

Planta de producción de Acrilonitrilo



Víctor Fernández Gusó
Berta Sayos Terradellas
Marc Terradas i Montañà
Sara Vázquez Pérez
Francisca Vallespir Torrens

2012

UAB

Universitat Autònoma de Barcelona



RESUMEN DEL PROYECTO:

El proyecto realizado, se basa en la producción de acrilonitrilo mediante el proceso Sohio. El proceso consiste en la amonoxidación catalítica del propileno, mediante un catalizador de óxidos de metales tales como vanadio y molibdeno. Junto al acrilonitrilo se obtienen como subproductos sulfato de amonio, cianuro de hidrógeno y acetonitrilo “bruto”. Éste último es utilizado como materia prima por otras industrias.

Para lograr el objetivo del proyecto, se requiere de un reactor catalítico de tipo lecho fluidizado de grandes dimensiones y por ello, se opta por duplicarlo. También se requiere un cristalizador, para la obtención de la sal de amonio, y además un conjunto de 9 columnas de separación, de las cuales dos son de absorción, cinco de rectificación convencionales y dos de rectificación especiales. Estas dos últimas columnas, son necesarias para la ruptura de los azeótropos resultantes de la interacción acrilonitrilo-agua y acrilonitrilo-agua, respectivamente (se tiene en una de las dos columnas, una mezcla ternaria acrilonitrilo-acetonitrilo-agua).

Debido a la naturaleza de los compuestos manipulados, es estrictamente necesario disponer de unas medias de seguridad especiales en toda la planta, así como en el parque de tanques. Además, hace falta destacar que el proceso, requiere un sistema de control de notable envergadura, (alrededor de 300 señales analógicas y digitales), debido a la complejidad del tren de purificación.

En el proceso se intenta optimizar, tanto el consumo de recursos (reutilización del agua generada en el reactor para su uso como absorbente en las unidades de Quench y absorción), como el consumo energético (aprovechamiento de flujos calientes para precalentar otros fríos, generación de vapor en el reactor y a lo largo del proceso con corrientes que requieren de enfriamiento de caudales elevados a altas temperaturas, generación de electricidad con una turbina de cogeneración...). A pesar de esto, no se consiguen beneficios económicos, considerándolo así económicamente inviable. Este ha sido el resultado del estudio del flujo de caja de cada año que siempre ha resultado negativo debido a los elevados costes de producción.

Finalmente, se proponen posibles mejoras para hacer viable el proceso. Algunas de estas son: cambiar la materia prima por otra de menor coste (propano en vez de propileno), cambiar el catalizador por uno de conversión mayor, minimizar los costes de tratamiento de residuos reduciendo así los gastos de nueva materia prima, u optimizar el proceso incrementando el precio del inmovilizado para disminuir el coste de producción.

1. ESPECIFICACIONES
DEL
PROYECTO

ÍNDICE

1.1.- DEFINICIÓN DEL PROYECTO	3
1.1.1.- Objetivo del proyecto.....	3
1.1.2.- Alcance del proyecto.....	3
1.1.3.- Localización de la planta	4
1.1.4.- Nomenclatura.....	9
1.2.- Descripción del proceso de fabricación	10
1.2.1.- Proceso Sohio	10
1.2.2.- Procesos de obtención del Acrilonitrilo	15
1.3.- Estudio de mercado.....	17
1.3.1.- Antecedentes	17
1.3.2.- Productores de Acrilonitrilo	18
1.3.2.- Diversificación de los subproductos.....	19
1.4.- Caracterización del Acrilonitrilo	23
1.4.1.- Propiedades físicas	23
1.4.2.- Propiedades químicas	23
1.4.3.- Aplicaciones.....	25
1.5.- Balance de materia y energía y descripción detallada del proceso.....	27
1.6.- Servicios de planta.....	47
1.6.1.- Agua de red	47
1.6.2.- Agua descalcificada	48
1.6.3.- Agua de incendios	49
1.6.4.- Aire comprimido.....	49
1.6.4.- Nitrógeno	50
1.6.5.- Gas natural	53

1. Especificaciones del proyecto

1.6.6.- Alcantarillado	53
1.6.7.- Energía eléctrica	53
1.6.8.- Grupos electrógenos	54

1.1.- DEFINICIÓN DEL PROYECTO

1.1.1.- Objetivo del proyecto

El proyecto consiste en el diseño de una planta de obtención de acrilonitrilo, a partir del amoniaco y propileno mediante el proceso Sohio.

La viabilidad del proyecto es un factor importante a la hora de realizar el diseño del proceso y se deben cumplir las normativas y las legislaciones vigentes.

Se ha diseñado la planta teniendo en cuenta que:

- Capacidad de producción anual de acrilonitrilo: 45.000 Tn/año
- Funcionamiento de la planta: 300 días/año
- Presentación del producto: líquido fundido para llenar cisternas a granel

1.1.2.- Alcance del proyecto

En el proyecto se incluye lo siguiente:

- Diseño de los diferentes diagramas y planos.
- Diseño y especificaciones de las unidades del proceso.
- Diseño de los dispositivos de control de la planta.
- Diseño del sistema de seguridad e higiene para la posible prevención de accidentes e implantación de la legislación vigente.
- Estudio medioambiental e impacto ambiental cumpliendo la normativa legal vigente.
- Evaluación económica para analizar la viabilidad de la planta diseñada.
- Estudio de la puesta en marcha, parada y operación de la planta.
- Complimiento de todas las disposiciones legales vigentes.

1.1.3.- Localización de la planta

1.1.3.1 Terreno

La planta se construye en el ficticio polígono Industrial llamado “Compositors” ubicado en el municipio de Tarragona. Tarragona es una ciudad del sur de Catalunya, capital de provincia y capital de comarca del Tarragonès.



Figura 1.1.1-Localización comarcal de la planta

El terreno del que se dispone para la construcción de la planta tiene una extensión de 53.235 m² y una resistencia es de 2 kg/cm² a 1,5 m de profundidad sobre gravas.

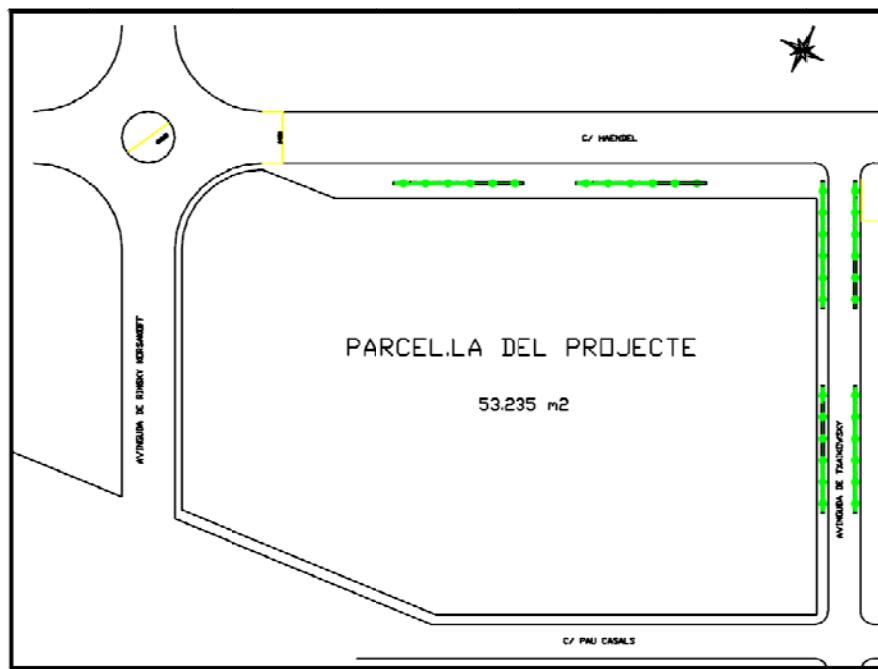


Figura 1.1.2- Plano de la parcela de la planta

El proyecto cumple la normativa urbanística y la sectorial de aplicación en medioambiente y de protección contra incendios.

Los parámetros de edificación en el polígono industrial “Compositors” son los siguientes:

Tabla 1.1.1- Plano de la parcela de la planta

EDIFICABILIDAD	2 m ² techo/m ² suelo
OCCUPACIÓN MAXIMA DE PARCELA	80%
OCCUPACIÓN MINIMA DE PARCELA	25% de la superficie de ocupación máxima
RETRANQUEOS	5 m a viales y vecinos
ALTURA MAXIMA	15m y 3 plantas excepto en producción justificando la necesidad por el proceso
ALTURA MINIMA	4 m y 1 planta
APARCAMIENTOS	1 plaza/200 m ² construidos
DISTANCIA ENTRE EDIFICIOS	1/3 de edificio más alto con un mínimo de 5 m

1.1.3.2. Meteorología

La meteorología de la zona geográfica donde se ubica la planta es uno de los factores que se deben conocer antes de construir la planta. Tarragona se define por tener un clima mediterráneo que a efectos prácticos implica que la presencia del mar Mediterráneo tiene un efecto regulador de la temperatura, con inviernos benignos y veranos agradables gracias a las brisas marinas que limitan las temperaturas máximas a menos de 30º Celsius. Los valores medios anuales oscilan los 17ºC.

Las precipitaciones anuales son relativamente moderadas y los valores promedios anuales fluctúan alrededor de 500 mm. El régimen pluviométrico sigue en general el patrón mediterráneo y se caracteriza por tener un contraste entre la escasez de lluvias en verano y la abundancia de precipitación y puntualmente torrenciales en otoño y primavera.

Los regímenes de vientos más característicos de la zona son el Mestral (de componente Noroeste) durante los meses de octubre a marzo y el Xaloc (de componente Sureste) entre mayo y septiembre.

1.1.3.3. Evaluación de las comunicaciones y accesibilidad de la planta

La red de comunicaciones e infraestructuras de que disponga el polígono industrial en el que se pretende llevar a cabo la construcción de la instalación debe ser objeto de un estudio previo, puesto que se debe garantizar una buena accesibilidad a la planta.

- Infraestructuras viarias

Tarragona es un municipio que se encuentra bien comunicado por carretera gracias a su proximidad a las autopistas y autovías centrales. Las vías más importantes son las autopistas AP-7 (Barcelona – Valencia), la A-2 (Barcelona- Madrid) y la autovía del mediterráneo A-7, pero no se deben despreciar las diferentes carreteras nacionales de su alrededor. Estas vías permiten la llegada de materias primas a la planta y la

distribución del producto acabado a otros puntos de la geografía catalana, española y continental por carretera.

- Infraestructuras ferroviarias

Además del transporte por carretera, existe la posibilidad de utilizar la red ferroviaria para el transporte de mercancías. Tarragona dispone de varias líneas ferroviarias, desde trenes de cercanías que la comunican con diferentes poblaciones próximas u otras no tan próximas como Barcelona, Valencia y Zaragoza y demás, dispone de la línea de tren de alta velocidad (AVE) que la une con Madrid y otras ciudades importantes del país.

A continuación, se muestra una lista de las líneas ferroviarias vigentes que comunican Tarragona dentro de España:

- línea de la costa Barcelona-Valencia
- línea del interior Reus-Casp-Madrid
- línea Barcelona-Madrid
- línea de conexión Reus-Picamoixons
- línea interior (sin uso y desmantelada en parte)
- línea Barcelona-Madrid del Tren de alta velocidad (AVE)
- línea Barcelona-Valencia del Tren de alta velocidad (AVE)

- Infraestructuras aéreas

Existe la posibilidad de utilizar la vía aérea como transporte de mercancías ya que cerca de la ubicación de la planta, se encuentra el aeropuerto de Reus, y ya más lejos pero con mayor relevancia internacional el aeropuerto de El Prat (Barcelona).

- Infraestructuras portuarias

1. Especificaciones del proyecto

Por vía marítima se debe contemplar la existencia del Puerto de Tarragona. Es considerado uno de los principales del Mar Mediterráneo ya que tiene mucha actividad comercial.

A continuación, en la figura 1.1.3 se visualizan las diferentes vías de comunicación y de accesibilidad al polígono industrial “Compositors”.

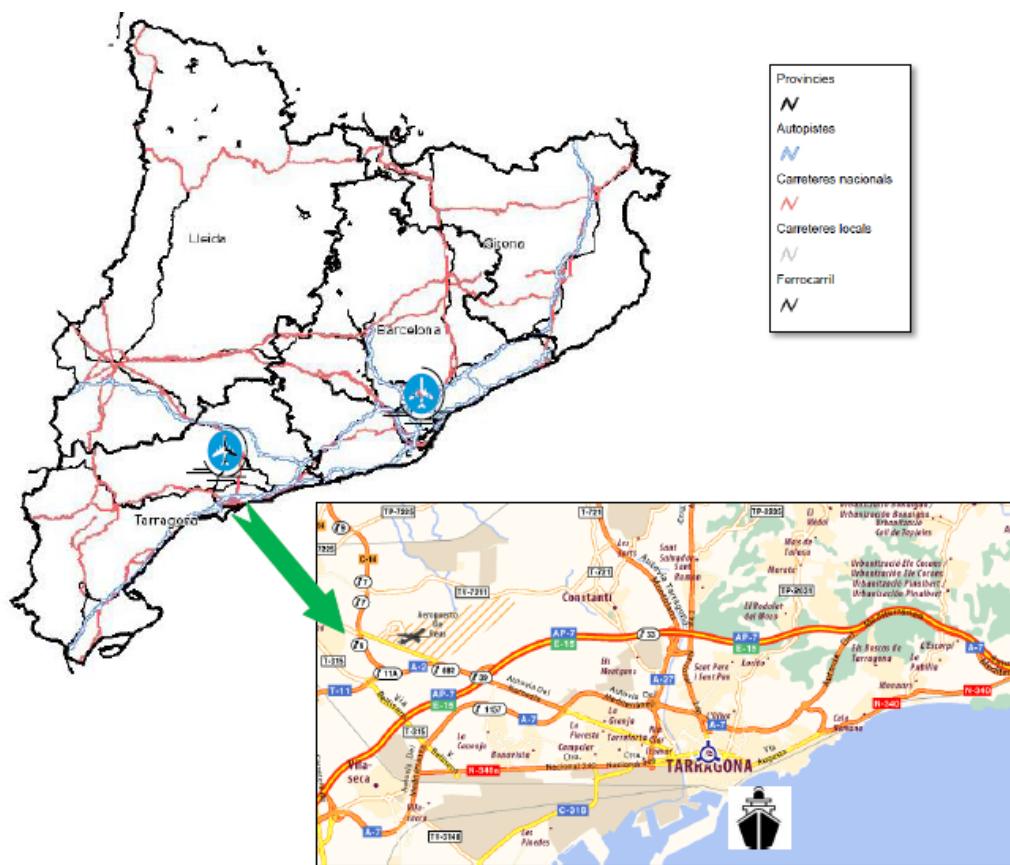


Figura 1.1.3.- Vías de comunicación a la zona de la planta

1.1.4.- Nomenclatura**1.1.4.1.-Zonas de la planta****Tabla 1.1.2.- Nomenclatura zonas de la planta**

