



TECNOLOGÍAS DE MEMBRANA PARA RECUPERAR EL NITRÓGENO AMONIACAL PROCEDENTE DE AGUAS RESIDUALES URBANAS

Máster en Ingeniería Ambiental
Trabajo Fin de Máster



Máster en Ingeniería Ambiental
Trabajo Fin de Máster

*Autor: Marta San José Caballero
Tutor: María del Mar Peña Miranda*

Septiembre 2017



INDICE

Resumen	3
Objetivos y Justificación	4
Introducción	5
Qué son las tecnologías de membrana	7
Tecnologías de destilación de membrana (MD)	16
Tipos	17
Comparativa	24
Conclusión	25
Alternativas	26
Diseño de las tecnologías de membrana para la recuperación de amoníaco de una planta de tratamiento residual urbana	
Antecedentes	29
Localización	30
Descripción del proceso de tratamiento de agua residual	30
<u>Descripción general del proceso y equipos utilizados</u>	32
<u>Características del agua residual</u>	34
Diseño de la gestión de eliminación de nutrientes	36
<u>Diagrama del proceso seleccionado</u>	36
<u>Equipos</u>	37
<u>Bases de diseño</u>	38
<u>Eliminación de nutrientes</u>	41
<u>Costes</u>	41
<u>Impacto ambiental</u>	42
Conclusión	43
Anexos	44
Bibliografía	51



RESUMEN

La realización de este estudio tiene como objetivo la recuperación de nutrientes de aguas residuales urbanas de un pequeño municipio, con el fin de recuperar así, componentes valiosos, como es el amoníaco, y poder reutilizarlos, por ejemplo, en la fabricación de fertilizantes usados en la agricultura.

En los próximos años el número de habitantes en la Tierra se prevé aumente en gran medida, teniendo que aumentar por ello la cantidad de alimento disponible.

Recuperando los nutrientes que se pierden en las aguas residuales se evitaría la contaminación de dichas aguas, lo cual, genera un impacto negativo tanto en el medio ambiente como en los seres vivos, y la producción de fertilizantes a partir de nutrientes recuperados importante para el sector de la agricultura.

El propósito de este estudio está en conocer las diferentes tecnologías de membrana disponibles, valorar sus características y encontrar la opción más viable para implantar como tratamiento de afino en una planta de tratamiento de agua residual de un pequeño municipio de la provincia de Valladolid.

Una vez decidido se diseña una planta, se valoran las ventajas y desventajas que ofrece en el proceso y se tienen en cuenta los costes, añadiendo posibles alternativas.

Se decide que la tecnología de membrana más apropiada en este caso sería una destilación de membrana de fibras huecas de contacto directo. Aun siendo una tecnología de muy buenos rendimientos en el proceso, se comprueba que su instalación generaría altos costes de inversión, no siendo viable su implantación.

Por ello, se tienen en cuenta algunas alternativas que podrían generar tan buenos resultados como el stripping por gas. Tecnologías implantadas a escala industrial pero no a menores niveles como aguas residuales municipales.

Palabras clave: Eliminación de nitrógeno. Tecnologías de membrana. Destilación de membrana. Aguas residuales urbanas.



OBJETIVOS Y JUSTIFICACION

OBJETIVOS

- Recuperación del nitrógeno amoniacal procedente de un agua residual urbana mediante la utilización de tecnologías de membrana.
- Estudiar los tipos de tecnologías de membrana viables para este proceso.
- Establecer la tecnología de membrana más idónea para recuperar el nitrógeno procedente del agua residual urbana de una población de 6000 habitantes.

JUSTIFICACIÓN

Se procede a la realización de un estudio de eliminación de nitrógeno amoniacal de un agua residual urbana, ya que se trata de uno de los contaminantes más importante y cuyo límite de vertido es bastante restrictivo; evitando así la contaminación de las aguas.

Recuperar este tipo de nutrientes de aguas residuales puede suponer un impacto positivo al medio ambiente facilitando la producción de alimentos procedentes de la agricultura, ya que se podría reutilizar en la fabricación de fertilizantes.

Se elabora un estudio de los tipos de tecnologías de membrana que actualmente se conocen y que podrían ser factibles a nuestro proceso y se selecciona la opción más apropiada a partir de una comparativa previa entre ellas.

La tecnología de membrana seleccionada se diseñará en el tratamiento de un agua residual urbana de una población pequeña (6000 habitantes) de la provincia de Valladolid.

El estudio se decanta por una población pequeña debido a que los estudios que existen actualmente están destinados a grandes municipios o industrias.



INTRODUCCIÓN

En el agua residual urbana podemos encontrar diversos nutrientes, siendo mayoritarios en la mayoría de las aguas el nitrógeno (en forma amoniacal en la mayoría de los casos, pero también como nitratos y nitritos) y en menor cantidad el fósforo (en forma de fosfatos)

En el proceso de depuración del agua residual, el amoníaco pasa desapercibido por el tratamiento debido a que las tecnologías que actualmente están implantadas en las plantas de depuración no son capaces de eliminarlo por completo y en el tratamiento secundario aerobio (biológico) no son depurados, pasando directamente al efluente de salida.

Esto provoca que el agua del efluente final tenga cantidades importantes de nutrientes. Evitando que el caudal pueda ser reutilizado va directo a cauce suponiendo efectos adversos importantes.

Se trata de un contaminante de naturaleza tóxica para la mayoría de las especies acuáticas. Para el ser humano, también constituye una sustancia perjudicial cuando se da el caso de que microorganismos lo bioxiden a nitritos.

El hecho de que, en las aguas de lagos, ríos, estanques, etc.; se produzca un vertido de aguas de altas cantidades de nutrientes puede dar lugar a importantes problemas de contaminación como lo es la eutrofización (proliferación masiva de plantas y otros organismos debido a altas cantidades de nutrientes en el agua) generando graves daños.

Actualmente, nos encontramos con un desafío importante, el hecho de satisfacer de manera sostenible las demandas de alimentos y al mismo tiempo reducir los daños ambientales que ocasiona la agricultura.

Se produce un aumento del 4% en la demanda de fertilizantes para alimentar a más de 2300 millones de personas para el año 2050, lo que requiere un suministro de fertilizantes en los campos importante.

El uso de fertilizantes para satisfacer la demanda de alimentos también conlleva una pesada carga para los procesos de tratamiento de aguas residuales.

La eliminación de nitrógeno de las aguas residuales requiere de una energía sustancial de 45MJ/kg de nitrógeno solo para liberarlo de nuevo como nitrógeno gaseoso a la atmósfera.

Esta eliminación de nutrientes, fuente de energía, también contribuye a la emisión de gases de Efecto Invernadero de 0.9 g CO₂/L³ de aguas residuales tratadas.

La gran huella energética y ambiental de la eliminación de nutrientes de las aguas residuales, a su vez, agrava la sostenibilidad de la producción de fertilizantes para la seguridad alimentaria.

Se espera que la recuperación de nutrientes de las aguas residuales se convierta en una estrategia para mantener la producción de fertilizantes y alimentos y al mismo tiempo generar beneficios en las plantas de tratamiento de aguas residuales.



El uso de tecnologías de membrana en la recuperación de nutrientes de las aguas residuales está en pleno estudio sobre todo para aguas residuales de grandes urbes y para aguas residuales industriales.

Hoy no existen estudios referidos a la implantación de estas tecnologías con este fin en municipios pequeños y mucho menos en uso. Debido a que uno de los principales inconvenientes que genera estas instalaciones es su alto coste por lo que, su implantación en pequeñas poblaciones no es viable actualmente

Por ello, se plantea este estudio para averiguar si la recuperación de nutrientes mediante tecnologías de membrana dentro de un tratamiento de agua residual urbana de un pequeño municipio sería rentable o si de otro modo, tener en cuenta alguna alternativa, ya que, considerar este hecho de recuperación es importante tanto para el ser humano como para el medio ambiente.



QUÉ SON LAS TECNOLOGÍAS DE MEMBRANA

Las tecnologías de membrana son un mecanismo de separación de sustancias.

Basado en el siguiente principio: La membrana actúa como un filtro muy específico que dejará pasar el agua, mientras que retiene los sólidos suspendidos y otras sustancias.

La membrana funciona como una pared de separación selectiva, donde ciertas sustancias son capaces de atravesar la membrana, en cambio otras quedan atrapadas en ella.

Se utiliza una bomba para hacer circular la solución de alimentación a través del módulo, utilizando una válvula para mantener la presión del retenido.

El permeado se retira, típicamente a presión atmosférica. A medida que los constituyentes en el agua de alimentación se acumulan en las membranas (ensuciamiento u obstrucción de membrana), la presión se acumula en el lado de alimentación, el flujo de membrana comienza a disminuir y el porcentaje de eliminación también comienza a disminuir.

Cuando el rendimiento se ha deteriorado hasta un nivel dado, los módulos de membrana se retiran y se lavan o se limpian químicamente.

Las tecnologías de membrana se pueden utilizar como una alternativa a múltiples procesos de separación como pueden ser: floculación, adsorción, extracción y destilación.

El uso de este tipo de procesos de separación supone ventajas importantes como:

- ✓ El uso de temperaturas bajas, sin necesidad de tener que conseguir elevadas temperaturas permitiendo así que puedan intervenir materiales sensibles al calor.
- ✓ Bajo coste energético, ya que en su mayoría es utilizada para bombear los líquidos a través de la membrana.
- ✓ El principio puede ser fácilmente ampliado.

Pero también pueden presentar inconvenientes como la obstrucción de la membrana, es decir, la acumulación de suciedad y/o contaminación debido principalmente a sólidos en suspensión o disueltos que se quedan adheridos a la capa externa, en los poros o entre los poros de la membrana. El ensuciamiento de la membrana puede producirse generalmente de tres formas:

- Por una acumulación de los constituyentes en el agua de alimentación sobre la superficie de la membrana.
- La formación de precipitados químicos debido a la química del agua de alimentación.
- Daño a la membrana debido a la presencia de sustancias químicas que pueden reaccionar con la membrana o agentes biológicos que pueden colonizar la membrana.



Se debe tener importante consideración al hecho de que se pueda dar este fenómeno de ensuciamiento de membrana ya que puede afectar en el diseño y operación de sistemas de membrana. Este suceso provoca un mayor gasto de energía, un aumento de la frecuencia de limpieza y una disminución de la calidad de vida de la membrana disminuyendo su vida útil.

Llegará un momento en que la presión aumente tanto que el uso de esa membrana ya no sea rentable económicamente y haya que reemplazarla por otra.

Las membranas nunca pueden ser aplicadas como una única placa plana, porque daría lugar a altos costes de inversión. Por ello, los sistemas son construidos de forma muy compacta consiguiendo una gran superficie de membrana en el mínimo volumen posible.

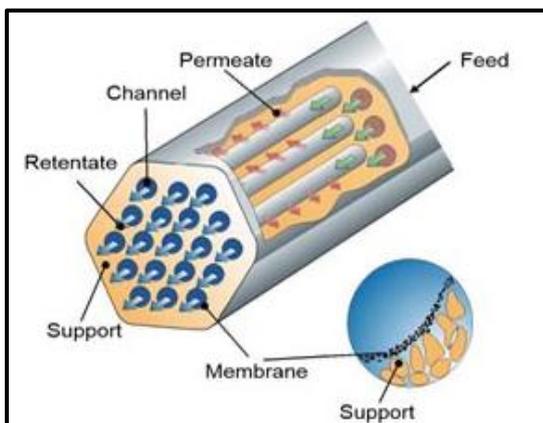
Existen varios criterios de clasificación de membranas:

Tipos de membranas según su geometría o su tipo de módulos, habiendo dos tipos principales:

1. Sistema tubular de membrana:

a. Tubulares

Se trata de membranas situadas dentro de un tubo, fabricadas de un material especial que será quien sostenga la membrana. (Ilustración 1)



Fuente: tetrapak.com

Tienen un diámetro entre 5 y 15 mm haciendo que sea poco probable que se obstruyan. La densidad de empaquetamiento es baja resultando más económico.

El flujo de una membrana tubular normalmente es contrario, debido a que la unión de la membrana a la capa que la sostiene es muy débil.

En la configuración tubular, la membrana se funde en el interior de un tubo de soporte. Un número de tubos (ya sea individual o de haz) se colocan en un recipiente a presión adecuado. El agua de alimentación se bombea a través del tubo de alimentación, y el agua del producto se recoge en el exterior de los tubos. (Ilustración 2)

El concentrado continúa fluyendo a través del tubo de alimentación.



Ilustración 2: Ejemplo de membrana tubular. Vista de los tubos interiores. Fuente: tetrapak.com



b. Capilares

Se trata de membranas selectivas siendo suficientemente grandes para resistir las presiones de filtración. Esto hace que el flujo a través de las membranas capilares sea tanto de dentro a fuera como, al contrario, de fuera a dentro. (Ilustración 3)

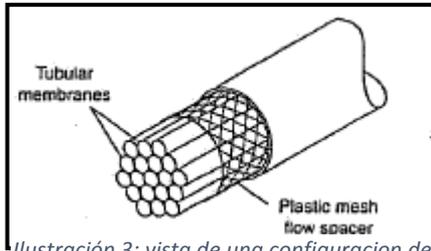


Ilustración 3: vista de una configuración de membrana capilar

El diámetro es mucho menor que en membranas tubulares de 0.5 a 5 mm teniendo el inconveniente de sufrir mayores probabilidades de obstrucción.

Este sistema tiene la ventaja de tener una densidad de empaquetamiento mayor.

c. De fibra hueca

Este tipo de membranas solo pueden ser usadas para el tratamiento de agua con un bajo contenido de sólidos suspendidos.

La densidad de empaquetamiento de una membrana de fibra hueca es muy alta.

Estas membranas tienen un diámetro muy pequeño, menor a 0.1 mm dando lugar a altas probabilidades de obstrucción.

Este sistema de membranas se utiliza casi siempre en procesos de nanofiltración y ósmosis inversa (RO)

El módulo de membrana de fibra hueca consiste en un haz de cientos a miles de fibras huecas. Todo el conjunto se inserta en un recipiente a presión.

La alimentación se puede aplicar al interior de la fibra (flujo de adentro hacia fuera) o al exterior de la fibra (flujo de entrada)



Ilustración 4: Vista de una configuración de membrana de fibra hueca



En la siguiente tabla se parecen recogidas de manera comparativa las características que diferencian las tres configuraciones de membrana tubular citadas:

Tabla 1: Comparativa de los tipos de configuraciones de membrana tubular

	Diámetro (mm)	Densidad de empaquetamiento	Obstrucción
TUBULAR	5-15	Baja	Baja
CAPILAR	0.5-5	Alta	Alta
DE FIBRA HUECA	< 0.1	Muy alta	Muy alta

A partir de la tabla donde se resumen las características principales que diferencian los tres tipos de configuraciones que pueden darse en membranas tubulares, podemos ver que, la opción más acertada sería las de tipo tubular de cara a una eliminación de sólidos en el agua, sobre todo por ser la que menor problemas ocasiona de ensuciamiento, siendo una ventaja importante en comparación con el resto.

