



UNIVERSITAT  
POLITÈCNICA  
DE VALÈNCIA



ETS INGENIEROS DE CAMINOS,  
CANALES Y PUERTOS

# TRABAJO DE FIN DE MASTER

---

Estudio de diferentes parámetros de operación sobre  
el proceso de filtración directa del agua residual  
urbana.

---

*Presentado por*

Moyano Torres, Kristel Melissa

---

*Para la obtención del*

Master Universitario en Ingeniería Ambiental

*Curso: 2019/2020*

*Fecha: 08/09/2020*

*Tutor: Ángel Robles*

*Cotutor: Pau Sanchis*

## **AGRADECIMIENTOS**

A los profesores del Máster de Ingeniería Ambiental, por compartir sus conocimientos y experiencias que han enriquecido mi vida profesional, a todos los colaboradores del Laboratorio del Grupo Calagua por su soporte en diferentes momentos y situaciones; y especialmente a mis tutores Ángel Robles y Pau Sanchis, por su paciencia y apoyo durante el proceso de elaboración de este trabajo de Fin de Máster.

## **DEDICATORIA**

A mis padres Alberto y Elvira, por su paciencia y apoyo incondicional en este sueño de estudiar en el exterior, a mi hermano Carlos por estar siempre para cuando lo necesité, a mis compañeros de máster y amigos que me han alentado a seguir, a Gerardo por sus palabras de ánimo.

|   |           |
|---|-----------|
| <b>1. ANTECEDENTES .....</b>  | <b>1</b>  |
| 1.1. FILTRACIÓN CON MEMBRANAS.....  | 5         |
| 1.1.1. <i>Clasificación y tipos de membranas.</i> .....   | 6         |
| 1.1.2. <i>Tipos de Flujo.</i> .....   | 8         |
| 1.1.3. <i>Configuración de las membranas.</i> .....   | 10        |
| 1.1.4. <i>Parámetros de operación en los procesos de filtración mediante membranas (Flujo, Presión, resistencia y permeabilidad).</i> ..... | 13        |
| 1.1.5. <i>Ensayo de la membrana.</i> .....  | 17        |
| 1.1.5.1. <i>Pretratamiento</i> .....  | 20        |
| 1.1.5.2. <i>Ensayo Biológico</i> .....  | 21        |
| 1.1.5.3. <i>Limpieza de las membranas.</i> .....  | 22        |
| 1.2. INFLUENCIA DE LAS CARACTERÍSTICAS DEL FANGO EN LA OPERACIÓN DE LA MEMBRANA. ....   | 23        |
| 1.2.1. <i>Sólidos Suspendidos.</i> .....  | 24        |
| 1.2.2. <i>Viscosidad</i> .....  | 24        |
| 1.2.3. <i>Componentes solubles con potencial de formar precipitados.</i> .....  | 25        |
| 1.2.4. <i>Componentes solubles de origen biológico.</i> .....   | 25        |
| 1.3. <i>Parámetros de medición de la filtrabilidad.</i> .....   | 26        |
| 1.3.1. <i>Tiempo de filtración (TTF) y Resistencia específica a la filtración (SRF).</i> .....  | 27        |
| 1.3.2. <i>Tiempo de succión capilar (CST).</i> .....  | 28        |
| <b>2. OBJETIVOS.....</b>  | <b>30</b> |
| <b>3. MATERIALES Y MÉTODOS.....</b>   | <b>31</b> |
| 3.1. PLANTA ESCALA LABORATORIO.....   | 31        |
| 3.2. PLAN EXPERIMENTAL.....   | 32        |
| 3.3. METODOLOGÍA EXPERIMENTAL.....  | 33        |
| 3.3.1. <i>Determinación de Viscosidad.</i> .....  | 33        |
| 3.3.2. <i>Tiempo de filtración (TTF) / resistencia específica de filtración (SRF).</i> .....  | 35        |
| 3.3.3. <i>Tiempo de succión capilar (CST).</i> .....  | 35        |
| 3.3.4. <i>Productos extracelulares solubles (SMP).</i> .....  | 36        |
| 3.3.4.1. <i>Proteínas (método de Lowry).</i> .....  | 37        |
| 3.3.4.2. <i>Carbohidratos.</i> .....  | 38        |
| 3.3.5. <i>Sólidos suspendidos, volátiles y totales. (SST/SSV/ST).</i> .....   | 40        |
| 3.3.6. <i>Potencial de Hidrógeno (pH).</i> .....  | 40        |
| 3.3.7. <i>Demanda Química de Oxígeno (DQO).</i> .....   | 40        |
| 3.3.8. <i>Demanda biológica de oxígeno (DBO<sub>5</sub>).</i> .....   | 42        |
| 3.3.9. <i>Nutrientes (nitrógeno y fósforo).</i> .....   | 42        |
| <b>4. RESULTADOS.....</b>   | <b>43</b> |
| 4.1. ESTUDIO DE LA BONDAD DE LAS TÉCNICAS DE FILTRABILIDAD. ....  | 43        |
| 4.1.1. <i>Caracterización del agua de entrada.</i> .....  | 43        |
| 4.1.2. <i>Método de Adición de estándar.</i> .....  | 44        |
| 4.1.3. <i>Efecto de la concentración de sólidos sobre la filtrabilidad.</i> .....   | 46        |
| 4.1.3.1. <i>Viscosidad.</i> .....   | 46        |
| 4.1.3.2. <i>SMP.</i> .....  | 48        |
| 4.1.3.3. <i>Estudio de la filtrabilidad del fango a partir del TTF y SRF.</i> .....   | 49        |
| 4.1.3.4. <i>TTF vs sólidos suspendidos.</i> .....   | 51        |
| 4.1.3.5. <i>SRF vs sólidos suspendidos.</i> .....   | 52        |
| 4.1.3.6. <i>CST.</i> .....  | 53        |

|               |  |    |
|---------------|--|----|
| <b>4.1.4.</b> | <b><i>Evaluación de parámetros con SMP</i></b> .....   | 55 |
| 4.1.4.1.      | Viscosidad.....  | 55 |
| 4.1.4.2.      | TTF.....   | 56 |
| 4.1.4.3.      | SRF.....   | 56 |
| 4.1.4.4.      | CST.....   | 57 |
| <b>4.1.5.</b> | <b><i>Efectos normalizados</i></b> .....   | 58 |
| 4.1.5.1.      | Mediciones normalizadas respecto a los sólidos suspendidos.....  | 59 |
| 4.1.5.2.      | Mediciones normalizadas respecto a la concentración de SMP.....  | 61 |
| <b>4.1.6.</b> | <b><i>Evaluación de las metodologías para la determinación de la filtrabilidad.</i></b> .....  | 63 |
| <b>4.2.</b>   | <b>ESTUDIO DE LA FILTRACIÓN EN CONTINUO</b> .....  | 67 |
| 4.2.1.        | <b><i>Variables de operación: Permeabilidad, flujo, presión transmembrana</i></b> .....  | 67 |
| <b>4.3.</b>   | <b>BONDAD DE LAS METODOLOGÍAS DE FILTRABILIDAD PARA PREDECIR LA RESISTENCIA REAL DE FILTRACIÓN</b> .....                               | 71 |
| <b>4.4.</b>   | <b>RECUPERACIÓN DE RECURSOS. ESTUDIO DE LA DEGRADACIÓN Y BALANCES DURANTE EL PROCESO DE<br/>RECUPERACIÓN DE MATERIA ORGÁNICA</b> ..... | 74 |
| 4.4.1.        | <b><i>Características del permeado</i></b> .....   | 74 |
| 4.3.1.        | <b><i>Recuperación de materia orgánica</i></b> .....   | 75 |
| 4.3.2.        | <b><i>Estudio de degradación de la materia orgánica en el módulo de membranas</i></b> .....  | 78 |
| 4.3.3.        | <b><i>Influencia del pH</i></b> .....  | 80 |
| 4.3.4.        | <b><i>Recuperación energética</i></b> .....  | 81 |
| <b>5.</b>     | <b>CONCLUSIONES</b> .....  | 82 |
| <b>6.</b>     | <b>BIBLIOGRAFÍA</b> .....  | 84 |
|               | <b>ANEXOS</b> .....  |    |

## Tablas

|  |    |
|--|----|
| Características generales de los procesos de membrana adaptado de (Tchobanoglous, Burton, Stensel, & Metcalf & Eddy, 2003) .....   | 7  |
| Ventajas y desventajas de las configuraciones de las membranas, adaptado de (Lyonnaise des Eaux, AWWA Research Foundation, & Water Research Commission of South Africa, 1998) .....                        | 13 |
| Valores aproximados de resistencia de membrana y presiones transmembrana (PTM), para procesos de membrana impulsados por presión. Tomado de (Tchobanoglous, Burton, Stensel, & Metcalf & Eddy, 2003) ..... | 15 |
| Valores típicos de resistencia a la filtración para diferentes tipos de lodos. Fuente: (Gurjar & Tyagi, 2017) .....  | 28 |
| Características de la membrana utilizada. ....   | 31 |
| Plan de análisis según el tipo de muestra y el estado de la filtración. ....   | 33 |
| Caracterización agua de entrada. ....  | 43 |
| Resultados de correlación entre las técnicas de medición de filtrabilidad y los diferentes factores. ....  | 66 |
| Características del permeado. ....   | 74 |
| Concentración de sólidos y DQO .....   | 75 |
| Resultados balance de materia en membrana a diferentes concentraciones de SST. ....  | 79 |

## Figuras

|  |    |
|--|----|
| Configuración Sistema convencional para tratamiento de aguas residuales domésticas.                              | 2  |
| Configuración sistema de filtración directa de aguas residuales domésticas.                                      | 2  |
| Esquema de operación de membranas. (adaptado de (Asano, Tchobanoglous, Burton, Leverenz, & Tsuchihashi, 2007).   | 6  |
| Formas de operación de las membranas según el tipo de flujo.   | 8  |
| Efecto de los tipos de flujo sobre la deposición de partículas sobre las membranas. Adaptado de (Navarro, 2015). | 9  |
| Ejemplo de membrana de tipo plana. Imágenes tomadas de tetrapack.com.es  | 10 |
| Ejemplo de membrana hueca. Imagen tomada de www.agualimpia.mx  | 11 |
| Ejemplo de módulo de membrana tubular. Adaptado de Tetrapack.com.es  | 12 |
| Ejemplo de membrana tipo arrollada en espiral. Imágenes tomadas de tetrapack.com.es                              | 12 |
| Factores que afectan al ensuciamiento de la membrana.  | 19 |
| Diferentes mecanismos de ensuciamiento. Adaptado de (Charfi, y otros, 2015).                                     | 20 |
| Problemas de taponamiento en membrana de fibra hueca en un reactor MBR. Imagen tomada de MBRsite.com             | 21 |
| Clasificación de las limpiezas. (Guerra Rodríguez, 2016)   | 22 |
| Resultado de prueba de tiempo de succión capilar (CST).  | 29 |
| Equipo utilizado para la determinación de viscosidad cinemática.   | 34 |
| Equipos utilizados para el análisis de TTF/SRF.  | 35 |
| Fotografía del montaje del equipo para medir CST.  | 36 |
| Procedimiento para determinación de proteínas, método de Lowry.  | 37 |
| Curva de calibración para determinación de proteínas con el método de Lowry.                                     | 38 |
| Procedimiento para determinación de carbohidratos.   | 39 |
| Curva de calibración para determinación de carbohidratos.  | 39 |
| Curva de calibración para la determinación de la Demanda Química de Oxígeno por el método colorimétrico.         | 41 |
| Curva efecto matriz con adición de estándar para la determinación de proteínas (método de Lowry).                | 45 |
| Curva efecto matriz con adición de estándar para la determinación carbohidratos.                                 | 46 |
| Relación viscosidad- sólidos suspendidos.  | 47 |
| relación viscosidad vs CST   | 48 |
| Relación SMP-Sólidos suspendidos totales.  | 48 |
| Tiempo de filtración según sólidos suspendidos a presión de vacío $P=-0.5$ bar.                                  | 50 |
| Resistencia específica a la filtración según sólidos suspendidos.  | 51 |
| TTF vs sólidos suspendidos. Tendencia lineal   | 52 |
| Relación TTF vs sólidos suspendidos. Tendencia exponencial.  | 52 |
| Resistencia según sólidos suspendidos.   | 53 |
| Relación CST- sólidos suspendidos. Tendencia lineal.   | 54 |
| Relación CST- sólidos suspendidos. Tendencia exponencial   | 54 |
| Relación viscosidad- SMP   | 55 |
| Relación TTF con SMP   | 56 |
| Relación SRF vs SMP  | 57 |

|  |    |
|--|----|
| Relación CST vs SMP .....  | 58 |
| TTF normalizado con Sólidos suspendidos vs SMP. ....   | 59 |
| CST normalizado con sólidos suspendidos vs SMP. ....   | 60 |
| SRF normalizada con sólidos suspendidos vs SMP .....   | 60 |
| TTF normalizada con SMP vs sólidos suspendidos. ....   | 61 |
| CST normalizada con SMP vs sólidos suspendidos.....  | 62 |
| SRF normalizada con SMP vs sólidos suspendidos.....  | 63 |
| Relación SRF vs CST.....   | 64 |
| relación TTF vs SRF .....  | 65 |
| relación CST vs SRF. ....  | 65 |
| Presión transmembrana durante la operación a corto plazo. ....   | 68 |
| Permeabilidad durante la operación a corto plazo. ....   | 69 |
| Velocidad de incremento del ensuciamiento durante los ensayos a corto plazo. ....  | 69 |
| Resistencia vs flujo para concentración de solidos de agua destilada, 1 y 2 g/l, durante los ensayos a corto plazo ..... | 70 |
| Permeabilidad en los ensayos a medio plazo. ....   | 71 |
| Resistencia vs sólidos suspendidos.....  | 72 |
| Resistencia obtenida durante el proceso de filtración real a escala laboratorio vs TTF .....                             | 73 |
| Resistencia obtenida durante el proceso de filtración real a escala laboratorio vs SRF .....                             | 73 |
| Resistencia obtenida durante el proceso de filtración real a escala laboratorio vs CST .....                             | 74 |
| Eficiencia de concentración vs sólidos suspendidos. ....   | 76 |
| Eficiencia de recuperación según parámetro y concentraciones medias de agua de entrada y permeado.....                   | 77 |
| Eficiencia de recuperación de nutrientes según parámetro y concentraciones medias en agua de entrada y permeado .....    | 77 |
| Potencial de hidrógeno del concentrado según sólidos suspendidos.....  | 81 |

## Abreviaturas

|      |   |
|------|---|
| EDAR | Estación depuradora de aguas residuales |
| TTF  | Tiempo de filtración.                   |
| CST  | Tiempo de succión capilar.              |
| CAS  | Lodos activos sistema convencional.     |
| SRF  | Resistencia específica a la filtración. |
| EPS  | Sustancias extracelulares.              |
| SMP  | Sustancias extracelulares solubles      |
| PVDF | Difluoruro de poli vinilideno.          |
| DQO  | Demanda química de oxígeno.             |
| DBO  | Demanda biológica de oxígeno.           |
| SST  | Sólidos suspendidos totales.            |
| SSV  | Sólidos suspendidos volátiles           |
| SAD  | Specific air demand                     |



## 1. Antecedentes

El agua es un recurso necesario para desarrollar las actividades humanas, tanto domésticas como industriales, cuya correcta gestión se ha convertido en los últimos años en uno de los principales motivos de preocupación mundial. Debido al incremento demográfico y la industrialización, ha aumentado la contaminación del recurso agua, teniendo como consecuencia escasez en determinadas zonas del planeta y la disminución de la calidad en la misma. Esto, junto con el creciente uso de recursos esenciales (como combustibles fósiles y nutrientes) de forma insostenible ha creado la necesidad de mejorar los procesos utilizados y generar nuevas alternativas que propongan soluciones a estas problemáticas.

En el campo de las aguas residuales urbanas, ha crecido la necesidad de mejorar los tratamientos de depuración actuales con el objeto de aumentar tanto la sostenibilidad de dichos tratamientos como la posterior reutilización de este recurso. El sistema tradicional de tratamiento por lodos activados es el más utilizado tanto por su estabilidad, como por su costo razonable y relativa facilidad de operación en comparación con el sistema anaerobio; que presenta un crecimiento lento de la biomasa y necesita volúmenes mayores para poder dar tratamiento al agua residual. Esta ha sido la principal razón para la elección de sistemas aerobios frente a los anaerobios, lo cual se trata de solucionar actualmente con el uso de membranas.

La configuración de los sistemas aerobios se ha mantenido en el tiempo esencialmente igual, con algunas mejoras como: un tanque aerobio con combinaciones de zonas anóxicas y/o anaerobias, seguido de un sedimentador (Figura 1). Sin embargo, dichos tratamientos aerobios requieren de una gran cantidad de energía, mayoritariamente en la aireación y bombeo de lodos, lo que conlleva un elevado coste energético y finalmente económico. Concretamente, el costo energético de un tratamiento convencional mediante fangos activados representa desde un 30 hasta un 80% de los costos de energía de la planta. (Carlos Pistonesi, 2010).

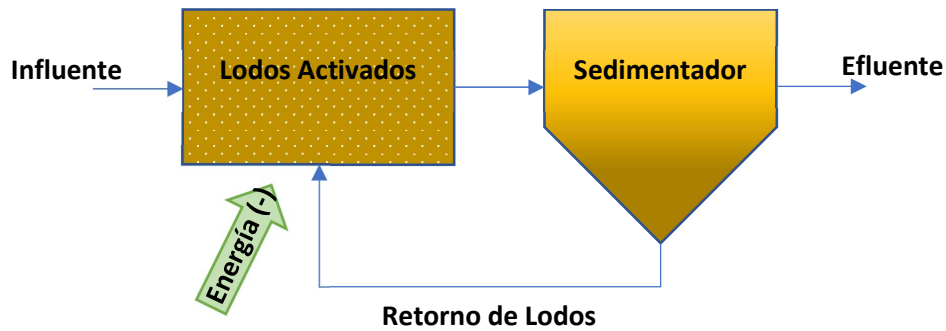


Figura 1. Configuración Sistema convencional para tratamiento de aguas residuales domésticas.

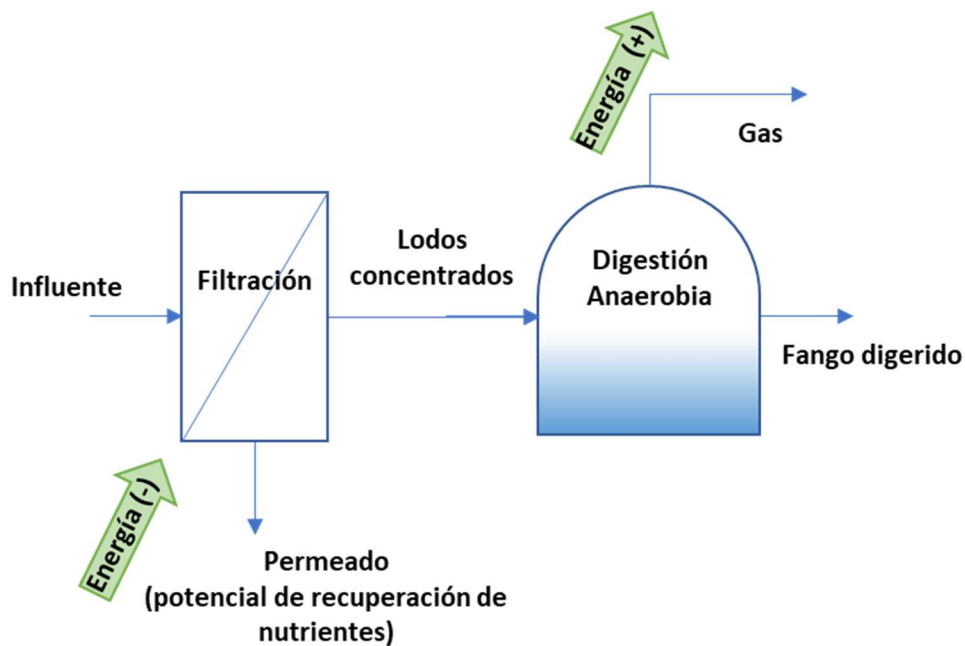


Figura 2. Configuración sistema de filtración directa de aguas residuales domésticas.

Con tal de eliminar la materia orgánica presente en las aguas residuales, los procesos convencionales se basan en el desarrollo de biomasa aerobia con el objetivo de oxidar dicho sustrato a  $\text{CO}_2$  mediante el continuo aporte de oxígeno. No obstante, esta materia orgánica contiene un elevado potencial energético el cual puede ser aprovechado mediante su conversión a metano por medio de sistemas anaerobios (Figura 2). Dicho metano puede ser posteriormente utilizado como combustible para la generación de energía eléctrica y/o calorífica, logrando así la sustentabilidad del proceso. Por ello, es necesario un cambio de paradigma: las aguas residuales deben ser utilizadas como una fuente de recursos y no como un residuo (Lateef, Soh, & Kimura, 2013).

Las aguas residuales representan un recurso abundante y valioso por su gran cantidad de energía química aprovechable en forma de materia orgánica, convirtiéndose en una fuente rentable y sostenible de energía y nutrientes, (UAB, 2015). En el contexto de la economía circular su utilización como recurso puede generar beneficios potenciales sobre la salud humana y ambiental, la mitigación del cambio climático, la seguridad alimentaria y energética.(UNESCO, Organización de las Naciones Unidas para la Educación, la Ciencia y la Cultura, 2017)

En España, dentro del marco de reutilización del agua, el 10.74% del agua tratada en las más de 2000 estaciones depuradoras fue reciclada y empleada mayoritariamente en la agricultura (62%), según datos de fundación AQUAE para el periodo 2000-2014 (EFEverde, 2019). Este porcentaje puede verse aumentado con una mejora en la tecnología aplicada para llegar a tener sistemas de tratamiento más sostenibles.

Para lograr la recuperación de estos recursos se están investigando diferentes alternativas que permitan convertir las actuales EDAR (estación depuradora de aguas residuales) de centros de tratamiento de residuos y consumo energético, a centros de recuperación de recursos, y de esta manera cambiar el concepto actual de las EDAR- (Centro Tecnológico del Agua Cetaqua; Avecom, 2013). Las tecnologías que se plantean tienen como principal objetivo ser innovadoras, sostenibles y al mismo tiempo generar productos de valor añadido y llegar a tener residuo cero. (UPC., 2016).

Los procesos anaerobios son una solución viable para la recuperación de energía, pero necesitan una concentración elevada de materia orgánica para funcionar adecuadamente (<1500mg/l-2000 mg/l) (Tchobanoglous, Burton, Stensel, & Metcalf & Eddy, 2003). De hecho, existen tecnologías de tratamiento de sólidos y biosólidos que se encuentran integrados dentro de las plantas de tratamiento que pueden lograr una condición de neutralidad e incluso a convertirse en productores de energía. (UNESCO, Organización de las Naciones Unidas para la Educación, la Ciencia y la Cultura, 2017). Lamentablemente, las aguas residuales urbanas se encuentran en un rango de concentración de materia orgánica muy bajo (entre los 250-800 mg/l) (Tchobanoglous, Burton, Stensel, & Metcalf & Eddy, 2003), lo que históricamente ha impedido su tratamiento mediante procesos anaerobios.

En este contexto, la filtración directa de las aguas residuales urbanas es una de las tecnologías propuestas para resolver este problema. Con ella se busca pre-concentrar la materia orgánica presente en el afluente y, en una segunda etapa, lograr la recuperación de energía y nutrientes mediante la digestión anaerobia de dicho concentrado (Mezohegyi, Bilad, & Vankelecom, 2012). En la Figura 2, se muestra el esquema del sistema propuesto. Mediante esta tecnología diversos autores han demostrado que puede llegar a conseguirse una recuperación de entre el 70-80% de la materia orgánica afluente, disminuyendo además el volumen de operación y coste energético del proceso (Lateef, Soh, & Kimura, 2013). Además de esto, la filtración directa de las aguas residuales presenta las siguientes ventajas:

- No se necesita de la adición de productos químicos para lograr la recuperación de la fracción particulada, evitando empobrecer la calidad del efluente (Gong, Wang, Zheng, Jin, & Wang, 2014).
- Se producen efluentes con una gran calidad respecto a otros métodos de tratamiento.
- Al tratarse de una tecnología modular es fácilmente escalable y permite ajustar la operación según las necesidades puntuales (Ravazzini, van Nieuwenhuijzen, & van Der Graaf, 2005).

Estas ventajas suponen la disminución del consumo de otros recursos como son espacio físico, energía, equipos, etc. Cabe destacar que la calidad del agua obtenida en el permeado puede permitir en ciertos casos su directa aplicación con fines agrícolas o, dado su contenido en DQO soluble y nutrientes, ser tratado de manera anaerobia en un reactor anaeróbico de Flujo Ascendente con Manto de Lodos (UASB por sus siglas en inglés) (Thiago A. Nascimento, 2016).

Gracias a la conversión energética de la materia orgánica recuperada diversos autores sugieren que el proceso de filtración podría sustentarse por sí mismo, incluso alcanzando beneficios netos tanto energéticos como económicos (Mezohegyi, Bilad, & Vankelecom, 2012). De esta forma, el tratamiento del agua residual podría aproximarse a los objetivos propuestos dentro de la economía circular, transformando el agua residual en un recurso aprovechable. Siendo así, la filtración directa del agua residual puede presentarse como un primer paso hacia el cambio de paradigma en el tratamiento de las aguas residuales urbanas, dejando atrás el viejo

concepto de EDAR y acercándose hacia nuevas instalaciones de recuperación de recursos o WRRF (del inglés, water resources recovery facilities).

A pesar de todas las ventajas ostentadas por esta alternativa, el ensuciamiento de la membrana durante el proceso de filtración es uno de los principales obstáculos para su aplicación en cualquier tipo de sistema que incluya membranas, más si cabe en el caso de la filtración directa debido a la gran cantidad de contaminantes que contienen las aguas residuales no tratadas. Este ensuciamiento produce una disminución en el flujo de permeado, resultando en un aumento de los costes de operación, mantenimiento y limpieza de las membranas. Por ende, es importante conocer el mecanismo y los factores que intervienen en dicho proceso con el fin de ser capaces de aplicar eficientes metodologías que permitan la adecuada filtración directa del agua residual.

Por ello se hace relevante incrementar el estudio en esta área con miras al desarrollo de esta tecnología que podría mejorar la eficiencia de los tratamientos y la recuperación de los recursos contenidos en las aguas residuales urbanas.

### **1.1. Filtración con membranas.**

La filtración es una operación ampliamente utilizada en la industria para la eliminación o recuperación de materiales o sustancias en una corriente. Una membrana puede definirse como una lámina semipermeable que permite el paso selectivo de sustancias a través de ella por medio de una separación física.

En el caso concreto de las aguas residuales, la filtración con membranas suele emplearse como un tratamiento de purificación del agua, aplicada generalmente tras un tratamiento previo, como puede ser el tratamiento secundario. De esta forma, mediante un proceso de filtración, pueden eliminarse distintos contaminantes presentes en el agua como materia orgánica, patógenos o nutrientes (Asano, et al, 2007). En la Figura 3 puede apreciarse un esquema del funcionamiento de las membranas.

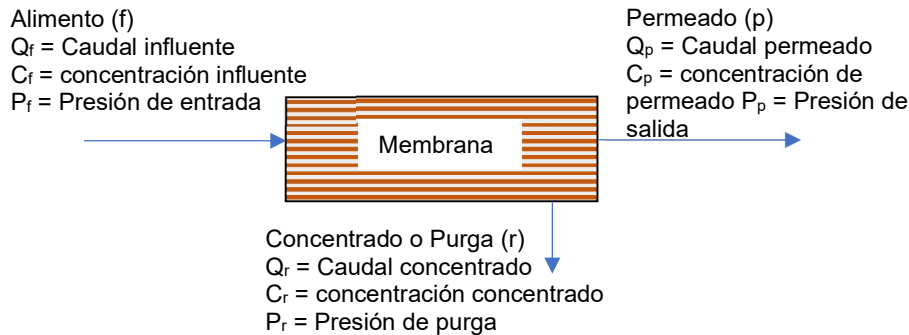


Figura 3. Esquema de operación de membranas. (adaptado de (Asano, Tchobanoglous, Burton, Leverenz, & Tsuchihashi, 2007)

Como se observa en la Figura 3, el agua alimentada se conoce como influente. La corriente líquida que pasa a través de la membrana es conocida como permeado, correspondiendo a la fracción de la corriente de entrada que logra pasar por la membrana. Finalmente, la fracción del agua alimentada que no logra pasar por la membrana se conoce como concentrado o purga.

El mecanismo fundamental por el cual estas sustancias son retenidas es la diferencia del tamaño de poro de la membrana y la geometría molecular, aunque también intervienen otros factores como las interacciones de la membrana con las moléculas y la naturaleza de la membrana. Las sustancias retenidas por la membrana como solutos de mayor tamaño, macromoléculas y agregados coloidales se concentran y pasan a formar parte de la corriente del concentrado.

### 1.1.1. Clasificación y tipos de membranas.

Las membranas pueden ser clasificadas considerando diversos criterios tales como el mecanismo de separación, tamaño de poro, tipo de material, naturaleza de la fuerza de separación, etc. No obstante, generalmente suelen identificarse según su tamaño de poro, pudiendo diferenciar entre microfiltración (MF), ultrafiltración (UF), nanofiltración (NF), osmosis inversa (OI), diálisis y electrodiálisis. En la Tabla 1 se muestran las características generales de diversos procesos de membrana y su clasificación.

*Tabla 1. Características generales de los procesos de membrana adaptado de (Tchobanoglous, Burton, Stensel, & Metcalf & Eddy, 2003)*

| Tipo de membrana | Fuerza impulsora                              | Mecanismo de separación               | Tamaño de poro        | Rango típico de operación (nm) |
|------------------|---|---------------------------------------|-----------------------|--------------------------------|
| Microfiltración  | Diferencia de presión hidrostática o al vacío | Tamiz                                 | Macroporos (>50 nm)   | 8-2000                         |
| Ultrafiltración  | Diferencia de presión hidrostática o al vacío | Tamiz                                 | Mesoporos (2-50 nm)   | 5-200                          |
| Nanofiltración   | Diferencia de presión hidrostática            | Tamiz + solución /difusión +exclusión | Microporos (<2 nm)    | 1-10                           |
| Osmosis inversa  | Diferencia de presión hidrostática            | solución/difusión +exclusión          | Alta densidad (<2 nm) | 0.1-1                          |
| Diálisis         | Diferencia de concentración                   | Difusión                              | Mesoporos (2-50 nm)   | -                              |
| Electrodiálisis  | Fuerza electromotriz                          | Intercambio iónico                    | Microporos (<2 nm)    | -                              |

Los aspectos importantes que se deben tomar en cuenta al momento de seleccionar el tipo de membrana para un uso específico son: fuerza, flexibilidad, tamaño de poro y permeabilidad, resistencia química e hidrofobicidad. (Judd & Judd, 2011). Según el tipo de material del que se fabrican se puede diferenciar entre membranas poliméricas y cerámicas. También existen del tipo metálico, pero tienen un campo de aplicación muy específica que no incluye este estudio como por ejemplo la separación de líquidos, gases y otras sustancias como aceites (Judd & Judd, 2011). Las membranas poliméricas se obtienen de diferentes polímeros homogéneos como el polietileno, polipropileno, el acetato de celulosa o las poliamidas y tienen un menor costo. Su utilización depende del tipo de aplicación que vaya a tener y de factores como la resistencia mecánica, química y térmica. (Zuriaga Agustí, 2010). Por otro lado, las membranas de tipo cerámicas suelen ser más caras, pero presentan mejores resistencias tanto químicas como mecánicas. Concretamente en el campo de las aguas residuales, las membranas de PVDF son ampliamente utilizadas, pudiendo trabajar en un amplio rango de pH, tolerar ácidos hasta un pH de 1 y

presentan muy alta resistencia química, en especial, al cloro utilizado ampliamente en las limpiezas. (Judd & Judd, 2011)

En el caso concreto de la ultrafiltración, las membranas pueden retener moléculas de un peso molecular mayor a 1000 Da y tiene un tamaño de poro que abarca desde los 5 a los 100 nm siendo fabricadas principalmente de polímeros hidrofílicos. Por tanto, cabe esperar una elevada retención de material particulado y coloidal contenido en el agua afluyente (Tchobanoglous, Burton, Stensel, & Metcalf & Eddy, 2003) y un permeado libre de sólidos en suspensión y libre de bacterias. Algunos autores indican que la membrana de ultrafiltración se puede convertir en una barrera para microorganismos patógenos como: quistes de protozooario (*Giardia* y *Cryptosporidium*), células de bacterias e incluso algunos virus, dependiendo del tamaño de poro y del tamaño de la capa de la torta. (Ravazzini, van Nieuwenhuijzen, & van Der Graaf, 2005). Por el contrario, los sólidos disueltos y algunas macromoléculas se pueden encontrar en el permeado.