ABREVIATURA	ZONA
A-100	Zona almacenamiento materias primeras
A-200	Zona reacción
A-300	Zona separación
A-400	Purificación sulfato amónico
A-500	Purificación ácido cianhídrico
A-600	Purificación acrilonitrilo
A-700	Purificación acetonitrilo
A-800	Zona tratamientos de residuos
A-900	Zona de almacenamiento del productos finales
A-1000	Zona servicios
A-1100	Zona social (comedor, oficinas)
A-1200	Zona control de calidad (taller, laboratorios)
A-1300	Zona de estacionamientos

1.1.4.2.- Sustancias del proceso**Tabla 1.1.3.- Nomenclatura sustancias del proceso**

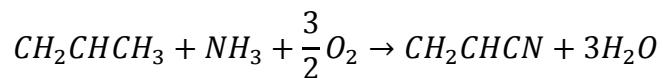
ABREVIATURA	SUSTANCIA
NH3	Amoníaco
H2SO4	Ácido sulfúrico
N2	Nitrógeno
O2	Oxígeno
C3H6	Propileno
ACR	Acroleína
AN	Acrilonitrilo
ACN	Acetonitrilo
HCN	Ácido cianhídrico
CO2	Dióxido de carbono
CO	Monóxido de carbono
H2O	Agua
(NH4)2SO4	Sulfato de amonio
PoliAN	Acrilonitrilo polimerizado
I	Inhibidor

1.1.4.3.-Equipos de la planta**Tabla 1.1.4.- Nomenclatura equipos de la planta**

ABREVIATURA	EQUIPO
CA	Columna Absorción
CF	Columna Flash
CD	Columna Destilación
R	Reactor
T	Tanque
H	Intercambiador
P	Bomba
CP	Compresor
F	Filtro
DTB	Cristalizador
D	Secador

1.2.- DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE FABRICACIÓN**1.2.1.- Proceso Sohio**

El proceso Sohio consiste en la obtención de acrilonitrilo mediante la amonioxidación de propeno mediante la siguiente reacción:



Ésta es una reacción muy exotérmica ($\Delta H=-123\text{kcal/mol}$) que se da en fase gaseosa sobre un catalizador adecuado a temperaturas entre 300 y 500°C y, a presiones entre 1.5 y 3 bar.

El tipo de reactor necesario es un lecho catalítico fluidizado con un sistema de enfriamiento adecuado al alto calor liberado por la reacción.

1. Especificaciones del proyecto

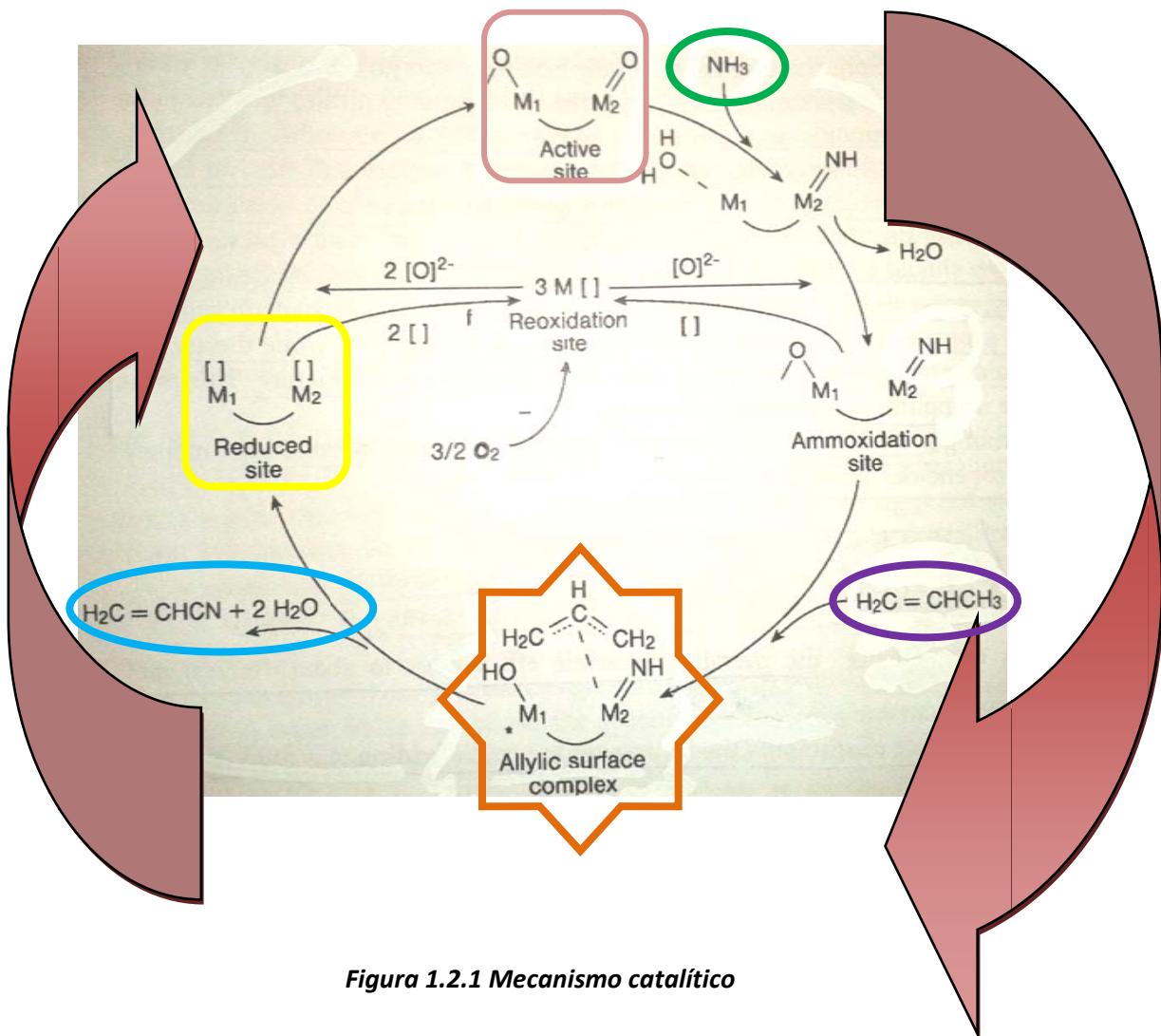
Los catalizadores utilizados en las primeras plantas industriales basadas en el proceso Sohio estaban basados en óxidos de bismuto y molibdeno ($\text{Bi}_2\text{O}_3\cdot\text{MoO}_3$). Desde entonces se han formulado muchos otros catalizadores que generalmente están compuestos de óxidos de metales.

Aun así los mejores catalizadores de hoy en día no ofrecen un rendimiento en acrilonitrilo mayor que un 80-82% debido a las pérdidas de propeno por su combustión.

El catalizador utilizado debe reunir dos condiciones: tener propiedades redox y ser multifuncional ya que el mecanismo de amonioxidación de propeno es complejo.

En primer lugar, el amoníaco es absorbido en la superficie del catalizador e interacciona con el centro activo disfuncional de éste generando el centro de amonioxidación. En dicho centro de amonioxidación se produce la interacción con el alqueno que en este caso es el propeno. Así se forma el complejo alílico que después de la reordenación de los átomos se convierte en el producto acrilonitrilo y agua. Los productos luego de desabsorben de la superficie del catalizador. El centro reducido del catalizador se reoxida mediante el oxígeno presente formando otra vez el centro activo bifuncional con el que interacciona el amoníaco absorbido en la superficie del catalizador.

1. Especificaciones del proyecto



Para optimizar el correcto desarrollo de este mecanismo de reacción se diseña el reactor con entradas separadas para el oxígeno, el amoníaco y el propeno. Se escoge que el oxígeno entre por la parte inferior del reactor reoxidando el catalizador en lugar de entrar en contacto directo con el propeno sin la presencia del catalizador, lo que al encontrarnos a elevadas temperaturas conllevaría a la combustión de propeno provocando pérdidas en el proceso y riesgos de incendios. El amoníaco y el propeno pues se alimentan juntos justo después del contacto catalizador-oxígeno.

También debido al mecanismo de reacción la proporción de los reactivos debe ser tal que haya suficiente amoníaco para formar suficientes centros de amonoxidación para que acceda a ellos el propeno y también debe haber suficiente oxígeno para reoxidar el centro reducido pero no en gran exceso para que no se produzca demasiada

1. Especificaciones del proyecto

oxidación de propeno. Por tanto, el reactivo limitante será el propeno y el amoníaco y oxígeno deben estar en ligero exceso por encima de su cantidad estequiométrica.

El principal inconveniente del proceso Sohio reside en las reacciones secundarias que se dan haciendo que el proceso global sea aún más exotérmico ($\Delta H=-160\text{kcal/mol}$ tal y como se estima en el manual de cálculo) y que se requiera de procesos de separación complejos para separar todos los subproductos.

Las reacciones secundarias que se dan, además de la principal, son las siguientes:

2. $\text{CH}_2=\text{CH-CH}_3 + \text{O}_2 \rightarrow \text{CH}_2=\text{CH-CHO} + \text{H}_2\text{O}$
3. $\text{CH}_2=\text{CH-CH}_3 + \text{NH}_3 + 9/4 \text{ O}_2 \rightarrow \text{CH}_3\text{-CN} + 1/2 \text{ CO}_2 + 1/2 \text{ CO} + 3\text{H}_2\text{O}$
4. $\text{CH}_2=\text{CH-CHO} + \text{NH}_3 + 1/2 \text{ O}_2 \rightarrow \text{CH}_2=\text{CH-CN} + 2 \text{ H}_2\text{O}$
5. $\text{CH}_2=\text{CH-CN} + 2 \text{ O}_2 \rightarrow \text{CO}_2 + \text{CO} + \text{HCN} + \text{H}_2\text{O}$
6. $\text{CH}_3\text{-CN} + 3/2 \text{ O}_2 \rightarrow \text{CO}_2 + \text{HCN} + \text{H}_2\text{O}$

Por tanto, los subproductos obtenidos mediante el proceso Sohio son acroleína, Acetonitrilo y Ácido cianhídrico además de monóxido y dióxido de carbono.

La separación entre éstos se realiza considerando la diferencia en sus puntos de ebullición. Se especifican a continuación estos puntos de ebullición:

Tabla 1.2.1 Puntos de ebullición subproductos del proceso Sohio en condiciones normales.

	Punto de ebullición (K)	Punto de ebullición (ºC)
Acroleína	325.8	52.8
Acetonitrilo	354.8	81.8
Ácido cianhídrico	298.9	25.9
Acrilonitrilo	350.5	77.5

Como se observa en la tabla 1.1.2, son puntos de ebullición suficientemente diferentes para poder conseguir la separación mediante destilaciones simples, exceptuando el caso de acrilonitrilo y acetonitrilo. El problema de separación entre éstos se explica

por los azeótropos que se forman entre acrilonitrilo y agua y entre acetonitrilo y agua. El azeótropo acrilonitrilo y agua es un héteroazeótropo lo que significa que se forman dos fases, en cambio, el azeótropo acetonitrilo y agua es un homoazeótropo. Por todo esto, la separación entre estos tres componentes no será posible mediante destilación simple sino que se necesitará otro componente para desplazar los equilibrios en una destilación extractiva. El agente extrayente utilizado es el agua.

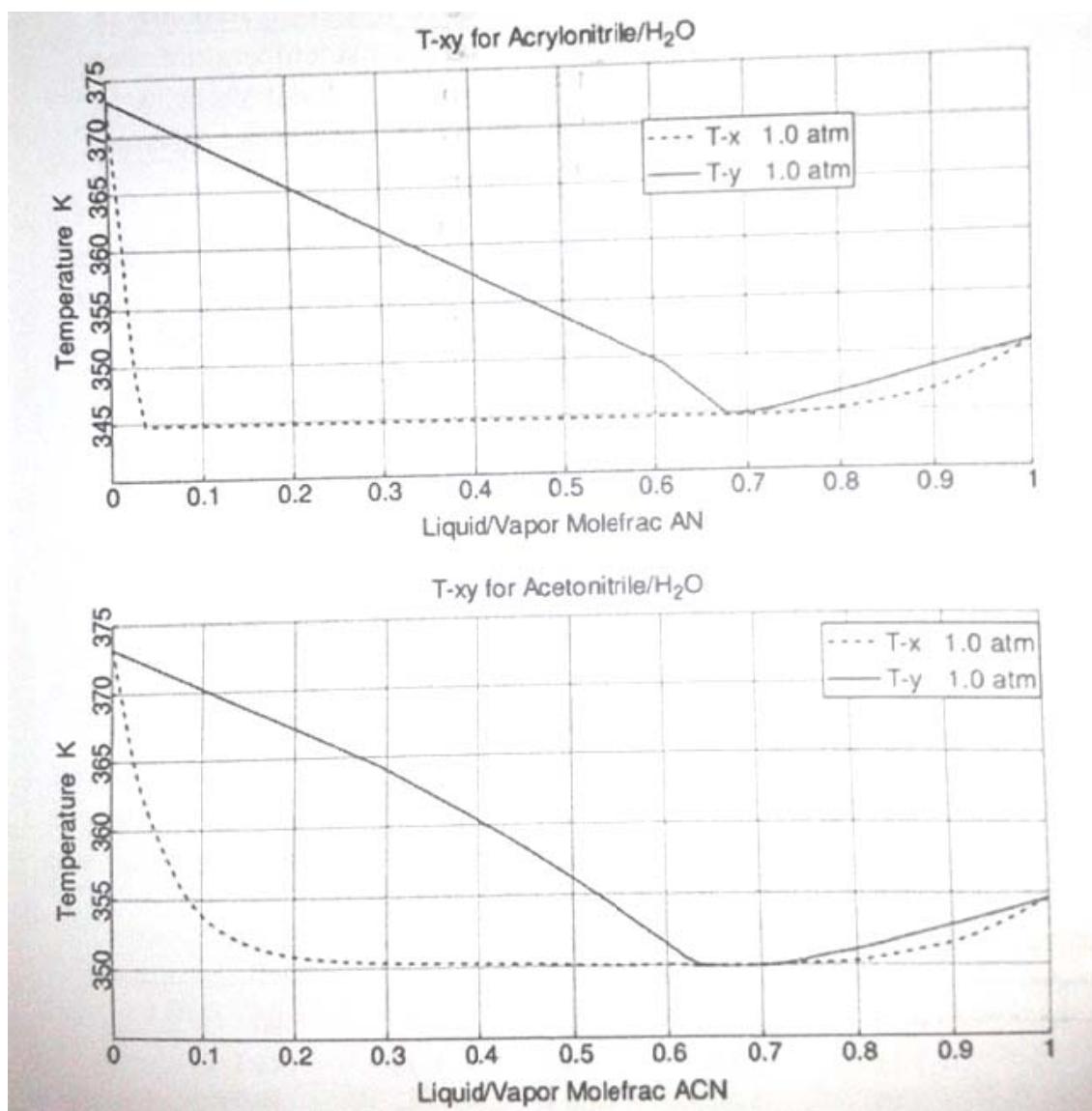


Figura 1.2.2 Azeótropos acrilonitrilo-agua y acetonitrilo-agua

Por todas estas dificultades en el proceso Sohio, el diseño de la secuencia de separación será a medida para las proporciones obtenidas de cada subproducto lo que depende de las condiciones de reacción utilizadas. Para nuestro proceso se detalla en el punto 1.5 de este mismo volumen.

