



MÁSTER EN GESTIÓN DE LA PREVENCIÓN DE RIESGOS LABORALES,
CALIDAD Y MEDIO AMBIENTE

UNIVERSIDAD DE VALLADOLID

TRABAJO FIN DE MÁSTER

**SUPERVISOR EN PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES
CON REACTORES ANAEROBIOS DE MEMBRANA (ANMBR) ASOCIADO A
TÉCNICO SUPERIOR EN PREVENCIÓN DE RIESGOS LABORALES,
CALIDAD Y MEDIO AMBIENTE**

Realizado por: Roberto González García

Tutor: Pedro García Encina

SEPTIEMBRE 2013

Agradecimientos:

Me gustaría agradecer en primer lugar a la empresa Cadagua y en especial al Departamento de Ingeniería Química y Tecnología del Medio Ambiente por brindarme la oportunidad de trabajar con ellos durante éste período de prácticas. Especialmente a D. Pedro García Encina por su trabajo como tutor de la UVA y Doña María del Mar Peña Miranda por su gran trabajo como tutor de las prácticas y su ayuda durante todo éste tiempo.

Además, también me gustaría agradecer a mi familia por su confianza en mí, y a mi pareja, Blanca, por su paciencia y apoyo incondicional.

ÍNDICE

1. INTRODUCCIÓN.....	4
2. OBJETIVOS.....	7
3. BIOREACTORES DE MEMBRANA.....	7
3.1. CAUSAS DE SU UTILIZACIÓN.....	7
3.2. FUNDAMENTO.....	8
3.3. REACTORES DE MEMBRANA VS REACTORES CONVENCIONALES.....	9
3.4. CRITERIO TÉCNICO-ECONÓMICO DE SELECCIÓN DE TECNOLOGÍA MBR.....	12
A) IMPACTO SOBRE LA INVERSIÓN.....	12
B) IMPACTO SOBRE LA EXPLOTACIÓN.....	16
C) CONCLUSIONES.....	18
4. ESTIMACIÓN DEL COSTE DE OPERACIÓN DE UN ANMBR.....	19
5. DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA Y EQUIPOS.....	23
6. MODO DE OPERACIÓN Y ANÁLISIS REALIZADOS.....	30
7. RESULTADOS OBTENIDOS Y CONCLUSIONES.....	38
8. BIBLIOGRAFÍA.....	40
9. ANEXOS.....	41

A continuación se describen los principales hitos en la historia de la compañía:

CADAGUA fue fundada en el año 1971, cuenta con más de 40 años de experiencia y está reconocida como la empresa nacional pionera y líder en el mercado de la ingeniería y construcción de Plantas de Tratamiento y Depuración de Aguas.

Con 440 empleados y una facturación en 2011 de 115 millones de euros, Cadagua es referencia obligada en el desarrollo del tratamiento de agua y desalación. Así, ha diseñado y construido más de 200 plantas de tratamiento de agua (potable, residual y desalación), alcanzando una capacidad total de tratamiento superior a 15.000.000 m³/d. Atendiendo al servicio de Mantenimiento y Explotación el número de habitantes equivalentes servidos supera los 21.000.000.

CADAGUA ha sido la primera:

- En promover una planta de suministro de agua en la modalidad BOOT.
- En construir y operar la mayor planta de secado térmico de fangos en modalidad BOOT.
- En conseguir el circuito cerrado de agua en una fábrica de papel. Vertido cero.
- En inversión en I+D+i, más del 1,5% de la facturación anual.
- En desarrollar una planta de tratamiento de fangos por gasificación.
- Primera empresa en el mercado nacional que ha obtenido el certificado UNE-EN ISO 9001.
- Primera empresa del sector de desalación en Europa en conseguir el certificado EMAS, en concreto para la planta desaladora de Valdelentisco (Murcia).

Los servicios de la empresa cubren el ciclo integral de una instalación de tratamiento de agua, desde su concepción hasta su financiación y explotación:

- Estudios de caracterización y tratabilidad de las aguas en laboratorio y planta piloto.
- Selección del proceso y tecnología más adecuados.
- Diseño de proceso conceptual.
- Ingeniería básica y de detalle: mecánica, eléctrica y de control, haciendo uso de las últimas técnicas de diseño asistido por ordenador (CAD).
- Gestión planificación, seguimiento y control de actividades del proyecto que garanticen la consecución de los plazos y costos establecidos.
- Aprovisionamiento de equipos y materiales.
- Control de calidad e inspecciones, tanto en fabricación como en obra.
- Montaje mecánico e instalación neumática, eléctrica y de control.

- Puesta en Marcha y Pruebas Operacionales de la instalación.
- Formación del personal de operación y mantenimiento.
- Monitorización y seguimiento de la operación.
- Servicios de Explotación y Mantenimiento.
- Financiación completa del proyecto (BOOT, BOO).
- Operación & Mantenimiento y Concesiones:
 - Mantenimiento y Explotación de Estaciones Depuradoras de Aguas Residuales (E.D.A.R)
 - Mantenimiento y Explotación de Estaciones de Tratamiento de Agua Potable (E.T.A.P)
 - Contratos de Concesión
- Diseño y Construcción:
 - Aguas residuales municipales
 - Agua potable
 - Desalación
 - Aguas industriales
 - Digestión de fango y recuperación de energía
 - Secado térmico de fangos y generación de energía

1.3 Tutor de la Empresa

El tutor de las prácticas en la empresa es la Dra. Mar Peña Miranda, responsable del departamento de IQTMA en Valladolid en la especialidad de tratamiento de agua residual.

Dña. Mar Peña Miranda es Doctora en Ciencias Químicas por la Universidad de Valladolid.

1.4 Tutor de la Uva

Como tutor de la Uva el Sr. Pedro García Encina ha sido el responsable del seguimiento y apoyo durante el desarrollo de las prácticas.

Desempeña su labor profesional como profesor en Tecnologías del Medio Ambiente, Escuela de Ingenierías Industriales (Universidad Valladolid), en el Máster de Gestión de la Prevención de Riesgos Laborales, Calidad y Medio Ambiente y en el Máster en Gestión y Tecnología Ambiental.

2. OBJETIVOS

El objetivo principal de éste trabajo es estudiar las configuraciones óptimas para el tratamiento de agua residual urbana mediante reactores biológicos y comprobar las principales diferencias entre la utilización de reactores de membrana anaerobios y reactores convencionales.

Demostración y explicación de los principales tipos de reactores de membrana y elección de la mejor configuración.

También otro objetivo primordial es realizar la evaluación económica de un reactor anaerobio de membrana (anmbr) frente a un reactor aerobio.

3. BIOREACTORES DE MEMBRANA

3.1. CAUSAS DE SU UTILIZACIÓN

La cada vez mas restrictiva legislación ambiental de la UE está generando una necesidad creciente de sistemas capaces de eliminar porcentajes muy elevados de materia orgánica (DQO), nitrógeno y fósforo.

Por otro lado, cada vez se dispone de menos espacio para la instalación de sistemas de depuración de aguas residuales debido al crecimiento urbano periférico en torno a espacios industriales ya existentes.

Por esto, el sector de tratamiento de aguas residuales, ya sean urbanas o industriales, está tendiendo cada vez más al desarrollo de tecnologías avanzadas con elevadas tasas de depuración, es decir, reducción del cociente superficie requerida/kg DQO eliminada.

En este contexto, la tecnología de Bioreactores de Membrana (MBR) aparece como la tecnología disponible más adecuada. Se compone de dos partes integradas en una sola: por un lado, e reactor biológico responsable de la depuración biológica y por otro, la separación física de la biomasa y el agua mediante un sistema de filtración directa con membranas.

La integración de los dos procesos en uno solo tiene, además, un efecto sinérgico derivado de la influencia que el paso por las membranas tiene sobre el estado fisiológico de la biomasa, por un lado, y de la mayor capacidad del sistema para eliminar DQO coloidal que al no atravesar la membrana tiene un tiempo de contacto mayor con la biomasa, por otro.

Pero la gran ventaja de los sistemas MBR se deriva de las elevadas concentraciones de biomasa con las que se trabaja en el reactor biológico gracias a la presencia de una barrera física (membrana) que no deja escapar las bacterias, lo que permite un control perfecto sobre la edad del fango y los parámetros principales de operación del sistema.

Una vez seleccionada la tecnología MBR como la mas adecuada para un proyecto concreto, conviene reflexionar sobre la configuración mas adecuada según un criterio técnico-económico.

3.2. FUNDAMENTO

Los Reactores Biológicos de Membrana (reactor biológico + ultrafiltración) se incluyen en las denominadas tecnologías de membrana, las cuales han experimentado un gran desarrollo en la última década. La aplicación de estas tecnologías a los MBR permite la separación del fango y el líquido mediante membranas, obteniendo ventajas importantes frente a la separación en los tradicionales decantadores secundarios. El aumento de la demanda de agua ha impulsado la implantación de estos sistemas a escala real, especialmente en aquellos casos en que se plantea la posibilidad de reutilización de agua.

Su funcionamiento se basa en que el agua del reactor biológico es filtrada pasando a través de las paredes de una membrana, debido a una pequeña depresión producida por una bomba centrífuga. El agua filtrada es extraída del sistema mientras el fango y los compuestos de tamaño superior al poro de la membrana quedan retenidos y permanecen o retornan al reactor biológico.