### 1.1.2. Tipos de Flujo.

Las membranas pueden operar bajo diferentes condiciones de flujo clasificándose según dos criterios: (a) la forma que se introduce la alimentación y (b) según el sentido de flujo del permeado. En la Figura 4 se muestra las formas de operación según el tipo de flujo.

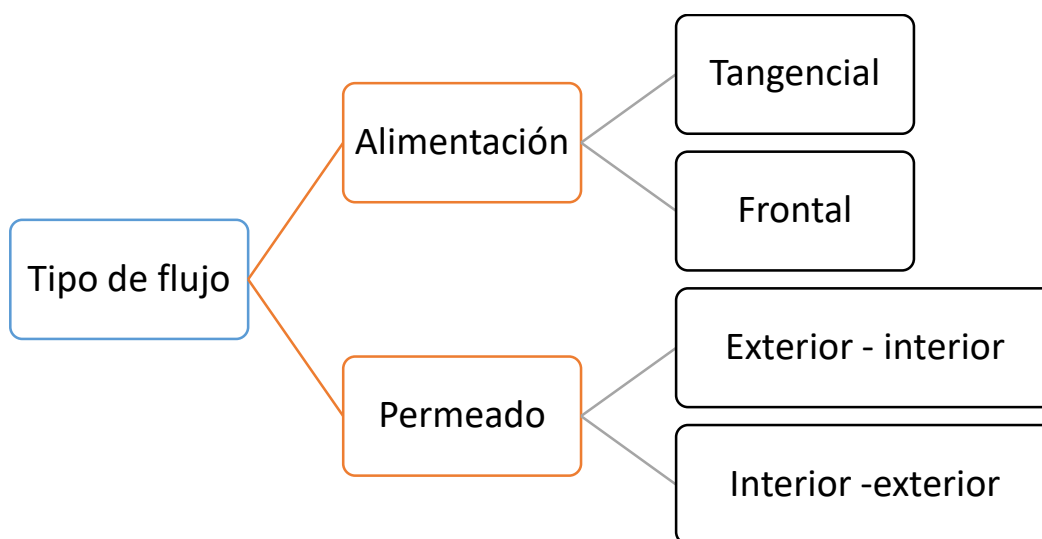
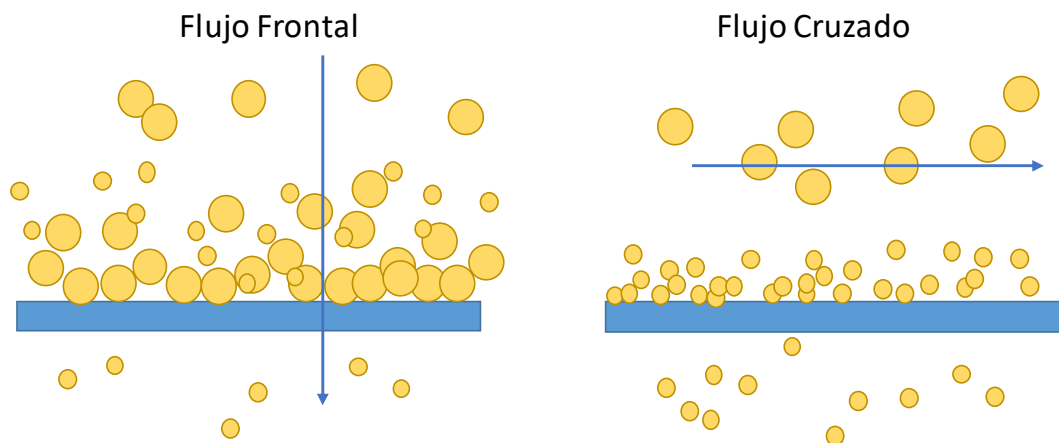


Figura 4. Formas de operación de las membranas según el tipo de flujo.



En la operación con flujo tangencial, también llamado flujo cruzado, la corriente de alimentación fluye paralela a la superficie de la membrana, recogiendo el permeado con un flujo perpendicular al de circulación del alimento. De esta manera se disminuye la deposición de partículas sobre la misma y se logra controlar el ensuciamiento, debido a que el flujo de la corriente de entrada arrastra consigo parte de la capa de ensuciamiento por lo que se mantiene con un espesor limitado causando un efecto barrido.

En cambio, la operación de las membranas mediante el flujo frontal permite poner en contacto el total de la corriente de alimentación sobre la superficie de la membrana. A priori, este tipo de configuración supone un ahorro energético en el bombeo de alimento, dado que toda el agua afluyente es filtrada. Sin embargo, esta configuración no es recomendable cuando se opera con líquidos con un elevado contenido en partículas, dado que favorece la propensión al ensuciamiento de la membrana, requiriendo de la programación de limpiezas con mayor periodicidad. La Figura 5 ilustra la diferencia sobre la deposición de partículas según el flujo de alimento empleado.



*Figura 5. Efecto de los tipos de flujo sobre la deposición de partículas sobre las membranas. Adaptado de (Navarro, 2015)*

En cuanto al sentido del flujo del permeado, se puede operar en sentido exterior-interior, sumergiendo la membrana en la suspensión o, por el contrario, desde el interior hacia el exterior, donde se debe prestar especial atención al diámetro de la membrana para evitar su obstrucción.

### 1.1.3. Configuración de las membranas

La unidad operacional única de las membranas se conoce como “módulo”. Esta unidad consta de: membranas, estructuras de soporte, puertos de entrada de alimentación, distribuidores de caudal y puntos de salida o drenaje de permeados. (Lyonnaise des Eaux, AWWA Research Foundation, & Water Research Commission of South Africa, 1998). Al operar por módulos se puede disponer de una superficie de membrana mayor y conseguir una hidrodinámica apropiada para reducir el gasto energético. Esta disposición además permite ajustarse fácilmente a las necesidades de tratamiento mediante la incorporación de módulos adicionales. Las configuraciones utilizadas para los módulos generalmente son las siguientes:

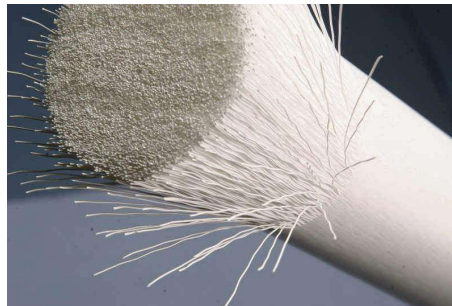
- Membranas planas (MP): están formadas por dos capas de material de membrana adheridas a un panel por donde se extrae el permeado del tipo placa y bastidor. El agua por tratar pasa entre dos membranas adyacentes. El panel le da soporte al mismo tiempo que provee un canal por donde puede recogerse el permeado fuera de la unidad. Este tipo de configuración es usada comúnmente en electrodiálisis. Este tipo de membrana ofrece una alta versatilidad en comparación con otras membranas, pero con un costo mayor. Los costos de reemplazo de la membrana son bajos pero los costos de trabajo para reemplazarlas son altos, aunque presentan la ventaja de permitir el desmontaje de la unidad para su limpieza manual. En la Figura 6 se observa un ejemplo de membrana de tipo plana.



Figura 6. Ejemplo de membrana de tipo plana. Imágenes tomadas de tetrapack.com.es

- Membranas de fibra hueca (MFH): están constituidas por varias fibras que se agrupa en forma de haz y se insertan en un soporte por donde se extrae el permeado. Las fibras huecas son las membranas tubulares más pequeñas

disponibles y alcanzan diámetros interiores de entre 350 a 1000  $\mu\text{m}$  en ultrafiltración. El alimento puede ser aplicado desde el interior hacia el exterior de las fibras conformando una configuración de camino sin salida o “deadend”. Sin embargo, dado que usualmente no se desea alcanzar elevadas concentraciones en el rechazo, estas membranas suelen ser operadas haciendo pasar el alimento por el exterior y capturando el permeado en el interior de las fibras, aplicando además un flujo del tipo cruzado para favorecer el proceso de filtración. En la Figura 7, se muestra un ejemplo de membrana hueca. Sus ventajas residen en ser las más económicas entre las membranas disponibles, selectividad debido a su tamaño de poro, alta eficiencia y bajos costos de operación. Usualmente, estas membranas utilizan aire para producir un movimiento lateral que mejore las actividades de limpieza (Judd & Judd, 2011). Por el contrario, suelen presentar presiones de operación más restrictivas que el resto.



*Figura 7. Ejemplo de membrana hueca. Imagen tomada de [www.agualimpia.mx](http://www.agualimpia.mx)*

- **Membranas tubulares (MT):** es la configuración más simple, la membrana se encuentran dispuestas dentro de una carcasa cilíndrica que le da soporte, presentando un mayor diámetro que las de fibra hueca (de 6 a 25 mm) siendo 13 mm el diámetro más utilizado. A diferencia de las fibras huecas, en este tipo de configuración el flujo suele aplicarse desde el interior hacia el exterior de las fibras dada su mayor sección de paso. Su principal nicho de aplicación reside en aguas con elevada concentración de sólidos, elevada viscosidad o con una alta probabilidad de generar atascos. Esto es debido a que proporcionan un camino hidrodinámico simple al flujo además de permitir una mejor limpieza. No obstante, una desventaja operacional importante es su elevado coste y mayores necesidades de superficie disponible debido a la y

la baja densidad de empaquetado de los módulos de membrana siendo por tanto generalmente más caras. En la Figura 8 se muestra un módulo de membrana tubular indicando sus partes y a la derecha una vista general de la membrana.

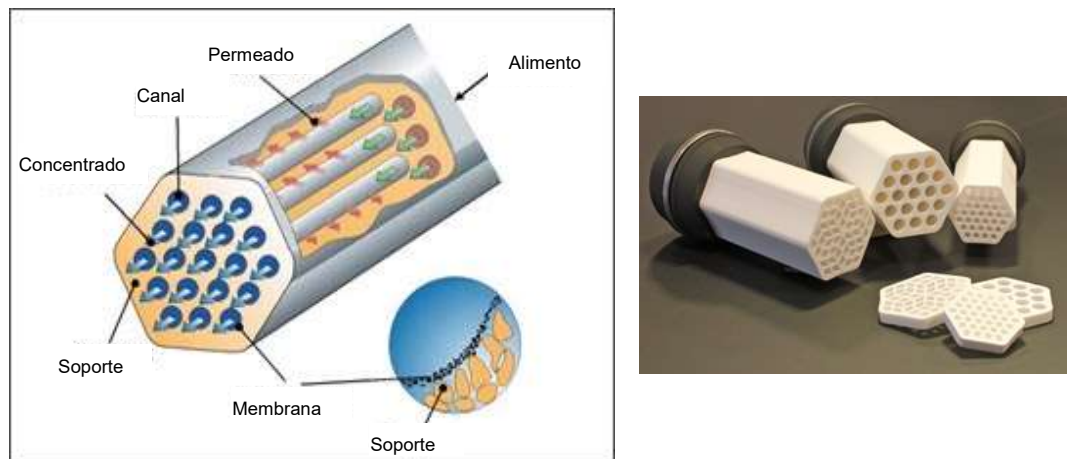


Figura 8. Ejemplo de módulo de membrana tubular. Adaptado de Tetrapack.com.es

- **Enrollada en espiral:** Este tipo de módulos fueron desarrollados originalmente para osmosis inversa, pero se han extendido gradualmente en el campo de la ultrafiltración. La membrana consta de una hoja plana enrollada sobre si misma hasta formar una bobina. Sus ventajas son su diseño compacto, económico y aplicable a diferentes campos de la industria. Sin embargo, este tipo de membranas suelen presentar elevados índices de ensuciamiento, dificultando su control por vía de contralavados a diferencia de otras configuraciones. En la Figura 9 se muestra la forma en la que viene distribuida.



Figura 9. Ejemplo de membrana tipo enrollada en espiral. Imágenes tomadas de tetrapack.com.es

En la Tabla 2 se muestra un resumen general de las ventajas y desventajas exhibidas por cada tipo de configuración mencionada. Entre otras características se consideran los costes de la membrana (tanto operación como remplazo), consumo energético y variables de operación.

Tabla 2. Ventajas y desventajas de las configuraciones de las membranas, adaptado de (Lyonnaise des Eaux, AWWA Research Foundation, & Water Research Commission of South Africa, 1998)

|  | <b>Tubular</b> | <b>Fibra hueca</b> | <b>Plana</b> | <b>Enrollada en espiral</b> |
|--|----------------|--------------------|--------------|-----------------------------|
| <b>Costo/superficie</b>                              | Alto           | Bajo               | Alto         | Bajo                        |
| <b>Costo cambio de membrana</b>                      | Alto           | Moderado           | Bajo         | Moderado/Bajo               |
| <b>Flujo disponible</b>                              | Alto           | Alto               | Bajo         | Bajo                        |
| <b>Densidad compact. m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup></b> | Pobre          | Excelente          | Bueno/Bien   | Bueno                       |
| <b>Consumo energético</b>                            | Alto           | Bajo               | Medio        | Medio                       |
| <b>Ensuciamiento</b>                                 | Excelente      | Bueno/Bien         | Bueno/Bien   | Medio                       |
| <b>Limpieza in situ</b>                              | Excelente      | Bueno              | Bueno/Bajo   | Bueno/Bajo                  |

#### 1.1.4. Parámetros de operación en los procesos de filtración mediante membranas (Flujo, Presión, resistencia y permeabilidad).

Los parámetros de operación de un sistema de membranas por los cuales el flujo de permeado se ve influenciado son los siguientes (Judd & Judd, 2011):

- El tipo y resistencia de la membrana
- La fuerza impulsora
- Las condiciones hidrodinámicas en la membrana
- Las características del alimento tratado
- El ensuciamiento y la limpieza de la superficie de la membrana.

El flujo se define como la cantidad de materia que pasa por unidad de área a través de la membrana, refiriéndose a ella en ocasiones simplemente como permeado o velocidad de filtración. Usualmente se denomina con el símbolo J con las unidades [m<sup>3</sup>/m<sup>2</sup>.h] o comúnmente en unidades diferentes al sistema internacional litro por m<sup>2</sup> por h o LMH. Este es uno de los parámetros más importantes durante la filtración dado que define el área de membrana que requiere un proceso.

En este tipo de sistemas la fuerza impulsora suele ser generalmente, un gradiente de presión entre ambos lados de la membrana, definido comúnmente como presión transmembrana (PTM). Este parámetro se expresa de la siguiente manera:

$$PTM = \frac{P_E + P_R}{2} \quad \text{Ec. 1}$$

Donde:

$P_E$  = presión a la entrada de la membrana [bar]

$P_R$  = presión en el lado del permeado [bar]

Durante un proceso de filtración a flujo constante, generalmente suele apreciarse un aumento gradual de la PTM debido al ensuciamiento de la membrana. Dicho ensuciamiento, puede ser dividido en 3 fases (Charfi, y otros, 2015): (1) una fase inicial corta con aumento de la PTM debido a la adsorción o depósito de SMP, EPS o bio-flóculos, resultando en un bloqueo de poros; (2) Un aumento de la PTM con tendencia lineal o ligeramente exponencial debido a la formación de la torta a partir de los SST o SMP y (3) un salto repentino de la PTM debido al ensuciamiento heterogéneo. Dado que el ensuciamiento, y por tanto el incremento de la presión de operación ( $\Delta P$ ), durante la filtración está intrínsecamente relacionado con el flujo empleado, para ser capaces de comparar y determinar la viabilidad de un proceso de filtración generalmente suele utilizarse la resistencia de la membrana respecto al influente tratado. Dicha resistencia incluye los siguientes componentes:

- La resistencia de la membrana según su material y tamaño de poro.
- La resistencia de la torta, relacionada con el mecanismo de filtración que depende de la membrana y de las características de los sólidos.
- la resistencia de la membrana en la región interfacial, asociada a la concentración de polarización.

La resistencia (R) es la relación entre el incremento de presión con el flujo y la viscosidad del influente, tal y como se observa en la Ec. 2. La resistencia con unidades  $m^{-1}$  es la inversa de la permeabilidad (K) que se encuentra normalmente en unidades de LMH/bar, también conocida como “flujo específico”. (Judd & Judd, 2011)

$$R = \frac{\Delta P}{yJ} [m^{-1}] \quad \text{Ec. 2}$$

Donde:

$\Delta P$  o PTM: presión transmembrana

$\gamma$ : viscosidad [Pa. s]

$J$ : flujo del permeado [ $m^3/m^2.h$ ] o [LMH]

Dependiendo del tipo de proceso de filtración la resistencia va en aumento. En la Tabla 3 se muestran los valores aproximados de resistencia de membrana según el proceso utilizado.

Tabla 3. Valores aproximados de resistencia de membrana y presiones transmembrana (PTM), para procesos de membrana impulsados por presión. Tomado de (Tchobanoglous, Burton, Stensel, & Metcalf & Eddy, 2003)

| Proceso                | Aprox. $R_m$ ( $m^{-1}$ ) | Aprox. PTM (kPa) |
|------------------------|---------------------------|------------------|
| <b>Ósmosis Inversa</b> | $10^{10}$                 | 800-8000         |
| <b>Nanofiltración</b>  | $10^8$                    | 350-1000         |
| <b>Ultrafiltración</b> | $10^7$                    | 50-700           |
| <b>Microfiltración</b> | $10^6$                    | 30-300           |

Además de la resistencia nominal de la membrana, la eficiencia de un proceso de filtración también se evalúa mediante la velocidad de ensuciamiento de la membrana. La velocidad del ensuciamiento o del inglés: fouling growth rate, se ve relacionada con el flujo de operación y las características del afluente tratado, definiéndose de la siguiente manera:

$$FR(t) = \frac{dPTM}{dt} \approx \frac{PTM}{\Delta t} = \frac{PTM_{t=t} - PTM_{t=t-1}}{\Delta t} \quad \text{Ec. 3}$$

Donde  $FR(t)$  es la velocidad de ensuciamiento de la membrana a tiempo  $t$  con unidades [Pa/s],  $\frac{\Delta PTM}{\Delta t}$  es la representación discretizada de la velocidad de ensuciamiento,  $PTM_{t=t}$  es la presión transmembrana a tiempo  $t$ ;  $PTM_{t=t-1}$  es la presión transmembrana a tiempo  $t-1$  (Pa) y  $\Delta t$  el incremento del tiempo entre dos medidas determinadas (Díaz, 2018).



En conjunto con estas variables, diferentes módulos han sido desarrollados para identificar las condiciones operacionales o influentes más idóneos para desarrollar un proceso de filtración. El grado de recuperación se define como el porcentaje de flujo de alimentación que se obtiene como producto, como se muestra en la ecuación Ec. 4.

$$r, \% = \frac{Q_p}{Q_e} \times 100 \quad \text{Ec. 4}$$

Donde:

$Q_p$  = Flujo de permeado [kg/s]

$Q_e$  = Flujo de entrada [kg/s]

Por otra parte, durante un proceso de filtración, la concentración de las diversas sustancias presentes en el afluente aumenta conforme aumenta la pureza del permeado (Zuriaga Agustí, 2010). La eficiencia en la concentración o porcentaje de rechazo puede ser definida como:

$$\eta, \% = \frac{C_e - C_p}{C_e} \times 100 \quad \text{Ec. 5}$$

Donde:

$C_e$  = concentración en la entrada [kg/m<sup>3</sup>]

$C_p$  = concentración en el permeado [kg/m<sup>3</sup>]

Por tanto, el balance de materia para las corrientes de entrada y salida de la membrana quedaría de la siguiente manera:

$$Q_e = Q_p + Q_c \quad \text{Ec. 6}$$

$$Q_e \cdot C_e = Q_p \cdot C_p + Q_c \cdot C_c \quad \text{Ec. 7}$$



Donde:

$Q_c$  = Flujo de concentrado [kg/s]

$C_c$  = Concentración en el concentrado [kg/m<sup>3</sup>]

La membrana puede ser operada de tres modos diferentes según se varían los parámetros de control como flujo y presión transmembrana (PTM). El primero, a flujo constante, en el cual la velocidad del flujo se fija en un valor aumentando la presión transmembrana con el tiempo conforme se incrementa la deposición de partículas sobre la membrana. El segundo, manteniendo constante la presión transmembrana y reduciendo por tanto el flujo de permeado respecto al tiempo. Finalmente, un tercer modo donde tanto el flujo como la presión transmembrana se modifican durante el proceso de filtración con el objetivo de optimizar la energía empleada. Tradicionalmente se ha operado las membranas bajo condiciones de flujo constante. Sin embargo, según estudios recientes en efluentes de aguas residuales, aparentemente el modo más efectivo de operación de membranas es la variación conjunta de flujo y presión transmembrana. (Tchobanoglous, Burton, Stensel, & Metcalf & Eddy, 2003).

#### **1.1.5. Ensuciamiento de la membrana.**

Durante la operación de los sistemas de filtración, ocurre el proceso conocido como ensuciamiento. Este ensuciamiento es producido por la deposición de partículas o adsorción de las sustancias presentes en el licor mezcla sobre la superficie de la membrana. Este proceso es uno de los mayores obstáculos para la aplicación de la filtración debido a que con el tiempo se produce un descenso de la densidad del flujo de permeado, incrementando consecuentemente la energía necesaria para llevar a cabo el proceso. El ensuciamiento ocurre principalmente de la interacción entre el fluido y la membrana desarrollándose tan pronto como se inicia el proceso de filtrado.

Existen varios tipos de ensuciamiento, definiéndose como ensuciamiento reversible, irreversible e irre recuperable. El ensuciamiento reversible es aquel que, tras finalizar el proceso de filtración, puede eliminarse por completo, recuperando la permeabilidad inicial de la membrana. Dicho ensuciamiento puede ser eliminado fácilmente por algún método físico de limpieza (p.ej. contralavado u inyección de aire), o ser

minimizado por medio de un apropiado protocolo de operación (p.ej. ajustes en los tiempos y periodicidad de los ciclos de filtración y relajación).

Por otro lado, en el caso del ensuciamiento irreversible, este no puede ser recuperado por medios mecánicos. Este ensuciamiento puede originarse por la adsorción de materia dentro de los poros de la membrana, en la superficie o por bloqueo de los poros, y generalmente solo puede ser eliminado mediante tratamiento químico. Por último, el ensuciamiento irrecuperable es aquel que no puede ser eliminado por ningún tipo de limpieza, forzando por tanto a la sustitución de las membranas.

El ensuciamiento aumenta la complejidad de la operación de las membranas debido a que el sistema deba someterse a operaciones de limpieza para restablecer la densidad del flujo del permeado. De hecho, estas operaciones hacen que la filtración no sea económicamente viable en algunos casos por lo que se vuelve imperativo controlar el ensuciamiento de la membrana eficientemente. No obstante, es difícil establecer un mecanismo general que defina el ensuciamiento durante los procesos de filtración dado que estos son influenciados tanto por las características del agua tratada, las condiciones de operación y las características de la membrana empleada. En la Figura 10 se muestra un resumen de los factores que intervienen en el ensuciamiento de la membrana.

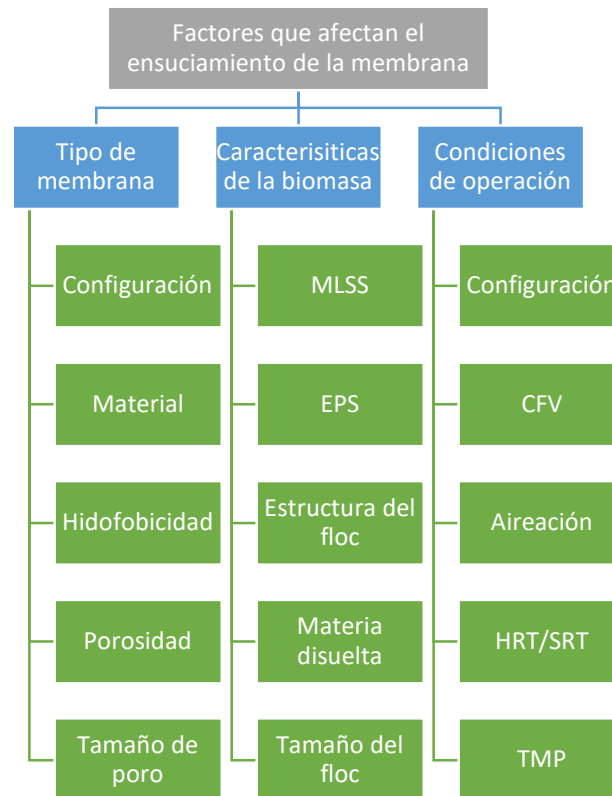


Figura 10. Factores que afectan al ensuciamiento de la membrana.

Las sustancias que intervienen en el proceso de ensuciamiento se pueden clasificar por:

- Tamaño (molecular, macromolecular, coloidal o particulado).
- Naturaleza química (inorgánico u orgánico). El ensuciamiento de tipo inorgánico es atribuido a los depósitos de sales y materia coloidal en la superficie de la membrana. En cambio, el ensuciamiento de tipo orgánico es atribuido a la deposición o adsorción de materia orgánica como los ácidos húmicos y sustancias derivadas de los mismos. (Al-Amoudi, 2010)
- Carga superficial de la membrana e interacción con el agua tratada (positiva o negativa).
- Origen (microbiano, antropogénicos, terrestre).

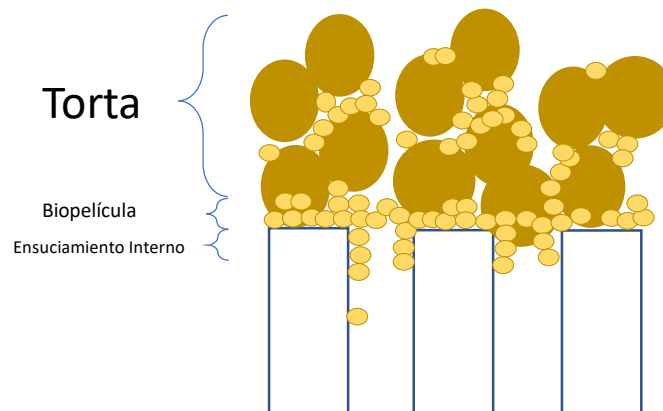
Los fenómenos que originan el ensuciamiento se pueden atribuir a tres fuentes:

- Formación de la Torta: Depósito de sustancias en la superficie de la membrana formando una capa adicional que conlleva un aumento de la

resistencia a la filtración y una reducción significativamente del área útil de la membrana.

- Biopelícula: Acumulación de biomasa activa en la superficie de la membrana, formando depósitos que pueden a su vez consumir parte de la fracción soluble progresivamente, modificando la estructura de la torta y su permeabilidad.
- Ensuciamiento Interno: Adsorción de moléculas pequeñas dentro del poro que interactúan con el material de la membrana y producen reducción del poro y disminución de la permeabilidad. (Charfi, y otros, 2015)

En la Figura 11 se muestra un esquema que contempla los diferentes mecanismos mencionados anteriormente.



*Figura 11. Diferentes mecanismos de ensuciamiento. Adaptado de (Charfi, y otros, 2015).*

#### **1.1.5.1. Pretratamiento**

Las membranas actúan como una barrera para retener gran parte del material particulado del agua tratada. Por tanto, según la experiencia obtenida en los biorreactores de membrana o MBR el ensuciamiento en las membranas puede masificarse debido a la acumulación de diversos materiales contenidos en el agua cruda tales como plásticos, cabello, etc. (Judd & Judd, 2011). Estos materiales pueden terminar sellando los módulos y conexiones de las membranas, siendo una fuente de problemas que puede llevar incluso a la sustitución del módulo de membranas empleado. Esta problemática es especialmente importante en procesos de filtración que tratan aguas residuales sin un proceso anterior a estos, como es el

caso de la filtración directa del agua residual. A este fenómeno se lo denomina “clogging” o taponamiento tal como se muestra en la Figura 12.



*Figura 12. Problemas de taponamiento en membrana de fibra hueca en un reactor MBR. Imagen tomada de MBRsite.com*

Para evitar este problema de operación se recomienda el pretratamiento del alimento antes del proceso de filtración. En aguas residuales la configuración puede consistir en mallas de 6 a 7 mm, seguidos de una malla fina de 0,6-1,0 mm. Si se dispone de un sedimentador primario se puede omitir la malla fina mencionada anteriormente y colocar un filtro de cesta de 2-3 mm (lo que podría significar un esfuerzo adicional de limpieza). (Haandel & Lubbe, 2012). Otros elementos no deseados en el agua de alimento son los aceites, las grasas y otros materiales que tienden a taponar las membranas y reducir considerablemente la permeabilidad. Para aguas municipales se recomienda el uso de un desarenador aireado, con el beneficio adicional de remover las arenas que tienen un efecto abrasivo sobre las membranas. Además de esto, es posible prevenir el ensuciamiento de las membranas antes de su aparición por medio de pretratamientos de la corriente de alimentación, adicionando acondicionadores químicos que promuevan las propiedades anti-fouling de la membrana y optimizando las condiciones de operación (Shi, Tal, Hankins, & Gitis, 2004).

#### **1.1.5.2. Ensuciamiento Biológico**

El ensuciamiento del tipo biológico puede ser descrito como el depósito no deseado de sustancias de origen biológico en la superficie de la membrana que contribuyen a

la reducción del flujo o el aumento de la presión transmembrana según sea la forma de operación.

El agua proveniente del decantador primario tiene presencia microbiológica incluyendo sustancias extracelulares (EPS), debris, y sustancias extracelulares solubles (SMP) del inglés “Soluble microbial product”. En estudios recientes se ha observado que las EPS (sustancias extracelulares) de los microorganismos presentes en el fango, se encuentran relacionados con un incremento en el ensuciamiento de las membranas. En el caso de sistemas con biomasa activa, la contribución al ensuciamiento por parte de la fracción soluble puede estar en un rango de 17-81%. (Bae & Tak, 2005).

### 1.1.5.3. Limpieza de las membranas.

Con la finalidad de extender la vida útil de las membranas y la productividad del proceso, el ensuciamiento de las membranas puede ser minimizado mediante diversas metodologías de limpieza. Estas se dividen en dos tipos: tratamientos físicos y químicos. Mediante los procesos de limpieza físicos se elimina principalmente el ensuciamiento reversible, mientras que los procesos de limpieza químicos están más dedicados a la eliminación del ensuciamiento irreversible. En la Figura 13 se menciona los procesos conocidos según el tipo de limpieza.

