



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**

---

---

**FACULTAD DE QUÍMICA**

**EVALUACIÓN DE UN BIOREACTOR ANAEROBIO DE MEMBRANAS SUMERGIDAS  
ESCALA PILOTO PARA EL TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES TIPO  
MUNICIPAL**

**TESIS**

**QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE  
INGENIERO QUÍMICO**

**PRESENTA**

**ARNOLD RAMÍREZ RUEDA**



**MÉXICO, D.F.**

**AÑO 2013**



Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

**DERECHOS RESERVADOS ©**  
**PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

## **JURADO ASIGNADO:**

**PRESIDENTE:** Profesor: Rodolfo Torres Barrera

**VOCAL:** Profesor: María Rafaela Gutiérrez Lara

**SECRETARIO:** Profesor: Adalberto Noyola Robles

**1er. SUPLENTE:** Profesor: Aida Gutiérrez Alejandre

**2° SUPLENTE:** Profesor: Alfonso Durán Moreno

## **SITIO DONDE SE DESARROLLÓ EL TEMA:**

**INSTITUTO DE INGENIERÍA, EDIFICIO 5 Y PTAR CU, UNAM**

### **ASESOR DEL TEMA:**

Adalberto Noyola Robles \_\_\_\_\_

### **SUPERVISOR TÉCNICO:**

Margarita E. Cisneros Ortiz \_\_\_\_\_

### **SUSTENTANTE (S):**

Arnold Ramírez Rueda \_\_\_\_\_

## Contenido

Lista de tablas .....	3
Lista de figuras .....	4
<b>Resumen</b> .....	6
<b>1. Introducción</b> .....	7
<b>2. Justificación y Objetivos</b> .....	8
2.1 Justificación.....	8
2.2 Objetivos .....	9
2.2.1 Objetivo General .....	9
2.2.2 Objetivos Particulares .....	9
<b>3. Antecedentes</b> .....	10
3.1 Tratamiento de agua en México.....	10
3.1.1 Normatividad.....	10
3.2 Plantas de tratamiento de aguas residuales municipales .....	11
3.3 Plantas de tratamiento de aguas residuales industriales .....	12
3.4 Procesos Anaerobios .....	12
3.5 Reactores de flujo ascendente con lecho de lodos (UASBs) .....	13
3.6 Reactores biológicos de membrana (MBRs).....	13
3.7 Reactores anaerobios de membrana (AnMBRs).....	14
<b>4. Marco Teórico</b> .....	17
4.1 Agua Residual.....	17
4.2.1 Procesos biológicos .....	20
4.2.2 Proceso de digestión anaerobia.....	21
4.3 Reactores UASB .....	25
4.3.1 Parámetros a controlar en un reactor UASB.....	28
4.4 Procesos por membrana .....	30
4.4.1 Microfiltración, ultrafiltración, nanofiltración y ósmosis inversa .....	32
4.4.2 Configuración de la membrana .....	33
4.5 Reactores AnMBR .....	36
4.5.1 Taponamiento .....	40
4.5.2 Control del taponamiento.....	42

<b>5. Metodología experimental</b> .....	43
5.1 Adecuación del sistema de tratamiento .....	44
5.2 Arranque y seguimiento del reactor UASB piloto. ....	44
5.2.1 Inóculo. ....	44
5.2.2 Estrategia de arranque del reactor UASB. ....	44
5.3 Operación BRAM .....	45
5.3.1 Membrana.....	45
5.3.2 Pruebas de Permeabilidad.....	46
5.3.3 Operación. ....	46
5.3.4 Lavado de la membrana. ....	48
5.4 Análisis fisicoquímicos .....	48
5.5 Análisis estadístico.....	49
5.6 Micrografías .....	49
<b>6. Resultados y discusión</b> .....	50
6.1) Arranque y seguimiento del reactor UASB (periodo de primeros 120 días) 50	
6.2) Operación de sistema BRAM (días 139 – 256).....	55
6.3) Desempeño BRAM .....	55
6.4) Desempeño de la Membrana.....	58
6.5) Análisis estadístico .....	63
6.5.1) Desempeño general del sistema de tratamiento.....	64
6.6) Micrografías .....	69
<b>7. Estudio económico</b> .....	72
7.1 Inversión total.....	74
7.2 Costos de operación .....	75
<b>8. Conclusiones</b> .....	78
<b>9. Recomendaciones</b> .....	79
<b>10. Bibliografía</b> .....	80
<b>Anexo I.</b> Pruebas de Laboratorio .....	86
<b>Anexo II.</b> Condiciones de operación .....	89
<b>Anexo III.</b> Operación durante la fase de arranque y estabilización del UASB .....	90
<b>Anexo IV.</b> Complemento de análisis estadístico.....	92

<b>Anexo V.</b> Estudio económico.....	96
<b>Anexo VI.</b> Archivo Fotográfico .....	98
<b>Anexo VII.</b> Datos Experimentales .....	102

### Lista de tablas

Tabla 3.1 Límites máximos permisibles de contaminantes de acuerdo con la NOM-0003-SEMARNAT-1997 .....	11
Tabla 4.1 Principales constituyentes de interés en el tratamiento de agua residual .....	17
Tabla 4.2 Composición típica de agua residual doméstica (Metcalf y Eddy, 2003)18	
Tabla 5.1 Condiciones operacionales del reactor UASB escala piloto .....	45
Tabla 5.2 Sustancias Limpiadoras .....	48
Tabla 5.3 Parámetros fisicoquímicos .....	48
Tabla 6.1 Tiempo operación y eventos significativos durante la experimentación:.....	50
Tabla 6.2 Tamaño de muestra para el experimento a escala piloto .....	63
Tabla 6.3 Valores promedio y desviación estándar para cada parámetro.....	63
Tabla 7.1 Comparación de la inversión total .....	75
Tabla 7.2 Costos fijos y variables anuales .....	76

## Lista de figuras

Figura 4.1 Balance de materia orgánica.....	20
Figura 4.2 Fases de la digestión anaerobia y poblaciones de microorganismos 1) Bacterias hidrolíticas-acidogénicas; 2) Bacterias acetogénicas; 3) Bacterias homoacetogénicas; 4) Bacterias metanogénicas hidrogenófilas; 5) Bacterias metanogénicas acetoclásticas. Fuente: <a href="http://www.biodisol.com">www.biodisol.com</a> .....	21
Figura 4.3 Esquema de un reactor UASB Fuente: Adaptado de Sunny <i>et al.</i> , 2006.....	26
Figura 4.4 Rangos de separación de procesos por membrana.....	33
Figura 4.5 Módulo tubular.....	34
Figura 4.6 Módulo de fibra hueca.....	34
Figura 4.7 Módulo de arrollamiento en espiral .....	35
Figura 4.8 Placa y bastidor.....	35
Figura 4.9 Configuraciones de los BRAMs a) Membrana lateral externa b) Membrana sumergida directamente dentro del reactor. Fuente: Adaptado de Judd <i>et al.</i> , 2011.....	36
Figura 4.10 Salto de flux a 10, 20 y 30 LMH con TRS a 10 y 30 días. Fuente: Adaptado de Zhang. J <i>et al.</i> , 2006 .....	39
Figura 4.11 Representación esquemática de las diferentes tasas de ensuciamiento durante la operación de BRMs en períodos largos (Kraume <i>et al.</i> , 2009).....	41
Figura 5.1 Esquema de proceso y fotografía del reactor UASB.....	43
Figura 5.2 Membrana PVDF, MEMOS .....	45
Figura 5.3 Diagrama de Tubería e Instrumentación del BRAM.....	47
Figura 6.1 Perfil de temperatura y pH del reactor UASB.....	51
Figura 6.2 Alcalinidad y $\alpha$ en el efluente del reactor UASB .....	52
Figura 6.3 Estabilización del reactor UASB.....	53
Figura 6.4 Variación de la materia orgánica soluble.....	54
Figura 6.5 Variación de SST en el reactor UASB.....	55
Figura 6.6 Perfiles de DQO total y soluble en BRAM .....	56
Figura 6.7 Perfiles de remoción de efluente y permeado en BRAM.....	57
Figura 6.8 Perfiles de SST en efluente y permeado en BRAM.....	58

