultados del análisis térmico, se ha decidido modificar el ciclo de Rankine, implantando unas mejoras que van a colaborar en mejorar su rendimiento. Las mejoras realizadas sobre el ciclo básico planteado con anterioridad son las siguientes:

- **Realizar un primer sangrado de vapor a una presión de 20 [bar], destinado a colaborar en el precalentamiento anterior a la caldera y aportar el calor restante necesario en el recalentamiento de los gases de escape.**

- **Expandir el vapor en dos etapas de alta y media presión, llevando a cabo un recalentamiento a la salida de la primera etapa para alimentar el vapor a 400 [°C] en una presión de 7 [bar].**
- **Finalmente, realizar otro sangrado en la expansión de baja presión a 3 [bar], para ayudar a precalentar el flujo recién condensado.**

Los valores seleccionados para el escalonamiento de presiones no son arbitrarios. En primer lugar, el valor de 20 [bar] correspondiente al primer sangrado se ha seleccionado, como se ha indicado en el análisis térmico, por la necesidad de disponer de una temperatura de saturación suficiente como para garantizar el recalentamiento de los gases de escape a la salida de las torres de absorción (TA1 y TA2). Estos gases deben ser calentados hasta 200 [°C], por lo que la saturación del sangrado a 212,4 [°C] asegura el intercambio de calor. Además, actualmente la planta únicamente produce ácido nítrico débil, cuya principal destinataria es la industria de fertilizantes. Como previsión a una hipotética ampliación de la planta, cuya finalidad sería la de asumir también el proceso de producción de fertilizantes, se ha considerado establecer el estado intermedio de las etapas de expansión en unas condiciones útiles en el proceso. En ese contexto, como la fabricación de fertilizantes y nutrientes agrícolas suele requerir de vapor a 7 [bar], se ha optado por seleccionar este valor para el estado entre ambas expansiones. No obstante, esta propuesta de mejora del ciclo Rankine conlleva a implantar una nueva caldera de recuperación, ya que la actual caldera Lamont no está preparada para recalentamientos. La caldera sustituta seleccionada será de naturaleza acuotubular, y además de la capacidad de recalentar una corriente de vapor, se elegirá para producir vapor sobrecalentado a 480 [°C] en una presión de 80 [bar]. Estas condiciones se adaptan perfectamente a los estándares de los recuperadores HRSG (Fernández, 2008), y posibilitan mejorar el rendimiento energético mediante el ciclo Rankine optimizado.

Con las modificaciones mencionadas, el esquema general de la planta queda de la siguiente manera, donde se han incluido una segunda bomba de agua (B2), una válvula de laminación (VL1), un precalentador abierto (PA1) y otro cerrado (PC1).

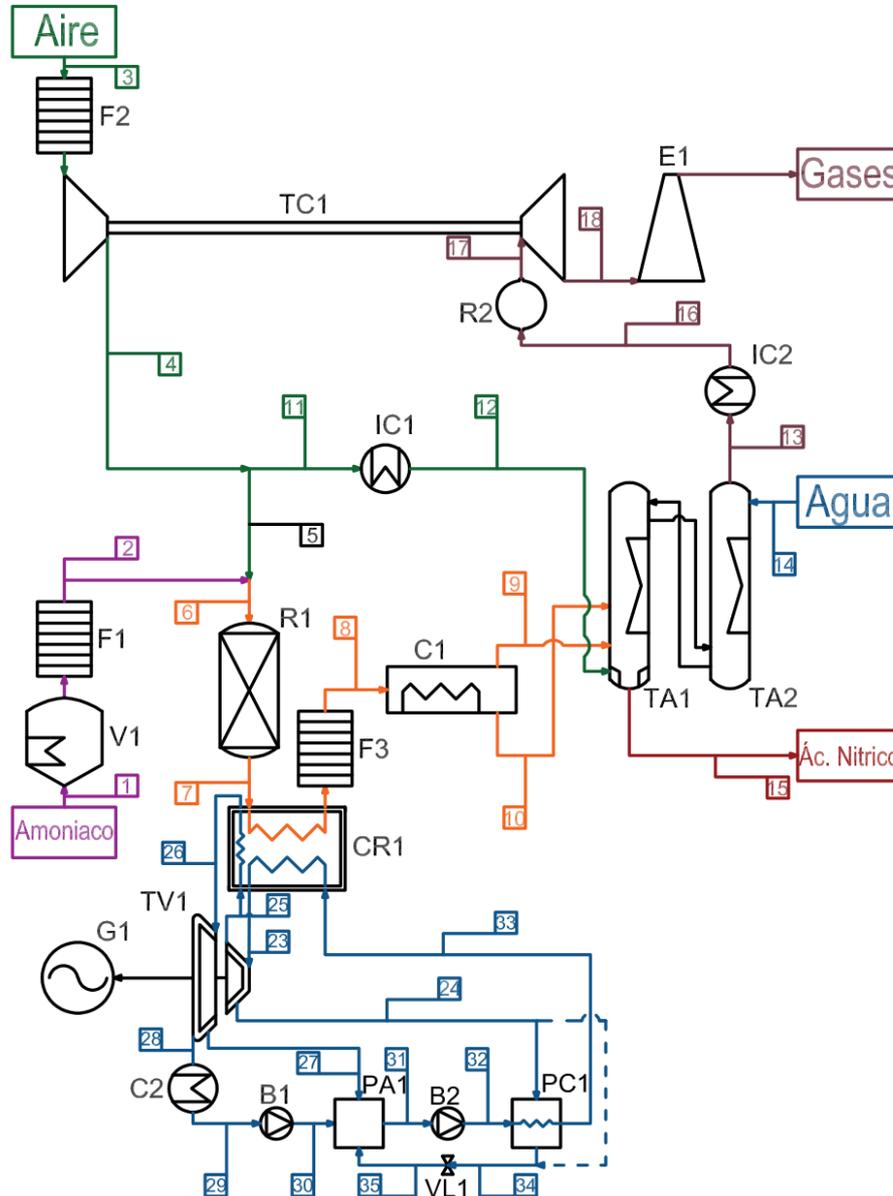


Ilustración 36: Esquema definitivo de la planta con implantación de cogeneración.

A continuación, se muestra un diagrama de temperatura-entropía representando los diferentes puntos del ciclo de potencia de vapor utilizado en EES, donde se aprecian las expansiones de alta y baja presión y su respectivo recalentamiento además de los dos sangrados intermedios de precalentamiento.

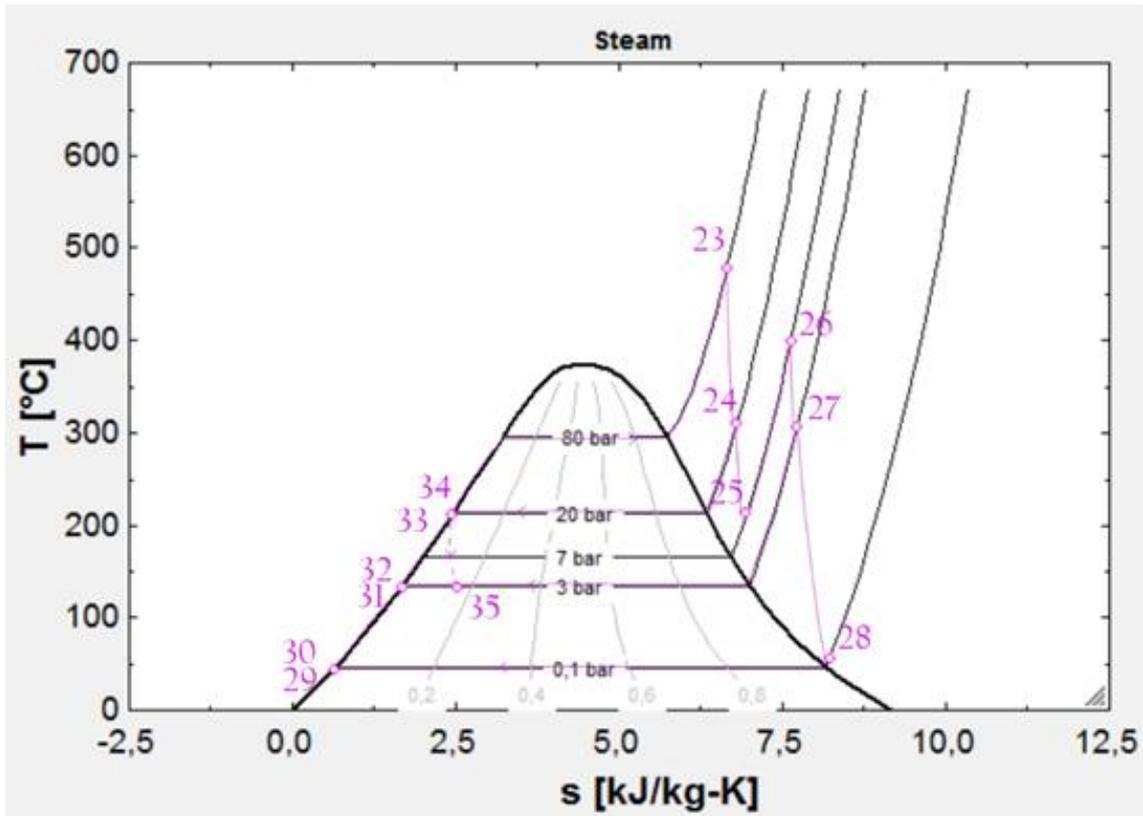


Gráfico 8: Diagrama T-S del ciclo de potencia de cogeneración por vapor.

Comprender el funcionamiento de los dos precalentadores ha resultado fundamental para la realización de los balances de energía en EES. En el precalentador abierto (PA1) entran dos corrientes de agua (30 y 33) y una de vapor saturado (27) y se obtiene una corriente de agua (31) más caliente que la principal de entrada (30) y con mayor caudal. En este precalentador, por lo tanto, sí existe un balance de masa que implica que en la corriente de salida (31) tiene un caudal másico equivalente a la suma de las tres entradas. En cambio, en el precalentador cerrado (PC1), una corriente de vapor saturado (24) precalienta otra de agua (32) antes de que ésta sea introducida en la caldera de recuperación. Por ello, en este segundo precalentador (PC1) no existe intercambio de masa alguno entre ambas corrientes. Por último, la presencia de una válvula de laminación se justifica por motivos técnicos. Si bien es cierto que estos elementos implican destrucción de exergía, su instalación resulta necesaria para adaptar la presión de la corriente indicada (34) a la presión establecida en el primer precalentador.

El cálculo más importante es el de la potencia eléctrica generada en el ciclo de vapor. El valor bruto de la energía es el obtenido en las etapas de expansión de alta y baja presión. Sin embargo, se calcula el valor neto descontando a esa cantidad la electricidad consumida en el propio ciclo de potencia por las bombas de agua.

Tabla 19: Potencias generadas y consumidas en el ciclo de potencia de vapor.

EQUIPO	SIGNO	POTENCIA
TV Expansor alta presión (TV1)	(+)	4243 [kW]
TV Expansor baja presión (TV1)	(+)	4630 [kW]
Bomba de agua 1 (B1)	(-)	2,6 [kW]
Bomba de agua 2 (B2)	(-)	105,8 [kW]
TOTAL CICLO POTENCIA	(+)	8764,6 [kW]

Por lo tanto, se concluye que se está generando una potencia neta de 8,76 [MW], lo que supone una generación eléctrica considerable, cuya repercusión económica se evaluará en el apartado correspondiente al estudio financiero. En este punto, se ha realizado una comprobación en EES, comprobando que se cumple la siguiente ecuación:

$$Si \eta_{alt} = \eta_m = \eta_{bomb} = 1 \quad \rightarrow \quad \dot{Q}_{CR1} - \dot{W}_{CPV} - \dot{Q}_{C2} - \dot{Q}_{DVS} = 0$$

No obstante, en la planta hay otros puntos de generación y consumo eléctrico, cuyo balance se presenta interesante para conocer el destino de la energía generada.

Tabla 20: Potencias generadas y consumidas en la planta completa.

EQUIPO	SIGNO	POTENCIA
Ciclo de potencia (TV1)	(+)	8764,6 [kW]
Compresor de aire (TC1)	(-)	10998 [kW]
Expansor de aire (TC1)	(+)	2552 [kW]
Otras bombas de agua	(-)	50 [kW]
Oficinas	(-)	100 [kW]
Laboratorios y Mantenimiento	(-)	150 [kW]
TOTAL PLANTA	(+)	18,6 [kW]

El consumo en oficinas, laboratorios y mantenimiento no es constante, puesto que en turnos nocturnos es inferior. No obstante, su peso es pequeño, y se ha optado por considerarlos con naturaleza ininterrumpida con la finalidad de simplificar los resultados. La conclusión es evidente: más allá de las consecuencias que deriven del estudio económico, desde un punto de vista meramente técnico, la implantación de este sistema de cogeneración se presenta muy aconsejable, puesto que la cantidad de calor disponible es suficiente como para abastecer también la demanda eléctrica de la planta. Esto significa que la planta operaría en condiciones de mayor fiabilidad, y que una caída de la red no afectaría a su continuidad.

Además de la idea principal de permitir una independencia eléctrica, de este análisis técnico pueden obtenerse otras conclusiones. En primer lugar, se comprueba el rendimiento eléctrico del sistema de cogeneración, cuyo valor equivale al resultado de dividir el valor neto de electricidad generada en el ciclo de potencia entre la potencia térmica empleada para ello, que no es sino la obtenida en la caldera de recuperación menos la destinada al recalentamiento de los gases de escapa mediante un sangrado en 20 [bar] de presión.

$$\begin{aligned}
 \eta_{elec} &= \frac{\dot{W}_{neto}}{\dot{Q}''_{disponible} - \dot{Q}_{DVS}} \cdot 100 = \frac{8764,6 [kW]}{30167 [kW] - 2188 [kW]} \cdot 100 & (10) \\
 &= 31,33 [\%]
 \end{aligned}$$

Este rendimiento es levemente inferior al 32% estimado para la elección de la turbina, y el origen de la pérdida de unas décimas de rendimiento se justifica recordando que el sangrado destinado a recalentar los gases ha originado un crecimiento del caudal de agua a través de la válvula de laminación, gran destructora de exergía. Si bien es cierto que no es un valor muy elevado, cabe considerar que este ciclo de vapor es de potencia relativamente baja, y la dimensión guarda una estrecha relación con el rendimiento, luego se concluye que es un aprovechamiento aceptable del recurso disponible.

Uno de los detalles más llamativos es el reparto del consumo de la potencia eléctrica en la planta, donde el compresor de aire se lleva la mayor parte. Esto es debido a la gran cantidad de oxígeno necesario para tal producción, y al enorme caudal aún mayor de nitrógeno que arrastra consigo. En el siguiente gráfico se representa una distribución del uso del global de la potencia eléctrica generada en la planta.

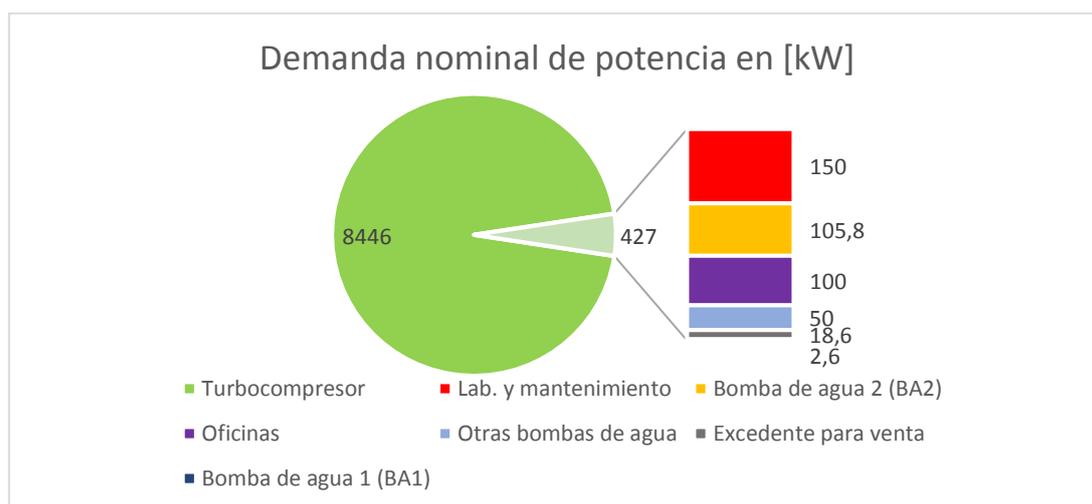


Gráfico 9: Distribución de la demanda nominal de la potencia eléctrica generada en [kW].

Este gráfico representa claramente lo comentado con anterioridad reflejando el elevado peso de la demanda neta de potencia en el turbocompresor, calculada como la resta entre la potencia necesaria en el compresor menos la cedida por el expansor. Asimismo, de esta representación se obtiene otro resultado como los 18,6 [kW] excedentes, cuyo origen es la capacidad de producir más electricidad de la necesaria, y su destino es el vertido a la Red Eléctrica. Aunque desde un punto de vista técnico no tiene mayor interés que la anotación comentada respecto a la independencia energética de la planta en condiciones de operación normal, su valor será empleado en el estudio económico, pues el valor de dicha fracción se contabilizará como diferente.

Resumen del dimensionamiento

El dimensionamiento del sistema de cogeneración mediante turbina de vapor se ha llevado a cabo según la potencia térmica disponible en la caldera de recuperación (CR1). Estimando el rendimiento eléctrico, se ha previsto aproximadamente la potencia generable, y se ha elegido la turbina SST-200 fabricada por Siemens.

En primer lugar, se ha estudiado el balance de necesidades térmicas en los diferentes equipos de la planta. De esta manera, se ha conseguido aprovechar el calor sobrante en el condensador del ciclo de potencia (C2) para vaporizar el amoniaco (V1), mientras que para el recalentamiento de los gases de escape (IC2) a la salida de las torres de absorción contribuyen tres aportes diferentes: el calor obtenido del enfriamiento del aire comprimido (IC1) hasta los 73 [°C], el calor sensible aprovechable en el condensador principal (C1) antes de la aparición de condensados hasta los 131 [°C], y finalmente, un sangrado de vapor a 20 [bar] de presión en el ciclo de potencia.

En cuanto al apartado eléctrico, el ciclo de potencia ha sufrido variaciones respecto del diseño básico primario. Además del sangrado ya mencionado, también se han implantado dos fases de precalentamiento del vapor y un recalentamiento intermedio entre las dos etapas de expansión, derivando en la necesidad de invertir también en una nueva caldera de recuperación preparada para ello.

La conclusión del diseño presentado es la consecución de una planta energéticamente independiente, ya que al balance térmico equilibrado se suma una generación de electricidad abundante capaz de suministrar la suficiente energía eléctrica como para abastecer la demanda interna de la planta. Finalmente, se destaca que el aprovechamiento eficiente del calor reduce también la cantidad de agua de refrigeración, mejorando así el impacto ambiental.