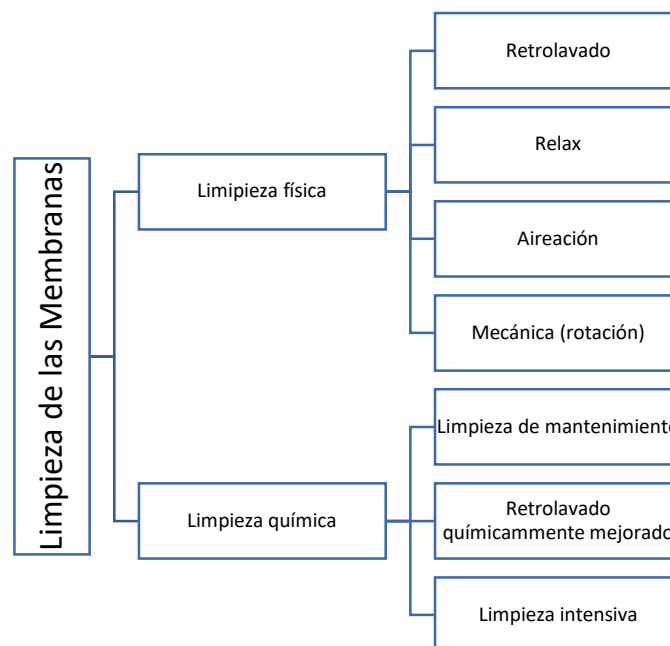


Figura 13. Clasificación de las limpiezas. (Guerra Rodríguez, 2016)

La limpieza física más extendida es el burbujeo de gas en combinación con etapas de relajación y ciclos de contralavado. El objetivo de estas técnicas es controlar el ensuciamiento de la membrana durante el proceso de filtración permitiendo operar a flujos y tiempos de filtración más elevados con menores PTMs. Además, dado que estas técnicas también pueden ayudar a minimizar el ensuciamiento irreversible durante el proceso de filtración a largo plazo, es posible reducir la periodicidad del uso de agentes químicos durante la operación habitual de las membranas, aumentando la productividad y la vida útil de las mismas. La aireación o uso de burbujas de aire como medida de limpieza de las membranas favorece la creación de turbulencias dentro de los módulos de membrana, lo que dificulta la deposición de sustancias sobre su superficie. Además, favorece la homogenización de la suspensión. Sin embargo, el aporte de oxígeno de forma constante puede potenciar el crecimiento de microorganismos aerobios, los cuales pueden influir en el ensuciamiento de las membranas (Guerra Rodríguez, 2016).

Las técnicas para eliminación del ensuciamiento normalmente son una combinación de varias técnicas tanto físicas como químicas, por ejemplo: para tratar el ensuciamiento reversible se puede aumentarse la velocidad de entrada del alimento en el caso de flujo tangencial o introduciendo material particulado como carbón activado (Lateef, Soh, & Kimura, 2013). También puede operarse la membrana optimizando la relación de tiempos de filtración/relajación, reduciendo la PTM operacional y previniendo la compresión de la torta formada sobre la superficie de la membrana (Shi, Tal, Hankins, & Gitis, 2004). Para la recuperación del ensuciamiento irreversible suele emplearse comúnmente ácido cítrico para tratar las sustancias inorgánicas, empleándose NaCl o NaOCl para la oxidación de los compuestos orgánicos (Lateef, Soh, & Kimura, 2013).

## **1.2. Influencia de las características del fango en la operación de la membrana.**

Además de todos los parámetros operacionales citados en los apartados anteriores, durante la operación de las membranas, uno de los factores más relevantes en el desarrollo del ensuciamiento son las características del agua de entrada. Los parámetros que se encuentran principalmente relacionados con el ensuciamiento de la membrana son: sólidos suspendidos, viscosidad, temperatura, pH, actividad

biológica, contenido de sustancias poliméricas (SMP y EPS) y concentración de iones solubles con potencial para precipitar.

### **1.2.1. Sólidos Suspendidos**

Varios autores indican que los sólidos suspendidos, la materia coloidal y otras sustancias disueltas contribuyen en diferente proporción al ensuciamiento (Shi, Tal, Hankins, & Gitis, 2004).

Dado el distinto origen, naturaleza e interacciones que los sólidos suspendidos pueden mostrar en cada tratamiento, la relación de estos con el ensuciamiento es generalmente compleja, siendo difícil sustraer conclusiones válidas para todos los sistemas. De hecho, el impacto de un aumento en los sólidos suspendidos sobre la permeabilidad de la membrana puede ser de tipo positivo, negativo o insignificante (Judd & Judd, 2011). En este aspecto, algunos autores muestran que operar a concentraciones de sólidos superiores a 15 g/l tiene un impacto negativo sobre el proceso de filtración en diversos MBRs (Rosenberger, 2006). Un comportamiento contradictorio ocurre para concentraciones aproximadamente de 6 g/l, donde un aumento de sólidos reduce el ensuciamiento (Judd & Judd, 2011). Para concentraciones entre 8 a 12 g/l parece no haber relación significativa. Dada la falta de correlación de los sólidos suspendidos respecto al ensuciamiento de la membrana y otros parámetros relacionados con la misma, su uso exclusivo como indicador del ensuciamiento no es recomendado (Judd & Judd, 2011).

### **1.2.2. Viscosidad**

La viscosidad del concentrado se encuentra estrechamente relacionada con la concentración de sólidos, contribuye al ensuciamiento y afecta otros parámetros de operación como el flujo, tamaño de burbuja y movimiento de las fibras en el caso de membranas sumergidas. (Judd & Judd, 2011). La viscosidad aumenta exponencialmente con los sólidos suspendidos y existe una concentración de sólidos crítica por debajo de la cual la viscosidad aumenta lentamente y luego su aumento tiene una relación exponencial (Itonaga, Kimura, Watanabe, Boller, & Pronk, 2004). El valor crítico se suele encontrar alrededor de 10-17 g/l para lodos en MBRs. Además de su relación con los sólidos, la viscosidad es un factor importante al momento de analizar la resistencia de la membrana. A elevadas viscosidades se tiene un aumento en la resistencia y por consiguiente una baja en la permeabilidad.



### **1.2.3. Componentes solubles con potencial de formar precipitados.**

La presencia de sustancias solubles inorgánicas en el agua de entrada puede tener un impacto significativo en el ensuciamiento de esta. Especies químicas como el  $\text{PO}_4^{3-}$ ,  $\text{CO}_3^{2-}$ ,  $\text{NH}_4^+$  o  $\text{Mg}^{2+}$  tienen un elevado potencial para formar precipitados cuando las condiciones de pH y concentración de otros iones es favorable. Los productos resultantes, como la estruvita ( $\text{NH}_4\text{MgPO}_4$ ) o el carbonato de calcio ( $\text{CaCO}_3$ ) pueden llegar a formar incrustaciones en la superficie de la membrana o bloquear los poros de esta, reduciendo significativamente la permeabilidad de la membrana durante la filtración (Meng, y otros, 2009). El pH óptimo para la precipitación de estruvita ha sido revisado por varios autores y se encuentra en valores entre 8.5 y 10. (Li, 2012). La posible presencia de precipitados dentro de la membrana requiere de mayor cantidad de limpiezas químicas ya que las limpiezas físicas no son muy efectivas para eliminarlos.

### **1.2.4. Componentes solubles de origen biológico.**

Las sustancias poliméricas extracelulares o EPS y los productos solubles microbianos (SMP), son el material secretado por la superficie de la célula o generado durante su lisis. Dichas sustancias tienen la función de formar una barrera protectora alrededor de la bacteria para la retención de diversos sustratos además de conferir a los organismos de cualidades adhesivas para su sujeción a distintas superficies o formación de agregados de organismos, generando flóculos y/o bio-films (Kunacheva & Stuckey, 2014).

Los componentes principales de los EPS son los carbohidratos, las proteínas y los ácidos húmicos (Tiranuntakul, 2012). La composición de las EPS puede variar en función de fases del crecimiento de las bacterias, parámetros del proceso, tipo de biorreactor, método de extracción utilizado, etc. A pesar de la naturaleza cambiante y heterogénea de las EPS, debido a su significativo papel durante los procesos de filtración, su estudio ha recibido mayor atención en los últimos años. Al tratarse de un tema relativamente nuevo, no se cuenta con una metodología ampliamente normalizada para la determinación de las EPS, proponiendo varios autores diferentes métodos de extracción para su correcta identificación (p.ej. formaldehído, resinas de intercambio catiónico, tratamientos térmicos, etc.). Sin importar el método por el cual se determine la concentración total de EPS, generalmente se puede diferenciar entre

la concentración de estas sustancias proveniente de la superficie o interior de las células y el que se encuentra soluble en el licor mezcla.

El termino EPS puede confundirse cuando se refiere a las sustancias extraídas de la célula, pero en realidad este incluye tanto a parte soluble como suspendida, por lo que convendría realizar una diferenciación llamándolos eEPS por sus siglas en inglés (extracted EPS). Para realizar dicha extracción se debe pretratar la muestra, generalmente mediante filtración o centrifugación. Por otro lado, el termino SMP corresponde a la fracción soluble. Los SMP son la fracción más estudiada para MBR y pueden ser determinados por el contenido relativo de proteínas (SMPp) y carbohidratos (SMPc). En cuanto a la naturaleza de las EPSs y SMPs, la determinación de las proteínas suele realizarse mediante el método de Lowry modificado, (Kunacheva & Stuckey, 2014) mientras que la determinación de carbohidratos se suele realizarse mediante el método de ácido sulfúrico y fenol. (Kunacheva & Stuckey, 2014).

### **1.3. Parámetros de medición de la filtrabilidad.**

Dado el importante consumo energético que puede conllevar un proceso de filtración, prever la interacción entre la membrana y el agua de tratamiento, así como determinar su potencial ensuciamiento y mecanismos se ha convertido en un tema imperativo en la operación de membranas. La filtrabilidad de un fango se define como la resistencia que este ofrece cuando se trata de separar la fracción particulada de la matriz mediante un medio filtrante. Existen varios métodos para medir filtrabilidad como: resistencia específica a la filtración (SRF de sus siglas en inglés: specific resistance to filtration), sólidos totales del filtrado, flujo de permeado, tiempo de succión capilar (CST de sus siglas en inglés; capillary suction time) o tiempo de filtrado (TTF de sus siglas en inglés: Time to filter). El CST y el TTF son métodos que se encuentran estandarizados por AWWA en su publicación de 1998 (APHA & Rice, 2012), mientras que el SRF es una metodología derivada del TTF no estandarizada. Estos parámetros son utilizados para comparar el comportamiento de lodos de diferentes plantas en las cuales se desea instaurar algún proceso de filtración mediante membranas. Entre ellos, el método más utilizado es el CST, por su rapidez, bajo costo y simplicidad de ejecución.

### 1.3.1. Tiempo de filtración (TTF) y Resistencia específica a la filtración (SRF).

El TTF mide el tiempo en segundos que demora en pasar el 50% de una muestra a través de un medio filtrante (Sillanpaa, 2002). Para TTF menores de 100 s se considera un fango fácilmente filtrable, de 100 s a 200 s es indicativo de un lodo de tipo medio y más de 300 s se considera un fango con una elevada resistencia a la filtración (Yoon, 2016).

La teoría de la SRF fue desarrollada por Carman (1933 y 1934) y aplicada a lodos de aguas residuales por Coakley y Jones (1956). (Ng & Hermanowicz, 2005). A partir de la ley de Darcy, la relación de filtración a través de una membrana porosa viene expresada por la siguiente ecuación:

$$\frac{dV}{dt} = \frac{PA^2}{\mu(rcV + R_M A)} \quad \text{Ec. 8}$$

Donde:

V= volumen el filtrado.

t = tiempo de filtración.

P= presión a través el medio filtrante y la torta.

A= área o superficie de filtración.

$\mu$  = viscosidad dinámica del filtrado.

r = resistencia específica.

c = peso de sólidos por unidad de volumen de filtrado.

$R_M$  = resistencia inicial del medio.

Integrando y reorganizando la expresión queda de la forma lineal ( $y = bx + a$ ), de la siguiente manera:

$$\frac{t}{V} = \left( \frac{\mu rc}{2PA^2} \right) V + \frac{\mu R_M}{PA} \quad \text{Ec. 9}$$

La resistencia específica a la filtración (SRF) se obtiene a partir de la pendiente de la curva  $t/v$  vs  $V$  de la siguiente manera:

$$r = \left( \frac{2bPA^2}{\mu c} \right) \quad \text{Ec. 10}$$

SRF se expresa comúnmente como unidad de longitud/masa y en algunas ocasiones como tiempo<sup>2</sup>/masa. En la Tabla 4 se muestran los valores típicos para lodos de diferentes partes de un proceso de tratamiento.

*Tabla 4. Valores típicos de resistencia a la filtración para diferentes tipos de lodos. Fuente: (Gurjar & Tyagi, 2017)*

| <b>Lodo</b>                  | <b>Resistencia específica a la filtración SRF (m/kg)</b> |
|------------------------------|--|
| <b>Primario</b>              | 1.5 – 5.0 x 10 <sup>14</sup>                             |
| <b>Activado</b>              | 1 -10 x 10 <sup>13</sup>                                 |
| <b>Digestado</b>             | 1-6 x 10 <sup>14</sup>                                   |
| <b>Digestado y coagulado</b> | 3-40 x 10 <sup>11</sup>                                  |

### 1.3.2. Tiempo de succión capilar (CST).

El CST es un método utilizado comúnmente para la determinación de la filtrabilidad de los fangos debido a su rapidez y simplicidad. Este método determina la velocidad a la que el lodo puede liberar líquidos en contacto con un medio capilar y ha sido aplicado tanto para evaluar la filtrabilidad de lodos ligeros (bajas concentraciones de sólidos) como pesados (elevadas concentraciones de sólidos) (Scholz & Tapp, 2006). Los resultados de este método se utilizan comúnmente para evaluar los procesos de filtración de fangos, dosificación de reactivos para acondicionamiento de lodos o juntamente con una prueba de jarras, para evaluar los efectos de los coagulantes en los lodos.

En cuanto a la metodología a seguir, la muestra de lodo se coloca dentro de un contenedor metálico cilíndrico sobre un papel cromatográfico estándar. Debido a ello, el agua se mueve a través del papel por capilaridad, siendo el tiempo necesario para recorrer una distancia determinada el CST. Los resultados dependerán del tipo de lodo y la concentración de sólidos como se ha demostrado por (Scholz & Tapp, 2006). Además de con los sólidos, existe también una relación significativa entre los valores de CST y de la viscosidad, encontrado que este parámetro tiene una buena correlación con el SRF. En la Figura 14 se observa el papel filtro luego de una prueba de CST con lodos concentrados de depuradora.



*Figura 14. Resultado de prueba de tiempo de succión capilar (CST).*

## **2. Objetivos.**

El objetivo de este trabajo de fin de máster es estudiar la viabilidad del uso de membranas de ultrafiltración para llevar a cabo el proceso de filtración directa del agua residual urbana.

Para ello se han planteado los siguientes objetivos específicos:

- Estudiar la influencia de los distintos parámetros operacionales (flujo, caudal de aire y concentración de sólidos alcanzada en el módulo de membranas) sobre el proceso de filtración directa del agua residual.
- Determinar la posible degradación de la materia orgánica en el módulo de membranas y evaluar su efecto sobre el proceso de filtración.
- Evaluar las bondades de diversas metodologías para la determinación de la filtrabilidad de los lodos producidos.

El ensuciamiento de las membranas es una barrera para la aplicación de esta tecnología, que puede ser superada si se realiza el estudio detallado de los actores que intervienen, identificando las principales sustancias que intervienen y su influencia en los procesos de filtración.

### 3. Materiales y métodos.

#### 3.1. Planta escala laboratorio.

Para la realización del presente trabajo se filtró agua residual urbana proveniente del decantador primario en una membrana comercial de ultrafiltración a escala laboratorio que fue operada y controlada en continuo. El módulo de membranas utilizada durante este trabajo se ubicó en la estación depuradora el Carraixet, en Alboraya (Valencia).

El agua alimentada durante la consecución del presente estudio provino del decantador primario de la planta depuradora el Carraixet, que se encuentra en la ciudad de Valencia y da servicio a una población de 155,674 he y trata un caudal de 36,625 m<sup>3</sup>/día (EPSAR, 2019). El agua de entrada a la planta tiene como tratamiento primario: reja de gruesos, rejas de finos, desarenador y desengrasador seguido por un decantador primario (EPSAR, 2019). Estos tratamientos cumplen la función de pretratamiento para el agua de alimento al módulo de membranas, la cual fue el efluente del decantador primario.

La membrana utilizada fue un módulo comercial de ultrafiltración (Puron®, Koch) con 0.44 m<sup>2</sup> de area útil. La membrana es de fibra hueca y construida en PVDF, siendo la misma seleccionada debido a su bajo costo, alta densidad de empaque y buena resistencia al ensuciamiento, además del bajo gasto energético comparado con las otras configuraciones. Las especificaciones técnicas de dicho módulo se muestran en la Tabla 5.

*Tabla 5. Características de la membrana utilizada.*

|   |                                       |
|---|---------------------------------------|
| <b>Tipo de membrana:</b>                            | <b>Membrana de fibra hueca</b>        |
| <b>Tipo de soporte:</b>                             | PVDF Difluoruro de poli<br>vinilideno |
| <b>Tamaño de poro:</b>                              | 0.03 µm                               |
| <b>Diámetro exterior:</b>                           | 2.6 mm                                |
| <b>Área de membrana</b>                             | 0.44 m <sup>2</sup> .                 |
| <b>Rango de temperatura:</b>                        | 5-40 °C                               |
| <b>Máxima presión transmembrana en filtración:</b>  | 0.6 bar                               |
| <b>Máxima presión transmembrana en retrolavado:</b> | 0.6 bar                               |
| <b>pH permitido para limpieza:</b>                  | 2.0 - 10.5                            |

La operación de la membrana se realizó en continuo, con ciclos de 90 s de filtrado y 30 s de relajación. Además, se agregó una fase de contralavado cada 10 ciclos con un flujo idéntico al de filtración de 40 s de duración. El flujo de permeado utilizado durante la operación en continuo fue de  $J_{20}=12.5$  LMH junto con bajas demandas de aire inyectado para la agitación de membranas  $SAD=0.15$  [ $N\ m^3/m^2\ h$ ] o [ $m/h$ ].

### **3.2. Plan experimental.**

La etapa experimental se realizó según la metodología mostrada en la Tabla 6, realizando los análisis correspondientes al tipo de muestra y según el estado en el que se encontraba la filtración.

La primera fase de operación se centró en alcanzar paulatinamente una concentración de sólidos suspendidos deseada mediante la operación en continuo de la membrana. Esta fase tuvo como objetivo analizar las variables del proceso durante la filtración, llevando un registro del aumento de la presión transmembrana según el flujo fijado, así como estudiar la filtrabilidad del fango según aumenta la concentración de sólidos. Durante esta etapa se realizaron periódicamente los análisis de filtrabilidad mediante tres metodologías distintas: TTF, SRF y CST. Además, estos análisis se complementaron con controles periódicos de sólidos suspendidos, DQO soluble, viscosidad y densidad. Se realizaron además ensayos puntuales de flujo crítico según el nivel de sólidos alcanzados para estudiar la influencia de distintos parámetros operaciones sobre el proceso de filtración (flujo, caudal de aire y concentración de sólidos alcanzada en el módulo de membranas) y poder determinar la resistencia de la membrana bajo estas condiciones conocidas.

Una vez alcanzado el estado estacionario durante el proceso de filtración se procedió a la segunda fase de estudio. Esta etapa tuvo por objetivo determinar la propensión de ensuciamiento irreversible en dicho sistema, así como determinar si existe algún cambio representativo que evidencie la presencia de actividad biológica. Durante dicha etapa se realizó un balance de materia como indicador de actividad biológica dentro de la membrana, para lo cual se realizaron análisis de DQO,  $DBO_5$  y nutrientes tanto totales como solubles. Durante este proceso se caracterizaron 3 tipos de muestra: el agua influente, el fango concentrado y el permeado generado siguiendo el esquema para el análisis de los parámetros mostrado en la Tabla 6.



*Tabla 6. Plan de análisis según el tipo de muestra y el estado de la filtración.*

| <b>Tipo de muestra</b> | <b>Estado de filtración</b>  | <b>Parámetros realizados</b>   |
|------------------------|--|--|
| Entrada                | Estacionario   | DQO <sub>total</sub><br>DQO <sub>soluble</sub><br>Nutrientes solubles y totales<br>Sólidos suspendidos<br>pH                     |
| Concentrado            | Análisis de rutina hasta alcanzar nivel de concentración de sólidos deseado. | TTF/SRF<br>CST<br>SMP<br>DQO sol<br>SS/SSV<br>ST<br>Densidad<br>Viscosidad   |
|                        | Estacionario   | DQO <sub>total</sub><br>DQO <sub>soluble</sub><br>DBO <sub>5</sub><br>Nutrientes solubles y totales<br>Sólidos suspendidos<br>pH |
| Permeado               | Estacionario   | DQO <sub>soluble</sub><br>Nutrientes solubles<br>pH  |

### 3.3. Metodología experimental.

#### 3.3.1. Determinación de Viscosidad.

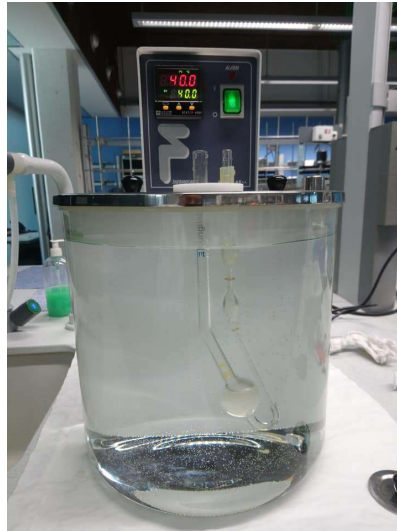
La viscosidad cinemática del concentrado se determinó según el procedimiento ASTM D-445 de análisis de viscosidad cinemática para líquidos opacos y transparentes. Este ensayo es aplicable tanto a líquidos transparentes como opacos por medio de la medición del tiempo en que un volumen conocido de líquido fluye bajo el efecto de la gravedad a través de un viscosímetro capilar calibrado a una temperatura controlada (40 °C en el caso de este estudio). El viscosímetro utilizado es de la marca fungilab modelo 200.

El procedimiento para la medición de la viscosidad es el siguiente:

- Colocar la muestra en el viscosímetro en un baño a 40 °C y esperar 15 minutos hasta que la muestra se encuentre en equilibrio térmico con el medio.
- Aspirar la muestra hasta llenar completamente el bulbo inicial.
- Dejar circular el fluido libremente e iniciar el cronómetro cuando el menisco pase por el primer enrase.

- Cuando el fluido alcanza el segundo enrase se detiene el contador, registrando el tiempo obtenido en segundos.

En la Figura 15 se muestra el equipo utilizado para la determinación de la viscosidad cinemática.



*Figura 15. Equipo utilizado para la determinación de viscosidad cinemática.*

El cálculo de la viscosidad cinemática ( $\gamma$ ) se realiza a partir del tiempo de flujo medido ( $t$ ) y la constante del viscosímetro que viene dada por el fabricante  $k_{40^{\circ}\text{C}}$ , ( $k_{40^{\circ}\text{C}}=0.1174$  en el caso del viscosímetro utilizado) con la siguiente fórmula:

$$\gamma = k_{40^{\circ}\text{C}} \cdot t \quad [\text{cSt}] \quad \text{Ec. 11}$$

La viscosidad dinámica se puede calcular a partir de la viscosidad cinemática y de la densidad por medio de la siguiente fórmula:

$$\mu = \gamma \times \rho \times 10^{-6} \quad \text{Ec. 12}$$

Donde:

$\mu$  = viscosidad dinámica. [Pa. s]

$\rho$  = densidad del líquido. [kg/m<sup>3</sup>]

### 3.3.2. Tiempo de filtración (TTF) / resistencia específica de filtración (SRF).

La determinación del tiempo de filtración o TTF se realizó mediante el método estándar 2710H (APHA & Rice, 2012), utilizando un volumen de muestra de 50 ml. La prueba consiste en colocar la muestra de lodo en un embudo Buchner sobre un papel filtro (Papel Whatman 541), aplicando un vacío de 500 mbar y midiendo el tiempo requerido para la recuperación de un volumen del 50% de la muestra original. Para cuantificar la cantidad de volumen recuperado se coloca una probeta dentro de un matraz Kitasato tal como se muestra en la Figura 16.

La determinación de la resistencia específica de la filtración SRF se realizó siguiendo el mismo procedimiento indicado para el TTF, pero registrando el tiempo necesario para filtrar un volumen de 10, 15, 20 y 25 ml. Posteriormente se obtiene una curva tiempo/volumen vs volumen de la cual se obtiene la pendiente (b) utilizando la ecuación 6 y reemplazando los datos de viscosidad, presión y área de filtro se obtiene el valor r para la determinación del SRF para cada nivel de sólidos suspendidos.

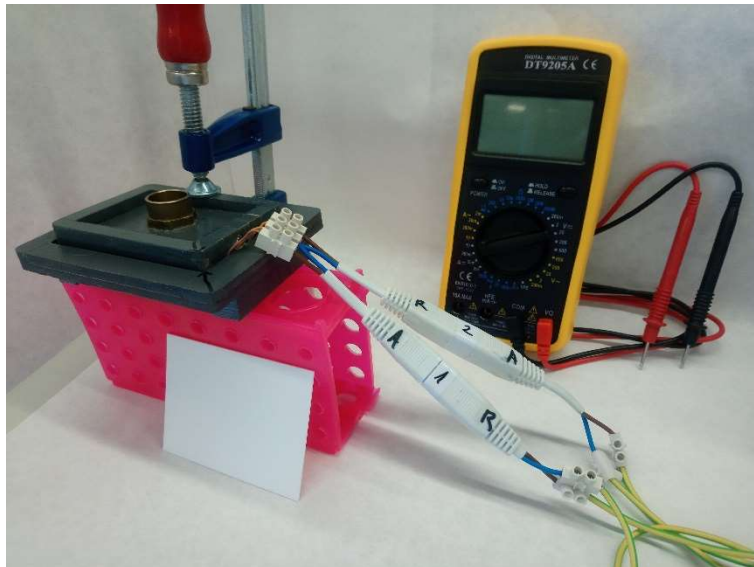


*Figura 16. Equipos utilizados para el análisis de TTF/SRF.*

### 3.3.3. Tiempo de succión capilar (CST).

El procedimiento de análisis para la determinación del tiempo de succión capilar o CST se realizó de acuerdo con el método APHA 2710G que consiste en colocar una muestra de lodos en un pequeño cilindro sobre un papel cromatográfico. El papel extrae el agua del lodo por succión capilar, lo que ocasiona un movimiento del líquido

al interior del papel. Se registra el tiempo requerido por la muestra en atravesar una distancia conocida entre dos puntos de contacto en el equipo, que cierran un circuito eléctrico colocado para este fin. En los ensayos realizados se utilizó papel capilar Whatman Cr 17 y un cronómetro digital para el control del tiempo. En los anexos se muestran un ejemplo de los filtros utilizados luego de realizado el ensayo. Para omitir la influencia de la concentración de sólidos sobre en el CST, el valor obtenido en segundos puede normalizarse según se indica en el método anteriormente mencionado, dividiéndolo para los sólidos totales suspendidos y se reportan en L/g (Ludovico Pontoni, 2016). En la Figura 17 se muestra el montaje de los equipos utilizados.



*Figura 17. Fotografía del montaje del equipo para medir CST.*

#### **3.3.4. Productos extracelulares solubles (SMP).**

Existen tres métodos para la separación de las SMP: filtración, sedimentación y centrifugación, siendo el método más efectivo para la separación de la fracción soluble la filtración (Kunacheva & Stuckey, 2014). Los productos extracelulares solubles pueden aproximarse a la suma de carbohidratos y proteínas presentes en la muestra (Tiranuntakul, 2012).

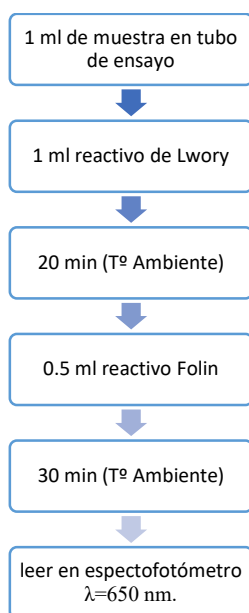
En este estudio se ha realizado la determinación de los SMP a partir de la fracción soluble de la muestra filtrada con un filtro tamaño de poro de 0,45  $\mu\text{m}$  en el caso de la muestra de concentrado. Para la determinación de la concentración de SMP en el

permeado se realizó de manera directa. A continuación, se describen los métodos utilizados para determinar estos parámetros:

#### **3.3.4.1. Proteínas (método de Lowry).**

El método de Lowry (1951) es un método colorimétrico para la determinación cuantitativa de proteínas por medio de la formación de un complejo coloreado cuya intensidad es proporcional a la concentración de proteínas en la muestra. El método consta de dos etapas: (1) formación de complejos con el ion  $\text{Cu}^{2+}$  y los átomos de nitrógeno de los enlaces peptídicos, en medio alcalino; y (2) la reducción del reactivo de Folin-Ciocalteu por los grupos fenólicos presentes en la mayoría de las proteínas, que produce un cambio de color amarillo a azul intenso.

Para la determinación de la concentración de proteínas durante este estudio, se utilizó el método comercial de Sigma Aldrich: Total Protein Kit, Micro Lowry, Peterson's Modification que se basa en el principio mencionado anteriormente. El reactivo de Lowry se preparó según las indicaciones del fabricante. En la Figura 18 a continuación se muestra el procedimiento realizado para la determinación de proteínas.



*Figura 18. Procedimiento para determinación de proteínas, método de Lowry.*

Para la determinación de la concentración de proteínas de una muestra problema fue necesario construir una curva de calibración. Se utilizó el patrón de calibrado

facilitado por el kit (proteína bovina) a distintas concentraciones (0, 50, 100, 200, 300 y 400 mg/l). En la Figura 19 se muestra la curva de calibración obtenida junto a su coeficiente de correlación.

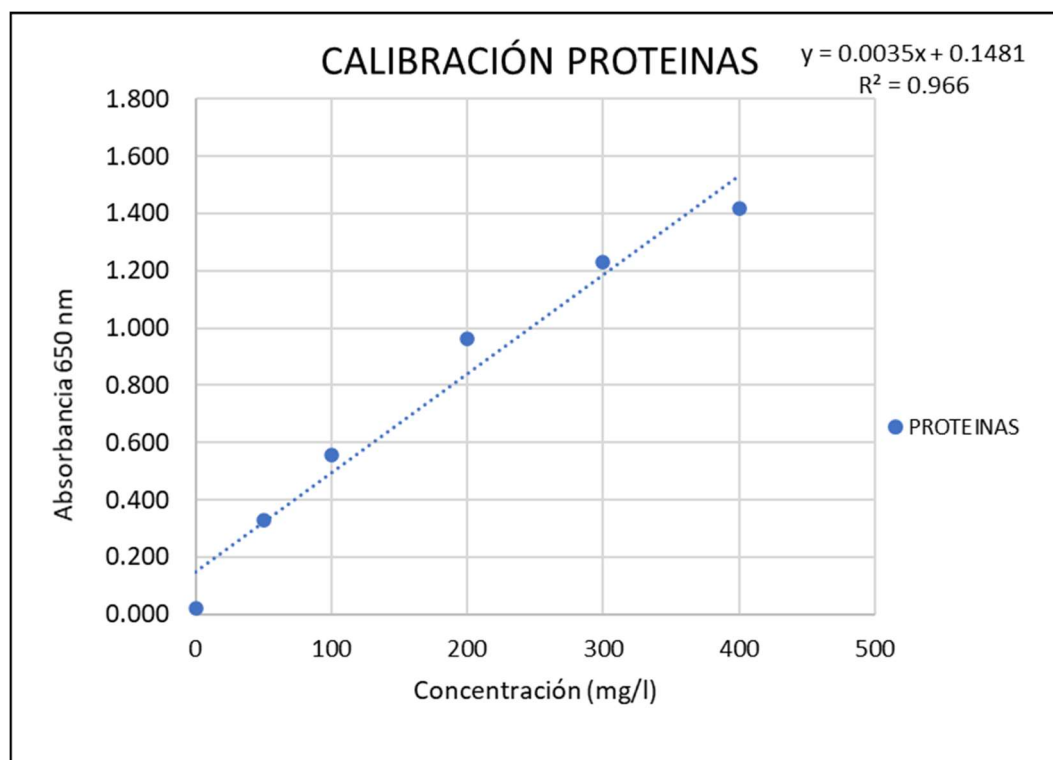


Figura 19. Curva de calibración para determinación de proteínas con el método de Lowry.