Figura 6.9 Perfiles de $PTM_{prom}$ del BRAM .....	59
Figura 6.10 Comportamiento de la permeabilidad y resistencia de la membrana durante los ciclos de limpieza química .....	61
Figura 6.11 Perfil de turbidez del permeado durante la operación del BRAM.....	62
Figura 6.12 Variación de la DQO total y soluble.....	66
Figura 6.13 Variación de SST y SSV .....	67
Figura 6.14 Micrografías a 1000 x, 2500 x, 5000 x y 10,000 x de una muestra de la superficie de la membrana después de limpieza química al término de 4 ciclos de operación.....	69
Figura 6.15 Cristales de Zn, Ca, Mg y Cu con sus espectros EDS .....	70
Figura 6.16 Cristal, membrana y sus EDS .....	71
Figura 7.1 Diagrama de proceso de la PTAR ed. 12 y 18, IINGEN.....	73
Figura 7.2 PTAR con modificación en el tren de tratamiento ed. 12 y 18, IINGEN	74
Figura 7.3 Costos anuales de los dos proyectos.....	77



## **Resumen**

En este trabajo se operó y evaluó el desempeño de un reactor anaerobio tipo UASB escala piloto con un capacidad de 700 L, ubicado en la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de C.U. Ese reactor fue previamente utilizado en un trabajo experimental donde se acoplaron membranas externas de ultrafiltración. Siguiendo a esta línea de investigación, en el presente trabajo se instaló un módulo sumergido en la parte superior del reactor UASB.

Para llevar a cabo la evaluación del BRAM, fue necesario arrancar y estabilizar el reactor UASB previamente inoculado con lodo anaerobio proveniente de un sistema similar, esta etapa tuvo una duración de 120 días, que corresponde a 86 días de arranque y 34 días en que el reactor UASB, se mantuvo estable alcanzando concentraciones promedio por debajo de los 200 mg/L de DQO total y 57 mg/L de SST en el efluente. Después de esta etapa, se instaló en la parte superior del reactor UASB el módulo de membranas sumergidas de PVDF, el cual fue operado mediante un sistema de control automatizado con seguimiento de la PTM. El sistema fue operado bajo filtración intermitente durante 4 min y 1 min de relajación, además de recibir burbujeo de  $N_2$  durante ese lapso, con el fin de mitigar el fenómeno de taponamiento y así obtener un mayor tiempo de operación del BRAM. Se realizaron cuatro corridas de las cuales tres tuvieron perfiles de PTM similares, donde el tiempo de operación de la membrana se mantuvo alrededor de 12 a 17 días, mientras que en el cuarto se obtuvo una disminución considerable a 7 días, indicando un taponamiento irrecuperable de la membrana. Después de cada corrida realizada, se efectuó una limpieza química con el fin de remover sustancias orgánicas e inorgánicas adheridas a la membrana y se sometió a pruebas hidráulicas para verificar su desempeño operativo.

En general, el BRAM permitió mejorar la calidad del efluente, donde se alcanzaron concentraciones de 138 mg/L de DQO total y 15 mg/L de SST en el permeado. Así mismo se desarrolló un estudio económico para determinar la

aplicabilidad de esta tecnología en un tren de tratamiento de aguas residuales domésticas en los edificios 12 y 18 del Instituto de Ingeniería.

## **1. Introducción**

En nuestro planeta el 97% de agua está contenida en los océanos, cuyo elevado contenido de sal hace que este recurso sea inútil para el consumo humano. Un 2% adicional del agua terrestre está presente como hielo en los casquetes polares y glaciares, 0.3% presente en la atmósfera y sólo 0.1% en ríos y lagos, mientras que el 0.6% restante en acuíferos subterráneas.

Con base en lo anterior, se hace evidente que el tratamiento de las aguas residuales es necesario para que la población pueda proteger y aprovechar los recursos hídricos provenientes de ríos, lagos y acuíferos.

Actualmente, los problemas de contaminación del agua preocupan a la población acerca de la calidad del agua y el mantenimiento de ecosistemas saludables. Por ello, las inversiones para el control de la contaminación del agua han ayudado a reducir el problema, sin embargo grandes fuentes hídricas están siendo impactadas por una variedad de diferentes contaminantes desafiando a la tecnología tradicional para eliminarlos y afectando a la población para el uso de este vital recurso para sus necesidades.

El presente trabajo busca contribuir en el área de tratamiento de aguas residuales, con el fin de probar procesos alternos a los convencionales apoyados con tecnología actual que permita la reutilización del agua para fines industriales, domésticos o para la recarga de suministros de agua existentes, mediante la evaluación de un reactor anaerobio de membranas sumergidas para el tratamiento de aguas residuales municipales.

## **2. Justificación y Objetivos**

### **2.1 Justificación**

El tratamiento biológico anaerobio utilizado en el tratamiento de aguas residuales surge como una opción ante los procesos aerobios debido a que presentan baja demanda de energía y una disminución en la producción de lodos de desecho, lo que implica una reducción de los costos de inversión, operación y mantenimiento. Además, son capaces de producir energía a través del aprovechamiento del metano generado. Por otro lado, tienen una menor remoción de DQO, alto potencial para la generación de olores, un crecimiento lento microbiano que provoca que los tiempos de arranque de los sistemas se alarguen y que lo hacen susceptible a desequilibrios de proceso.

Una aplicación de los procesos anaerobios se encuentra en el reactor de lecho de lodos (UASB por sus siglas en inglés) utilizado principalmente en el tratamiento de aguas residuales industriales pero que, debido a su fácil aplicabilidad y buen desempeño, ha sido utilizado en países con climas cálidos e incluso templados como opción en el tratamiento de aguas residuales municipales.

En las últimas décadas se ha incrementado el uso de membranas para la obtención de agua libre de materiales en suspensión y coloidales dando un producto clarificado y desinfectado. Estas características han hecho que en el campo del tratamiento de aguas residuales se haya incrementado su uso. Inicialmente se aplicó en procesos aerobios, dando como resultado el concepto de bioreactores de membrana (MBR por sus siglas en inglés), los cuales son conformados por un sistema de tratamiento aerobio acoplado con un módulo de membranas. En los últimos años, las membranas también se han aplicado a reactores anaerobios, en un intento por reducir los costos de energía del sistema.