Este estudio tiene como objetivo la recuperación de amoníaco del agua por lo que, como se irá viendo más adelante, la forma más viable para el proceso de recuperación de amoníaco del agua residual será la configuración de membrana tubular de fibra hueca.



2. Sistema placa y marco de membrana

Los módulos de membranas de placa y marco están compuestos por una serie de hojas de membrana plana y placas de soporte. El agua a tratar pasa entre las membranas de dos conjuntos de membranas adyacentes. La placa soporta las membranas y proporciona un canal para que el permeado fluya hacia la unidad.

La configuración de placa y marco se utiliza comúnmente para módulos de electrodiálisis.

a. Espirales

Consisten en dos capas de membranas situadas en un tejido colector de permeados. Esta funda de membrana envuelve a un desagüe de permeados situados en posición central.

Esto hace que la densidad de empaquetamiento de las membranas sea mayor. El canal de entrada del agua se sitúa a una altura moderada para prevenir la obstrucción de la unidad de membrana.

Solamente se utilizan en procesos de nanofiltración y ósmosis inversa.

En la membrana enrollada en espiral, se coloca un separador de permeado flexible entre dos hojas de la membrana placa. Las membranas se escalan en tres lados.

El lado abierto está unido a un tubo perforado. Se añade un espaciador de alimentación flexible y las láminas planas se enrollan en una configuración circular apretada.



Los compuestos de película delgada son más comunes en módulos de membrana en espiral.

El término “en espiral” viene dado por el hecho de que el flujo en la disposición enrollada de membrana y las láminas de soporte sigue un patrón de flujo en espiral.

*Ilustración 5-6: Vista de una configuración de membrana de placa y marcos de tipo espiral.
Fuente: tetrapk.com*





b. Almohadiformes o placas planas

Se trata de membranas constituidas por placas planas, con forma de almohadilla. Se trata de dos membranas empaquetadas juntas en una unidad de membrana.

Dentro de la membrana hay una placa de apoyo que da solidez. Dentro del módulo se encuentran muchas almohadas con un cierto espacio de separación entre ellas que depende del contenido en sólidos disueltos del agua residual. El agua fluye de dentro afuera a través de las membranas.

Cuando el tratamiento ha sido realizado, el permeado se recoge en el espacio entre las membranas, desde donde es sacado a través de cañerías.

Entre las ventajas que presenta este tipo de configuración de membrana, podemos destacar:

- ✓ Adecuación para productos de viscosidad alta.
- ✓ Dinámica de flujo altamente definida.
- ✓ Resistencia a altas temperaturas.
- ✓ Posibilidad de aislar membranas individuales.
- ✓ Gran versatilidad de configuración.



Ilustración 7-8: Vista de una configuración de membrana de placa y marcos de tipo almohadiformes o placa plana.

Fuente: tetrapk.com



La mayoría de las membranas comerciales son de fibras huecas finas, de láminas planas o en forma tubular.

La configuración de lamina plana junto con la de fibra hueca son las más utilizadas. Ambas se han estudiado a nivel de laboratorio para eliminar nitrógeno amoniacal de aguas residuales urbanas.

La elección de cada configuración depende del tipo de efluente que debe tratarse y de las características del licor mezcla.

Para recuperar amoniaco de aguas residuales, es recomendable utilizar fibras huecas, ya que en comparación con lamina plana, tiene un rendimiento de eliminación mayor, 98% y un tiempo de reacción mucho menor 35 min con respecto a 150 min que tardaría las placas planas.

Por ello, en este estudio se van a llevar a cabo el uso de membranas de fibra hueca.

Las membranas también se clasifican según los procesos accionados en términos de rendimiento del proceso, ensuciamiento u obstrucción de la membrana, y costo de operación y consumo de energía.

Membranas según el rango de filtración:

- Por presión:
 - Microfiltración (MF)
 - Ultrafiltración (UF)
 - Nanofiltración (NF)
 - Ósmosis inversa (RO)

- Osmóticamente:
 - Ósmosis directa (OF)

- Térmicamente:
 - Destilación (MD)

- Eléctricamente
 - Electrodialisis
 - Diálisis

También existen tipos de membrana clasificados según el material de su composición. Pudiendo ser orgánicas (polímeros y copolímeros orgánicos) o inorgánicas (cerámicas)

Para evaluar que tipo de proceso de membrana es más adecuado en el estudio, en la siguiente tabla (*tabla 2*) comparativa se recogen datos de rendimientos de eliminación de cada una de ellas dependiendo del tipo de efluente o alimentación del que se disponga. En nuestro caso, nos fijaremos en aquellos que se refieran a eliminación de amoniaco en aguas residuales urbanas.

En los mecanismos por presión, se emplea una diferencia de presión para impulsar la penetración del agua en la membrana; podemos ver que para el caso de la recuperación de amoniaco son efectivos si se trata de urea, mediante ósmosis inversa o urea sintética mediante nanofiltración, pero no para el caso de aguas residuales.



En el caso de aquellos que funcionan por conducción osmótica, podemos ver que, para el caso de aguas residuales, no se recupera amoníaco, para ello, habría que estimar la posibilidad del uso de sistemas híbridos, como el caso de FO-RO y FO-EH

Para recuperar amoníaco a partir de aguas residuales podemos utilizar el mecanismo de destilación de membrana basado en el impulso térmico, ya que ofrece óptimos resultados. Se puede utilizar membranas del tipo de gas de barrido, membranas de vacío o de contacto directo. Estos procesos no presentan riesgo de ensuciamiento u obstrucción siendo una ventaja muy importante que considerar.

Comparando su rendimiento (*tabla 2*) vemos que se pueden conseguir del 96, 90 y 99% en gas de barrido, membrana de vacío y membrana de contacto directo, respectivamente, siendo un dato importante para descartar el de menor eficiencia para nuestro estudio.

Los procesos impulsados eléctricamente están basados principalmente en la recuperación de fósforo no ya de amoníaco.

Como conclusión, podemos decir que, quedan reducidos los posibles procesos a utilizar en el estudio de recuperación de amoníaco de las aguas residuales urbanas a los de destilación de membrana basados en impulso térmico, siendo los más idóneos, porque como veremos más adelante, son las tecnologías más eficientes para conseguir los mejores resultados en recuperación de este tipo de nutriente en aguas residuales urbanas.



Tabla 2: Tabla comparativa de procesos de membrana

Fuente: Membrane based processes for wastewater nutrient. XIE, M.; KYONG SHON, H.; GRAY, S.R.; ELIMELECH, M.; (2015)

Driving force	Source water	Nutrient recovered	Key membrane process	Performance	Membrane fouling	Operating cost and energy consumption
Pressure-driven	Urine (Maurer et al., 2006)	Ammonium, phosphate, potassium	RO	Concentration factor up to 5. Ammonium: 70%; phosphate: 73%; potassium: 71%.	Membrane scaling	Operating pressure of 50 bar
	Synthetic urine (Pronk et al., 2006b)	Urea, ammonium, phosphate	NF	Urea: 10% ammonium: 55% phosphate: 94%	N.A. ^a	Operating pressure of 20 bar
	Synthetic wastewater (Niewersch et al., 2014)	Phosphate, potassium	NF	Phosphoric acid: 50% potassium: 30%	N.A.	Operating pressure of 12 bar
	Digested sludge (Blöcher et al., 2012)	Phosphate	NF	phosphate: 50%	N.A.	Operating pressure of 25 bar Operating cost can be covered by phosphate recovery revenue
Osmotically-driven	Urine (Zhang et al., 2014a)	Ammonium, phosphate, potassium	FO	Ammonium: 50–80% phosphate: >90% potassium: >90%	N.A.	N.A.
	Urine (Gormly and Flynn, 2007; Michael et al., 2012)	Water	FO (X-Pack™, Water Well®)	Total nitrogen >95% urea >93% total organic carbon > 95%	N.A.	N.A.
	Synthetic wastewater (Phuntsho et al., 2012)	Water	FO with fertilizer draw solution	Diluted fertilizer for agricultural irrigation	N.A.	N.A.
	Secondary treated effluent (Hancock et al., 2013)	Water	FO-RO	Nitrate >72% phosphate >99% dissolved organic carbon >98%	Cake layer formation	N.A.
	Raw sewage (Xie et al., 2013)	Water	FO-MD	Total organic carbon >99% total nitrogen >99%	Cake layer formation	Draw solution temperature 40 °C
	Secondary treated effluent (Zhang et al., 2013b)	Water	FO-ED	Total organic carbon >90% Near 100% rejection of heavy metal ions (Cd, As, Pb)	N.A.	€3.32–4.92 per m ³ product water
	Activated sludge (Nguyen et al., 2013)	Water, ammonium, phosphate	FO	Ammonium >96%, phosphate >98% dissolved organic carbon >99%	Cake formation	N.A.
	Activated sludge (Hau et al., 2014)	Water, ammonium, phosphate	FO-NF	Ammonium >97% phosphate >99%	Cake formation	NF operating pressure: 80 psi
Thermally-driven	Urine (Zhao et al., 2013)	Water, ammonia, organic matters	Vacuum MD	Organic matter: >99% Ammonia: 41–75% Water: 32–49%	Organic fouling with salt crystallization	Feed temperature: 50–70 °C Vacuum pressure: 9.5 kPa.
	Synthetic wastewater (Xie et al., 2009)	Ammonia	Sweep gas MD	Ammonia: >96%	N.A.	Feed temperature: 65 °C sweep gas flowrate: 3 L/min
	Synthetic wastewater (El-Bourawi et al., 2007)	Ammonia	Vacuum MD	Ammonia: >90%	N.A.	Feed temperature: 50 °C Vacuum pressure: 6.3 kPa.
	Synthetic wastewater (Ahn et al., 2011)	Ammonia	Direct contact MD	Ammonia: >92%	N.A.	Feed temperature: 35 °C Ammonia stripping solution: 1 M H ₂ SO ₄
	Synthetic wastewater (Qu et al., 2013)	Ammonia	Direct contact MD	Ammonia: >99%	N.A.	Feed temperature: 55 °C Ammonia stripping solution: 0.1 M H ₂ SO ₄
	Swine manure (Zarebska et al., 2014)	Ammonia	Direct contact MD	Ammonia: >99%	Organic fouling followed by pore wetting	Feed temperature: 40 °C Ammonia stripping solution: 0.5 M H ₂ SO ₄
	Swine manure (Thygesen et al., 2014)	Ammonia	Direct contact MD	Ammonia: >98%	Organic fouling	Feed temperature: 35 °C Ammonia stripping solution: 0.5 M H ₂ SO ₄
Electrically-driven	Urine (Pronk et al., 2006a)	Ammonium, phosphate, potassium	ED with ion exchange membrane	Concentration factors: ammonia (2.9), potassium (3.1), phosphate (2.7); Eliminating micropollutants	N.A.	Applied current density: 22.5 mA/cm ² Current efficiency: 50%
	Municipal Wastewater (Zhang et al., 2013a)	Phosphate	ED with ion exchange membrane	Concentration factors: phosphate (6.5)	N.A.	Applied current density: 31.25 A/cm ² Current efficiency: 72% Energy consumption: 16.7 kWh/(kg PO ₄ ³⁻)
	Synthetic wastewater (Wang et al., 2013)	Phosphate	ED with ion exchange membrane	Concentration factors: phosphate (4.2)	N.A.	Applied current density: 71.5 mA/cm ²



TECNOLOGÍAS DE DESTILACIÓN DE MEMBRANA

Las tecnologías de membrana de destilación (MD) están basadas en el principio de:

La corriente acuosa de alimentación se separa del destilado por la membrana micro porosa hidrofóbica. El líquido es incapaz de penetrar los poros de la membrana debido a su naturaleza hidrofoba, y una diferencia de presión de vapor parcial impulsa el transporte de vapor de gas a través de los poros de las membranas.

El agua se transporta en la membrana sólo en fase de vapor. Esto puede ofrecer rechazo completo de todos los constituyentes no volátiles en la solución de alimentación. Es decir, el aire arrastraría solo los compuestos volátiles y el resto permanecería en la solución. Esto presenta una importante ventaja. Se trata de una tecnología selectiva.

Las membranas de destilación son un proceso de conducción térmica y solo las moléculas en estado de vapor son transportadas a través de los microporos de la membrana hidrofóbica.

Esto es una ventaja importante para tener en cuenta ya que, este estudio está basado en la recuperación únicamente de amoníaco, el cual se recoge de manera gaseosa por ser una sustancia muy volátil.

Este tipo de sistemas son impulsados térmicamente por lo que, el proceso de membrana puede utilizar calor de baja calidad para conducir la separación. El calor que se requiere podría ser el calor residual generado por una central eléctrica o también, introducir el biogás producido por la planta de tratamiento de agua residual en el caso de que esté constituida por un tratamiento biológico anaerobio.

Que una membrana MD presente propiedades hidrofóbicas, con humectabilidad especial, hace que la membrana presente propiedades antiincrustantes y se mitigue el ensuciamiento, mejorando de esta manera la eficiencia de recuperación de nutrientes.

A mayor hidrofobicidad de membrana, mayor será la entrada de líquido y mayor la resistencia a la humectación de poros, es decir, son caracteres que se presentan de manera directamente proporcional.

La destilación de membrana para la recuperación de amoníaco de aguas residuales fue configurada como: MD de vacío, barrido de gases MD y contacto directo MD logrando más del 96% de recuperación de amoníaco de forma acuosa siendo fácilmente procesable como fertilizante.



De estos tres procesos, para nuestro estudio, veremos más detenidamente dos: el barrido de gases MD o gas de barrido y el contacto directo MD ya que ambos presentan los que mayores rendimientos de recuperación de amoníaco, 96 y 99% respectivamente (*visto en la tabla 2*)

TIPOS

Destilación de membrana mediante gas de barrido o barrido de gases de destilación de membrana.

Se trata de un proceso de conducción térmica, es decir, se basa en el transporte de moléculas en estado de vapor.

La membrana hace de barrera entre ambas fases, la de alimentación que se encuentra en estado líquido y la de separación, el gas de barrido o aire que atraparé y arrastrará los componentes de la alimentación que nos interesa eliminar, en nuestro caso el amoníaco y quedará retenido en una trampa fría para maximizar la condensación del vapor de agua, pudiendo ser tanto gas como líquido. (*Ilustración 9*)

La naturaleza hidrofóbica de la membrana micro porosa evita que el líquido entre en los poros y también evita la fijación de una interfase formada a la entrada de los poros.

La concentración y la diferencia de temperatura en la entrada de los poros, produce un gradiente de presión de vapor que es la fuerza motriz de las moléculas de vapor los compuestos más volátiles migran de la alimentación al lugar permeado de la membrana.