Este ciclo se alterna con un corto contralavado, en el que se invierte el sentido del flujo para forzar el paso del agua filtrada desde el interior al exterior de la membrana para limpiarla. Periódicamente, en función del grado de ensuciamiento, se realizan limpiezas químicas en profundidad de las membranas mediante su inmersión en una solución de limpieza.

Los MBR están compuestos por dos partes principales:

- **Reactor biológico:** responsable de la degradación de los compuestos presentes en el agua residual.
- **Módulo de membranas:** encargado de llevar a cabo la separación física del licor de mezcla.

En general, existen dos tipos de configuraciones MBR, dependiendo de si se filtra el licor mezcla fuera del reactor, constituyendo una filtración externa, o se sumergen las membranas en el propio reactor, succionando el permeado mediante una bomba centrífuga que es el caso que nos ocupa y como está instalado nuestro reactor.

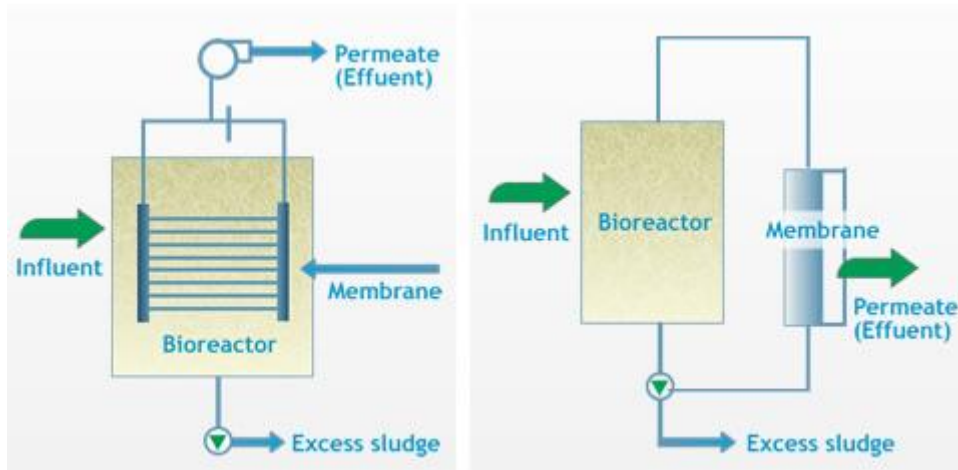


Fig 2-. Configuraciones del MBR

La totalidad de la biomasa está confinada dentro del sistema, proporcionando un control perfecto del tiempo de permanencia de los microorganismos en el reactor (edad del fango) y la desinfección del efluente.

3.3. REACTORES DE MEMBRANA VS REACTORES CONVENCIONALES

El balance económico es favorable a los MBRs si se tienen en cuenta una serie de ventajas importantes, al margen de la excelente calidad de agua tratada que se consigue.

De este modo, la tecnología MBR es especialmente competitiva cuando aparece alguno de los siguientes condicionantes:

- Necesidad de disminuir la producción de fangos biológicos (hasta un 80%)
- Necesidad de un grado de depuración elevado: vertido a cauce público, zonas sensibles o pago de un canon de vertido elevado.
- Reutilización: la reutilización puede venir impuesta por la escasez de agua de la zona o puede suponer un valor añadido importante a considerar. Las variables aquí van a ser el precio del metro cúbico de agua fresca o las subvenciones por reutilización.
- Poco espacio disponible
- Ampliación de la capacidad de tratamiento de plantas convencionales ya existentes.
- Efluentes industriales con componentes de difícil o lenta biodegradabilidad. La tecnología MBR permite llegar a depurar materia orgánica considerada inerte para otro tipo de tecnologías más convencionales.

No existe una forma universal y única de acoplamiento entre un reactor biológico y la separación líquido/sólido. Tampoco existe un tipo de MBR claramente superior a otro.

Existen en el mercado multitud de opciones cuya elección dependerá de los requerimientos del cliente según un criterio técnico-económico.

Estos sistemas presentan una serie de ventajas y desventajas frente a los sistemas tradicionales:

VENTAJAS

A) COMPACTACIÓN Y TAMAÑO

- Operación de la planta con concentraciones de fango superiores (MLSS: 10 –20 g/l) a las del tratamiento convencional (MLSS: 3-4 g/l). Sistemas muy robustos por tanto.
- Tasas de depuración 3-5 veces mayor que sistemas convencionales (volúmenes requeridos 3-5 veces menores)
- La planta es más compacta, al prescindir del decantador secundario y reactor biológico mucho más pequeño (se puede reducir hasta 1/3).
- Relación Área / Volumen. de flóculo alta → Transferencia de oxígeno y nutrientes
- Retención de toda la biomasa.

B) CALIDAD DEL AGUA

- La filtración por membrana garantiza una calidad de agua tratada independientemente de la decantabilidad del fango. Las membranas retienen los sólidos en suspensión y sustancias coloidales, lo que permite su reutilización para diversos usos.
- Retención de toda la materia particulada (SS efluente = 0 mg/l).
- Desinfección del agua tratada
- Retención de parte del sustrato coloidal por parte de la membrana, lo que permite mayor tiempo de contacto e hidrólisis.

C) PRODUCCIÓN DE FANGOS

- Menor producción a SRTs similares a sistemas convencionales.
- Además, posibilidad de trabajar a SRTs muy elevados: condiciones endógenas de baja producción de fangos.
- Flexibilidad de operación: SRT y HRT se pueden controlar independientemente y con ello se puede mantener una edad del fango elevada que permita el desarrollo de microorganismos de crecimiento lento (nitrificantes...).
- La oferta de nutrientes en el biorreactor respecto a la biomasa puede ser regulada, de forma que se generan tiempos de permanencia prolongados de la biomasa y de los nutrientes en el sistema, minimizando así la formación de lodos excedentes.

D) REACTOR ANAEROBIO

Si además de ser un reactor de membrana el reactor es anaerobio tendremos más ventajas con respecto a que sí el reactor es aerobio:

- Sobre el tiempo de retención celular o edad del fango la gran diferencia entre los reactores anaerobios y los reactores aerobios es que en los aerobios es necesario realizar purgas periódicas para controlar éste tiempo de retención celular porque como consecuencia del proceso biológico aerobio por cada kg. De DQO eliminada se produce aproximadamente 0,5kg. de sólidos suspendidos volátiles que se van acumulando y si no se purga se llegarían a alcanzar grandes concentraciones de microorganismos, mientras que en reactores anaerobios que es nuestro caso el tiempo de retención celular es infinito debido a que no se realizan purgas y que al estar trabajando a temperaturas bajas la biomasa crece muy poco y además la cantidad de sólidos suspendidos volátiles generados por kg. de DQO alimentada es muy baja, inferior a 0,1 kg.

- Además de que en los reactores anaerobios el fango producido es mínimo la potencia consumida por los compresores para recircular el biogás de la cámara puede ser compensada con la cantidad de energía que se puede obtener a partir del biogás producido mientras que en los reactores aerobios unido al gasto de energía para suministrar oxígeno hay que añadir el tratamiento posterior de la gran cantidad de microorganismos producidos lo cual es una desventaja de éste tipo de configuración.

DESVENTAJAS

- Elevado coste de implantación y explotación.

- Las altas concentraciones de fango pueden influir de forma negativa en el rendimiento de la membrana, aumentando el TPM (Transmembrane Pressure) o disminuyendo el flujo a través de la membrana.

Actualmente, en España existen varias instalaciones de este tipo, empleándose tanto para aguas residuales industriales como para aguas urbanas, siendo especialmente utilizado en el tratamiento de aguas para reutilización.

3.4. CRITERIO TÉCNICO-ECONÓMICO PARA LA SELECCIÓN DE LA CONFIGURACIÓN MAS APROPIADA DE MBR

Una de las cuestiones principales dentro de la tecnología de bioreactores de membranas es la elección entre membranas sumergidas dentro del reactor biológico ó externas, colocadas de forma independiente al mismo

A la hora de decidir hay que considerar el coste global (inversión, explotación) de la solución y su durabilidad (mantenibilidad, capacidad de evolución, producción de fangos, averías,...). En consecuencia, los puntos clave pueden ser:

A) Inversión

- Equipos electromecánicos
- Tratamiento de los fangos biológicos producidos
- Ampliación futura de la capacidad de tratamiento
- Tamaño de la instalación
- Integración en el medio y gestión de ruidos
- Vida media de las obras y equipos
- Financiación

B) Explotación

- Fiabilidad
- Mano de obra necesaria para el seguimiento normal
- Energía
- Recambio de membranas y equipos
- Mantenimiento
- Reactivos
- Costes de bombeo y tratamiento de fangos

A) IMPACTO SOBRE LA INVERSIÓN

EQUIPOS ELECTROMECAÑICOS

Uno de los costes importantes en un MBR es el debido propiamente al sistema de filtración. Puede decirse que el coste del sistema de filtración (incluidas bombas, tuberías e instrumentación asociadas) oscila entre un 10 y un 35% del total de la instalación para el tratamiento biológico. Este coste es variable y depende fundamentalmente de:

- Factores de dimensionamiento del módulo: origen y composición del agua residual y temperatura
- Factores de diseño de las membranas: material, composición, configuración, tratamientos adicionales, etc.