Los bioreactores anaerobios de membrana (AnMBR por sus siglas en inglés), llegan como una nueva opción de sistema de tratamiento acoplado reactores UASB o de otro tipo, con el módulo de membranas en diversas configuraciones,

tal es el caso de módulos de membrana externos o sumergidos para los cuales aún existen pocos estudios desarrollados.

Es por esta razón que se identifica el interés de evaluar un BRAM escala piloto con el fin de observar el funcionamiento y desempeño del sistema que acopla un reactor UASB con un módulo de membranas sumergidas de ultrafiltración para el tratamiento de aguas residuales municipales.

## **2.2 Objetivos**

### **2.2.1 Objetivo General**

Evaluar un bioreactor anaerobio de membranas sumergidas escala piloto para el tratamiento de aguas residuales del tipo municipal.

### **2.2.2 Objetivos Particulares**

1. Monitorear la operación de un reactor UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket) mediante parámetros fisicoquímicos.
2. Determinar las eficiencias de remoción obtenidas con membranas sumergidas de ultrafiltración en la zona superior del UASB y observar el desempeño de éstas a lo largo del tiempo de operación.
3. Realizar un estudio económico para determinar la aplicabilidad en la modificación del tren de tratamiento utilizando un módulo de membranas sumergido en la PTAR de los edificios 12 y 18 del IINGEN.

### **3. Antecedentes**

#### **3.1 Tratamiento de agua en México**

En nuestro país, un volumen considerable de aguas residuales, alrededor del 50% del caudal recolectado en sistemas de drenaje, es vertido sin previo tratamiento contaminando el suelo y aguas superficiales, tanto en zonas urbanas como rurales, creando un riesgo para el medio ambiente y salud humana. Debido a ello, el gobierno federal viene trabajando de manera constante en materia de tratamiento de aguas residuales, proporcionando apoyo técnico y económico a gobiernos municipales y estatales para la construcción de plantas de tratamiento de aguas residuales para que ellos mismos se responsabilicen de su operación.

Con la construcción y operación de un mayor número de plantas de tratamiento se generará un mayor volumen de agua tratada que se podrá destinar para reúso en el sector agrícola e industrial, liberando importantes volúmenes de agua de primer uso en beneficio de la población mexicana.

##### **3.1.1 Normatividad**

En México se cuenta con cuatro normas vigentes aplicables para aguas residuales:

- NOM-001-SEMARNAT-1996, que establece los límites máximos permisibles de contaminantes en las descargas de aguas residuales en aguas y bienes nacionales.
- NOM-002-SEMARNAT-1996, que establece los límites máximos permisibles de contaminantes en las descargas de aguas residuales a los sistemas de alcantarillado urbano o municipal.
- NOM-003-SEMARNAT-1997, que establece los límites máximos permisibles de contaminantes para las aguas residuales tratadas que se reúsen en servicios al público. Estos se muestran en la Tabla 3.1

**Tabla 3.1 Límites máximos permisibles de contaminantes de acuerdo con la NOM-0003-SEMARNAT-1997**

Tipo de Reúso	Promedio Mensual				
	Coliformes fecales NMP/100mL	Huevos de helminto (h/L)	Grasas y Aceites (mg/L)	DBO <sub>5</sub> (mg/L)	SST (mg/L)
Servicios al público con contacto directo	240	1	15	20	20
Servicios al público con contacto directo u ocasional	1000	5	15	30	30

La siguiente norma es complementaria, ya que considera los subproductos obtenidos del tratamiento del agua (lodos).

- NOM-004-SEMARNAT-2002. Protección ambiental –Lodos y biosólidos-, que establece las especificaciones y límites máximos permisibles de contaminantes para su aprovechamiento y disposición final.

### **3.2 Plantas de tratamiento de aguas residuales municipales**

De acuerdo con la Comisión Nacional del Agua (CONAGUA), en 2010 existían en el país 2,186 plantas en operación formal, con una capacidad total instalada de 126.8 m<sup>3</sup>/s.

Las 2,186 plantas en operación procesan un caudal de 93.6 m<sup>3</sup>/s, equivalente al 44.8% del total de las aguas residuales colectadas en los sistemas formales de alcantarillado municipales, estimado en 209.1 m<sup>3</sup>/s. El método más utilizado en el país es el de lagunas de estabilización, aplicado en 723 plantas, equivalentes al 33% del total de las mismas. Le sigue el de lodos activados que se aplica en 629 plantas, 28.8% del total. En tercer lugar figura el proceso UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactor), que se utiliza en 137 plantas, que equivalen al 6.3% del total (CONAGUA, 2011).

### **3.3 Plantas de tratamiento de aguas residuales industriales**

En 2010, CONAGUA registró 2,903 plantas de tratamiento; de éstas, 2,850 operan con un caudal de 63.6 m<sup>3</sup>/s que equivale al 62.4% de su capacidad instalada. El tratamiento más utilizado es el secundario y se aplica en 1,726 plantas que tienen un gasto de operación de 45.5 m<sup>3</sup>/s. Las plantas que tratan un mayor volumen de agua residual aplicando este proceso están ubicadas en Sonora, Tamaulipas y Cd. de México; le sigue el tratamiento primario aplicado en 799 plantas con un gasto de operación de 14.4 m<sup>3</sup>/s y el tratamiento menos utilizado es el terciario y se aplica en 100 plantas con un gasto de operación de 1.3 m<sup>3</sup>/s (CONAGUA, 2011).

### **3.4 Procesos Anaerobios**

Exceptuando las aplicaciones para la digestión de lodos, su primera aplicación en el sector del saneamiento, los procesos anaerobios han sido utilizados para tratar aguas residuales de la industria de alimentos, de procesos, ganadero y otros por más de un siglo. En 2003 se reportó que existían 1600 sistemas anaerobios de tratamiento de aguas residuales industriales en operación alrededor del mundo (Kleerebezem, 2003) sin considerar los sistemas desarrollados por empresas nacionales, principalmente en China. Sin embargo han sido menos aplicados a aguas residuales diluidas, como aguas residuales municipales; estas aplicaciones existen en particular en países con climas cálidos.

Los procesos anaerobios ofrecen distintas ventajas sobre los procesos aerobios convencionales. En primera, no requieren oxígeno por lo que la energía requerida para transferirlo y disolverlo dentro del agua no es necesaria. Segundo, el metano es producido y puede ser utilizado como fuente de energía renovable, ya sea para producir electricidad o calor. Finalmente, menos biomasa es producida. Estas ventajas se limitan por las bajas tasas de crecimiento de organismos metanogénicos y la complejidad de los sistemas microbiales, además de la menor calidad en la descarga, comparada con procesos aerobios.

### **3.5 Reactores de flujo ascendente con lecho de lodos (UASBs)**

Los predecesores de los reactores UASBs se puede encontrar en el proceso anaerobio de contacto estudiado por Coulter *et al.*, (1957), Ettinger *et al.*, (1958), Fall y Krauss (1961) y Pretorius (1971). Así como un sistema similar llamado “Tanque Biolítico” usado en 1910 por Winslow y Phelps (1911). Hasta el desarrollo del reactor anaerobio de flujo ascendente con lecho de lodos en los 70s (Lettinga *et al.*, 1980).