Estudio económico

El análisis técnico de dimensionamiento ha concluido que es recomendable implantar un sistema de cogeneración. Sin embargo, toda modificación que pretenda ejecutarse requiere de un estudio económico previo con resultado favorable. La finalidad del presente estudio consiste en estimar el impacto económico que puede originar la implantación de la mejora propuesta. Para la elaboración del mismo se consideran y calculan tres aspectos diferentes, como la inversión inicial necesaria, los gastos periódicos derivados de su ejecución y las ganancias originadas. A continuación, se detalla el método de obtención de los datos referentes a los tres aspectos citados.

La inversión es, sin lugar a duda alguna, el principal gasto en este tipo de proyectos. Su cuantía resulta muy elevada, y su plazo de amortización puede llegar a ser excesivamente largo. En el caso práctico trabajado, este apartado se refiere a la turbina de vapor y a elementos auxiliares, además de una nueva caldera que permita operar en condiciones más favorables. Estas turbinas de vapor, aun estando catalogadas, se manufacturan bajo demanda, donde la empresa fabricante adapta las características de sus modelos a las necesidades que presenta la industria destinataria. Por ese motivo, el precio de estos elementos principales varía ampliamente en función de dónde va a ser instalado y otras variables, por lo que resulta realmente complicado encontrar el precio de venta en un catálogo.

La decisión de optimizar el rendimiento energético del sistema de cogeneración mediante la implantación de una serie de mejoras en el ciclo Rankine, conduce a la necesidad de instalar una nueva caldera. La compra de una caldera de recuperación capaz de operar a las condiciones indicadas (480 [°C] y 80 [bar]) supone, prácticamente, triplicar la inversión inicial necesaria. Aun así, se ha decidido analizar económicamente la mejora completa en base a los siguientes argumentos:

- **Las instalaciones de producción de ácido nítrico existentes sin aprovechamiento energético datan, de al menos, hace cuatro décadas. Como consecuencia, se estima que la caldera Lamont existente ha resultado ampliamente amortizada durante este tiempo, y que puede presentar un estado de deterioro excesivo.**
- **La renovación de la caldera, por lo tanto, es un deber inevitable en un futuro a corto plazo, y parece sensato aprovechar la implantación del sistema de aprovechamiento energético para realizar una renovación íntegra. Este hecho permite ahorrar los gastos derivados de la parada de la producción para el cambio de caldera, puesto que la ejecución de la reforma global sigue limitada por los plazos de recepción y puesta en marcha de la turbina de vapor.**
- **Emprender la actuación conjunta sobre la renovación de la caldera y el establecimiento de una planta de cogeneración permite obtener un sistema optimizado a la disposición de excedente de energía, maximizando la producción eléctrica y el beneficio económico obtenido.**

Además, resulta interesante destacar el gran peso proporcional que supone el gasto en la turbina de vapor respecto a la inversión realizada en el ciclo de potencia. Esto es debido a que los equipos auxiliares son de aplicación en diferentes industrias, y su fabricación es mucho más numerosa y económica. Esta singularidad conduce a la posibilidad de realizar una estimación del precio del conjunto de elementos a instalar en base a la potencia de la turbina a instalar. La principal dificultad de plantear estimaciones de este estilo es el requerimiento de un profundo conocimiento del mercado de la cogeneración. Afortunadamente, la redacción de este TFM ha estado dirigida por un Tutor con una amplia experiencia laboral en la implantación de sistemas de cogeneración, por lo que se ha optado por plantear un precio orientativo.

La planta estudiada en el caso práctico genera casi 8,9 [MW] de potencia eléctrica. Este valor es importante a la hora de plantear una estimación del precio, ya que existe una economía de escala que favorece las grandes instalaciones, y origina que las grandes máquinas presenten precios notablemente inferiores. Esta condición es debida a que hay un número de equipos auxiliares y tareas que son imprescindibles para cualquier dimensión, por lo que su importancia tiene un peso específico mayor en las plantas pequeñas. Igualmente, la fabricación de una turbina es una operación complicada, pero la relación entre su precio y la potencia generada decrece en las turbinas grandes. De esta manera, y considerando incluidos la obra civil, la turbina, la caldera, el alternador, el condensador, las bombas de agua y demás equipos secundarios, el precio de la inversión a realizar en el sistema de cogeneración mediante turbina de vapor se estima en torno a 1,92 [M€/MW], por lo que la inversión total es la siguiente:

$$\begin{aligned} I &= c \cdot \dot{W}_{G1} = 1.920.000 \left[\frac{\text{€}}{\text{MW}} \right] \cdot (4,243 + 4,630) [\text{MW}] \\ &= 17.036.160 [\text{€}] \end{aligned} \quad (11)$$

En segundo lugar, se plantea el cálculo del gasto económico derivado de la implantación de la propuesta realizada. En este caso, el vapor sobrecalentado requerido para el funcionamiento adecuado de la turbina de vapor es obtenido gracias al excedente de calor en el proceso industrial disponible de producción de ácido nítrico, por lo que su coste no será considerado en este apartado. En este caso, los únicos gastos originados por la nueva instalación son los referentes a la operación habitual y el mantenimiento de los equipos. Esto significa que en caso de realizar la mejora prevista resultará necesario ampliar la plantilla laboral de la empresa, tanto para el control y la supervisión diaria del sistema de cogeneración como para el mantenimiento de los nuevos equipos, además de las diferentes herramientas y elementos de sustitución que haya que adquirir para las reparaciones.

La supervisión de la operación del sistema de cogeneración puede ser cumplida con un único trabajador con la formación adecuada y la suficiente experiencia, por lo que es relativamente sencillo de estimar. En cambio, las tareas de mantenimiento son más impredecibles, aunque al igual que en el caso de la inversión, la experiencia laboral del Tutor del Trabajo ayuda a establecer una relación un coste estimado en función de la cantidad de energía eléctrica generada en la planta. Por último, se recuerda que el enunciado de la descripción de la planta indica que la operación de la misma es de carácter ininterrumpido en periodos de cinco meses, con paradas de un mes para tareas de mantenimiento y limpieza. Por lo tanto, la cogeneración opera durante un total de diez meses al año, o lo que es lo mismo, 7300 horas. El coste anual de la planta de cogeneración, será, como consecuencia, el siguiente:

$$\begin{aligned}
 G = O + M &= 50.000 \left[\frac{\text{€}}{\text{año}} \right] + 10 \left[\frac{\text{€}}{\text{MWh}} \right] \cdot (4,243 + 4,630) [\text{MW}] \\
 &\cdot 7300 \left[\frac{\text{h}}{\text{año}} \right] = 50.000 \left[\frac{\text{€}}{\text{año}} \right] + 647.729 \left[\frac{\text{€}}{\text{año}} \right] \quad (12) \\
 &= 697.729 \left[\frac{\text{€}}{\text{año}} \right]
 \end{aligned}$$

Finalmente, el último de los tres aspectos a calcular es el relativo a los ingresos económicos derivados de la implantación realizada. En este caso, la planta de cogeneración tiene dos productos: el vapor destinado a recalentar los gases de escape y la electricidad generada. El primero de ellos, surge como respuesta a la demanda térmica de uno de los equipos que componen la línea de producción de ácido nítrico. En este caso, su aporte al balance económico es nulo, ya que aunque su abastecimiento está reduciendo las ganancias por venta de electricidad generada, hasta la actualidad no suponía ningún coste puesto que se llevaba a cabo con una parte del calor liberado en la caldera de recuperación. En cambio, la generación de electricidad sí genera beneficios económicos para la planta, que han de ser clasificados en dos grupos:

- **La reducción del consumo de electricidad de la Red Eléctrica, en primer lugar, es la consecuencia directa de que la planta sea capaz de generar la energía eléctrica que demanda. Esta partida responde al ahorro que la implantación puede suponer en la factura eléctrica que está pagando la empresa, y su beneficio ha de ser calculado en función del precio de compra de la electricidad. Este valor ha sido obtenido de un informe realizado por el Gobierno en el tercer trimestre de 2018 (Ministerio de Industria, Comercio y Turismo, 2018) y es de 94 [€/MWh].**
- **Por otro lado, se encuentra la venta en subasta o 'pool' del excedente eléctrico generado, cuya cuantía es la diferencia calculada entre el total de energía eléctrica generada y la demanda total de la planta. En este otro caso, en cambio, el beneficio económico aportado se calcula según el precio de venta a la Red Eléctrica, cuyo importe actualmente no es tan elevado debido a las dificultades legislativas que obstaculizan el desarrollo de la cogeneración. Este valor es también irregular, y varía a lo largo del día y del año. Para calcular un valor medio de referencia, se han obtenido los datos de su valor durante las 24 horas del sexto día de los últimos doce meses (doce muestras diferentes entre el 6 de junio de 2018 y el 6 de mayo de 2019) (ver Anexo II) (Operador del Mercado Ibérico de Energía, 2019). Por lo tanto, el precio de la energía vertida a la Red se ha determinado como la media de las 288 horas consultadas y ha resultado ser de 58,87 [€/MWh], aunque existe una variabilidad muy significativa ya que el precio máximo recogido triplica al valor más bajo:**

Tabla 21: Precios máximo y mínimo de la electricidad vendida en el periodo analizado.

	DÍA	HORA	PRECIO
MÁXIMO	06/10/2018	21:00	75,78 [€/MWh]
MÍNIMO	06/03/2019	05:00	25,68 [€/MWh]

La conclusión es que la variación del precio de la energía vendida es impredecible, pero el valor obtenido mediante la media aritmética se puede considerar fiable, ya que se ha realizado considerando todas las horas de diferentes días a lo largo del año, de manera que quedan contempladas las variaciones diarias y anuales. De esta manera, el importe del beneficio generado por el sistema de cogeneración es el próximo:

$$\begin{aligned}
 B = A + V = & \left(94 \left[\frac{\text{€}}{\text{MWh}} \right] \cdot 8,75[\text{MW}] + 58,87 \left[\frac{\text{€}}{\text{MWh}} \right] \cdot 0,0186[\text{MW}] \right) \\
 & \cdot 7300 \left[\frac{\text{h}}{\text{año}} \right] = 6.012.243 \left[\frac{\text{€}}{\text{año}} \right] \quad (13)
 \end{aligned}$$

Una vez obtenidos los datos necesarios, se procede a calcular las variables económicas que determinan si la inversión es rentable o no. En primer lugar, se realiza el cálculo del ahorro neto, y después se procede a la obtención de algunas variables financieras como el TIR, el VAN o el TRS. El ahorro neto se define como la diferencia entre el beneficio anual generado por la cogeneración y los gastos originados:

$$\text{Ahorro neto} = B - G = 6.012.243[\text{€}] - 697.729[\text{€}] = 5.314.514 [\text{€}] \quad (14)$$

De este resultado se obtiene que la inversión puede generar un beneficio neto anual de más de cinco millones de euros. Si bien es

cierto que esta cantidad es una cifra muy importante, antes de aprobar la propuesta de mejora energética de la planta hay que comprobar que merece la inversión requerida planteada. El VAN es una variable que ayuda a calcular el valor actual de una serie de futuros flujos de caja motivados por una inversión inicial, por lo que cualquier valor positivo resultaría favorable a la implantación de la cogeneración. El plazo de análisis considerado es de 10 años para facilitar la comparación respecto a una inversión bancaria tradicional, y el tipo de interés mínimo exigido se ha estimado en torno al 3%. Además, se lleva a cabo el cálculo del TIR, es decir, el tipo de interés que genera un VAN nulo.

$$VAN = -I + \sum_{t=1}^{10} \frac{\text{Ahorro neto}}{(1 + 0,03)^t} = 40.010.082 \text{ [€]} \quad (15)$$

$$VAN = -I + \sum_{t=1}^{10} \frac{\text{Ahorro neto}}{(1 + TIR)^t} = 0 \quad \rightarrow \quad TIR = 0,9972 \text{ [-]} \quad (16)$$

Estos resultados evidencian claramente la conveniencia incuestionable de implantar un sistema de cogeneración en la planta de ácido nítrico estudiada. El valor actual del beneficio generado en una única década es de 40 millones de euros, y el TIR resultante es superior al 99%, lo que queda muy por encima del 1% que ofrecen las entidades bancarias para inversiones a plazos de diez años como ésta (Departamento de Análisis de Bankinter, 2017). Finalmente, se calcula el TRS, que refleja el tiempo necesario para recuperar la inversión económica realizada en la mejora.

$$TRS = \frac{I}{\text{Ahorro neto}} = \frac{17.036.160 \text{ [€]}}{5.314.514 \left[\frac{\text{€}}{\text{año}} \right]} \approx 3,2 \text{ [años]} \quad (17)$$

El tiempo de retorno simple de la inversión es de tres años aproximadamente, lo cual es muy interesante ya que es un plazo muy corto para el gran beneficio que genera. En este contexto, el único obstáculo que puede frenar el avance de la mejora propuesta es la inversión inicial. Este importe resulta muy elevado, pero se estima asumible para una empresa productora de 400.000 toneladas de ácido nítrico al año. Como consecuencia, el resultado del presente estudio económico certifica la viabilidad económica de la mejora energética propuesta y justifica la inversión inicial necesaria.

Anecdóticamente, el gran consumo eléctrico de la línea de producción es el causante de que los resultados sean tan favorables. De hecho, si la demanda de electricidad de la planta fuese inferior, la cantidad de energía excedente vertida a la Red Eléctrica sería mayor, y como a causa de la normativa de regulación actual la potencia vendida a la Red es más barata que la comprada, el resultado obtenido en el cálculo de los beneficios generados cada año reflejaría un valor peor.

Afortunadamente, se han obtenido conclusiones comunes del análisis técnico y del estudio económico, caracterizadas por secundar la implantación del sistema de cogeneración y la renovación de la caldera de recuperación. A la interesante posibilidad de obtener una planta energéticamente independiente se suma ahora un beneficio económico abrumador de cinco millones de euros anuales, que facilitan la decisión de abogar por implantar el sistema propuesto.

Cronograma

En los apartados anteriores se ha estudiado la posibilidad de implantar una planta de cogeneración en la fábrica de ácido nítrico propuesta en el caso práctico, y se ha optado por llevarla a cabo debido a sus consecuencias beneficiosas. A continuación, se explican los criterios considerados para la planificación de este proyecto:

- **La defensa de este Trabajo está prevista para la primera semana del mes de julio, por lo que se ha decidido posponer el inicio del proyecto hasta el primer día del mes de agosto.**
- **En primer lugar, se llevará a cabo una etapa de planificación y preparación compuesta por diversas tareas, como los estudios de ingeniería básica y de detalle, la compra de equipos o la obra civil en la planta.**
- **La finalización del estudio de ingeniería básica dará lugar al comienzo del resto de tareas mencionadas.**
- **La duración de la compra de equipos se ha estimado en consideración a los plazos habituales de suministro de los conjuntos turbina alternador. Como se ha comentado con anterioridad, estos grupos están catalogados, pero se fabrican adaptados a las necesidades concretas de la planta donde van a operar, por lo que su entrega puede retrasarse hasta los 7 meses.**
- **El montaje del sistema de cogeneración se realiza cuando la etapa anterior está concluida. El montaje mecánico comprende la instalación física de los equipos en su lugar previsto, para lo que se requiere una parada de la producción de ácido nítrico. En cambio, el montaje eléctrico engloba todas las operaciones de conexionado de cables eléctricos y de datos, acoplamiento de**

equipos auxiliares e instrumentación, preparación de la herramienta SCADA, etc. Esta tarea suele prologarse varios meses debido a la dificultad que supone en la práctica trabajar con instalaciones eléctricas operativas (etiquetados erróneos, nudos de cableado, cables sin utilidad aparente, etc.).

- **Finalmente, una vez resueltas las tareas de montaje, se procederá a la puesta en marcha, que consiste en la comprobación de la operación y la subsanación de errores. Esta tarea suele requerir un tiempo considerable para ajustar todos los elementos del sistema instalado y garantizar un funcionamiento fiable y correcto.**

En la siguiente página se recoge dos diagramas diferentes: el primero representa gráficamente lo dispuesto en el listado de consideraciones, mientras que el segundo se ha utilizado para detectar las tareas críticas. Previsiblemente, la duración del proyecto será de un año y medio ya que está compuesto de diversas tareas consecutivas que no pueden ser realizadas simultáneamente. Finalmente, cabe indicar que las únicas tareas de carácter no crítico son el estudio de ingeniería de detalle y de obra civil, por lo que el proyecto deberá ser dirigido con riguroso control para evitar demoras imprevistas.

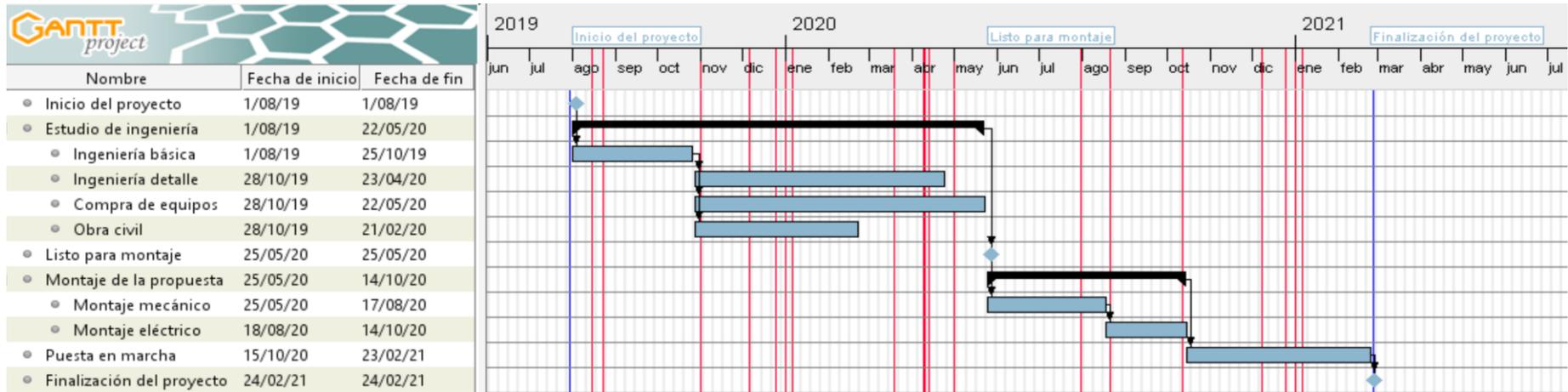


Gráfico 10: Diagrama de Gantt del desarrollo previsto del proyecto.