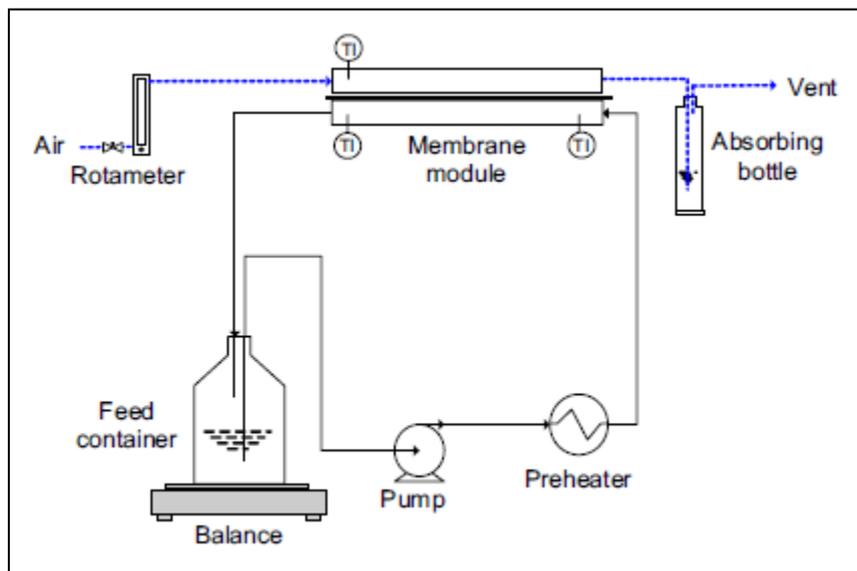


Ilustración 9: Diagrama del proceso de destilación de membrana por gas de barrido.

Fuente: Ammonia removal by sweep gas membrane distillation. XIE, Z.; DUONG, T.; HOANG, M.; NGUYEN, C.; BOLTO, B.; (2009)

En el depósito de alimentación encontramos la solución de agua residual que se desea tratar para recuperar el nitrógeno en forma de amoníaco. A través de una bomba, el efluente es conducido a la membrana, pasando previamente por un calentador para conseguir la

temperatura óptima que requiere el proceso. Esto se podría denominar como “lado caliente” del proceso de separación.

El gas de barrido entra en la membrana en sentido contrario a la entrada de la alimentación.

Dentro de la membrana se genera una reacción química endotérmica (*Reacción química 1*)



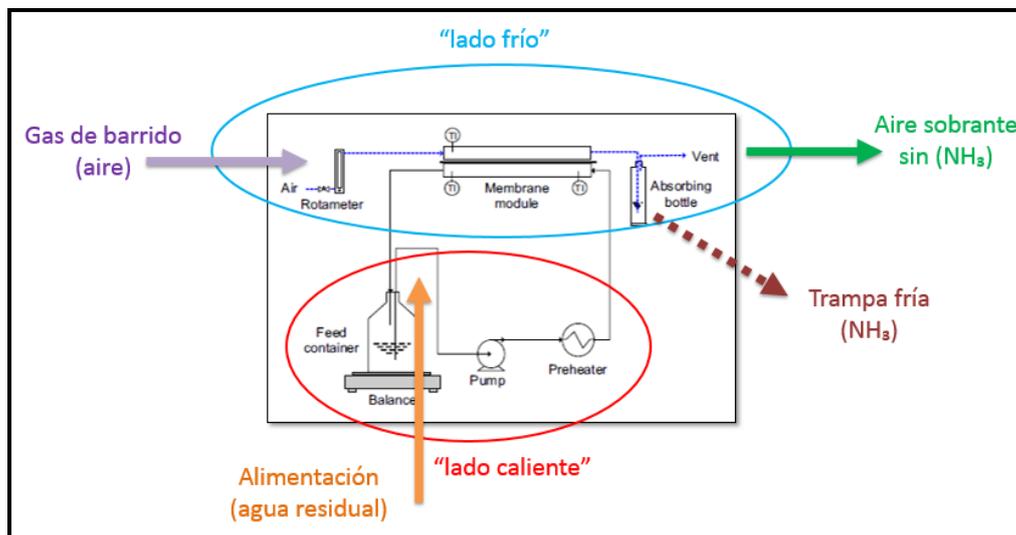
*Reacción química 1: Reacción química endotérmica dentro de la membrana. Gas de barrido.
Fuente: Ammonia removal by sweep gas membrane distillation.*

En destilación de membrana el amoníaco puede aparecer de dos maneras en las soluciones acuosas: como NH_3 volátil, el cual puede ser eliminado en el proceso, o como iones NH_4^+ , el cual no se elimina. Lo que interesa en este proceso es que se invierta la reacción química, es decir, que tienda a la izquierda para que se obtenga la mayor cantidad posible de NH_3 volátil y así poder ser eliminado, quedando atrapado posteriormente en una botella de absorción o “trampa fría” también conocido como el “lado frío” del proceso. (*Ilustración 10*)

Obtener NH_3 volátil puede hacerse tanto por pH como por temperatura. A mayor pH, se obtiene una mayor eliminación de amoníaco invirtiéndose así la reacción de disociación. En el caso de aumentar la temperatura, aumentaría el coeficiente de transferencia aumentando así la eliminación de NH_3 esto es así porque al disminuir la solubilidad de NH_3 aumenta su presión de vapor.

La alta temperatura de alimentación mejora la difusión de amoníaco, tanto en los poros de la membrana como en el gas de barrido debido al alto coeficiente de transferencia de masa.

*Ilustración 10: Diagrama del proceso de destilación de membrana por gas de barrido.
Fuente: Ammonia removal by sweep gas membrane distillation XIE, Z.; DUONG, T.; HOANG, M.; NGUYEN, C.; BOLTO, B.; (2009)*





En este caso, tomaremos como despreciable el pH aumentando la temperatura para conseguir invertir la reacción de disociación y obtener la mayor cantidad posible de NH_3 para su posterior eliminación.

En la siguiente tabla (table 3) se recogen los parámetros y condiciones de operación que se tendrán en cuenta en el proceso de eliminación de amoníaco de aguas residuales mediante este tipo de tecnologías.

Tabla 3: Parámetros y condiciones de operación de MD de gas de barrido.

Fuente: Ammonia removal by sweep gas membrane distillation XIE, Z.; DUONG, T.; HOANG, M.; NGUYEN, C.; BOLTO, B.; (2009)

MD barrido de gases	
Temperatura	75°C
pH	despreciable
Tiempo eliminación	120 min
Caudal gas de barrido	3L/min
Caudal alimentación	250 mL/min
Rendimiento	96%
Concentración de NH_3 alimentación	≤ 100 mg/L
Concentración de NH_3 efluente	3,3 mg/L
Forma de recoger NH_3	trampa fría
Configuración	Láminas planas
Módulo de membrana	Membranas hidrofóbicas de microporos de politetrafluoruro de etileno

Ventajas:

- ✓ La cantidad de NH_3 eliminado va a depender de la temperatura.
- ✓ El gas de barrido es un gas inerte que opera en condiciones ambiente.
- ✓ Permite una configuración de mayor flujo de permeado y evaporación.
- ✓ La fuerza impulsora es la diferencia de presión de vapor a través de la membrana.
- ✓ La temperatura de entrada del gas de barrido no juega un papel importante en la eliminación de NH_3 .
- ✓ La capacidad calorífica específica del aire es inferior a la del agua.
- ✓ Proceso selectivo.
- ✓ Alto rendimiento de eliminación de NH_3 de la alimentación.
- ✓ El gas no es estacionario y barre la superficie de la membrana mejorando el coeficiente de transferencia en masa que conduce a un mayor flujo de permeado y eficacia de evaporación.



Inconvenientes:

- ✗ Gasto energético tanto del aire/gas de barrido como del aumento de temperatura que requiere el proceso.
- ✗ Para aguas residuales con niveles bajos NH_3 ($\leq 100\text{mg/L}$)
- ✗ Al ser un proceso endotérmico, requiere de un aporte de energía.
- ✗ Requiere de un sistema de absorción adicional “trampa fría” donde queda retenido el amoníaco.

Membranas de contacto directo

Este tipo de configuración de membrana se utiliza para la eliminación de compuestos orgánicos volátiles (COV's) como el amoníaco NH_3 de las corrientes de aguas residuales.

En este caso, se trata de una separación líquido/líquido, siendo líquida tanto la solución de alimentación como la de extracción o stripping.

La eliminación de amoníaco (*Ilustración 11*) se produce mediante el siguiente procedimiento:

Se bombean dos soluciones acuosas hacia la membrana, por un lado, la solución de alimentación que corresponde con el agua residual a tratar y por otro la solución de extracción del amoníaco que será la solución de stripping.

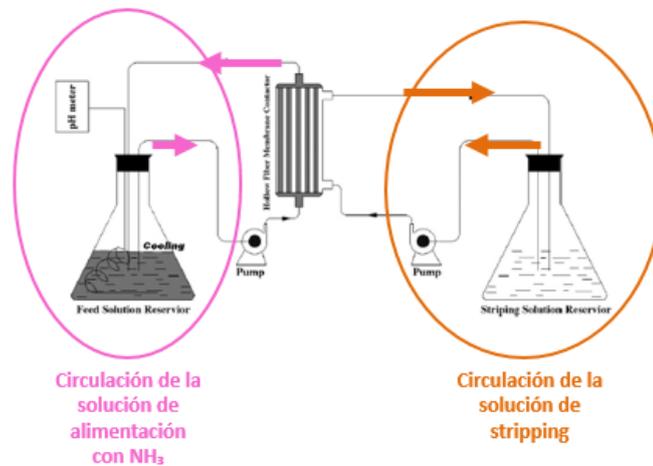


Ilustración 11: Diagrama del proceso de MD de contacto directo. Fuente: ASRAFIZADEH, S.N.; KHORASANI, Z.; (2010) Ammonia removal from aqueous solutions using hollow-fiber membrane contactors

Ambas soluciones llegan a la membrana de manera que, la solución de alimentación penetra a través del lumen de la membrana mientras que, la de stripping, lo hace por la envoltura o carcasa, (*Diagrama 1*) hasta que ambas llegan al punto de interfase donde se produce la siguiente reacción química exotérmica. (*Reacción química 2*)



Reacción química 2 Reacción química en MD de contacto directo. Fuente: ASRAFIZADEH, S.N.; KHORASANI, Z.; (2010) Ammonia removal from aqueous solutions using hollow-fiber membrane contactors.

La reacción entre el amoníaco y el ácido tiene lugar en la interfase de la solución ácida que está en contacto con la superficie exterior de la membrana.

En la interfase de la membrana de alimentación, el amoníaco se volatiliza en los poros de la membrana que se llenan con gas (en la pared interior de la fibra hueca)

En la reacción se produce $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$, que volverá al depósito de alimentación, se transforma en NH_3 y reacciona con el H_2O destilada y generando NH_4OH que volverá a ser bombeado hacia la membrana donde se repetirá el proceso.

El NH_3 de la alimentación, se volatiliza en los poros de la membrana, llenándose éstos de gas. El NH_3 se difunde a través de los poros llenos de gas de la membrana y se transfiere a la solución de extracción (interfase membrana-membrana) (Diagrama 1).

Por lo tanto, se supone que la concentración de NH_3 en la solución de separación es cero

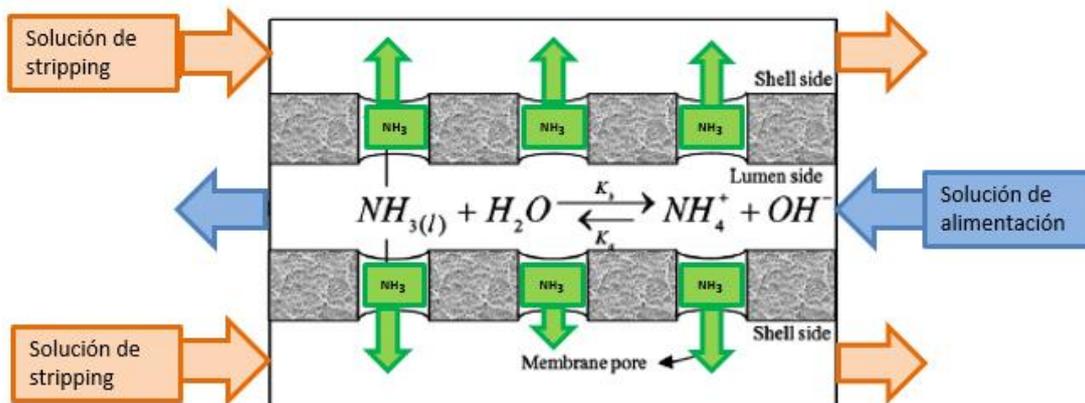


Diagrama 1: Proceso de eliminación de amoníaco en el interior de la membrana de destilación de contacto directo. Fuente: ASRAFIZADEH, S.N.; KHORASANI, Z.; (2010) Ammonia removal from aqueous solutions using hollow-fiber membrane contactors.

Para llevar a cabo esta reacción (Reacción Química 2), ambas soluciones iniciales han de prepararse previamente.

La solución de alimentación que contiene el agua residual a tratar se prepara con volúmenes de hidróxido de amonio en agua destilada ($\text{NH}_4\text{OH} + \text{H}_2\text{O}$)

La solución de stripping fue preparada mediante adición de volúmenes específicos de ácido sulfúrico en agua destilada. La solución de stripping más eficaz es la que contiene H_2SO_4 porque la velocidad de reacción entre el NH_3 y el H_2SO_4 es alta. Es rápida, instantánea y siempre ocurre en exceso.



Ambas soluciones deben permanecer con una temperatura de 20°C, lo que hace necesario el uso de un sistema de agua de refrigeración para evitar que esta temperatura se eleve en ambos depósitos.

En este tipo de tecnologías de membrana, se tiene en cuenta el pH, siendo un parámetro relevante a considerar.

Para eliminar el amoníaco de la solución de alimentación, el pH óptimo sería 11 con un rendimiento de eliminación de NH_3 de 98.3% a pH 12-13 el rendimiento asciende en torno al 99,82-99.98% respectivamente. Ello se produce porque cuanto mayor es el pH mayor es el coeficiente de transferencia en masa (k) siendo mayor la eliminación de NH_3

El problema está, en que no es recomendable utilizar pH alto (pH >10) ya que la durabilidad de la membrana estaría en riesgo, por lo que se recomienda un pH 10 donde el rendimiento de eliminación de NH_3 sigue siendo alto con un 98%

El porqué de un pH 10 y no uno más bajo, para asegurar una mejor vida útil a la membrana, está en que a pH 8 se comprueba que no se produce una conversión de NH_3 a NH_4^+

El amoníaco sólo es eliminado de la corriente de alimentación si se encuentra como NH_3 volátil, en estado iónico NH_4^+ no se elimina. Por eso, es importante fijar un pH que asegure una eliminación eficaz pero que a la vez sea rentable desde el punto de vista de la vida de la membrana. Ya que, de no ser así, el coste de renovación constante de la membrana sería elevado.

Además del pH, existen tres parámetros más que se consideran importantes en este proceso como son: las concentraciones iniciales tanto de NH_3 en la solución de alimentación como la concentración de H_2SO_4 de a solución de stripping; el exceso de iones de amoníaco (NH_4^+) y la velocidad de la corriente de alimentación y de la solución de stripping.