La aplicación de los reactores UASB para el tratamiento de aguas residuales municipales bajo condiciones de bajas temperaturas fue estudiado en Holanda desde 1976 (Lettinga *et al.*, 1981) donde concluyeron que esta tecnología es simple, compacta y barata. En países tropicales, ha encontrado gran aceptación, siendo su primera aplicación en un proyecto financiado en 1982 por el gobierno holandés en Cali (Colombia) para probar la factibilidad técnica y financiera del proceso UASB para el tratamiento de aguas residuales municipales a escala piloto; ésta planta fue la primera de su tipo en el mundo (Louwe Kooijmans *et al.*, 1985).

### **3.6 Reactores biológicos de membrana (MBRs)**

La demanda de agua potable aumenta constantemente debido fundamentalmente al desarrollo industrial y al aumento de la densidad de población en zonas urbanas y, como consecuencia, la cantidad de agua residual que se vierte. Este incremento en la demanda, al volumen de agua contaminada y su impacto sobre el medio está haciendo que la presión sobre los niveles de contaminación en las descargas sea más exigente y la calidad requerida se acerque a los requerimientos de reutilización. Los reactores biológicos de membrana suponen un adelanto a los sistemas tradicionales, incorporando en una única etapa las operaciones de aireación, decantación secundaria y filtración.



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

### **3.7 Reactores anaerobios de membrana (AnMBRs)**

El primer sistema en utilizar filtración por membrana con un tratamiento anaerobio para agua residual fue desarrollado en 1978. La membrana externa de flujo cruzado trató efluente de tanque séptico, lo que resultó en un incremento de la concentración de la biomasa, una reducción de 85-95% de DBO, remoción de 72% de nitratos y una reducción de 24-85% de ortofosfatos (Grethlein, 1978).

El primer AnMBR comercialmente disponible fue desarrollado por Dorr-Oliver en 1980 para un tratamiento de aguas residuales provenientes de la industria láctea y fue conocido como Membrane Anaerobic Reactor System (MARS). Este sistema se conformó de un reactor anaerobio completamente mezclado de crecimiento suspendido para la biodegradación y un módulo de membrana externa de flujo cruzado para la separación de biomasa (Sutton, 1993).

Desde 1985, Japón impulsó un programa de investigación donde se desarrolló diferentes variedades de configuraciones de AnMBRs para tratamiento de aguas residuales industriales y municipales, las cuales contenían grasas/aceites, fécula de trigo, papel, efluentes de fermentación alcohólica y lodos de fosa séptica, logrando una remoción de DQO mayor a 90% en escala piloto (Kimura, 1991).

En 1987, un sistema conocido como ADUF fue desarrollado en Sudáfrica para el tratamiento de aguas residuales, con configuración similar al proceso MARS

aunque la membrana fabricada no requería un sistema de soporte de alta presión (Ross et al., 1990).

Durante los años 90s, la investigación en AnMBR se incrementó con las investigaciones de los materiales utilizados en las membranas, caracterización de agentes taponantes, el desarrollo de estrategias para la limpieza de las membranas y manejo del taponamiento de estas. Así como membranas sumergidas, aplicación de otro tipo de reactores además de los completamente mezclados y técnicas analíticas filogenéticas para caracterizar el consorcio microbiano del reactor y de la biopelícula taponante.

El desempeño de los AnMBRs tratando agua residual doméstica ha sido estudiado por escasos trabajos hasta la fecha. Entre los estudios realizados a escala piloto se encuentran los desarrollados por Gimenez *et al.*, (2011), Dagnew *et al.*, 2011 y Martínez- Sosa *et al.*, (2011).

Gimenez *et al.*, (2011) operó una instalación a escala piloto con capacidad de 2500L, alimentada con agua residual municipal pretratada. El piloto consistió en un reactor completamente mezclado (CSTR) anaerobio conectado a dos tanques que poseían membranas PURON® (PES) Koch Membrane Systems de fibra hueca con tamaño de poro de 0.05  $\mu\text{m}$ . Se aplicó burbujeo de gas, relajación y retrolavado para el control del taponamiento de la membrana. Durante el estudio, la remoción de DQO promedió fue alrededor del 87% durante una operación estable resultando un permeado de 77 mg/L. El taponamiento irreversible no fue observado durante los 135 días de operación, indicando que la combinación de relajación (250seg on y 50seg off), retrolavado y burbujeo de gas fue efectivo para la prevención del taponamiento en las membranas durante la operación con un flux subcrítico de 10 L/m<sup>2</sup>h y 70 días de TRS.

Dagnew *et al.*, (2011) operó un AnMBR escala piloto de 670L con una configuración similar con Gimenez *et al.*, (2011) con un reactor CSTR y un módulo externo de membranas ZeeWeed™ (PVDF) de fibra hueca. El sistema fue operado con un TRH de 8.5 h y un TRS de 80-100 días, a una temperatura de

22°C y fue alimentada con agua residual doméstica previamente cribada. La relajación de la membrana y el burbujeo de gas fueron utilizados durante la operación a un flux subcrítico de 17 L/m<sup>2</sup>h. Durante el estudio se observó 79% y 85% de remoción para DQO y DBO<sub>5</sub>. Las concentraciones de DQO en el permeado promediaron 47 mg/L indicando un buen desempeño en el tratamiento y no se detectó taponamiento de la membrana de acuerdo con el perfil de PTM a un flux de 17 LMH, aunque éste fue relativamente alto en comparación con otros estudios.

Martinez-Sosa *et al.*, (2011) operó un AnMBR con un volumen total de 350L para el tratamiento de agua residual doméstica. El sistema consistió en un reactor CSTR con un compartimento externo con membranas planas de polyeter sulfona (PES), sumergidas en un tanque independiente. El piloto fue operado alrededor de 100 días donde la temperatura se redujo de 35 a 28 °C en el día 69, y luego a 20°C en el día 79. El taponamiento de la membrana fue controlado por burbujeo de gas, relajación de la membrana y un retrolavado periódico. El reactor fue operado a un flux subcrítico de 7 L/m<sup>2</sup>h y un TRH de 19.2 h. Agua residual doméstica fue utilizada como influente, aunque fue suplementada con glucosa para incrementar el promedio de DQO total de 398 mg/L a 630 mg/L. Sin importar la temperatura, las remociones de DQO permanecieron aproximadamente del 90%. La alta remoción de DQO puede cuestionarse debido a que el uso de glucosa es un sustrato fácilmente degradable.

En un estudio similar al presente proyecto Salazar-Peláez, (2011) operó un reactor UASB piloto con capacidad de 700L acoplado con un módulo de membrana tubular externa de ultrafiltración (PVDF), operado bajo diferentes TRH (4, 8 y 12 horas). La filtración con la membrana tuvo una duración de 23 horas de filtración y una hora de lavado químico. Como resultados obtuvo valores de DQO total en el efluente entre 100 y 300 mg/L y en el permeado inferiores a 100mg/L a un TRH de 4 horas. Concluyó que la reducción en el tiempo de retención hidráulica tiene un efecto adverso en el desempeño del reactor UASB y en la membrana externa de ultrafiltración debido a un aumento en la tasa de taponamiento en ella provocada

por las diversas sustancias presentes en el efluente del reactor UASB y el porcentaje de flux recuperado en las membranas se deteriora con el tiempo debido a la formación de una capa taponante irremovible sobre la membrana.