No obstante, existe una variación considerable de precios que tiene su origen entre otras, en las siguientes causas: el incremento casi exponencial de la demanda de membranas para sistemas MBR en los últimos años ha hecho que los fabricantes de membranas pasen de una fabricación casi artesanal a otra más industrial. Además, la expansión de muchos fabricantes de membranas hacia otros países se ha hecho con la política de venta de todo el sistema de tratamiento de aguas y no sólo de las membranas, por lo que el precio final resultante ha sido en muchos casos insostenible.

TRATAMIENTO DE FANGOS BIOLÓGICOS PRODUCIDOS

Los sistemas MBR pueden llegar a producir entre un 50 y un 80% menos fango que un sistema convencional. Esto es debido a las condiciones de operación con las que se puede operar el MBR, pudiendo alcanzar condiciones endógenas extremas, con edades del fango por encima de 100 días y nulo crecimiento neto de biomasa.

La menor producción de fangos redonda en una reducción del tratamiento y gestión de los mismos, incluyendo una cantidad de mano de obra considerable.

Las dos configuraciones de bioreactor de membranas permiten jugar con los parámetros biológicos (edad del fango, carga másica, etc.) para reducir la producción de fangos biológicos, pero existen dos diferencias fundamentales:

- El estrés mecánico de los flóculos en la configuración con bucle externo conduce a una relación superficie/volumen 10 veces mayor (Figura 12), muy favorable a la reducción de la producción de fangos biológicos en exceso.
- El menor tamaño del reactor biológico en la configuración externa, combinado con el circuito de recirculación lleva a un incremento de la temperatura en el biológico igualmente favorable a la disminución de la producción de fangos.

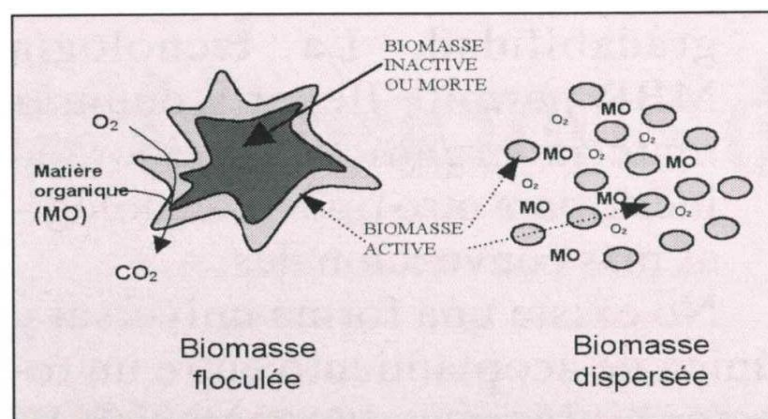


Fig. 3.-. Diferencias entre biomasa floculada (tecnologías convencionales) y biomasa dispersa (MBRs) en cuanto a la relación superficie/volumen.

Las dos configuraciones requieren pretratamientos adecuados para evitar dañar las membranas con partículas sólidas, para evitar bloquear los espacios intermembranales (flotantes, fibras, etc.) y, en función del material de membrana elegido, para evitar ataques químicos (solventes, etc.): los sub-productos generados en este pretratamiento son producidos en cantidades muy bajas y siguen normalmente la línea de gestión ya existente.

AMPLIACIÓN FUTURA DE LA CAPACIDAD DE TRATAMIENTO

Las dos configuraciones de MBR son adecuadas para la ampliación de la capacidad de tratamiento de plantas ya existentes. Las limitaciones para la adaptación con la configuración de membranas sumergidas no obstante, vienen de la mano de las dimensiones del reactor biológico existente ya que tiene que tener el tamaño y la geometría adecuados para la introducción de la cantidad de los módulos de membrana requeridos. Con las membranas externas, basta con ir acoplando nuevas membranas o módulos en paralelo.

TAMAÑO DE LA INSTALACIÓN

En el coste de implantación habrá que tener en cuenta la reducción de volumen (y superficie normalmente) que se consigue con un MBR, que puede ser hasta 5 veces en el caso de compararlo con un tratamiento convencional (Tabla 1).

Las dos configuraciones de MBR conducen a una reducción significativa del área necesaria para la implantación de la instalación (supresión del decantador secundario y reactor biológico de 2 a 5 veces más pequeño).

A nivel de proceso, un MBR con membranas sumergidas presenta una limitación más acusada con respecto a la concentración de sólidos (y biomasa) en el reactor biológico. De hecho, diversos estudios [2,3] hablan de un máximo de 12.000 mg/L de SSLM para poder mantener un flujo de operación razonable (12 l/m²h de media). Esto supone en definitiva que las cargas orgánicas de trabajo en un sistema sumergido son mucho menores que las de un sistema con membranas externas (Tabla 1) donde se alcanzan fácilmente concentraciones de hasta 35.000 mg/L.

Tabla 1. Comparación genérica entre volúmenes necesarios en las tecnologías de fangos activos y bioreactor de membranas para una misma carga orgánica a tratar

Sistema	Fangos Activos	MBR sumergido	MBR externo
Carga volumétrica (kg DQOeliminada/m ³ día)	0,6-0,9	1-3	1,8-10
SSLM (g/l)	2,5-3,5	4-12	7-40
Carga Másica (kg DQO/ kg SSV día)	0,25	0,25	0,25
Volumen (unidades de referencia)	5	2	1

INTEGRACIÓN EN EL MEDIO Y GESTIÓN DE RUIDOS

Los MBR pueden estar ubicados muy cerca de áreas residenciales, en terrenos con muy poca superficie, lo que genera además un ahorro significativo en conducciones hasta instalaciones situadas en la periferia.

La compacidad de las instalaciones facilita el tratamiento arquitectónico, pero la configuración en bucle externo además, con un menor tamaño de reactor biológico, permite el cubrimiento de toda la planta, importante en la gestión de ruidos, molestias, olores e impacto visual.

VIDA MEDIA DE LAS OBRAS Y EQUIPOS

La diferencia fundamental radica en el sistema de filtración ya que el resto de equipos e instrumentación entran dentro del mismo rango.

Las dos configuraciones posibles de MBR responden a dos lógicas de operación muy diferentes en relación a las membranas:

- En el caso de membranas sumergidas, la membrana es un consumible operado de forma extensiva (baja presión transmembrana, bajo flujo de permeado), que conduce a una vida media entre 9 y 24 meses según el contexto y la utilización que se haga.
- En el caso de membranas externas, el módulo de membranas es concebido como un equipo que se limpia y se regenera de forma que se realiza una operación intensiva (elevada presión transmembrana, régimen turbulento, elevado flujo de permeado), lo que conduce a una vida media de 30 a 84 meses según el tipo de membrana, el contexto y la utilización que se haga.

FINANCIACIÓN

Las condiciones de financiación para ambas configuraciones de MBR son las mismas, teniendo en cuenta que a nivel de equipos, instrumentación, etc, son similares.

Conviene señalar aquí que en el caso de las membranas externas, los bloques de membranas son muy compactos, a la vista y perfectamente modularizables para cambios temporales de capacidad de tratamiento de la planta (puntas estacionales, cambios de producción, etc.).

B) IMPACTO SOBRE LA EXPLOTACIÓN

FIABILIDAD

Las membranas siempre suponen una barrera física final en el caso de puntas de carga orgánica y/o hidráulicas, permitiendo en cualquier caso el vertido de un efluente desinfectado y libre de sólidos en suspensión.

Es importante señalar la supresión definitiva que se consigue de fenómenos como el bulking y las espumas de origen biológico, lo que permite una operación controlada del sistema en todo momento.

La elección de una u otra configuración de MBR tiene poca incidencia en la fiabilidad del sistema. Es mucho más importante el dimensionamiento del biológico y los equipos de cada operación unitaria, especialmente el pretratamiento.

MANO DE OBRA NECESARIA PARA EL SEGUIMIENTO NORMAL

Todos los tipos de MBR son fácilmente tele-controlables, incluidas las operaciones de lavado de membranas.

El seguimiento regular supone 3-5 horas semanales de dedicación en planta.

También habría que considerar el mantenimiento de la planta en general considerando alimentación, limpieza de conducciones etc.

ENERGIA

La operación extensiva del módulo sumergido descrita con anterioridad conduce a un menor consumo energético en el bloque de membranas. Pero hay que considerar también las energías de agitación y turbulencia en el reactor biológico, necesarias para evitar la rápida colmatación de las membranas sumergidas (ya sean fibra hueca o planas). El coste de esta sobre-aireación puede llegar a suponer un 30% del coste energético total de la instalación ya que estos sistemas evolucionan hacia el mantenimiento de cada vez mayores velocidades de aire para garantizar una pérdida de flujo moderada y progresiva.

Lo que resulta evidente, debido a que el coste de filtración está directamente relacionado con el caudal a filtrar, es que cuanto más cargada esté un agua residual, más barato resultará el kg de DQO eliminada.

En este sentido, la operación del sistema sumergido, pese al coste de los recambios, es más barata cuando se trata de grandes caudales (>2.000 m³/d) y/o bajas concentraciones de materia orgánica (DQO<500 mg/L).

RECAMBIO DE MEMBRANAS Y EQUIPOS

La vida media garantizada para las membranas varía mucho de un proyecto a otro según el tipo de agua residual, condiciones de operación esperadas, etc. En general, puede ser de 1 a 4 años para membranas sumergidas y de 4 a 15 años para membranas externas.

El coste de recambio oscila mucho según el tipo de membrana (material, configuración, etc.) pero puede oscilar entre 0,2 y 0,8 euros/m³ agua tratada.