La concentración inicial de amoníaco y la cantidad en exceso de iones (NH_4^+) no afecta al coeficiente de transferencia (k); mientras que la cantidad de ácido sulfúrico en el sistema es suficiente para eliminar NH_3 , el proceso de stripping continúa asegurando la independencia de eliminación de amoníaco con la concentración inicial de amoníaco.

Este método no es sensible a la presencia en exceso de iones, siendo una importante ventaja de cara a otros procesos.

El hecho de incrementar la velocidad de alimentación de amoníaco no genera efectos significativos en la eliminación de amoníaco porque no hay suficiente amoníaco libre que eliminar.

La velocidad de alimentación de stripping no afecta en la eliminación de amoníaco.

El efecto del pH en la alimentación de amoníaco aumenta con el tiempo, mientras que el efecto de otros parámetros disminuye. Esto es debido a que, según va aumentando el tiempo, la concentración de amoníaco en la solución de alimentación disminuye y el porcentaje de NH_3 convertido en NH_3 libre, el cual depende del pH en la solución de alimentación, convirtiéndose en un factor dominante en la eliminación de amoníaco.

La concentración de la solución de stripping no afecta a la eliminación de amoníaco. Esto indica que, mientras haya suficiente ácido sulfúrico que reaccione con el amoníaco, los cambios en la concentración no van a influir en la eliminación.



Por lo tanto, tanto la velocidad como la concentración de la solución de stripping no van a afectar significativamente en la eliminación de amoníaco.

Aumentar la velocidad de alimentación de amoníaco mejora la eliminación de este, debido a que el coeficiente de transferencia (k) aumenta, esto se produce por una disminución de la capa límite de transferencia que se encuentra cerca de la pared de la membrana, haciendo que aumente la velocidad de la solución de stripping y generando una disminución en la resistencia de la capa límite, aumentando la eliminación de amoníaco.

En la siguiente tabla (tabla 4) se recogen los parámetros y las condiciones de operación de este tipo de tecnologías

Tabla 4: Parámetros y condiciones de operación de MD de contacto directo.

Fuente: ASRAFIZADEH, S.N.; KHORASANI, Z.; (2010) Ammonia removal from aqueous solutions using hollow-fiber membrane contactors.

MD contacto directo	
Temperatura	35-50°C
pH	10
Tiempo eliminación	35 min
Caudal stripping	1.8 m ³ /h
Caudal alimentación	0.7 m ³ /h
Rendimiento	99,38%
Concentración de NH ₃ alimentación	-
Concentración de NH ₃ efluente	-
Forma de recoger NH ₃	stripping
Configuración	membranas fibra hueca
Módulo de membrana	Membranas de fibra hueca (membranas microporosas)

Inconvenientes:

- ✗ A pH 11 tenemos el óptimo en la eliminación de NH₃, pero no es recomendable un pH alto para la durabilidad de la vida útil de la membrana.
- ✗ Requiere de un sistema de agua de refrigeración para evitar que la temperatura de los depósitos iniciales sea mayor de 20°C
- ✗ El proceso necesita de dos bombas de succión, una para cada depósito (alimentación y stripping) suponiendo mayor coste.
- ✗ Reparación de las soluciones de ambos depósitos (alimentación y extracción)



Ventajas:

- ✓ Alta superficie de contacto por unidad de volumen.
- ✓ Mayor eliminación de volátiles.
- ✓ No causa sobrecargas, inundaciones o espumas.
- ✓ No se producen contaminantes secundarios ni productos.
- ✓ Recuperación y reutilización del volátil.
- ✓ El contacto de membrana no requiere de un rango específico de concentración de amoníaco.
- ✓ La presencia de iones en exceso no afecta a que el NH_3 de la solución acuosa pase a través de la membrana. No es sensible a la presencia de iones.
- ✓ La concentración inicial de K no afecta a la eliminación de NH_3

COMPARATIVA

En la siguiente tabla (tabla 5) aparece reflejada una comparativa de las características más significativas de ambos tipos de procesos de membrana, gas de barrido y contacto directo para estimar cuál de ellos sería la tecnología más acertada para nuestro estudio en una planta de aguas residuales de un pequeño municipio y posteriormente realizar su diseño.

Tabla 5: Comparativa de ambas tecnologías de MD, contacto directo y gas de barrido. Fuente: ASRAFIZADEH, S.N.; KHORASANI, Z.; (2010) Ammonia removal from aqueous solutions using hollow-fiber membrane contactors. Y: Ammonia removal by sweep gas membrane distillation XIE, Z.; DUONG, T.; HOANG, M.; NGUYEN, C.; BOLTO, B.; (2009)

Comparativa	
Contacto directo	Gas de barrido
Reacción exotérmica	Reacción endotérmica
Eficacia de eliminación → >99%	Eficacia de eliminación → 97%
pH óptimo → 10	pH despreciable
Parámetros significativos → velocidad de alimentación y pH alimentación	Parámetros significativos → Temperatura alimentación
No requiere de un rango específico de concentración para la eliminación de amoníaco	Para aguas residuales con niveles bajos de amoníaco (≤ 100 mg/L)
Temperatura → 35-55°C	Temperatura → 75°C
Tiempo → 35 min	Tiempo → 120 min
No presentan riesgo a ensuciamiento ni obstrucción	
Procesos generados por impulso térmico	



Comparando ambas, las membranas de destilación mediante contacto directo presentan inconvenientes como:

- ✗ El coste que supone mantener un pH óptimo de 10.
- ✗ Un sistema adicional de agua de refrigeración para evitar que la temperatura del depósito de alimentación sea superior a 20°C.
- ✗ Dos bombas de succión de líquidos, una para bombear la solución de alimentación a la membrana y la otra para bombear la de stripping.

En cambio, una tecnología de destilación membrana mediante gas de barrido, genera mayores puntos en contra, como pueden ser:

- ✗ Se trata de un proceso endotérmico por lo que necesita un aporte de energía adicional suponiendo un coste importante.
- ✗ El rendimiento de eliminación es menor que en contacto directo.
- ✗ Existe un rango de concentración de amoníaco disponible en el agua a tratar, el cual no debe superar los 100 mg/L. Esto supone una limitación importante, en el caso de que la concentración de amoníaco en el agua residual aumente por casos de picos o porque la población del municipio crezca progresivamente.
- ✗ El tiempo de reacción es mayor al caso de contacto directo.
- ✗ El uso de un gas (aire) para el arrastre de la sustancia a separar, supone un inconveniente importante, ya que el bombeo de un gas genera un coste elevado en el uso de la tecnología.
- ✗ Para almacenar la sustancia recuperada se requiere de un sistema de absorción (“trampa fría”).

CONCLUSIÓN

Valorando todos los datos y características de la comparativa reflejada en el apartado anterior (*tabla 5*), se llega a la conclusión de que la opción más acertada para recuperar nutrientes del agua residual de un pequeño municipio es la instalación de un sistema de membranas de destilación de contacto directo tras el tratamiento secundario o biológico que se le da en la planta de tratamiento, es decir, esta tecnología supondría un tratamiento terciario al agua y una mejoría de sus características finales.



Alternativas

Para eliminar amoníaco de una corriente líquida, se tuvo en cuenta la consideración de alguna alternativa en el caso de que la opción de instalar membranas en la estación de aguas residuales del municipio no fuera del todo factible, por motivos económicos o de falta de espacio.

El método de stripping de gas es una tecnología que se basa en la transferencia de gas de una fase líquida a una fase gas.

La transferencia se realiza poniendo en contacto el líquido que contiene el gas a eliminar, con un gas (normalmente aire) que no contiene el gas a eliminar de la corriente de líquido, es decir, en nuestro caso pondríamos en contacto un gas que no contenga amoníaco con el agua residual que contiene el amoníaco que queremos eliminar.

La eliminación de los gases disueltos de las aguas residuales por stripping de gas (normalmente aire) ha recibido considerable atención, especialmente para eliminación de amoníaco, gases olorosos y COV's

Existe una serie de factores importantes para considerar en el análisis de stripping de gas: los compuestos que se van a separar (amoníaco), el tipo de contacto a utilizar, el número de etapas requerido, el análisis del balance de masas de los materiales de la torre de extracción y las características y dimensiones físicas requeridas de la torre de extracción requerida.

El compuesto que se va a eliminar es amoníaco y saldrá de la solución y entrará en la fase gaseosa para satisfacer el equilibrio de la ley de Henry.

Para eliminar NH_3 de esta manera, es necesario que esté en estado gaseoso. Los iones de amonio (NH_4^+) en aguas residuales existen en equilibrio con amonio gaseoso:



Reacción química 3: Equilibrio químico del proceso. Fuente: Metcalf-Eddy. Chapter 11

A medida que el pH del agua residual se incrementa por encima de 7, el equilibrio se desplaza hacia la izquierda y el ión amonio se convierte en amoníaco que podrá eliminarse por stripping, la cantidad de cal requerida para elevar el pH de las aguas residuales va en función de la alcalinidad.



En la práctica, se utilizan dos métodos para lograr el contacto entre fases de modo que se produzca la transferencia de masa: contacto continuo y contacto escalonado.

También se utilizan tres patrones de flujo: a contracorriente, corriente y co-corriente. Aunque el más utilizado es el flujo a contracorriente. (Ilustración 12)

En la imagen queda reflejado la entrada de alimentación y su salida por el lado izquierdo y por el derecho el de stripping.

*Ilustración 12: Patrón de flujo en contra corriente.
Fuente: Metcalf-Eddy. Chapter 11*



Una de las ventajas que presenta frente a los otros patrones de flujo, es que a contracorriente se puede mantener un gradiente casi constante entre las sustancias a lo largo de toda la torre de stripping.

Para diseñar una torre de stripping de eliminación de amoníaco, hay que tener en cuenta una serie de parámetros típicos, los cuales son:

- Tasa de caga del líquido (u): 40-80 L/m²*min
- Relación aire-liquido (G/L): 2000-6000:1 m³/m³
- Factor de arranque (S): 1.5-5.0 (adimensional)
- Caída de presión de aire permisible (ΔP): 100-400 (N/m²) /m
- Relación altura/presión (Z/D): $\leq 10:1$ m/m
- Profundidad de embalaje (Z): 2-6 m
- Factor de seguridad (SF): 20-50 %D, %Z
- pH agua residual: 10.8-11.5

En general, la eficiencia de eliminación depende de la temperatura, tamaño y proporciones de la instalación, y la eficiencia del contacto aire-agua.

Se trata de un proceso ideal para concentraciones ≤ 200 mg/L teniendo una concentración en el caudal de entrada de 48.37 mg /L llegando al depósito de almacenamiento con una concentración de 63.34 mg/L Este aumento es debido al descenso de caudal en el proceso en la retirada de sustancias sólidas y lodos.

Si la eliminación de NH₃ no es satisfactoria, la torre no ha sido diseñada correctamente o se encuentra sobrecargada. En este caso, el volumen de aire adicional puede mejorar el funcionamiento. A medida que la temperatura disminuye, la cantidad de aire requerida aumenta significativamente para el mismo grado de eliminación.

Los materiales típicos de relleno están compuestos de formas plásticas que tienen una proporción de superficie a volumen alta y que proveen la superficie de transferencia necesaria para permitir a los compuestos volátiles moverse de la corriente líquida hacia la corriente gaseosa.

En la mayoría de los casos en los que se ha utilizado esta tecnología para eliminar amoníaco se han desarrollado una serie de problemas operativos:

- 1) Mantenimiento del pH (requerido en el stripping)
- 2) La incrustación de carbonato cálcico dentro de la torre y las líneas de alimentación.
- 3) En el caso de que se vaya a instalar en un lugar de clima frío, lo conveniente es encerrar el separador (stripping)



Ilustración 13: Instalación de una columna de gas stripping



A esto también hay que añadir inconvenientes como:

- ✗ Se requiere de manipulación de productos químicos como el H_2SO_4 o cal
- ✗ Se debe asegurar que el producto final obtenido (amoníaco) tenga la calidad suficiente para que se pueda comercializar y lo cual lo lleve a cabo un gestor autorizado.

Este proceso también presenta una serie de ventajas a tener en cuenta:

- ✓ La recuperación de amoníaco considerado un compuesto valioso.
- ✓ Se contribuye al ahorro de energía y a la reducción del consumo de fertilizantes minerales.
- ✓ Se evita la emisión del amoníaco a la atmósfera.

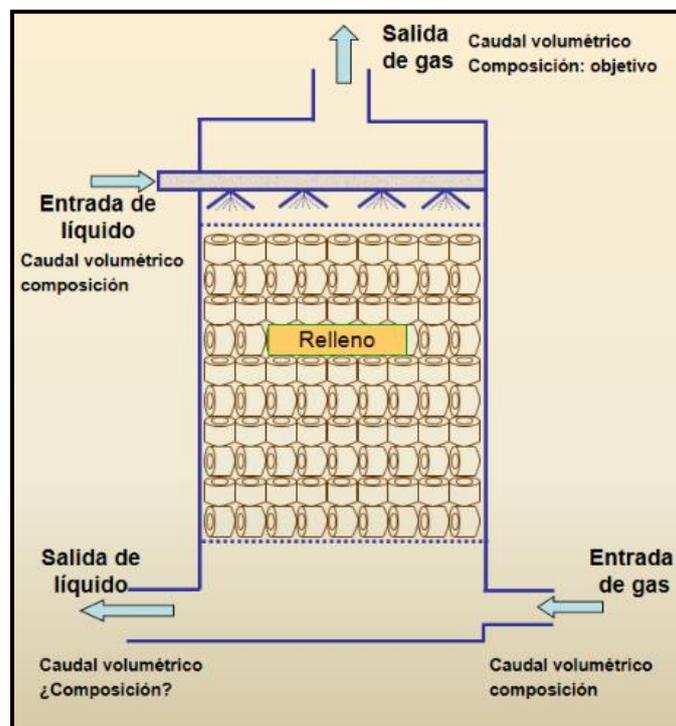


Ilustración 14: Proceso de eliminación de amoníaco mediante gas-stripping.

El agua residual (Ilustración 14) se introduce en la columna de relleno por la parte superior y saliendo por la parte de abajo pero ya sin el gas a separar, mientras que el gas que separará el amoníaco de la solución de alimentación se introduce por la parte inferior, saliendo por arriba conteniendo el amoníaco eliminado.

Es decir, el proceso consiste en un flujo a contracorriente de agua y aire a través de un material de relleno. Este relleno prevé un área suficiente de superficie alta para la transferencia del gas (amoníaco) de la solución líquida a la gaseosa.

Una vez que el NH_3 es desorbido se neutraliza en un segunda etapa de lavado químico en condiciones acidas produciendo sulfato de amonio. (proceso opcional)



Diseño de las tecnologías de membrana para la recuperación de amoníaco de una planta de tratamiento residual urbana

ANTECEDENTES

La planta de tratamiento de agua residual donde se estudia la implantación de una tecnología de membranas para la recuperación de nutrientes corresponde con un municipio pequeño de unos 6000 habitantes.