#### **4. Marco Teórico**

##### **4.1 Agua Residual**

El agua residual es caracterizada en términos de sus propiedades físicas, químicas y biológicas. Los constituyentes de mayor interés para su tratamiento se muestran en la Tabla 4.1

**Tabla 4.1 Principales constituyentes de interés en el tratamiento de agua residual**

<b>Constituyente</b>	<b>Descripción</b>
Sólidos suspendidos	Promueven el desarrollo de depósitos de lodo y condiciones anaerobias cuando el agua residual no tratada es descargada en el ambiente acuático.
Orgánicos Biodegradables	Compuestos por proteínas, carbohidratos y grasas; son medidos en términos de DBO (demanda bioquímica de oxígeno) y DQO (demanda química de oxígeno). Si son descargados al ambiente, su estabilización biológica puede promover el agotamiento de oxígeno y el desarrollo de condiciones anaerobias.
Patógenos	Varias enfermedades pueden transmitirse por organismos patógenos que pueden estar presentes en el agua residual.
Nutrientes	Nitrógeno y Fósforo son nutrientes esenciales para el crecimiento. Cuando son descargados en ambientes acuáticos, originan el crecimiento de vida indeseable, si son descargados en cantidades excesivas en tierra pueden provocar contaminación en mantos acuíferos.
Contaminantes prioritarios	Compuestos orgánicos e inorgánicos catalogados por ser carcinógenos, mutagénicos o altamente tóxicos.
Orgánicos refractarios	Tienden a resistir métodos convencionales de tratamiento. Incluyen los surfactantes, fenoles y pesticidas agrícolas.
Metales Pesados	Provenientes de actividades industriales y comerciales.
Inorgánicos Disueltos	Constituyentes inorgánicos como calcio, sodio, cloruros y sulfatos incorporados o bien presentes en la fuente de suministro de agua.

Las aguas negras domésticas y los desechos industriales se consideran fuentes contaminantes puntuales ya que se recolectan mediante una red de tubos o canales y se conducen hasta un solo punto de descarga en el agua receptora.

Las aguas negras domésticas consisten en desechos de hogares, escuelas, oficinas y tiendas. Las aguas negras municipales incluyen las aguas negras domésticas y los desechos industriales cuyas descargas son manejadas por los sistemas municipales urbanos y rurales. Las descargas industriales son aquellas que se vierten directamente a los cuerpos receptores de propiedad nacional, sin pasar por sistemas de drenaje, como es el caso de la industria autoabastecida (CONAGUA, 2011). En la Tabla 4.2 se muestra la composición típica de agua residual doméstica.

**Tabla 4.2 Composición típica de agua residual doméstica (Metcalf y Eddy, 2003)**

		Concentración		
Contaminante	Unidad	Baja	Media	Alta
Sólidos Totales (ST)	mg/L	390	720	1230
Sólidos volátiles totales (SVT)	mg/L	110	200	340
Sólidos totales fijos (STF)	mg/L	160	300	520
Sólidos suspendidos (SS)	mg/L	120	210	400
Sólidos suspendidos volátiles (SSV)	mg/L	95	160	315
Sólidos suspendidos fijos (SSF)	mg/L	25	50	85
Demanda Química de Oxígeno (DQO)	mg/L	250	430	800
Amonio (NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> -N)	mg/L	12	25	45
Fósforo total	mg/L	4	7	12

## **4.2 Sistemas municipales de tratamiento de aguas residuales**

Los métodos de tratamiento donde se aplican fuerzas físicas se conocen como operaciones unitarias, mientras que los métodos de tratamiento en donde la remoción de contaminantes se debe a reacciones químicas o biológicas se llaman procesos unitarios.

Actualmente, operaciones y procesos unitarios se asocian para el tratamiento de aguas residuales municipales, éstos se agrupan en las siguientes categorías: previo, primario, primario avanzado, secundario y terciario o avanzado. Se considera que cada una de las etapas de tratamiento incluye los pasos previos. Es decir, el tratamiento primario incluye los procesos de tratamiento previo. Así mismo, se supone que el tratamiento secundario incluye el previo y el primario.

El tratamiento previo permite proteger el equipo de la planta de tratamiento de aguas residuales (PTAR) ya que remueve sólidos gruesos y arenas. El tratamiento primario permite eliminar los contaminantes que sedimentan o flotan; elimina el 60% de los sólidos suspendidos en las aguas negras y 35% de la  $DBO_5$ , sin embargo no elimina los contaminantes solubles. En el tratamiento primario avanzado, sustancias químicas (coagulantes) son agregadas para elevar la remoción de sólidos suspendidos y coloidales, no afectando los sólidos disueltos.

El tratamiento secundario normalmente se aplica utilizando procesos biológicos; éstos se diseñan para acelerar los procesos naturales de descomposición de los contaminantes orgánicos degradables en un tiempo corto; anula más del 85% de la  $DBO_5$  y los sólidos suspendidos, no elimina cantidades importantes de nitrógeno, fósforo o metales pesados, ni elimina por completo las bacterias y los virus patógenos.

Cuando las concentraciones remanentes del tratamiento secundario son inadecuadas, se aplica el tratamiento terciario o avanzado. Son procesos que pueden consistir en tratamiento químico y filtración del agua residual. Algunos de esos procesos eliminan el 99% de la  $DBO_5$ , el fósforo, los sólidos suspendidos y

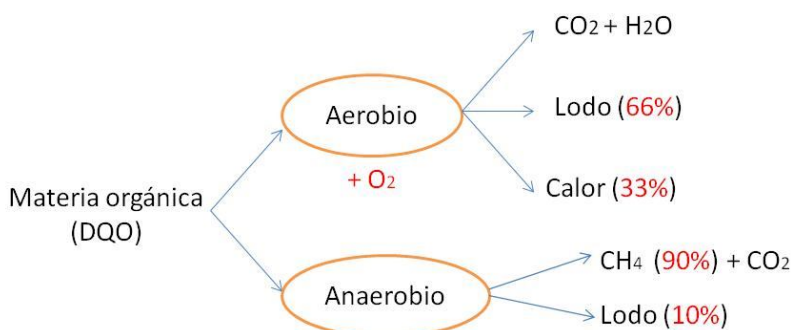
las bacterias y el 95% del nitrógeno. Producen una descarga limpia y cristalina parecida a la de un agua potable (Davis-Masten, 2005).

Una fracción de las sustancias orgánicas se descompone y forma dióxido de carbono y agua, ambos inofensivos. Sin embargo, la mayor parte de las impurezas del agua residual se elimina del agua como un sólido que sedimenta, es decir, un lodo. Su tratamiento, manejo y disposición final se deben hacer con cuidado para lograr un control satisfactorio de la contaminación.

#### 4.2.1 Procesos biológicos

La vía biológica hace intervenir microorganismos que consumen la materia orgánica soluble y buena parte de la particulada (sólidos suspendidos), lo que representa un cambio en su estado y una real remoción.