1.2.2.- Procesos de obtención del Acrilonitrilo

Desde que, en 1960, el proceso Sohio de obtención de acrilonitrilo fue implementado en las primeras plantas químicas, los demás procesos quedaron obsoletos.

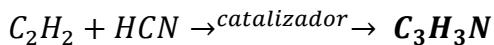
Algunos de ellos son:

·Proceso de cianhidrina de etileno utilizado en 1940 por American Cyanamid (EE.UU.) y por I.G. Farben (Alemania). Este proceso consistía en la adición de ácido cianhídrico a óxido de etileno a 60°C utilizando un catalizador básico, como la dietilamina, para obtener la cianhidrina de etileno. La cianhidrina de etileno se deshidrataba a 200°C utilizando un catalizador para obtener el acrilonitrilo.



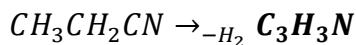
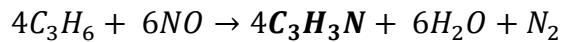
La ventaja de este proceso era que generaba pocas impurezas pero no era económicamente competitente.

·Proceso de acetileno y ácido cianhídrico utilizado por Du Pont, American Cyanamid y Monsanto hasta 1970. Este proceso consistía en la adición de ácido cianhídrico a un exceso de acetileno (10:1) en ácido clorhídrico diluido a 80°C en presencia del catalizador de cloruro de cobre. El acetileno que no reaccionaba se reciclaba.



El rendimiento del proceso era bueno pero las materias primas eran caras y algunas impurezas eran difíciles de eliminar. Además el catalizador requería regeneración frecuentemente.

Había también otros procesos que se utilizaban antes del 1960 pero no consiguieron nunca ser aplicados a gran escala:

·Proceso de acetaldehído y ácido cianhídrico·Proceso de deshidrogenación de propionitrilo·Proceso de propileno y óxido nítrico·Proceso de ammonioxidación del propano

Otra posibilidad para la obtención de acrilonitrilo es utilizar el propano en lugar del propileno (propeno). La ventaja vendría dada por la diferencia de precio entre el propano y el propeno, siendo el primero (155 \$/t) mucho más barato que el segundo (355 \$/t). Sin embargo en este proceso se deberá utilizar un catalizador capaz de realizar la deshidrogenación y la amonioxidación selectiva y eficientemente, lo cual hasta la fecha no se ha logrado y a pesar de ello, ya existen numerosas plantas con este proceso ya que a pesar del bajo rendimiento del catalizador, la diferencia de coste entre la materia prima justifica la perdida de reactivo.

Este proceso se encuentra actualmente en desarrollo y se han publicado numerosas patentes y esquemas industriales para conseguirlo en los últimos 10 años, siendo Japón el principal país generador de esta tecnología.

1.3.- ESTUDIO DE MERCADO

1.3.1.- Antecedentes

El acrilonitrilo se preparó por primera vez en 1893 por parte del químico francés Ch.Moureau a partir de la deshidratación de la acrilamida mediante pentaóxido de fósforo. De todas formas, no tuvo aplicaciones técnicas ni comerciales significativas hasta 1930.

Un poco antes de la Segunda Guerra Mundial, I. G. Farbenindustrie introdujo un caucho sintético basado en un copolímero de butadieno y acrilonitrilo que era muy resistente. Por tanto, durante la Segunda Guerra Mundial se priorizó la investigación y desarrollo de dicho material por sus evidentes propiedades estratégicas.

Desde entonces el interés del acrilonitrilo ha subido exponencialmente debido a la demanda de las fibras acrílicas lanzadas por primera vez en 1950 por Du Pont bajo la marca Orlon.

Además, se han desarrollado otras aplicaciones del acrilonitrilo en resinas, termoplásticos, elastómeros y como intermedio de síntesis orgánica.

Como se puede observar en la tabla siguiente los usos del acrilonitrilo en 1981 ya eran muy variados.

Tabla 1.3.1 Usos del acrilonitrilo en 1981 (miles de toneladas)

	Estados Unidos	Japón	República Federal de Alemania	Italia	Gran Bretaña	Francia
Fibras acrílicas	315	356	216	209	104	74
Resinas ABS/SAN	104	89	22	12	13	9
Adiponitrilo	98	27				
Acrilamida	28	28				
Caucho de nitrilo	23	15	12	4	2	8
Otros	30	10	12	3	76	3
Total	598	525	262	228	195	94

1.3.2.- Productores de Acrilonitrilo

Los dos grandes productores de acrilonitrilo son, en primer lugar, Estados Unidos y, en segundo lugar, Japón. Hay otros países como Alemania y Gran Bretaña que también tienen una producción bastante elevada tal y como demuestran los datos de la siguiente tabla de 1981.

Tabla 1.3.2 Oferta y demanda de acrilonitrilo en 1981 (miles de toneladas)

País	Capacidad anual	Producción	Importaciones	Exportaciones	Consumo
Estados Unidos	1131	906	No	291	598
Japón	733	477	71	40	515
República Federal de Alemania	370	250	37	26	262
Gran Bretaña	395	225	45	75	195
Italia	230	119	97	-	228
España	75	59	44	-	100
Brasil	60	57	-	35	24
Francia	90	56	53	16	94
Méjico	74	54	20	-	72
Corea del Sur	77	52	76	-	159

Estos datos corresponden a la situación económico-política de hace 30 años. En la actualidad estos datos serían, probablemente, muy distintos pero aun así se pueden tomar como referencia general.

En Estados Unidos los principales productores de acrilonitrilo están concentrados en unas pocas compañías, tal y como muestra la siguiente tabla.

Tabla 1.3.3 Productores de acrilonitrilo en Estados Unidos en 1989 (miles de toneladas/año)

COMPAÑÍA	Capacidad
BP Chemicals	430
Monsanto Chemical Company	220
Sterling Chemical Company	220
E.I. du Pont de Nemours&Co. , Inc.	175
American Cyanamid Company	160

En el caso de España se observa déficit de producción, lo que implica un gran consumo ($100*10^3$ toneladas) en comparación a la producción ($59*10^3$ toneladas), por tanto, se

1. Especificaciones del proyecto

puede plantear la inversión de una planta de producción en este país si el precio es competitivo con el de las importaciones.

1.3.2.- Diversificación de los subproductos

Se ha de tener en cuenta que en la producción de acrilonitrilo por el proceso Sohio se obtienen también otros subproductos valiosos a los que se debe ofrecer una salida.

Uno de los subproductos de la producción de acrilonitrilo por el proceso Sohio es el acetonitrilo. El acetonitrilo con un 99% de pureza es considerado un producto de alto valor añadido debido a su aplicación como ligando químico o como fase en cromatografía líquida. Del proceso Sohio se obtiene una disolución acuosa de acetonitrilo al 41% wt. Esta pureza del subproducto es la estándar de las plantas químicas que realizan el proceso Sohio. Por ello, se han diseñado numerosas secuencias de purificación para dicha disolución acuosa de acetonitrilo. Los inconvenientes de dichas secuencias de purificación son la utilización de disolventes caros y las condiciones de alta presión y temperatura de las columnas que llevan a cabo la purificación. La problemática principal reside en la presencia de un homoazeótropo acetonitrilo-agua lo que hace que se necesiten disolventes como el xileno para desplazar el equilibrio tal y como muestra la siguiente figura.

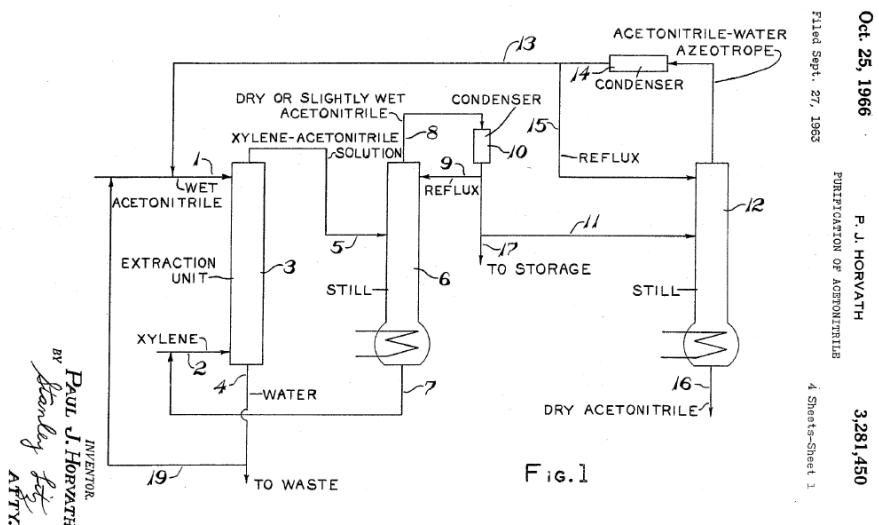


Figura 1.3.1 Secuencia de purificación acetonitrilo (Patente No 3,281,450)

1. *Especificaciones del proyecto*

Otros disolventes utilizados son, por ejemplo, el propionitrilo y oxazole de la Patente No 60/218,865 del 18 de Julio del 2000.

La utilización de estos disolventes y dichas condiciones de temperatura y presión llevan implícito un coste para la planta el cual se debe balancear con el coste de venta del producto purificado.

Dichas secuencias de purificación también se llevan a cabo por empresas especializadas en ello, como INEOS, con lo cual una opción es la venta del subproducto impuro a éstas con un precio menor.

Por otra parte, si no se consigue ninguna de las anteriores opciones se puede ceder el subproducto impuro al mercado de los subproductos con coste cero con la simple intención de no tener un coste asociado a su retirada de la planta que se produciría en el caso de contratar una empresa gestora de residuos como SOREA.

En el caso de la planta Acrilonitrilo Tarragona se toma la decisión de vender el subproducto a INEOS debido a que el coste de realización de la secuencia de purificación en la propia planta es inviable.

Otro de los subproductos de la producción de acrilonitrilo por el proceso Sohio es el cianuro de hidrógeno o ácido cianhídrico. El cianuro de hidrógeno se emplea en la fabricación de fibras sintéticas y plásticos, en agentes para el pulido de metales, en soluciones de galvanoplastia, en los procesos metalúrgicos y fotográficos y en la producción de sales de cianuro. El cianuro sódico y el cianuro potásico que derivan del cianuro de hidrógeno se utilizan en galvanoplastia, en el endurecimiento del acero, en la extracción de oro y plata de los minerales y en la fabricación de colorantes y pigmentos. Además, el cianuro sódico se utiliza como agente en la separación de minerales por el método de flotación por espuma. Por todas estas aplicaciones el cianuro de hidrógeno es un producto muy valorado con gran producción mundial.

El subproducto obtenido por el proceso Sohio está formado por ácido cianhídrico al 58.7% y otros productos como nitrógeno, propeno, dióxido de carbono y una pequeña parte de agua. Por tanto, la secuencia de purificación simplemente consiste en la

1. Especificaciones del proyecto

separación de los productos más ligeros que el cianuro de hidrógeno como el nitrógeno, propeno y dióxido de carbono con una columna de destilación simple y la separación del agua (más pesada que el cianuro de hidrógeno) con una segunda columna de destilación simple. Así por cabezas de la segunda columna de destilación se obtiene el producto puro de cianuro de hidrógeno vendible a un buen precio.

En el caso de no poder llevar a cabo dicha secuencia de purificación se podría vender el subproducto a empresas especializadas en dicha purificación a un precio simbólico o contratar una empresa de gestión de residuos para su retirada de la planta.

En la planta Acrilonitrilo Tarragona se toma la decisión de realizar la secuencia de purificación en la propia planta debido a su sencillez y bajo coste comparado con los beneficios de venta del producto puro.

Finalmente, el tercer subproducto de la producción de acrilonitrilo por el proceso Sohio es el sulfato amónico resultante del quench. El sulfato amónico es el único fertilizante simple nitrogenado granular y, por ello, tiene especial interés para su uso agrícola. Además, es un compuesto considerado inocuo y sin peligrosidades relevantes. Por tanto, también es un subproducto valorado y su purificación es interesante.

Mediante el proceso Sohio se obtiene un subproducto con el 46.1%wt de sulfato amónico y el 52.7%wt de agua. La purificación de este producto consiste en la producción de los cristales de la sal y el secado de éstos. Este proceso se lleva a cabo con un cristalizador, filtro rotatorio y un secador.

En el caso de no poder realizar dicha secuencia de purificación se podría vender el subproducto impuro a una empresa relacionada con la producción de fertilizantes ya que el subproducto podría ser su materia prima.

En el caso de la planta Acrilonitrilo Tarragona se decide realizar la secuencia de purificación en la propia planta y se utiliza un paquete comercial de cristalizador de la empresa HANGZHOU SEMYA MACHINERY CO., LTD. que tiene un esquema como el que aparece en la siguiente figura.