Hasta hace escasos dos años, se trataba el agua residual del municipio mediante un proceso sencillo que consistía en:

Una homogeneización a partir de la cual se bombeaba el caudal hacia un desbaste de gruesos y finos como pretratamiento. Un tratamiento primario basado en un desarenado y desengrasado del agua y un tratamiento secundario o biológico aerobio, fangos activos, dividido en dos etapas debido a las altas cargas en materia orgánica contenidas en el agua. Tras la segunda etapa del biológico el agua pasa a un decantador secundario donde el agua circula hacia un proceso de cloración y posteriormente, se vierte al arroyo más cercano y los fangos obtenidos en el decantador pasarían a la línea de fangos, compuesta por un espesador y un secado. Finalmente, los lodos obtenidos saldrían de la planta mediante un gestor autorizado.

A medida que fueron pasando los años, el municipio crecía en habitantes debido principalmente a su proximidad con la capital de provincia, generando mayores cantidades de agua residual, y los límites de vertido eran cada vez más restrictivos.

Se decidió invertir en una mejora de equipos y tratamientos, utilizando en algunos de ellos las estructuras ya existentes, para obtener un mejor resultado en el tratamiento del agua, pero, aun así, las cantidades de nutrientes en el efluente seguían siendo importantes.

LOCALIZACION

La estación de tratamiento de aguas residuales en la que se va a diseñar el proceso terciario de destilación de membrana de contacto directo para recuperar los nutrientes del efluente del tratamiento secundario, en concreto el amoníaco, se sitúa en el municipio de Cigales, en la provincia de Valladolid a unos 13 km de la capital de provincia. (Ilustración 15)

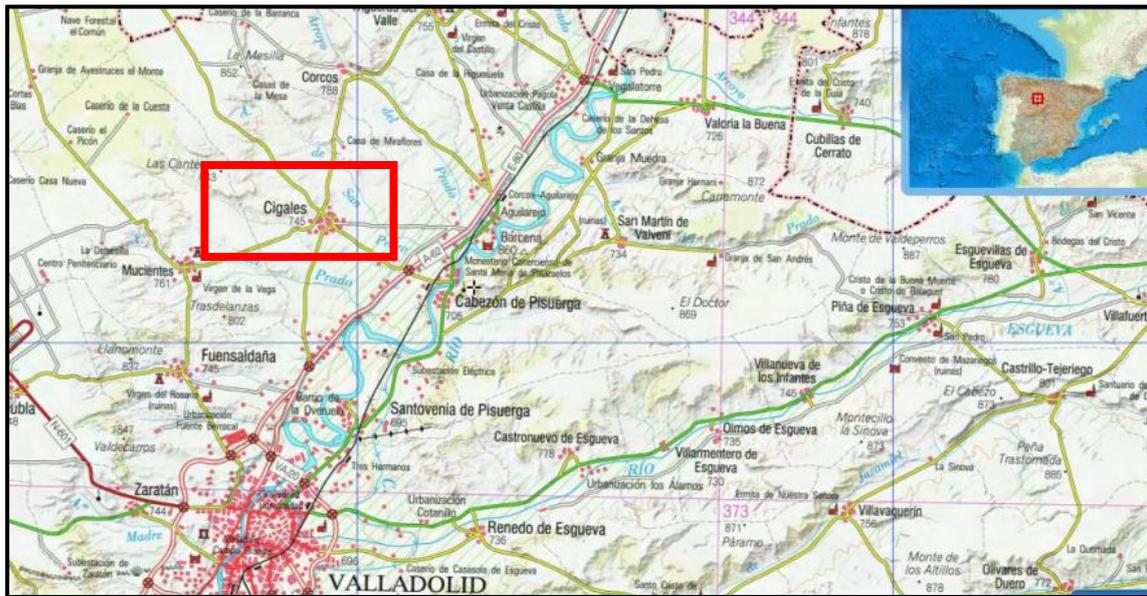


Ilustración 15: Localización del municipio de Cigales mediante foto aérea. Fuente: IGN.IBERPIX

Cigales es un municipio que se encuentra al norte de la capital de provincia (Valladolid) y al oeste de la provincia de Palencia, siendo lindante con ella.

La mayor parte de la población vive de la agricultura, tanto de regadío como de secano, señalando principalmente el cereal, la cebada y el trigo y los viñedos, siendo la capital de la Denominación de Origen Cigales por sus reconocidos vinos rosados.

Que sea una población dedicada a la agricultura hace que el uso de fertilizantes sea elevado y que las aguas lleven importantes cantidades de nutrientes tanto nitrógeno como fósforo.

Eliminar el nitrógeno amoniacal de sus aguas es el objetivo principal de este estudio y un de las aplicaciones interesantes para este tipo de municipios seria que dicho nutriente pudiera ser reutilizado a la hora de fabricar fertilizantes, evitando así graves efectos adversos en el medio ambiente como es tanto la contaminación de las aguas como del suelo y de la atmósfera y reduciendo en gran medida el gasto energético que supone obtener estas sustancias para su fabricación.



Ilustración 16: Localización de la EDAR de Cigales mediante ortofoto aérea. Fuente: Cartografía catastral.



Ilustración 17: Vista de las instalaciones de la EDAR de Cigales. Fuente: Trabajo de campo.



DESCRIPCION DEL PROCESO DE TRATAMIENTO DE AGUA RESIDUAL

Descripción general del proceso y equipos utilizados.

La planta de tratamiento de aguas residuales del municipio de Cigales consta de una línea de aguas (*Diagrama 2*) y una línea de fangos (*Diagrama 3*).

La línea de aguas está compuesta por un pretratamiento, y un tratamiento secundario o biológico. Donde en el pretratamiento hablaríamos de un rendimiento de eliminación de sólidos en suspensión totales (SST) en torno a un 15% tanto en gruesos como en finos. En el tratamiento biológico hablaríamos de unos rendimientos de eliminación de SST en torno al 96% y de materia orgánica del 90% DQO y 94% DBO también se elimina un 82% N total y 70% P

El agua residual circula en primer lugar por un proceso de desbaste, en el que se eliminan los sólidos de mayor tamaño (rejas de gruesos) y los tamaños menores (rejas de finos) constituyendo el pretratamiento.

Una vez que el agua sale de aquí, pasa por un tanque de homogeneización que, aparte de servir como depósito en caso de picos o lluvias torrenciales, este tanque también sirve para distribuir el agua que posteriormente pasará dividida en dos cauces a un tratamiento secundario o biológico formado por dos balsas de reactor secuencial biológico (SBR)

Este tipo de reactores SBR trabajan en discontinuo donde el agua residual a tratar se mezcla con un lodo biológico en un medio aireado. Es el único proceso biológico en el que se combinan en un mismo tanque varios procesos, diferenciados por fases.

Primera fase: llenado estático. Se introduce el agua residual en condiciones estáticas, procedente del tanque de tormentas dividido en dos cauces que pasaran cada uno de ellos por una de las dos balsas que constituyen el reactor biológico.

Segunda fase: reacción. Dentro del tanque, el agua residual se mezcla mediante agitadores y aireado con difusores para que se produzca el proceso de degradación biológica.

Tercera fase: decantación: se generan condiciones de reposo en ambos tanques para que los lodos puedan decantar y queden depositados en el fondo.

Cuarta y última fase: vaciado: se retira el agua tratada mediante un sistema de eliminación de sobrenadante superficial. A continuación, se puede purgar de lodo depositado en el fondo del tanque para mantener su concentración constante. El lodo de la purga es el que pasará a tratamiento en la línea de fangos.



Finalmente, el agua tratada en ambos reactores biológicos se almacena en un depósito único y posteriormente será vertida al canal de castilla.

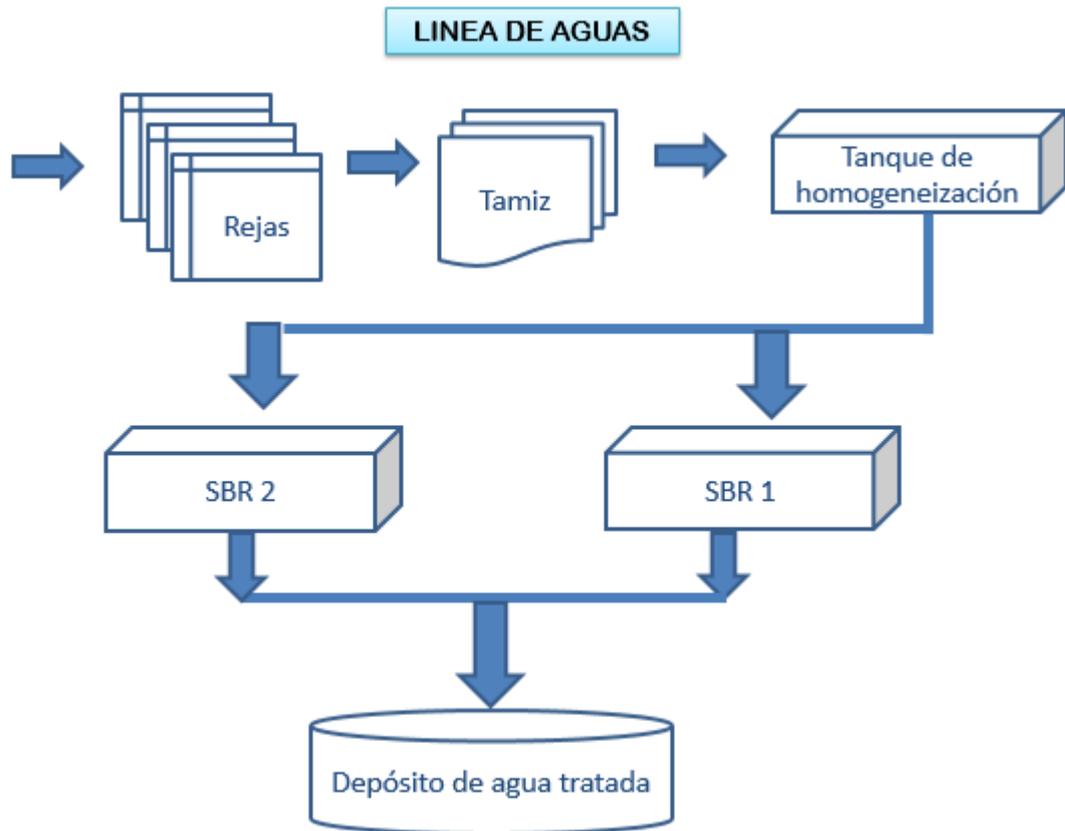


Diagrama 2: Línea de aguas de la EDAR Cigales. Fuente: elaboración propia

El fango purgado en la línea de aguas en el tratamiento biológico pasa a ser tratado en la línea de fangos.

Esta línea está compuesta por un tratamiento de fangos donde se realiza un espesamiento de los mismos y una desodorización por carbón activo donde se produce una adsorción de COV's principalmente.

Una vez hecho, se realiza una deshidratación para eliminar todo el contenido de agua que posean los lodos. El agua retirada pasará por un proceso de corrección de fosfatos mediante adición de cloruro férrico y después pasará a ser almacenado en el depósito de aguas tratadas.

Por otro lado, los lodos ya deshidratados se almacenarán en silos y serán retirados de la planta a través de un gestor autorizado.

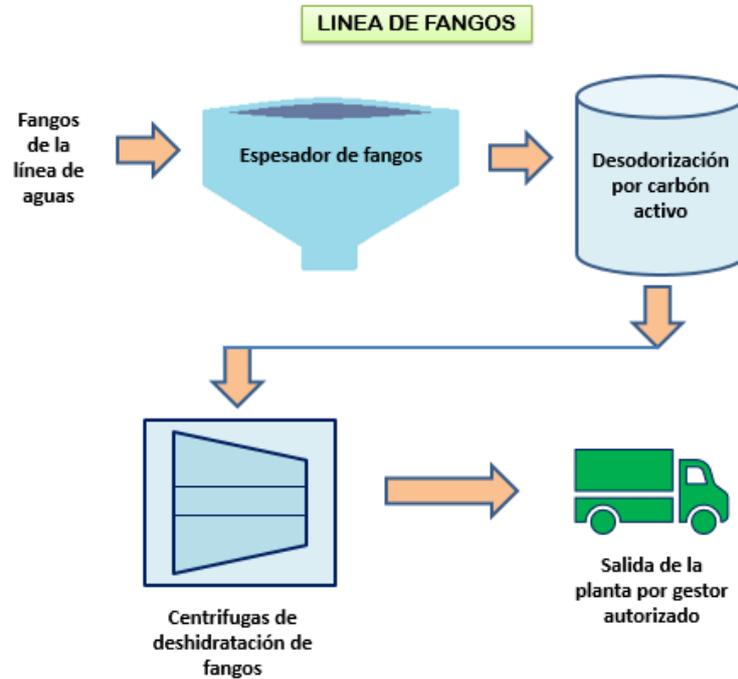


Diagrama 3: Línea de fangos de la EDAR de Cigales. Fuente: Elaboración propia

Características del agua residual a tratar

El agua residual que llega a la estación depuradora para ser tratada está caracterizada por los siguientes parámetros: (Tabla 6)

Tabla 6: Caracterización del agua de alimentación de la EDAR. Fuente: Ayto. Cigales

CARACTERIZACION DEL AGUA (influyente)

Q (m³/d)	1320
pH	8,40
N total (mg/L)	63,34
N amoniacal (mg N-NH₃/L)	48,37
DBO (mg/L)	120,8
DQO (mg/L)	242
SST (mg/L)	136,5
P total (mg/L)	6,6



El diseño de este estudio se basa en la recuperación de nitrógeno amoniacal del efluente de un tratamiento anaerobio, por lo que, se estimará que la línea de aguas del proceso de depuración de agua residual del municipio consta de un tratamiento secundario de reactor anaerobio ya que, en este tipo de tratamientos no se produce eliminación de nitrógeno amoniacal por lo que nos interesa que el efluente final este caracterizado por la cantidad de amoníaco con la que entra en el sistema.

El nitrógeno amoniacal es el único parámetro que durante todo el proceso de depuración no se elimina del sistema. El flujo de $N-NH_3$ se mantiene durante todo el proceso de depuración de agua en un 63.85 Kg/d

En este estudio, a través del sistema de membranas de destilación de contacto directo, se eliminará esa concentración de amoníaco que tiene el efluente con el fin de obtener un agua de mejor calidad y una cantidad de nitrógeno amoniacal disponible para reutilización con puede ser en fabricación de fertilizantes para su uso en agricultura.

El resto de parámetros cumplen con el límite de vertido a cauce establecido.

DISEÑO DE LA GESTIÓN DE ELIMINACIÓN DE NUTRIENTES

Diagrama del proceso seleccionado

El proceso seleccionado para recuperar la cantidad de nitrógeno amoniacal que tiene el efluente obtenido en la línea de aguas de la depuración del agua residual del municipio es un sistema de membranas de fibra hueca de contacto directo.