El tratamiento aerobio lleva a cabo procesos catabólicos oxidativos que transforman la materia orgánica en dióxido de carbono, agua y nuevas células microbianas. Para ello se requiere la presencia de un oxidante de la materia orgánica y normalmente este no está presente en las aguas residuales, por lo que requiere ser introducido artificialmente. La forma más conveniente de introducir un oxidante es por la disolución del oxígeno de la atmósfera, utilizando la aireación mecánica, lo que implica altos costos operacionales del sistema de tratamiento, por la energía eléctrica requerida para ello. Adicionalmente, la mayor parte de la DQO de la materia orgánica es convertida en lodo, que cuenta con un alto contenido de material putrescible que debe ser estabilizado.

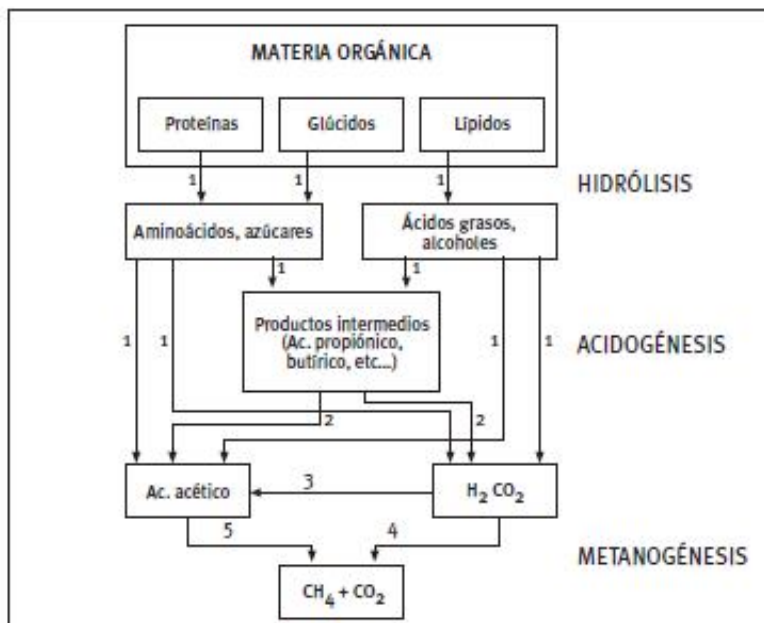


**Figura 4.1 Balance de materia orgánica**

El tratamiento anaerobio es un proceso de transformación y no de destrucción (mineralización) de la materia orgánica. Como no hay presencia de un oxidante en el proceso, la mayor parte de las reacciones se hacen por la vía fermentativa, por lo que la capacidad de transferencia de electrones de la materia orgánica permanece intacta en el metano producido. En vista de que no hay oxidación, se tiene que la DQO teórica del metano equivale a la mayor parte de la DQO de la materia orgánica digerida (90%), una mínima parte de la DQO es convertida en lodo (10%). En las reacciones bioquímicas que ocurren en la digestión anaerobia, solo una pequeña parte de la energía presente en el sustrato es liberada, mientras que la mayor parte de esa energía permanece como energía química en el metano producido. La Figura 4.1 muestra el balance de materia orgánica de los procesos biológicos mencionados anteriormente.

#### 4.2.2 Proceso de digestión anaerobia

El proceso de digestión anaerobia consiste en cuatro fases: Hidrólisis, Acidogénesis, Acetogénesis y Metanogénesis. La Figura 4.2 muestra la ruta metabólica y microorganismos que intervienen en el proceso.



**Figura 4.2 Fases de la digestión anaerobia y poblaciones de microorganismos**  
**1) Bacterias hidrolíticas-acidogénicas; 2) Bacterias acetogénicas; 3) Bacterias**  
**homoacetogénicas; 4) Bacterias metanogénicas hidrogenófilas; 5) Bacterias**  
**metanogénicas acetoclásticas.** Fuente: www.biodisol.com



Hidrólisis. Es el primer paso de la mayoría de los procesos de remoción de contaminantes por vía microbiana, en el cual la materia particulada es transformada en compuestos solubles que pueden ser hidrolizados a monómeros simples para luego ser utilizados por bacterias que realizan, en el caso de la digestión anaerobia, su fermentación.

Acidogénesis. Es el segundo paso de la vía anaerobia (también conocido como fermentación). En este proceso, aminoácidos, azúcares y algunos ácidos grasos son degradados a sustancias más simples. Los productos principales de la fermentación son el acetato, hidrógeno y  $\text{CO}_2$ , así como productos intermedios como propionato y butirato, los cuales posteriormente son fermentados para también producir hidrógeno, acetato y  $\text{CO}_2$ , precursores de la formación del metano.

Acetogénesis. En este tercer paso, las bacterias acetogénicas productoras obligadas de hidrógeno (OHPA por sus siglas en inglés) forman parte de un grupo metabólico intermediario donde son responsables en la oxidación de productos generados en la fase acidogénica en un sustrato apropiado para los microorganismos metanogénicos. Los productos generados son ácido acético, hidrógeno y dióxido de carbono.

Metanogénesis. El cuarto paso, llevado a cabo por un grupo de microorganismos conocidos como metanógenos, que pertenecen al dominio de las Arqueas. Dos grupos de organismos metanogénicos se involucran en la producción de metano. El primer grupo denominado *arqueas metanogénicas acetoclásticas*, transforman el acetato en metano y dióxido de carbono. El segundo grupo, conocido como *arqueas metanogénicas hidrogenófilas*, utilizan hidrógeno como donador de electrones y  $\text{CO}_2$  como aceptor para producir metano.

El grupo de microorganismos responsables de la hidrólisis y fermentación consiste en bacterias anaerobias como: *Clostridium spp.*, *Peptococcus anaerobus*, *Bifidobacterium spp.*, *Desulphovibrio spp.*, *Lactobacillus*, *Actinomyces*, *Staphilococcus* y *Escherichia coli*.

Los microorganismos responsables de la producción de metano, clasificados como *Archaea*, son estrictamente anaerobios. Destacan el género *Methanosarcina* y *Methanothrix* capaces de utilizar el acetato para producir metano y dióxido de carbono.

#### **4.2.2.1 Consideraciones para procesos de tratamiento anaerobio**

*Características del agua residual.* Una amplia variedad de aguas residuales han sido tratadas mediante procesos anaerobios. Estos son particularmente adaptados para tratar aguas residuales altamente concentradas y con temperaturas cálidas debido a que no requieren aireación y sintetizan una baja cantidad de biomasa. Otras consideraciones a tomar son la presencia de corrientes potencialmente tóxicas, variaciones de flujo estacionales y concentraciones inorgánicas. Los procesos anaerobios son capaces de responder rápidamente a la alimentación de agua residual después de largos periodos de la adición de sustrato.

*Variaciones de flujo y carga.* Amplias variaciones en el flujo del influente y cargas orgánicas pueden alterar el balance entre la fermentación ácida y la metanogénesis del proceso anaerobio. Para sustratos fácilmente degradables las reacciones acidogénicas puede ser más rápidas a altas cargas y pueden incrementar la concentración de ácidos grasos volátiles (AGV) disminuyendo el pH y por ende la inhibición de la metanogénesis.

*Concentración Orgánica y Temperatura.* El tratamiento anaerobio es favorecido a temperaturas de 25 a 35°C pero también puede aplicarse a bajas temperaturas y puede mantenerse en 10 a 20°C. En estas temperaturas, las tasas de reacción disminuyen requiriendo altos TRS, altos volúmenes del reactor y bajas cargas de

DQO (Collins *et al.*, 1998). Cuando altos TRS son necesarios, la pérdida de sólidos en un reactor anaerobio puede convertirse en un factor limitante.