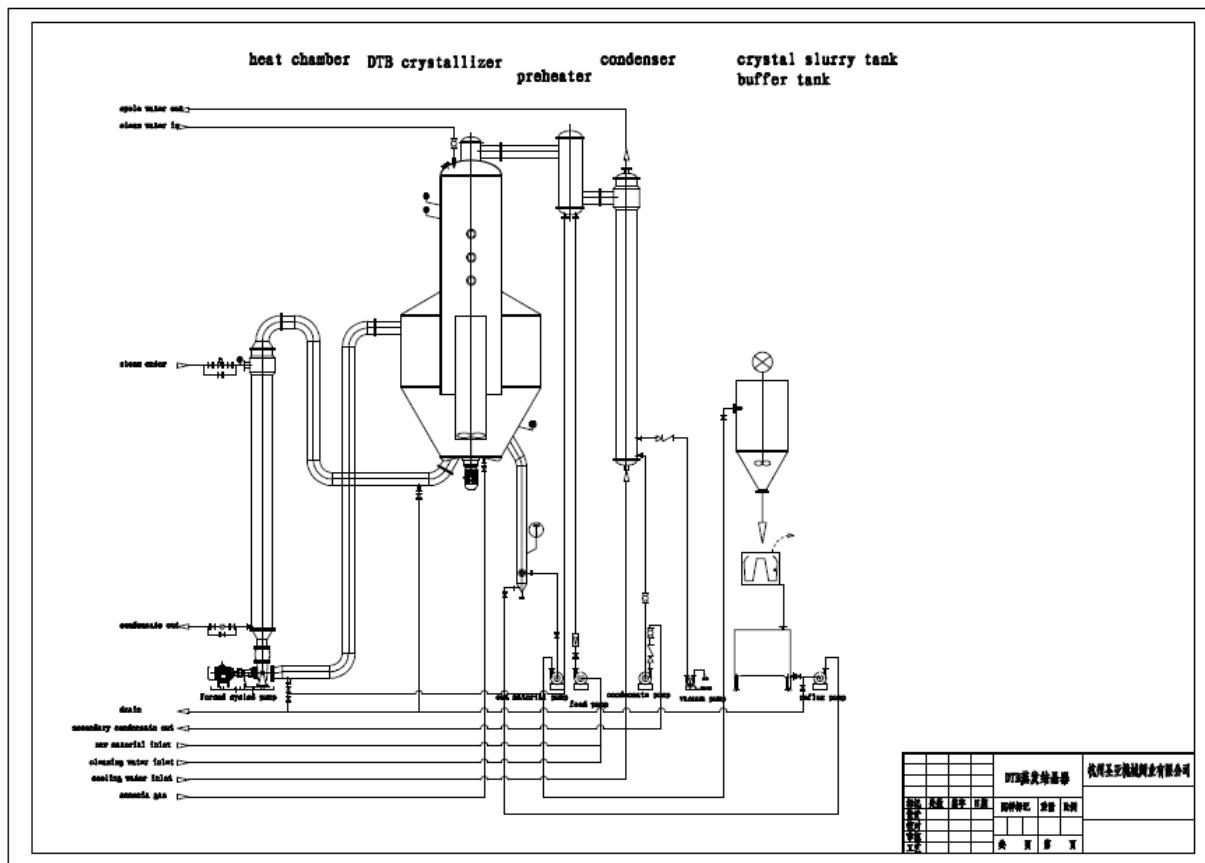


Figura 1.3.2 Paquete comercial de cristalizador

La utilización de este paquete comercial hace que se obtenga un producto con un 95% de sulfato amónico, pero con la adición de un equipo relativamente simple como es un secador de tambor (Rotatory dryer), se consigue una pureza del 99.2% wt. Lo que nos resulta en un producto que es vendible por un precio suficiente para compensar el coste del cristalizador y el secador

1.4.- CARACTERIZACIÓN DEL ACRILONITRILLO

1.4.1.- Propiedades físicas

Tabla 1.4.1 Propiedades físicas

PROPIEDAD	VALOR
Peso molecular (g/mol)	53.1
Apariencia/olor	Líquido incoloro de olor ligeramente picante
Temp.de ebullición a p=1013mbar (ºC)	77.3
Temp.de solidificación (ºC)	-83.5
Densidad a 20ºC (g/cm ³)	0.806
Volatilidad a 78ºC (%)	>99
Presión de vapor a 20ºC (kPa)	11.5
Densidad del vapor (aire=1)	1.83
Solubilidad en agua a 20ºC (%wt)	7.3
pH (solución acuosa del 5%)	6.0-7.5
Temperatura crítica (ºC)	246
Presión crítica (MPa)	3.54
Volumen crítico (cm ³ /g)	3.798
Viscosidad a 25ºC (mPa·s=cP)	0.34

1.4.2.- Propiedades químicas

El acrilonitrilo participa en muchos tipos de reacciones gracias a sus dos sitios activos:

- Grupo nitrilo
- Doble enlace carbono-carbono

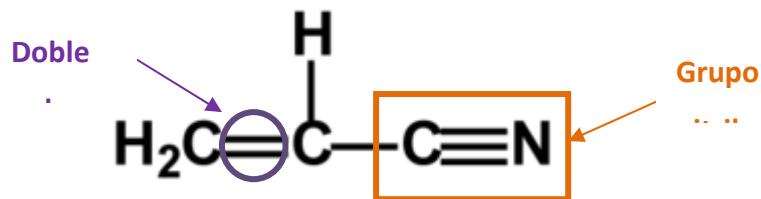
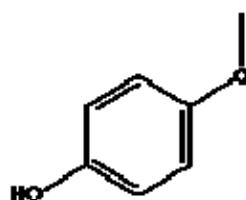


Figura 1.4.1 Estructura química acrilonitrilo

El acrilonitrilo polimeriza inmediatamente en ausencia del inhibidor hidroquinona, especialmente cuando es expuesto a la luz. Se han desarrollado otras combinaciones de inhibidores para el acrilonitrilo pero el inhibidor hidroquinona monometil éter es el más adecuado.

**Figura 1.4.2 Estructura química hidroquinona monometil éter**

La polimerización se inicia mediante radicales libres, catalizadores redox o bases y se puede producir en fase líquida, sólida o gaseosa. Por ello, al finalizar la producción de acrilonitrilo se debe separar el poliacrilonitrilo obtenido durante el proceso y adicionar el inhibidor.

Tabla 1.4.2 Propiedades termodinámicas

PROPIEDAD	VALOR
Temperatura flash (ºC)	0
Temperatura de autoignición (ºC)	481
Límites de inflamabilidad en aire a 25ºC (%vol)	
Inferior	3.0
Superior	17.0
Energía libre de formación del gas a 25ºC (kJ/mol)	195
Entalpía de formación a 25ºC (kJ/mol)	
Gas	185
Líquido	150
Calor de combustión líquido a 25ºC (kJ/mol)	1761.5
Calor de vaporización a 25ºC (kJ/mol)	32.65

El acrilonitrilo es miscible en un gran rango de disolventes orgánicos pero forma azeótropos con ellos, tal y como refleja la siguiente tabla:

Tabla 1.4.3 Azeótropos

AZEÓTROPO	PUNTO DE EBULLICIÓN (ºC)	CONC. ACRILONITRILLO (%wt)
Tetracolorosilano	51.2	89
Agua	71.0	88
Alcohol isopropílico	71.6	56
Benceno	73.3	47
Metanol	61.4	39
Tetracloruro de carbono	66.2	21
Clorotrimetilsilano	57.0	7

El acrilonitrilo se suele encontrar en soluciones acuosas pero también es peculiar en este aspecto ya que las solubilidades de acrilonitrilo en agua y de agua en acrilonitrilo son muy diferentes y, además, varían mucho con la temperatura.

Tabla 1.4.4 Solubilidades con agua

TEMPERATURA (°C)	ACRILONITRILLO EN AGUA (%wt)	AGUA EN ACRILONITRILLO (%wt)
-50		0.4
-30		1.0
0	7.1	2.1
10	7.2	2.6
20	7.3	3.1
30	7.5	3.9
40	7.9	4.8
50	8.4	6.3
60	9.1	7.7
70	9.9	9.2
80	11.1	10.9

1.4.3.- Aplicaciones

Las especificaciones comerciales del acrilonitrilo son las siguientes:

Tabla 1.4.5 Especificaciones comerciales

PARAMETRO	VALOR ESPECIFICACIÓN
Acetona (ppm máx)	300
Acetonitrilo (ppm máx)	500
Aldehidos (ppm máx)	100
Ácido cianhídrico (ppm máx)	10
Inhibidor=hidroquinona monometil éter (ppm)	35-50 (42.5)
Hierro (ppm máx)	0.10
Materia no volátil (ppm máx)	100
Peróxidos (ppm máx)	0.5
Agua (%wt max)	0.5
Pureza (%wt min)	99.0
Color (APHA, max)	15
Rango de destilación (°C min)	74.5
°C max al 97%	78.5
pH (sol. Acuosa al 5%)	6.0-7.5

Una vez cumplidas las anteriores especificaciones el acrilonitrilo producto se deriva a distintas aplicaciones como:

- Fibras acrílicas para la fabricación de textiles con un 35-85% wt de acrilonitrilo.



Figura 1.4.3 Aspecto de las fibras acrílicas

- Resinas ABS para la fabricación de materiales amortiguadores que consisten en una emulsión de polibutadieno con el copolímero SAN que se compone de estireno y acrilonitrilo.



Figura 1.4.4 Casco para moto de resina ABS

- Adiponitrilo que es un importante precursor del polímero nylon 66.

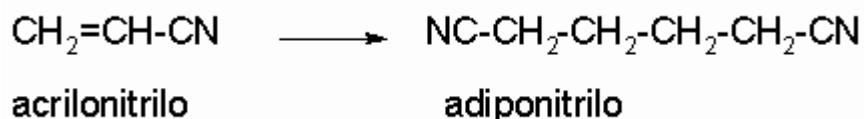


Figura 1.4.5 Síntesis de adiponitrilo a partir de acrilonitrilo

Las distintas aplicaciones han ido evolucionando durante el paso de los años para satisfacer la demanda existente, tal y como describe la siguiente tabla.

Tabla 1.4.6 Evolución de las aplicaciones de acrilonitrilo (Cantidad, 10^3 t)

Aplicación	1976	1980	1985	1988
Fibras acrílicas	1760	2040	2410	2520
Resinas ABS	270	300	435	550
Adiponitrilo	90	160	235	310
Otros	420	240	390	460

1.5.- BALANCE DE MATERIA Y ENERGÍA Y DESCRIPCIÓN DETALLADA DEL PROCESO

La descripción detallada del proceso se realizará utilizando imágenes del diagrama de proceso y tablas del balance de materia y energía. En el balance de materia y energía no se han considerado concentraciones menores a 10^{-10} en fracción molar.

En primer lugar se realiza la entrada de los reactivos al sistema. Por la parte más superior entra el propileno que proviene de la zona de almacenamiento a 14.3 bar y 32°C. Por eso se tiene que expandir primero bajando su temperatura y presión hasta 2.027 bar y luego se aumenta su temperatura hasta 250°C para entrar en el reactor. Finalmente se divide el caudal total de 238 kmol/h en dos para entrar en cada reactor. Los balances de estas corrientes se observan en la Tabla 1.5.1.

Por debajo del propileno se observa, en la Figura 1.5.1, la entrada de amoníaco. El amoníaco proviene de la zona de almacenaje a 12.6 bar y 32°C. Por eso se expande hasta 2.027 bar bajando su temperatura y luego se aumenta su temperatura hasta 250°C para entrar en el reactor. Finalmente, al igual que el propileno, se divide el caudal total de 285.6 kmol/h en dos para entrar en cada reactor. Los balances de estas corrientes se observan en la Tabla 1.5.2.

Finalmente, se realiza la entrada del aire en los reactores mediante un compresor que sube la presión del aire atmosférico hasta 2.027 bar y mediante un horno que sube su temperatura hasta 250°C. Finalmente, el caudal total de 2189.6 kmol/h se divide en dos para su entrada en los reactores. Los balances de estas corrientes se observan en la Tabla 1.5.3.

Las salidas de los reactores se llevan a los segundos intercambiadores de las entradas de propileno y amoníaco, respectivamente. De esta manera se aprovecha el calor que contienen dichas salidas para el precalentamiento de los reactivos. Cada salida baja su temperatura de 430°C a 326 y 369°C, respectivamente.

Finalmente las dos corrientes de salida se mezclan obteniendo un corriente de 22943.5kmol/h a 347°C y con una composición dada por la reacción simulada como muestra el manual de cálculo. En dicha composición se encuentran presentes todos los productos que deberán aislarse y otros compuestos no deseables que se deberán separar.

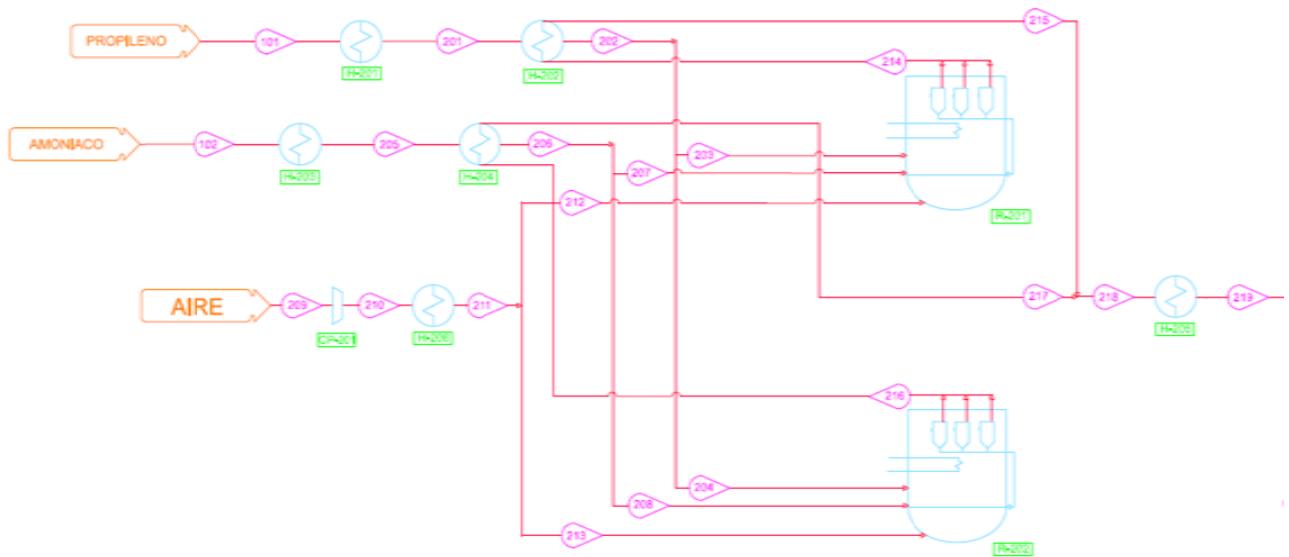


Figura 1.5.1 Entrada reactivos y salida reactores

Tabla 1.5.1 Balance de materia y energía entrada propileno

Nombre	101	201	202	203	204
Temperatura (°C)	32.000	2.000	250.000	250.000	250.000
Presión (bar)	14.324	2.027	2.027	2.027	2.027
Fracción de vapor	0.000	1.000	1.000	1.000	1.000
Caudal molar (kmol/h)	237.996	237.996	237.996	118.998	118.998
Caudal másico (kg/h)	10015.040	10015.040	10015.040	5007.520	5007.520
Caudal volumétrico (m ³ /h)	20.200	1039.875	5150.531	2575.266	2575.266
Densidad (kg/m ³)	495.804	9.631	1.944	1.944	1.944
Entalpía (Gcal/h)	0.319	1.317	2.190	2.190	2.190
FRACCIÓN MÁSICA					
C ₃ H ₆	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000