El coste de los productos químicos utilizados para la limpieza periódica de las membranas no alcanza los 0,01 euros/m³ agua tratada.

MANTENIMIENTO

El acceso a las membranas y otros equipos es sumamente fácil en el caso del bucle externo, mientras que en el caso de las sumergidas es necesaria una limpieza previa antes de realizar cualquier operación de mantenimiento o recambio fuera del reactor.

Del mismo modo, el control sobre fugas o defectos de operación en el caso del bucle externo es más sencilla y el recambio mínimo puede ser de tan sólo 0,15-0,40 m², mientras en el caso de membranas sumergidas, es necesario cambiar un mínimo de área de membrana mucho mayor cada vez.

REACTIVOS

La configuración externa supone lavados químicos más frecuentes que la sumergida, pero el coste es marginal en la cuenta de explotación (inferior al 1%). Las soluciones de lavado empleadas suponen un volumen despreciable al igual que las dosis de productos químicos, lo que permite su reciclado a cabeza de la instalación.

La configuración de membranas sumergidas necesita un dispositivo de retro-lavado o back flush y presenta un grado de complejidad mayor en la instalación para disminuir su impacto sobre la producción neta de agua tratada de la instalación.

COSTES DE BOMBEO Y TRATAMIENTO DE FANGOS

Además de la menor producción de fangos biológicos en la configuración externa comentada con anterioridad, el bombeo de los mismos hasta el sistema de tratamiento de fangos se hace aprovechando la propia presión del circuito de recirculación con una simple válvula.

En el caso de membranas sumergidas, es necesario un equipo exclusivo para bombear los fangos desde el reactor biológico.

C) CONCLUSIONES

A nivel técnico, las ventajas que ofrece un MBR frente a tecnologías más convencionales son claras: calidad del agua tratada (reutilización), menor producción de fangos, modularidad, espacio requerido, etc.

Desde el punto de vista económico, conviene siempre realizar un balance completo que incluya los diferentes costes asociados a la implantación, operación y mantenimiento.

En general, cuando se da alguno de los condicionantes que se mencionan en el texto, el balance económico resulta favorable al MBR frente a tecnologías convencionales.

Una vez seleccionada la tecnología de bioreactores de membrana, conviene hacer un estudio sobre la configuración más adecuada para el proyecto. En cualquier caso, las ventajas inherentes a la tecnología en sí misma, son parecidas con cualquiera de las dos configuraciones existentes, aunque la configuración externa es claramente ventajosa en lo referente a la producción de fangos biológicos.

En el caso de las membranas externas existe un consumo energético importante asociado al circuito de recirculación. No obstante, la configuración de membranas sumergidas presenta unos costes energéticos asociados a sobre-aireación del módulo y agitación importantes y sobre todo, un coste de recambio de membranas netamente superior a la configuración externa.

Por otro lado, el control que se tiene sobre la instalación en los sistemas externos es un factor importante a considerar, así como otras ventajas asociadas al tamaño de instalación, compacidad, modularidad, etc.

En cuanto a la evolución de los sistemas, la configuración externa se presenta como la más adaptable a los nuevos desarrollos. El empleo de oxígeno líquido por ejemplo, supone una mejora en la transferencia de oxígeno y capacidad de tratamiento del sistema. Su aplicación con membranas externas es favorable porque se aprovecha la presión de retorno del circuito de recirculación para conseguir la inyección y mezcla del oxígeno sin consumo energético asociado.

Por otro lado, parece que la tendencia de los MBRs sumergidos es hacia la "filtración tangencial sumergida", lo que mejora la permeabilidad, alarga la vida media de las membranas pero acerca los costos energéticos de depuración a los sistemas externos.

En resumen, el balance técnico-económico parece favorable a los MBRs externos especialmente cuando se trata de concentraciones de materia orgánica elevadas en el agua residual (DQO>500 mg/L). Para aguas urbanas y en general, para el tratamiento de grandes caudales con bajas concentraciones de materia orgánica, los consumos energéticos pueden hacer inclinar el balance técnico-económico hacia las membranas sumergidas aunque el costo de recambio de membranas puede llegar a ser insostenible. La suma -costes energéticos+recambio de membranas- es siempre favorable a los sistemas externos.

Por lo tanto debido a que trabajamos con agua residual que en condiciones normales tiene baja carga, debido también a que la cantidad de biogás producido nos permite

mantener el correcto trabajo de la membrana, dado que con estas tecnologías sumergidas se podrá trabajar con caudales mayores y alcanzar menores tiempos de residencia dentro del reactor, unido también a que se requiere menos espacio y como las tecnologías son muy similares en muchos aspectos **nosotros trabajamos con tecnologías sumergidas.**

4. ESTIMACIÓN DEL COSTE DE OPERACIÓN DE UN REACTOR ANAEROBIO DE MEMBRANA

Ambos reactores de nuestra configuración son anaerobios debido a que la combinación de un proceso anaerobio de degradación de la materia orgánica, y de un proceso de filtración y separación mediante membranas de ultra o micro filtración, evitan la salida incontrolada de biomasa del bioreactor lo cual permite 1) controlar el tiempo de retención celular en valores elevados que aseguren el crecimiento de las bacterias anaerobias y 2) mejorar la calidad del efluente. Gracias a esta combinación es posible establecer fácilmente tiempos de retención celular elevados sin necesidad de incrementar el volumen de reacción necesario para llevar a cabo el proceso, permitiendo por tanto el desacople entre tiempo de retención celular y tiempo de retención hidráulico. Además, mediante los reactores de membrana, el proceso de tratamiento y de separación queda integrado en una misma unidad, proporcionando no solo un efluente de elevada calidad gracias a la gran capacidad de retención, sino proporcionando también una reducción del espacio total requerido.

Tras haber llegado a ésta conclusión mediante las explicaciones anteriores convendría hacer un estudio que nos marque aproximadamente el coste de operación de un reactor anaerobio basado fundamentalmente en considerar como gasto mas importante la compresión y recirculación del biogás obtenido para mantener la membrana en operación y como beneficio principal el biogás que se genera y la electricidad que se podría obtener a través de ese biogás.

Hasta hace poco el MBR no era económico para el tratamiento de aguas residuales municipales de alta carga orgánica o aguas industriales. Esto hizo necesario su costosa retirada y eliminación. El alto coste energético de los sistemas aeróbicos los hizo poco prácticos también. La nueva tecnología MBR anaeróbica combina membranas de ultrafiltración o microfiltración con bioreactores de crecimiento suspendido para económicamente dotar a los efluentes de una calidad de casi 0 sólidos suspendidos totales y de una eliminación de noventa y nueve por ciento de la demanda química de oxígeno.

El agua residual es efectivamente tratada y desinfectada con membranas, pero a un alto coste energético. Este coste puede ser recuperado con el metano del biogás producido por un proceso anaerobio. La combinación de ambos en un solo sistema hace un procedimiento económico, así como eficaz. Las reducciones en el coste de fabricación de la membrana, las innovaciones en tecnología y la utilización de diseños innovadores hacen posible económicamente la utilización de ésta técnica hoy en día.

El agua residual se trata en primer lugar en un reactor anaerobio de biomasa. A continuación, las partículas en suspensión se eliminan por medio de filtración por

membrana. Los primeros sistemas combinados tenían los filtros de membrana situados en la corriente lateral, fuera del reactor. Más tarde se supo que sumergiendo las membranas en la parte inferior del tanque se podía reducir el coste de energía en un cincuenta por ciento. Los costes de operación se reducen debido a que el fluido puede ser forzado a través de una membrana con menos presión.

El principal problema encontrado con cualquiera de los estilos de sistema era el ensuciamiento de las membranas con organismos biológicos que son necesarios para degradar los lodos y la liberación de metano, y las partículas en suspensión. En ocasiones los poros de la membrana se bloqueaban con partículas y material soluble. Era necesario un mantenimiento y limpieza, es decir, una mano de obra intensiva. La eficiencia del sistema se redujo debido a un mayor coste de la energía asociada a forzar el bombeo del agua a través de las membranas para conseguir el aumento de las presiones.

Pero la configuración de membranas sumergidas consiguieron tres propósitos, evita la acumulación de sólidos en la superficie de la membrana en la parte inferior del tanque de reactor a través de su mantenimiento en suspensión, la superficie de la membrana es desgrasada y se previene la obstrucción de sus poros y el oxígeno es proporcionado a la biomasa ayudando a la síntesis celular y la biodegradación.