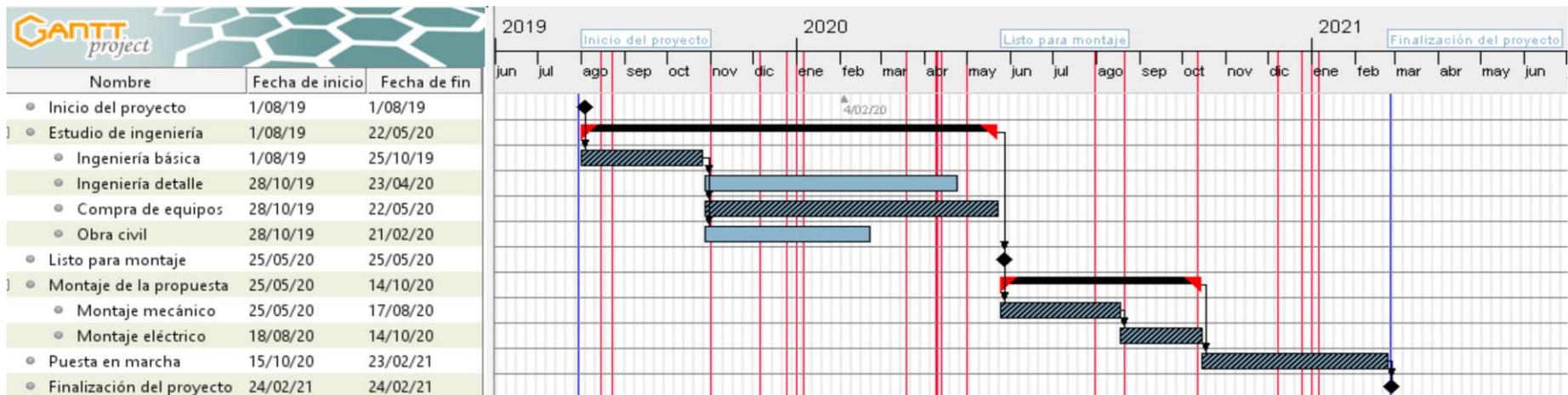


Gráfico 11: Diagrama de Gantt de visualización de tareas críticas.

Conclusiones y recomendaciones

A continuación, se recogen las diferentes conclusiones obtenidas en el estudio realizado sobre la fábrica planteada en el caso práctico:

- **La producción de ácido nítrico conforma una industria de gran importancia, con una extensa variedad de aplicaciones de su producto en el mercado, resultando fundamental e insustituible en sectores como el de la agricultura.**
- **La cogeneración se posiciona como una solución energética idónea en la producción de HNO_3 por su carácter exotérmico.**
- **La turbina de vapor es el sistema más adecuado para afrontar una instalación de cogeneración en este tipo de plantas.**
- **La planta estudiada en el caso práctico presenta unas condiciones inestimables para implantar un sistema de cogeneración, y se ha optado por una turbina Siemens SST-200.**
- **La producción eléctrica ronda los 8,9 [MW] y se destina, prácticamente, a abastecer la demanda del propio proceso de fabricación de ácido nítrico. Además, un sangrado de vapor a 20 [bar] de presión proporciona la energía térmica necesaria y la mejora del rendimiento se completa con dos precalentamientos.**
- **A consecuencia de la optimización realizada en el ciclo de vapor, se requiere también de una nueva caldera de recuperación adaptable a las condiciones termodinámicas requeridas. Técnicamente, esta renovación se justifica por el estado deteriorado de la caldera Lamont actual y por la conveniencia de un diseño en conjunto del sistema de aprovechamiento energético íntegro.**

- **La propuesta garantiza una operación de la planta caracterizada por su autosuficiencia e independencia energética.**
- **El método de producción de energía planteado en el proyecto cumple las directrices sobre sostenibilidad ecológica en vigor y reduce el impacto ambiental de la fábrica estudiada sobre su entorno.**
- **El beneficio económico anual de la mejora propuesta supera los cinco millones de euros, de manera que la inversión inicial necesaria se recupera en poco más de tres años.**
- **El resto de variables económicas calculadas evidencian la conveniencia de ejecutar la mejora energética en la planta, y augura un rendimiento financiero ampliamente superior a la de cualquier inversión ordinaria mediante entidades bancarias.**
- **La planta resultante de este proyecto se caracteriza por una flexibilidad considerable, ya que la sustitución de la caldera y las extracciones dispuestas en la turbina de vapor posibilitan abastecer las nuevas demandas térmicas que puedan surgir si en el futuro se opta por ampliar la fábrica. Esta potencia en forma de calor podría destinarse a incrementar la producción de ácido nítrico o extender la línea productiva, para asumir así la manufactura del amoniaco o de productos derivados del ácido nítrico obtenido.**
- **Entendiendo que la propuesta de mejora energética cumple holgadamente los objetivos de reducción de emisiones de efecto invernadero y eficiencia económica planteados al inicio del Trabajo, se concluye con el veredicto de recomendar a la Dirección de la fábrica estudiada la ejecución del sistema de cogeneración propuesto.**

Bibliografía y referencias

- Connor, H. (1967). *The Manufacture of Nitric Acid - The role of platinum alloy gauzes in the ammonia oxidation process.* Londres: Johnson Matthey & Co Limited.**
- Consulnima. (2006). *Proyecto Ambiental Básico. Factoría de Fertiberia en Avilés.* Avilés: Fertiberia S.A.**
- Departamento de Análisis de Bankinter. (2017). *Previsión tipos de interés de la Eurozona (2018 y 2019).* Madrid: Bankinter.**
- Durilla, M. (2009). *NOx and N2O Control in Nitric Acid Plants.* Puerto de Luis del Rin: Air and Waste Management Association.**
- Fernández, P. (2008). *Centrales Térmicas.* Santander: pfernandezdiez.es.**
- Grand View Research. (2018). *Nitric Acid Market Size, Share & Trends Analysis Report By Application (Fertilizers, Adipic Acid, Nitrobenzene, Toulene di-isocynate, Nitrochlorobenzene), By Region, Vendor Landscape, And Segment Forecasts, 2012 - 2022.* Londres: Grand View Research, Inc.**
- Hannah, L., Roehrdanz, P. R., Ikegami, M., Shepard, A. V., Shaw, R., Tabor, G., . . . Hijmans, R. J. (2013). *Climate change, wine, and conservation.* Austin, TX: Proceedings of the National Academy of Sciences of the United States of America.**
- Higuera, A. (2013). *La cogeneración de pequeña potencia y la microcogeneración en la edificación en el nuevo marco normativo.* Madrid: COGEN España.**
- Horner, B. (1991). Knitted Gauze for Ammonia Oxidation. *Platinum metals rev.*, 58-64.**
- Instituto para la Diversificación y el Ahorro de la Energía. (2007). *Análisis del potencial de cogeneración de alta eficiencia en España 2010-2015-2020.* Madrid: Gobierno de España.**
- Kohan, A. L. (2000). *Manual de calderas. Principios operativos de mantenimiento, construcción, instalación, seguridad, requerimientos y normativas.* Aravaca: McGraw-Hill.**

Ministerio de Industria, Comercio y Turismo. (2018). *Precio neto de la electricidad para uso doméstico y uso industrial*. Madrid: Micotur.

Ministerio de Medio Ambiente y Medio Rural y Marino. (2008). *Programa de Acción Nacional contra la Desertificación*. Madrid: Gobierno de España.

Molina Igartua, G. (2011). *Política energía/clima de la Unión Europea*. Muskiz (Bizkaia): UPV/EHU.

Monforte, C. (20 de Febrero de 2019). Sánchez presenta el gran paquete del clima ante los ejecutivos de las energéticas. *Cinco Días (El País)*.

Naciones Unidas. (1998). *Protocolo de Kyoto de la Convención Marco de las Naciones Unidas sobre el Cambio Climático*. Kyoto: UNO.

Nitric Acid Climate Action Group. (16 de Mayo de 2019). *Introducing NACAG*. Obtenido de <http://www.nitricacidaction.org/about/introducing-nacag/>

Operador del Mercado Ibérico de Energía. (27 de Mayo de 2019). *OMIE*. Obtenido de <http://www.omie.es/reports/index.php>

Reinoso, J. (07 de Diciembre de 2009). *El País*. Obtenido de https://elpais.com/diario/2009/12/07/sociedad/1260140408_850215.html

Sistema Español de Inventario de Emisiones. (2017). *Metodologías de estimación de emisiones - Producción de ácido nítrico (emisiones de proceso)*. Madrid: Ministerio para la Transición Ecológica.

Smil, V. (2017). *Energy Transitions: Global and National Perspectives*. Santa Bárbara: Praeger.

United States Environmental Protection Agency. (1991). *Alternative control techniques document - Nitric and adipic acid manufacturing plants*. Carolina del Norte: Office of Air and Radiation.

Anexos

ANEXO I. Código de ejecución en EES

$P_{atm} = 1$ {bar}

$y_{N2} = 0,765$
 $y_{O2} = 0,207$
 $y_{H2O} = 0,028$

{Rendimiento equipo A, bomba CP} eta_CP= 0,85
 {Rendimiento equipo F, bomba FWP} eta_FWP= 0,85
 {Rendimiento isoentrópico TV} eta_isotur= 0,78
 {Rendimiento Turbina} eta_m= 0,92
 {Rendimiento alternador} eta_alt= 0,98
 {Rendimiento isoentrópico compresor} eta_comp= 0,85
 {Rendimiento bomba agua} eta_bomb= 0,85
 {Rendimiento reactor} eta_reac= 0,96
 {Rendimiento oxidación NO \rightarrow NO $_2$ } eta_oxi2= 0,7059
 {Rendimiento absorción condensador} eta_abscond= 0,995
 {Rendimiento condensado condensador} eta_cond= 0,9717
 {Rendimiento oxidación absorbedor} eta_oxiabs= 0,48
 {Rendimiento absorción absorbedor} eta_absabs= 0,995

{Fracción de aire al reactor} far= 0,865
 {Factor segundo-hora caudales} fsh= 1 {3600/11}

{Punto 1: entrada de amoniaco}

$T[1] = 15$ {°C}
 $P[1] = 8$ {bar}
 $h[1] = \text{Enthalpy}(\text{Ammonia}; T=T[1]; P=P[1])$ {kJ/kg}
 $s[1] = \text{entropy}(\text{Ammonia}; h=h[1]; P=P[1])$ {kJ/kg·K}

{Punto 2: amoniaco precalentado}

$T[2] = 20$ {°C}
 $P[2] = P[1]$ {bar}
 $h[2] = \text{Enthalpy}(\text{Ammonia}; T=T[2]; P=P[2])$ {kJ/kg}
 $s[2] = \text{entropy}(\text{Ammonia}; h=h[2]; P=P[2])$ {kJ/kg·K}

{Punto 3: entrada de aire}

$T[3] = 15$ {°C}
 $P[3] = P_{atm}$ {bar}
 $h[3] = \text{Enthalpy}(\text{Air_ha}; T=T[3]; P=P[3])$ {kJ/kg}
 $s[3] = \text{entropy}(\text{Air_ha}; h=h[3]; P=P[3])$ {kJ/kg·K}

{Punto 4: aire comprimido}

$P[4] = P[1]$ {bar}
 $T[4] = \text{Temperature}(\text{Air_ha}; P=P[4]; h=h[4])$ {°C}
 $s[4] = \text{entropy}(\text{Air_ha}; h=h[4]; P=P[4])$ {kJ/kg·K}

{Punto 5: fracción de aire al reactor}

$P[5] = P[4]$ {bar}

$T[5] = \text{Temperature}(\text{Air_ha}; P=P[5]; h=h[5])$	{°C}
$s[5] = \text{entropy}(\text{Air_ha}; h=h[5]; P=P[5])$	{kJ/kg·K}
{Punto 6: mezcla amoníaco y aire}	
$P[6] = P[2]$	{bar}
{Punto 7: salida del reactor}	
$P[7] = P[6]$	{bar}
$T[7] = 907$	{°C}
{Punto 8: salida de caldera de recuperación}	
$P[8] = P[7]$	{bar}
$T[8] = 234$	{°C}
{Punto 9: gases óxidos de nitrógeno}	
$P[9] = P[8]$	{bar}
$T[9] = 40$	{°C}
{Punto 10: corriente diluida de ácido}	
$P[10] = P_{\text{atm}}$	{bar}
$T[10] = 40$	{°C}
{Punto 11: fracción de aire a torre absorción}	
$P[11] = P[4]$	{bar}
$T[11] = \text{Temperature}(\text{Air_ha}; P=P[11]; h=h[11])$	{°C}
$s[11] = \text{entropy}(\text{Air_ha}; h=h[11]; P=P[11])$	{kJ/kg·K}
{Punto 12: aire enfriado}	
$P[12] = P[11]$	{bar}
$T[12] = 40$	{°C}
$s[12] = \text{entropy}(\text{Air_ha}; T=T[12]; P=P[12])$	{kJ/kg·K}
{Punto 13: gases efluentes de absorbedor}	
$P[13] = P[9]$	{bar}
$T[13] = 30$	{°C}
{Punto 14: entrada de agua}	
$T[14] = 25$	{°C}
$P[14] = 8$	{bar}
$s[14] = \text{entropy}(\text{Water}; h=h[14]; P=P[14])$	{kJ/kg·K}
{Punto 15: producto ácido nítrico}	
$P[15] = P_{\text{atm}}$	{bar}
$T[15] = 40$	{°C}
{Punto 16: gases efluentes entrada catalizador}	
$P[16] = P[13]$	{bar}
$T[16] = 200$	{°C}
{Punto 17: gases efluentes catalizados}	
$P[17] = P[16]$	{bar}
$T[17] = T[16]$	{°C}
{Punto 18: gases de escape}	
$P[18] = P_{\text{atm}}$	{bar}
$T[18] = 120$	{°C}
{Estado 23}	
$P[23] = 80$	{bar}

$T[23]=480$ {°C}
 $h[23]=\text{Enthalpy}(\text{Steam}; T=T[23]; P=P[23])$ {kJ/kg}
 $s[23]=\text{Entropy}(\text{Steam}; T=T[23]; P=P[23])$ {kJ/kg·K}

{Estado 24}

$P_{24s}=20$ {bar}
 $h_{24s}=\text{Enthalpy}(\text{Steam}; s=s[23]; P=P_{24s})$ {kJ/kg}
 $h[23]-h[24]=\eta_{\text{isotur}}*(h[23]-h_{24s})$ {kJ/kg}
 $P[24]=P_{24s}$ {°C}
 $s[24]=\text{Entropy}(\text{Steam}; h=h[24]; P=P[24])$ {kJ/kg·K}
 $T[24]=\text{Temperature}(\text{Steam}; h=h[24]; P=P[24])$ {°C}

{Estado 25}

$P_{25s}=7$ {bar}
 $h_{25s}=\text{Enthalpy}(\text{Steam}; s=s[23]; P=P_{25s})$ {kJ/kg}
 $x_{25s}=\text{Quality}(\text{Steam}; h=h_{25s}; P=P_{25s})$ {-}
 $h[23]-h[25]=\eta_{\text{isotur}}*(h[23]-h_{25s})$ {kJ/kg}
 $P[25]=P_{25s}$ {bar}
 $s[25]=\text{Entropy}(\text{Steam}; h=h[25]; P=P[25])$ {kJ/kg·K}
 $T[25]=\text{Temperature}(\text{Steam}; h=h[25]; P=P[25])$ {°C}
 $x[25]=\text{Quality}(\text{Steam}; h=h[25]; P=P[25])$ {-}

{Estado 26}

$P[26]=P[25]$ {bar}
 $T[26]=400$ {°C}
 $h[26]=\text{Enthalpy}(\text{Steam}; T=T[26]; P=P[26])$ {kJ/kg}
 $s[26]=\text{Entropy}(\text{Steam}; T=T[26]; P=P[26])$ {kJ/kg·K}

{Estado 27}

$P_{27s}=3$ {bar}
 $h_{27s}=\text{Enthalpy}(\text{Steam}; s=s[26]; P=P_{27s})$ {kJ/kg}
 $h[26]-h[27]=\eta_{\text{isotur}}*(h[26]-h_{27s})$ {kJ/kg}
 $P[27]=P_{27s}$ {°C}
 $s[27]=\text{Entropy}(\text{Steam}; h=h[27]; P=P[27])$ {kJ/kg·K}
 $T[27]=\text{Temperature}(\text{Steam}; h=h[27]; P=P[27])$ {°C}

{Estado 28}

$P_{28s}=0,1$ {bar}
 $h_{28s}=\text{Enthalpy}(\text{Steam}; s=s[26]; P=P_{28s})$ {kJ/kg}
 $x_{28s}=\text{Quality}(\text{Steam}; h=h_{28s}; P=P_{28s})$ {-}
 $h[26]-h[28]=\eta_{\text{isotur}}*(h[26]-h_{28s})$ {kJ/kg}
 $P[28]=P_{28s}$ {bar}
 $s[28]=\text{Entropy}(\text{Steam}; h=h[28]; P=P[28])$ {kJ/kg·K}
 $T[28]=\text{Temperature}(\text{Steam}; h=h[28]; P=P[28])$ {°C}
 $x[28]=\text{Quality}(\text{Steam}; h=h[28]; P=P[28])$ {-}

{Estado 29}

$P[29]=P[28]$ {bar}
 $x[29]=0$ {-}
 $T[29]=\text{Temperature}(\text{Steam}; x=x[29]; P=P[29])$ {°C}
 $h[29]=\text{Enthalpy}(\text{Steam}; x=x[29]; P=P[29])$ {kJ/kg}
 $s[29]=\text{Entropy}(\text{Steam}; x=x[29]; P=P[29])$ {kJ/kg·K}
 $v[29]=\text{Volume}(\text{Steam}; x=x[29]; P=P[29])*1000$ {m³/kg}