Tabla 1.5.2 Balance de materia y energía entrada amoníaco

Nombre	102	205	206	207	208
Temperatura (ºC)	32.000	7.000	250.000	250.000	250.000
Presión (bar)	12.600	2.027	2.027	2.027	2.027
Fracción de vapor	0.000	1.000	1.000	1.000	1.000
Caudal molar (kmol/h)	285.590	285.590	285.590	142.795	142.795
Caudal másico (kg/h)	4863.750	4863.750	4863.750	2431.875	2431.88
Caudal volumétrico (m ³ /h)	8.233	1413.059	6193.525	3096.762	3096.762
Densidad (kg/m ³)	590.751	3.442	0.785	0.785	0.785
Entalpía (Gcal/h)	-4.476	-3.025	-2.532	-2.532	-2.532
FRACCIÓN MÁSICA					
NH ₃	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000

Tabla 1.5.3 Balance de materia y energía entrada aire

Nombre	209	210	211	212	213
Temperatura (ºC)	25.000	25.000	250.000	250.000	250.000
Presión (bar)	1.013	2.027	2.027	2.027	2.027
Fracción de vapor	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
Caudal molar (kmol/h)	2189.567	2189.567	2189.567	1094.783	1094.783
Caudal másico (kg/h)	63169.60	63169.600	63169.600	31584.800	31584.800
Caudal volumétrico (m ³ /h)	54252.524	27111.416	47675.170	23837.585	23837.585
Densidad (kg/m ³)	1.164	2.330	1.325	1.325	1.325
Entalpía (Gcal/h)	-0.004	-0.007	3.521	1.761	1.761
FRACCIÓN MÁSICA					
N ₂	0.790	0.790	0.790	0.790	0.790
O ₂	0.210	0.210	0.210	0.210	0.210

Tabla 1.5.4 Balance de materia y energía salida reactores

Nombre	214	215	216	217	218	219
Temperatura (ºC)	430.000	326.349	430.000	369.130	347.730	220.000
Presión (bar)	2.027	2.027	2.027	2.027	2.027	1.013
Fracción de vapor	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
Caudal molar (kmol/h)	1471.766	1471.766	1471.766	1471.766	2943.532	2943.532
Caudal másico (kg/h)	40059.323	40059.323	40059.323	40059.323	80118.646	80118.646
Caudal vol. (m ³ /h)	42454.042	26724.031	42454.042	33382.769	60104.011	119035.869
Densidad (kg/m ³)	0.944	1.499	0.944	1.200	1.333	0.673
Entalpía (Gcal/h)	-28.249	-33.672	-28.249	-33.672	-33.672	-33.672
FRACCIÓN MÁSICA						
NH ₃	0.019	0.019	0.019	0.019	0.019	0.019
N ₂	0.625	0.625	0.625	0.625	0.625	0.625
O ₂	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022
C ₃ H ₆	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022
C ₃ H ₄ O=ACR	2.50E-05	2.50E-05	2.50E-05	2.50E-05	2.50E-05	2.50E-05
C ₃ H ₃ N=AN	0.083	0.083	0.083	0.083	0.083	0.083
C ₂ H ₃ N=ACN	0.005	0.005	0.005	0.005	0.005	0.005
HCN	0.020	0.020	0.020	0.020	0.020	0.020
CO ₂	0.036	0.036	0.036	0.036	0.036	0.036
CO	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022	0.022
H ₂ O	0.145	0.145	0.145	0.145	0.145	0.145

La salida del reactor, aunque parcialmente enfriada, no se puede introducir directamente al Quench ya que el salto térmico sería demasiado grande, además de que el ácido sulfúrico evapora a 337ºC. Siguiendo los consejos de Dimian & Sorin (2008), se decide bajar con el intercambiador H-205, la temperatura hasta 220ºC.

El objetivo de este equipo es triple.

Por un lado se quiere bajar la temperatura drástica y súbitamente para evitar reacciones entre los productos generados y los reactivos no reaccionados en el reactor, por otro lado, se quiere valorizar el amoníaco no reaccionado ya que se trata de una materia prima de valor alto e interesa maximizar su uso, y por último se pretende eliminar la totalidad del amoníaco de la corriente de gas al tratarse de una substancia reactiva con el resto de componentes del gas de proceso aún a temperaturas bajas.

Así pues, se opta por realizar una unidad de Quench ácido, en la cual, con la reacción entre sulfúrico y amoníaco se consigue eliminar todo rastro de base del gas de proceso, y con la adición del sulfúrico diluido, se consigue enfriar el gas gracias a la evaporación del agua.

El factor limitante de la unidad de quench es la solubilidad de la sal. Esta sal se forma en el agua de la fase líquida de la absorción, la cual se evapora al enfriar el gas de proceso mediante el calor latente de evaporación. Al perder agua en la evaporación, se corre el riesgo de llegar a concentraciones de sal en agua cercanas al límite de solubilidad. Por esta limitación, se introduce suficiente agua junto al sulfúrico estequiométricamente necesario para hacer reaccionar la totalidad del amoníaco, para tener toda la sal formada disuelta y evitar problemas de ensuciamiento, perdidas de presión... en el relleno.

Como resultado, se tiene una corriente de gas enfriada libre de amoníaco por cabezas, y una corriente líquida con alguna impureza en forma de componentes orgánicos del proceso absorbidos por el agua (acrilonitrilo, acetonitrilo, propileno...) y la sal de sulfato de amonio disuelta en agua.

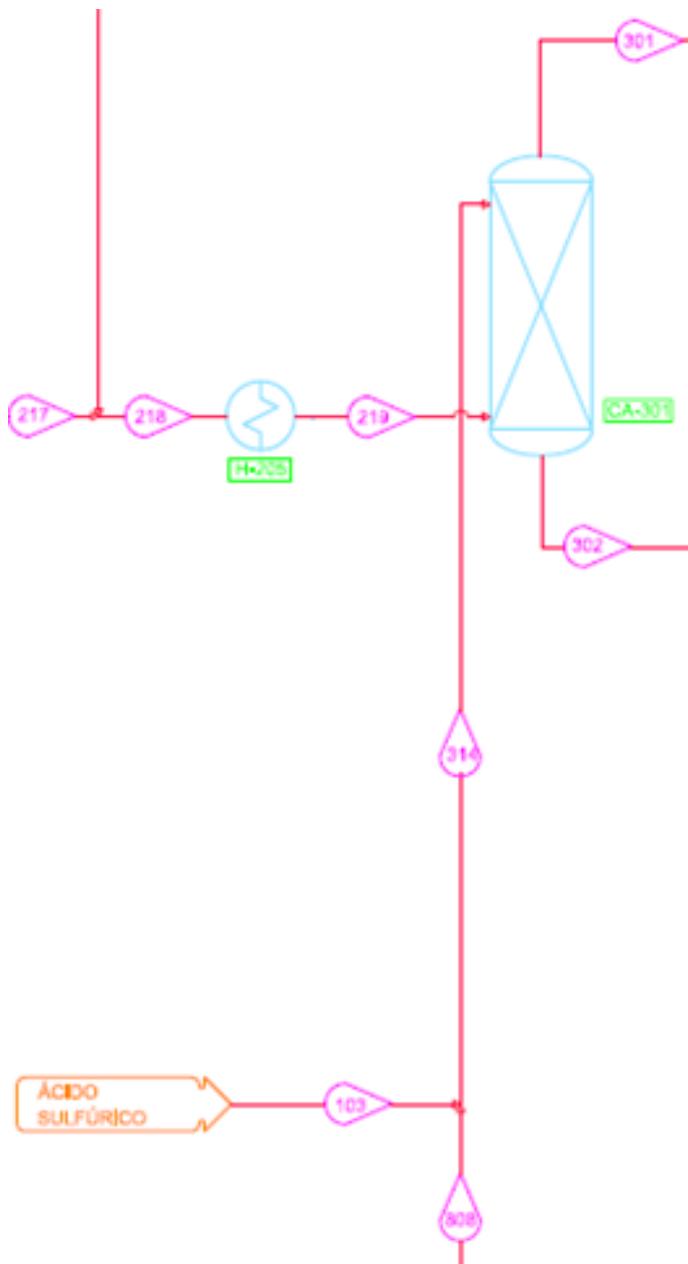


Figura 1.5.2 Entrada y salida quench

Tabla 1.5.5 Balance de materia y energía entrada y salida quench

Nombre	103	808	314	301	302
Temperatura (ºC)	21	25.000	23.700	70.100	71.700
Presión (bar)	1.013	1.013	1.013	1.013	1.013
Fracción de vapor	0	0.000	0.000	1.000	0.000
Caudal molar (kmol/h)	502.358	226.799	729.180	3156.949	427.901
Caudal másico (kg/h)	12670.120	4086.000	16756.120	83966.325	12955.283
Caudal volumétrico (m ³ /h)	11.680	4.056	15.832	88671.518	17.124
Densidad (kg/m ³)	1084.768	1007.330	1058.370	0.947	756.552
Entalpía (Gcal/h)	-39.760	-15.475	-55.235	-54.121	-25.666
FRACCIÓN MÁSICA					
H ₂ SO ₄	0.350		0.265		
N ₂				0.596	4.05E-04
O ₂				0.021	3.82E-05
C ₃ H ₆				0.021	4.74E-04
C ₃ H ₄ O=ACR				2.33E-05	1.44E-06
C ₃ H ₃ N=AN		6.05E-09	3.90E-09	0.078	0.007
C ₂ H ₃ N=ACN		6.68E-05	4.31E-05	0.005	0.001
HCN		7.48E-07	4.82E-07	0.019	0.003
CO ₂				0.035	4.10E-04
CO				0.021	1.78E-05
H ₂ O	0.650	0.9999	0.735	0.204	0.527
(NH ₄) ₂ SO ₄					0.461

Siguiendo el proceso con la corriente líquida formada en el Quench, el objetivo será eliminar el agua y los componentes orgánicos del sulfato de amonio, cristalizarlo y secarlo para obtener un sulfato de amonio apto para la venta como fertilizante.

Para ello, se realiza un esquema que consta de un precalentador de la corriente líquida ya comentada, para dejar su temperatura lo más cercana posible a la evaporación y así ahorrar energía en el evaporador. Se introduce esta corriente en el cristalizador. De la parte superior sale una corriente (con mayoritariamente agua) a un evaporador. El vapor generado se introduce por la parte inferior del cristalizador para homogenizar la temperatura y evaporar los compuestos orgánicos no deseados presentes en la mezcla de líquidos.

Dado el suficiente tiempo de residencia en el cristalizador, se obtienen unos cristales de dimensiones adecuadas para la venta de la sal, así, por la parte inferior del cristalizador se hacen salir los cristales con el agua presente en el cristalizador. Para separar los cristales del agua, se usa un filtro centrífugo y para asegurar su correcto funcionamiento se introduce un tanque pulmón agitado el cual permite asegurar un continuo y constante caudal de alimentación al filtro.

La salida del filtro consta de las aguas madre del cristalizador, aún ricas en sulfato amónico disuelto, que son reintroducidas al cristalizador, y la sal aún húmeda.

Para obtener esta sal en la especificación deseada (entorno al 99% de pureza), se hace pasar dicha sal por un secador tipo cilindro rotatorio, el cual con vapor, calienta el hogar por el que pasa la sal haciendo evaporar el agua que queda en ella, cumpliendo a la salida del secador el objetivo de pureza. Por la parte superior del cristalizador, se obtiene los vapores obtenidos de separar el agua y los orgánicos de la sal, los cuales son usados para precalentar la entrada al cristalizador de líquido, y posteriormente, se juntan con el vapor generado en el secador de la sal, para ser condensados y llevados a tratamiento de líquidos ya que contienen como se ha citado previamente, algunos orgánicos del proceso.