A continuación se muestran dos modelos en los que podremos comparar ver los costes de ambas configuraciones:

Modelo 1:

- Etapa anaeróbica de alta carga (EGSB) + Sistema de lodos activados de baja carga (AS)
- Etapa aeróbica de alta carga (MBBR) + Sistema de lodos activados de baja carga (AS)

Modelo 2:

- Etapa anaeróbica de alta carga (EGSB) + Sistema de lodos activados de baja carga (AS)
- Etapa aeróbica de alta carga (MBBR) + Sistema de lodos activados de baja carga (AS)
- Bioreactor de membrana (MBR)

La siguiente tabla procedente de estudios realizados [1] da el consumo de energía y productos químicos y los costos de operación resultantes sobre la base media evaluada:

COSTES DE OPERACIÓN PARA TRATAMIENTO DE AGUA RESIDUAL REFERIDOS A LOS MODELOS 1 Y 2						
Tipo de consumo	Dimensiones	MODELO 1		MODELO 2		
		EGSB-AS	MBBR-AS	EGSB-AS	MBBR-AS	MBR
Datos de consumo basados en valores medios y considerando 350 días trabajados al año.						
Consumo de energía						
Consumo de energía total	kwh/h	421	610	441	538	1139
Consumo de energía total	kwh/a	3,533,735	5,125,742	3,700,961	4,522,011	9,566,155
Costes específicos de energía	€/kwh	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06
Costes totales de energía	€/a	212,024	307,545	222,058	271,321	573,969
Utilización biogas						
Potencia eléctrica	kwh/h	414		410		
Potencia térmica	kwh/a	3,481,406		3,447,041		
Energía específica recuperada (energía verde)	€/kwh	0.095		0.095		
Energía recuperada o aprovechada	€/a	-329,341		-326,09		
Nutrientes y productos químicos						
Nutrientes						
Urea 100 %	kg/d	552	938	469	774	774
Urea 100 %	kg/a	193,203	328,32	164,033	270,864	270,864
Urea 100 %	€/kg	0.194	0.194	0.194	0.194	0.195
Urea 100 %	€/a	37,481	63,694	31,822	52,548	52,548
H3PO4 80%	kg/d	211	364	179	300	300
H3PO4 80%	kg/a	73,806	127,463	62,601	105,157	105,157
H3PO4 80%	€/kg	0.343	0.343	0.343	0.343	0.344
H3PO4 80%	€/a	25,315	43,72	21,472	36,069	36,069
Sosa cáustica (NaOH 100%)						
Etapa anaeróbica + desulfuración del biogas	kg/d	158		124		
NaOH 100%	kg/a	55,207		43,256		
NaOH 100%	€/kg	0.21		0.21		
NaOH 100%	€/a	11,855		9,289		
Costes de operación totales	€/a	-40,195	423,426	-39,353	366,923	669,571

Tabla 1: Consumo de servicios públicos y costes

Los costes de inversión se establecen sobre una base incluyendo el equipo principal, los equipos de control, equipos PLC / PLS y obra civil. El tratamiento primario no está considerado en estos costes.

La estimación de los costes de inversión y el cálculo final de los costes totales de operación y el coste anual se muestra en la siguiente tabla:

DOTACIONES ANUALES PARA EL TRATAMIENTO DE AGUA RESIDUAL REFERIDOS A LOS MODELOS 1 Y 2						
Area	Dimensiones	MODELO 1		MODELO 2		
		EGSB-AS	MBBR-AS	EGSB-AS	MBBR-AS	MBR
Costes de inversión						
Equipos	€	incluido	incluido	incluido	incluido	incluido
Equipos de control de proceso y electricidad	€	incluido	incluido	incluido	incluido	incluido
Obra civil	€	incluido	incluido	incluido	incluido	incluido
Biogas CHP	€	incluido		incluido		
Costes de inversión	€	8,600,000	7,400,000	9,300,000	8,600,000	17,700,000
Coste capital calculado basado en una producción anual de 350 días y tasa de interés 7%						
Coste capital	€/a	1,224,447	1,053,594	1,324,111	1,224,447	2,525,082
Costes de operación						
Costes totales químicos y de energía	€/a	-40,195	423,426	-39,353	366,923	669,571
Mantenimiento y reparación						
1,5% de la inversión total	€/a	129,000	111,000	139,500	129,000	265,500
Respuesto de membrana (10 años de vida)	€/a					630,933
Costes de personal						
Costes de personal	€/a	38,356	38,356	38,356	38,356	38,356
Costes de operación totales	€/a	127,161	572,782	138,503	534,279	1,604,361
Costes de capital	€/a	1,224,447	1,053,594	1,324,111	1,224,447	2,520,082
Costes anuales totales	€/a	1,351,608	1,626,375	1,462,614	1,758,725	4,124,443

Tabla 2: Costes anuales (costes de capital y de operación)

Tras ver éste balance económico podemos sacar las siguientes conclusiones:

Para ambos modelos se ve que es aplicable el pretratamiento anaerobio seguido del sistema de lodos activados. En ambos casos los costes de inversión son mas altos que para el sistema de reactor aerobio seguido del sistema de lodos activados. Pero en ambos casos, como en general para los sistemas anaeróbicos, como se puede comprobar en las tablas los costes de operación son mucho más bajos, debido a la baja necesidad energética y alta devolución de energía en el uso energético del biogás.

Así que en total la comparación de los sistemas EGSB + AS frente MBBR + AS, el sistema anaeróbico es menos costoso, por lo que se aplicará siempre cuando el sistema anaeróbico pueda ser aplicable. Sin embargo, el tiempo que se necesita hasta que los costes de operación sean más bajos para compensar los mayores gastos de la inversión es diferente de un caso a otro.

Para el modelo 1 el coste de inversión para el sistema EGSB + AS es 1,2 millones de € más alto, pero el coste total de la operación es 446.000 €/a menor para el sistema EGSB + AS en comparación con el sistema MBBR.

Para el modelo 2 el coste de inversión para el sistema EGSB + AS es sólo 0,7 millones de € más alto, el coste total de la operación son 395.000 € menos para el sistema EGSB + AS en comparación con el sistema MBBR.

Por lo tanto en un cálculo simple la diferencia entre el tiempo que tardan entre que el coste de inversión es compensado por el coste de operación para el modelo 1 es

después de 2,7 años y para el modelo 2 es después de 1,8 años por lo que la utilización del reactor de membrana se va favorecida.

El MBR obviamente es mucho más caro que los otros sistemas. Principalmente es debido al coste de membrana. Así que hoy en día que las membranas ya están extendidas y en un futuro que se seguirán extendiendo y abaratando la diferencia de costes de inversión y de costes de operación será menor y cada vez va siendo mas rentable utilizarlas.

Utilizando nuevas técnicas de limpieza de membranas y como en nuestro caso procesos de contralavado seguidos de la filtración sin necesidad de desmontar el reactor y sacar la membrana el tiempo de vida de estas es mucho más largo y los costes de operación, que incluyen la sustitución o repuestos para la membranas, serán sustancialmente menores.

Sin embargo, como hemos mencionado antes, el MBR es un sistema, que tiene grandes ventajas en determinadas situaciones, sobre todo, cuando el tratamiento se lleva a cabo en el entorno de producción con el objetivo de reciclar una parte sustancial del efluente tratado. Así que a pesar del mayor costo del MBR se utiliza en la mayoría de instalaciones de tratamiento de agua residual.

5. DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA Y EQUIPOS

La zona de trabajo está formada por dos reactores anaerobios que han sido inoculados previamente y continuamente son alimentados con agua residual y producen biogás el cual se contabiliza diariamente y se recircula continuamente para favorecer el proceso de filtración.

El esquema de las dos configuraciones que forman la planta puede verse en el apartado 9 anexos.

El agua residual urbana es impulsada por una bomba centrífuga sumergida en una alcantarilla situada en la calle y que tras pasar por un rototamiz alimenta un tanque de almacenamiento de unos 700 litros de capacidad donde se encuentra depositada el agua residual.

Este tanque constituye la fuente de alimentación de agua residual para la planta que está constituida por los siguientes elementos:

En primer lugar el agua residual mediante una bomba pasa a un sedimentador donde decantan los sólidos y arenas y desde este sedimentador mediante dos bombas de alimentación diferentes se alimentan por separado cada uno de los dos reactores.

El sedimentador tiene 85cm de altura y está constituido por 3 zonas, una zona inferior de forma triangular de 20cm de altura, una zona media de 40cm de altura y 20 cm de diámetro y una zona superior de 25cm de alto y 30cm de diámetro pero con un rebose situado a 5cm de la superficie.

Las zonas media y superior tiene en el centro un cilindro de 60cm de alto y 5cm de diámetro que es donde se alimenta el agua residual.



Fig. 4.- Foto del sedimentador

Un reactor que constituido por dos módulos situados en serie, primero la parte biológica (UASB) donde se alimenta por la parte de abajo el agua residual y cuya zona superior está descubierta teniendo un rebose para que no se desborde y luego la parte donde se encuentra una membrana de filtrado a la que pasa el flujo por gravedad.

El UASB está constituido por un cilindro igual en toda su extensión con 190cm de altura y 33,7cm de diámetro.

En su interior situadas a 42 cm de la superficie lleva situadas dos placas deflectoras de 6cm de anchura y un diámetro separador de 22cm, y a 20cm de la superficie tiene situada una campana de 22cm de altura y 26 cm de diámetro interior.

El módulo de membrana está constituido por dos cilindros de igual tamaño unidos a 50cm del suelo. Ambos tienen 33,7 cm de diámetro y la altura total del módulo es de 180cm. A 50cm de la superficie y hasta justo encima de la unión está situada la membrana de filtración cuya sección es de 11cm * 11cm, con unas fibras de 65cm de longitud y unos cabezales de 15cm.

Ademas el modulo de membrana lleva acoplado un medidor de nivel externo para controlar el nivel del mismo.

En ambos módulos en la parte de arriba existen dos dispositivos para recolectar el biogás producido en cada uno de ellos por separado con sistemas de recogida para poder medir la composición de biogás pinchándolo en el cromatógrafo de gases. También hay dos contadores de pulsos conectados a estos sistemas con los que se puede saber el volumen de biogás obtenido al cabo del tiempo.



Fig. 5.- Foto de la configuración de reactores en serie

La siguiente fotografía muestra el reactor del módulo de membrana y de la membrana.



Fig. 6.- Módulo de membrana y membrana colgada de la parte superior del reactor

- Características de la membrana.