### 3.3.4.2. Carbohidratos.

La determinación de los carbohidratos se realizó según el método ácido-fenol el cual se basa en los productos de reacción de los azúcares con ácido sulfúrico concentrado que se transforman básicamente en hidroximetilfurfural (HMF) o furfural (F) que generan un color amarillo-naranja. La coloración obtenida en la muestra es proporcional a la concentración de carbohidratos presentes y se lee con una absorbancia de 485 nm. La absorbancia es proporcional a la concentración en la muestra. Este método no tiene interferencia con las proteínas. En la Figura 20 a continuación se muestra el procedimiento realizado para la determinación de los carbohidratos. (Lopez, 2019).

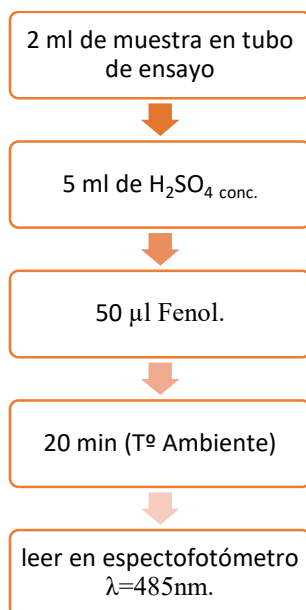


Figura 20. Procedimiento para determinación de carbohidratos.

Para la determinación de la concentración de las muestras problemas se preparó una curva de calibración con patrón de glucosa en los niveles 0, 25, 50, 75, 100 y 150 mg/l. En la Figura 21 a continuación se muestra la curva de calibración obtenida y su coeficiente de correlación.

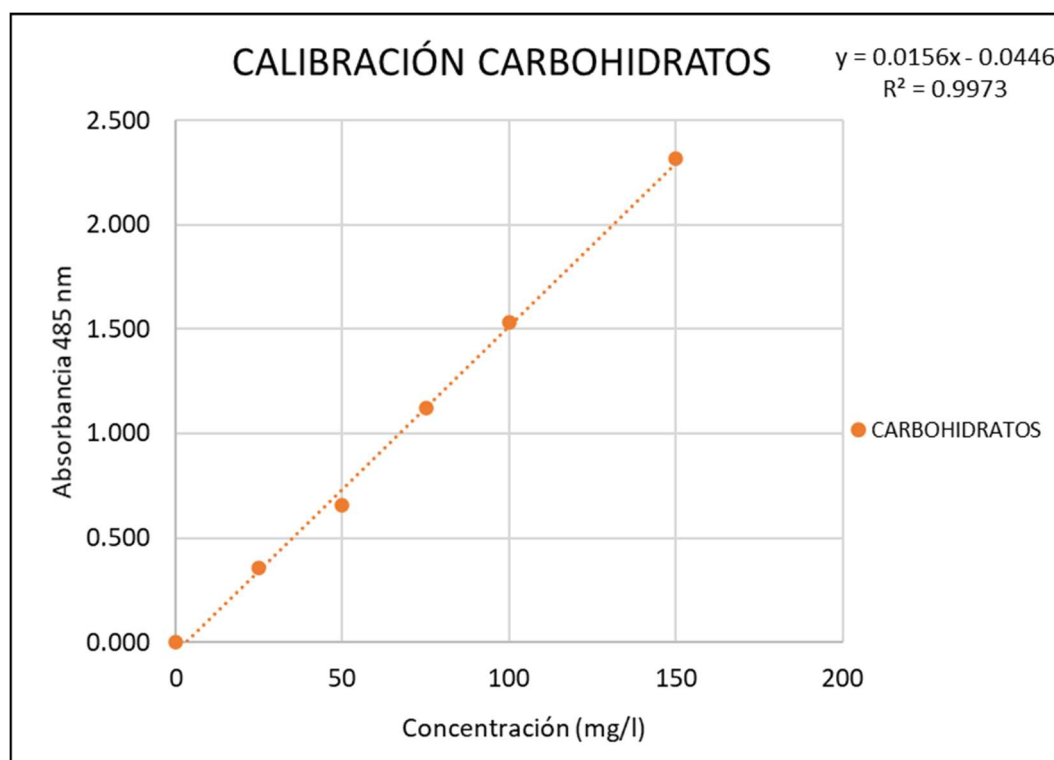


Figura 21. Curva de calibración para determinación de carbohidratos.

### **3.3.5. Sólidos suspendidos, volátiles y totales. (SST/SSV/ST).**

La determinación de sólidos suspendidos totales se realizó según un procedimiento análogo al 2540D del método estándar (Clesceri, Greenberg, Eaton, American Public Health Association, & Water Environment Federation, 2005.). Este procedimiento se utiliza para determinar los sólidos no filtrables, es decir los que no pueden pasar por un tamaño de poro de 45µm que es el tamaño de poro del filtro utilizado. El procedimiento consiste en tomar una muestra homogénea y filtrarla a través de un filtro de fibra de vidrio estándar y secarla por más de una hora a una temperatura entre 103-105°C. El aumento del peso del filtro corresponde a la cantidad de sólidos suspendidos presentes.

Los sólidos volátiles se analizaron según el procedimiento descrito en el método estándar 2540E tomando el residuo del procedimiento de sólidos suspendidos y llevándolo a una mufla a una temperatura de 500 °C. Los sólidos remanentes representan los sólidos no volátiles y la diferencia representa los sólidos volátiles.

Los sólidos totales se determinaron según el método estándar 2540B que consiste en evaporar una muestra homogénea en una cápsula previamente pesada y secada a peso constante dentro de una estufa a una temperatura entre 103-105 °C.

### **3.3.6. Potencial de Hidrógeno (pH).**

Se analizó el pH como medida de control en el concentrado para predecir la posible precipitación de distintos iones, como el fósforo. Se utilizó un pHmetro marca WTW Modelo 315i con electrodo combinado de pH Sentix 41. El pHmetro se verificó periódicamente con solución buffer.

### **3.3.7. Demanda Química de Oxígeno (DQO).**

La demanda química de oxígeno es la medida de la cantidad de oxígeno necesario para la oxidación química de las sustancias presentes en una muestra utilizando un oxidante fuerte como el dicromato de potasio en un medio con ácido sulfúrico y Ag<sup>+</sup> como catalizador. La valoración se realiza por colorimetría con una longitud de onda alrededor de los 400 nm o por valoración con sal de Mohr.

El análisis de DQO se realizó según un procedimiento análogo al Standard Methods 5220D y norma EPA 410.4. Se seleccionó este método por ser ampliamente reconocido y rápido. La determinación de la DQO total se realizó con el método de



rango alto por refluj cerrado para las muestras de entrada y concentrado. La determinación de la DQO soluble se realizó por el método colorimétrico para las muestras con concentraciones esperadas <100 mg/l.

El método de refluj cerrado para la determinación de DQO total se basa en la oxidación de la materia orgánica y otras sustancias oxidables presentes usando  $K_2Cr_2O_7$  por refluj cerrado. Se toma 20 ml de muestra a la que se añadió 2 ml de ácido sulfúrico  $H_2SO_4$ , 0.4 g de  $HgSO_4$ , 10 ml de dicromato de potasio  $K_2Cr_2O_7$  y 28 ml de disolución  $H_2SO_4/Ag_2SO_4$  y se coloca el condensador para luego realizar la digestión de la muestra por 2 horas a  $150\text{ }^\circ\text{C}$ . A continuación, se deja enfriar los tubos y se miden por valoración con sal de Mohr.

La determinación de las DQO solubles por método colorimétrico se realizó utilizando espectrofotómetro con una absorbancia de 446nm. A continuación, en la Figura 22 se muestra la curva de calibración y su coeficiente de correlación para este parámetro.

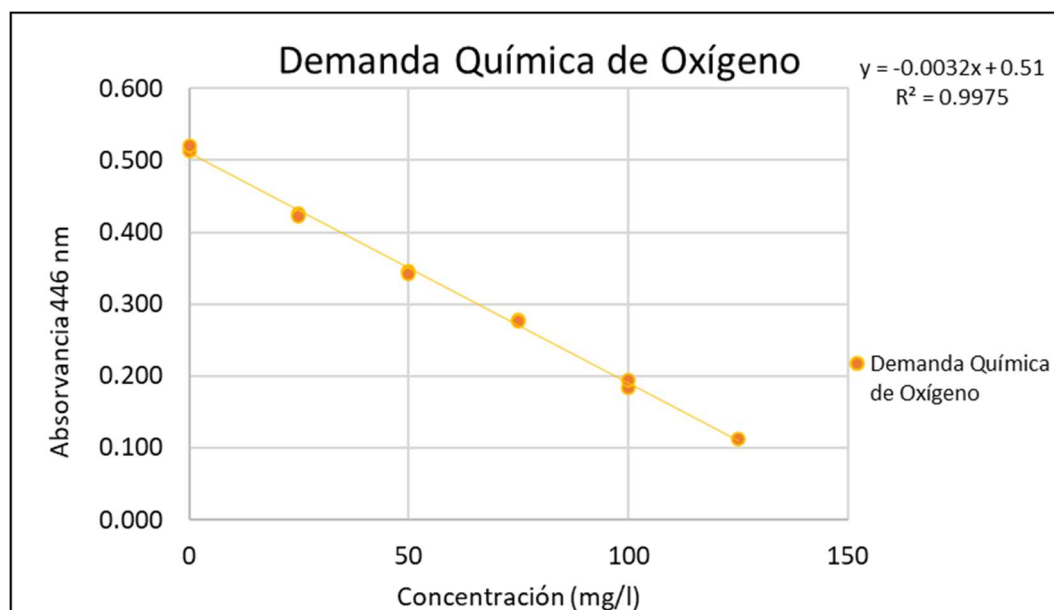


Figura 22. Curva de calibración para la determinación de la Demanda Química de Oxígeno por el método colorimétrico.

### **3.3.8. Demanda biológica de oxígeno (DBO<sub>5</sub>).**

La demanda biológica de oxígeno es la medida de la cantidad de oxígeno necesario para degradar la materia orgánica por la acción bioquímica aerobia de microorganismos en condiciones determinadas: 5 días y 20°C. La DBO mide el oxígeno utilizado para la degradación de la materia orgánica durante el periodo de incubación seleccionado, para evitar la cuantificación del oxígeno consumido en la oxidación de compuestos inorgánicos y nitrogenados se utiliza un inhibidor de nitrificación. Para la medición de la DBO se utilizó el equipo medición de DBO, OxiTop®. El método utilizado corresponde al 5210B del método estándar. (Clesceri, Greenberg, Eaton, American Public Health Association, & Water Environment Federation, 2005.).

### **3.3.9. Nutrientes (nitrógeno y fósforo).**

Los nutrientes en las fracciones solubles fueron medidas luego de una filtración con filtro tamaño de poro 0.45 µm utilizando el analizador multiparamétrico Smartchem200 de AMS/Alliance Instruments, de acuerdo con los procedimientos del Standard Methods for the Examination of Water; para los parámetros fósforo, amonio, nitrato y nitrito.

El nitrógeno total fue medido según el procedimiento comercial Spectroquant® Nitrogen (total) Cell Test que es análogo a DIN EN ISO 11905-1. Este método se basa en la transformación del nitrógeno orgánico e inorgánico a nitratos según el método de Koroleff con un agente oxidante en un termo reactor. Luego en ácido sulfúrico concentrado estos nitratos reaccionan con ácido benzoico desarrollando una coloración roja, cuya concentración es determinada fotométricamente.

El fósforo total fue determinado por método de digestión con persulfato tomando 50 ml de muestra a la que se agregó 1 ml de H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> y 1 gr de peroxidisulfato para luego ser sometida a calentamiento por 2 horas a 150°C. Posteriormente, se ajusta el pH dentro de un rango de 4-5, se afora a 10ml y se determina el fósforo por método colorimétrico.

## 4. Resultados.

### 4.1. Estudio de la bondad de las técnicas de filtrabilidad.

#### 4.1.1. Caracterización del agua de entrada.

En la Tabla 7 se muestra los resultados de la caracterización realizada periódicamente al agua influente al sistema de filtración durante la consecución de este estudio:

Tabla 7. Caracterización agua de entrada.

|                                      | Unidades             | Promedio | Desviación | Máximo | Mínimo |
|--------------------------------------|----------------------|----------|------------|--------|--------|
| <b>DQO Total</b>                     | mg O <sub>2</sub> /l | 172      | 32         | 194    | 136    |
| <b>DQO soluble</b>                   | mg O <sub>2</sub> /l | 74       | 19         | 108    | 52     |
| <b>DBO Total</b>                     | mg O <sub>2</sub> /l | 79       | 21         | 101,00 | 58,20  |
| <b>DBO soluble</b>                   | mg O <sub>2</sub> /l | 43,0     | 28,0       | 70,0   | 14,1   |
| <b>Sólidos totales</b>               | mg/l                 | 1919     | 503        | 2660   | 1400   |
| <b>Sólidos Suspendidos</b>           | mg/l                 | 89       | 23         | 116    | 65     |
| <b>Sólidos suspendidos volátiles</b> | mg/l                 | 54       | 59         | 117    | 3      |
| <b>Sólidos disueltos totales</b>     | mg/l                 | 1769     | 382        | 2232   | 1300   |
| <b>Proteínas</b>                     | mg/l                 | 24,7     | 15,3       | 35,5   | 13,9   |
| <b>Carbohidratos</b>                 | mg/l                 | 12,9     | 5,0        | 16,5   | 9,3    |
| <b>SMP</b>                           | mg/l                 | 37,6     | 10,2       | 44,8   | 30,3   |
| <b>Nitrógeno Total</b>               | mg N/l               | 40       | 11         | 52     | 30     |
| <b>Nitrógeno Soluble</b>             | mg N/l               | 32,77    | 6,89       | 40,72  | 28,46  |
| <b>Fósforo Total</b>                 | mg P/l               | 4,44     | 1,06       | 5,19   | 3,69   |
| <b>Fósforo Soluble</b>               | mg P/l               | 2,59     | 0,79       | 3,47   | 1,95   |
| <b>pH</b>                            | -                    | 7,55     | 0,40       | 7,85   | 6,77   |
| <b>Amonio</b>                        | mg N/l               | 32,11    | 7,29       | 40,44  | 26,93  |
| <b>Nitratos</b>                      | mg N/l               | 0,604    | 7,286      | 1,420  | 0,141  |
| <b>Nitritos</b>                      | mg N/l               | 0,061    | 0,047      | 0,113  | 0,023  |

Es importante caracterizar el agua de entrada para poder estimar la eficiencia de la concentración de sólidos, recuperación de DQO y nutrientes y determinar los efectos que tendrán las sustancias presentes en el agua de entrada sobre la membrana. Se observa una variabilidad en cuanto a la cantidad de sólidos, nutrientes, proteínas y carbohidratos. Al tratarse de un agua residual urbana podemos esperar estos cambios incluso dentro de un mismo día. Se tomarán estos valores como iniciales y característicos del agua analizada durante los experimentos, excepto para los

balances de materia, los cuales se realizan con los resultados de las muestras tomadas el mismo día.

#### **4.1.2. Método de Adición de estándar.**

El método de Lowry es el más utilizado para la determinación inicial de SMP, sin embargo, las proteínas son fácilmente degradables por las bacterias en sistemas de tratamiento biológico. La identificación del método de Lowry puede sobreestimar la presencia de proteínas porque el método detecta uniones peptídicas. Estudios de reactividad del reactivo de Folin-Ciocalteu con diversos compuestos entre ellos fenoles, vitaminas, aminoácidos, ácidos insaturados, carbohidratos, ácidos orgánicos, iones inorgánicos, complejos metálicos, aldehídos y cetonas, han demostrado que el método puede sobrestimar los SMPs ya que existen diferentes compuestos que pueden reaccionar con el reactivo (Kunacheva & Stuckey, 2014). Debido a la complejidad de la matriz analizada (agua residual urbana) y la posible presencia de interferencias en los métodos de análisis de SMP, se realizó una curva de adición de estándar para comprobar que no existe una interferencia significativa por parte de la matriz de agua (Zuriaga Agustí, 2010).

Para la aplicación de esta metodología, se tomaron volúmenes iguales de una muestra problema, agregando en todas ellas una concentración ascendente conocida de patrón (estándar). Luego, se determina la absorbancia con el procedimiento habitual y se representa gráficamente para construir una nueva recta de calibrado. Dado que intencionadamente se ha incrementado la concentración de proteínas y carbohidratos debido a la adición de la muestra problema, la recta presentará una ordenada en el origen superior que la curva original, siendo esta correspondiente a la concentración de la muestra problema adicionada. Asimismo, dado que esta adición ha sido la misma en todos los casos, la pendiente de la recta deberá ser idéntica a la obtenida durante el procedimiento habitual. En caso contrario, significará que la muestra problema presenta de hecho alguna interacción con la metodología empleada, no pudiendo ser aplicada para la determinación de SMP en este caso.

En el caso concreto de este estudio, para la elaboración de esta curva, se utilizó una muestra de proteínas con una concentración conocida de 23 mg/l a la que se le

adicionó cantidades conocidas de estándar. A continuación, en la Figura 23 se muestra la curva obtenida y su coeficiente de correlación.

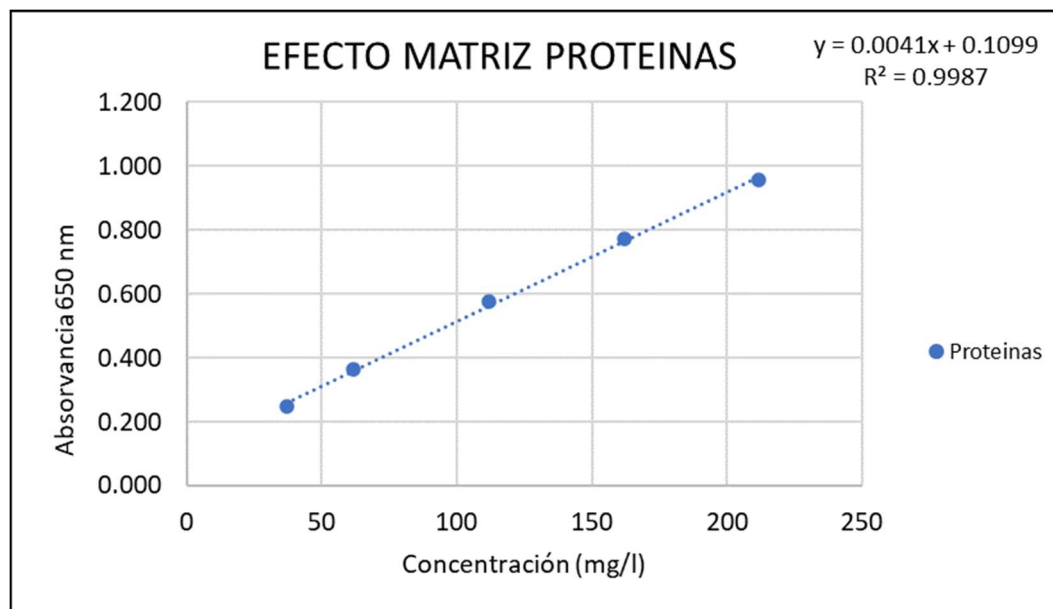


Figura 23. Curva efecto matriz con adición de estándar para la determinación de proteínas (método de Lowry).

Extrapolando la curva sobre el eje x se obtiene la concentración del analito, obteniéndose el resultado de 27mg/l lo que da un error de recuperación del 13%, el cual se acepta para este nivel de concentración. Este resultado concuerda con lo mencionado por (Kunacheva & Stuckey, 2014) en cuanto a la sobreestimación de proteínas con este método. Además, dada la diferencia entre los valores de las pendientes de la curva de calibración (0.0035) y la curva de efecto matriz (0.0041) puede considerarse que la interferencia entre la matriz de agua y los analitos contemplados por este método no son relevantes.

De la misma manera se realizó la curva de efecto matriz para el método de determinación de carbohidratos. En la Figura 24 se muestran los resultados obtenidos y su coeficiente de correlación:

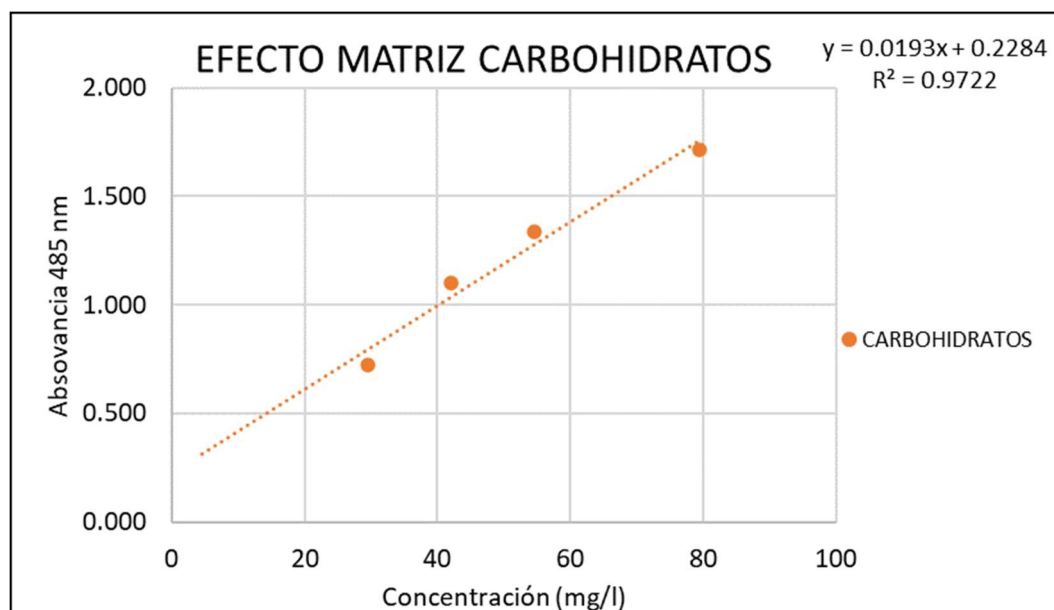


Figura 24. Curva efecto matriz con adición de estándar para la determinación carbohidratos.

La muestra utilizada para la realización de esta curva tenía una concentración de 9 mg/l y extrapolando la curva hasta su intercepción con el eje x se obtuvo una concentración de 12 mg/l, con lo que se obtiene un error de recuperación del 22%. Dado que los errores relativos en cuanto a la concentración problema no son excesivamente grandes y las pendientes en ambos casos muestran valores semejantes (0.0156 para la pendiente de calibración y 0.0193 para la del efecto matriz), puede asumirse que la interferencia entre la matriz de agua y los analitos contemplados por este método no son relevantes.

#### 4.1.3. Efecto de la concentración de sólidos sobre la filtrabilidad.

##### 4.1.3.1. Viscosidad.

En la Figura 25 se muestra los resultados obtenidos para la relación de la viscosidad y los sólidos suspendidos. En la gráfica obtenida se observa que la relación entre estos parámetros se podría considerar constante hasta alcanzar una concentración aproximada de 4000 mg/l, luego de lo cual, se observa un punto de quiebre en la curva con un aumento gradual de la viscosidad en relación con el incremento en la concentración de sólidos. El ajuste utilizado es del tipo lineal con un  $R^2 = 0.958$ , lo que nos indica una relación fuertemente lineal para la sección de la curva comprendida entre 5000 mg/l y 9000 mg/l.

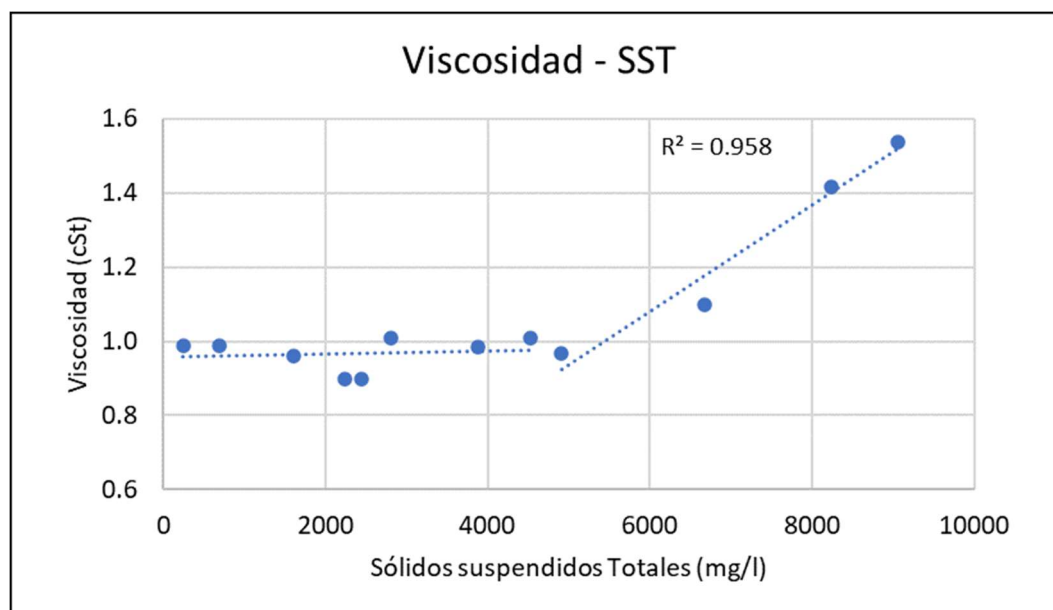


Figura 25. Relación viscosidad- sólidos suspendidos.

Tal como lo mencionan Itonaga, Kimura, Watanabe, Boller, & Pronk, (2004) existe un valor crítico para el cual el aumento de la viscosidad tiene un comportamiento exponencial en relación con el incremento en los sólidos. Este valor se encuentra entre 10 a 17 g/l para lodos de MBR. En el caso particular estudiado, los lodos analizados no llegaron a las concentraciones mencionadas, por lo que es posible que el incremento lineal observado esté relacionado con una primera fase de crecimiento en una tendencia exponencial. Además de esto, un estudio más exhaustivo abarcando un rango mayor de concentraciones sería necesario para determinar si el precoz incremento de la viscosidad respecto a la concentración de sólidos es una característica específica del tipo de lodo utilizado.

Altas concentraciones de sólidos se traducen en mayor retención de partículas de lodos, partículas coloidales y sustancias extracelulares que se acumulan en la membrana. También elevados valores de viscosidad afectan a la velocidad de las burbujas utilizadas para el control del ensuciamiento y afectando al movimiento vibratorio de las fibras (Deng, y otros, 2016). Por otra parte, algunos autores sugieren que la viscosidad del medio puede relacionarse con una gran precisión con el CST del fango (Judd & Judd, 2011). En la Figura 26 se observa la gráfica obtenida para la relación mencionada. Como puede observarse en dicha figura, en este caso se obtiene un elevado coeficiente de correlación entre estas variables  $R^2=0.9262$ , confirmando los resultados obtenidos en los estudios previos.

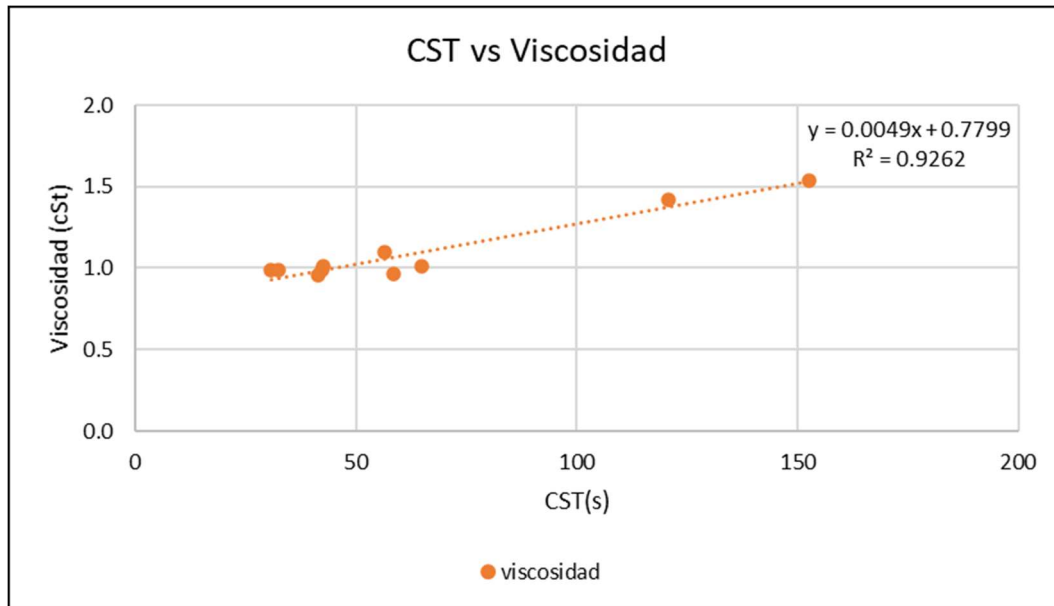


Figura 26. relación viscosidad vs CST

#### 4.1.3.2. SMP.

En la Figura 27 se observa la relación entre la concentración de los SMP en el concentrado a medida que se va aumentando la concentración de sólidos suspendidos dentro de la membrana. Como puede observarse en dicha figura, a pesar de tratarse de sustancias solubles, puede apreciarse un claro aumento de estas conforme la concentración de sólidos se incrementa en el reactor.

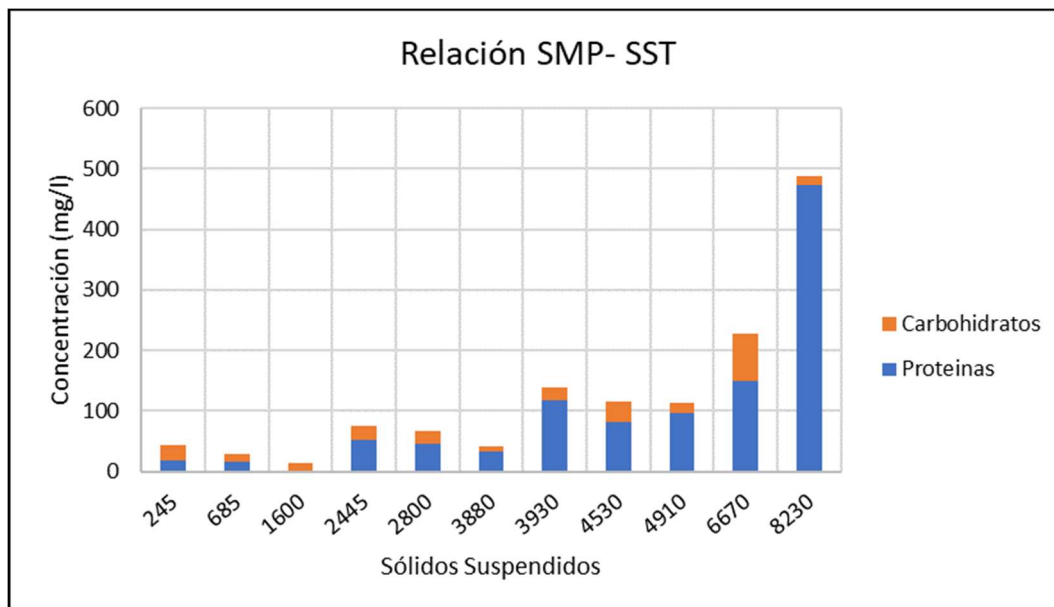


Figura 27. Relación SMP-Sólidos suspendidos totales.



Asimismo, también puede apreciarse que el mayor aporte a los SMP viene dado por las proteínas, que en promedio representan aproximadamente un 67% de la concentración total. Dado este incremento de las SMP, podría asumirse que la membrana utilizada presenta cierta capacidad para capturar estas sustancias, bien sobre su superficie o mediante procesos de adsorción en conjunto con la materia orgánica acumulada. Además, este efecto de retención sería mayormente aplicado sobre las proteínas, dado que estas sustancias son las que parecen acumularse en mayor medida durante la filtración.