{Estado 30}

$P_{30s}=P[27]$ {bar}
 $h[30]=h[29]+v[29]*(P[30]-P[29])/10$ {kJ/kg}
 $P[30]=P_{30s}$ {bar}
 $s[30]=\text{Entropy}(\text{Steam}; h=h[30]; P=P[30])$ {kJ/kg·K}
 $T[30]=\text{Temperature}(\text{Steam}; h=h[30]; P=P[30])$ {°C}

$$x[30]=\text{Quality}(\text{Steam};h=h[30];P=P[30])$$

{-}

{Estado 31}

$$P[31]=P[30]$$

{bar}

$$x[31]=0$$

{-}

$$T[31]=\text{Temperature}(\text{Steam};P=P[31];x=x[31])$$

{°C}

$$h[31]=\text{Enthalpy}(\text{Steam};P=P[31];x=x[31])$$

{kJ/kg}

$$s[31]=\text{Entropy}(\text{Steam};P=P[31];x=x[31])$$

{kJ/kg·K}

$$v[31]=\text{Volume}(\text{Steam};x=x[31];P=P[31])*1000$$

{m³/kg}

{Estado 32}

$$P_{32s}=P[23]$$

{bar}

$$h[32]=h[31]+v[31]*(P[32]-P[31])/10$$

{kJ/kg}

$$P[32]=P_{32s}$$

{bar}

$$s[32]=\text{Entropy}(\text{Steam};h=h[32];P=P[32])$$

{kJ/kg·K}

$$T[32]=\text{Temperature}(\text{Steam};h=h[32];P=P[32])$$

{°C}

$$x[32]=\text{Quality}(\text{Steam};h=h[32];P=P[32])$$

{-}

{Estado 33}

$$P[33]=P[32]$$

{bar}

$$T[33]=205$$

{°C}

$$h[33]=\text{Enthalpy}(\text{Steam};T=T[33];P=P[33])$$

{kJ/kg}

$$s[33]=\text{Entropy}(\text{Steam};T=T[33];P=P[33])$$

{kJ/kg·K}

{Estado 34}

$$P[34]=P[24]$$

{bar}

$$x[34]=0$$

{-}

$$T[34]=\text{Temperature}(\text{Steam};P=P[34];x=x[34])$$

{°C}

$$h[34]=\text{Enthalpy}(\text{Steam};P=P[34];x=x[34])$$

{kJ/kg}

$$s[34]=\text{Entropy}(\text{Steam};P=P[34];x=x[34])$$

{kJ/kg·K}

{Estado 35}

$$P[35]=P[27]$$

{bar}

$$h[35]=h[34]$$

{kJ/kg}

$$T[35]=\text{Temperature}(\text{Steam};P=P[35];h=h[35])$$

{°C}

$$s[35]=\text{Entropy}(\text{Steam};P=P[35];h=h[35])$$

{kJ/kg·K}

$$x[35]=\text{Quality}(\text{Steam};P=P[35];h=h[35])$$

{-}

{CÁLCULO DE POTENCIAS}

$$Q_{\dot{IC}1}=m_{\dot{11}}*(h[11]-h[12])$$

{kW}

$$Q_{\dot{IC}2}=m_{\dot{16}}*(h[16]-h[13])$$

{kW}

$$Q_{\dot{V}1}=m_{\dot{1}}*(h[2]-h[1])$$

{kW}

$$Q_{\dot{C}1}=m_{\dot{8}}*h[8]-m_{\dot{9}}*h[9]-m_{\dot{10}}*h[10]$$

{kW}

$$Q_{\dot{TA}1y2}=m_{\dot{12}}*h[12]+m_{\dot{9}}*h[9]+m_{\dot{10}}*h[10]+m_{\dot{14}}*h[14]-$$

$$m_{\dot{15}}*h[15]-m_{\dot{13}}*h[13]$$

{kW}

$$Q_{\dot{CR}1}=m_{\dot{7}}*(h[7]-h[8])$$

{kW}

$$W_{\dot{TC}1E}=m_{\dot{17}}*(h[17]-h[18])$$

{kW}

$$W_{\dot{TC}1C}=m_{\dot{3}}*(h[4]-h[3])$$

{kW}

$$W_{\dot{TV}1AP}/m_{\dot{agua}}=((h[23]-h[24])+(1-x-y)*(h[24]-h[25]))*\eta_m*\eta_{alt}$$

$$W_{\dot{TV}1BP}/m_{\dot{agua}}=((h[27]-h[28])*(1-x-y-z)+(1-x-y)*(h[26]-h[27]))*\eta_m*\eta_{alt}$$

$$W_{\dot{B}1}/m_{\dot{agua}}=(1-x-y-z)*(h[30]-h[29])/eta_{bomb}$$

{kW}

$$W_{\dot{B}2}/m_{\dot{agua}}=(h[32]-h[31])/eta_{bomb}$$

{kW}

$$W_{\dot{G}1}=(W_{\dot{TV}1AP}+W_{\dot{TV}1BP})$$

{kW}

$$\begin{aligned}
 W_{\text{dot_CPV}} &= (W_{\text{dot_G1}} - W_{\text{dot_B1}} - W_{\text{dot_B2}}) & \{kW\} \\
 Q_{\text{dot_CR1/m_dot_agua}} &= (h[23] - h[33]) + (1 - x - y) * (h[26] - h[25]) \\
 \text{eta_CPV} &= (W_{\text{dot_CPV}}) / (Q_{\text{dot_CR1}} - Q_{\text{dot_DVS}}) & \{-\} \\
 Q_{\text{dot_C2}} &= m_{\text{dot_agua}} * (1 - x - y - z) * (h[28] - h[29]) & \{kW\}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 W_{\text{dot_PLANTA}} &= W_{\text{dot_CPV}} - (W_{\text{dot_TC1C}} - W_{\text{dot_TC1E}}) - W_{\text{dot_otros}} \\
 W_{\text{dot_otros}} &= 300 & \{kW\}
 \end{aligned}$$

{BALANCES DE MASA}

$$\begin{aligned}
 m_{\text{dot}[1]} &= 8041/3600 & \{kg/s\} \\
 m_{\text{dot_NH3}[1]} &= m_{\text{dot}[1]} * f_{sh} & \{kg/s\} \\
 n_{\text{dot_NH3}[1]} &= n_{\text{dot}[1]} & \{kmol/s\}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 m_{\text{dot}[2]} &= m_{\text{dot}[1]} & \{kg/s\} \\
 m_{\text{dot_NH3}[2]} &= m_{\text{dot}[2]} * f_{sh} & \{kg/s\} \\
 n_{\text{dot_NH3}[2]} &= n_{\text{dot_NH3}[1]} & \{kmol/s\}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 m_{\text{dot}[3]} &= 143304,7/3600 & \{kg/s\} \\
 n_{\text{dot_O2}[3]} &= n_{\text{dot}[3]} * y_{\text{O2}} & \{kmol/s\} \\
 n_{\text{dot_N2}[3]} &= n_{\text{dot}[3]} * y_{\text{N2}} & \{kmol/s\} \\
 n_{\text{dot_H2O}[3]} &= n_{\text{dot}[3]} * y_{\text{H2O}} & \{kmol/s\}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 m_{\text{dot}[4]} &= m_{\text{dot}[3]} & \{kg/s\} \\
 n_{\text{dot}[4]} &= n_{\text{dot}[3]} & \{kmol/s\} \\
 n_{\text{dot_O2}[4]} &= n_{\text{dot_O2}[3]} & \{kmol/s\} \\
 n_{\text{dot_N2}[4]} &= n_{\text{dot_N2}[3]} & \{kmol/s\} \\
 n_{\text{dot_H2O}[4]} &= n_{\text{dot_H2O}[3]} & \{kmol/s\}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 m_{\text{dot}[5]} &= m_{\text{dot}[4]} * f_{ar} & \{kg/s\} \\
 n_{\text{dot}[5]} &= n_{\text{dot}[4]} * f_{ar} & \{kmol/s\} \\
 n_{\text{dot_O2}[5]} &= n_{\text{dot_O2}[4]} * f_{ar} & \{kmol/s\} \\
 n_{\text{dot_N2}[5]} &= n_{\text{dot_N2}[4]} * f_{ar} & \{kmol/s\} \\
 n_{\text{dot_H2O}[5]} &= n_{\text{dot_H2O}[4]} * f_{ar} & \{kmol/s\}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 m_{\text{dot}[6]} &= m_{\text{dot}[5]} + m_{\text{dot}[2]} & \{kg/s\} \\
 n_{\text{dot_O2}[6]} &= n_{\text{dot_O2}[5]} & \{kmol/s\} \\
 n_{\text{dot_N2}[6]} &= n_{\text{dot_N2}[5]} & \{kmol/s\} \\
 n_{\text{dot_H2O}[6]} &= n_{\text{dot_H2O}[5]} & \{kmol/s\} \\
 n_{\text{dot_NH3}[6]} &= n_{\text{dot_NH3}[2]} & \{kmol/s\} \\
 n_{\text{dot}[6]} &= n_{\text{dot_O2}[6]} + n_{\text{dot_N2}[6]} + n_{\text{dot_H2O}[6]} + n_{\text{dot_NH3}[6]}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 m_{\text{dot}[7]} &= m_{\text{dot}[6]} & \{kg/s\} \\
 n_{\text{dot_O2}[7]} &= n_{\text{dot_O2}[6]} - n_{\text{dot_NH3}[6]} * 1,25 * \text{eta_reac} & \{kmol/s\} \\
 n_{\text{dot_N2}[7]} &= n_{\text{dot_N2}[6]} & \{kmol/s\} \\
 n_{\text{dot_H2O}[7]} &= n_{\text{dot_H2O}[6]} + n_{\text{dot_NH3}[6]} * 1,5 * \text{eta_reac} \\
 n_{\text{dot_NH3}[7]} &= n_{\text{dot_NH3}[6]} * (1 - \text{eta_reac}) & \{kmol/s\} \\
 n_{\text{dot_NO}[7]} &= n_{\text{dot_NH3}[6]} * \text{eta_reac} & \{kmol/s\} \\
 n_{\text{dot}[7]} &= n_{\text{dot_O2}[7]} + n_{\text{dot_N2}[7]} + n_{\text{dot_H2O}[7]} + n_{\text{dot_NH3}[7]} + n_{\text{dot_NO}[7]}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 m_{\text{dot}[8]} &= m_{\text{dot}[7]} & \{kg/s\} \\
 n_{\text{dot_O2}[8]} &= n_{\text{dot_O2}[7]} & \{kmol/s\} \\
 n_{\text{dot_N2}[8]} &= n_{\text{dot_N2}[7]} & \{kmol/s\} \\
 n_{\text{dot_H2O}[8]} &= n_{\text{dot_H2O}[7]} & \{kmol/s\} \\
 n_{\text{dot_NH3}[8]} &= n_{\text{dot_NH3}[7]} & \{kmol/s\} \\
 n_{\text{dot_NO}[8]} &= n_{\text{dot_NO}[7]} & \{kmol/s\} \\
 n_{\text{dot}[8]} &= n_{\text{dot_O2}[8]} + n_{\text{dot_N2}[8]} + n_{\text{dot_H2O}[8]} + n_{\text{dot_NH3}[8]} + n_{\text{dot_NO}[8]}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 n_{\text{dot_O2}}[9] &= n_{\text{dot_O2}}[8] - \eta_{\text{oxi2}} * n_{\text{dot_O2}}[8] && \{\text{kmol/s}\} \\
 n_{\text{dot_N2}}[9] &= n_{\text{dot_N2}}[8] && \{\text{kmol/s}\} \\
 n_{\text{dot_H2O}}[9] &= (n_{\text{dot_H2O}}[8] - \eta_{\text{abscond}} * n_{\text{dot_HNO3}}[10] / 2) * (1 - \eta_{\text{cond}}) \\
 n_{\text{dot_NO}}[9] &= n_{\text{dot_NO}}[8] - \eta_{\text{oxi2}} * n_{\text{dot_O2}}[8]^2 + \eta_{\text{abscond}} * n_{\text{dot_HNO3}}[10] * 1/2 \\
 n_{\text{dot_NO2}}[9] &= \eta_{\text{oxi2}} * n_{\text{dot_O2}}[8]^2 - \eta_{\text{abscond}} * n_{\text{dot_HNO3}}[10] * 3/2 \\
 n_{\text{dot}}[9] &= n_{\text{dot_O2}}[9] + n_{\text{dot_N2}}[9] + n_{\text{dot_H2O}}[9] + n_{\text{dot_NO2}}[9] + n_{\text{dot_NO}}[9]
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 n_{\text{dot_H2O}}[10] &= (n_{\text{dot_H2O}}[8] - \eta_{\text{abscond}} * n_{\text{dot_HNO3}}[10] / 2) * \eta_{\text{cond}} \\
 n_{\text{dot_HNO3}}[10] &= n_{\text{dot_HNO3}}[15] / 3 && \{\text{kmol/s}\} \\
 n_{\text{dot}}[10] &= n_{\text{dot_H2O}}[10] + n_{\text{dot_HNO3}}[10] && \{\text{kmol/s}\}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 m_{\text{dot}}[11] &= m_{\text{dot}}[4] * (1 - \text{far}) && \{\text{kg/s}\} \\
 n_{\text{dot}}[11] &= n_{\text{dot_O2}}[11] + n_{\text{dot_N2}}[11] + n_{\text{dot_H2O}}[11] && \{\text{kmol/s}\} \\
 n_{\text{dot_O2}}[11] &= n_{\text{dot_O2}}[4] * (1 - \text{far}) && \{\text{kmol/s}\} \\
 n_{\text{dot_N2}}[11] &= n_{\text{dot_N2}}[4] * (1 - \text{far}) && \{\text{kmol/s}\} \\
 n_{\text{dot_H2O}}[11] &= n_{\text{dot_H2O}}[4] * (1 - \text{far}) && \{\text{kmol/s}\}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 m_{\text{dot}}[12] &= m_{\text{dot}}[11] && \{\text{kg/s}\} \\
 n_{\text{dot}}[12] &= n_{\text{dot_O2}}[12] + n_{\text{dot_N2}}[12] + n_{\text{dot_H2O}}[12] && \{\text{kmol/s}\} \\
 n_{\text{dot_O2}}[12] &= n_{\text{dot_O2}}[11] && \{\text{kmol/s}\} \\
 n_{\text{dot_N2}}[12] &= n_{\text{dot_N2}}[11] && \{\text{kmol/s}\} \\
 n_{\text{dot_H2O}}[12] &= n_{\text{dot_H2O}}[11] && \{\text{kmol/s}\}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 n_{\text{dot_O2}}[13] &= n_{\text{dot_O2}}[9] + n_{\text{dot_O2}}[12] - \eta_{\text{oxiabs}} * (n_{\text{dot_O2}}[9] + n_{\text{dot_O2}}[12]) \\
 n_{\text{dot_N2}}[13] &= n_{\text{dot_N2}}[9] + n_{\text{dot_N2}}[12] && \{\text{kmol/s}\} \\
 n_{\text{dot_NO}}[13] &= n_{\text{dot_NO}}[9] - \\
 &\eta_{\text{oxiabs}} * (n_{\text{dot_O2}}[9] + n_{\text{dot_O2}}[12])^2 + \eta_{\text{absabs}} * (n_{\text{dot_HNO3}}[15] - \\
 &n_{\text{dot_HNO3}}[10]) * 1/2 && \{\text{kmol/s}\} \\
 n_{\text{dot_NO2}}[13] &= n_{\text{dot_NO2}}[9] + \eta_{\text{oxiabs}} * (n_{\text{dot_O2}}[9] + n_{\text{dot_O2}}[12])^2 - \\
 &\eta_{\text{absabs}} * (n_{\text{dot_HNO3}}[15] - n_{\text{dot_HNO3}}[10]) * 3/2 && \{\text{kmol/s}\} \\
 n_{\text{dot}}[13] &= n_{\text{dot_O2}}[13] + n_{\text{dot_N2}}[13] + n_{\text{dot_NO}}[13] && \{\text{kmol/s}\}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 m_{\text{dot}}[14] &= 15145,9/3600 && \{\text{kg/s}\} \\
 m_{\text{dot_H2O}}[14] &= m_{\text{dot}}[14] * \text{fsh} && \{\text{kg/s}\} \\
 n_{\text{dot_H2O}}[14] &= n_{\text{dot}}[14] && \{\text{kmol/s}\}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 n_{\text{dot_H2O}}[15] &= 26098,6/3600/18 && \{\text{kmol/s}\} \\
 n_{\text{dot_HNO3}}[15] &= 28100,6/3600/63 && \{\text{kmol/s}\} \\
 n_{\text{dot}}[15] &= n_{\text{dot_H2O}}[15] + n_{\text{dot_HNO3}}[15] && \{\text{kmol/s}\}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 n_{\text{dot_O2}}[16] &= n_{\text{dot_O2}}[13] && \{\text{kmol/s}\} \\
 n_{\text{dot_N2}}[16] &= n_{\text{dot_N2}}[13] && \{\text{kmol/s}\} \\
 n_{\text{dot_NO}}[16] &= n_{\text{dot_NO}}[13] && \{\text{kmol/s}\} \\
 n_{\text{dot_NO2}}[16] &= n_{\text{dot_NO2}}[13] && \{\text{kmol/s}\} \\
 n_{\text{dot}}[16] &= n_{\text{dot_O2}}[16] + n_{\text{dot_N2}}[16] + n_{\text{dot_NO}}[16] + n_{\text{dot_NO2}}[16]
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 n_{\text{dot_O2}}[17] &= n_{\text{dot_O2}}[16] && \{\text{kmol/s}\} \\
 n_{\text{dot_N2}}[17] &= n_{\text{dot_N2}}[16] && \{\text{kmol/s}\} \\
 n_{\text{dot_NO}}[17] &= 0 && \{\text{kmol/s}\} \\
 n_{\text{dot_NO2}}[17] &= 0 && \{\text{kmol/s}\} \\
 n_{\text{dot}}[17] &= n_{\text{dot_O2}}[17] + n_{\text{dot_N2}}[17] + n_{\text{dot_NO}}[17] + n_{\text{dot_NO2}}[17]
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 n_{\text{dot_O2}}[18] &= n_{\text{dot_O2}}[17] && \{\text{kmol/s}\} \\
 n_{\text{dot_N2}}[18] &= n_{\text{dot_N2}}[17] && \{\text{kmol/s}\} \\
 n_{\text{dot}}[18] &= n_{\text{dot_O2}}[18] + n_{\text{dot_N2}}[18] && \{\text{kmol/s}\}
 \end{aligned}$$