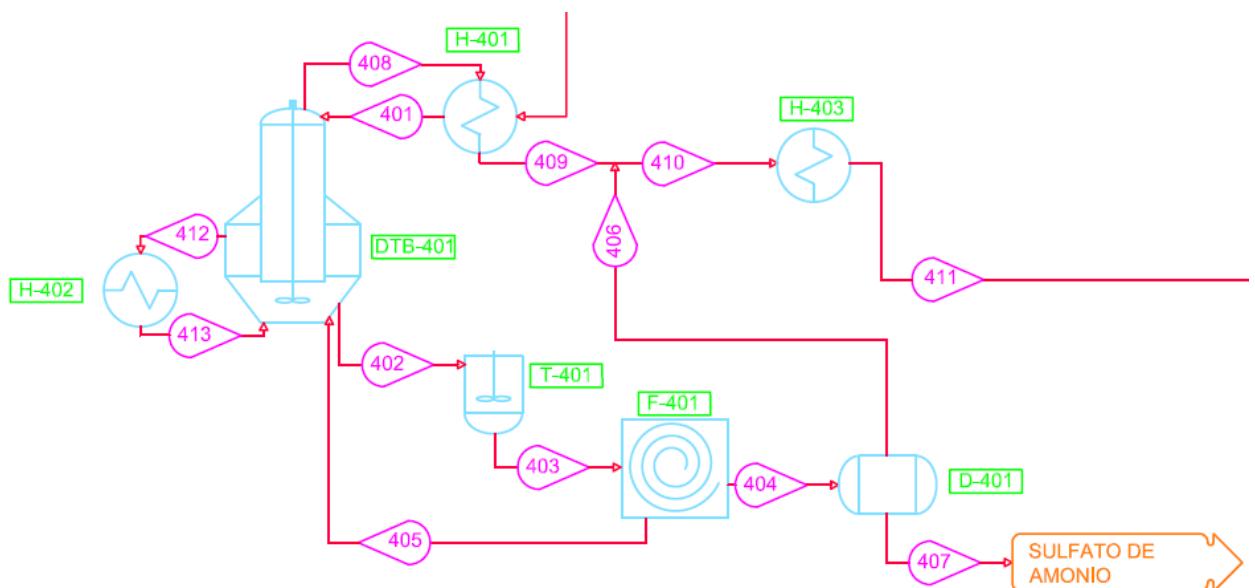


Figura 1.5.3 Tratamiento sulfato amónico

Tabla 1.5.6 Balance de materia y energía tratamiento sulfato amónico (I)

Nombre	401	402	403	404	405	406	407
Temperatura (°C)	80.000	60.000	60.000	60.000	40.000	101.000	60.000
Presión (bar)	1.013	1.013	1.013	1.013	1.013	1.013	1.013
Fracción de vapor	0.001	0.000	0.000	0.000	0.000	1.000	0.000
Caudal molar (kmol/h)	427.901	266.936	266.936	61.855	205.013	13.889	47.978
Caudal másico (kg/h)	12955.283	12544.740	12544.740	6273.060	6271.680	250.000	6023.060
Caudal vol. (m ³ /h)	19.834	10.852	10.842	3.802	8.193	423.012	3.405
Densidad (kg/m ³)	653.186	1156.000	1157.000	1650.000	765.520	0.591	1769.000
Entalpía (Gcal/h)	-25.586	-13.840	-13.830	-1.391	-12.543	-0.793	-0.449
FRACCIÓN MÁSICA							
N ₂	4.05E-04						
O ₂	3.82E-05						
C ₃ H ₆	4.74E-04						
C ₃ H ₄ O=ACR	1.44E-06						
C ₃ H ₃ N=AN	0.007						
C ₂ H ₃ N=ACN	0.001						
HCN	0.003						
CO ₂	4.10E-04						
CO	1.78E-05						
H ₂ O	0.527	0.286	0.286	0.048	0.524	1.000	0.008
(NH ₄) ₂ SO ₄	0.461	0.714	0.714	0.952	0.476		0.992

Tabla 1.5.7 Balance de materia y energía tratamiento sulfato amónico (II)

Nombre	408	409	410	411	412	413
Temperatura (ºC)	130.000	101.000	101.000	40.000	80.000	130.000
Presión (bar)	1.013	1.013	1.013	1.013	1.013	1.013
Fracción de vapor	1.000	1.000	1.000	0.000	0.000	1.000
Caudal molar (kmol/h)	366.046	366.046	379.923	379.923	417.153	417.153
Caudal másico (kg/h)	6682.223	6682.223	6932.223	6932.223	7996.550	7996.550
Caudal vol. (m ³ /h)	12193.837	11174.285	11611.763	7.171	11.202	13372.158
Densidad (kg/m ³)	0.548	0.598	0.597	966.754	713.853	0.598
Entalpía (Gcal/h)	-20.493	-20.582	-21.375	-25.471	-22.014	-21.050
FRACCIÓN MÁSICA						
N ₂	7.86E-04	7.86E-04	7.57E-04	7.57E-04		
O ₂	7.40E-05	7.40E-05	7.13E-05	7.13E-05		
C ₃ H ₆	9.19E-04	9.19E-04	8.86E-04	8.86E-04		
C ₃ H ₄ O=ACR	2.79E-06	2.79E-06	2.69E-06	2.69E-06	2.80E-06	2.80E-06
C ₃ H ₃ N=AN	0.013	0.013	0.012	0.012	0.013	0.013
C ₂ H ₃ N=ACN	0.002	0.002	0.002	0.002	0.002	0.002
HCN	0.006	0.006	0.006	0.006	0.006	0.006
CO ₂	7.95E-04	7.95E-04	7.66E-04	7.66E-04		
CO	3.45E-05	3.45E-05	3.32E-05	3.32E-05		
H ₂ O	0.976	0.976	0.977	0.977	0.979	0.979
(NH ₄) ₂ SO ₄	1.50E-04	1.50E-04	1.44E-04	1.44E-04		

La corriente por cabezas obtenida en la unidad de Quench (corriente 302), se enfriá hasta los 20 ºC para facilitar la absorción por agua de todos los componentes orgánicos de interés del proceso (acrilonitrilo, acetonitrilo, cianuro de hidrógeno y acroleína) minimizando la absorción del resto de gases que aún son presentes en el proceso, como el propeno no reaccionado, oxígeno, nitrógeno y otros gases presentes en el aire. Pero, antes de realizar dicha absorción, se aprovecha que a la temperatura enfriada, gran parte de los orgánicos de interés han condensado, así pues, se pueden

separar de los gases que no interesan de manera sencilla con un separador de fases convencional (CF-301).

Los absorción citada (CA-302) se hace con agua reaprovechada del proceso para minimizar costes, enfriada para maximizar la absorción del ácido cianhídrico (el de mayor dificultad para la absorción de los compuestos presentes). Los productos obtenidos son por un lado los gases no aprovechables, como oxígeno y nitrógeno, pero también el propileno no reaccionado, ya que el coste de su reaprovechamiento (previa separación del resto de gases), no compensaría la pérdida de esta cantidad de gas en la antorcha. Por otro lado se obtiene el agua con todos los productos deseados y una pequeña parte de los gases como nitrógeno, oxígeno o propileno absorbidos, que posteriormente se separarán.

Esta corriente de líquido obtenido en la absorción (307) y el obtenido en el separador de fases (306), se juntan para introducirlo a la primera de las 7 torres de rectificación del proceso. Esta primera torre, la CD-301 destaca por ser una columna de destilación extractiva. Esto se debe a que la mezcla acrilonitrilo-agua forma un homoazeótropo el cual se rompe usando un agente disolvente a modo de emular extracción líquido-líquido.

A pesar de que en las unidades de extracción habitualmente se usa una entrada adicional de agente extrayente, para este caso, se usa el mismo agua ya presente en esta corriente de proceso como agente extractivo, así podemos prescindir de una segunda entrada en la columna. Cabe añadir que para un producto correcto de la columna, se debe operar a vacío ligero (0.4 Bar) y por el mismo motivo, desde este punto en adelante del proceso, se trabaja a esta presión de vacío con excepción del área 500.

Del aspecto físico de la columna se explica que debido a la gran cantidad de caudal introducido, como por los complejos equilibrios entre los componentes, esta es la torre de mayor envergadura de la planta con cerca de 20 metros de alto, y aproximadamente 1,75 metros de diámetro.

Como producto en esta columna se obtiene, por la corriente 309, un caudal de gas, con las especificaciones finales requeridas de acetonitrilo máximas permitidas en el

producto final de acrilonitrilo, así se ahorra un posterior tratamiento específico para este objetivo. Además, en esta corriente se tiene, la mayor parte del acrilonitrilo introducido en la columna (una recuperación de éste del 99.7), y los componentes de punto de ebullición inferiores al del acrilonitrilo que son todos los gases absorbidos en el equipo CA-302, el HCN, la acroleína y una parte de agua.

La corriente de colas 310 es una corriente que tiene mayoritariamente agua, que ha hecho de agente extractor y ha absorbido casi la totalidad de acetonitrilo, restos de acrilonitrilo, HCN y trazas de los otros orgánicos.

En la siguiente columna, la CD-302, se separa el HCN, acroleína y los gases que no se ha podido evitar sean absorbidos por el agua en la unidad de absorción (como el O₂, N₂ y una parte de propileno) salen por cabezas (312). Por colas (313) se tiene una parte aún importante de agua, todo el acrilonitrilo y trazas de algunos de los componentes separados por cabezas y acetonitrilo.

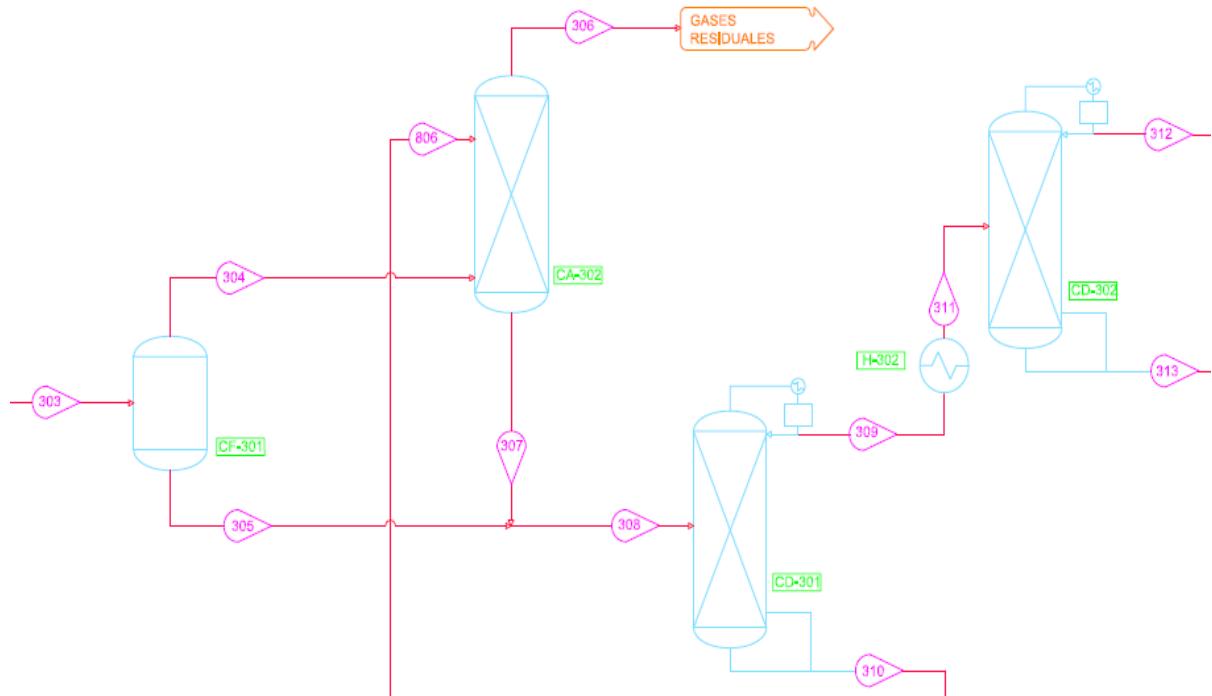


Figura 1.5.4 Secuencia de separación

Tabla 1.5.8 Balance de materia y energía secuencia de separación (I)

Nombre	303	304	305	806	306
Temperatura (°C)	20.000	20.000	20.000	2.000	2.836
Presión (bar)	1.013	1.013	1.013	1.013	1.013
Fracción de vapor	0.704	1.000	0.000	0.000	1.000
Caudal molar (kmol/h)	3156.949	2223.619	933.330	8200.000	1998.742
Caudal másico (kg/h)	83966.325	66537.712	17428.613	147730.869	57553.698
Caudal volumétrico (m ³ /h)	53410.590	53392.465	18.125	144.214	45221.667
Densidad (kg/m ³)	1.572	1.246	961.579	1024.390	1.273
Entalpía (Gcal/h)	-65.041	-4.136	-60.905	-562.528	-8.326
FRACCIÓN MÁSICA					
N₂	0.596	0.751	0.002		0.862
O₂	0.021	0.026	2.15E-04		0.030
C₃H₆	0.021	0.026	0.002		0.025
C₃H₄O=ACR	2.33E-05	2.71E-05	8.97E-06		5.15E-07
C₃H₃N=AN	0.078	0.090	0.032	6.04E-09	0.002
C₂H₃N=ACN	0.005	0.004	0.007	6.67E-05	2.50E-05
HCN	0.019	0.018	0.023	7.48E-07	3.16E-07
CO₂	0.035	0.044	0.001		0.047
CO	0.021	0.026	9.48E-05		0.030
H₂O	0.204	0.014	0.933	0.9999	0.005

Tabla 1.5.9 Balance de materia y energía secuencia de separación (II)

Nombre	307	308	309	311	312
Temperatura (°C)	15.500	16.000	44.690	35.000	19.079
Presión (bar)	1.013	1.013	0.400	0.400	0.400
Fracción de vapor	0.000	0.000	1.000	0.443	1.000
Caudal molar (kmol/h)	8424.878	9358.207	252.207	252.207	89.000
Caudal másico (kg/h)	156714.883	174143.496	9826.957	9826.957	2669.342
Caudal vol. (m ³ /h)	160.221	178.523	16216.101	7015.718	5213.559
Densidad (kg/m ³)	978.117	975.468	0.606	1.401	0.512
Entalpía (Gcal/h)	-558.338	-619.243	4.204	3.127	1.425
FRACCIÓN MÁSICA					
N ₂	0.002	0.002	0.040	0.040	0.148
O ₂	2.42E-04	2.39E-04	0.004	0.004	0.016
C ₃ H ₆	0.002	0.002	0.039	0.039	0.142
C ₃ H ₄ O=ACR	1.13E-05	1.11E-05	1.97E-04	1.97E-04	7.23E-04
C ₃ H ₃ N=AN	0.038	0.037	0.654	0.654	0.016
C ₂ H ₃ N=ACN	0.002	0.002	1.63E-05	1.63E-05	3.22E-07
HCN	0.007	0.009	0.159	0.159	0.587
CO ₂	0.001	0.001	0.023	0.023	0.084
CO	1.07E-04	1.05E-04	0.002	0.002	0.007
H ₂ O	0.947	0.945	0.079	0.079	5.98E-04

En el área 500 del proceso, se tiene como objetivo purificar el HCN para tenerlo con especificación de producto comercial. Para ello se requieren dos columnas de rectificación dónde, en la primera (CD-501) se requerirá trabajar a presión de 5 bares para tener una total separación entre el propileno y los gases absorbidos en el absorbedor, del cianuro de hidrógeno. Para evitar condensaciones de la corriente de entrada a la columna CD-501 al ser comprimida, se calienta hasta la temperatura de rocío del gas (corrientes 501 y 502). La corriente por cabezas formada en esta

1. Especificaciones del proyecto

columna, deberá ser tratada con un tratamiento especial (oxidación catalítica) ya que contendrá pequeñas cantidades de HCN, y al ser un compuesto tan tóxico, está prohibida su liberación a la atmósfera.

La corriente de colas de la primera columna, rica en HCN (504) se llevará hasta una segunda columna, que opera a P atmosférica, en la que sólo se separa el HCN (505) del pequeño resto de agua y acrilonitrilo del proceso. Además, en este punto se tiene la purga de la pequeña cantidad de acroleína formada en el reactor (corriente 506), llevándose esta corriente a un tratamiento de residuos líquidos externos al contener HCN y no ser apto para el tratamiento de líquidos de esta planta.