La presencia de proteínas se relaciona con un aumento en la resistencia de la membrana, de hecho, en la investigación realizada por (Hernandez Rojas, Albasi, Schetrite, & Van Kaam, 2005), un aumento en la concentración de proteínas de 30-100 mg/l produjo un incremento de 10 veces la resistencia específica de la membrana. Por ello, su elevada presencia podría ser perjudicial para la membrana, bloqueando poros o formando geles sobre la superficie de esta (Deng, y otros, 2016). Así lodos con altos sólidos y altas viscosidades pueden perjudicar el desempeño de la membrana en términos de menor filtrabilidad, baja rápida de flujo de permeado, altas presiones transmembrana y mayor resistencia de la membrana. Tal como lo menciona (Judd & Judd, 2011) en sistemas MBR, puede utilizarse alumbre como coagulante para reducir el efecto de los SMP mediante su captura, resultando en una baja concentración de carbohidratos (SMPc) en el licor mezcla y mejorando significativamente la permeabilidad de la membrana. En este caso previo a la membrana se tiene un pretratamiento con coagulación- floculación que puede estar eliminando esta parte de los SMP. Por otra parte, es importante también evaluar los efectos por separado de los SMPp (proteínas) y SMPc (carbohidratos). (Yao, Ladewig, & Zhang, 2011) encontraron que para altos valores en la relación SMPp/SMPc se reduce el ensuciamiento irreversible y se promueve la formación de la torta en la superficie de la membrana.

#### **4.1.3.3. Estudio de la filtrabilidad del fango a partir del TTF y SRF.**

En la Figura 28 se representa los resultados obtenidos durante la determinación de TTF, para la curva volumen vs tiempo de los diferentes niveles de sólidos suspendidos analizados. En ella se muestra cuatro niveles de especial interés. Se observa que para niveles menores de 6000 mg/l de sólidos suspendidos en el concentrado el tiempo de filtración se mantiene por debajo de 300 segundos,

mostrando tendencias similares. Este hecho, tal y como sugiere (Yoon, 2016), podría indicar que concentraciones por debajo de 6000 mg/l afectan el proceso de filtración de forma moderada. No obstante, la curva de tiempo de filtración para el nivel de 9000 mg/l de sólidos presenta un cambio significativo de pendiente a una más pronunciada, indicativo del efecto de los sólidos presentes sobre el aumento de la resistencia a la filtración.

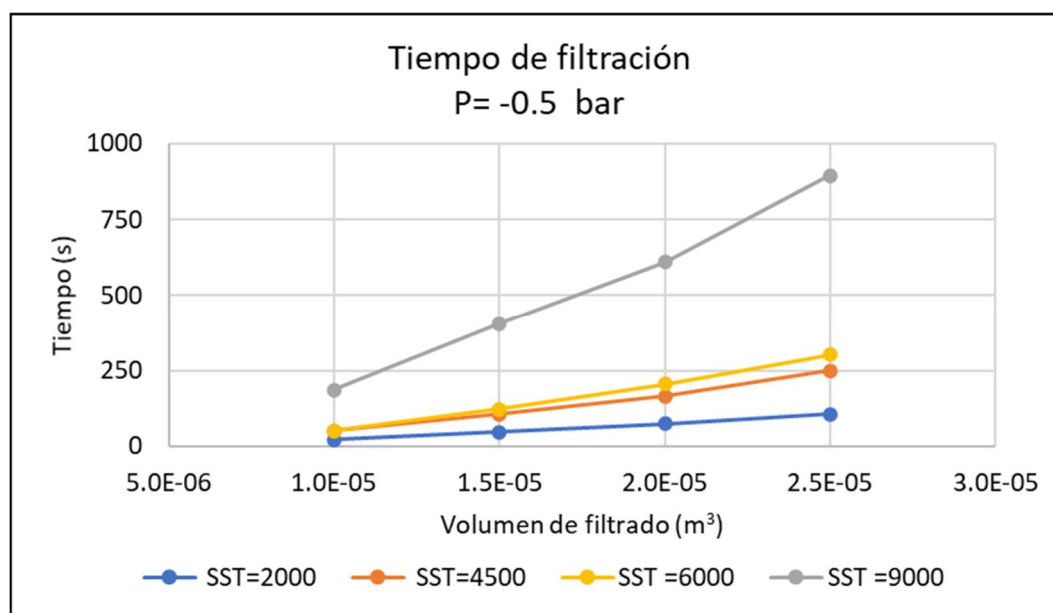


Figura 28. Tiempo de filtración según sólidos suspendidos a presión de vacío  $P=-0.5$  bar.

Según los resultados obtenidos para los TTF y según lo mencionado por Yoon (2016), los lodos que tienen un tiempo menor a 100 segundos se considera un lodo de fácil filtrado; cuando el TTF se encuentra entre 100 y 200 segundos se consideran fangos de tipo medio, como es el caso de los lodos de hasta 6000 mg/l. Por encima de 300 segundos el tiempo de filtrado es bastante significativo, lo que podría traducirse en procesos de filtración costosos.

Por otra parte, también se analizó el SRF mediante la curva  $t/V$  vs  $V$ . En la Figura 29 se muestra los resultados obtenidos para los diferentes niveles de sólidos suspendidos analizados. De la misma manera que para el TTF, se observa el efecto moderado que tiene el aumento de los sólidos hasta concentraciones sobre 6000 mg/l sobre la pendiente de esta curva, apreciando un significativo aumento de la resistencia cuando los sólidos alcanzaron una concentración de 9000 mg/l.

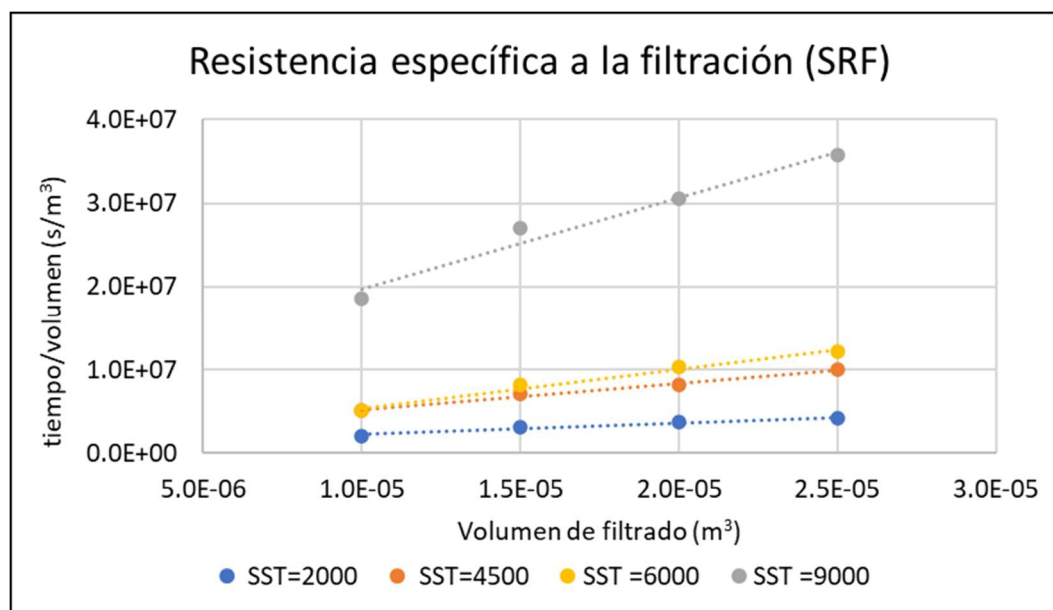


Figura 29. Resistencia específica a la filtración según sólidos suspendidos.

#### 4.1.3.4. TTF vs sólidos suspendidos.

Con el objetivo de predecir la evolución de la filtrabilidad en relación a la concentraciones de SS, se aplicó un ajuste tanto lineal (Figura 30) como exponencial (Figura 31) sobre los datos obtenidos durante este estudio. Como puede observarse en dichas figuras, parece existir una mejor correlación por parte del ajuste exponencial ( $R^2=0.8196$  y  $R^2=0.9039$  para los ajustes lineal y exponencial respectivamente). No obstante, gran parte de este efecto es debido a los valores obtenidos a elevadas concentraciones, los cuales, debido a su reducido número, deberían corroborarse para poder obtener conclusiones fiables. Como ya se expuso en el apartado 4.1.3, según el criterio de tiempo citado por (Yoon, 2016) no sería conveniente aumentar la concentración de SS por encima de 5000 mg/l dado el significativo aumento en la resistencia a la filtración que el fago estudiado parece ofrecer. Asimismo, si efectivamente la evolución de la filtrabilidad mostrase una evolución exponencial frente a los SS tal y como parecen indicar los resultados obtenidos, este límite en la concentración de trabajo podría ser clave para desarrollar el proceso de filtración de la forma más eficiente posible.

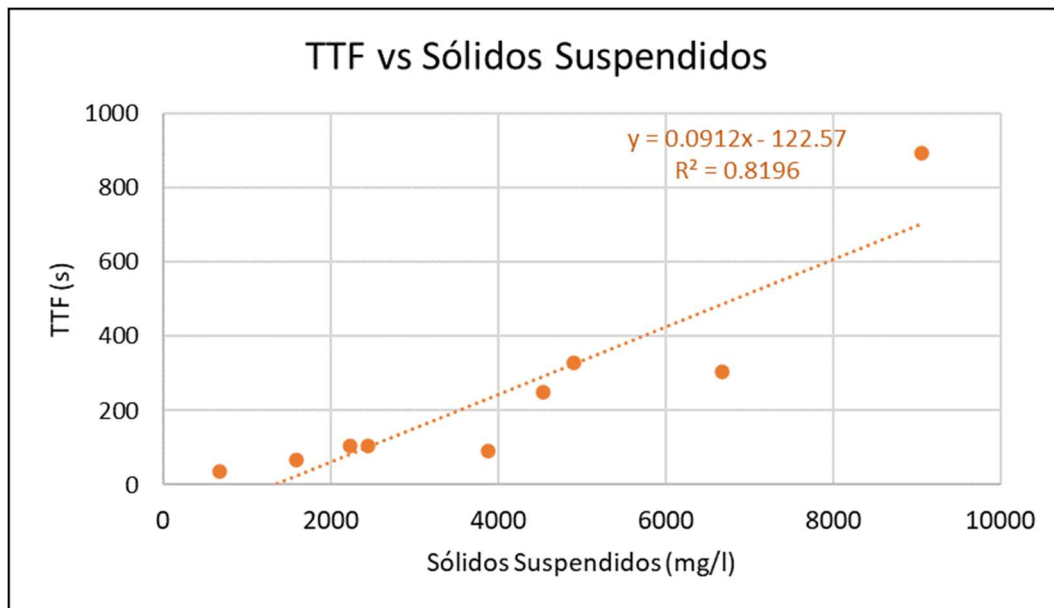


Figura 30. TTF vs sólidos suspendidos. Tendencia lineal

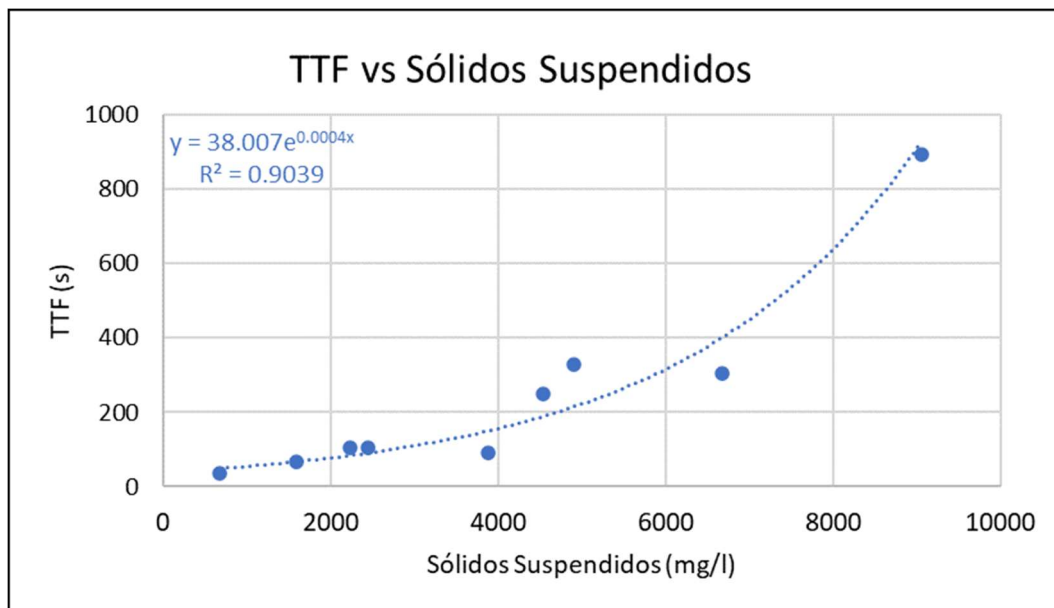


Figura 31. Relación TTF vs sólidos suspendidos. Tendencia exponencial.

#### 4.1.3.5. SRF vs sólidos suspendidos.

En la Figura 32 se muestra los resultados obtenidos para la resistencia a la filtración calculada a partir del SRF en función de los sólidos suspendidos del concentrado. En los anexos se muestra los valores utilizados para dicho calculo. Se observa un incremento de la resistencia con el aumento de sólidos, aunque esta relación no tenga un ajuste claramente lineal. Esta tendencia no debería existir dado que si se

tiene en cuenta la Ec. 10, puede apreciarse que la concentración de sólidos es parte intrínseca de la determinación del SRF, ya siendo considerado su efecto durante dicha determinación. Podríamos evidenciar, por tanto, tal como lo menciona Judd & Judd, 2011, que los sólidos suspendidos no representan un indicador único del ensuciamiento de la membrana para la técnica empleada, ya que hay otros parámetros que aumentan paralelamente con esta (p.ej. la viscosidad o la concentración de SMP) los cuales pueden afectarla de manera significativa a la filtrabilidad del fango tratado. Por ello se necesita realizar un estudio detallado para determinar la fuente de esta variabilidad tomando en cuenta otros factores que no están incluidos en esta ecuación y que pueden intervenir en la variación de la resistencia.

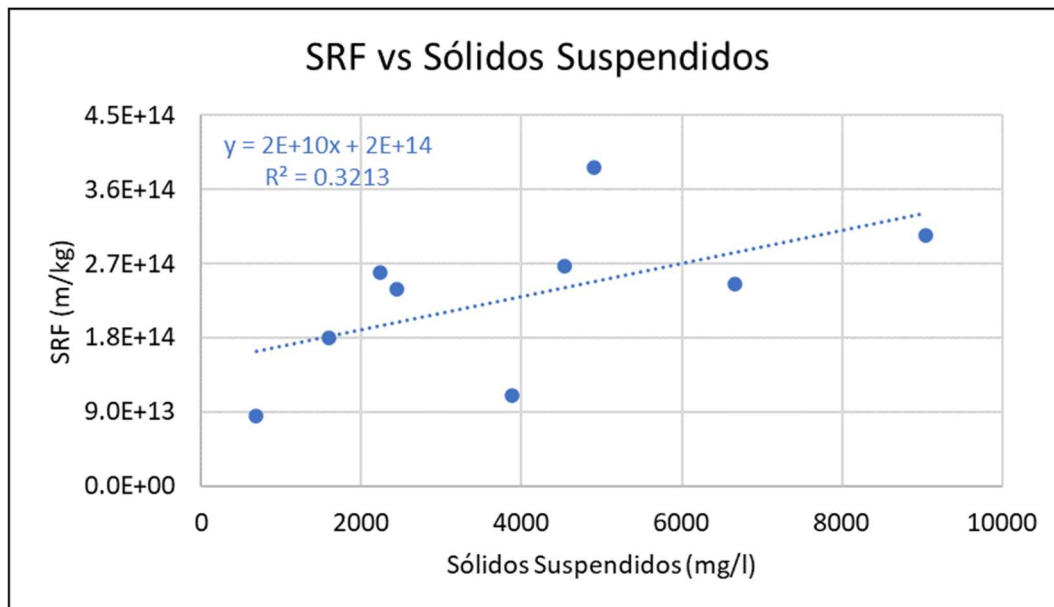


Figura 32. Resistencia según sólidos suspendidos.

#### 4.1.3.6. CST.

De la misma manera que en el apartado anterior se evaluó cual es la curva que mejor ajusta a los resultados obtenidos. En la Figura 33 se observan los resultados de ajuste lineal entre el CST y los sólidos suspendidos, para la cual se obtuvo un  $R^2=0.727$ . Por otra parte, en la Figura 34 se muestran los resultados obtenidos para la relación exponencial entre el CST y los sólidos suspendidos, obteniendo en este caso un coeficiente de  $R^2=0.837$ , mayor que para un ajuste lineal. De la misma forma que en el caso del TTF, la curva obtenida podría indicar un rápido aumento de la

resistencia a la filtración al aumentar los sólidos suspendidos, siendo una concentración sobre los 5000 mg/l el punto crítico.

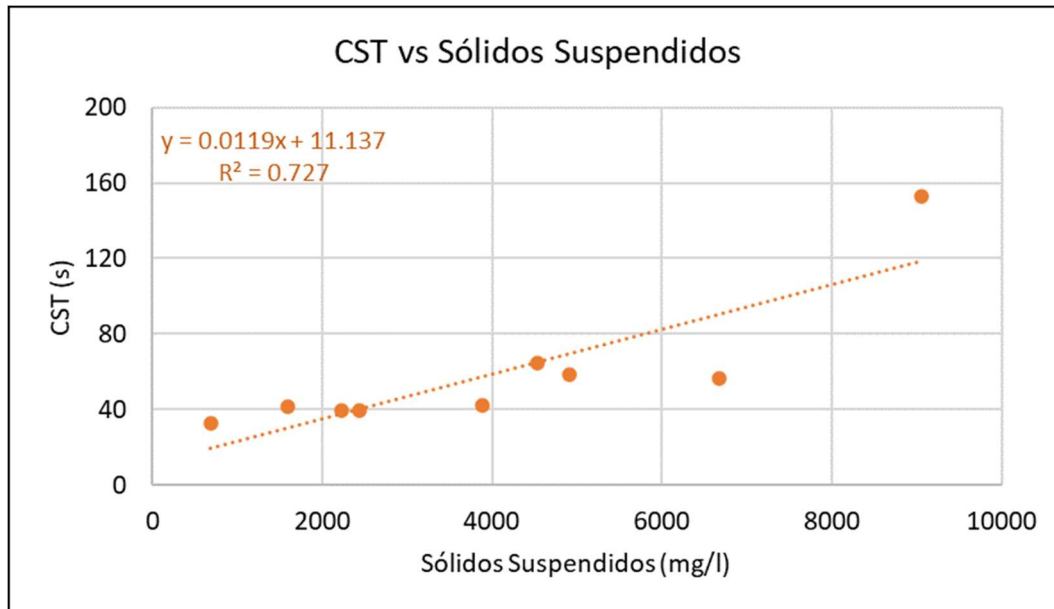


Figura 33. Relación CST- sólidos suspendidos. Tendencia lineal.

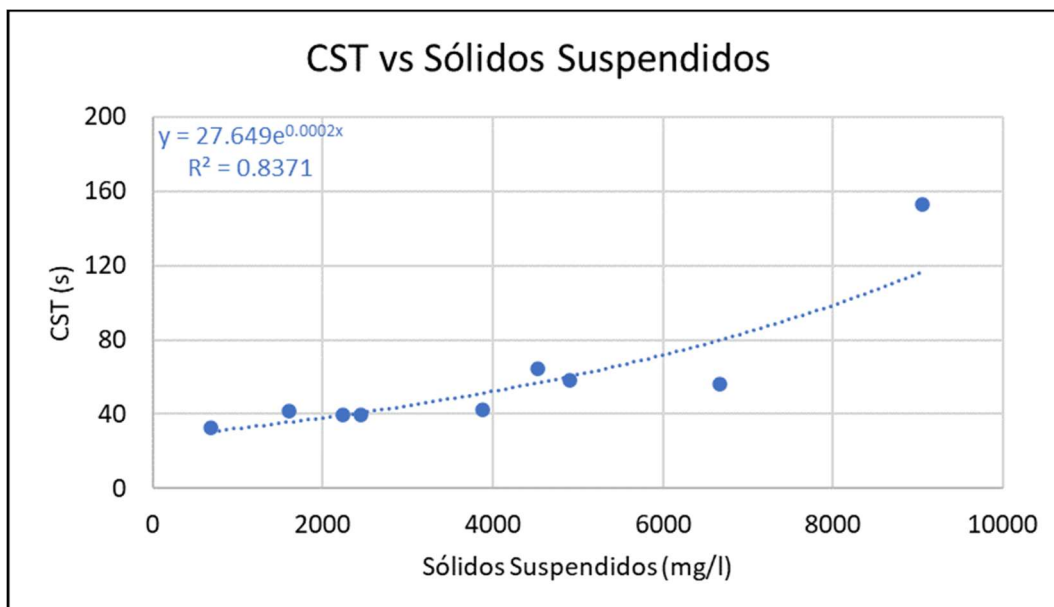


Figura 34. Relación CST- sólidos suspendidos. Tendencia exponencial

#### 4.1.4. Evaluación de parámetros con SMP

Debido a que además de los SS, la presencia de SMP puede afectar seriamente a la filtrabilidad del fango, se considera necesario evaluar también los efectos que estas sustancias tienen sobre la viscosidad y los parámetros de filtrabilidad (TTF, SRF y CST).

##### 4.1.4.1. Viscosidad.

En la Figura 35 se observa la relación de la concentración de SMP con la viscosidad. En este caso, a diferencia de los SS parece observarse un comportamiento lineal en todo el periodo de crecimiento de las SMP, se observa un aumento de la viscosidad a medida que aumentan los SMP con un ajuste lineal, obteniendo un coeficiente de correlación  $R^2=0.9162$ . Para concentraciones menores de 100 mg/l la viscosidad parece mantenerse prácticamente constante, pero pasado este valor, se observa una mayor influencia de la presencia de SMP en la viscosidad. Esto se podía esperar ya que son resultados tal y como sugieren algunos autores (Meng, y otros, 2009), parecen ser razonables dado que los SMP pueden tener un aporte significativo a la viscosidad de lodo debido a la presencia de sustancias viscosas como las proteínas, carbohidratos y demás sustancias poliméricas se ve reflejada en la viscosidad del lodo.

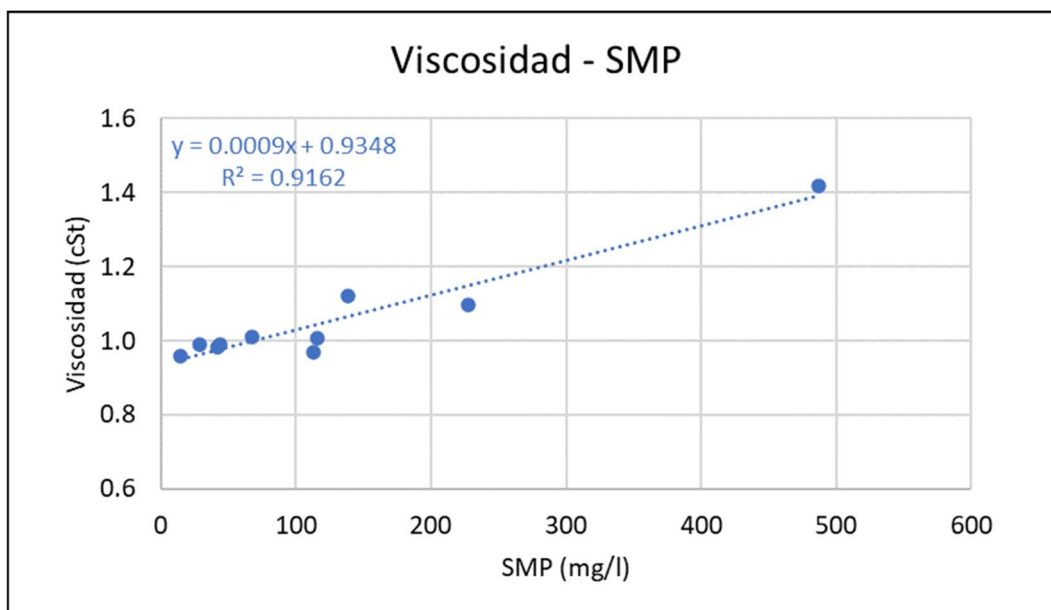


Figura 35. Relación viscosidad- SMP

#### 4.1.4.2. TTF.

En la Figura 36 se observa que la relación entre el TTF y la concentración de SMP parece obedecer una tendencia de tipo exponencial, obteniendo un coeficiente de  $R^2=0.828$ . El tiempo de filtrado parece aumentar más lentamente hasta un nivel de 80 mg/l aproximadamente, luego de lo cual pasados los 120 mg/l de SMP parece dispararse, resultando en valores de TTF 3 veces mayores que las pruebas inmediatamente anteriores.

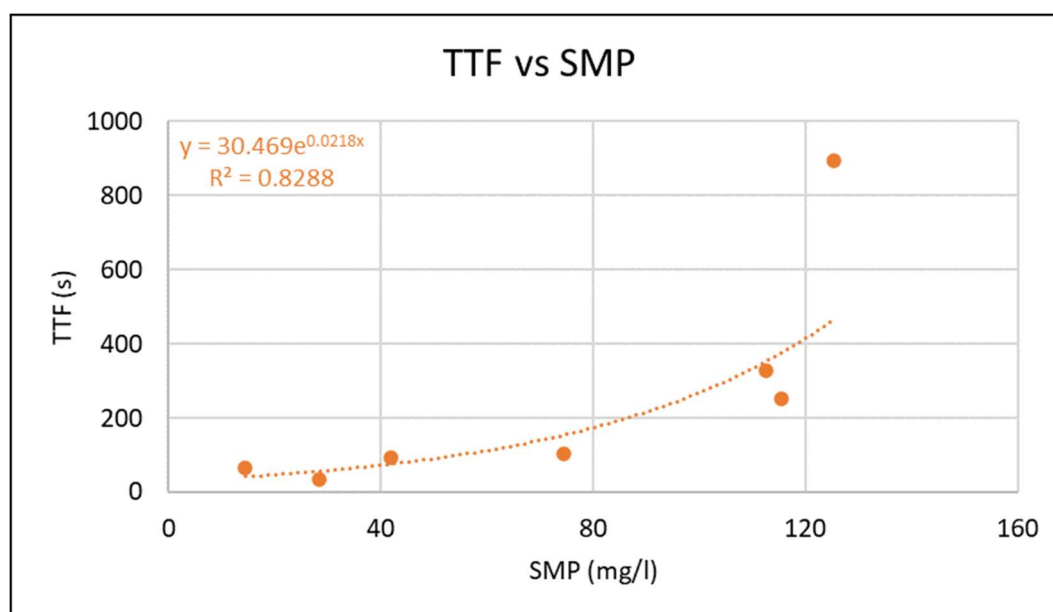


Figura 36. Relación TTF con SMP

Con esta relación se puede comprobar lo mencionado por algunos autores sobre la importancia de las sustancias extracelulares en la filtrabilidad de lodos. Entre los efectos más relevantes que estas sustancias pueden producir en la filtrabilidad están el aumento de la viscosidad y la adsorción en la superficie de la membrana, bloqueando los poros y formando una capa de gel sobre la misma, (Gkotsis & Zouboulis, 2019).

#### 4.1.4.3. SRF

En la Figura 37 se muestra los resultados obtenidos para SRF vs SMP donde se obtuvo una relación semejante a un tipo lineal con un coeficiente de determinación de  $R^2=0.712$ . Según los valores mostrados a medida que aumentan los SMP lo hacen también el SRF. Se evaluó también un ajuste de tipo exponencial para esta relación, pero no se obtuvo una buena correlación ( $R^2=0.6692$ ) por lo que se descartó.



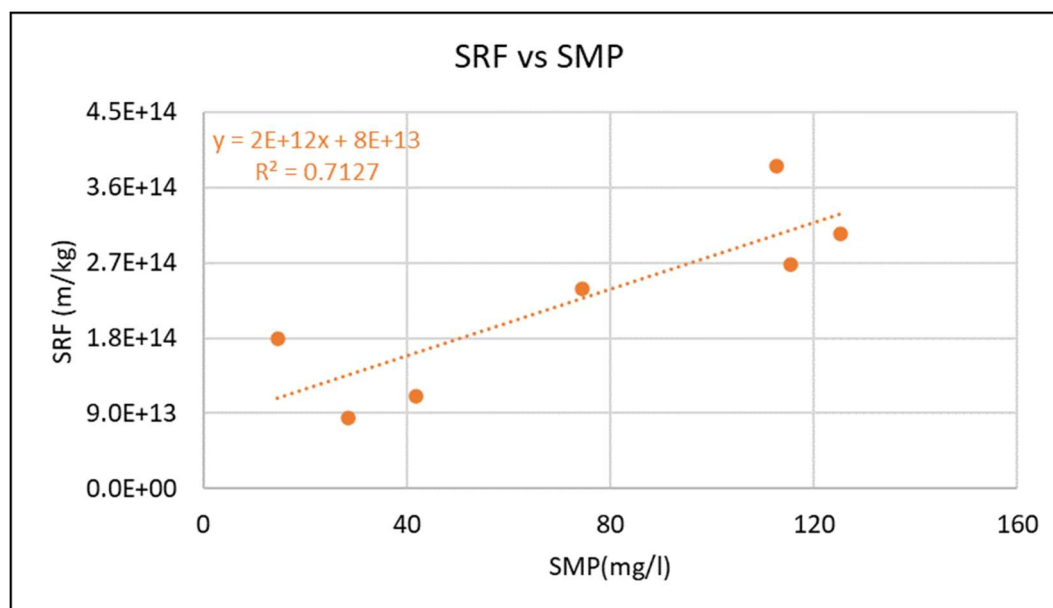


Figura 37. Relación SRF vs SMP

Claramente observamos los efectos de los SMP sobre la resistencia como se menciona en apartados anteriores y a diferencia con lo que mencionan (Hernandez Rojas, Albasi, Schetrite, & Van Kaam, 2005) acerca del aumento de la resistencia específica con respecto a los SMP con un incremento en un factor de 10 cuando los SMP aumentan de 30 – 100 mg/l, en nuestro caso el aumento de la resistencia para el mismo rango de SMP fue de un factor de 5 veces. El menor impacto de los SMP en la filtrabilidad del fango podría ser debida a las diferentes características del lodo analizado o podría deberse a la concentración de sólidos empleada, dado que estos dos factores unidos podrían potenciar la resistencia a la filtración.

#### 4.1.4.4. CST

En la Figura 38 se muestran los resultados obtenidos de CST según los SMP. Para esta curva se realizó un primer ajuste de tipo lineal, obteniéndose un coeficiente de correlación de  $R^2=0.4677$ . Debido a la baja correlación obtenida, se optó por un ajuste de tipo exponencial, obteniéndose en este caso un coeficiente de correlación de  $R^2=0.606$ . A pesar de que se tiene una mejor correlación, no puede considerarse buena, a diferencia de las otras pruebas de filtrabilidad, que parecen presentar mejores correlaciones.

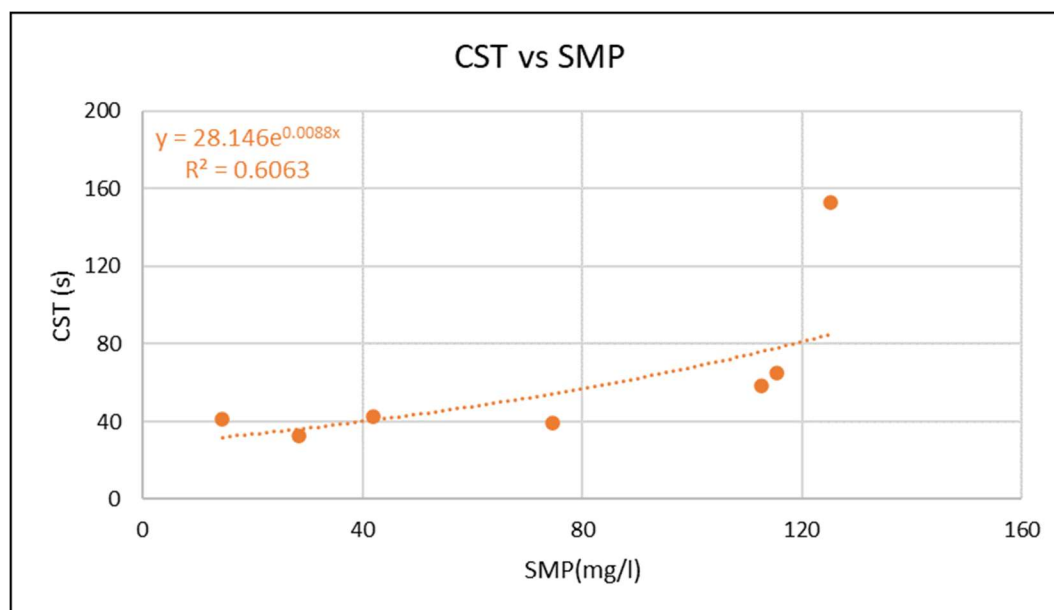


Figura 38. Relación CST vs SMP

Para el caso del CST, los efectos de los SMP no pueden ser observados sino pasados los 100 mg/l, en cuyo caso ya estaríamos acercándonos a unos sólidos de 8000 mg/l. Debido a esto, parece que la metodología CST no presenta una muy buena sensibilidad frente a los SMP, no mostrando claramente los efectos de su presencia o no detectando su efecto hasta pasado cierto umbral, a diferencia de las metodologías TTF Y SRF.