{CONVERSIONES MASA-MOL}

$m_{\dot{1}}=n_{\dot{1}}*MolarMass(Ammonia)$	{kg/s}
$m_{\dot{O}_2[3]}=n_{\dot{O}_2[3]}*MolarMass(O_2)*fsh$	{kg/s}
$m_{\dot{N}_2[3]}=n_{\dot{N}_2[3]}*MolarMass(N_2)*fsh$	{kg/s}
$m_{\dot{H}_2O[3]}=n_{\dot{H}_2O[3]}*MolarMass(H_2O)*fsh$	{kg/s}
$m_{\dot{3}}=n_{\dot{3}}*MolarMass(Air_ha)$	{kg/s}
$m_{\dot{O}_2[4]}=n_{\dot{O}_2[4]}*MolarMass(O_2)*fsh$	{kg/s}
$m_{\dot{N}_2[4]}=n_{\dot{N}_2[4]}*MolarMass(N_2)*fsh$	{kg/s}
$m_{\dot{H}_2O[4]}=n_{\dot{H}_2O[4]}*MolarMass(H_2O)*fsh$	{kg/s}
$m_{\dot{O}_2[5]}=n_{\dot{O}_2[5]}*MolarMass(O_2)*fsh$	{kg/s}
$m_{\dot{N}_2[5]}=n_{\dot{N}_2[5]}*MolarMass(N_2)*fsh$	{kg/s}
$m_{\dot{H}_2O[5]}=n_{\dot{H}_2O[5]}*MolarMass(H_2O)*fsh$	{kg/s}
$m_{\dot{O}_2[6]}=n_{\dot{O}_2[6]}*MolarMass(O_2)*fsh$	{kg/s}
$m_{\dot{N}_2[6]}=n_{\dot{N}_2[6]}*MolarMass(N_2)*fsh$	{kg/s}
$m_{\dot{H}_2O[6]}=n_{\dot{H}_2O[6]}*MolarMass(H_2O)*fsh$	{kg/s}
$m_{\dot{NH}_3[6]}=n_{\dot{NH}_3[6]}*MolarMass(Ammonia)*fsh$	{kg/s}
$m_{\dot{O}_2[7]}=n_{\dot{O}_2[7]}*MolarMass(O_2)*fsh$	{kg/s}
$m_{\dot{N}_2[7]}=n_{\dot{N}_2[7]}*MolarMass(N_2)*fsh$	{kg/s}
$m_{\dot{H}_2O[7]}=n_{\dot{H}_2O[7]}*MolarMass(H_2O)*fsh$	{kg/s}
$m_{\dot{NH}_3[7]}=n_{\dot{NH}_3[7]}*MolarMass(Ammonia)*fsh$	{kg/s}
$m_{\dot{NO}[7]}=n_{\dot{NO}[7]}*MolarMass(NO)*fsh$	{kg/s}
$m_{\dot{O}_2[8]}=n_{\dot{O}_2[8]}*MolarMass(O_2)*fsh$	{kg/s}
$m_{\dot{N}_2[8]}=n_{\dot{N}_2[8]}*MolarMass(N_2)*fsh$	{kg/s}
$m_{\dot{H}_2O[8]}=n_{\dot{H}_2O[8]}*MolarMass(H_2O)*fsh$	{kg/s}
$m_{\dot{NH}_3[8]}=n_{\dot{NH}_3[8]}*MolarMass(Ammonia)*fsh$	{kg/s}
$m_{\dot{NO}[8]}=n_{\dot{NO}[8]}*MolarMass(NO)*fsh$	{kg/s}
$m_{\dot{9}}=n_{\dot{O}_2[9]}*MolarMass(O_2)+n_{\dot{N}_2[9]}*MolarMass(N_2)+n_{\dot{H}_2O[9]}*MolarMass(H_2O)+n_{\dot{NO}[9]}*MolarMass(NO)+n_{\dot{NO}_2[9]}*MolarMass(NO_2)$	
$m_{\dot{H}_2O[9]}=n_{\dot{H}_2O[9]}*MolarMass(H_2O)*fsh$	{kg/s}
$m_{\dot{O}_2[9]}=n_{\dot{O}_2[9]}*MolarMass(O_2)*fsh$	{kg/s}
$m_{\dot{N}_2[9]}=n_{\dot{N}_2[9]}*MolarMass(N_2)*fsh$	{kg/s}
$m_{\dot{NO}[9]}=n_{\dot{NO}[9]}*MolarMass(NO)*fsh$	{kg/s}
$m_{\dot{NO}_2[9]}=n_{\dot{NO}_2[9]}*MolarMass(NO_2)*fsh$	{kg/s}
$m_{\dot{10}}=n_{\dot{H}_2O[10]}*MolarMass(H_2O)+n_{\dot{HNO}_3[10]}*63$	
$m_{\dot{H}_2O[10]}=n_{\dot{H}_2O[10]}*MolarMass(H_2O)*fsh$	{kg/s}
$m_{\dot{HNO}_3[10]}=n_{\dot{HNO}_3[10]}*63*fsh$	{kg/s}
$m_{\dot{O}_2[11]}=n_{\dot{O}_2[11]}*MolarMass(O_2)*fsh$	{kg/s}
$m_{\dot{N}_2[11]}=n_{\dot{N}_2[11]}*MolarMass(N_2)*fsh$	{kg/s}
$m_{\dot{H}_2O[11]}=n_{\dot{H}_2O[11]}*MolarMass(H_2O)*fsh$	{kg/s}
$m_{\dot{O}_2[12]}=n_{\dot{O}_2[12]}*MolarMass(O_2)*fsh$	{kg/s}
$m_{\dot{N}_2[12]}=n_{\dot{N}_2[12]}*MolarMass(N_2)*fsh$	{kg/s}
$m_{\dot{H}_2O[12]}=n_{\dot{H}_2O[12]}*MolarMass(H_2O)*fsh$	{kg/s}
$m_{\dot{13}}=n_{\dot{O}_2[13]}*MolarMass(O_2)+n_{\dot{N}_2[13]}*MolarMass(N_2)+n_{\dot{NO}[13]}*MolarMass(NO)$	
$m_{\dot{O}_2[13]}=n_{\dot{O}_2[13]}*MolarMass(O_2)*fsh$	{kg/s}
$m_{\dot{N}_2[13]}=n_{\dot{N}_2[13]}*MolarMass(N_2)*fsh$	{kg/s}
$m_{\dot{NO}[13]}=n_{\dot{NO}[13]}*MolarMass(NO)*fsh$	{kg/s}
$m_{\dot{NO}_2[13]}=n_{\dot{NO}_2[13]}*MolarMass(NO_2)*fsh$	{kg/s}

$$m_{\text{dot}}[14]=n_{\text{dot}}[14]*\text{MolarMass}(\text{Water}) \quad \{\text{kg/s}\}$$

$$m_{\text{dot}}[15]=n_{\text{dot_H2O}}[15]*\text{MolarMass}(\text{H2O})+n_{\text{dot_HNO3}}[15]*63$$

$$m_{\text{dot_H2O}}[15]=n_{\text{dot_H2O}}[15]*\text{MolarMass}(\text{H2O})*\text{fsh} \quad \{\text{kg/s}\}$$

$$m_{\text{dot_HNO3}}[15]=n_{\text{dot_HNO3}}[15]*63*\text{fsh} \quad \{\text{kg/s}\}$$

$$m_{\text{dot}}[16]=n_{\text{dot_O2}}[16]*\text{MolarMass}(\text{O2})+n_{\text{dot_N2}}[16]*\text{MolarMass}(\text{N2})+n_{\text{dot_NO}}[16]*\text{MolarMass}(\text{NO})+n_{\text{dot_NO2}}[16]*\text{MolarMass}(\text{NO2}) \quad \{\text{kg/s}\}$$

$$m_{\text{dot_O2}}[16]=n_{\text{dot_O2}}[16]*\text{MolarMass}(\text{O2})*\text{fsh} \quad \{\text{kg/s}\}$$

$$m_{\text{dot_N2}}[16]=n_{\text{dot_N2}}[16]*\text{MolarMass}(\text{N2})*\text{fsh} \quad \{\text{kg/s}\}$$

$$m_{\text{dot_NO}}[16]=n_{\text{dot_NO}}[16]*\text{MolarMass}(\text{NO})*\text{fsh} \quad \{\text{kg/s}\}$$

$$m_{\text{dot_NO2}}[16]=n_{\text{dot_NO2}}[16]*\text{MolarMass}(\text{NO2})*\text{fsh} \quad \{\text{kg/s}\}$$

$$m_{\text{dot}}[17]=n_{\text{dot_O2}}[17]*\text{MolarMass}(\text{O2})+n_{\text{dot_N2}}[17]*\text{MolarMass}(\text{N2})+n_{\text{dot_NO}}[17]*\text{MolarMass}(\text{NO})+n_{\text{dot_NO2}}[17]*\text{MolarMass}(\text{NO2}) \quad \{\text{kg/s}\}$$

$$m_{\text{dot_O2}}[17]=n_{\text{dot_O2}}[17]*\text{MolarMass}(\text{O2})*\text{fsh} \quad \{\text{kg/s}\}$$

$$m_{\text{dot_N2}}[17]=n_{\text{dot_N2}}[17]*\text{MolarMass}(\text{N2})*\text{fsh} \quad \{\text{kg/s}\}$$

$$m_{\text{dot_NO}}[17]=n_{\text{dot_NO}}[17]*\text{MolarMass}(\text{NO})*\text{fsh} \quad \{\text{kg/s}\}$$

$$m_{\text{dot_NO2}}[17]=n_{\text{dot_NO2}}[17]*\text{MolarMass}(\text{NO2})*\text{fsh} \quad \{\text{kg/s}\}$$

$$m_{\text{dot}}[18]=n_{\text{dot_O2}}[18]*\text{MolarMass}(\text{O2})+n_{\text{dot_N2}}[18]*\text{MolarMass}(\text{N2})$$

$$m_{\text{dot_O2}}[18]=n_{\text{dot_O2}}[18]*\text{MolarMass}(\text{O2})*\text{fsh} \quad \{\text{kg/s}\}$$

$$m_{\text{dot_N2}}[18]=n_{\text{dot_N2}}[18]*\text{MolarMass}(\text{N2})*\text{fsh} \quad \{\text{kg/s}\}$$

{BALANCES DE ENERGÍA}

$$(h[4]-h[3])*eta_{\text{comp}}=h_{4s}-h[3] \quad \{\text{kJ/kg}\}$$

$$h_{4s}=\text{Enthalpy}(\text{Air_ha};s=s[3];P=P[4]) \quad \{\text{kJ/kg}\}$$

$$h[5]=h[4] \quad \{\text{kJ/kg}\}$$

$$h[6]*m_{\text{dot}}[6]=m_{\text{dot}}[5]*h[5]+m_{\text{dot}}[2]*h[2] \quad \{\text{kJ/kg}\}$$

$$h[7]=(n_{\text{dot_O2}}[7]*\text{MolarMass}(\text{O2})*\text{Enthalpy}(\text{O2};T=T[7])+n_{\text{dot_N2}}[7]*\text{MolarMass}(\text{N2})*\text{Enthalpy}(\text{N2};T=T[7])+n_{\text{dot_H2O}}[7]*\text{MolarMass}(\text{H2O})*\text{Enthalpy}(\text{Steam};T=T[7];P=P[7])+n_{\text{dot_NO}}[7]*\text{MolarMass}(\text{NO})*\text{Enthalpy}(\text{NO};T=T[7]))/m_{\text{dot}}[7] \quad \{\text{kJ/kg}\}$$

$$h[8]=(n_{\text{dot_O2}}[8]*\text{MolarMass}(\text{O2})*\text{Enthalpy}(\text{O2};T=T[8])+n_{\text{dot_N2}}[8]*\text{MolarMass}(\text{N2})*\text{Enthalpy}(\text{N2};T=T[8])+n_{\text{dot_H2O}}[8]*\text{MolarMass}(\text{H2O})*\text{Enthalpy}(\text{Steam};T=T[8];P=P[8])+n_{\text{dot_NO}}[8]*\text{MolarMass}(\text{NO})*\text{Enthalpy}(\text{NO};T=T[8]))/m_{\text{dot}}[8] \quad \{\text{kJ/kg}\}$$

$$h[9]=(n_{\text{dot_O2}}[9]*\text{MolarMass}(\text{O2})*\text{Enthalpy}(\text{O2};T=T[9])+n_{\text{dot_N2}}[9]*\text{MolarMass}(\text{N2})*\text{Enthalpy}(\text{N2};T=T[9])+n_{\text{dot_H2O}}[9]*\text{MolarMass}(\text{H2O})*\text{Enthalpy}(\text{Steam};T=T[9];P=P[9])+n_{\text{dot_NO}}[9]*\text{MolarMass}(\text{NO})*\text{Enthalpy}(\text{NO};T=T[9])+n_{\text{dot_NO2}}[9]*\text{MolarMass}(\text{NO2})*\text{Enthalpy}(\text{NO2};T=T[9]))/m_{\text{dot}}[9] \quad \{\text{kJ/kg}\}$$

$$h[10]=(n_{\text{dot_H2O}}[10]*\text{MolarMass}(\text{H2O})*\text{Enthalpy}(\text{Steam};T=T[10];P=P[10])+n_{\text{dot_HNO3}}[10]*63*\text{Enthalpy}(\text{Steam};T=T[10];P=P[10]))/m_{\text{dot}}[10] \quad \{\text{kJ/kg}\}$$

$$h[11]=h[4] \quad \{\text{kJ/kg}\}$$

$$h[12]=\text{Enthalpy}(\text{Air_ha};T=T[12];P=P[12]) \quad \{\text{kJ/kg}\}$$

$$h[13]=(n_{\text{dot_O2}}[13]*\text{MolarMass}(\text{O2})*\text{Enthalpy}(\text{O2};T=T[13])+n_{\text{dot_N2}}[13]*\text{MolarMass}(\text{N2})*\text{Enthalpy}(\text{N2};T=T[13])+n_{\text{dot_NO}}[13]*\text{MolarMass}(\text{NO})*\text{Enthalpy}(\text{NO};T=T[13]))/m_{\text{dot}}[13]$$

$$h[14]=\text{Enthalpy}(\text{Water};T=T[14];P=P[14]) \quad \{\text{kJ/kg}\}$$

$$h[15]=\frac{(n_{\text{dot_H2O}}[15]*\text{MolarMass}(\text{H2O})*\text{Enthalpy}(\text{Steam};T=T[15];P=P[15])+n_{\text{dot_HNO3}}[15]*63*\text{Enthalpy}(\text{Steam};T=T[15];P=P[15]))}{m_{\text{dot}}[15]} \quad \{\text{kJ/kg}\}$$

$$h[16]=\frac{(n_{\text{dot_O2}}[16]*\text{MolarMass}(\text{O2})*\text{Enthalpy}(\text{O2};T=T[16])+n_{\text{dot_N2}}[16]*\text{MolarMass}(\text{N2})*\text{Enthalpy}(\text{N2};T=T[16])+n_{\text{dot_NO}}[16]*\text{MolarMass}(\text{NO})*\text{Enthalpy}(\text{NO};T=T[16]))}{m_{\text{dot}}[16]}$$

$$h[17]=\frac{(n_{\text{dot_O2}}[17]*\text{MolarMass}(\text{O2})*\text{Enthalpy}(\text{O2};T=T[17])+n_{\text{dot_N2}}[17]*\text{MolarMass}(\text{N2})*\text{Enthalpy}(\text{N2};T=T[17]))}{m_{\text{dot}}[17]} \quad \{\text{kJ/kg}\}$$

$$h[18]=\frac{(n_{\text{dot_O2}}[18]*\text{MolarMass}(\text{O2})*\text{Enthalpy}(\text{O2};T=T[18])+n_{\text{dot_N2}}[18]*\text{MolarMass}(\text{N2})*\text{Enthalpy}(\text{N2};T=T[18]))}{m_{\text{dot}}[18]} \quad \{\text{kJ/kg}\}$$

$$(h[33]-h[32])*m_{\text{dot_agua}}=(h[24]-h[34])*m_{\text{dot_agua}}*y \quad \{\text{kJ/kg}\}$$

$$m_{\text{dot_agua}}*(x+y)*h[35]+m_{\text{dot_agua}}*z*h[27]+m_{\text{dot_agua}}*(1-x-y-z)*h[30]=m_{\text{dot_agua}}*h[31]$$

{Punto 8X: AUXILIAR}

$$P_{\text{8X}}=P[8] \quad \{\text{bar}\}$$

$$T_{\text{8X}} = 170,4+20 \quad \{\text{°C}\}$$

$$h_{\text{8X}}=\frac{(n_{\text{dot_O2}}[8]*\text{MolarMass}(\text{O2})*\text{Enthalpy}(\text{O2};T=T_{\text{8X}})+n_{\text{dot_N2}}[8]*\text{MolarMass}(\text{N2})*\text{Enthalpy}(\text{N2};T=T_{\text{8X}})+n_{\text{dot_H2O}}[8]*\text{MolarMass}(\text{H2O})*\text{Enthalpy}(\text{Steam};T=T_{\text{8X}};P=P_{\text{8X}})+n_{\text{dot_NO}}[8]*\text{MolarMass}(\text{NO})*\text{Enthalpy}(\text{NO};T=T_{\text{8X}}))}{m_{\text{dot}}[8]} \quad \{\text{kJ/kg}\}$$

$$Q_{\text{dot_C1X}}=m_{\text{dot}}[8]*(h[8]-h_{\text{8X}}) \quad \{\text{kW}\}$$

$$Q_{\text{dot_DVS}}=Q_{\text{dot_IC2}}-(Q_{\text{dot_C1X}}+Q_{\text{dot_IC1}}) \quad \{\text{kW}\}$$

$$Q_{\text{dot_DVS}}=m_{\text{dot_agua}}*x*(h[24]-h[34]) \quad \{\text{kW}\}$$

Resultados obtenidos.