Especificaciones de módulo:

Modelo:	ZW-10, modulo sumergible (Zenon,GE)
Configuración:	Fibra hueca "de afuera a dentro"
Área nominal de membrana:	0,93 m ²
Peso modulo (seco):	1,9 Kg
Peso modulo (húmedo):	2,1 Kg
Tamaño poro nominal:	0,04 micras
Material:	PVDF
Limites de operación:	
Máxima presión transmembrana :	62 KPa a 40°C
Típica producción de permeado:	0,5 – 0,75 litros / min dependiendo de las aplicaciones y del agua residual a tratar.
Típica presión transmembrana de operación:	10 – 50 KPa a 40°C
Máxima temperatura de trabajo:	40°C
Rango operación pH:	5 – 9
Máxima temperatura de limpieza:	40°C
Rango pH limpiezas:	2 – 10,5
Máxima exposición a OCl ⁻ :	1000 mg/L
Máxima presión de retrolavado:	55 KPa
Caudal máximo de aireación por módulo:	3,6 m ³ / h

La membrana dispone de un tubo central de PVC, por el que se introduce el gas, con seis orificios en el extremo inferior a modo de difusor de burbuja gruesa. En la figura 6, se muestra un esquema de la membrana y de sus dimensiones.

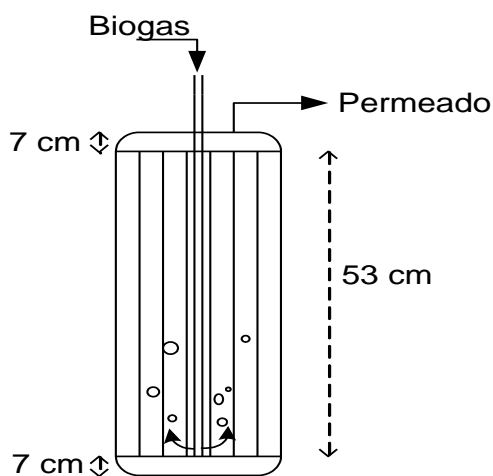


Figura 7.- Dimensiones de la membrana, y detalles de la misma.

Las siguientes fotografías muestran el módulo de membrana ZW- 10, y el efecto que el flujo de aire ejerce en el movimiento de las fibras



Figura 8.- Módulo de membrana ZW-10.



Figura 9.- Módulo de membrana ZW-10, con inyección de aire.

El otro reactor está construido en vertical, dispone también de tubo de alimentación en la parte inferior que atraviesa todo el reactor con un orificio central de salida por la zona de abajo con una bomba que se nutre del sedimentador y en el que el módulo de filtrado está situado encima del otro.

Este reactor está constituido por una superficie cilíndrica toda ella de 42cm de diámetro y con una altura total de 370cm.

La parte biológica que es la parte inferior tiene una altura total de 232,7cm con unas placas deflectoras situadas a 185cm del fondo con 28cm de diámetro separador y 15cm de altura y encima de las placas a 200cm del fondo tiene una campana hacia arriba de 8,32cm de alto y 36cm de diámetro inferior.

El módulo de membrana que es la parte superior tiene una altura de 132cm con dos membranas de filtración en paralelo de 92cm de altura situadas a 113cm de la superficie del reactor el cual está cerrado por arriba, la sección de las membranas es de 11cm * 11cm, con unas fibras de 65cm de longitud y unos cabezales de 15cm cada una.

A 21cm de la superficie tiene instalado un rebose para que el nivel nunca llegue hasta arriba del todo y además éste módulo también lleva acoplado un medidor de nivel externo para controlar la altura dentro.

En este reactor el sistema de recogida de biogás es único por lo que tenemos solo un medidor de pulsos para conocer la cantidad de biogás producida.

El tipo de membranas son exactamente idénticas a las explicadas para la configuración anterior y el cuadro eléctrico y bombas también.

Ambos reactores disponen en su parte superior de un compresor para cada membrana que es el que recoge el biogás producido y lo recircula y vuelve a introducirlo a la membrana como se ha explicado en la figura 7.

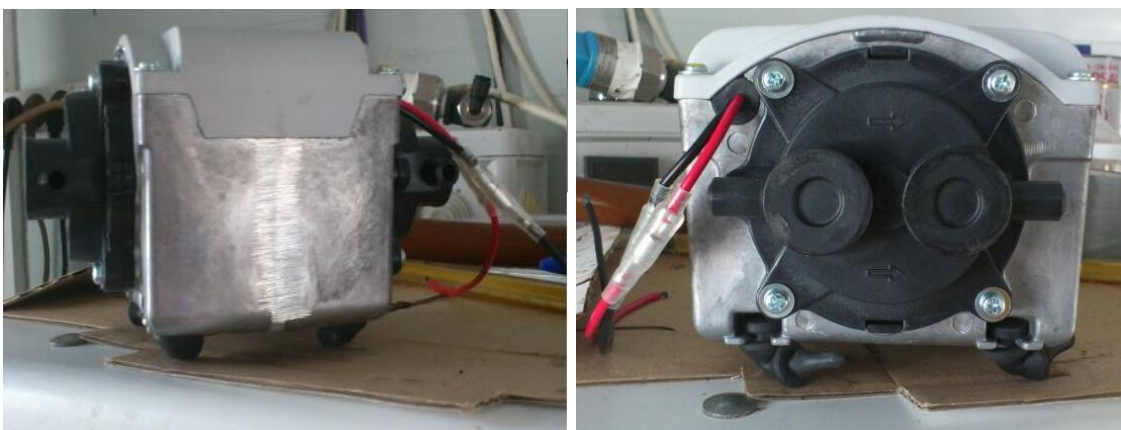


Figura 11.- Compresor

Ambos reactores tienen diferentes tomas para la recogida de muestras a diferentes alturas para llevar a cabo la toma de muestras periódicas para realizar los análisis pertinentes para mantener controlada la planta siendo los más importantes los análisis de DQO total y soluble debido a que la digestión anaerobia es un proceso de transformación y no de destrucción de la materia orgánica, como no hay presencia de un oxidante en el proceso, la capacidad de transferencia de electrones de la materia orgánica permanece intacta en el metano producido. En vista de que no hay oxidación, se tiene que la DQO teórica del metano equivale a la mayor parte de la DQO de la materia orgánica digerida (90 a 97%), una mínima parte de la DQO es convertida en lodo (3 a 10%). En las reacciones bioquímicas que ocurren en la digestión anaerobia, solo una pequeña parte de la energía libre es liberada, mientras que la mayor parte de esa energía permanece como energía química en el metano producido.

Además se realizan análisis de sólidos (ST, SV, SST y SSV), de DBO_5 , de NH_4^+ , de AGV's, NKT y otros parámetros que nos permiten controlar la planta.

6. MODO DE OPERACIÓN Y ANÁLISIS REALIZADOS

Diariamente se lleva un control exhaustivo de los marcajes de los displays del cuadro, de la cantidad de biogás producido mediante la contabilización de los pulsos que ha dado y de la composición del biogás producido.

Además se lleva a cabo el mantenimiento de la planta, de la bomba que succiona el agua de la arqueta y se comprueba que todos los equipos funcionen correctamente.

Rutinariamente se cogen muestras de las tomas establecidas para realizar una serie de análisis los cuales se detallan a continuación:

- DQO

La DQO puede considerarse como una medida aproximada de la demanda teórica de oxígeno, que es la cantidad de oxígeno consumido durante el proceso de oxidación total de los constituyentes orgánicos a productos inorgánicos. El nivel al que los resultados experimentales se aproximan al valor teórico depende en primer lugar de la importancia de la oxidación. Un gran número de compuestos orgánicos se oxidan entre un 90% y el 100%, y en el caso de muestras que contengan grandes cantidades de sustancias difícilmente oxidables en las condiciones del ensayo el valor de la DQO se aleja de la demanda teórica de oxígeno. Esto sucede con algunos efluentes industriales.

El significado del valor de la DQO depende de la composición de la muestra, esto debe tenerse en cuenta cuando se interpretan los resultados obtenidos según el método descrito.

El método es aplicable para valores de DQO superiores a 30mg /L, no es aplicable en muestras que tras su dilución contienen más de 2000 mg/L de iones cloruro y el rango de trabajo es inferior a 1000mgO₂/L.

La muestra se lleva a ebullición con reflujo en presencia de sulfato de mercurio(II), de una cantidad conocida de dicromato potásico y de un catalizador de plata en medio fuertemente acidificado por ácido sulfúrico, durante 2 horas a 150°C. Después de la digestión, el dicromato no reducido se determina por valoración con sulfato de amonio ferroso. El valor de la DQO se determina a partir del dicromato reducido, el equivalente a la cantidad de materia oxidada.

DQO_{total}: Homogenizar las muestras para permitir una toma de muestra representativa con respuesta satisfactoria. Preparar una dilución cuya determinación esté dentro del rango de trabajo.

DQO_{soluble}: Homogenizar la muestra y filtrarla a través de un filtro AP40 eliminando los primeros filtrados, recoger el filtrado y codificarlo como fase soluble. Preparar una dilución representativa de la fase soluble en caso necesario.