#### 4.1.5. Efectos normalizados

En el apartado anterior se analizaron las bondades de las diferentes metodologías de filtrabilidad para dos factores estudiados en este trabajo (SS y SMP). Sin embargo, las interacciones entre estas metodologías y dichos factores son muy complejas y puede resultar extremadamente difícil obtener conclusiones generales válidas. Por este motivo, se decidió comparar los resultados obtenidos por cada metodología mediante una normalización respecto a cada parámetro estudiado (SS y SMP) con el objetivo de tratar de identificar sus efectos de manera individual.

#### 4.1.5.1. Mediciones normalizadas respecto a los sólidos suspendidos.

En la Figura 39 se observan los resultados para los TTF normalizados con respecto a los sólidos suspendidos. Al normalizar los TTF frente a los sólidos se logra eliminar su influencia y se pueden apreciar los efectos de los SMP por sí solos. De la Figura 39, se obtiene un coeficiente de determinación de  $R^2=0.5801$ , un valor bajo para determinar si existe una relación fuerte entre ambas variables. Por otro lado, analizando las gráficas anteriores de relación entre TTF, sólidos y SMP, la relación era del tipo exponencial, obteniendo en esta grafica un ajuste de tipo lineal. Esto se puede interpretar como que la presencia de los sólidos amplifica el efecto de los SMP, por lo que el aumento combinado de ambas sustancias podría afectar severamente la viabilidad del proceso de filtración.

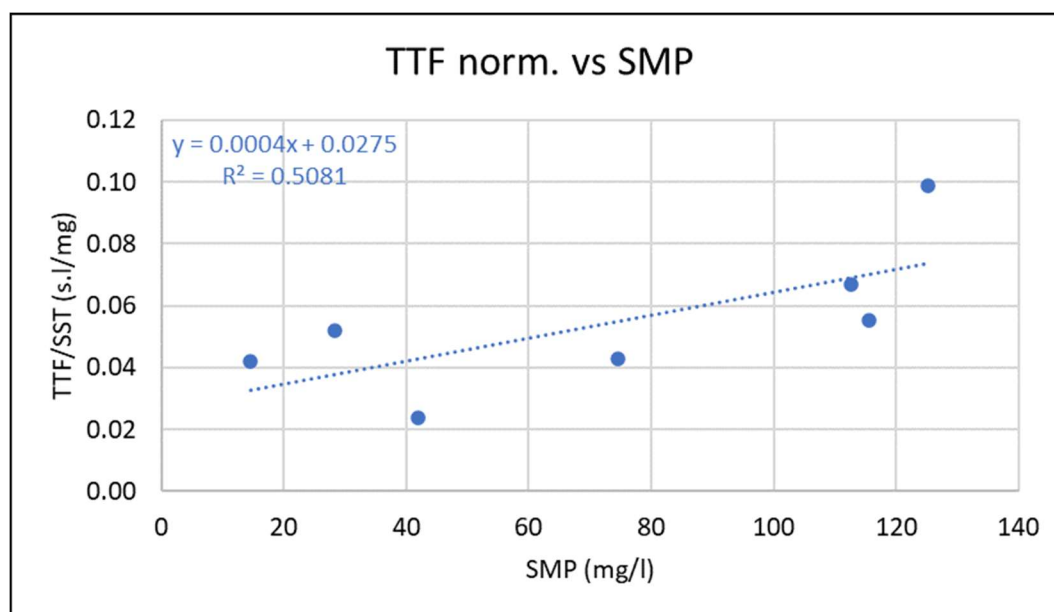


Figura 39. TTF normalizado con Sólidos suspendidos vs SMP.

En la Figura 40 se observa los resultados de normalizar los datos obtenidos de CST vs SMP ajustados a una curva de tipo logarítmica. El coeficiente de determinación obtenido es menor de 0.5 lo que nos indica que no existe una relación fuerte entre las variables ( $R^2=0.3303$ ). En este caso además los SMP parecieran que tienen un efecto positivo en la filtrabilidad, lo cual contradice los resultados bibliográficos. En este caso, como ya se comentó con anterioridad, es probable que la metodología CST no sea capaz de determinar el efecto de los SMP sobre la filtrabilidad del fango. Podría tratarse de que, por ser una prueba de tipo capilar, estas sustancias no son detectadas por el método o las influencias de los sólidos y SMP se contrarrestan

llegando a un equilibrio y manteniendo esta relación. Los valores más elevados en la curva pertenecen a los sólidos suspendidos más bajos alcanzados 1600 y 685 mg/l.

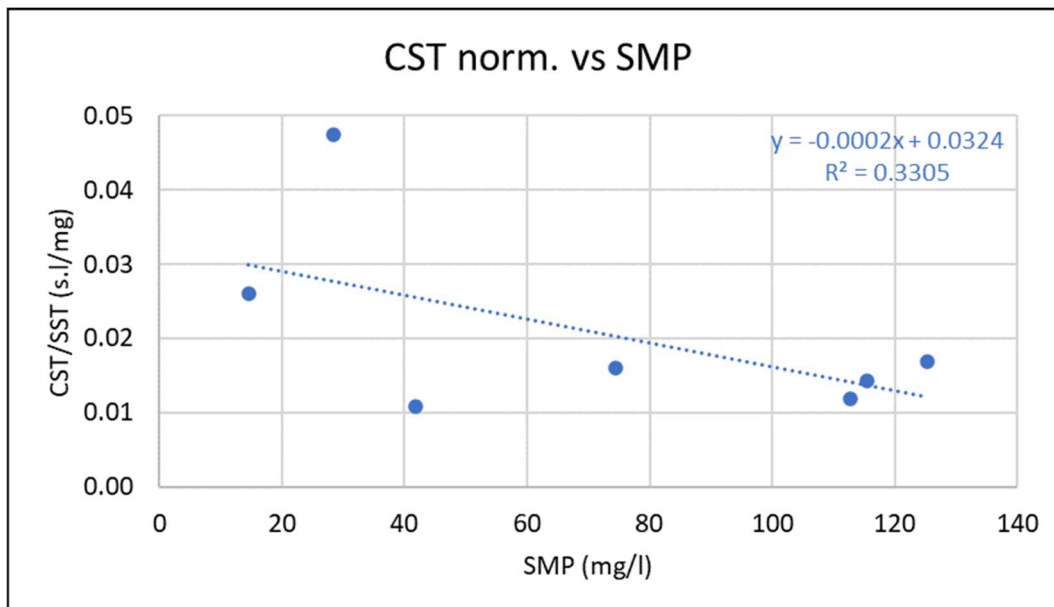


Figura 40. CST normalizado con sólidos suspendidos vs SMP.

En la Figura 41 se observa los datos obtenidos para los SRF normalizados con respecto a los sólidos suspendidos vs SMP. No se observa una correlación buena obteniéndose un coeficiente de determinación de  $R^2=0.1653$ . Esto parece indicar que al igual que en el caso del CST, el SRF no es capaz de determinar el efecto de los SMP sobre la filtrabilidad, predominando el efecto de los SS sobre esta.

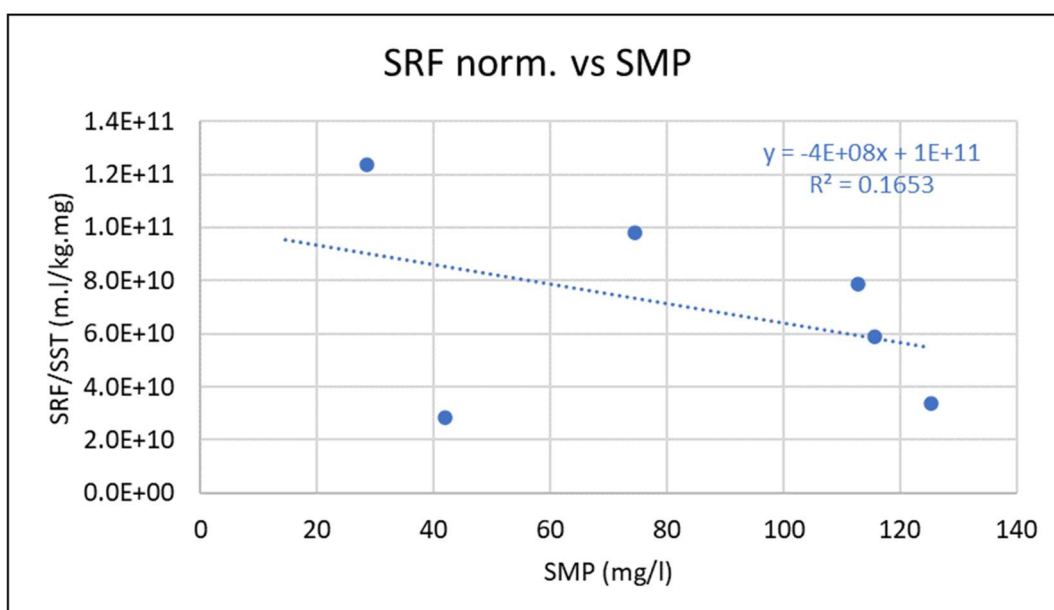


Figura 41. SRF normalizada con sólidos suspendidos vs SMP

#### 4.1.5.2. Mediciones normalizadas respecto a la concentración de SMP.

En la Figura 42 se observa los resultados obtenidos de normalizar TTF con respecto a los SMP vs sólidos suspendidos. En este caso, se determinó un ajuste de tipo lineal, con un coeficiente de correlación de  $R^2 = 0.5121$ , similar al presentado en la Figura 39. Considerando la Figura 39, la prueba de filtrabilidad TTF parece ser que puede describir de buena manera tanto los efectos de los sólidos como de SMP.

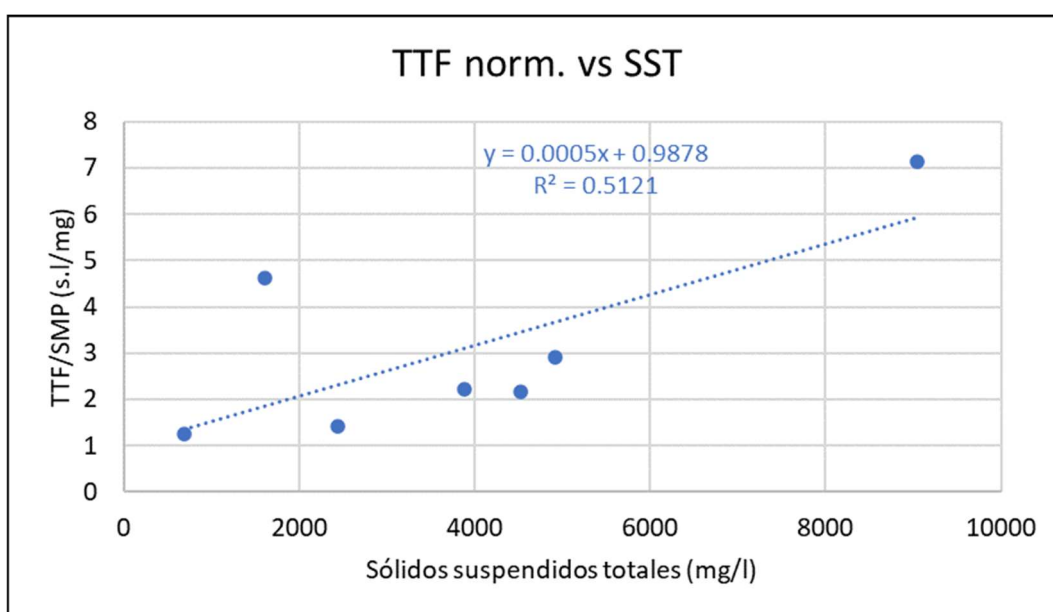


Figura 42. TTF normalizada con SMP vs sólidos suspendidos.

En la Figura 43 se observan los resultados de normalizar CST con SMP vs Sólidos suspendidos, obteniéndose nuevamente un ajuste de tipo lineal, pero con un coeficiente de determinación muy bajo ( $R^2 = 0.0722$ ). Esto parece indicar que, para el fango estudiado, el CST solo es capaz de reaccionar al efecto combinado de ambas variables sobre la filtrabilidad del fango. El punto marcado con naranja en la gráfica corresponde a una concentración de 14.52 mg/l de SMP, la más baja de las muestras, aunque no la más baja de sólidos suspendidos (1600mg/l) que sale de tendencia debido a su baja concentración SMP que no corresponde con el aumento conjunto de ambas variables sobre la filtrabilidad y observamos solo el efecto de los sólidos sobre este parámetro.

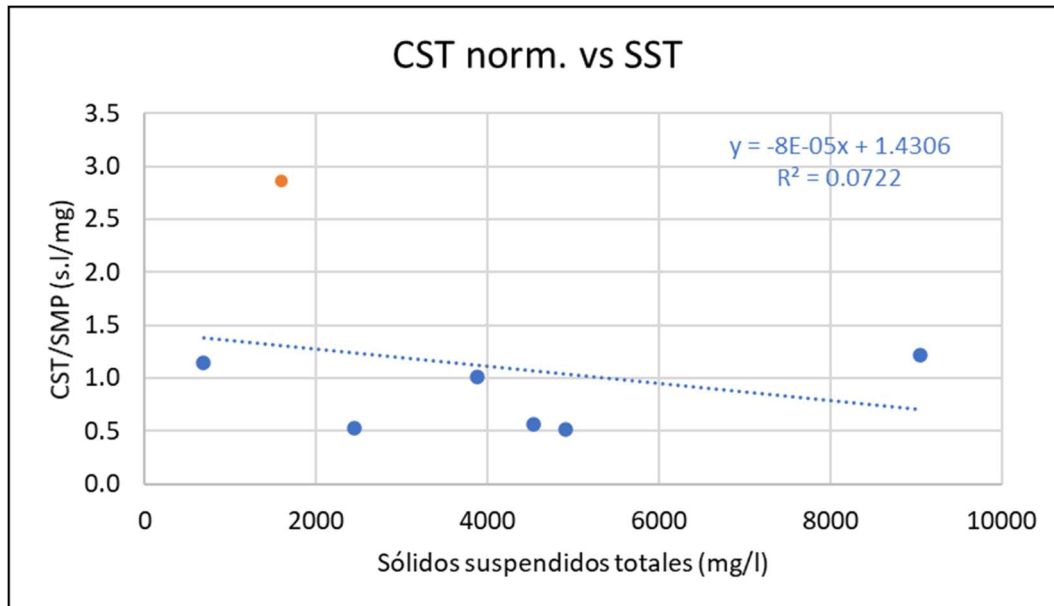


Figura 43. CST normalizada con SMP vs sólidos suspendidos.

Finalmente, en la Figura 44 se observan los resultados obtenidos de normalizar SRF con respecto a los SMP vs Sólidos suspendidos. En este caso, a excepción de un punto, se observa una clara independencia del SRF frente al aumento de los SS, obteniendo un valor constante de aproximadamente de  $3 \cdot 10^{12}$  (m.l./kg.mg). Esto resulta lógico dado que en la determinación del SRF, se incluye la concentración de SS (ver Eq. 10). Por ende, observar un valor constante de SRF normalizado frente a los SMP independientemente de la concentración de SS podría demostrar que no existe ninguna otra influencia externa sobre la filtrabilidad además de los SMP.

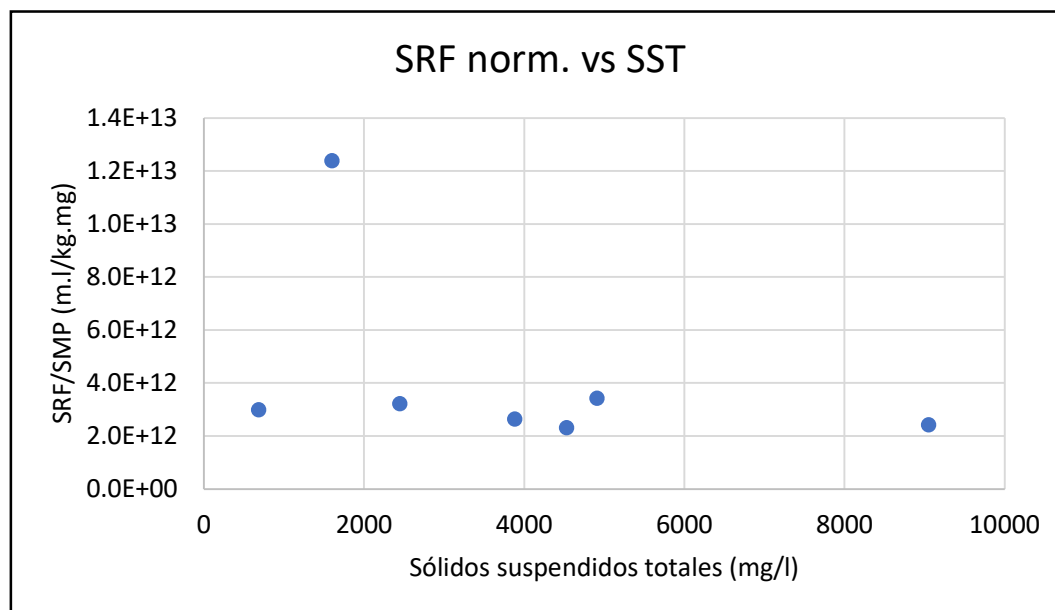


Figura 44. SRF normalizada con SMP vs sólidos suspendidos.

#### 4.1.6. Evaluación de las metodologías para la determinación de la filtrabilidad.

Finalmente, tras analizar cada una de las técnicas de evaluación de la filtrabilidad empleadas en este estudio, se compararon los resultados obtenidos con el objetivo de determinar la mejor metodología a aplicar para el fango estudiado.

En la Figura 45 se muestra la relación obtenida para los parámetros de filtrabilidad TTF y CST, encontrándose que existe una clara relación lineal entre estos parámetros con un coeficiente de determinación de  $R^2=0.9658$ . Esta buena correlación coincide lo mencionado en (APHA & Rice, 2012) sobre la existencia de una relación lineal entre estos dos parámetros. Mediante este estudio podría concluirse que esta correlación también es aplicable para lodos concentrados provenientes de agua residual urbana.

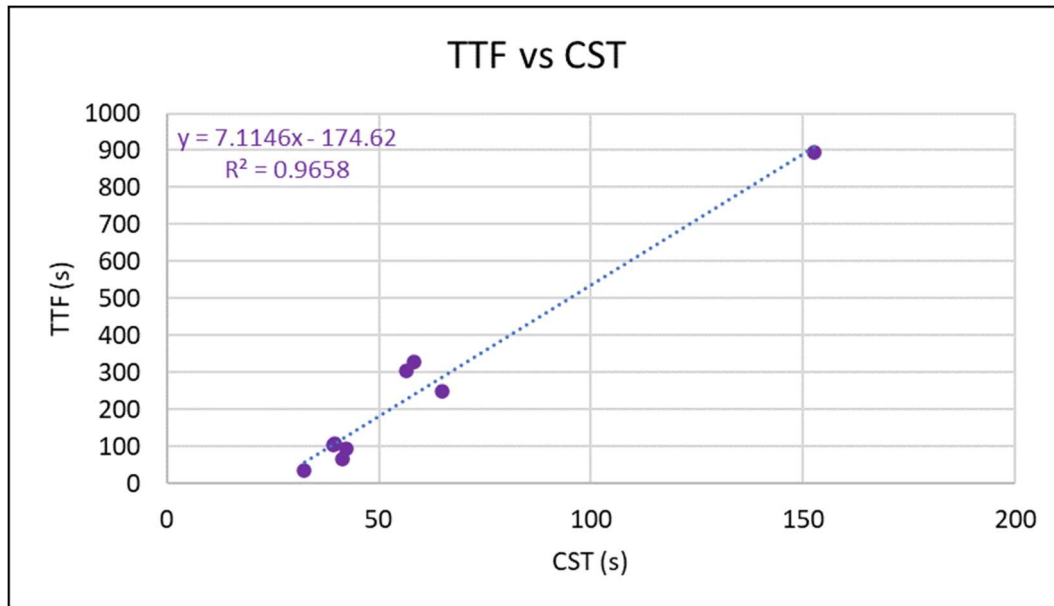


Figura 45. Relación TTF vs CST.

En la Figura 46 a continuación se observa los resultados obtenidos para la relación entre el TTF y SRF. De la misma forma que en el caso anterior estos parecen presentar una relación de tipo lineal con una baja correlación ( $R^2=0.3258$ ) y como es mencionado en APHA & Rice (2012), existe correlación entre estos dos parámetros siempre que la viscosidad del lodo no varíe entre las muestras. En nuestro caso existe una variación de la viscosidad de las muestras analizadas, lo que podría ocasionar esta variabilidad. Cabe mencionar que el punto máximo de la Figura 46, corresponde a el valor máximo de solidos suspendidos, pero como se podría esperar, este punto debería tener la resistencia más elevada y en este caso no es así.



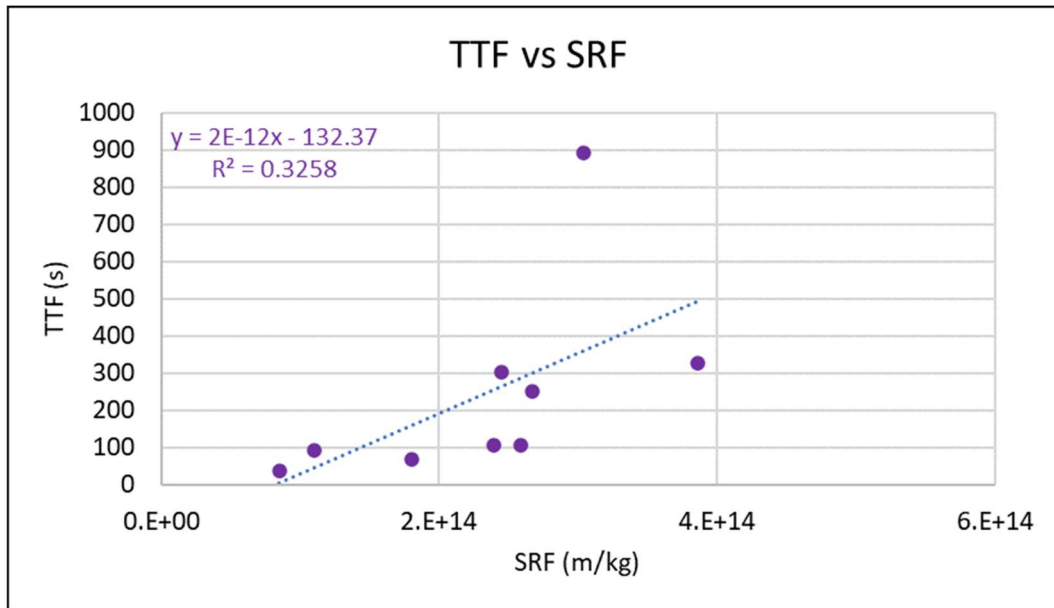


Figura 46. relación TTF vs SRF

Finalmente, de la misma manera que para las figuras anteriores, la correlación entre CST y SRF se muestra en la Figura 47, obteniendo una no muy buena relación ( $R^2=0.2206$ ). Esto, al igual que en el caso de la relación TTF y SRF, podría estar relacionado con la diferencia de viscosidad entre las distintas muestras analizadas conforme aumentó la concentración de sólidos.

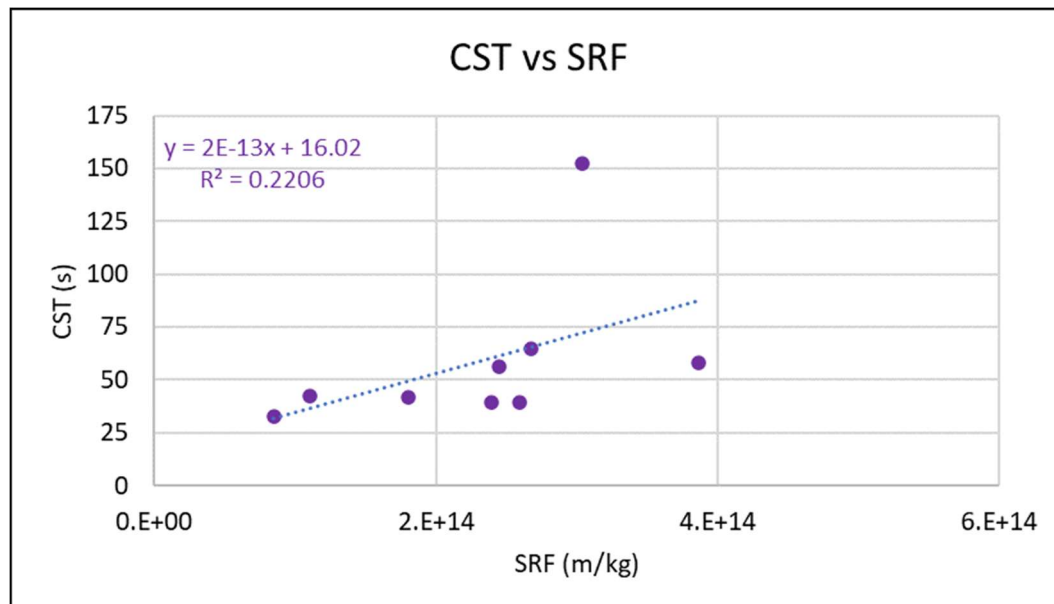


Figura 47. relación CST vs SRF.

En resumen, las metodologías empleadas durante este estudio para la determinación de la filtrabilidad del fango han demostrado no ser las más adecuadas en ciertos

casos, presentando relaciones imprecisas frente a los parámetros considerados factores de ensuciamiento (SS y SMP). En la Tabla 8 se presenta en forma de resumen los resultados obtenidos para los diferentes análisis realizados en este apartado.

Tabla 8. Resultados de correlación entre las técnicas de medición de filtrabilidad y los diferentes factores.

|   | TTF |  | SRF |   | CST |  |
|---|-----|--|-----|---|-----|--|
| Frente a Sólidos                        | ✓   | Buena correlación exponencial                    | ↓   | Mala correlación de tipo lineal                 | ±   | Correlación exponencial media                  |
| Frente a SMP                            | ±   | Correlación exponencial media                    | ±   | Correlación lineal media                        | ↓   | Correlación exponencial Mala                   |
| Frente a otras pruebas de filtrabilidad | ↓   | Con SRF mala correlación exponencial             | ↓   | Con TTF mala correlación exponencial.           | ✓   | Buena correlación lineal con TTF               |
|   | ✓   | Buena correlación lineal con CST                 | ↓   | Con CST mala correlación exponencial            | ↓   | Con SRF mala correlación exponencial           |
| Frente a efectos normalizados           | ±   | correlación lineal media para efectos de SMP     | ↓   | baja correlación lineal para efectos de SMP     | ↓   | baja correlación lineal para efectos de SMP    |
|   | ±   | correlación lineal media para efectos de sólidos | ↓   | baja correlación lineal para efectos de sólidos | ↓   | baja correlación lineal para efecto de sólidos |

Frente a todos los factores considerados, la prueba que mejor ha superado estos análisis es la del TTF, seguida por CST y finalmente la prueba SRF, que es la que menos correlación ha alcanzado. La prueba TTF parece ser capaz de predecir los efectos sobre la filtrabilidad de los sólidos y los SMP tanto en conjunto como por separado, alcanzando correlaciones entre buenas y aceptables para los niveles de sólidos y SMP analizados. Por otra parte, la prueba CST se basa en la capilaridad, por lo que podría estar limitada en cuanto a predecir los efectos sobre la resistencia a la filtración de la formación de la torta filtrante durante un proceso convencional. Además, dado que en esta prueba no se aplica un gradiente de presión, como si se hace durante la realización del TTF Y SRF y la filtración en la planta a escala de laboratorio, este podría ser un factor clave que enmascare el efecto real de los SS o

especialmente de los SMP. Estos parámetros afectarían la viscosidad de la muestra, aumentando el tiempo necesario para realizar el proceso capilar. No obstante, en una membrana bajo presión también estarían involucrados en la formación de geles u obturación de los poros de la membrana, afectando tanto el movimiento del fluido como el área útil de filtración.

La prueba SRF por su parte ha demostrado no tener una buena correlación con los SMP, pareciendo identificar los SS como el único factor relevante durante el proceso de filtración. De hecho, de acuerdo con todas las técnicas empleadas, los SS parecen presentar un mayor impacto en el proceso de filtración que los SMP, aunque no es posible determinar con precisión su aporte individual al aumento de la resistencia. Según los resultados obtenidos, durante este estudio podría recomendarse operar la membrana manteniendo un nivel de concentración de SS por debajo de 5000 mg/l, alcanzando en este caso tiempos de filtración aceptables.

## **4.2. Estudio de la filtración en continuo.**

### **4.2.1. Variables de operación: Permeabilidad, flujo, presión transmembrana**

Para determinar la viabilidad del proceso de filtración directa presentado en este trabajo, se realizaron 2 tipos de pruebas: una primera a corto plazo, por un lapso de 10 minutos, con la finalidad de observar el ensuciamiento reversible y la permeabilidad de la membrana bajo distintas condiciones; y una segunda con un lapso más largo (hasta 26 días), para estudiar la propensión tanto del ensuciamiento reversible como del irreversible.

En la Figura 48 se presentan los resultados obtenidos durante los ensayos a corto plazo. Como puede observarse en esta figura, entre el nivel 1 g/l y el paso de agua limpia, no se aprecia una diferencia significativa con respecto al incremento de la PTM de operación y el aumento del flujo, lo que podría traducirse en un comportamiento similar para este nivel de concentración de sólidos. Por ello, podría asumirse que, para este bajo nivel de concentración, los sólidos no son capaces de formar una torta sobre la superficie de la membrana, evitando así un ensuciamiento significativo. No obstante, al incrementar la concentración hasta 2 g/l, se observa el aumento significativo en la pendiente que relaciona el flujo con la PTM. En este caso, este aumento podría ser debido a la mayor cantidad de sólidos que son capaces de acumularse sobre la superficie de la membrana durante la filtración. Finalmente, el nivel de 5 g/l se observa un aumento rápido de la presión transmembrana conforme

aumenta el flujo, especialmente en los últimos tramos de la curva. Este comportamiento indicaría un acumulamiento masivo de sólidos sobre la superficie de la membrana, los cuales podrían comprimirse y formar una importante resistencia a la filtración.