Solution						
Main						
Unit Settings: SI C bar kJ mass deg						
$\eta_{\text{absabs}} = 0,995$	$\eta_{\text{abscond}} = 0,995$	$\eta_{\text{ait}} = 0,98$	$\eta_{\text{bomb}} = 0,85$	$\eta_{\text{comp}} = 0,85$	$\eta_{\text{cond}} = 0,9717$	
$\eta_{\text{CP}} = 0,85$	$\eta_{\text{CPV}} = 0,3133$	$\eta_{\text{FWP}} = 0,85$	$\eta_{\text{isotur}} = 0,78$	$\eta_{\text{m}} = 0,92$	$\eta_{\text{oxo2}} = 0,7059$	
$\eta_{\text{oxiabs}} = 0,48$	$\eta_{\text{reac}} = 0,96$	$\text{far} = 0,865$	$\text{fsh} = 1$	$h_{24s} = 2963$	$h_{25s} = 2742$	
$h_{27s} = 3031$	$h_{28s} = 2420$	$h_{4s} = 523,2$	$h_{8X} = 769,8$	$\dot{m}_{\text{agua}} = 10,89$	$P_{24s} = 20$	
$P_{25s} = 7$	$P_{27s} = 3$	$P_{28s} = 0,1$	$P_{30s} = 3$	$P_{32s} = 80$	$P_{8X} = 8$	
$P_{\text{atm}} = 1$	$\dot{Q}_{C1} = 24473$	$\dot{Q}_{C1X} = 1853$	$\dot{Q}_{C2} = 18230$	$\dot{Q}_{CR1} = 30167$	$\dot{Q}_{DVS} = 2188$	
$\dot{Q}_{IC1} = 1357$	$\dot{Q}_{IC2} = 5399$	$\dot{G}_{TA1y2} = 5015$	$\dot{Q}_{V1} = 2713$	$T_{8X} = 190,4$	$\dot{W}_{B1} = 2,602$	
$\dot{W}_{B2} = 105,8$	$\dot{W}_{CPV} = 8764$	$\dot{W}_{G1} = 8873$	$\dot{W}_{\text{otros}} = 300$	$\dot{W}_{\text{PLANTA}} = 18,2$	$\dot{W}_{TC1C} = 10998$	
$\dot{W}_{TC1E} = 2552$	$\dot{W}_{TV1AP} = 4243$	$\dot{W}_{TV1BP} = 4630$	$x = 0,09396$	$x_{25s} = 0,9896$	$x_{28s} = 0,9315$	
$y = 0,1437$	$y_{H2O} = 0,028$	$y_{N2} = 0,765$	$y_{O2} = 0,207$	$z = 0,06888$		

Sort	T _i	P _i	h _i	s _i	v _i	x _i	η_{H2O}	η_{H2O2}																		
[1]	15	8	270,2	1,247			2,234	2,234					0,1312	0,1312												
[2]	20	8	1485	5,423			2,234	2,234																		
[3]	15	1	288,4	6,83			39,81	29,46	9,105		0,6934	1,375		1,052	0,2845									0,03849		
[4]	286,1	8	564,7	6,907			39,81	29,46	9,105		0,6934	1,375		1,052	0,2845									0,03849		
[5]	286,1	8	564,7	6,907			34,43	25,48	7,876		0,5998	1,189		0,9096	0,2461									0,03329		
[6]		8	620,7				36,67	2,234	25,48	7,876		0,5998	1,32	0,1312	0,9096	0,2461								0,03329		
[7]	907	8	1643				36,67	0,08934	25,48	2,84	3,778	4,002	1,352	0,005246	0,9096	0,08874	0,1259							0,2222		
[8]	234	8	820,3				36,67	0,08934	25,48	2,84	3,778	4,002	1,352	0,005246	0,9096	0,08874	0,1259							0,2222		
[9]	40	8	152,7				29,98		25,48	0,8351	0,6353	2,928	0,1028		1,026		0,9096	0,0261	0,02117	0,06365	0,005706					
[10]	40	1	167,6				6,131					3,529	2,602	0,2372										0,1959	0,0413	
[11]	286,1	8	564,7	6,907			5,374	3,977	1,229			0,09361	0,1856		0,142	0,03841								0,005196		
[12]	40	8	312,1	6,312			5,374	3,977	1,229			0,09361	0,1856		0,142	0,03841								0,005196		
[13]	30	8	6,162				30,54		29,46	1,073	0,009989	0,1057			1,085		1,052	0,03355	0,0003329	0,002297						
[14]	25	8	105,5	0,3667			4,207					4,207	0,2335											0,2335		
[15]	40	1	167,6				15,06					7,256	7,806	0,5267										0,4028	0,1239	
[16]	200	8	182,3				30,65		29,46	1,073	0,009989	0,1057			1,088		1,052	0,03355	0,0003329	0,002297						
[17]	200	8	182				30,53		29,46	1,073	0	0			1,085		1,052	0,03355	0	0						
[18]	120	1	98,38				30,53		29,46	1,073					1,085		1,052	0,03355								
[19]																										
[20]																										
[21]																										
[22]																										
[23]	480	80	3349	6,659																						
[24]	310,9	20	3048	6,809																						
[25]	214	7	2875	6,951					100																	
[26]	400	7	3269	7,635																						
[27]	307,1	3	3083	7,727																						
[28]	57,81	0,1	2607	8,219																						
[29]	45,82	0,1	191,8	0,6493	1,01	0																				
[30]	45,83	3	192,1	0,6493																						
[30]	45,83	3	192,1	0,6493																						
[31]	133,6	3	561,6	1,672	1,073	0																				
[32]	134,3	80	569,9	1,672		-100																				
[33]	205	80	877,4	2,368																						
[34]	212,4	20	908,7	2,447		0																				
[35]	133,6	3	908,7	2,525		0,1604																				

ANEXO II. Tablas auxiliares en EXCEL

Precio de venta en 'pool'.

1	54,7	54,7	20.109	06/05/2019
2	47,33	47,33	18.893,60	
3	43,47	43,47	18.002,40	
4	43,47	43,47	17.553,50	
5	43,55	43,55	17.504,90	
6	47,33	47,33	17.918,90	
7	52,01	52,01	19.891,20	
8	55,72	55,72	22.573,60	
9	57,93	57,93	25.341	
10	58,69	58,69	27.496,90	
11	57,29	57,29	28.546,80	
12	56,9	56,9	28.912,90	
13	56,78	56,78	29.325,40	
14	56,1	56,1	29.179,30	
15	54,61	54,61	28.469,20	
16	52,11	52,11	27.661,50	
17	51,89	51,89	27.196,50	
18	52,11	52,11	26.558,70	
19	52,11	52,11	26.131,70	
20	54,4	54,4	25.924,60	
21	56,14	56,14	26.770,60	
22	58,5	58,5	28.273,20	
23	56,06	56,06	26.674,10	
24	54,01	54,01	23.999	
1	51,51	51,51	23.376,90	06/04/2019
2	45,68	45,68	21.829,30	
3	39,4	39,4	22.242,30	
4	38,5	38,5	22.239,50	
5	37,27	37,27	22.203,30	
6	37,27	37,27	22.085,50	
7	39,2	39,2	21.459,50	
8	42,03	42,03	20.486,90	
9	44,06	44,06	21.673,30	
10	46,51	46,51	23.900,90	
11	49,12	49,12	25.468	
12	45,68	45,68	26.100,80	
13	43,75	43,75	26.233,20	
14	44	44	26.311,20	
15	41,5	41,5	26.229,30	
16	40,63	40,63	25.595,80	
17	38,62	38,62	25.254,60	
18	39,39	39,39	24.522,30	
19	41,33	41,33	23.472,30	
20	42,91	42,91	23.153	
21	52	52	23.751,30	
22	55,44	55,44	24.881,10	
23	53,56	53,56	23.627,60	
24	53,85	53,85	22.830,20	

1	36,08	36,08	23.977,40	06/03/2019
2	32,44	32,44	23.967,20	
3	30,02	30,02	23.654,50	
4	26,44	26,44	23.741,90	
5	25,68	25,68	23.959,40	
6	30,19	30,19	23.427,10	
7	37,84	37,84	23.187,60	
8	44,01	44,01	24.510,40	
9	48	48	27.327,50	
10	45,2	45,2	29.131,20	
11	42,63	42,63	29.928,40	
12	38,9	38,9	30.838,60	
13	37	37	31.261,70	
14	35	35	31.586,10	
15	32,8	32,8	31.134	
16	32,99	32,99	30.484,90	
17	32,17	32,17	29.793,20	
18	35,46	35,46	28.251	
19	41,71	41,71	26.187,50	
20	46,78	46,78	27.937,70	
21	51,73	51,73	29.242,20	
22	50	50	28.601,50	
23	39,67	39,67	27.502,10	
24	35	35,75	26.472,50	
1	63,25	63,25	25.348,40	06/02/2019
2	60,5	61,2	23.184,10	
3	55,07	55,07	22.314,40	
4	54	56,73	21.719,90	
5	52,73	52,73	21.531,80	
6	55,68	55,68	21.803,20	
7	59,48	59,48	23.709,40	
8	63	63	27.890,70	
9	65,64	65,64	30.727,30	
10	66,85	66,85	32.539,30	
11	66,55	66,55	33.875,70	
12	64,18	64,18	33.952,30	
13	63,1	63,1	33.899,30	
14	61,98	61,98	33.365,80	
15	57,51	57,51	32.282,90	
16	55,37	55,37	31.837,60	
17	56,73	56,73	31.395,30	
18	60,32	60,32	30.996,40	
19	63,1	63,1	31.689,10	
20	66,98	66,98	33.679,10	
21	67,52	67,52	34.378,90	
22	66,55	66,55	33.204,80	
23	63,08	63,08	30.660,90	
24	61,1	61,1	27.586,10	

1	63,75	63,75	25.405,60	06/01/2019
2	54,7	54,7	23.163,60	
3	54,05	54,05	21.730,70	
4	48,06	52,2	21.471,70	
5	48,37	50,2	20.995	
6	47,17	50,2	21.083,70	
7	48,19	50,2	21.143,50	
8	50,2	50,2	21.556,90	
9	52,2	52,2	22.161,50	
10	54,7	54,7	23.456,80	
11	62	62	25.848,10	
12	64,01	64,01	27.056,40	
13	64,18	64,18	27.287,30	
14	64,86	64,86	27.371,90	
15	64,01	64,01	26.420,70	
16	58,31	58,31	25.201,30	
17	54,94	54,94	24.721,90	
18	63,43	63,43	24.522,40	
19	67,37	67,37	26.179,90	
20	67,2	67,2	27.810	
21	66,03	66,03	29.113,60	
22	68	68	29.494,90	
23	67,65	67,65	29.174,40	
24	65,38	65,38	27.796,80	
1	56,7	56,7	25.766,50	06/12/2018
2	52,84	52,84	24.060,70	
3	49,08	49,08	23.006,70	
4	48,68	48,68	22.874,20	
5	48,68	48,68	22.713,90	
6	48,88	48,88	22.399,10	
7	54,04	54,04	22.171,40	
8	64,04	64,04	22.250,70	
9	64,33	64,33	23.418,20	
10	65,75	65,75	25.486,80	
11	67,09	67,09	27.196,90	
12	67,07	67,07	27.992,80	
13	66,11	66,11	28.022	
14	65,23	65,23	28.116,60	
15	64,23	64,23	27.693	
16	60,85	60,85	27.024,40	
17	62,48	62,48	26.141,90	
18	66,58	66,58	25.958,10	
19	67,83	67,83	27.679,60	
20	66,1	66,1	29.269,50	
21	65,01	65,01	30.342,90	
22	65,23	65,23	30.450,90	
23	65,23	65,23	29.335,70	
24	64,18	64,18	26.618,20	

1	51	51	25.685,30	06/11/2018
2	47,64	48,94	24.581,50	
3	44,82	44,82	23.983,20	
4	43,53	43,53	23.566,30	
5	43,93	43,93	23.323,70	
6	48,18	48,18	22.917,90	
7	52,3	52,3	23.292,20	
8	64,43	64,43	26.069,10	
9	67,32	67,32	27.873,70	
10	68,25	68,25	29.509,80	
11	65,44	65,44	30.490,90	
12	63,86	63,86	31.082,20	
13	60,73	60,73	31.266	
14	62,41	62,41	31.151,80	
15	63,14	63,14	30.341,80	
16	64	64	29.765,20	
17	65,2	65,2	29.024,10	
18	67,64	67,64	28.933,70	
19	69,87	69,87	30.212,90	
20	71,61	71,61	31.656,10	
21	67,2	67,2	32.813,30	
22	59,9	59,9	32.297,10	
23	55,22	55,22	29.701,70	
24	52,07	52,07	27.267,50	
1	74,9	74,9	22.581,30	06/10/2018
2	74,62	74,62	21.296,90	
3	73,43	73,43	20.408,40	
4	71,01	71,01	19.782,20	
5	69,4	69,4	19.415	
6	65,67	65,67	19.156,60	
7	63,8	63,8	19.401,50	
8	66,08	66,08	20.476,10	
9	68	68	21.117	
10	74,14	74,14	22.471,50	
11	74,39	74,39	24.623,10	
12	73,58	73,58	25.518,90	
13	71,99	71,99	26.363,10	
14	69,68	69,68	27.003,40	
15	61,89	61,89	26.624,90	
16	57,51	57,51	25.544,80	
17	54,94	56,98	25.252,20	
18	59,93	59,93	23.941,10	
19	70	70	23.147,80	
20	74,75	74,75	23.292,60	
21	75,78	75,78	25.129	
22	70	70	26.261,10	
23	61,95	61,95	24.897,60	
24	61,84	61,84	23.417	

1	71,39	71,39	25.735	06/09/2018
2	69,9	69,9	23.985,90	
3	67,15	67,15	22.945,60	
4	64,52	64,52	22.370,70	
5	61,69	61,69	22.032,30	
6	62,99	62,99	22.217,20	
7	68,98	68,98	23.464,20	
8	73,78	73,78	24.967,40	
9	74,95	74,95	26.578,50	
10	75,57	75,57	28.455,50	
11	74,36	74,36	30.062,90	
12	73,4	73,4	31.287,80	
13	72,01	72,01	32.658	
14	72,3	72,3	33.094,10	
15	72,01	72,01	33.039,20	
16	71,8	71,8	33.049,70	
17	71,42	71,42	32.909,10	
18	73,73	73,73	31.590,70	
19	73,89	73,89	30.665,20	
20	74,03	74,03	29.869,10	
21	74,3	74,3	30.325	
22	72,3	72,3	31.513,40	
23	70,39	70,39	30.017,30	
24	68,14	68,14	28.400	
1	66,3	66,3	27.681,40	06/08/2018
2	63,9	63,9	25.408,40	
3	62,21	62,21	23.814,90	
4	61,15	61,15	22.899,40	
5	60,02	60,02	22.299,80	
6	62,14	62,14	22.391,80	
7	64,55	64,55	23.643,90	
8	65,67	65,67	25.410,80	
9	68,01	68,01	28.166	
10	70	70	30.843	
11	70,26	70,26	33.119,40	
12	70,41	70,41	34.509,40	
13	70,66	70,66	34.982,60	
14	70,69	70,69	35.586	
15	70,49	70,49	35.903,50	
16	70,23	70,23	36.010,80	
17	70	70	35.768,10	
18	71,71	71,71	34.943,20	
19	74,02	71,71	33.825,80	
20	74	70,89	32.728,50	
21	73,79	71,21	32.030,70	
22	74,82	71,21	32.289,50	
23	71,61	71,61	32.158,70	
24	67,5	67,5	31.585,90	

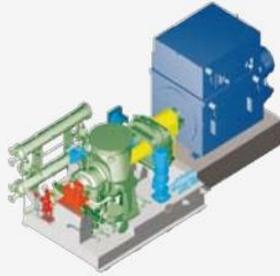
1	61,03	61,03	26.092,20	06/07/2018
2	58,01	58,01	24.480,90	
3	56,08	56,08	23.083,60	
4	55	55	22.331,30	
5	54,43	54,43	21.951,60	
6	56,9	56,9	21.970,60	
7	60,15	60,15	23.121,30	
8	59,4	59,4	24.472,10	
9	61,4	61,4	26.395,80	
10	62	62	29.027,20	
11	62	62	30.196,70	
12	62,41	62,41	30.709	
13	63,01	63,01	31.550,10	
14	63,09	63,09	31.922,80	
15	62,64	62,64	31.572,90	
16	62,18	62,18	31.228,40	
17	61,9	61,9	31.255,40	
18	61,7	61,7	30.914,70	
19	61,4	61,4	30.483,90	
20	61,25	61,25	29.802,60	
21	61,86	61,86	29.596,30	
22	62	62	29.272,40	
23	61,4	61,4	28.587,40	
24	60,55	60,55	26.770,40	
1	62,03	62,03	23.642,60	06/06/2018
2	61,33	61,33	22.063,50	
3	58,02	58,02	21.281,80	
4	56,64	56,64	20.667,70	
5	56,64	56,64	20.430,40	
6	57,52	57,52	20.606,30	
7	62,21	62,21	21.962,40	
8	64,93	64,29	24.763,40	
9	65,35	64,55	27.301,50	
10	65,65	64,96	28.772,40	
11	65,11	65,11	29.499,60	
12	65	65	30.207,50	
13	65,19	65,19	30.605,70	
14	65	65	30.885	
15	64,13	64,13	29.965,10	
16	62,86	62,86	29.829,50	
17	62,8	62,8	29.716,70	
18	62,79	62,79	29.546,40	
19	61,25	61,25	28.824,30	
20	63,31	63,31	28.658,30	
21	62,79	62,79	28.983,20	
22	64,4	64,4	29.191,20	
23	63,35	63,35	28.119,90	
13,348	70,56	70,43	28.626	
Media	58,9			
Max	75,8			
Min	25,7			

ANEXO III. Catálogo de turbinas de vapor

Catálogo de turbinas de vapor disponibles.

Turbinas de vapor industriales

La gama integral de productos de 2 a 250 MW



SST-100

Hasta 8,5 MW

La SST-100 es una turbina de carcasa simple, con reductor para accionamiento de generador; prefabricada incluyendo los álabes como solución económica. Se utiliza principalmente para aplicaciones industriales.

Datos técnicos

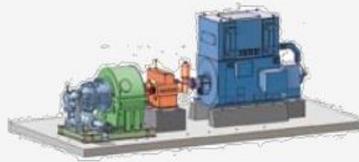
- Potencia entregada de hasta 8,5 MW
- Presión de entrada de hasta 65 bar
- Temperatura de entrada de hasta 480 °C
- Velocidad de giro de hasta 7.500 rpm
- Presión del vapor de salida: contrapresión de hasta 10 bar o condensación de hasta 1 bar
- Área de escape 0,22 m²

Dimensiones típicas

Longitud 8 m
 Ancho 3,7 m
 Altura 3,4 m

Características

- Contrapresión / Condensación
- Diseño de la unidad como paquete
- Escape radial
- Diseño simple, rotor rígido
- Sistema de aceite integrado en la base de la estructura
- Tuberías de aceite y vapor separadas



SST-150

Hasta 20 MW

La SST-150 es una turbina de carcasa simple, que acciona el generador hasta 1.500 ó 1.800 rpm y tiene un diseño en paquete sobre bastidor (skid). Para generar energía, aporta elevada eficiencia junto con una configuración muy compacta.

Datos técnicos

- Potencia entregada de hasta 20 MW
- Presión de entrada de hasta 103 bar
- Temperatura de vapor de entrada de hasta 505 °C
- Velocidad de giro de hasta 13.300 rpm
- Toma de hasta 25 bar
- Extracción controlada de hasta 16 bar
- Presión del vapor de salida: contrapresión de hasta 10 bar o condensación de hasta 0,25 bar
- Área de escape 0,28 – 1,6 m²

Dimensiones típicas

Longitud 12 m
 Ancho 4 m
 Altura 5 m

Características

- Contrapresión / Condensación
- Diseño de la unidad en paquete
- Módulos de turbina prefabricados, periféricos modulares
- Extracción controlada simple
- Escape radial
- Tuberías de aceite y vapor separadas



SST-200

Hasta 10 MW

La SST-200 es una turbina de carcasa simple, con reductor o accionamiento directo apto tanto para accionamientos de generador como mecánicos. Se emplea para aplicaciones industriales y de generación de energía.

Datos técnicos

- Potencia entregada de hasta 10 MW
- Presión de entrada de hasta 110 bar
- Temperatura de entrada de hasta 520 °C
- Extracción controlada de hasta 16 bar y hasta 350 °C
- Toma de hasta 60 bar
- Presión del vapor de salida: contrapresión de hasta 16 bar o condensación de hasta 0,25 bar
- Área de escape 0,17 – 0,34 m²

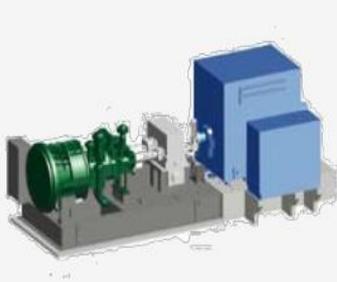
Dimensiones típicas

Longitud 4 m*
 Ancho 2 m*
 Altura 2,5 m*

Características

- Contrapresión / Condensación
- Diseño de la unidad en paquete
- Prediseño extenso
- Alta velocidad, escape superior / inferior
- Trayecto de vapor a la medida del cliente
- Corto plazo de entrega

*sólo bastidor (skid) de turbinas



SST-300

Hasta 50 MW

La SST-300 es una turbina de carcasa simple, con reductor para accionamiento de generador. Tiene un diseño compacto y flexible con alto grado de estandarización. Se emplea para aplicaciones de generación de energía.