- **PROCEDIMIENTO:** Colocar las muestras de ensayo sobre agitadores magnéticos, coger con pipeta automática 2,5ml de cada muestra homogénea y verter en los tubos de digestión previamente limpio, secos y codificados. Dosificar lentamente 1,5ml de solución digestora (Disolver con agitación moderada 10,21g $K_2Cr_2O_7$ secado previamente durante 2 horas a 105°C en 750ml agua Elix, añadir 8,5g $HgSO_4$ e incorporar poco a poco 250ml de H_2SO_4 cond. Una vez frío diluir hasta 1000ml en un matraz aforado) y 3,5ml de solución catalítica (Disolver 26,75 g de $AgSO_4$ en 2,5L de H_2SO_4 96% y 1,84g/ml. Agitar durante varias horas y dejar reposar de 1 ó 2 días). Cerrar los tubos con los tapones. Agitar lentamente golpeando sobre la palma de la mano para que se mezclen las fases. Programar el equipo de digestión a 150°C, una vez estabilizada la temperatura de consigna colocar los tubos en el equipo durante 2 horas. Dejar enfriar a temperatura ambiente.

Se realiza un ensayo blanco por serie de muestras, siguiendo el mismo procedimiento operatorio pero reemplazando la muestra por 2,5ml de agua clase II (Elix).

VALORACIÓN: Después del proceso de oxidación, colocar los tubos de digestión en una gradilla hasta que alcancen temperatura ambiente, quitar los tapones y añadir dos gotas de indicador ferroína. Usar agitación magnética moderada, valorar el exceso de dicromato con FAS hasta viraje a color rojo. Anotar volumen de FAS consumido.

La demanda química de oxígeno, expresada en miligramos de oxígeno por litro:

$$mgO_2/L = \frac{(B - F) \cdot 400}{T} \cdot f_{dilución}$$

B: ml de FAS utilizados en la valoración de blanco

F: ml de FAS utilizados en la valoración de muestra

T: Título ml consumidos en la valoración de patrón de dicromato potásico

$f_{dilución}$: Factor de dilución de la muestra

- AGV's

Tratamiento previo de muestra: En esta etapa deberán eliminarse o minimizarse al máximo las interferencias que ocasione la matriz de la muestra. Los fangos, digestados, muestras con sólidos macroscópicos se centrifugarán, se recogerá el sobrenadante y este se considerará muestra para ensayo.

En el caso que fuese necesario, preparar una dilución representativa de la muestra para situar los parámetros esperados dentro del rango.

Colocar en un vaso 5ml de muestra añadir 1ml de ácido ortofosfórico 85% con el fin de conseguir un pH<2 para fijar y estabilizar los posibles AGVs que contenga la muestra. Agitar homogéneamente durante 1 minuto, llenar un tubo eppendorf, llevar a µcentrífuga 13000rpm durante 6 minutos. Recoger el

sobrenadante (evitando aceites en superficie) con punta de μ pipeta, llenar el vial y cerrar. Guardar el vial codificado en la caja correspondiente a AGVs en el frigorífico.

Resultado: Mediante un equipo de cromatografía de gases se obtiene el resultado en mg ácido/l.

- ANIONES

Se determinan mediante cromatografía de líquidos con un equipo especializado calibrado correctamente (HPLC).

Condiciones de trabajo: Volumen de inyección 20 μ L, Velocidad de flujo 2 mL/min, Presión de la bomba <2000psi, T^a de columna ambiente, Detector conductividad señal fase móvil 290 μ s/cm

El método permite realizar una medida secuencial y rápida, elimina la necesidad de utilizar reactivos peligrosos y distingue eficazmente los haluros (Br⁻, Cl⁻, y F⁻) de los óxidos (SO₄²⁻, ó NO₂⁻, NO₃⁻). Los aniones separados en sus formas ácidas se miden por conductividad. Se identifican sobre la base del tiempo de retención, comparado con los patrones. La determinación cuantitativa se realiza midiendo la altura de pico o la superficie que éste delimita.

El rango de trabajo es de 5 a 150 mg/L.

Si la muestra tiene sólidos macroscópicos o materia insoluble homogenizar hasta que sea representativa con respuesta satisfactoria, centrifugar y/o filtrar previamente por membranas de 0,45 μ m. Preparar una dilución en caso necesario para que el parámetro a determinar esté dentro del rango.

Finalmente filtrar la muestra por membrana de 0,22 μ m (eliminar las primeras gotas filtradas) recoger en un vial, cerrar y conservar refrigerado.

El resultado que se obtiene del equipo previamente calibrado correctamente es en mg anión/l por referencia a la curva de calibrado.

- pH

El principio básico de la determinación electrométrica del pH es la medida de la actividad de los iones de hidrógeno por mediciones potenciométricas utilizando un electrodo indicador de vidrio, otro de referencia y tampones de pH 4 y 7.

La fuerza electromotriz (fem) producida en el sistema de electrodo de vidrio varía linealmente con el pH y esta relación lineal se describe comparando la fem medida con el pH de diferentes tampones. El pH de la muestra se determina por extrapolación.

Dado que no se pueden medir las actividades iónicas aisladas, como aH⁺, el pH se define operacionalmente o en una escala potenciométrica.

No se puede determinar pH con exactitud en medios no acuosos, suspensiones, coloides o soluciones de gran fuerza iónica.

Calibración: Calibrar el sistema de electrodos frente a las soluciones de pH conocido, seguir las instrucciones del equipo, en cada caso, para calibración, medida de pH y

para conservación de los electrodos. Extraer el electrodo de la solución de conservación, lavar y secar sin frotar. Colocar la disolución del primer patrón (ajuste el punto de isotencial), después el equipo solicitará el segundo patrón. Lavar, secar y colocar el segundo patrón (ajuste de pendiente). Equipo calibrado.

Determinación de la medida: Una vez calibrado el equipo, lavar las sondas con agua destilada, secar sin frotar e introducir las sondas en la muestra, con agitación suave para reducir al mínimo el arrastre de dióxido de carbono. En el caso de muestras tamponadas o con gran fuerza iónica acondicionar los electrodos introduciéndolos en una porción de muestra durante un minuto, lavar, secar y sumergir el electrodo en otra porción de la misma muestra para realizar la lectura de pH. Para muestras muy diluidas, mal tamponadas, equilibrar los electrodos en tres o cuatro porciones sucesivas de muestra y después medir el pH en una muestra nueva.

Una vez finalizada las medidas de pH lavar y conservar el electrodo en las soluciones de conservación correspondientes (los electrodos deben permanecer siempre húmedos).

- AMONIO (METODO DEL ELECTRODO SELECTIVO DE AMONIO)

Principio: En el electrodo selectivo de amoníaco se utiliza una membrana hidrófoba permeable al gas NH_3 para separar la solución de muestra de una solución interna del electrodo de cloruro amónico. El $\text{NH}_{3(\text{ac})}$ y NH_4^+ se convierten en NH_3 elevando el pH por encima de 11 con base fuerte, el gas se difunde a través de la membrana, cambiando el pH de la solución interna detectado por el electrodo. El nivel fijo de cloruro en la solución interna se detecta por un electrodo selectivo de ion de cloruro que sirve de electrodo de referencia. Las determinaciones potenciométricas se hacen con un medidor de pH que tiene una escala expandida en mV.

Aplicación: Este método es aplicable a la determinación de 1 a 1400ppm. El rango de trabajo es de 1 a 100 ppmN. No serán admitidos los valores inferiores a 1ppm.

Determinación de la medida: Es importante que las muestras estén a una temperatura aproximada de 25° y que se manipulen lo más rápido posible para evitar pérdidas de amonio sobretodo si el pH de la muestra es elevado. El rango de trabajo es de 1 a 100mgN/L, por tanto en caso necesario diluir las muestras. Lavar y secar el electrodo sin frotar y sin tocar la membrana; en un tubo de ensayo verter 10ml de muestra, una varilla magnética e introducir el electrodo con agitación moderada a fuerte, añadir 1ml de solución ISA y esperar la respuesta del equipo.

Cálculos: El equipo da la respuesta en mgN/L. Aplicar el factor de dilución en caso necesario.

- NKT

El nitrógeno orgánico se define como nitrógeno ligado orgánicamente en el estado de oxidación trinegativo. No tiene en cuenta el nitrógeno en forma de azida, azina, azo, hidrazona, nitrato, nitrito, nitrilo, nitroso, oxima, semicarbazona. El nitrógeno orgánico y el amoniacal se determinan juntos y se ha denominado nitrógeno Kjeldahl. Si se determina individualmente el Kjeldahl y el nitrógeno amoniacal, se puede obtener el "nitrógeno orgánico" por diferencia.

En presencia de sulfúrico y catalizador a una temperatura controlada de 370°C el nitrógeno se transforma en sulfato de amonio. El amoníaco se destila en medio alcalino y se absorbe en ácido bórico, el amoníaco se determina por titulación con ácido sulfúrico de concentración normalizada frente a patrón.

TRAMIENTO DE MUESTRAS: Las determinaciones sobre muestra seca no son exactas porque el secado da lugar a pérdidas de sales de amonio, determinar el peso seco. Para muestras de cienos y sedimentos, pesar una porción representativa, transferir al tubo de digestión y añadir 25ml de agua. Para muestras líquidas seleccionar el volumen de muestra, sin exceder un volumen total de 50ml.

El intervalo de determinación: se puede determinar un contenido de hasta 10mg de nitrógeno en el volumen de muestra. Si se emplea un volumen de ensayo de 10ml corresponderá a una concentración de 1000 mgN/L

DIGESTIÓN: Si la muestra tiene sólidos macroscópicos o materia insoluble homogenizar hasta que sea representativa con respuesta satisfactoria. Preparar una dilución en caso necesario para que el parámetro a determinar esté dentro del rango.