*Tiempo de Retención de Sólidos (TRS)*. El tiempo de retención de sólidos es un parámetro fundamental para la operación de procesos anaerobios. En general, valores de TRS mayores a 20 días son necesarios para procesos anaerobios a 30°C para un tratamiento efectivo, y altos TRS's para bajas temperaturas.

*pH, alcalinidad y ácidos grasos volátiles*. Las bacterias metanógenicas tienen un crecimiento óptimo entre 6.6 -7.6 unidades de pH (Rittman y Mc Carthy, 2001); sin embargo, pueden conseguir estabilidad para la formación de metano en un rango más amplio entre 6.0 y 8.0 unidades. Valores menores a 6.0 y superiores a 8.3 deben evitarse para prevenir la completa inhibición de las bacterias metanogénicas (Chernicharo, 1997).

Cuando las bacterias metanógenicas se encuentran presentes en cantidad suficiente, las condiciones ambientales en el interior del sistema de tratamiento son favorables, ya que éstas utilizan los ácidos intermediarios tan pronto como son formados evitando su acumulación. De este modo, se conserva la alcalinidad natural del medio y se garantiza que el pH permanezca en un rango favorable de las mismas. Por el contrario, si estas bacterias no se encuentran en suficiente cantidad, los ácidos grasos volátiles no serán consumidos a la misma tasa en que son producidos por las bacterias acidogénicas, acumulándose en el sistema y ocasionando el rápido consumo de la alcalinidad disponible y el descenso de pH por la presencia de los ácidos libres que no lograron neutralizarse (van Haandel y Lettinga, 1994; Chernicharo, 1997).

Cuando los AGV aumentan, son neutralizados por la alcalinidad debida al bicarbonato y se forma la alcalinidad debida a los ácidos volátiles. En este caso, la alcalinidad total es debida a la alcalinidad al bicarbonato y los ácidos grasos volátiles.

El índice  $\alpha$  es empleado para el control de la capacidad buffer del sistema y corresponde a la relación entre la alcalinidad al bicarbonato y la alcalinidad total se recomiendan valores superiores a 0.5 durante el arranque, alcanzándose condiciones estables en el sistema con valores de 0.7 (Jenkins et al, 1983).

Inóculo. Es uno de los factores influyentes para el arranque rápido de los reactores anaerobios, ya que éste contiene la biomasa activa encargada de degradar el sustrato. La procedencia del lodo determina sus características y dependiendo del tipo del proceso y de agua residual, se podrán presentar condiciones favorables al desarrollo de microorganismos para llevar a cabo un tratamiento eficiente del agua residual (Ince *et al.*, 1995).

La cantidad de inóculo tiene un efecto importante sobre el período de arranque y el tipo de gránulo formado; poco inóculo retrasa el proceso y una gran cantidad genera lavado de lodo. La cantidad de lodo recomendado para inocular un reactor anaerobio oscila entre 10 – 20 kg/SSV/m<sup>3</sup> (Hulshoff Pol *et al.*, 1996).

La calidad se refleja cuando el gránulo está adaptado al tipo de sustrato, tiene buenas condiciones de sedimentabilidad y valores altos de actividad metanogénica; se pueden diferenciar tres tipos de lodo: el *lodo disperso* cuando no hay agregado de partículas del lodo y por lo tanto tiene pobres propiedades de sedimentación; el *lodo floculento* donde el agregado está como flóculos sueltos con propiedades intermedias de sedimentación y el *lodo granular* que es aquel que presenta agregados en gránulos compactos con excelentes propiedades de sedimentación (Field, 1987).

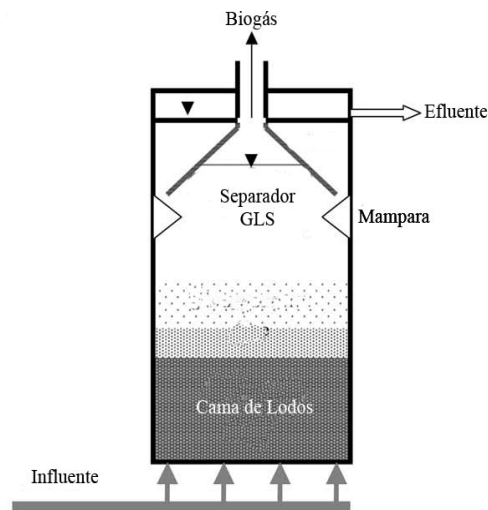
### **4.3 Reactores UASB**

En países que poseen un clima cálido durante el año, las altas temperaturas del agua residual permiten y favorecen el tratamiento anaerobio del agua residual municipal. El reactor UASB, originalmente utilizado para propósitos de manejo de

aguas residuales industriales, es en esos casos una atractiva alternativa en el sector de agua residual doméstica o municipal.

El reactor UASB se compone de dos partes, dentro de un tanque cilíndrico o rectangular: la parte baja e intermedia donde se encuentra la cama de lodos y un separador gas-líquido-sólido en la parte superior (Lettinga y Hulshoff, 1991).

El reactor UASB se inocula con lodo digerido, floculento, o preferentemente de tipo granular. Bajo condiciones apropiadas, partículas dispersas y ligeras son expulsadas mientras que los componentes pesados se retienen formando gránulos o flóculos constituidos por material orgánico, inorgánico y agregado bacteriano en el lodo inoculado (Hulshoff Pol *et al.*, 2004). Después de un período (usualmente 2 – 8 meses dependiendo de la cantidad inoculada y de la actividad metanogénica del material),



**Figura 4.3 Esquema de un reactor UASB**

Fuente: Adaptado de Sunny *et al.*, 2006

y en función de las condiciones de operación y de las características del agua residual y del lodo utilizado, se desarrolla una cama de lodos muy densa que puede ser granular o floculenta con altas propiedades de sedimentación. Por arriba de la cama de lodos, existe una zona cubierta de lodo con un crecimiento más disperso y con partículas de baja velocidad de sedimentación (Aiyuk *et al.*, 2006). Las reacciones biológicas se llevan a cabo principalmente en la cama de lodos.

A medida que el flujo asciende, los compuestos orgánicos solubles en el influente son transformados en biogás compuesto de metano y dióxido de carbono principalmente. El biogás producido y partículas de lodo arrastradas hacia la parte superior son separadas del efluente por el separador GLS sumergido en la zona

superior del reactor. El sistema separador GLS se compone de mamparas que previenen el lavado de material bacteriano o lodo granular flotante al favorecer el regreso de los sólidos sedimentables a la zona de reacción (Lettinga y Hulshoff Pol, 1991; Hickey *et al.*, 1991).

La principal característica del reactor UASB que lo hace el digestor anaerobio de alta tasa más aplicado mundialmente es la presencia de lodo granular o floculento de alta sedimentabilidad, que permite lograr altas remociones de DQO sin la necesidad de utilizar otro material como soporte. Además, la turbulencia causada por las burbujas de gas que ascienden provee mayor contacto de la biomasa con el agua residual. Por lo tanto, el mezclado mecánico no es necesario, reduciendo significativamente la demanda de energía y los costos asociados a ella.