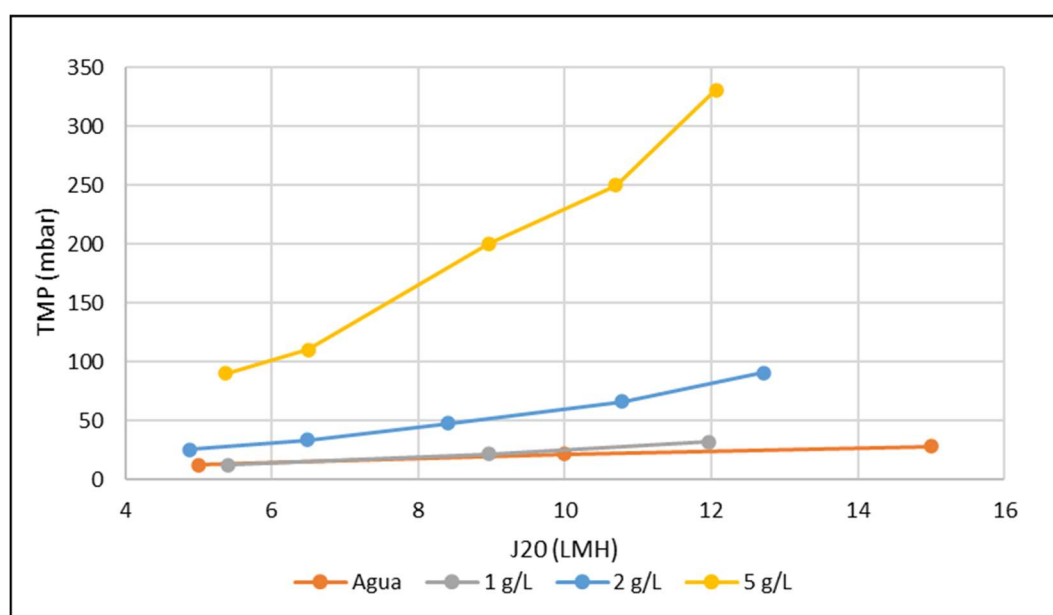


Figura 48. Presión transmembrana durante la operación a corto plazo.

En cuanto a la permeabilidad durante los ensayos en corto plazo, en la Figura 49 se observa que la permeabilidad de la membrana se mantiene casi constante a medida que aumenta el flujo cuando se trabaja con agua limpia. Esto resulta lógico, dado que no existe ninguna resistencia adicional durante la filtración, independientemente del flujo utilizado. Para los demás niveles de concentración, se nota una ligera disminución de la permeabilidad conforme aumenta el flujo, pudiendo ser debida a la mayor propensión de acumular o comprimir una mayor cantidad de sólidos en la superficie de la membrana al aplicar mayores flujos. Por otra parte, se observa una severa disminución de la permeabilidad conforme se aumenta la concentración de sólidos, indicando el importante incremento de la resistencia a la filtración que estos introducen en el sistema. De hecho, permeabilidades menores 50 LMH/bar podrían considerarse inadecuadas en algunos casos para desarrollar el proceso de filtración, ya que requerirían de un significativo consumo energético.

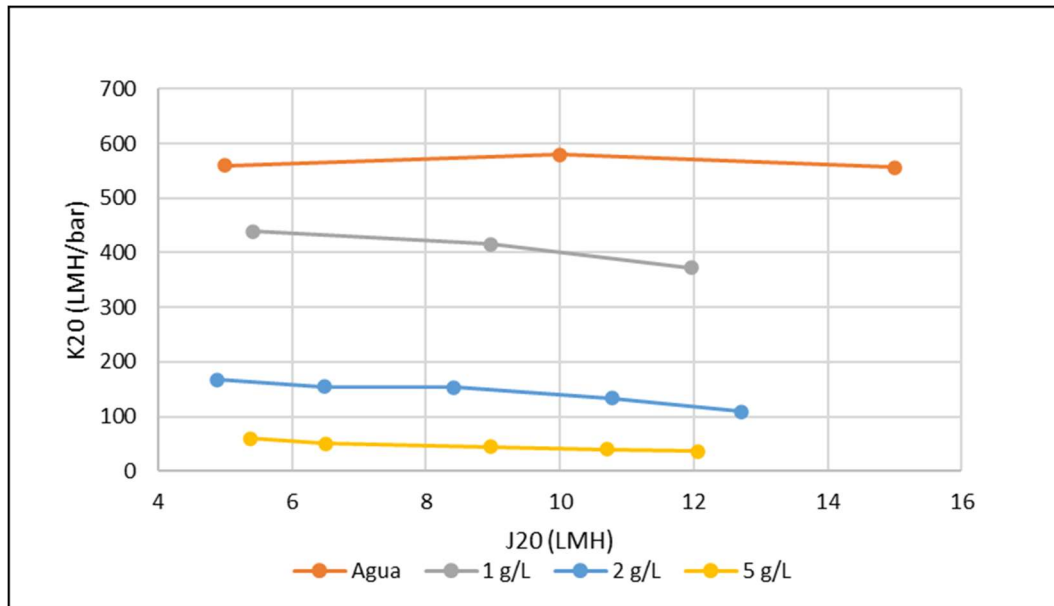


Figura 49. Permeabilidad durante la operación a corto plazo.

Por otra parte, la Figura 50 muestra la velocidad del ensuciamiento con respecto al aumento de flujo y concentración de sólidos. Dado que la escala de valores para los niveles de agua limpia, 1 y 2 g/l con respecto al de 5 g/l son mucho menores, se muestra en escala ampliada este intervalo en la Figura 51.

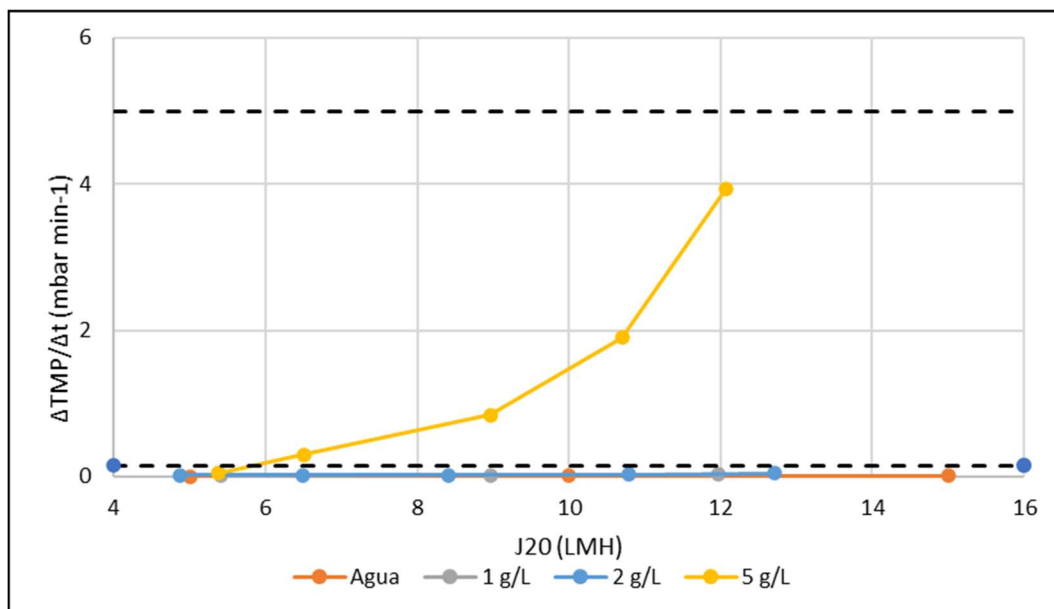


Figura 50. Velocidad de incremento del ensuciamiento durante los ensayos a corto plazo.

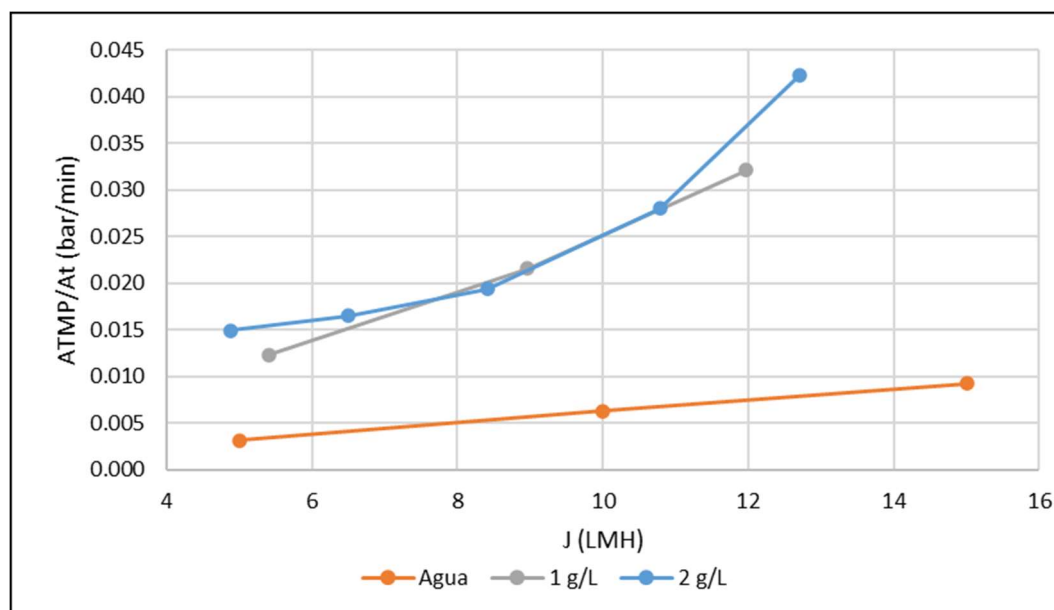


Figura 51. Resistencia vs flujo para concentración de sólidos de agua destilada, 1 y 2 g/l, durante los ensayos a corto plazo

Como puede observarse en dichas figuras, la velocidad del incremento del ensuciamiento conforme aumenta el flujo de operación es despreciable siempre que se opere a una concentración de sólidos por debajo de 2 g/l. Sin embargo, para 5 g/l el aumento de la velocidad de ensuciamiento es de 3.94 bar/min para un flujo de 12 LMH. Este es un incremento notable en comparación con el nivel anterior, pero aun así no llega a superar los 5 bar/min que se considera una referencia para bajos ensuciamientos. Por ello, aunque parece detectarse un importante ensuciamiento para este tipo de fangos, este parece ocurrir en los primeros momentos de la filtración, no desarrollándose importantes incrementos durante los momentos posteriores. Este tipo de comportamiento podría indicar que los mecanismos del ensuciamiento durante estos procesos podrían estar más relacionados con un bloqueo de los poros o formación de geles sobre la superficie de la membrana que con la formación de una torta sobre la misma y una posterior compresión de esta. No obstante, sería necesario realizar estudios concretos con el objetivo de comprobar dichas hipótesis.

Por otra parte, se analizó la permeabilidad durante un periodo de filtración de 15 días para los niveles de sólidos suspendidos de 1 y 5 g/L, alcanzando los 26 días en el caso de 2 g/L. Como se puede apreciar en la Figura 52, la permeabilidad disminuye al aumentar la concentración de sólidos dentro de la membrana, tal y como ya se había comprobado durante los ensayos a corto plazo. Aun así, se observa que la

permeabilidad se mantiene relativamente estable para cada nivel, lo que es un indicativo de que todo el ensuciamiento desarrollado durante este periodo parece ser de carácter reversible.

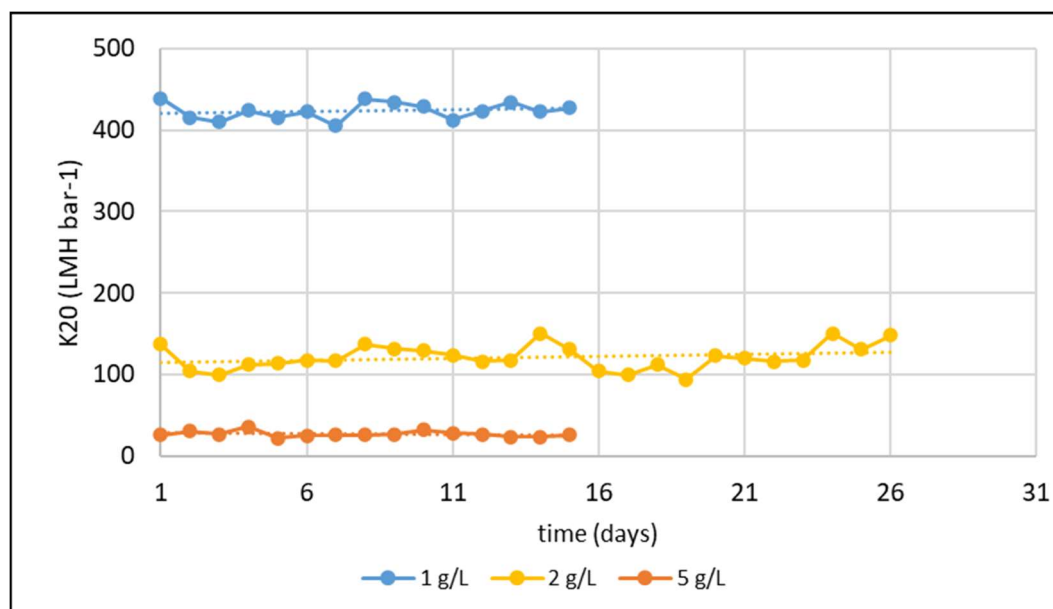


Figura 52. Permeabilidad en los ensayos a medio plazo.

Al pasar del nivel 1 g/l al 2 g/l se observa que la permeabilidad disminuye en 4 veces aproximadamente disminuyendo de 425 a 121 LMH/bar, y en cuanto al nivel 5 g/L, la permeabilidad llega a 27 LMH/bar, un valor bastante bajo. Esta alta variación de la permeabilidad repercute en la operación de esta, aumentando la cantidad de energía necesaria para la filtración, lo que vuelve al fango en difícil de filtrar. En comparación con los datos obtenidos de las técnicas de filtración, se observó que este nivel de 5 g/L es el más alto en el que se conseguía una viscosidad estable, aumentando posteriormente de forma significativa conforme la concentración de sólidos se incrementa. Debido a esto, el aumento de la concentración de sólidos más allá de 5 g/L podría esperarse que no fuese demasiado recomendable para desarrollar el proceso de filtración.

#### 4.3. Bondad de las metodologías de filtrabilidad para predecir la resistencia real de filtración.

Como se mencionó anteriormente, existen diferentes medidas de filtrabilidad como son el CST, SRF y TTF. Estas se realizan en laboratorio y pueden ser muy útiles para predecir los resultados reales en un proceso de filtración. Por ello, aunque en el apartado 4.1 se determinó que la metodología TTF era el más idónea en estos

sistemas por su mayor sensibilidad y capacidad para determinar cambios respecto a los sólidos y los SMP, en este apartado se busca correlacionar estos parámetros con la resistencia real observada en la planta piloto y determinar así cuál de las metodologías empleadas es capaz de predecir mejor dichos resultados.

En el caso de los resultados de la filtración a escala de laboratorio, la resistencia de la membrana fue calculada utilizando la Ec. 2, empleando una media de la permeabilidad de acuerdo con los distintos flujos de operación en los ensayos a corto plazo. En la Figura 53 se muestra los resultados obtenidos de resistencia según el nivel de sólidos suspendidos. La curva se ajusta a una relación de tipo lineal con un coeficiente de correlación de  $R^2=0.9969$ .

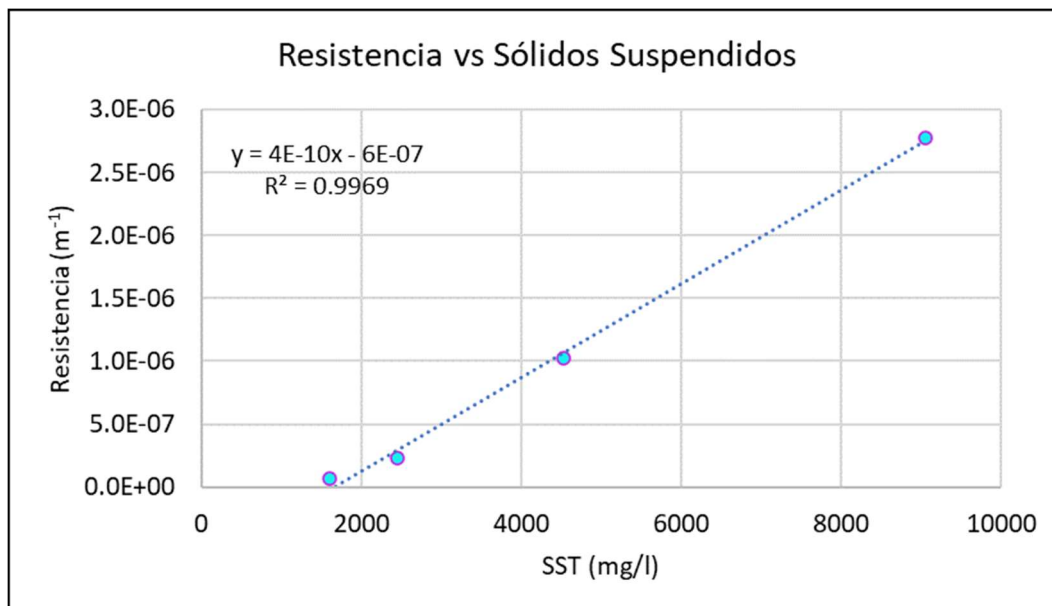


Figura 53. Resistencia vs sólidos suspendidos.

En la Figura 54, 55 y 56 se presenta la relación entre la resistencia y las diferentes pruebas de filtrabilidad empleadas en este trabajo. Como puede apreciarse en dichas figuras, se obtuvieron buenas correlaciones en todos los casos. Además, de todas las relaciones analizadas, parece que nuevamente el TTF es la prueba que mejor representa de la filtrabilidad del fango sobre la resistencia a la filtración. Por tanto, como se vio en apartados anteriores, mediante los resultados obtenidos podría intensificarse la metodología TTF como la más recomendable para predecir los efectos de los diversos parámetros sobre los procesos de filtración para el agua y membrana estudiadas.



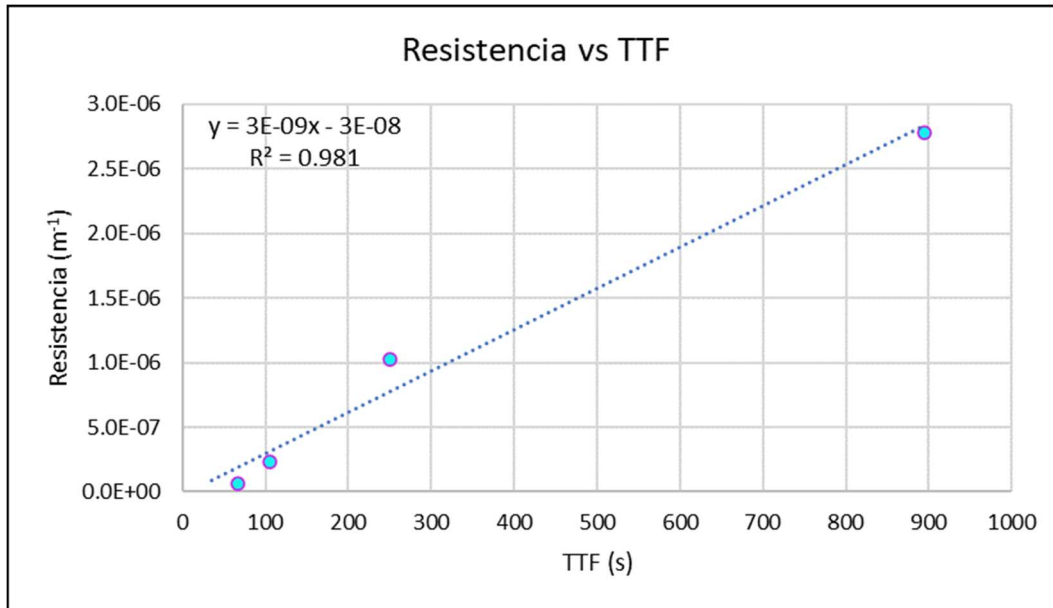


Figura 54. Resistencia obtenida durante el proceso de filtración real a escala laboratorio vs TTF

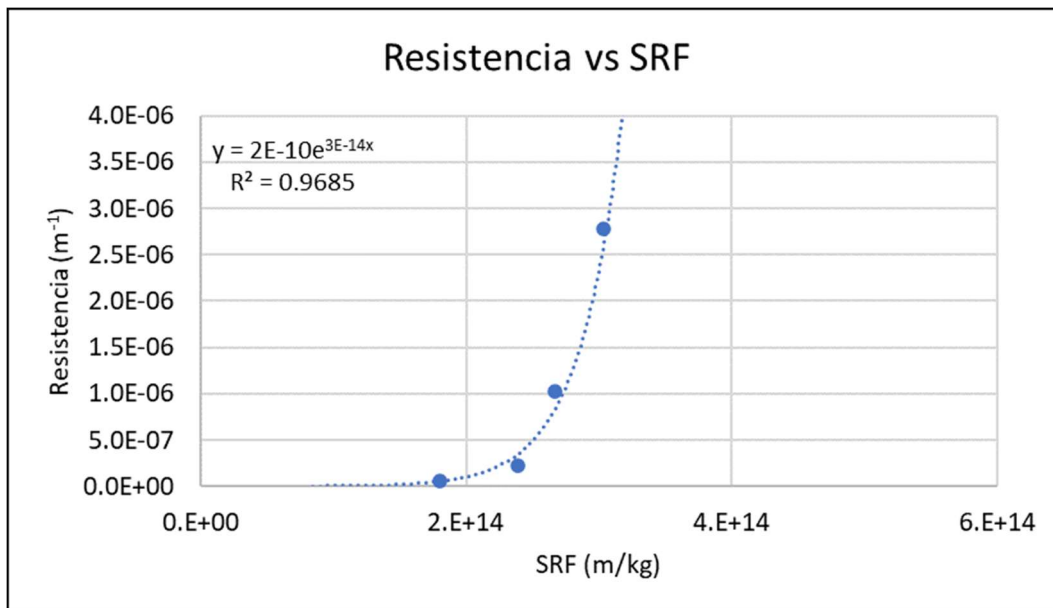


Figura 55. Resistencia obtenida durante el proceso de filtración real a escala laboratorio vs SRF

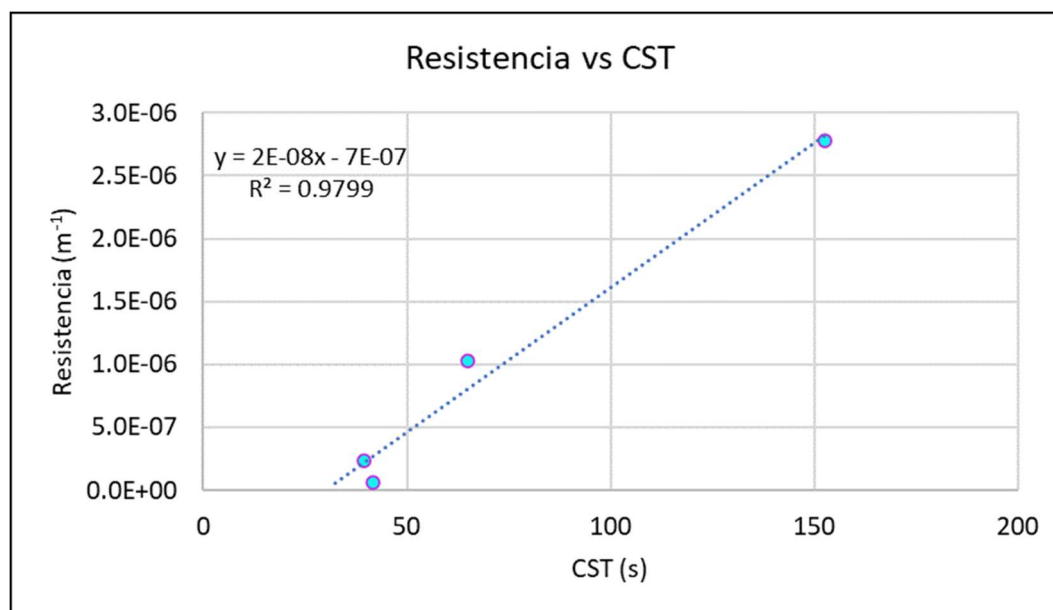


Figura 56. Resistencia obtenida durante el proceso de filtración real a escala laboratorio vs CST

#### 4.4. Recuperación de Recursos. Estudio de la degradación y balances durante el proceso de recuperación de materia orgánica.

##### 4.4.1. Características del permeado.

En la Tabla 9 se muestran los resultados obtenidos para la caracterización del permeado. Tal como lo indica (Ravazzini, van Nieuwenhuijzen, & van Der Graaf, 2005), el permeado obtenido a partir de la filtración directa del agua residual contiene elevadas concentraciones de nitrógeno en forma de amonio y de fósforo en forma de ortofosfatos debido a la imposibilidad de la membrana para capturar estas sustancias solubles. De hecho, para las concentraciones de entrada y permeado de los nutrientes solubles, no se encuentra una diferencia significativa. Por otra parte, las concentraciones de DQO observadas se encuentran alrededor de 67 mg/l, lo que se considera un valor bajo y se atribuye principalmente a la presencia de sustancias solubles y/o coloidales.

Tabla 9. Características del permeado.

| Parámetro        | Unidades             | Promedio | Rango   |
|------------------|----------------------|----------|---------|
| SST              | mg/l                 | -        | -       |
| DQO              | mg O <sub>2</sub> /l | 67       | 40 - 98 |
| DBO <sub>5</sub> | mg O <sub>2</sub> /l | 35       | 13 - 56 |
| Nitrógeno total  | mg N/l               | 26       | 21 - 36 |

| Parámetro            | Unidades | Promedio | Rango       |
|----------------------|----------|----------|-------------|
| <b>Fosforo total</b> | mg P/l   | 2        | 1 - 4       |
| <b>Amonio</b>        | mg N/l   | 26       | 20 - 36     |
| <b>Nitratos</b>      | mg N/l   | 0.47     | 0.18 – 0.97 |
| <b>Nitritos</b>      | mg N/l   | 0.09     | 0.02 – 0.21 |
| <b>Proteínas</b>     | mg/l     | 10       | 4 - 15      |
| <b>Carbohidratos</b> | mg/l     | 11       | 0 - 15      |

La calidad del agua obtenida en el permeado se puede considerar buena por su baja cantidad de sólidos y materia orgánica, aun así, no llega a ser suficiente para su vertido directo a un cuerpo de agua por su alto contenido en nutrientes (Lateef, Soh, & Kimura, 2013). Por lo tanto, de ser necesario un tratamiento posterior este tendría un tamaño mucho menor que los habituales por que se ha retirado aproximadamente el 60% de la materia orgánica. Debido a esto, los post-tratamientos del permeado se enfocarían en: usos con fines agrícolas; valorización económica de los nutrientes y/u obtención de metano en otros tratamientos anaerobios por su contenido en sustancias orgánicas (Thiago A. Nascimento, 2016).

#### 4.3.1. Recuperación de materia orgánica.

En la Tabla 10 se muestra el factor de concentración de DQO para los sólidos obtenidos en los diferentes niveles alcanzados.

*Tabla 10. Concentración de sólidos y DQO*

| SST Entrada (mg/l) | SST Concentrado (mg/l) | Factor de concentración SST | DQO Entrada (mg O <sub>2</sub> /l) | DQO Concentrado (mg O <sub>2</sub> /l) | Factor de concentración DQO |
|--------------------|------------------------|-----------------------------|------------------------------------|--|-----------------------------|
| 75                 | 2235                   | 30                          | 194                                | 3091                                   | 16                          |
| 70                 | 2445                   | 35                          | 130                                | 2302                                   | 18                          |
| 65                 | 4720                   | 73                          | 196                                | 5580                                   | 28                          |
| 76                 | 8900                   | 117                         | 150                                | 11906                                  | 79                          |

En la Figura 57 se muestran las eficiencias de concentración de DQO calculadas según la Ec. 5 por cada nivel de sólidos suspendidos conseguidas durante esta experimentación. A partir de dicha figura puede observarse que la eficiencia va

disminuyendo a medida que los sólidos dentro de la membrana aumentan. Esto podría ser debido a una mayor acumulación de sustancias inertes conforme se concentran los sólidos en el interior de la membrana o a una degradación de la materia orgánica concentrada. En cualquier caso, estos resultados indicarían una vez más que no es aconsejable operar las membranas a elevadas concentraciones de sólidos. Por otro lado, las concentraciones de DQO alcanzadas se encuentran dentro del rango de posible aplicación directa de digestión anaerobia, como lo menciona (Lateef, Soh, & Kimura, 2013), donde han trabajado con concentraciones de 1200 y 1500 mg/l de SST.

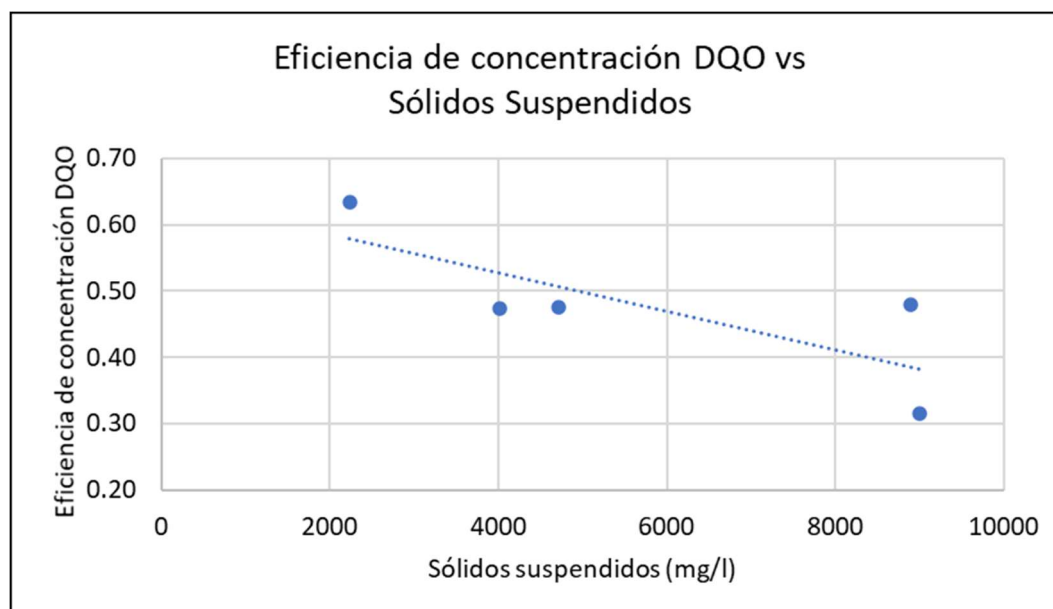


Figura 57. Eficiencia de concentración vs sólidos suspendidos.

La eficiencia de concentración del agua residual urbana según los parámetros indicadores de materia orgánica se muestra en la Figura 58. Los valores mostrados corresponden a las concentraciones promedio alcanzadas durante toda la experimentación para la entrada y el permeado. Se observa una eficiencia de 90% para la recuperación de sólidos suspendidos, de los cuales el 20% son sólidos suspendidos volátiles (SSV), y de un 61% para la recuperación de DQO. En cuanto a la DBO<sub>5</sub>, se observa una eficiencia del 52%, siendo esta materia orgánica donde se encuentra el potencial para la producción de energía. Dado que las aguas provenientes de un decantador primario tendrán mayor presencia de sustancias solubles y coloidales, alcanzar una recuperación de materia susceptible a ser

transformada en energía tan significativa respecto a la DQO parece un indicador muy positivo de cara a la aplicación de esta tecnología.