Este sistema se pretende que se instale tras el depósito de agua tratada (*Diagrama 5*) ya que dicha agua será él se haga circular por las membranas.

El objetivo de su instalación como tratamiento de afino o terciario es la recuperación de amoníaco del agua almacenada en el depósito de agua tratada procedente de un tratamiento biológico anaerobio.

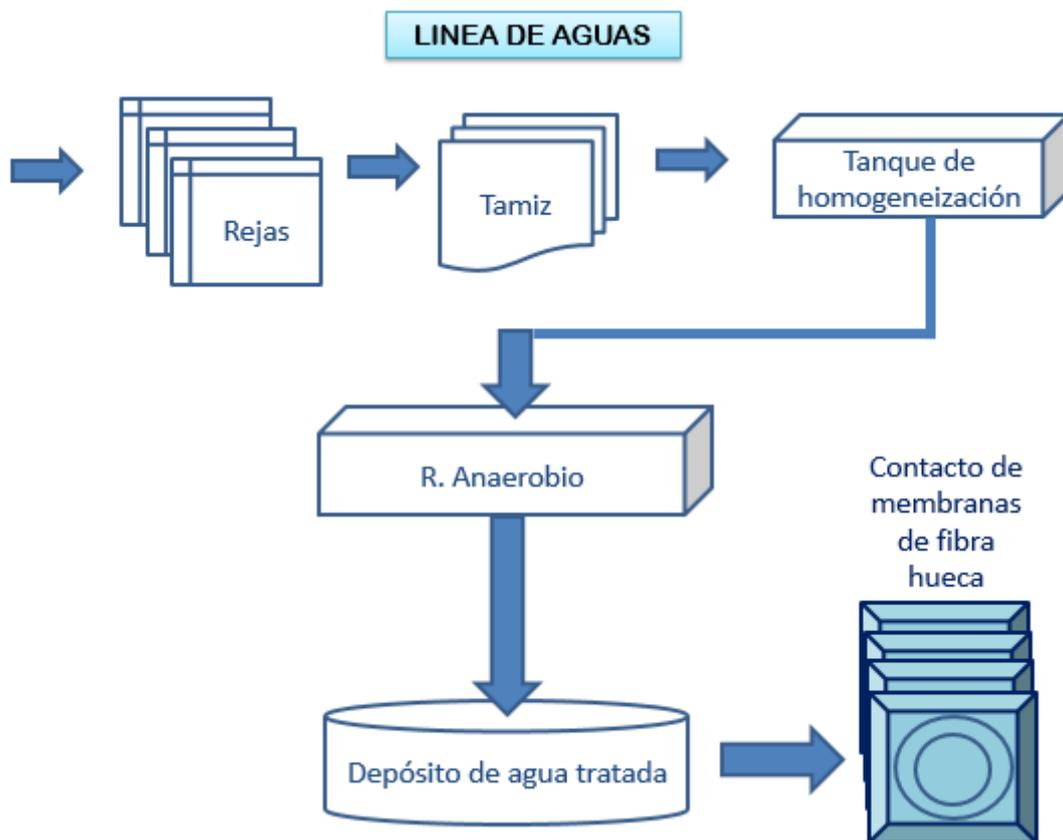


Diagrama 4: Línea de aguas del diseño de la instalación. Fuente: Elaboración propia.

El caudal que se tratará en las membranas será el que se almacena en el depósito de agua tratada, ya que es el que contienen la cantidad de amoníaco deseada para ser eliminada.



Equipos

Este tratamiento requiere de la implantación de una serie de equipos y de instalaciones adicionales a la línea de tratamiento de agua de la que ya se disponía. (Imagen 18)

Va a consistir en un módulo de membrana externo, y un depósito para la solución de stripping ya que el depósito donde se almacena el agua tratada podría servir como depósito de alimentación sin necesidad de construir un depósito más.

Además de ello, se necesitan dos bombas que conduzcan las soluciones de alimentación a la membrana, una para el depósito de alimentación (solución con el nitrógeno amoniacal) y otra para el depósito de stripping (solución ácida).

Instrumental para controlar la temperatura, la presión y el pH. La temperatura de ambos depósitos de alimentación deberá mantenerse en torno a 20°C mientras que la temperatura de la membrana deberá estar más alta, en torno a los 40 °C. El pH en cambio debe estar en 10 tanto en la solución de alimentación como en la stripping para garantizar un alto rendimiento del proceso. Para medir la presión se requiere de varios manómetros uno para mantener la presión en la envoltura donde circula la solución ácida a 7.2 bar y otro para el lado del lumen donde circula la solución de alimentación a 4.8 bar

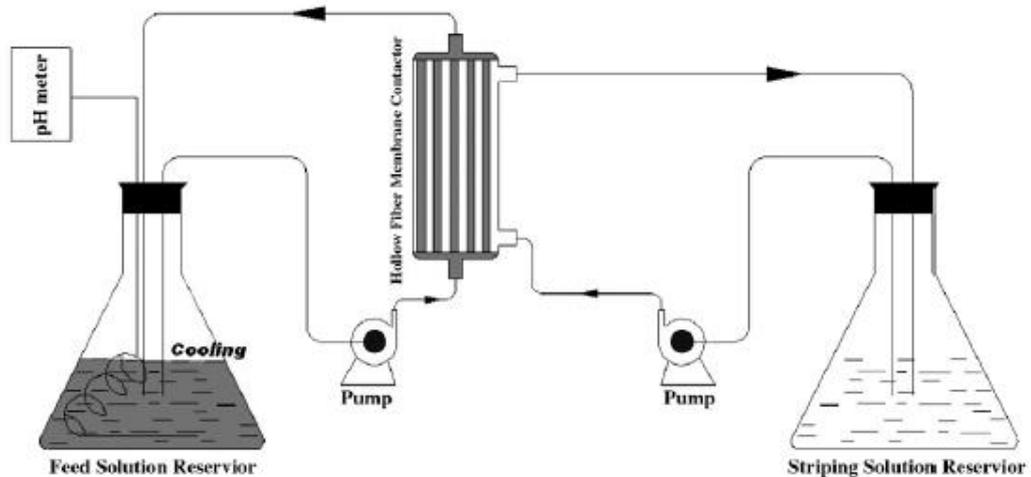


Ilustración 16: Vista del proceso de MD con los equipos requeridos. Fuente: ASRAFIZADEH, S.N.; KHORASANI, Z.; (2010) Ammonia removal from aqueous solutions using hollow-fiber membrane contactors.



Bases de diseño

La instalación de este tipo de tecnologías de tratamiento requiere de una serie de características como base de diseño: (datos obtenidos de la fuente: *Ammonia removal from aqueous solutions using hollow-fiber membrane contactors.*) (Los cálculos recogidos en el Anexo)

Caudal que se va a tratar en el proceso $\rightarrow Q = 962.28 \text{ m}^3/\text{d} = 40.09 \text{ m}^3/\text{h}$

En el lado de la envoltura circula la solución de stripping, donde:

Caudal límite de la solución de stripping en la membrana $\rightarrow Q_s = 43.2 \text{ m}^3/\text{d} = 1.8 \text{ m}^3/\text{h}$

Volumen que ocupa la solución de stripping en la membrana $\rightarrow V_s = 0.4 \text{ L} = 0.004 \text{ m}^3$

Velocidad a la que circula el stripping por la membrana $\rightarrow u_s = 0.005 \text{ m/s}$

Área que ocupa la solución de stripping en la membrana $\rightarrow A_s = 0.01 \text{ m}^2$

En el lado de lumen (luz) de la membrana circula la solución de alimentación, donde:

Caudal límite de la solución de alimentación en la membrana $\rightarrow Q_s = 16.8 \text{ m}^3/\text{d} = 0.7 \text{ m}^3/\text{h}$

Volumen que ocupa la solución de alimentación en la membrana $\rightarrow V_s = 0.15 \text{ L} = 0.015 \text{ m}^3$

Velocidad a la que circula la alimentación por la membrana $\rightarrow u_s = 0.160 \text{ m/s}$

Área que ocupa la solución de alimentación en la membrana $\rightarrow A_s = 0.0012 \text{ m}^2$

Módulo de la membrana de fibra hueca: 2.5 x 8 (*liqui-cel membrane*)

Fibra de membrana/material del molde: polipropileno o polietileno

Porosidad de la membrana: 40%

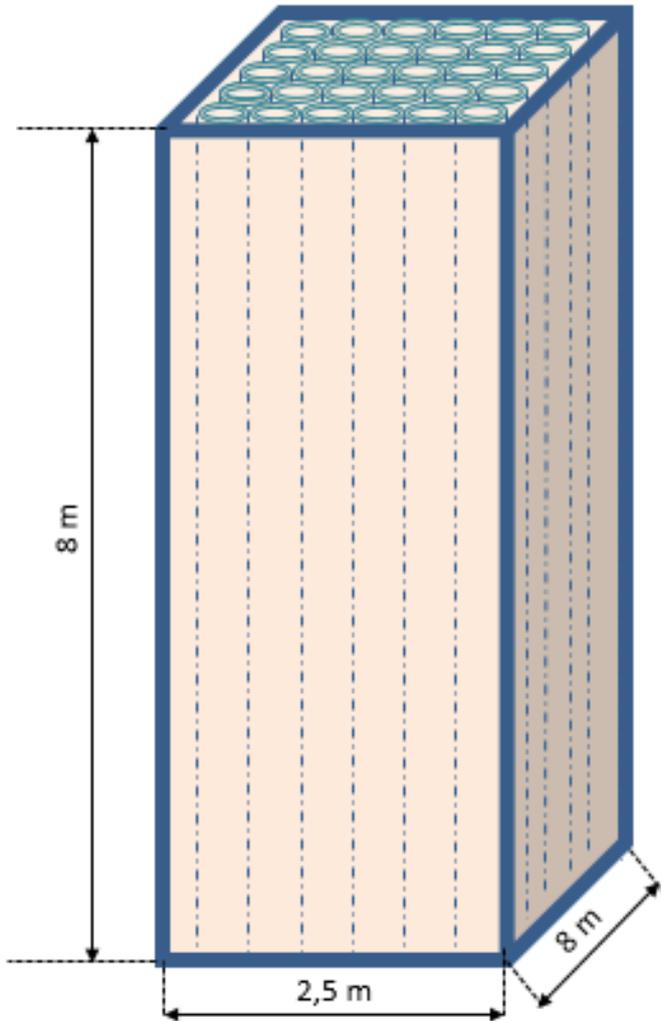
Temperaturas y presiones:

Lado de la carcasa o envoltura (stripping): 40°C y 7.2 bar

Lado del lumen (alimentación): 20°C y 4.8 bar

Diámetro del poro: 0.03 μm

Fracción geométrica de vacío: 0.40

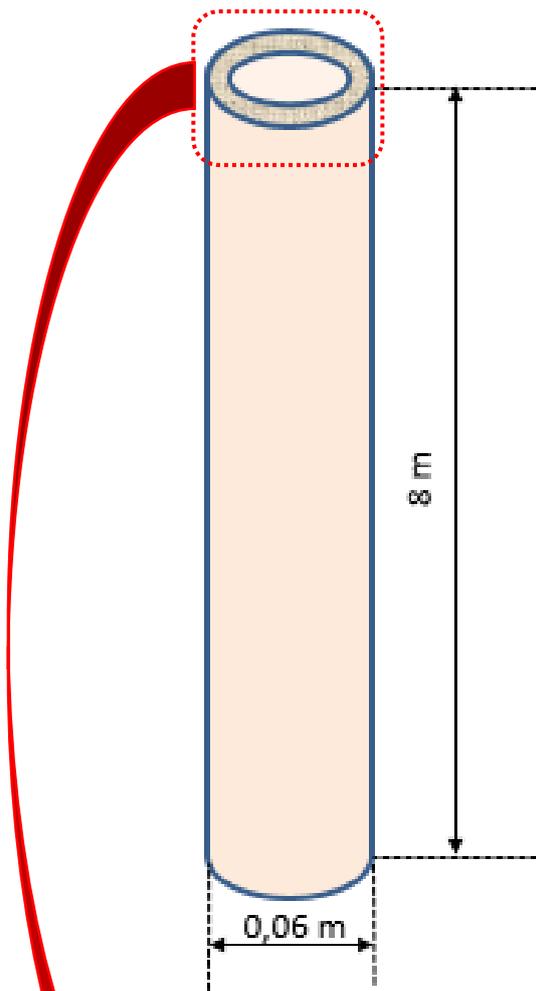


Módulo de membrana

$$A = 160 \text{ m}^2$$

$$V = 20 \text{ m}^3$$

$$Q = 962.28 \text{ m}^3/\text{d}$$



Lado de la envoltura (stripping)

$$A = 0.01 \text{ m}^2$$

$$V = 0.004$$

$$Q = 43.2 \text{ m}^3/\text{d}$$

$$u = 0.05 \text{ m/s}$$

Lado del lumen (alimentación)

$$A = 0.0012 \text{ m}^2$$

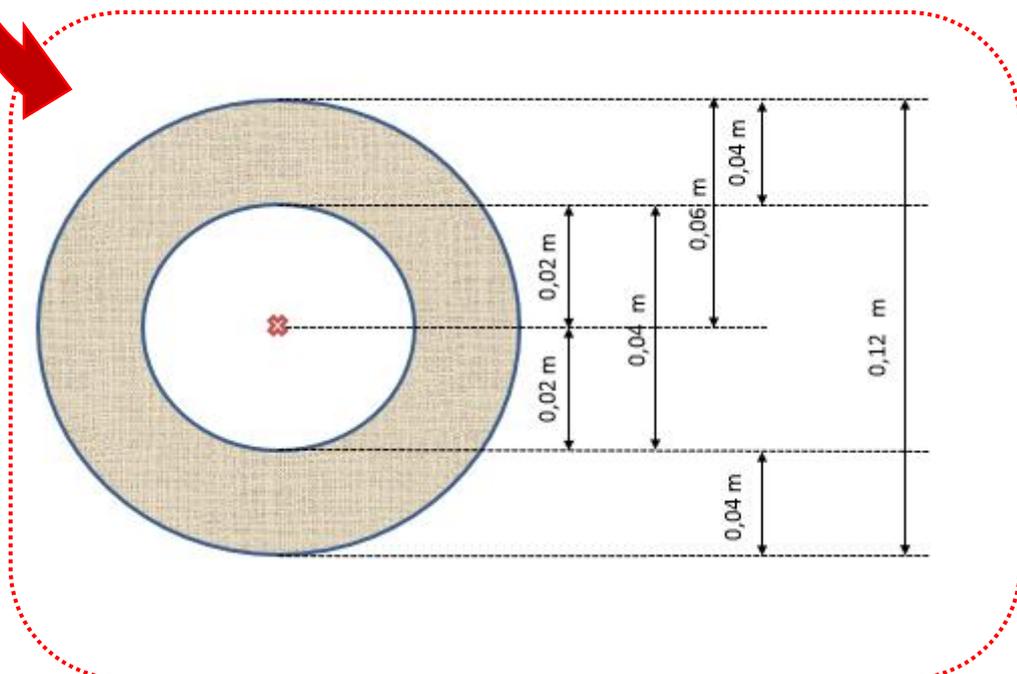
$$V = 0.015$$

$$Q = 16.8 \text{ m}^3/\text{d}$$

$$u = 0.160 \text{ m/s}$$

fibras de membrana: 1401

fibras que necesita el agua residual a tratar: 57





Eliminación de Nitrógeno amoniacal del efluente en MD contacto directo

Una vez diseñada la tecnología de membranas se calcula, mediante el rendimiento de eliminación, la caracterización final que tendrá el agua tratada en ellas.