Trabajar con las medidas de seguridad necesarias en campana.

Colocar en el soporte los tubos de digestión limpios y secos, incorporar el volumen o la cantidad de muestra adecuada, dosificar 3ml de H₂SO₄ 98% y añadir una pastilla de catalizador. Colocar los tubos en el bloque de digestión, el colector de humos, conectar la trompa de vacío, abrir el agua de refrigeración y programar 370°C durante 60 minutos; se puede programar una rampa de temperatura en caso necesario. Finalizado el proceso de digestión dejar enfriar los tubos y proceder a destilar el digerido.

DESTILACIÓN: Seguir las instrucciones del equipo de destilación. Dosificar agua e hidróxido sódico, recoger el destilado en un erlenmeyer con 100ml de Bórico indicador.

VALORACIÓN: Valorar el destilado con ácido sulfúrico de concentración conocida hasta cambio de color, de verde a morado brillante. Anotar el volumen consumido.

CÁLCULOS: La concentración de nitrógeno Kjeldal, expresada en miligramos por litro, viene dada por la fórmula:

$$mgN / L = \frac{(N \times V)14000}{V_m}$$

N: normalidad sulfúrico utilizado en la valoración

V: volumen en ml de sulfúrico consumido en la valoración

Vm: volumen ml de muestra que se ha digerido

Aplicar factor de dilución en el caso que se digiera una dilución de muestra.

El resultado puede expresarse en miligramos de nitrógeno por gramos de muestra y %N

$$mgN / Kg = \frac{(N \times V)14000}{g}$$

$$\%N = \frac{(N \times V)14000}{10g}$$

- DBO₅

La DBO₅ es una prueba empírica para determinar la demanda biológica de oxígeno en aguas residuales, efluentes y contaminadas, es decir, la determinación de las cargas residuales en las instalaciones de tratamiento y en la evaluación de la eficacia de tales sistemas de tratamiento. La DBO mide la cantidad de oxígeno utilizado en la degradación bioquímica de la materia orgánica (requerimiento de carbono) y el oxígeno utilizado para oxidar la materia orgánica, como los sulfuros y el Fe²⁺. Puede medir el oxígeno necesario para oxidar las formas reducidas de nitrógeno (requerimiento nitrógeno) salvo que se inhiba la oxidación.

Se trabaja en un intervalo de pH (6,5 y 7). Existen muchas variaciones para la de terminación de la demanda de oxígeno. Entre ellos, mediciones de periodos más largos y más cortos, respirometrías (determinaciones continuas). Se pueden elegir condiciones alternativas de siembra, disolución e incubación para simular las condiciones del agua receptora, proporcionando así una valoración de los efectos ambientales de las aguas residuales y sus efluentes.

Los electrodos de membrana están compuestos por dos electrodos metálicos sólidos en contacto con un electrolito de contacto separado de la solución problema por una membrana selectiva de polietileno. La corriente difusora es linealmente proporcional a la concentración del oxígeno molecular.

PREPARACIÓN DE MUESTRAS: Neutralizar las muestras a un pH entre 6,5 y 7,5 con una solución de ácido sulfúrico o de hidróxido sódico de concentración tal que la cantidad de reactivo no diluya la muestra en más del 0,5%. El pH del agua de dilución no debe verse afectado.

Las muestras que contienen cloro residual obligan a sembrar el agua de dilución, eliminar el cloro de la muestra, en algunas muestras el cloro residual se disipa con la exposición a la luz, en el caso que esto no sea suficiente añadir Na₂SO₃

PREPARACIÓN DE LA DILUCIÓN: La concentración de DBO en la mayoría de las aguas residuales supera la concentración de OD disponible en una muestra saturada de aire. Por tanto, es necesario diluir la muestra problema antes de incubarla para equilibrar de forma adecuada el requerimiento y suministro de oxígeno. Las disoluciones que dan lugar a un OD residual de 1mg/L y una captación de OD de al menos 2mg/L después de 5 días de incubación dan resultados fiables. Hacer dos diluciones para garantizar la determinación de la DBO dentro de dicho rango.

CÁLCULOS: La demanda biológica de oxígeno, expresada en miligramos de oxígeno por litro:

$$DBO_{mgO_2/L} = \frac{(ODI - ODF) \cdot 300}{V_m} \cdot f_{dilución}$$

ODI: mgO₂/L iniciales, medidos el primer día de ensayo

ODF: mgO₂/L finales, medidos el quinto día de ensayo

V_m : volumen de muestra en la dilución 300

f_{dilución} : Factor de dilución de la muestra

7. RESULTADOS OBTENIDOS Y CONCLUSIONES DEDUCIDAS

Debido a la confidencialidad de la empresa no se pueden mostrar resultados numéricos obtenidos en cada uno de los aspectos estudiados a lo largo de todo el tiempo que lleva funcionando el reactor, por lo que a continuación se detallaran las conclusiones globales a las que se ha llegado tras estos ensayos limitándonos solamente al reactor conjunto en el que están unidos el UASB y el módulo de membrana.

CONCLUSIONES

- Como primera conclusión se puede llevar a cabo una operación estable durante un largo periodo de trabajo en condiciones de baja temperatura y obteniendo una buena producción de biogás y manteniendo en operación la membrana.
- Se ve que el período de arranque para estos reactores anaerobios es bastante lento ya que se ha necesitado de un largo periodo de tiempo hasta alcanzar altos valores de eliminación.
- También se puede concluir que es posible alcanzar rendimientos de eliminación por encima del 90% que son bastante altos, operando con THR ligeramente superiores a los THR con los que se opera en los procesos convencionales de fangos activos.
- Estos resultados de eliminación se alcanzan operando con cargas volumétricas y cargas másicas inferiores a los valores con los que se opera en los procesos convencionales de fangos activos.
- La presencia de la membrana favorece la obtención de un efluente de mayor calidad en contenido de materia orgánica tanto particulada como soluble, se obtiene un efluente libre de sólidos.
- La existencia de la membrana provoca la acumulación de materia orgánica particulada lentamente biodegradable a baja temperatura, lo cual obligaría a realizar purgas periódicas del material acumulado.
- Inevitablemente y debido a la presencia de éste material particulado a sus alrededores en la membrana se produce un ensuciamiento progresivo pero así todo se ha llegado a operar con caudales de filtrado relativamente altos.
- Pese a éste ensuciamiento y aunque la presión de filtrado ha ido empeorando hemos conseguido que la membrana haya estado funcionando durante un año y medio sin ningún tipo de limpieza química.
- La operación de la membrana se ha mantenido durante éste tiempo con ciclos de filtrado/relajación/contralavado/espera además de la recirculación de biogás mediante unos compresores.
- El tiempo de retención celular o edad del fango es infinito debido a que en estos reactores de membrana no se han realizado purgas.

- Por último concluir que la operación es muy sensible a varios factores externos que hay que intentar controlar lo máximo posible como son las condiciones de la carga de entrada que varía mucho dependiendo del período del año que sea y de las condiciones en las que se pueda coger el agua de alimentación y de la temperatura que también varía mucho dependiendo de la fecha en la que nos encontremos, factores que se controlan con limpiezas periódicas del tanque de almacenamiento y del sedimentador previo a la entrada y regulación de temperaturas con fan-coil o equipos similares.

8. BIBLIOGRAFÍA

- [1] Alfred Helble and Christian H. Möbius 2008 “Comparing aerobic and anaerobic wastewater treatment processes considering new developments”. *Presentation ZELLCHEMING General Meeting Wiesbaden*.
- [2] Javier Lopetegui Garnika, Emmanuel Trouvé 2004. “Technical and economic balance for membrane bioreactor technology’s implementation”. *Artículos Técnicos*.
- [3] Seung Hyuk Baek, Krishna R. Pagilla, and Hyung-Jin Kim 2009. “Lab-scale Study of an Anaerobic Membrane Bioreactor (AnMBR) for Dilute Municipal Wastewater Treatment”. *Biotechnology and Bioprocess Engineering*.
- [4] A. Achilli, E. A. Marchand and A. E. Childress 2011. “A performance evaluation of three membrane bioreactor systems: aerobic, anaerobic, and attached-growth”. *Water Science & Technology*.
- [5] B. Lew, S. Tarre, M. Beliavski, C. Dosoretz, M. Green 2009. “Anaerobic membrane bioreactor (AnMBR) for domestic wastewater treatment”. *Desalination*.
- [6] Reeta Rani Singhania, Gwendoline Christophe, Geoffrey Perchet, Julien Troquet, Christian Larrochea 2012 “Immersed membrane bioreactors: An overview with special emphasis on anaerobic bioprocesses”. *Bioresource Technology*.
- [7] The MBR book (Second Edition) 2011, “Principles and Applications of Membrane Bioreactors for Water and Wastewater Treatment”
- [8] Recep Kaan Dereli, Mustafa Evren, Ersahin Hale Ozgun, Izzet Ozturk, David Jeison, Frank van der Zee, Jules B. van Lier 2012. “Potentials of anaerobic membrane bioreactors to overcome treatment limitations induced by industrial wastewaters”
- [9] Tom Stephenson, Simon judd, Bruce Jefferson, Keith Brindle 2008. “Membrane Bioreactor Wastewater Treatment”

9. ANEXOS

Esquemas de las dos instalaciones de reactores explicadas en el apartado 3.