Datos técnicos

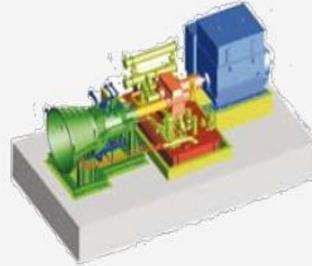
- Potencia entregada de hasta 50 MW
- Presión de entrada de 120 bar
- Temperatura de entrada de 520 °C
- Velocidad de giro de hasta 12.000 rpm
- Extracción controlada de hasta 45 bar y hasta 400 °C
- Toma de hasta 60 bar
- Presión del vapor de salida: contrapresión de hasta 16 bar o condensación de hasta 0,3 bar
- Área de escape 0,28 – 1,6 m²

Dimensiones típicas

Longitud 12 m
 Ancho 4 m
 Altura 5 m

Características

- Contrapresión / Condensación
- Módulos de turbina prefabricados, periféricos modulares
- Dos extracciones controladas
- Escape radial / axial
- Extracción controlada de hasta 16 bar
- Diseño de la unidad en paquete
- Trayecto de vapor a la medida del cliente
- Corto plazo de entrega



SST-400

Hasta 65 MW

La SST-400 es una turbina de carcasa simple, con reductor para accionamiento de generador. Tiene un diseño compacto y flexible con alto grado de estandarización. Se emplea para aplicaciones industriales y de generación de energía.

Datos técnicos

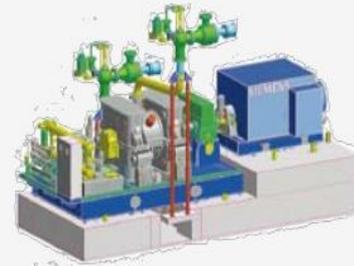
- Potencia entregada de hasta 65 MW
- Presión de entrada de hasta 140 bar
- Temperatura de entrada de hasta 540 °C
- Velocidad de giro de 3.000 – 8.000 rpm
- Extracción controlada de hasta 45 bar y hasta 450 °C
- Toma de hasta 60 bar
- Presión del vapor de salida: contrapresión de hasta 25 bar o condensación de hasta 0,3 bar
- Área de escape 1,3 – 3,0 m²

Dimensiones típicas

Longitud 18 m
 Ancho 8,5 m
 Altura 5,5 m

Características

- Contrapresión / Condensación
- Módulos de turbina prefabricados, periféricos modulares
- Dos extracciones controladas, escape radial / axial
- Extracción controlada de hasta 16 bar
- Diseño en semipaquete de la unidad
- Trayecto de vapor a la medida del cliente
- Corto plazo de entrega



SST-500

Hasta 100 MW

La SST-500 es una turbina de carcasa simple, con reductor o accionamiento directo. Es adecuada tanto para accionamientos de generador como mecánicos para soportar grandes caudales volumétricos. Se utiliza típicamente con carcasa de baja presión en aplicaciones de dos cilindros.

Datos técnicos

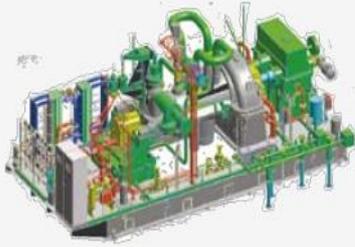
- Potencia entregada de hasta 100 MW
- Presión de entrada de hasta 30 bar
- Temperatura de entrada de hasta 400 °C
- Velocidad de giro de hasta 15.000 rpm
- Hasta 2 tomas, a varios niveles de presión
- Área de escape 2 x 0,175 – 3,5 m²

Dimensiones típicas

Longitud 19 m
 Ancho 6 m
 Altura 5 m

Características

- Turbina de condensación de doble flujo
- Módulos de turbina normalizados, periféricos modulares
- Controlada por estrangulador
- Altamente caracterizada a cada aplicación
- Trayecto de vapor a la medida del cliente



SST-600

Hasta 100 MW

La SST-600 es una turbina de carcasa simple, con reductor o accionamiento directo; apta tanto para accionamientos de generador como mecánicos. Se emplea en aplicaciones a medida para los procesos más complejos en industria y generación de energía.

Datos técnicos

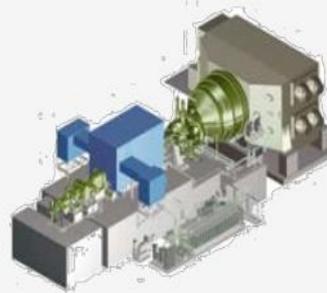
- Potencia entregada de hasta 100 MW
- Presión de entrada de hasta 140 bar
- Temperatura de entrada de hasta 540 °C
- Velocidad de giro de 3.000 – 15.000 rpm
- Extracción controlada doble de hasta 65 bar
- Hasta 5 tomas, a varios niveles de presión
- Presión del vapor de salida: contrapresión de hasta 55 bar o condensación
- Área de escape 0,175 m² – 3,5 m²

Dimensiones típicas

Longitud 19 m
 Ancho 6 m
 Altura 5 m

Características

- Contrapresión / Condensación
- Módulos de turbina normalizados, periféricos modulares
- Carcasa interior diseñada para altos parámetros de vapor
- Posible segunda inyección de vapor
- Diseño en paquete de la unidad
- Escape radial / axial
- Altamente caracterizada a cada aplicación
- Trayecto de vapor a medida del cliente



SST-700

Hasta 175 MW

La SST-700 es una turbina de dos carcasas consistente en dos módulos: un módulo de AP (alta presión) con reductor y otro de BP (baja presión). Se utiliza para aplicaciones de generación de energía, especialmente en ciclo combinado o centrales termo-solares. Cada módulo se puede usar independientemente o combinado en una configuración ideal.

Datos técnicos

- Potencia entregada de hasta 175 MW
- Presión de entrada (con recalentamiento) de hasta 165 bar
- Temperatura de entrada (con recalentamiento) de hasta 585 °C
- Temperatura de recalentamiento de hasta 415 °C
- Velocidad de giro de 3.000 – 13.200 rpm
- Extracción controlada de hasta 40 bar y hasta 415 °C
- Hasta 7 tomas; hasta 120 bar
- Presión del vapor de salida: contrapresión de hasta 40 bar o condensación de hasta 0,6 bar
- Presión del vapor de escape (recalentado) de hasta 3 bar
- Área de escape 1,7 – 11 m²

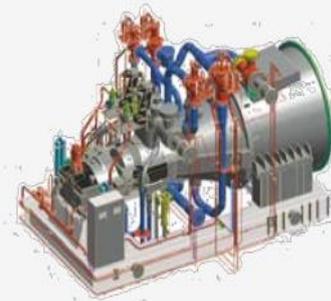
Dimensiones típicas

Longitud 22 m*
 Ancho 15 m*
 Altura 6 m*

*incluyendo condensador

Características

- Contrapresión / Condensación
- Módulos de turbina prefabricados
- Posible disposición paralela
- AP como unidad de contrapresión, BP como cola de condensación
- Trayecto de vapor a medida del cliente
- Extracción simple en tubo de comunicación
- Escape radial / axial
- Aplicaciones de recalentamiento



SST-800

Hasta 150 MW

La SST-800 es una turbina de carcasa simple de accionamiento directo con diseño de reflujo para aplicaciones de generador. Se emplea en aplicaciones a la medida para los procesos más complejos en industria y generación de energía.

Datos técnicos

- Potencia entregada de hasta 150 MW
- Presión de entrada de hasta 140 bar
- Temperatura de entrada de hasta 540 °C
- Velocidad de giro de 3.000 – 3.600 rpm
- Extracción controlada doble de hasta 45 bar
- Hasta 6 tomas, a varios niveles de presión
- Presión en el escape de hasta 14 bar
- Área de escape 1,1 – 5,6 m²

Dimensiones típicas

Longitud 20 m
 Ancho 8,5 m
 Altura 6 m

Características

- Contrapresión / Condensación
- Módulos de turbina normalizados, periféricos modulares
- Carcasa interior para parámetros altos de vapor
- Escape axial / radial
- Diseño de la unidad en paquete
- Altamente caracterizada para cada aplicación
- Trayecto de vapor a medida del cliente

Turbinas de vapor prediseñadas

Turbinas de vapor compactas para la gama de potencia de hasta 10 MW



SST-010

(nombre anterior: EPM – Expansion Power Modul)

Hasta 110 kW

El SST-010 es un turbogenerador compacto para descompresión de gas natural en estaciones reguladoras de presión de gas. La turbina sin reductor, dispuesta directamente en la tubería del gas, aprovecha la disminución de presión para accionar un generador.

Datos técnicos

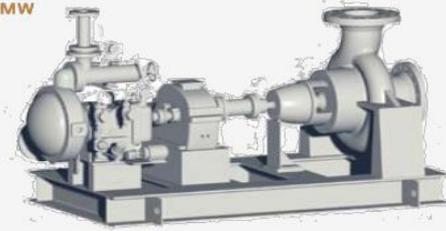
- Potencia: 110 kW
- Presión del gas: hasta 70 bar (a)
- Caudal del gas: hasta 15.000 m³/h
- Presión de salida del gas: hasta 25 bar (a)
- Diámetro del rodete: 400 mm

Dimensiones típicas

Longitud: 1,2 m
 Anchura: 0,8 m
 Altura: 0,9 m

Principales características

- Escaso mantenimiento gracias a su sencillo diseño
- Funcionamiento muy seguro
- Posibilidad de arranque rápido
- Carcasa sujeta directamente a la tubería del gas
- Homologación ATEX



SST-050

(nombre anterior: AF oder BF)

Hasta 750 kW

La SST-050 es una turbina de vapor de contrapresión en la que el vapor fluye axialmente por los álabes. Se emplea principalmente como accionamiento mecánico, p. ej. para bombas o ventiladores, especialmente como accionamiento de reserva con función de arranque rápido.

Datos técnicos

- Potencia: hasta 750 kW
- Presión del vapor vivo: hasta 101 bar (a)
- Temperatura del vapor vivo: vapor saturado seco hasta 500 °C
- Velocidad: según la máquina accionada
- Presión del vapor de salida: contrapresión hasta 11 bar (a)

Dimensiones típicas

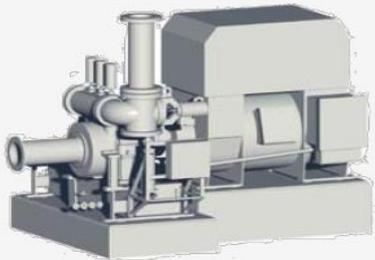
Longitud: 1 m*
 Anchura: 1 m*
 Altura: 1,3 m*

*Solo turbina.

Principales características

- Escaso mantenimiento gracias a su sencillo diseño
- Funcionamiento muy seguro
- Posibilidad de arranque rápido
- Turbina con abastecimiento de aceite incluido
- Corresponde a las especificaciones de API 611 / 612*
- Ejecución ATEX disponible

*Para diseño en voladizo ("Overhung-Design") y accionamiento integrado.



SST-060

(nombre anterior: AFA, CFA oder CFR)

Hasta 6 MW

La SST-060 se caracteriza por una construcción robusta y por un funcionamiento muy seguro incluso bajo las condiciones más duras. Es apropiada también para el funcionamiento con vapor saturado. Como turbina de condensación o contrapresión en combinación con diversos módulos vale para muchos ámbitos de aplicación.

Datos técnicos

- Potencia: hasta 6 MW
- Presión del vapor vivo: hasta 131 bar (a)
- Temperatura del vapor vivo: vapor saturado seco hasta 530 °C
- Velocidad: según la máquina accionada
- Presión del vapor de salida: contrapresión hasta 29 bar (a) o condensación

Dimensiones típicas

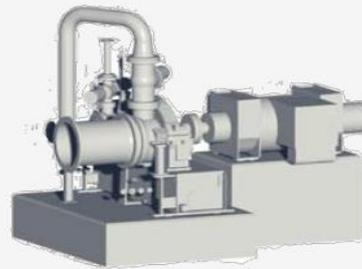
Longitud: 1,5 m*
 Anchura: 2,5 m*
 Altura: 2,5 m*

*Solo turbina.

Principales características

- Ejecución como turbina de condensación o contrapresión
- Ejecución en paquete
- Sistema de aceite integrado en el bastidor de base
- Regulación del grupo de toberas disponible
- Arranque rápido sin precalentamiento
- Adaptación específica al cliente
- Corresponde a las especificaciones de API 611 / 612*
- Ejecución ATEX disponible
- Apropiada para ORC (Organic Rankine Cycle)
- Apropiada para la expansión de gas natural

*Para diseño en voladizo ("Overhung-Design") y accionamiento integrado.



SST-110

(nombre anterior: TWIN)

Hasta 7 MW

La SST-110 es una turbina de dos carcasas con un reductor que puede trabajar con diversas redes de vapor. Es extremadamente económica y eficiente y puede absorber elevados gradientes térmicos con una extracción simultánea regulada.

Datos técnicos

- Potencia: hasta 7 MW
- Presión del vapor vivo: hasta 131 bar (a)
- Temperatura del vapor vivo: vapor saturado seco hasta 530 °C
- Velocidad: según la máquina accionada
- Presión del vapor de salida: contrapresión o condensación

Dimensiones típicas

Longitud: aproximadamente 6 m, incluido el generador
 Anchura: 2,8 m
 Altura: 3,2 m

Principales características

- Ejecución de contrapresión, extracción o condensación
- Ejecución en paquete
- Sistema de aceite integrado en el bastidor de base
- Regulación del grupo de toberas disponible
- Arranque rápido sin precalentamiento
- Configuración totalmente compacta
- Extracción y/o alimentación reguladas por presión
- Disposición de alta presión – baja presión
- Corresponde a las especificaciones de API 611 / 612*
- Ejecución ATEX disponible
- Apropiada para ORC (Organic Rankine Cycle)
- Apropiada para la expansión de gas natural

*Para diseño en voladizo ("Overhung-Design") y accionamiento integrado.

Catálogo de la turbina SST-200



The SST-200 is a single casing steam turbine provided in a packaged, skid-mounted configuration. It represents a solution based on long experience with both mechanical and generator drives and is characterized by ease of installation, facilitated by the modular package. The tailor-made, flexible steam turbine exactly fits to the customer needs.

SST-200

Economic and highly reliable

The Siemens SST-200 Siemens industrial steam turbine product line is based on the reaction blade technology.

The turbine series follows a modular product philosophy, ensuring a high level of performance and reliability.

The ability to combine standardized casing modules enable optimal design flexibility. This allows the turbine series to achieve high performance in combination with an optimal cost position.

Each steam path is customized for optimal fit to the specific thermal cycle requirements providing high efficiency over the entire operating range.

The inlet and exhaust sections are configured to cover different plant layout needs, and is available for both condensing and back pressure applications.

With this flexible approach the SST-200 series cover the range of both industrial power generation and mechanical drive applications.

The product design closely follows API 612 requirements.

Typical applications



Sugar



Chemical



Biomass



Mechanical drive



Metals and mining



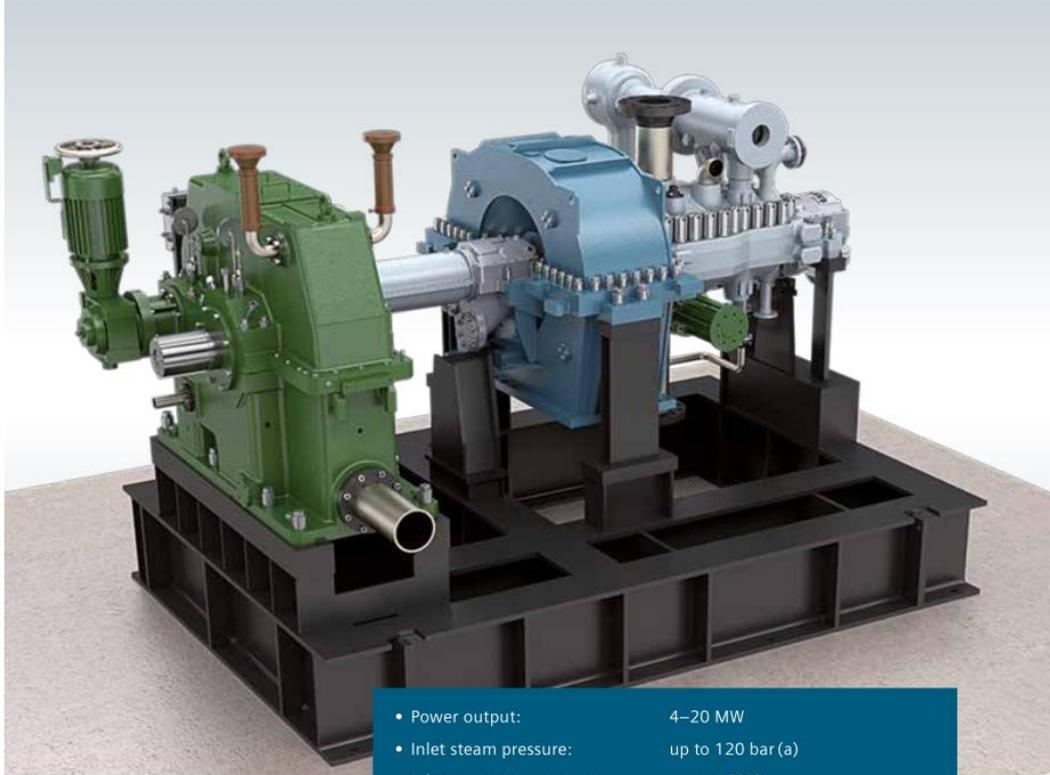
Energy from waste plants



Benefits

- A high degree of standardization and lean specifications reduce the time to take the steam turbine in operation and provide easy maintenance. The combination of these factors lead Siemens to deliver a highly reliable products, with the short delivery times that suit this market segment.
- Implementation of the latest blading technology has led to efficiency improvements of up to 2% compared to previous turbine design
- Optimal total cost ownership due to standardized components, highest efficiency, and optimized maintenance concept

Technical overview



- Power output: 4–20 MW
 - Inlet steam pressure: up to 120 bar (a)
 - Inlet steam temperature: up to 540°C
- Exhaust conditions:
- Water-Cooled Condenser 0.05–0.15 bar (a)
 - Air-Cooled Condenser 0.15–0.50 bar (a)
 - Backpressure Turbines 2–20 bar (a)
 - Uncontrolled extraction up to 3
 - Controlled extraction 1



Published by and copyright © 2017:

Siemens AG
Power and Gas
Freyeslebenstr. 1
91058 Erlangen, Germany

Siemens AG
Power and Gas, Steam Turbines
Lutherstraße 51
02826 Goerlitz, Germany

**For more information, please contact
our Customer Support Center:**

Phone +49 / (0)180 / 524 70 00
Fax +49 / (0)180 / 524 24 71
(Charges depending on provider)

E-mail: support.energy@siemens.com

Article-No. PGSU-B10020-00-7600
DA1217.500 BBI1117

Printed in Germany

Subject to changes and errors. The information given in this document only contains general descriptions and/or performance features which may not always specifically reflect those described, or which may undergo modification in the course of further development of the products. The requested performance features are binding only when they are expressly agreed upon in the concluded contract.

siemens.com/steamturbines

ANEXO IV. Fichas de seguridad de ácido nítrico

FICHA DE DATOS DE SEGURIDAD DE MATERIALES ÁCIDO NÍTRICO

SECCIÓN I - INFORMACIÓN DEL PRODUCTO Y DE LA COMPAÑÍA

Nombre Comercial: **ÁCIDO NÍTRICO**

Nombre Químico: **ÁCIDO NÍTRICO**

N° CAS: 7697-37-2

N° EC: 231-714-2

N° ÍNDICE: 007-004-00-1

Recomendaciones de Uso:

<Nombre de la empresa>

Fabricante: <Dirección> <Pcia> <CP>

<Teléfono>

Teléfono para emergencias (24 horas): <Teléfono>

SECCIÓN II – IDENTIFICACIÓN DEL PELIGRO

CLASIFICACIÓN (según la Directiva 1272/2008/EC)

PICTOGRAMA:



Corrosivo cutáneo (Categoría 1A) - Líquido comburente (Categoría 3)

PALABRA DE ADVERTENCIA: PELIGRO

INDICACIONES DE PELIGRO: H314 Provoca quemaduras graves en la piel y lesiones oculares graves.
H272 Puede agravar un incendio; comburente.