Este tipo de sistemas suponen una eliminación de nitrógeno amoniacal superior a 99%, aproximadamente del 99.38% (*Los cálculos realizados aparecen reflejados en el Anexo II*)

Con ese rendimiento de eliminación la cantidad de amoníaco del efluente es mínima, obteniendo una concentración final de $0.0004 \text{ Kg/m}^3\text{N-NH}^3$ o lo que es lo mismo 0.4 mg/L N-NH^3 quedando un efluente final con las siguientes características:

Costes

Como no existe una aplicación a escala comercial de esta de esta tecnología, se entiende que en los primeros años de desarrollo de esta tecnología los costes sean elevados principalmente por el coste de los materiales y al bajo desarrollo de los métodos de fabricación de membranas.

La instalación de la tecnología de membranas dentro del sistema de depuración de aguas residuales del municipio supone una serie de gastos de obra (costes fijos) y gasto de mantenimiento (costes variables)

Costes fijos:

- Tanque o depósito para almacenar la solución de stripping que será bombeada a la membrana.
- Dos bombas de succión que llevaran tanto la solución de alimentación como la de ácido hacia la membrana.
- Tuberías por las que circulará dicho bombeo, tanto de entrada a la membrana como de salida de ella.
- Un manómetro que controle el pH de la alimentación.
- Tres termómetros que controlen la temperatura de las soluciones iniciales a 20°C y la de la membrana a 40°C
- Membrana de polietileno o polipropileno

Costes variables:

Los costes variables estarán en función del mantenimiento de los nuevos equipos de instalados en la planta, siendo una importante ventaja el hecho de que utilizar este tipo de membranas para el proceso de eliminación de amonio en aguas residuales ya tratadas, hace que el agua apenas tenga concentración de solidos evitando obstrucciones en la membrana y suciedad, haciendo que la membrana tenga mayor vida útil y restando así un gasto importante.



Evaluación de impacto ambiental

Este tipo de instalación no va a suponer impactos al medio negativos importantes, ya que no se requiere de mayor extensión de la que ya corresponde con el terreno ocupado con el EDAR actual.

La tecnología de membranas no genera emisiones de gases a la atmósfera ni tampoco posible contaminación de agua.

En cambio, sí que se producen efectos positivos hacia el medio ambiente, como el efluente obtenido, es de mucha mejor calidad, evitando efectos tóxicos tanto en especies animales como en plantas una vez que sea vertido a cauce.

El hecho de recuperar amoniacal del efluente es un importante paso de cara a su reutilización como fertilizante, uno de los objetivos a los que podría llevarse una vez sea eliminado del agua. Esta sustancia dejaría de contaminar tanto aguas, como suelos como aire, pudiendo tener otro fin mucho más beneficioso para todos.

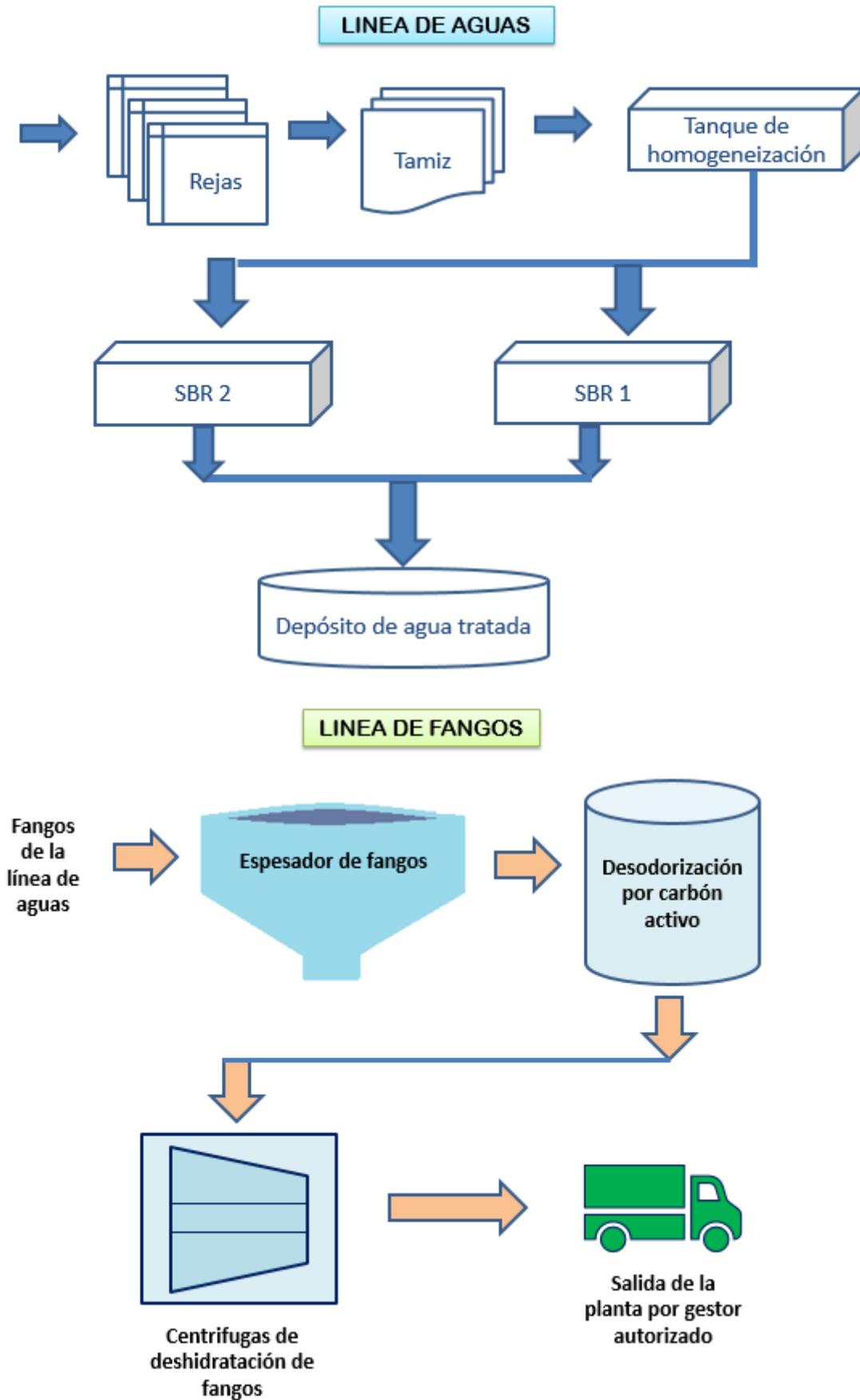


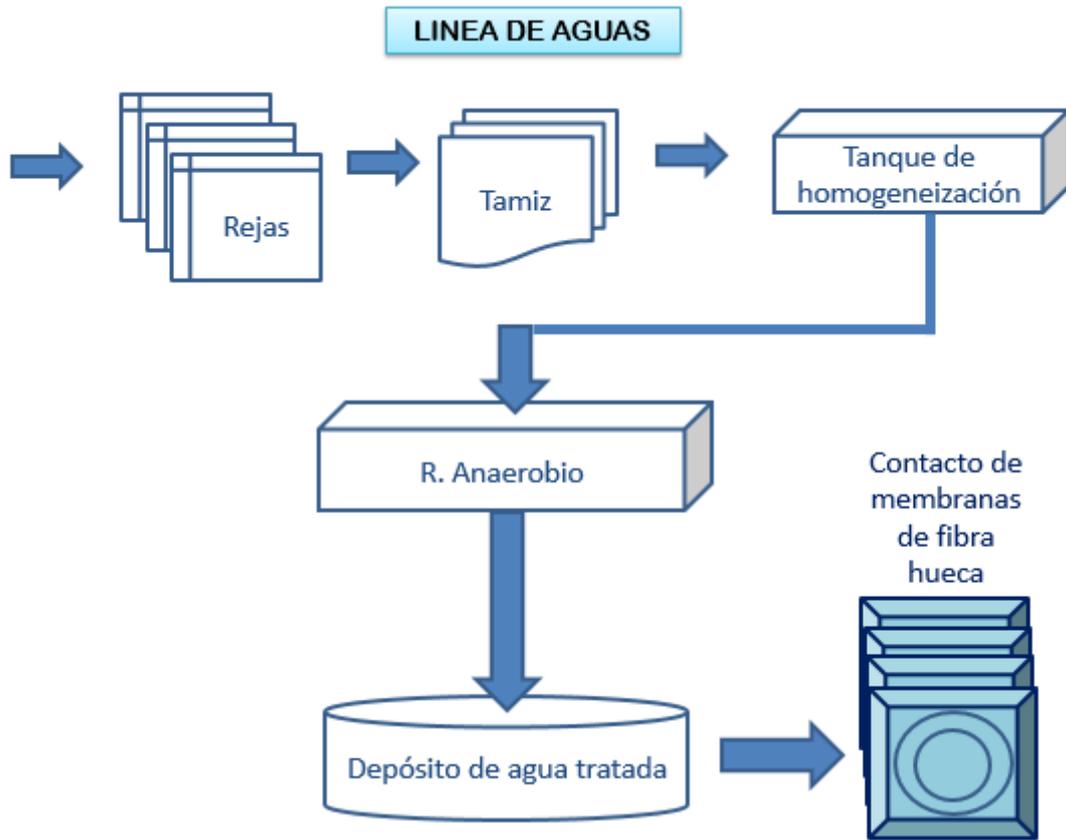
CONCLUSION FINAL

- El nitrógeno amoniacal forma parte de la caracterización de las aguas residuales municipales en lugares dedicados a la agricultura, siendo un componente valioso a considerar, el cual, una vez tratada el agua, es vertido a cauce sin valorar.
- El N-NH₃ produce efectos graves de contaminación tanto en aguas, como en suelo y atmósfera si es vertido a cauce.
- Las tecnologías de membrana se encuentran en estudio a nivel de aguas residuales urbanas.
- Se estudian las posibles tecnologías de membrana existentes, valorando cual sería la más acertada para recuperar dicha sustancia del agua.
- La tecnología más idónea sea un sistema de destilación de membranas de fibra hueca mediante un proceso de contacto directo donde se eliminará del agua más del 99% del nitrógeno amoniacal.