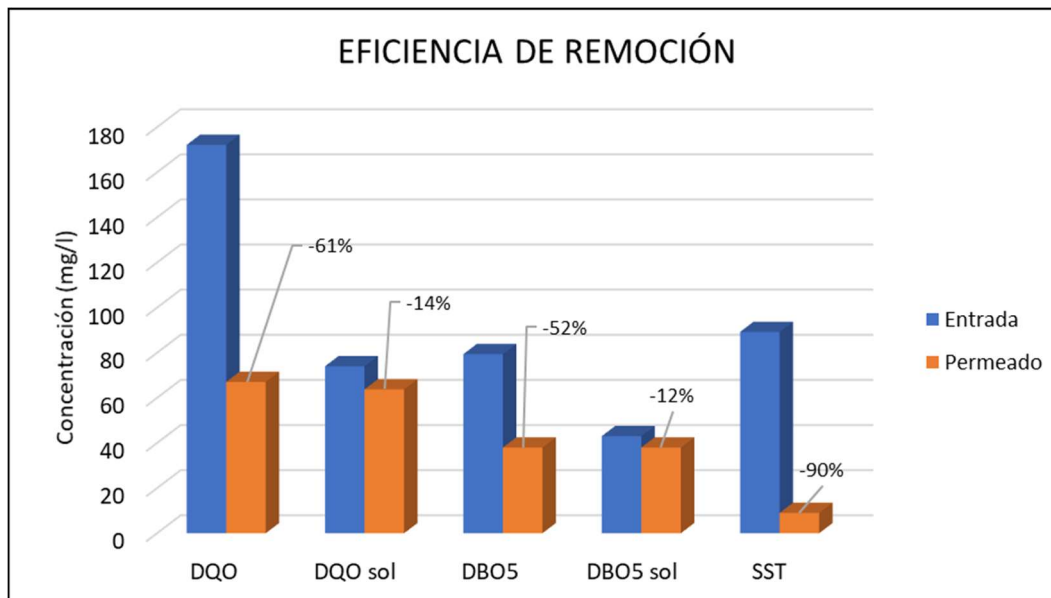


Figura 58. Eficiencia de recuperación según parámetro y concentraciones medias de agua de entrada y permeado.

Por otro lado, la baja recuperación de nutrientes, tal y como se ha comentado anteriormente, se atribuye exclusivamente a la contenida en la fracción suspendida que ha quedado retenida dentro de la membrana. En la Figura 59 se muestra las eficiencias de recuperación de nutrientes y su fracción soluble.

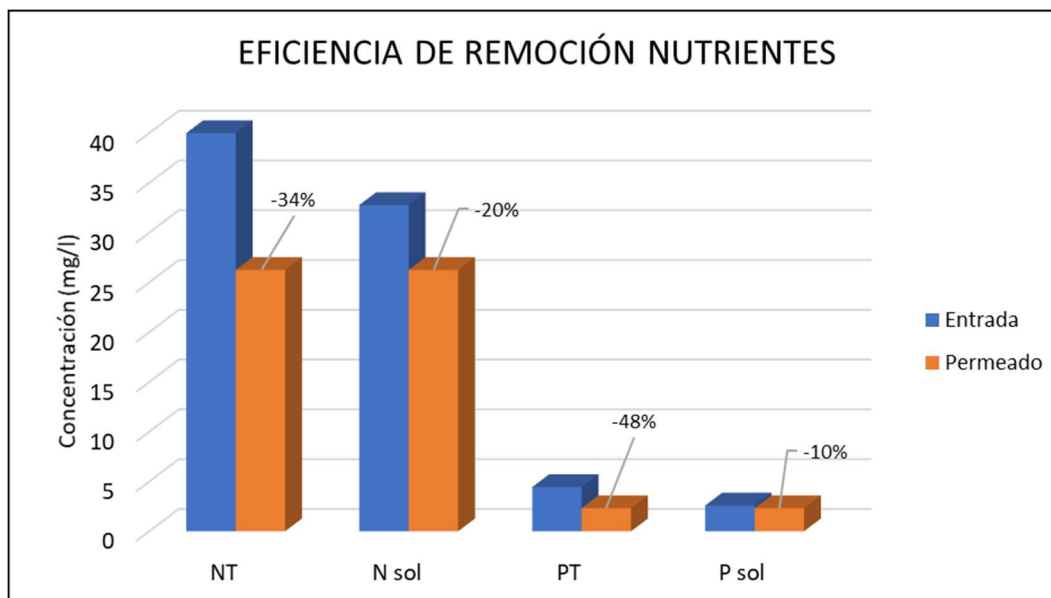


Figura 59. Eficiencia de recuperación de nutrientes según parámetro y concentraciones medias en agua de entrada y permeado

Debido a la presencia de sustancias mayormente solubles las eficiencias de recuperación para los nutrientes son bajas: 34% para nitrógeno y 48% para fósforo. Resultados similares han sido observado también por (Mezohegyi, Bilad, & Vankelecom, 2012).

#### **4.3.2. Estudio de degradación de la materia orgánica en el módulo de membranas.**

Debido a lo mencionado por (Guerra Rodríguez, 2016) en cuanto a la aplicación de oxígeno como medida de limpieza y su relación con las reacciones biológicas que pudieran ocurrir dentro de la membrana, se realizó un análisis de la degradación de la materia orgánica tomando en cuenta la membrana como un sistema cerrado y en estado estacionario. Se realizó un balance de materia utilizando la Ec. 7 con las siguientes suposiciones:

- No existen pérdidas de materia en la entrada y salida de la membrana.
- Los caudales de entrada y salida se mantienen constantes al igual que las concentraciones de agua de entrada, concentrado y permeado.

Debido a la esperable variabilidad encontrada en el agua de entrada durante la realización de este estudio, para la determinación de los balances de materia se analizaron los valores puntuales medidos cada día con una muestra integrada. En la Tabla 11 se observan los resultados obtenidos para los balances de masa realizados.

Tabla 11. Resultados balance de materia en membrana a diferentes concentraciones de SST.

| Parámetro        | SST<br>Entrada | SST<br>Concentrado<br>(mg/l) | Caudal<br>(l/h) | ENTRADA<br>TOT.<br>(mg/l) | ENTRADA<br>Sol. (mg/l) | Carga<br>Totales<br>(kg/h) | Caudal<br>(l/h) | Concentrado<br>Tot. (mg/l) | Concentrado<br>Sol. (mg/l) | Carga<br>Totales<br>(kg/h) | Caudal<br>(l/h) | Permeado<br>Tot. (mg/l) | Carga<br>Totales<br>(kg/h) | Error<br>Totales<br>(%) | error<br>Solubles<br>(%) |
|------------------|----------------|------------------------------|-----------------|---------------------------|------------------------|----------------------------|-----------------|----------------------------|----------------------------|----------------------------|-----------------|-------------------------|----------------------------|-------------------------|--------------------------|
| DQO              | 70             | 2235                         | 6.8             | 194                       | 68.0                   | 1.325                      | 0.2             | 3091                       | 61.0                       | 0.708                      | 6.6             | 71.0                    | 0.469                      | 11                      | -4                       |
|                  | 75             | 2445                         | 6.8             | 130                       | 60.0                   | 0.883                      | 0.2             | 2302                       | 57.0                       | 0.449                      | 6.6             | 57.0                    | 0.376                      | 7                       | 5                        |
|                  | 65             | 4720                         | 6.7             | 196                       | 86.0                   | 1.312                      | 0.1             | 5580                       | 135.0                      | 0.513                      | 6.6             | 98.0                    | 0.647                      | 12                      | -15                      |
|                  | 76             | 8900                         | 6.7             | 150                       | 79.2                   | 1.005                      | 0.1             | 11906                      | 91.4                       | 0.679                      | 6.6             | 70.9                    | 0.468                      | -14                     | 11                       |
| NT               | 70             | 2235                         | 6.8             | 38                        | 27.2                   | 0.260                      | 0.2             | 127.6                      | 17.2                       | 0.029                      | 6.6             | 24.0                    | 0.158                      | 28                      | 13                       |
|                  | 75             | 2445                         | 6.8             | 26                        | 24.4                   | 0.173                      | 0.2             | 156.0                      | 26.0                       | 0.030                      | 6.6             | 23.2                    | 0.153                      | -6                      | 5                        |
|                  | 65             | 4720                         | 6.7             | 30                        | 29.9                   | 0.201                      | 0.1             | 240.0                      | 33.1                       | 0.022                      | 6.6             | 33.1                    | 0.218                      | -20                     | -11                      |
|                  | 76             | 8900                         | 6.7             | 32                        | 21.0                   | 0.214                      | 0.1             | 770.0                      | 41.0                       | 0.044                      | 6.6             | 20.5                    | 0.135                      | 16                      | 2                        |
| PT               | 70             | 2235                         | 6.8             | 4.30                      | 1.95                   | 0.029                      | 0.2             | 50.80                      | 2.25                       | 0.012                      | 6.6             | 1.98                    | 0.013                      | 16                      | -2                       |
|                  | 75             | 2445                         | 6.8             | 4.30                      | 1.92                   | 0.029                      | 0.2             | 64.00                      | 2.52                       | 0.012                      | 6.6             | 2.42                    | 0.016                      | 3                       | -26                      |
|                  | 65             | 4720                         | 6.7             | 3.69                      | 2.35                   | 0.025                      | 0.1             | 101.24                     | 2.33                       | 0.009                      | 6.6             | 2.36                    | 0.016                      | -1                      | 0                        |
|                  | 76             | 8900                         | 6.7             | 5.06                      | 1.28                   | 0.034                      | 0.1             | 336.70                     | 6.18                       | 0.019                      | 6.6             | 1.27                    | 0.008                      | 19                      | -2                       |
| DBO <sub>5</sub> | 70             | 2235                         | 6.8             | 58.2                      | 14.1                   | 0.397                      | 0.2             | 1496                       | 30.9                       | 0.343                      | 6.6             | 12.6                    | 0.083                      | -7                      | 6                        |
|                  | 75             | 2445                         | 6.8             | 58.2                      | 14.1                   | 0.395                      | 0.2             | 1496                       | 30.9                       | 0.292                      | 6.6             | 12.6                    | 0.083                      | 5                       | 7                        |
|                  | 65             | 4720                         | 6.7             | 101.0                     | 70.0                   | 0.676                      | 0.1             | 2597                       | 101.0                      | 0.239                      | 6.6             | 56.4                    | 0.372                      | 10                      | 19                       |
|                  | 76             | 8900                         | 6.7             | 79.0                      | 45.0                   | 0.529                      | 0.1             | 3950                       | 98.0                       | 0.225                      | 6.6             | 45.0                    | 0.297                      | 1                       | 0                        |

Los balances de materia realizados cuando la concentración de los sólidos dentro de la membrana se encontraba alrededor de 2, 2.5, 5 y 9 g/l muestran que no existe una diferencia significativa entre las corrientes de entrada y salida en cuanto al balance de DQO o DBO<sub>5</sub>, bien total o soluble, teniendo una diferencia o error  $\leq 15\%$  en todos los casos. Este resultado puede indicar que dentro de la membrana no está ocurriendo una pérdida de la materia orgánica apreciable como para atribuirlo a una degradación por actividad biológica. Ciertamente, el tiempo de retención del lodo dentro de la membrana durante el estudio realizado siempre fue muy bajo para permitir el desarrollo de actividad biológica. Se estima que el tiempo de retención celular para el nivel más alto de concentración alcanzado en sólidos suspendidos fue sobre 61 h. Este valor se encuentra muy por debajo de los valores medios para el tiempo de retención celular de tratamientos convencionales que se encuentra entre 5-15 días (Ferrer Polo, 2018). Estos resultados fueron similares a los presentados por (Mezohegyi, Bilad, & Vankelecom, 2012), los cuales no observaron actividad biológica significativa durante el proceso de filtración directa del agua residual asistido mediante aireación debido al reducido tiempo de retención utilizado.

#### **4.3.3. Influencia del pH**

El control del pH del fango concentrado en la membrana se realizó con el objetivo de evitar en la medida de lo posible la formación de precipitados que pudiera contribuir al ensuciamiento de la membrana. En la Figura 60 se muestran los resultados obtenidos durante todo el proceso de filtración. En dicha figura puede observarse que este parámetro se mantuvo prácticamente invariable entre los rangos de 7.00-7.76 unidades de pH según se va alcanzando las diferentes concentraciones de sólidos suspendidos. Debido a esto, no parece que la concentración de sólidos suspendidos afecte negativamente a la formación de precipitados sobre la membrana. Además, al mantenerse el pH dentro de este rango, no se espera que haya importantes precipitaciones de sales. Entre otros, para que ocurra precipitación de estruvita, el pH debe encontrarse entre 8.5 y 9.0 (Judd & Judd, 2011).



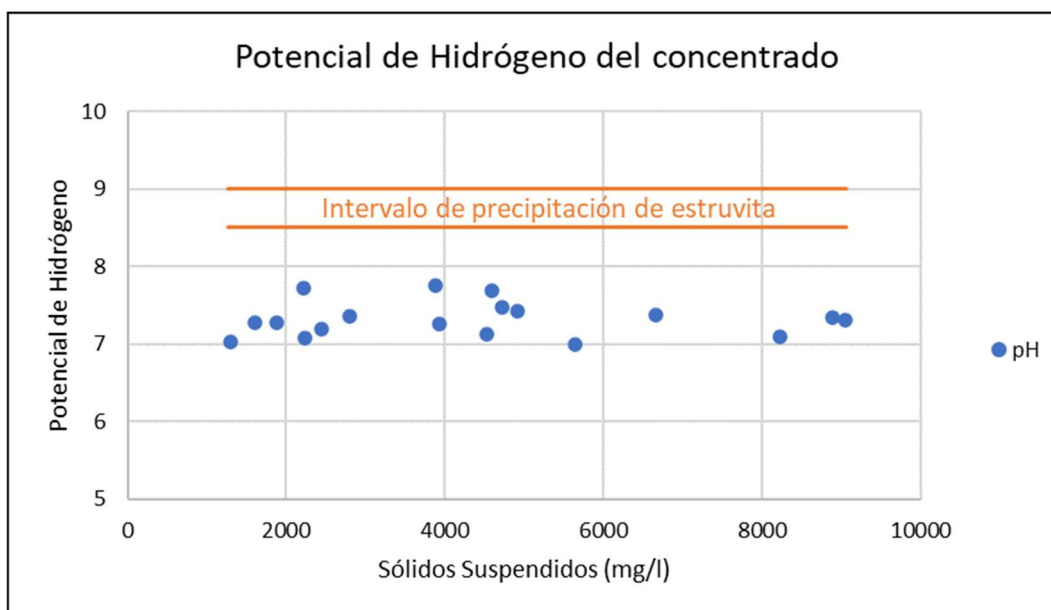


Figura 60. Potencial de hidrógeno del concentrado según sólidos suspendidos.

#### 4.3.4. Recuperación energética

Finalmente, se estimó la viabilidad energética de la alternativa planteada para determinar si es una opción atractiva para el tratamiento de las aguas residuales. La cantidad de energía necesaria para este sistema se estima tomando como referencia la experiencia conocida de un MBR. Asumiendo una escala similar, se puede tomar como primera aproximación  $0.64 \text{ kWh/m}^3$  como el consumo total de energía de la instalación (Mezohegyi, Bilad, & Vankelecom, 2012). No obstante, dado que la filtración directa no necesita aireación excesiva o de soporte para la biomasa como en el caso de los MBR, tal como lo menciona (Lateef, Soh, & Kimura, 2013), el consumo de energía esperado podría encontrarse por debajo de los  $0.5 \text{ kWh/m}^3$ . El consumo de energía en los procesos de lodos activados se encuentra aproximadamente entre  $0.3\text{-}1.89 \text{ kWh/m}^3$  sin tomar en cuenta la incineración de lodos (Lateef, Soh, & Kimura, 2013). La diferencia con un sistema de filtración directa sería de un 20-40 % menos de energía necesaria.

Además de esto, el potencial de recuperación energética puede estimarse asumiendo que el metano producido por medio de la digestión anaerobia se utiliza para la generación de electricidad. Por cada kg de DQO se puede producir 1.5 kWh con la asunción de que el 40% es convertido en energía eléctrica (Lateef, Soh, & Kimura, 2013). Con los datos anteriormente mencionados se realizó el cálculo de la posible recuperación de energía con un sistema de filtración que llegue a una

concentración de sólidos de 5000 mg/l, con una DQO inicial de 172 mg/l, obteniéndose 0.16 kWh de energía recuperable. Esta cantidad de energía supone el 25% de la energía necesaria para llevar a cabo la operación de filtración bajo los supuestos anteriormente mencionados, mejorando todavía más la diferenciación entre los lodos activos. Esta recuperación además no considera los lodos producidos en la decantación primaria, los cuales también se dedicarían a la recuperación energética en el caso de un sistema convencional, pero de incluirlos en el balance energético global, mejorarían todavía más la viabilidad del sistema de filtración directa para el tratamiento de aguas residuales.

## **5. Conclusiones.**

La prueba de adición de estándar utilizada en este estudio determinó que el método de Lowry y Dubrois para la medición de SMP provenientes de las proteínas y carbohidratos puede realizarse en estas aguas sin esperar grandes interferencias, obteniendo sobre estimaciones por debajo del 15% en todos los casos.

La prueba de filtrabilidad TTF muestra una mejor correlación lineal frente a los sólidos, SMP, sus efectos normalizados y otras pruebas de filtrabilidad siendo esta prueba la que mejor ajuste tiene de las analizadas y capaz de predecir los efectos de los sólidos y SMP en conjunto como por separado.

La prueba de filtrabilidad SRF muestra mala correlación con los sólidos, SMP, sus efectos normalizados y otras pruebas de filtrabilidad. Esta prueba no ha demostrado que pueda determinar con precisión los efectos de los SMP.

La prueba de filtrabilidad CST tiene una buena correlación con los TTF, pero no alcanza a tener una buena correlación con los SMP, por lo que se encuentra limitada en cuanto a predecir sus efectos sobre la membrana.

El fango con nivel de 5 g/L es el más alto con una viscosidad estable, tiempo de filtración <300 s, con una permeabilidad (k) de 27 LMH/bar y velocidad de ensuciamiento menor de 5 bar/min. Este fango durante la filtración real muestra un ensuciamiento de tipo reversible y posible formación de geles.

En comparación de un proceso real de filtración con las metodologías analizadas, la prueba de filtrabilidad TTF es la para predecir los efectos de los diversos parámetros sobre la filtración

Los balances de materia realizados durante la experimentación muestran que a pesar de la utilización de oxígeno como método de limpieza de las membranas este proceso no muestra indicios de generar una actividad microbiana significativa o que influya sobre el sistema con una diferencia  $\leq 15\%$  entre la corriente de entrada y salida para los parámetros DQO y DBO<sub>5</sub>. La eficiencia de recuperación para sólidos es de 90%, 61% para de la materia orgánica como DQO y 52% para DBO<sub>5</sub>. Los nutrientes muestran una recuperación baja de 34% para nitrógeno y 48% para fósforo.

La energía necesaria para el proceso de filtración directa se estima puede ser entre un 20-40% menor que un tratamiento convencional. La recuperación de energía a partir de los lodos concentrados es posible y se estima que puede llegar a ser el 25% de la energía necesaria para el proceso de filtración, esto sin considerar los lodos de la decantación primaria.

## 6. Bibliografía.

- Al-Amoudi, A. S. (2010). Factors affecting natural organic matter (NOM) and scaling fouling in NF membranes: A review. *Desalination*, 259(1-3), 1–10. Obtenido de <https://doi.org/10.1016/j.desal.2010.04.003>
- American Public Health Association, & W. (2012). *Standard methods for the examination of water and wastewater (22th ed.)*. Washington: American Public Health Association.
- APHA, & Rice, E. W. (2012). *Standard methods for the examination of water and wastewater (22th ed.)*. Washington: American Public Health Association.
- Asano, T., Tchobanoglous, G., Burton, F. L., Leverenz, H. L., & Tsuchihashi, R. (2007). *Water reuse : issues, technology, and applications*. New York [etc.]: McGraw-Hill.
- Bae, T.-H., & Tak, T.-M. (2005). Interpretation of fouling characteristics of ultrafiltration membranes during the filtration of membrane bioreactor mixed liquor. *Journal of Membrane Science*, (Vol. 264, pp. 151–160) Elsevier B.V. Obtenido de <https://doi.org/10.1016/j.memsci.2005.04.037>
- Carlos Pistonesi, J. L. (2010). *Energía a partir de las aguas residuales*. Universidad Tecnológica Nacional .
- Centro Tecnológico del Agua Cetaqua; Avecom. (Julio de 2013). *Las EDAR del futuro: de centros de alto consumo energético a centros de recuperación de recursos*. Obtenido de Necovery: <http://www.life-necovery.eu>
- Charfi, A., Yang, Harmand, Ben Amar, Heran, & Grasmick. (2015). Soluble microbial products and suspended solids influence in membrane fouling dynamics and interest of punctual relaxation and/or backwashing. *Journal of Membrane Science*, (Vol. 475, pp. 156–166). Obtenido de <https://doi.org/10.1016/j.memsci.2014.09.059>
- Clesceri, L., Greenberg, A., Eaton, A., American Public Health Association, & Water Environment Federation. (2005.). *Standard methods for examination of water and wastewater (20th ed.)*. Washington: American Public Health Association.
- Cuenda, P. L. (2015). “Evaluación de la Ultrafiltración Directa de agua residual doméstica por medio de un módulo rotativo de fibra hueca sumergido”. Escuela Superior de Ingeniería y Tecnología. Universidad de la Laguna.
- Deng, L., Guo, W., Ngo, H., Zhang, H., Wang, J., Li, J., . . . Wu, Y. (2016). Biofouling and control approaches in membrane bioreactors. *Bioresource Technology*, 221, 656–665. Obtenido de <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2016.09.105>
- Díaz, M. (2018). *Ecuaciones y cálculos para el tratamiento de aguas*. . Paraninfo.

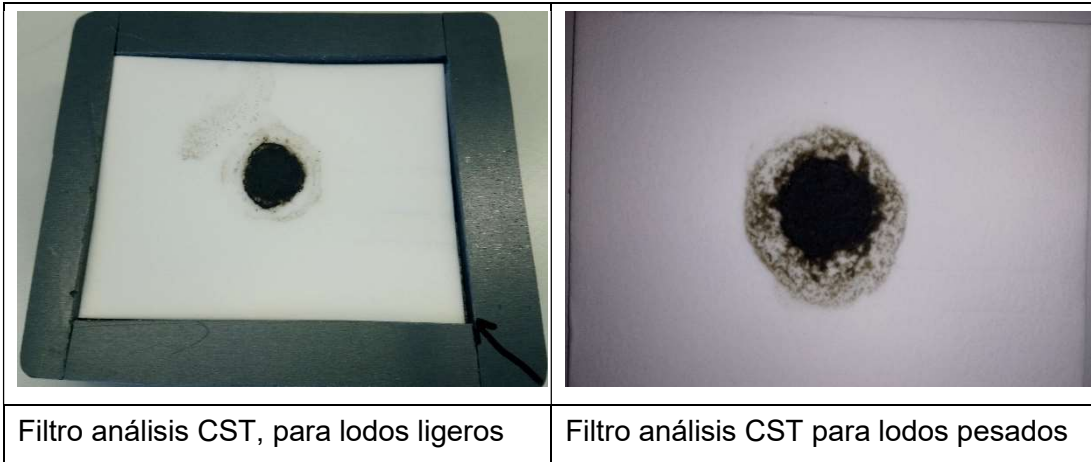
- EFEverde, R. (18 de Febrero de 2019). *España lidera la reutilización de aguas residuales en la UE con un 10,74 %*. Obtenido de efeverde:  
<https://www.efeverde.com/noticias/aguas-residuales-reutilizacion/>
- EPSAR. (2019). *Estaciones Depuradoras de Aguas Residuales (EDAR) CUENCA DEL CARRAIXET*. Obtenido de [www.epsar.gva.es](http://www.epsar.gva.es):  
<http://www.epsar.gva.es/instalaciones/edar.aspx?id=8>
- Ferrer Polo, J. S. (2018). *Tratamientos biológicos de aguas residuales (3ª ed.)*. Universitat Politècnica de València.
- Gkotsis , P., & Zouboulis, A. I. (2019). Biomass Characteristics and Their Effect on Membrane Bioreactor Fouling. *Molecules.*, 24(16). Obtenido de  
<https://doi.org/10.3390/molecules24162867>
- Gong, H., Wang, X., Zheng, M., Jin , Z., & Wang, K. (2014). *Direct sewage filtration for concentration of organic matters by dynamic membrane*. (Vol. 70, pp. 1434–1440): Water Science & Technology. Obtenido de  
<https://doi.org/10.2166/wst.2014.379>
- Guerra Rodríguez, S. (2016). *“Evaluación de las condiciones óptimas de filtración de suspensiones anaerobias a través de membranas sumergidas de fibra hueca*. Universidad de la laguna.
- Gurjar , B. R., & Tyagi, V. K. (2017). *Sludge managment*. Boca Raton: CRC press.
- Haandel, A., & Lubbe, J. (2012). *Handbook of biological wastewater treatment : design and optimisation of activated sludge systems (2nd ed.)*. Londres: IWA publishing.
- Hernandez Rojas, M., Albasi, C., Schetrite, S., & Van Kaam, R. (2005). Role and variations of supernatant compounds in submerged membrane bioreactor fouling. *Desalination*, 79(1), 95–107. Obtenido de  
<https://doi.org/10.1016/j.desal.2004.11.058>
- Itonaga, , T., Kimura, K., Watanabe, Y., Boller, M., & Pronk, W. (2004). Influence of suspension viscosity and colloidal particles on permeability of membrane used in membrane bioreactor (MBR). *Water Science & Technology*, (Vol. 50, pp. 301–309). Obtenido de <https://doi.org/10.2166/wst.2004.0727>
- Judd, S., & Judd, C. (2011). *The MBR book [electronic resource] : principles and applications of membrane bioreactors for water and wastewater treatment (2nd ed.)*. Oxford ; Burlington, MA: Elsevier/Butterworth-Heinemann.
- Kunacheva, C., & Stuckey, D. (2014). Analytical methods for soluble microbial products (SMP) and extracellular polymers (ECP) in wastewater treatment systems: A review. *Elsevier Ltd.*, Water Research (Vol. 61, pp. 1–18). Obtenido de <https://doi.org/10.1016/j.watres.2014.04.044>
- Lateef, S., Soh, B., & Kimura, K. (2013). Direct membrane filtration of municipal wastewater with chemically enhanced backwash for recovery of organic

- matter. *Bioresource Technology*, (Vol. 150, pp. 149–155) Elsevier Ltd.  
Obtenido de <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2013.09.111>
- Li, Z. R. (2012). Struvite Precipitation for Ammonia Nitrogen Removal in 7-Aminocephalosporanic Acid Wastewater. *MOLECULES*, 17(2), 2126–2139.  
Obtenido de <https://doi.org/10.3390/molecules17022126>
- Lopez, D. (2019). *MÉTODOS PARA LA DETERMINACIÓN DE CARBOHIDRATOS*.  
Obtenido de [www.academia.edu](http://www.academia.edu): [www.academia.edu](http://www.academia.edu)
- Ludovico Pontoni, M. F. (2016). Biological stability and dewaterability of CAS and MBR sludge. *Desalination and Water Treatment*, 1-8.
- Lyonnais des Eaux, AWWA Research Foundation, & Water Research Commission of South Africa. (1998). *Tratamiento del agua por procesos de membrana : principios, procesos y aplicaciones*. Madrid [etc.]: McGraw-Hill/Interamericana de España.
- Meng, F., Chae, S.-R., Drews, A., Kraume, M., Shin, H.-S., & Yang, F. (2009). Recent advances in membrane bioreactors (MBRs): Membrane fouling and membrane material. *Water Research*, (Vol. 43, pp. 1489–1512). Obtenido de <https://doi.org/10.1016/j.watres.2008.12.044>
- Mezohegyi, G., Bilad, M., & Vankelecom, I. (2012). Direct sewage up-concentration by submerged aerated and vibrated membrane. *Elsevier Ltd.*, *Bioresource Technology* (Vol. 118, pp. 1–7). Obtenido de <https://doi.org/10.1016/j.biortech.2012.05.022>
- Miller, J. C. (1993). *Estadística para química analítica (2ª ed.)*. Addison-Wesley Iberoamericana.
- Navarro, M. H. (2015). *Caracterización del ensuciamiento en membranas de ultrafiltración mediante parámetros de medida de resistencia en operación de flujo cruzado*. Las Palmas de Gran Canaria: Universidad de Las Palmas de Gran Canaria.
- Ng, H. Y., & Hermanowicz, S. (2005). Specific Resistance to Filtration of Biomass from Membrane Bioreactor Reactor and Activated Sludge: Effects of Exocellular Polymeric Substances and Dispersed Microorganisms. *Water Environment Research*, (Vol. 77, pp. 187–192). Alexandria: Blackwell Publishing Ltd. Obtenido de <https://doi.org/10.2175/106143005X41753>
- O.H. Lowry, N. R. (1951). *Protein measurement with the Folin phenol reagent*. *J Biol Chem*.
- Ravazzini, A., van Nieuwenhuijzen, A., & van Der Graaf, J. (2005). Direct ultrafiltration of municipal wastewater: comparison between filtration of raw sewage and primary clarifier effluent. *Elsevier B.V.*, (Vol. 178, pp. 51–62). Obtenido de <https://doi.org/10.1016/j.desal.2004.11.028>
- Rosenberger, S. L.-C. (2006). Impact of colloidal and soluble organic material on membrane performance in membrane. *Water Research*, 40, 710-720.

- Scholz, M., & Tapp, J. (2006). Development of a Revised Capillary Suction Time (CST) Test. *Water Conditioning & Purification*.
- Shi, X., Tal, G., Hankins, N. P., & Gitis, V. (2004). Fouling and cleaning of ultrafiltration membranes: A review. *Journal of Water Process Engineering*, 121–138. Obtenido de <https://doi.org/10.1016/j.jwpe.2014.04.003>
- Sillanpaa, M. (2002). *Advanced Water Treatment*. San Diego: Elsevier. Obtenido de [https://ebookcentral.proquest.com/lib/\[SITE\\_ID\]/detail.action?docID=6010977](https://ebookcentral.proquest.com/lib/[SITE_ID]/detail.action?docID=6010977)
- Tchobanoglous, G., Burton, F. L., Stensel, H. D., & Metcalf & Eddy. (2003). *Wastewater engineering : treatment and reuse (4th ed.)*. Boston [etc.]: McGraw-Hill.
- Thiago A. Nascimento, F. R.-P. (2016). Improvement of municipal wastewater pretreatment by direct membrane filtration. *Environmental Technology*.
- Tiranuntakul, M. (2012). *Importance of Extracellular Polymeric Substances on Fouling in Membrane Bioreactor*. Rajamangala University of Technology Krungthep.
- UAB. (26 de Febrero de 2015). *Obtienen energía renovable a partir de aguas residuales*. Obtenido de SINC - Servicio de información y noticias científicas: [www.agenciasinc.es](http://www.agenciasinc.es)
- UNESCO, Organización de las Naciones Unidas para la Educación, la Ciencia y la Cultura. (2017). *WWAP Presentation: Launch of the UN World Water Development Report 2017*. UNESCO.
- UPC., U. P. (Noviembre de 2016). *¿Cómo generar recursos de las aguas residuales urbanas?* Obtenido de iAgua: [www.iagua.es](http://www.iagua.es)
- Varvara Apostolopoulou, K. (2014). *Effects of Varying Sludge Quality on the Permeability of a Membrane Bioreactor*. STOCHOLM : ROYAL INSTITUTE OF TECHNOLOGY.
- Vincent Vela, M. C. (2006). *Modelado dinámico de procesos de ultrafiltración tangencial aplicados a la separación de macromoléculas*. Universidad Politécnica de Valencia.
- Yao, M., Ladewig, B., & Zhang, K. (2011). Identification of the change of soluble microbial products on membrane fouling in membrane bioreactor (MBR). *Desalination*, 278(1), 126–131.
- Yoon, S.-H. (2016). *Membrane Bioreactor Processes: Principles and Applications*. Beaverton: CRC Press. Obtenido de <https://search.proquest.com/docview/1712632795>
- Zuriaga Agustí, E. (2010). *Estudio de la relación entre las características químicas del licor de mezcla en biorreactores de membrana y su correlación con las resistencias a la filtración*. Valencia: Universidad Politécnica de Valencia.



## Anexos.



## Cálculo de la Resistencia

$$r = \left( \frac{2bPA^2}{\mu c} \right)$$

$$P = -0.5 \text{ bar} \frac{10^5 \text{ Pa}}{1 \text{ bar}} = 50000 \text{ Pa}$$

$$A = \frac{\pi}{4} \left( 90 \text{ mm} \frac{1 \text{ m}}{1000 \text{ mm}} \right)^2 = 6.36 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2$$

b = pendiente de la curva t/v vs V

$\mu$  = viscosidad dinámica [Pa. s]

C = concentración de sólidos suspendidos.