Para ser almacenado, el HCN se presuriza y condensa para evitar problemas de pérdidas a la atmósfera (507).

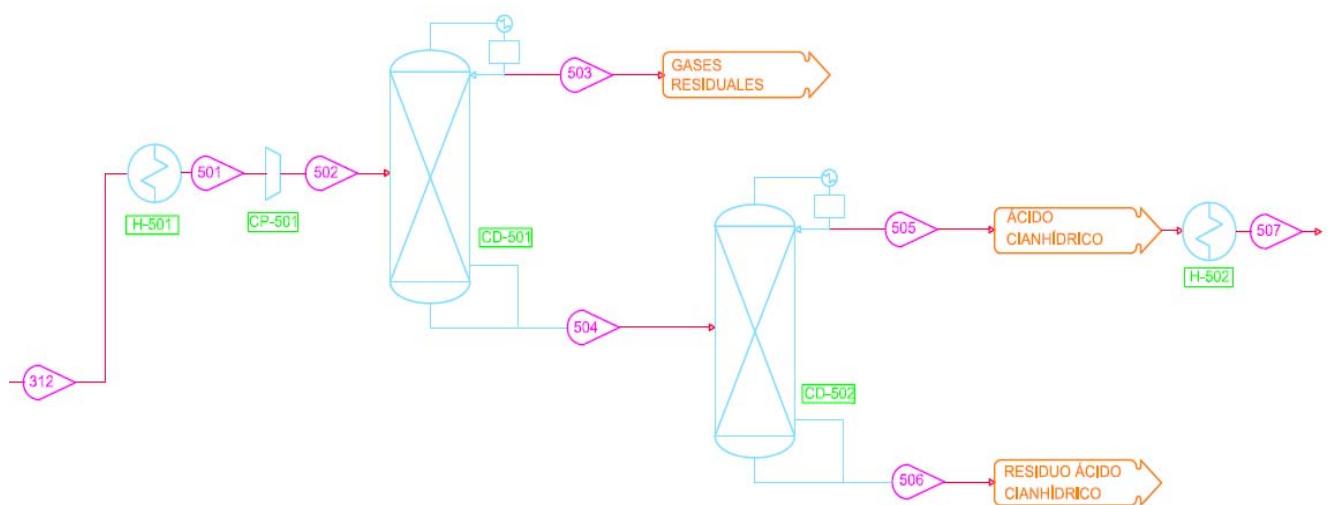


Figura 1.5.5 Tratamiento ácido cianhídrico

Tabla 1.5.10 Balance de materia y energía tratamiento ácido cianhídrico

Nombre	501	502	503	504	505	507	506
Temperatura (ºC)	65.000	65.000	54.950	77.043	25.663	21.000	68.509
Presión (bar)	0.400	5.000	5.066	5.119	1.013	1.013	1.056
Fracción de vapor	1.000	1.000	1.000	0.000	1.000	0.000	0.000
Caudal molar (kmol/h)	89.000	89.000	31.000	58.000	57.000	57.000	1.000
Caudal mísico (kg/h)	2669.342	2669.342	1081.220	1588.108	1540.514	1540.514	47.588
Caudal vol. (m ³ /h)	6150.558	477.521	164.519	2.644	1368.130	2.241	0.064
Densidad (kg/m ³)	0.434	5.590	6.572	600.565	1.126	687.369	741.367
Entalpía (Gcal/h)	1.425	1.472	-0.436	1.544	1.838	1.838	0.025
FRACCIÓN MÁSICA							
N ₂	0.148	0.148	0.364				
O ₂	0.016	0.016	0.039				
C ₃ H ₆	0.142	0.142	0.351				
C ₃ H ₄ O=ACR	7.23E-04	7.23E-04		0.001	4.80E-05	4.80E-05	0.039
C ₃ H ₃ N=AN	0.016	0.016		0.026			0.874
C ₂ H ₃ N=ACN	3.22E-07	3.22E-07		5.41E-07			1.80E-05
HCN	0.587	0.587	0.021	0.972	0.9999	0.9999	0.054
CO ₂	0.084	0.084	0.207				
CO	0.007	0.007	0.017				
H ₂ O	5.98E-04	5.98E-04		0.001			0.034

Para purificar el acrilonitrilo y que tenga la pureza deseada, se debe seguir el esquema presentado en la figura 1.5.6 . Este tratamiento consiste en dos columnas, de las cuales la primera servirá para separar el acrilonitrilo del agua restante en la corriente, pero este proceso no es sencillo. De modo similar a la columna CD-301 requiere de un diseño especial ya que en este caso se debe romper un heteroazeótropo entre el agua y el acrilonitrilo. Al tratarse de este tipo de azeótropo se opta por usar una columna de rectificación en la cual la salida por cabezas se hace pasar por un acumulador de fases. En este acumulador se consigue separar dos fases inmiscibles: el azeótropo (603) de una fase acuosa casi pura (602). Por colas de la columna se obtiene el acrilonitrilo en la

pureza deseada (604). Para optimizar el proceso, la corriente con composición de azeótropo se recircula a la columna reaprovechando así el acrilonitrilo que forma parte de la mezcla.

Por último, lo que queda es purificar el acrilonitrilo de las posibles polimerizaciones que hayan podido dar lugar a lo largo del proceso. Para hacer un dimensionamiento de esta columna se ha estimado que el polímero formado es poliacrilonitrilo, pero podría no ser el caso. Para estar seguros de este punto, se requeriría de datos empíricos.

Así pues, en esta columna (CD-602), se obtiene por cabezas el acrilonitrilo listo para vender (605) previo enfriamiento para un seguro almacenaje (607), y por colas, (606) se obtiene un pequeño caudal acuoso con el polímero formado, el cual requerirá de un tratamiento especial encargado a una empresa externa.

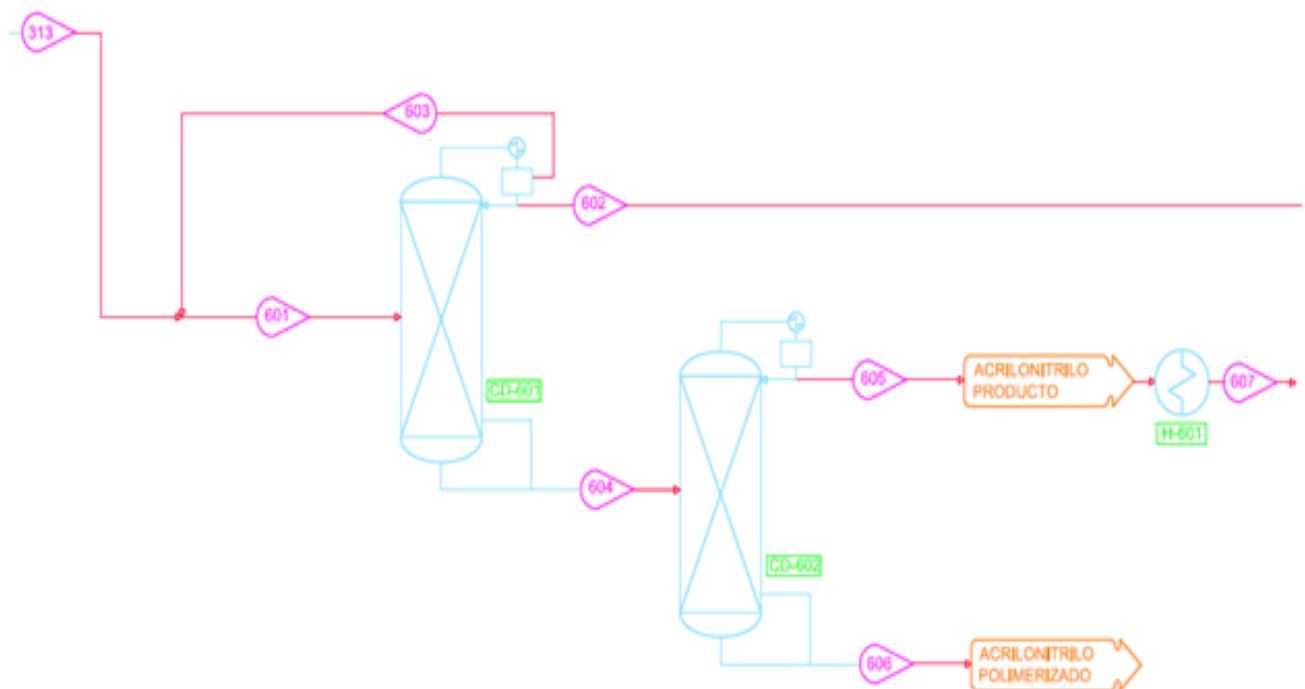


Figura 1.5.6 Tratamiento acrilonitrilo

Tabla 1.5.11 Balance de materia y energía tratamiento acrilonitrilo

Nombre	313	603	601	602	604	605	607	606
Temperatura (°C)	46.600	46.710	46.700	49.590	49.800	49.590	21.000	75.308
Presión (bar)	0.400	0.400	0.400	1.000	0.400	0.400	0.400	0.400
Fracción de vapor	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Caudal mol(kmol/h)	163.207	338.164	498.713	43.202	120.080	119.000	119.000	1.079
Caudal más. (kg/h)	7157.615	15442.256	22599.871	822.679	6349.048	6281.685	6281.685	67.363
Caudal vol. (m3/h)	9.357	16.462	29.516	1.066	8.225	8.142	7.689	0.160
Densidad (kg/m3)	764.948	938.060	765.684	771.530	771.954	771.530	816.989	771.302
Entalpía (Gcal/h)	1.504	9.964	11.467	-2.798	4.259	0.018	0.018	4.251
FRACCIÓN MÁSICA								
C3H4O=ACR	3.74E-08	3.85E-07	3.20E-07	1.00E-06				
C3H3N=AN	0.892	0.917	0.912	0.082	0.991	0.997	0.997	0.462
C2H3N=ACN	2.24E-05	6.37E-06	9.35E-06		2.50E-05	2.50E-05	2.50E-05	
HCN	1.37E-08	9.26E-08	7.79E-08	7.70E-08				
H2O	0.108	0.083	0.088	0.918	0.003	0.003	0.003	
PoliAN					0.006			0.538

La última de las columnas, la CD-701 tiene como misión separar la mayor parte del agua del proceso (la generada como producto en el reactor y la introducida en la absorción) de los orgánicos absorbidos en la columna CD-301. Por cabezas se obtiene una corriente (701) rica en acetonitrilo, pero con los restos de los otros orgánicos como HCN, y acrilonitrilo y una fracción de agua. Y por colas una corriente de agua prácticamente pura (con trazas de acetonitrilo) la cual se puede reaprovechar en los puntos en los que se requiere aporte de agua en el proceso (Quench y absorción).

En esta columna no se puede obtener el acetonitrilo puro, ya que al igual que el acrilonitrilo forma un azeótropo con el agua, pero en este caso, forma un homoazeótropo, requiriendo de un proceso muy costoso y complejo el cual no se ha dimensionado en este proceso por resultar inviable económicamente con las patentes encontradas.

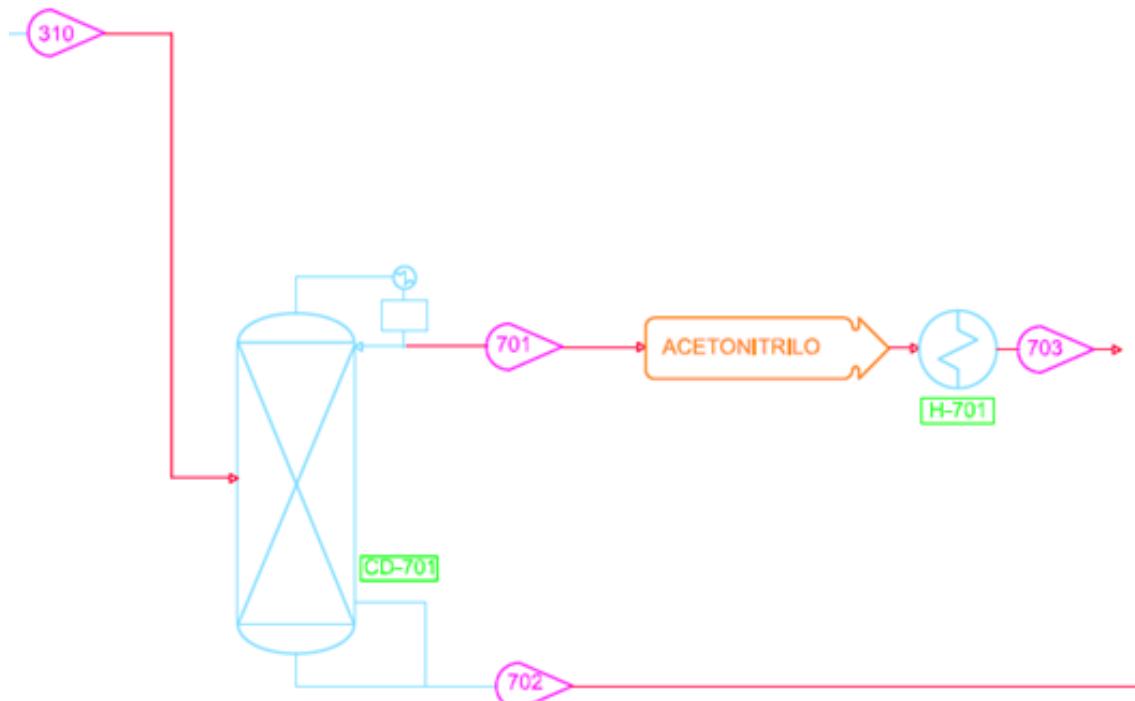


Figura 1.5.7 Tratamiento acetonitrilo

Tabla 1.5.12 Balance de materia y energía tratamiento acetonitrilo

Nombre	310	701	703	702
Temperatura (ºC)	74.100	75.150	21.000	75.900
Presión (bar)	0.400	0.400	0.400	1.000
Fracción de vapor	0.000	1.000	0.000	0.000
Caudal molar (kmol/h)	9106.000	40.000	40.000	9066.000
Caudal másico (kg/h)	164316.539	983.849	983.849	163332.690
Caudal volumétrico (m ³ /h)	174.353	2885.188	1.109	173.134
Densidad (kg/m ³)	942.436	0.341	887.327	943.389
Entalpía (Gcal/h)	-612.568	-1.439	-1.439	-610.644
FRACCIÓN MÁSICA				
C ₃ H ₃ N=AN	3.36E-04	0.056	0.056	6.05E-09
C ₂ H ₃ N=ACN	0.003	0.409	0.409	6.68E-05
HCN	1.81E-05	0.003	0.003	7.48E-07
H ₂ O	0.997	0.532	0.532	0.999

1. Especificaciones del proyecto

Para poder tratar las diferentes corrientes de agua residual como es debido, así como de reaprovecharla en caso de que se pueda, se debe en algunos casos enfriar la corriente de agua para su óptima aportación al proceso (804, 805 y 807). Con el agua que no se puede reaprovechar (porque se genera un caudal de agua mayor del que se consume) se envía al tratamiento químico de residuo líquido de la planta (Fenton).