CONSEJOS DE PRUDENCIA:

PREVENCIÓN

P210 Mantener alejado de fuentes de calor, superficies calientes, chispas, llamas al descubierto y otras fuentes de ignición. No fumar.
P220 Mantener alejado de la ropa y otros materiales combustibles.
P260 No respirar el humo, el gas, la niebla, los vapores o el aerosol.
P264 Lavarse cuidadosamente tras la manipulación.
P280 Usar guantes, ropa y equipo de protección para los ojos y la cara.

INTERVENCIÓN

P371 + P380 + P375 EN CASO DE INCENDIO DE GRANDES PROPORCIONES: Evacuar la zona. Combatir el incendio a distancia debido al riesgo de explosión.
P301 + P330 + P331 EN CASO DE INGESTIÓN: Enjuagarse la boca. NO provocar el vómito.
P303 + P361 + P353 EN CASO DE CONTACTO CON LA PIEL (o el pelo): Quitarse inmediatamente las prendas contaminadas. Enjuagar la piel con agua o ducharse.
P363 Lavar la ropa contaminada antes de volverla a usar.
P305 + P351 + P338 EN CASO DE CONTACTO CON LOS OJOS: Aclarar cuidadosamente con agua durante varios minutos. Quitar las lentes de contacto, cuando estén presentes y pueda hacerse con facilidad. Proseguir con el lavado.
P304 + P340 EN CASO DE INHALACIÓN: Transportar a la persona al aire libre y mantenerla en una posición que le facilite la respiración.

ALMACENAMIENTO

P405 Guardar bajo llave.

ELIMINACIÓN

P501 Eliminar el contenido/recipiente conforme a la reglamentación nacional/internacional.

CLASIFICACIÓN (Según la Directiva 67/548/CEE – DSD o Dangerous Substances Directive –)

SÍMBOLO DE PELIGRO:



FRASES R:

R8 Peligro de fuego en contacto con materias combustibles.
R35 Provoca quemaduras graves.

FRASES S:

S1/2 Consérvese bajo llave y manténgase fuera del alcance de los niños.
S23 No respirar los gases, humos, vapores o aerosoles.
S26 En caso de contacto con los ojos, lávense inmediata y abundantemente con agua y acúdase a un médico.
S36 Úselese indumentaria protectora adecuada.
S45 En caso de accidente o malestar, acúdase inmediatamente al médico (si es posible, muéstrele la etiqueta).

SECCIÓN III - COMPOSICIÓN / INFORMACIÓN SOBRE LOS COMPONENTES

Nuestra evaluación del peligro ha identificado los siguientes ingredientes químicos como peligrosos según OSHA 29 CFR 1910.1200 y el Reglamento (CE) No. 1272/2008.

INGREDIENTES PELIGROSOS	No. CAS	% PESO
Ácido nítrico	7697-37-2	
Corrosivo.		

SECCIÓN IV - MEDIDAS DE PRIMEROS AUXILIOS

MEDIDAS GENERALES:

Evite la exposición al producto, tomando las medidas de protección adecuadas. Consulte al médico, llevando la ficha de seguridad.

CONTACTO CON LOS OJOS:

Enjuague inmediatamente los ojos con agua durante al menos 20 minutos, y mantenga abiertos los párpados para garantizar que se aclara todo el ojo y los tejidos del párpado. Enjuagar los ojos en cuestión de segundos es esencial para lograr la máxima eficacia. Si tiene lentes de contacto, quíteselas después de los primeros 5 minutos y luego continúe enjuagándose los ojos. Consultar al médico.

CONTACTO CON LA PIEL:

Lávese inmediatamente después del contacto con abundante agua y jabón, durante al menos 20 minutos. Quítese la ropa contaminada, y lávela antes de reusar.

INHALACIÓN:

Para quien proporciona asistencia, evite la exposición al producto. Use protección adecuada si es necesario. Traslade a la víctima y procúrele aire fresco. Manténgala en calma. Si no respira, suminístrele respiración artificial. Si presenta dificultad respiratoria, suminístrele oxígeno. Llame al médico.

INGESTIÓN:

NO INDUZCA EL VÓMITO. Dé de beber agua. Nunca suministre nada oralmente a una persona inconsciente. Llame al médico.
Si el vómito ocurre espontáneamente, coloque a la víctima de costado para reducir el riesgo de aspiración.

SÍNTOMAS:

El contacto con este producto puede producir graves quemaduras en los ojos y en la piel. Puede causar irritación severa y edema pulmonar retardado. Corrosión de las membranas mucosas, garganta y esófago, con dolor inmediato y disfagia. Necrosis. Náuseas, vómitos, hemorragias.

SECCIÓN V - MEDIDAS PARA COMBATIR EL FUEGO

MEDIOS DE EXTINCIÓN APROPIADOS:	Utilice CO ₂ , niebla de agua o rocío de agua. Cualquier agente extintor apropiado a las características del fuego circundante. Evite en medida de lo posible la utilización de polvo químico seco o espuma.
PELIGROS ESPECÍFICOS:	Puede producir humos tóxicos de monóxido de carbono y óxidos de nitrógeno en caso de incendio. Puede liberar hidrógeno altamente inflamable en contacto con metales. Puede explotar en contacto con reductores fuertes. No es combustible, pero por sus propiedades oxidantes puede incrementar el incendio o provocar la ignición de combustibles.
EQUIPAMIENTO ESPECIAL DE PROTECCIÓN PARA BOMBEROS:	Utilice equipo autónomo de respiración. La ropa de protección estructural de bomberos provee protección limitada en situaciones de incendio ÚNICAMENTE; puede no ser efectiva en situaciones de derrames. En derrames importantes use ropa protectora contra los productos químicos, la cual esté específicamente recomendada por el fabricante. Esta puede proporcionar poca o ninguna protección térmica.
MEDIDAS ESPECIALES DE LUCHA CONTRA INCENDIOS:	Evacúe el área. Si una fuga o derrame no se ha encendido, use rociador de agua para dispersar los vapores y proteger al personal que intenta detener la fuga. Mueva los contenedores del área de fuego si lo puede hacer sin ningún riesgo. No introduzca agua en los contenedores ni en las zonas de fuga. Rocíe con agua los recipientes para mantenerlos fríos. Enfríe los contenedores con chorros de agua hasta mucho después de que el fuego se haya extinguido. Combata el incendio desde una distancia máxima o utilice soportes fijos para mangueras o reguladores. SIEMPRE manténgase alejado de tanques envueltos en fuego.

SECCIÓN VI - MEDIDAS PARA CASO DE DERRAME ACCIDENTAL

PRECAUCIONES PERSONALES:	Evitar fuentes de ignición. Evacuar al personal hacia un área ventilada. Usar equipo de respiración autónoma y de protección dérmica y ocular. Usar guantes protectores impermeables. Ventilar inmediatamente, especialmente en zonas bajas donde puedan acumularse los vapores.
PRECAUCIONES DEL MEDIO AMBIENTE:	Contener el líquido con un dique. Prevenir la entrada hacia vías navegables, alcantarillas, sótanos o áreas confinadas.
CONTENCIÓN Y LIMPIEZA:	Recoger el producto a través de arena, tierra o material absorbente inerte y limpiar o lavar completamente la zona contaminada. Neutralizar muy lentamente y con control de la temperatura empleando hidróxido de calcio, carbonato de sodio, carbonato de calcio o bicarbonato de sodio. Disponer el agua y el residuo recogido en envases señalizados para su eliminación como residuo químico.

SECCIÓN VII – MANIPULACIÓN Y ALMACENAMIENTO

MANIPULACIÓN:	Prohibido comer, beber o fumar durante su manipulación. Evitar contacto con ojos, piel y ropa. Lavarse los brazos, manos, y uñas después de manejar este producto. El uso de guantes es recomendado. Evitar la inhalación de los vapores. Mantener cerrado el recipiente. Usar con ventilación apropiada. Maneje los recipientes con cuidado. Abra lentamente con el fin de controlar posible alivio de presión.
CONDICIONES DE ALMACENAMIENTO:	Almacenar en un área limpia, seca y bien ventilada, a temperatura superior al punto de fusión. Proteger de la luz solar directa. No apilar los contenedores. Mantener alejado de bases o álcalis y metales. Material de empaque apropiado: el suministrado por el fabricante. Acero inoxidable, vidrio o PVC. Código NFPA: 3 0 1 OX

SECCIÓN VIII – CONTROLES DE EXPOSICIÓN Y PROTECCIÓN PERSONAL

PARÁMETROS DE CONTROL:	CMP (Res. MTESS 295/03): 2ppm (5mg/m ³) CMP-CPT (Res. MTESS 295/03): 4ppm (10mg/m ³) TLV-TWA (ACGIH): 2ppm (5mg/m ³) TLV-STEL (ACGIH): 4ppm (10mg/m ³) PEL-TWA (OSHA 29 CFR 1910.1000): 2ppm (5mg/m ³) PEL-STEL (OSHA 29 CFR 1910.1000): 4ppm (10mg/m ³) IDLH (NIOSH): 25ppm (62.5mg/m ³)
MEDIDAS DE PROTECCIÓN:	Mantener ventilado el lugar de trabajo. La ventilación normal para operaciones habituales de manufacturas es generalmente adecuada. Campanas locales deben ser usadas durante operaciones que produzcan o liberen grandes cantidades de producto. En áreas bajas o confinadas debe proveerse ventilación mecánica. Disponer de duchas y estaciones lavaojos.
PROTECCIÓN RESPIRATORIA:	En los casos necesarios, utilizar protección respiratoria para vapores de dióxido de azufre y ácidos (E). Debe prestarse especial atención a los niveles de oxígeno presentes en el aire. Si ocurren grandes liberaciones, utilizar equipo de respiración autónomo (SCBA).
PROTECCIÓN DÉRMICA:	Al manipular este producto se deben usar guantes protectores impermeables de neopreno (que cumplan con las normas IRAM 3607-3608-3609 y EN 374), ropa de trabajo y zapatos de seguridad resistentes a productos químicos.
PROTECCIÓN OCULAR:	Se deben usar gafas de seguridad, a prueba de salpicaduras de productos químicos (que cumplan con la EN 166).

SECCIÓN IX – PROPIEDADES FÍSICAS Y QUÍMICAS

FORMA Y APARIENCIA:	Líquido claro traslúcido ligeramente amarillento, fumante
OLOR:	Asfixiante
UMBRAL DE OLOR:	0.75mg/m ³
pH:	Ca. 0
PUNTO DE FUSIÓN:	-41.6°C
PUNTO DE EBULLICIÓN :	83°C
PUNTO DE INFLAMACIÓN:	No inflamable
TASA DE EVAPORACIÓN:	No disponible
TEMP. DE AUTOIGNICIÓN:	No inflamable
INTERVALO DE EXPLOSIVIDAD:	No inflamable
PRESIÓN DE VAPOR (20°C):	63.1mmHg (8.41kPa)
DENSIDAD VAPOR (AIRE=1):	2
DENSIDAD (25°C):	1.51g/cm ³
SOLUBILIDAD (EN AGUA, 20°C):	Muy soluble
COEF. DE REPARTO (pK _{ow}):	No disponible
VISCOSIDAD (cP):	0.617 a 40°C

SECCIÓN X – ESTABILIDAD Y REACTIVIDAD

ESTABILIDAD:	El material es estable bajo condiciones normales.
RIESGO DE POLIMERIZACIÓN:	El material no desarrollará polimerización peligrosa.
CONDICIONES A EVITAR:	Fuentes de calor, y contacto con el agua.
PRODUCTOS PELIGROSOS DE DESCOMPOSICIÓN:	Óxidos de nitrógeno, vapores de ácido nítrico, hidrógeno. La descomposición térmica puede producir gases y humos irritantes, con dióxido de carbono, monóxido de carbono y óxidos de nitrógeno. En caso de incendio, ver la Sección V.
MATERIALES INCOMPATIBLES:	Bases o álcalis fuertes, metales, combustibles, materia orgánica, agentes reductores, alcoholes, sulfuro de hidrógeno, cloratos, carburos, acero al carbón, cobre, aleaciones y ácido crómico.

SECCIÓN XI – INFORMACIÓN TOXICOLÓGICA

VÍAS DE EXPOSICIÓN:	Ingestión, contacto con la piel y ojos.
CARCINOGENICIDAD, MUTAGENICIDAD Y EFECTOS:	OTROS No se identifica ningún componente de este producto, que presente niveles mayores o iguales que 0,1%, como carcinógeno humano probable, posible o confirmado por la IARC (Agencia Internacional de Investigaciones sobre Carcinógenos).
DATOS EN ANIMALES:	LD50 (oral, rata, OECD 423): corrosivo LD50 (dérmica, conejo, OCDE 402): corrosivo LC50 (inhalación, 1hs., rata, OCDE 403): 2500ppm (6250mg/m ³) IRRITACIÓN CUTÁNEA (conejo, OCDE 404): corrosivo IRRITACIÓN OCULAR (conejo, OECD 405): corrosivo SENSIBILIDAD DÉRMICA (ratón, OECD 429): no disponible

SECCIÓN XII – INFORMACIÓN ECOTOXICOLÓGICA

ECOTOXICIDAD:	Elevada mortalidad debido a cambios extremos en el pH.
PERSISTENCIA Y DEGRADABILIDAD:	Fácilmente biodegradable. Puede producir eutrofización por aporte de nitratos.
BIOACUMULACIÓN:	Sin información disponible.
AOX, CONTENIDO DE METALES:	El producto no contiene halógenos orgánicos ni metales.

SECCIÓN XIII – CONSIDERACIONES PARA DESECHO

Tanto el sobrante de producto como los envases vacíos deberán ser eliminarse según la legislación vigente en materia de Protección del Medio ambiente y en particular de Residuos Peligrosos (Ley Nacional N° 24.051 y sus reglamentaciones). Deberá clasificar el residuo y disponer del mismo mediante una empresa autorizada.

SECCIÓN XIV – INFORMACIÓN PARA EL TRANSPORTE

TRANSPORTE TERRESTRE:

Nombre Apropiado para Embarque:	ÁCIDO NÍTRICO
No UN/ID:	2031
Clase de Peligro:	8 (5.1)
Grupo de Empaque:	I
Cantidad Exenta:	0 / E0

TRANSPORTE AÉREO (ICAO/IATA):

Nombre Apropiado para Embarque:	ÁCIDO NÍTRICO
No UN/ID:	2031
Clase de Peligro:	8 (5.1)
Grupo de Empaque:	I
Avión de Pasajero y Carga:	Solo con aprobación de autoridad competente
Avión de Carga Solamente:	854, 2.5L
CRE:	8X



TRANSPORTE MARÍTIMO (IMDG/IMO):

Nombre Apropriado para Embarque:	ÁCIDO NÍTRICO
No UN/ID:	2031
Clase de Peligro:	8 (5.1)
Grupo de Empaque:	I
Contaminante Marino:	NO
Código EMS:	F-A; S-Q
Estiba y Segregación:	D

SECCIÓN XV – REGULACIÓN DE USO

Reglamentación y legislación en materia de seguridad, salud y medio ambiente específicas para la sustancia o la mezcla:

Sin peligro para la capa de ozono (1005/2009/CE).

Contenidos orgánicos volátiles de los compuestos (COV) (1999/13/EC): < 0.1%

Hoja de Datos de Seguridad conforme a la Norma IRAM 41400: 2012.

Resolución 295/2003 Ministerio de Trabajo, Empleo y Seguridad Social, República Argentina.

Ley Nacional N° 24.051 y sus reglamentaciones, República Argentina.

Resolución 195/97 Secretaría de Obras Públicas y Transporte, República Argentina.

Reglamento (CE) 1272/2008 sobre Clasificación, etiquetado y envasado de las sustancias químicas y sus mezclas.

Reglamento (CE) 1907/2006 relativo al registro, la evaluación, la autorización y la restricción de las sustancias y preparados químicos (REACH).

Dir. 91/689/CEE de residuos peligrosos y Dir. 91/156/CEE de gestión de residuos.

Acuerdo europeo sobre Transporte Internacional de Mercancías peligrosas por carretera (ADR 2013).

Reglamento relativo al Transporte Internacional de Mercancías Peligrosas por Ferrocarril (RID 2013).

Código Marítimo Internacional de Mercancías Peligrosas (IMDG 34 ed.).

Regulaciones de la Asociación de Transporte Aéreo Internacional (IATA 52 ed.) relativas al transporte de mercancías peligrosas por vía aérea.

Sistema Globalmente Armonizado de Clasificación y Etiquetado de Productos Químicos, quinta edición revisada, 2013 (SGA 2013).

SECCIÓN XVI – OTRA INFORMACIÓN

Esta información solamente se refiere al producto antes mencionado y no ha de ser válida para otro(s) producto(s) ni para cualquier proceso. Esta hoja de datos de seguridad proporciona información de salud y seguridad. La información es, según nuestro mejor conocimiento, correcta y completa. Se facilita de buena fe, pero sin garantía. El producto debe ser usado en aplicaciones consistentes con nuestra bibliografía del producto. Los individuos que manejen este producto, deben ser informados de las precauciones de seguridad recomendadas y deben tener acceso a esta información. Para cualquier otro uso, se debe evaluar la exposición de forma tal que se puedan implementar prácticas apropiadas de manipulación y programas de entrenamiento para asegurar operaciones seguras en el lugar de trabajo.

Continúa siendo responsabilidad propia del usuario el que esta información sea la apropiada y completa para la utilización especial de este producto.