ANEXOS





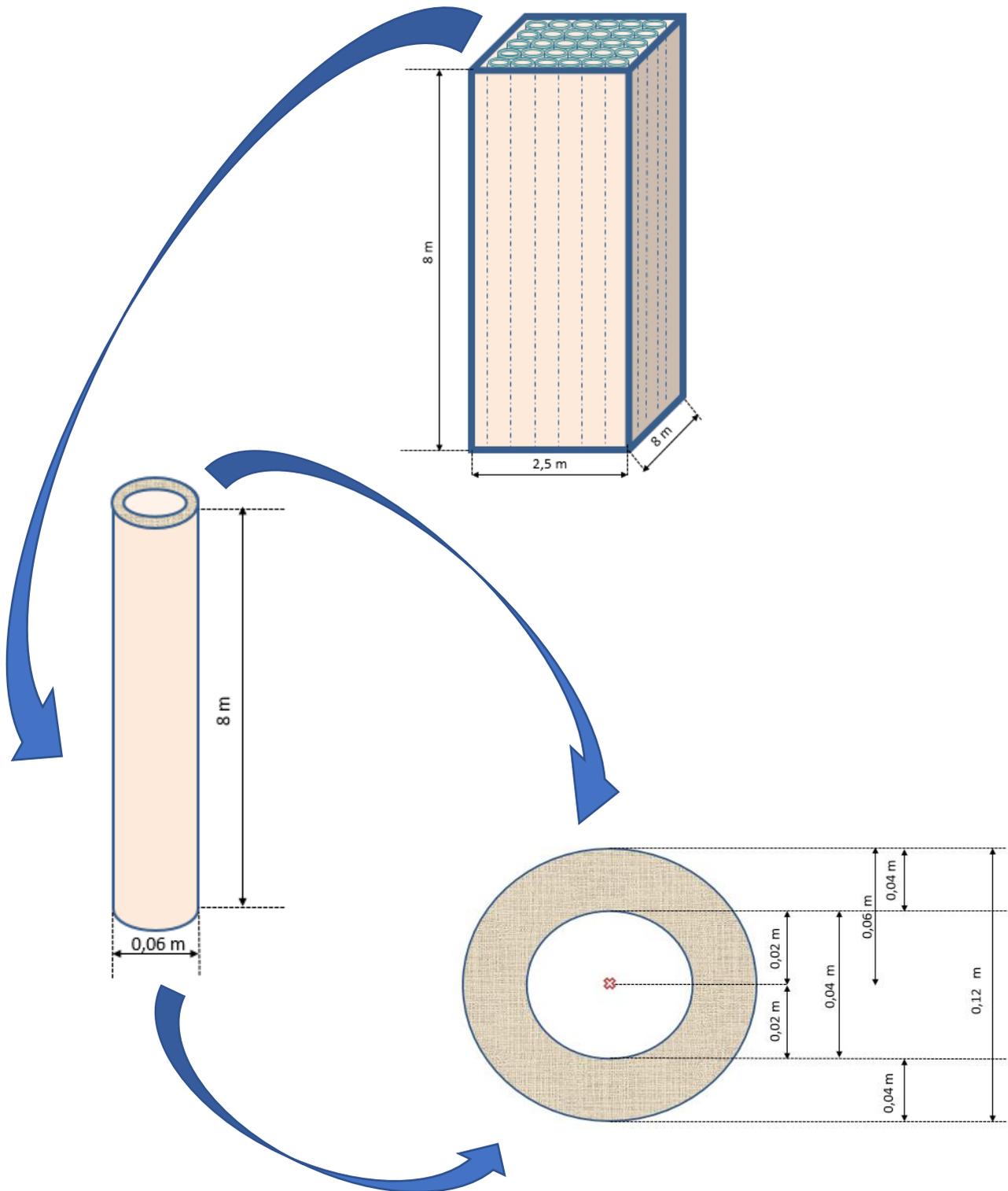


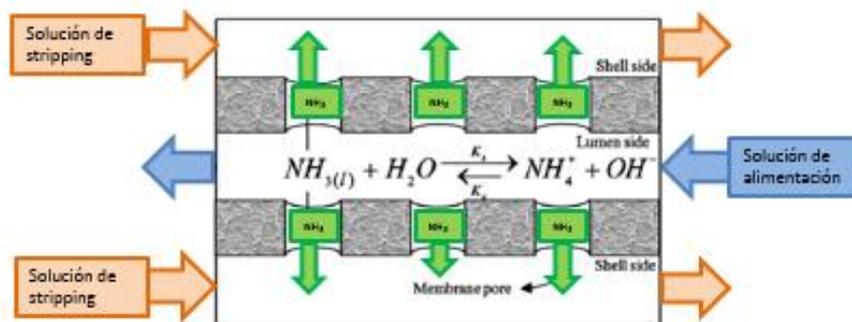
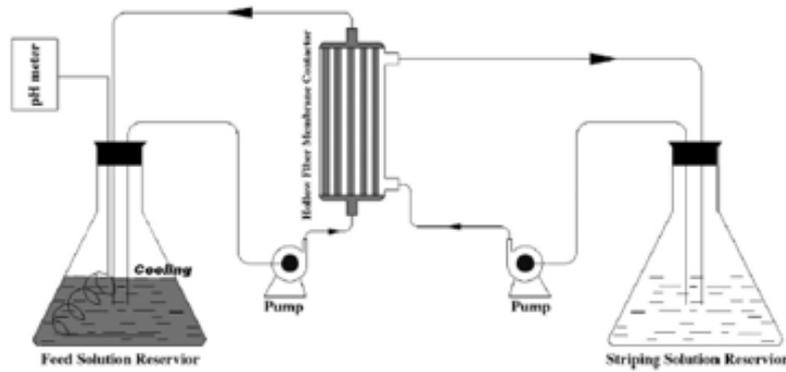
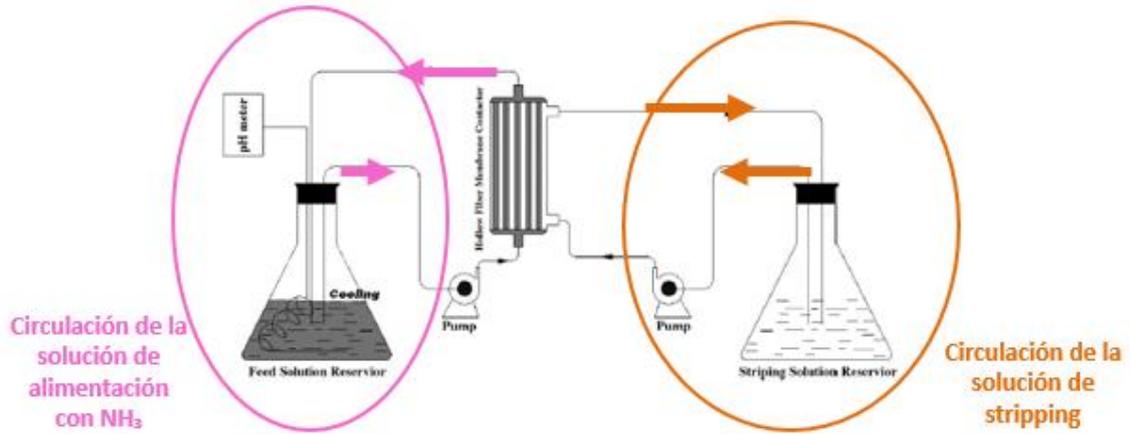
Tratamiento	Rendimiento de eliminación
Membranas	99.38% N-NH ₃

MÓDULO DE MEMBRANA	
datos	
K (m/s)	127340
Q (m ³ /d)	962,28
H (m)	8
L (m)	2,5
cálculos	
W (m)	8
V (m ³)	160
A (m ²)	20

TUBOS DE MEMBRANA						
CIRCULACION A TRAVES DE LA MEMBRANA						
datos						
	alimentación (AR)			stripping (ácido)		
Q (m ³ /d)	16,8	(m ³ /s)	0,00019	43,2	(m ³ /s)	0,0005
V (m ³)	0.015			0.004		
u (m/s)	0,16			0,05		
cálculos						
A (m ²)	0,0012			0,01		

TUBOS	
cálculos	
A lateral (m ²)	3,00
A base (m ²)	0,0112
A total (m ²)	3,0257
r (m)	0,020
R (m)	0,060
D (m)	0,12
N tubos de largo	21
N tubos de ancho	67
N tubos totales/módulo	1401







AREA DE UN CILINDRO

$$A=2\pi RH$$

AREA LATERAL

$$A= \pi r^2$$

AREA BASE

$$A= A \text{ LATERAL} + 2A \text{ BASE}$$

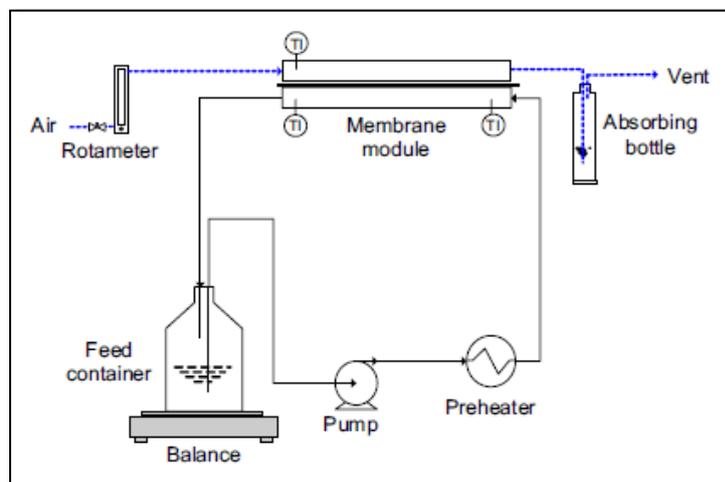
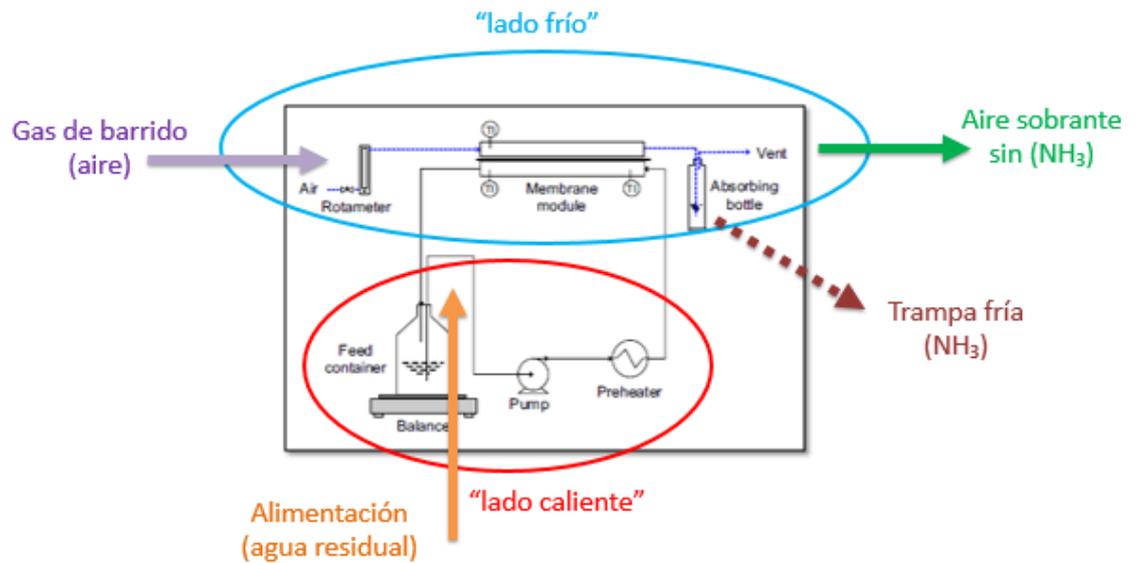
AREA TOTAL

$$A= \pi R^2 - \pi r^2$$

AREA CORONA
CIRCULAR

$$A= \pi r^2$$

AREA CIRCULO





Driving force	Source water	Nutrient recovered	Key membrane process	Performance	Membrane fouling	Operating cost and energy consumption
Pressure-driven	Urine (Maurer et al., 2006)	Ammonium, phosphate, potassium	RO	Concentration factor up to 5. Ammonium: 70%; phosphate: 73%; potassium: 71%.	Membrane scaling	Operating pressure of 50 bar
	Synthetic urine (Pronk et al., 2006b)	Urea, ammonium, phosphate	NF	Urea: 10% ammonium: 55% phosphate: 94%	N.A. ³	Operating pressure of 20 bar
	Synthetic wastewater (Niewersch et al., 2014)	Phosphate, potassium	NF	Phosphoric acid: 50%	N.A.	Operating pressure of 12 bar
	Digested sludge (Blöcher et al., 2012)	Phosphate	NF	phosphate: 50%	N.A.	Operating pressure of 25 bar Operating cost can be covered by phosphate recovery revenue
Osmotically-driven	Urine (Zhang et al., 2014a)	Ammonium, phosphate, potassium	FO	Ammonium: 50–80% phosphate: >90% potassium: >90%	N.A.	N.A.
	Urine (Gormly and Flynn, 2007; Michael et al., 2012)	Water	FO (X-Pack™, Water Well®)	Total nitrogen >95% urea >93% total organic carbon > 95%	N.A.	N.A.
	Synthetic wastewater (Phuntsho et al., 2012)	Water	FO with fertilizer draw solution	Diluted fertilizer for agricultural irrigation	N.A.	N.A.
	Secondary treated effluent (Hancock et al., 2013)	Water	FO-RO	Nitrate >72% phosphate >99% dissolved organic carbon >98%	Cake layer formation	N.A.
	Raw sewage (Xie et al., 2013)	Water	FO-MD	Total organic carbon >99% total nitrogen >99%	Cake layer formation	Draw solution temperature 40 °C
	Secondary treated effluent (Zhang et al., 2013b)	Water	FO-ED	Total organic carbon >90% Near 100% rejection of heavy metal ions (Cd, As, Pb)	N.A.	€3.32–4.92 per m ³ product water
	Activated sludge (Nguyen et al., 2013)	Water, ammonium, phosphate	FO	Ammonium >96%, phosphate >98% dissolved organic carbon >99%	Cake formation	N.A.
	Activated sludge (Hau et al., 2014)	Water, ammonium, phosphate	FO-NF	Ammonium >97% phosphate >99%	Cake formation	NF operating pressure: 80 psi
Thermally-driven	Urine (Zhao et al., 2013)	Water, ammonia, organic matters	Vacuum MD	Ammonium >92.1% phosphate >99.8%	Pore blocking and surface fouling	4 kWh/m ³ at 75% water recovery
	Anaerobic sludge (Xie et al., 2014a)	Water, phosphate	FO-MD	Ammonium >90% phosphate >97% struvite product Organic matter: >99%	Cake formation	Draw solution temperature 40 °C
	Synthetic wastewater (Xie et al., 2009)	Ammonia	Sweep gas MD	Ammonia: >96%	Organic fouling with salt crystallization	Feed temperature: 50–70 °C Vacuum pressure: 9.5 kPa.
	Synthetic wastewater (El-Bourawi et al., 2007)	Ammonia	Vacuum MD	Ammonia: >90%	N.A.	Feed temperature: 65 °C sweep gas flowrate: 3 L/min Feed temperature: 50 °C Vacuum pressure: 6.3 kPa.
	Synthetic wastewater (Ahn et al., 2011)	Ammonia	Direct contact MD	Ammonia: >92%	N.A.	Feed temperature: 35 °C Ammonia stripping solution: 1 M H ₂ SO ₄
	Synthetic wastewater (Qu et al., 2013)	Ammonia	Direct contact MD	Ammonia: >99%	N.A.	Feed temperature: 55 °C Ammonia stripping solution: 0.1 M H ₂ SO ₄
	Swine manure (Zarebska et al., 2014)	Ammonia	Direct contact MD	Ammonia: >99%	Organic fouling followed by pore wetting	Feed temperature: 40 °C Ammonia stripping solution: 0.5 M H ₂ SO ₄
Electrically-driven	Urine (Pronk et al., 2006a)	Ammonium, phosphate, potassium	ED with ion exchange membrane	Ammonia: >98%	Organic fouling	Feed temperature: 35 °C Ammonia stripping solution: 0.5 M H ₂ SO ₄
	Municipal Wastewater (Zhang et al., 2013a)	Phosphate	ED with ion exchange membrane	Concentration factors: ammonia (2.9), potassium (3.1), phosphate (2.7); Eliminating micropollutants	N.A.	Applied current density: 22.5 mA/cm ² Current efficiency: 50%
	Synthetic wastewater (Wang et al., 2013)	Phosphate	ED with ion exchange membrane	Concentration factors: phosphate (4.2)	N.A.	Applied current density: 31.25 A/cm ² Current efficiency: 72% Energy consumption: 16.7 kWh/(kg PO ₄ ³⁻) Applied current density: 71.5 mA/cm ²



BIBLIOGRAFIA

Recursos literarios

ASRAFIZADEH, S.N.; KHORASANI, Z.; (2010) *Ammonia removal from aqueous solutions using hollow-fiber membrane contactors*. Elsevier Ltd. All rights reserved.

HASANOGLU, A.; ROMERO, J.; PEREZ, B.; PLAZA, A.; (2010) *Ammonia removal from wastewater streams through membrane contactors: Experimental and theoretical analysis of operation parameters and configuration*. Elsevier Ltd. All rights reserved.

NOSRATINIA, F.; GHADIRI, M.; GHAHREMANI, H.; (2013) *Mathematical modeling and numerical simulation of ammonia removal from wastewater using membrane contactors*. Published by Elsevier B.V. on behalf of The Korean Society of Industrial and Engineering Chemistry.

REZAKAZEMI, M.; SHIRAZIAN, S.; ASRAFIZADEH, S.N.; (2011) *Simulation of ammonia from industrial wastewater streams by means of a hollow-fiber membrane contactor*. Elsevier Ltd. All rights reserved.

XIE, M.; KYONG SHON, H.; GRAY, S.R.; ELIMELECH, M.; (2015) *Membrane-based processes for wastewater nutrient recovery: Technology, challenges, and future direction*. Elsevier Ltd. All rights reserved.

XIE, Z.; DUONG, T.; HOANG, M.; NGUYEN, C.; BOLTO, B.; (2009) *Ammonia removal by sweep gas membrane distillation*. Published by Elsevier Ltd. All rights reserved.

Recursos electrónicos

axgmembrane.com

boe.es (Boletín Oficial del Estado (BOE))

bvsde.paho.org

cigales.ayuntamientodevalladolid.org (Ayuntamiento de Valladolid, Cigales)

cigales.sedelectronica.org (Sede electrónica de Cigales)

condorchem.com

ecotec.es

fraunhofer.cl

ign.es (Instituto Geológico y Minero (IGN))

ign.es (Ministerio de Fomento (IBERPIX))

lenntech.es

osmosisinversafiltroagua.com

plarexpoliester.com



researchgate.net

rodin.uca.es

tecnoaqua.es

tetrapak.com

Normativa

Real Decreto 1620/2007, de 7 de diciembre, por el que se establece el régimen jurídico de la reutilización de las aguas depuradas.