En todos los casos en los que la corriente de agua proviene de una columna a vacío, se debe considerar el dimensionamiento de una bomba que impulse el fluido y lo pase a presión atmosférica, ya que tanto en los puntos donde se reaprovecha el agua, como en el tratamiento de aguas, se requiere de presión atmosférica.

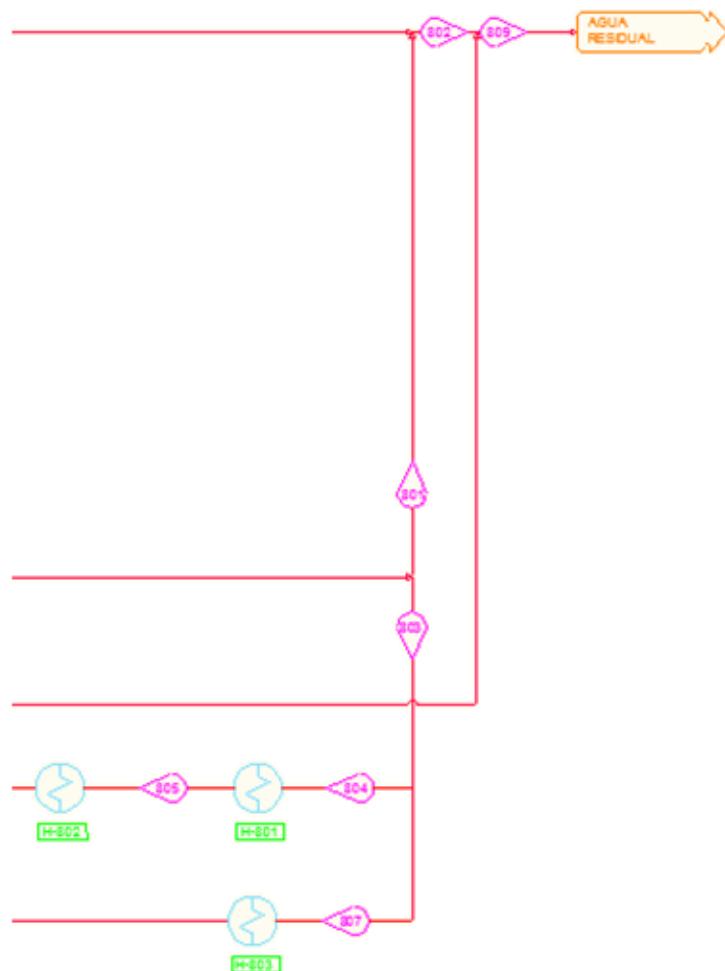


Figura 1.5.8 Recirculación de aguas

Tabla 1.5.13 Balance de materia y energía recirculación de aguas

Nombre	801	802	809	803	804	805	807
Temperatura (ºC)	75.900	74.100	62.100	75.900	75.900	35.000	75.900
Presión (bar)	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000	1.013	1.000
Fracción de vapor	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Caudal molar (kmol/h)	639.249	682.452	1062.346	8426.751	8200.000	8200.000	226.799
Caudal másico (kg/h)	11516.690	12339.369	19271.589	151816.000	147730.869	147730.869	4086.000
Caudal vol. (m ³ /h)	12.208	13.088	20.256	160.933	156.596	147.317	4.331
Densidad (kg/m ³)	943.372	943.000	951.402	943.349	943.389	1002.810	943.431
Entalpía (Gcal/h)	-43.056	-45.855	-71.325	-567.580	-552.314	-560.328	-15.276
FRACCIÓN MÁSICA							
C ₃ H ₄ O=ACR			3.30E-04				
C ₃ H ₃ N=AN	6.05E-09	0.005	0.019	6.05E-09	6.05E-09	6.04E-09	6.05E-09
C ₂ H ₃ N=ACN	6.68E-05	6.20E-05	5.69E-05	6.68E-05	6.68E-05	6.67E-05	6.68E-05
HCN	7.48E-07		4.51E-04	7.48E-07	7.48E-07	7.48E-07	7.48E-07
H ₂ O	0.9999	0.994	0.988	0.9999	0.9999	0.9999	0.9999

1.6.- SERVICIOS DE PLANTA

1.6.1.- Agua de red

Esta planta dispone de una red de abastecimiento de agua a pie de parcela con una presión máxima de servicio de 4 kg/cm² cuya conducción de salida posee un diámetro de 200 milímetros.

Esta agua de red se utiliza para uso personal (duchas vestuarios, lavabos oficinas...), para el agua contra incendios y para la limpieza general de la planta. Para poder suministrarla al sistema, hay que descalcificarla previamente mediante un equipo de descalcificación.

1.6.2.- Agua descalcificada

Toda el agua de proceso debe ser descalcificada para evitar problemas de ensuciamiento e incrustaciones en los equipos de proceso. En sistemas de agua industrial como calderas, torres de enfriamiento, intercambiadores, destiladores y condensadores, se presentan casi sin excepción problemas diversos causados por la formación de depósitos duros incrustados, comúnmente llamados sarro, sobre las superficies que presentan algún tipo de transferencia térmica; asimismo, y no menos importante, hay problemas relacionados con procesos naturales de corrosión de metales susceptibles.

El equipo utilizado en esta planta es el desionizador de la marca IONIS.



Figura 1.6.1.- Equipo IONIS de descalcificación del agua.

Cada equipo IONIS consta de dos semipiezas de pequeñas dimensiones. Cada una de ellas aloja en su interior un sistema de imanes permanentes de alta coercitividad. Este compendio de piezas es capaz de generar un campo magnético suficientemente consistente como para producir un proceso electrolítico en el fluido de manera autónoma, esto es, sin necesidad de energía eléctrica externa.

IONIS trata físicamente al agua sin modificar su composición química y sin entrar en contacto con ella, cambiando la estructura cristalina de las sales (calcita) a una forma no incrustante (aronita).

Ventajas de este equipo:

- Su instalación es más sencilla, dado que se instala sobre la misma tubería.
- Impide la formación de nuevas incrustaciones en todo el trayecto del mismo.

- Además de prevenir, los cristales amorfos, o cristales de aragonita, son capaces de eliminar antiguas incrustaciones del sistema.
- Evita procesos de corrosión por efecto Evans(un sedimento sobre una superficie metálica origina una zona corrosible justo debajo del depósito, a causa de la ausencia de oxígeno disuelto).
- Disminuye la capacidad de la corrosión galvánica(un fluido menos salino es menos conductor eléctricamente hablando, hecho que detiene la corriente galvánica y paraliza la corrosión, o tiende a frenar su velocidad significativamente).

1.6.3.- Agua de incendios

La máxima presión de la que se dispone es de 4 kg/cm². Es necesario tener una estación de bombeo y reserva de agua como medida contra incendios. Esto se especifica en medidas contra incendios.

1.6.4.- Aire comprimido

El aire comprimido en esta planta se utiliza para accionar las válvulas neumáticas de control, el cual se suministra mediante un compresor, el cual expulsa el aire a 8 bares. La presión de salida se obtiene por un circuito o sistema de aire comprimido que se basa en dos rotores helicoidales que giran entre sí. Normalmente, el primero gira más rápido que el segundo, generando así el aire comprimido. Los dos rotores nunca llegan a tocarse gracias a la precisión de los engranajes de sincronismo que mantienen una separación suficiente entre las superficies de los rotores, esto no provoca desgaste, por lo tanto el equipo no requiere lubricación en el espacio de compresión.



Figura 1.6.2 .- Esquema de dos rotores helicoidales.

El equipo seleccionado para este servicio es de la empresa Atlas Copco el modelo ZT 55-90 VSD-FF, compresor de tornillo rotativo exento de aceite refrigerado por agua.



Figura 1.6.3.- Compresor de tornillo rotativo exento de aceite refrigerado por agua modelo ZT 55-90 VSD-FF de la empresa Atlas Copco.

1.6.4.- Nitrógeno

Es necesario nitrógeno como servicio adicional de la planta para inertizar los tanques de almacenaje.

En áreas donde existe riesgo de fuego o explosión por sustancias químicas inflamables, materiales a granel o polvo, la inertización actúa como medida de seguridad. El aire y el oxígeno que se encuentran en el interior de los tanques, se sustituye por el nitrógeno. De esta forma, al inertizar los tanques, la parte que queda vacía se llena con nitrógeno haciendo que el aire salga de él al exterior.

Los tanques de almacenaje nunca se encuentran vacíos, el máximo es el 85% del tanque. Con esto se puede calcular el nitrógeno necesario.

$$\text{Necesidad de nitrógeno (m}^3\text{)} = 0,85 \times V_{\text{tanque}} \quad (\text{Ec. 1.6.1})$$

Se calcula la cantidad de nitrógeno para cada tanque, exceptuando el de hidroquinona, porque es un tanque pequeño y no se encuentra en la zona de tanques, así que se desprecia.

Tabla 1.6.1.- Nitrógeno necesario para inertizar los tanques.

Tanque	Volumen (m ³)	Nº tanques	Necesidad de nitrógeno (m ³)
Acrilonitrilo	180	5	765
Amoníaco	250	2	425
Ácido sulfúrico	350	5	1487,5
Ácido cianhídrico	300	1	255
Acetonitrilo	125	1	106,25
Propileno	300	4	1020
Total			4058,75

Esta es el volumen de nitrógeno gas necesario en cada tanque para inertizar.

También se utiliza nitrógeno para transportar la sal de sulfato amónico producida en el proceso. Se selecciona este método de transporte por la seguridad, higiene y bajo coste. Esto se explica en el sistema de impulsión de sólido neumático, en el manual de cálculo.

El volumen inicial de nitrógeno gas necesario para la impulsión del sólido es 61678,08 m³ (calculado para 4 días de stock).

El suministro mediante botellas de gas comprimido plantea problemas funcionales y económicos por el elevado número de botellas a manejar. Así, se considera más óptimo el suministro de nitrógeno en forma líquida, utilizando tanques en lugar de botellas.

Para transportarlo en forma de líquido hay que tener en cuenta, las condiciones en las que está el nitrógeno en cada tanque de almacenamiento, y mediante las densidades en estado líquido y gas calcular el volumen a comprar.

$$masa_{nitrógeno} = \rho_{gas} \times V_{gas} \quad (Ec. 1.6.2)$$

$$V_{liq} = \frac{m_{nitrógeno}}{\rho_{liq}} \quad (Ec. 1.6.3)$$

Tabla 1.6.2 .- Nitrógeno liquido que es necesario.

Tanque	Densidades gas(Kg/m^3)	Densidades liq(Kg/m^3)	Necesidad de nitrógeno liq (m^3)	Necesidad de nitrógeno liq (l)
Acrilonitrilo	1,25	598	1,599	1599,080
Amoníaco	13,85	598	9,843	9843,227
Ácido sulfúrico	1,25	598	3,109	3109,323
Ácido cianhídrico	1,25	598	0,533	533,027
Acetonitrilo	1,25	598	0,222	222,094
Propileno	15,74	598	26,847	26847,492
Para impulsión de sólido	1,25	598	128,926	128925,753
		Total		171079,996

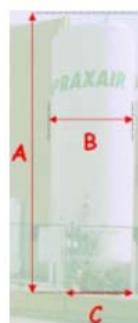
La empresa seleccionada para suministrar el nitrógeno es Praxair. El volumen de tanque mayor que suministra esta empresa es de 58000 l, por lo que se necesitan 3 tanques de este volumen.

$$Nº_{tanques\ necesarios} = \frac{171079,996}{58000} = 2,950 \approx 3$$

Las dimensiones de estos tanques son:

Tabla 1.6.3.- Dimensiones de cada tanque de nitrógeno.

Dimensiones tanque	
A (m)	12,1
B (m)	3,2
C (m)	3,1

**Figura 1.6.4.- Tanque de nitrógeno.**

Este sería el nitrógeno adquirido inicialmente. Pero para transportar la sal de sulfato amónico producida es necesario tener nitrógeno a lo largo de la producción.

El volumen de nitrógeno líquido para este uso cada 4 días es 128925,753 l, por lo que se compran 3 tanques de 58000 l cada 5 días.

1.6.5.- Gas natural

Se dispone de una conexión a pie de parcela a una presión de 1,5 kg/cm².

Este combustible se necesita para las calderas de vapor y el horno.

$$Consumo_{gas\ natural, horno} = 826,1 \frac{m^3}{h}$$

$$Consumo_{gas\ natural, caldera} = 3672,00 \frac{m^3}{h}$$

Además del consumo de gas natural de las calderas de vapor y del horno, también es necesario el suministro de gas en el reactor de oxidación catalítico y como para el encendido de la antorcha.

1.6.6.- Alcantarillado

Se dispone de una red unitaria en el centro de la calle a una profundidad de 3.5 m (diámetro del colector de 800 mm).

1.6.7.- Energía eléctrica

La energía eléctrica consumida en la planta es subministrada por Fecsa Endesa con una línea de media tensión (20 KV). La planta dispondrá de una estación transformadora para pasar de media tensión a baja tensión (380V/220V) y se distribuirá por toda la planta.

En la tabla 1.6.4 se presenta la potencia eléctrica consumida por la planta.

Tabla 1.6.4.-Potencia eléctrica consumida por la planta.

	Consumo (KW)
BOMBAS	49,142
BOMBAS DE VACIO	14
COMPRESORES	2417,243
SOPLANTES	47,813
AGITADORES	32,2
TORRE REFRIGERACION	60
CHILLER	21012,539
TOTAL	23632,937

Para diseñar el sistema de abastecimiento eléctrico de la planta, hay que tener en cuenta la simultaneidad, es decir la cantidad máxima de energía consumida por los equipos que funcionan al mismo tiempo.

1.6.8.- Grupos electrógenos

Por posibles problemas en la red de distribución de la electricidad se instala un grupo electrógeno. En estos casos de emergencia se quiere garantizar el suministro eléctrico para los sistemas de control, los equipos informáticos y el funcionamiento de los equipos más importantes de la planta.

Los equipos seleccionados son un grupo electrógeno Diesel de 2500 KW de la casa comercial Caterpillar.

**Figura 1.6.5.- Grupo electrógeno Diesel.**