Cabe mencionar que debido a la granulación en un reactor UASB, los tiempos de retención hidráulicos y sólidos pueden ser manipulados independientemente, esto permite que el diseño se base en la capacidad de degradación de la biomasa y por ende la reducción de tiempos de tratamiento que van de días a horas (Hickey *et al.*, 1991).

Por el otro lado, los reactores UASB presentan ciertas dificultades como:

- Son susceptibles a los cambios de temperatura y cargas orgánicas durante su arranque (Weiland y Rossi., 1991).
- Lavado, flotación y desintegración de lodo granular (Li *et al.*, 2008).
- Su desempeño se deteriora a bajas temperaturas (Lew *et al.*, 2001).
- Concentración alta de sulfatos (Heffernan *et al.*, 2011).
- Necesidad de un post tratamiento para lograr los estándares de descarga para materia orgánica, nutrientes (ej  $\text{NH}_4^+$ ,  $\text{PO}_4^{3-}$ ,  $\text{S}^{2-}$ ) y patógenos (Mahmoud, 2008).
- Necesidad de purificación del biogás.

#### 4.3.1 Parámetros a controlar en un reactor UASB

*Valor pH.* El valor de pH en la digestión del sustrato es determinante debido a la actividad de las bacterias metanogénicas que son muy sensibles a este parámetro y por lo tanto debe ser controlado continuamente. Es importante señalar que en la mayoría de los casos, la variación del pH es un síntoma de un desequilibrio, y no la causa de la inhibición del proceso.

*Demanda Química de Oxígeno (DQO).* El tratamiento anaerobio puede ser aplicado para bajas como para altas concentraciones de DQO. Dependiendo de las condiciones locales de temperatura, las ventajas del proceso anaerobio pueden mantenerse aún con DQO bajas. Sin embargo, las ventajas de este proceso se manifiestan en forma clara en aguas residuales con DQO superiores a 1000 mg/L.

*Temperatura.* El proceso de degradación anaerobia es óptimo a una temperatura de 35-38°C (rango mesófilo). Debajo de ese intervalo la tasa de digestión disminuye. No obstante, proporcionando condiciones apropiadas, el tratamiento anaerobio posee un alto potencial si la temperatura ambiente se encuentra por encima de 20°C. Debajo de esta temperatura, las tasas de reacción disminuyen considerablemente (rango psicrófilo).

*Ácidos Orgánicos.* Durante la degradación anaerobia, el sustrato es reducido a cadenas cortas de ácidos carboxílicos. Si la concentración de uno de los ácidos excede un valor tolerable, es muestra que se presenta un desequilibrio en el proceso. Así mismo, el efecto de inhibición de los ácidos depende del valor de pH, es decir, a bajos valores de pH estos compuestos tienen mayor grado de inhibición. La producción de AGV's no es significativa en el tratamiento de aguas residuales municipales y sus concentraciones siempre se encuentran por debajo de los límites inhibitorios permitiendo que el proceso metanogénico se establezca progresivamente (Foresti, 2002).

*Concentración de amonio.* El amonio, frecuentemente originado por la degradación de proteínas y aminoácidos, puede causar inhibición al proceso. La inhibición del amonio, debida a la forma del amoniaco disuelto, es favorecida por valores altos de pH, debido a que estas condiciones favorecen esta forma del compuesto.

*Tiempo de Retención Hidráulico (TRH).* El TRH es el tiempo que el agua residual permanece dentro del reactor, influye en la reducción de DQO e influye en la tasa de degradación deseada.

$$TRH = \frac{V}{Q}$$

*TRH = tiempo de retención hidráulica, T*

*V = volumen del reactor, L<sup>3</sup>*

*Q = flujo volumétrico, L<sup>3</sup>/T*

*Velocidad Ascendente.* La velocidad ascendente no debe exceder un límite superior con el fin de prevenir el lavado de lodo: Una rapidez mínima es deseada, debido a que la turbulencia mejora el contacto del agua residual con el lodo. En un reactor UASB, la velocidad ascendente debe estar en un rango entre 0.2-1 m/h.

La velocidad ascendente es igual a la tasa de alimentación dividida por el área de sección transversal del reactor:

$$v = \frac{Q}{A}$$

*v = velocidad ascendente, m/h*

*A = área de sección transversal, m<sup>2</sup>*

*Q = Caudal del influente, m<sup>3</sup>/h*

*Desempeño.* El tratamiento aerobio convencional de agua residual municipal se distingue por TRH de 6 a 8 horas, resultando eficiencias de remoción para DBO del 80 al 90 %, una DQO para el efluente de 100-220 mg/L y una concentración de sólidos suspendidos totales (SST) de 30-70 mg/L (Verstraete *et al.*, 1999). Un reactor UASB alimentado con agua residual municipal con temperatura superior a



los 20°C y un TRH entre 6 y 8 horas, entregará una calidad de agua tratada con DQO entre 140 y 160 mg/L, DBO entre 80 y 100 mg/L y SST entre 60 y 80 mg/L (Morgan *et al.*, 1996). Entorno a la remoción de nutrientes ( $\text{NH}_4^+\text{-N}$  y  $\text{PO}_4^{3-}\text{-P}$ ), estas son muy bajas (Mahmoud, 2008) alcanzando por lo general concentraciones de amonio superiores a la salida.

#### **4.4 Procesos por membrana**

Los procesos de membrana pueden clasificarse en varias maneras que incluyen el tipo de material con el que está hecha la membrana, la naturaleza de la fuerza impulsora, el mecanismo de separación y el tamaño nominal de la separación alcanzada.

*Materiales para membrana.* Las membranas utilizadas para el tratamiento de agua y agua residual consisten en una delgada película con un grosor de 0.20 a 0.25 $\mu\text{m}$  sujeta a una estructura más porosa de 100 $\mu\text{m}$  de espesor. La mayoría de las membranas comerciales son producidas como hojas planas, finas fibras huecas o en forma tubular. Las membranas pueden ser hechas a partir de materiales orgánicos e inorgánicos.

Las membranas orgánicas como la celulosa y sus derivados, son polímeros hidrófilos que tienen bajo costo, poca tendencia a la absorción, tienen la ventaja de ser relativamente resistentes al cloro y, a pesar de su sensibilidad a los ácidos, a la hidrólisis alcalina, a la temperatura y a la degradación biológica, se utilizan ampliamente para desalación, ablandamiento, desinfección y clarificación. Las poliamidas aromáticas son usadas por su propiedad de selectividad al permeado y por una mejor estabilidad térmica, química e hidrofílica; sin embargo tienen gran sensibilidad a la degradación oxidativa y no puede tolerar exposición al cloro.

Otra clase de polímeros, son las polisulfonas (PSF) y las polietersulfonas (PES), que si bien no son hidrófilos tienen una tendencia alta a la adsorción, además de una buena estabilidad química, mecánica y térmica; se usan normalmente como

membranas de UF, como soporte de membranas mixtas o como membranas de hemodiálisis. A causa de su excelente estabilidad química y térmica, los siguientes polímeros hidrófobos se utilizan como membranas macroporosas: politetrafluoretileno (PTFE), polifluoruro de vinilideno (PVDF), polietileno (PE), policarbonato (PC) o isopropileno (PP).

Las membranas inorgánicas generalmente poseen mayor estabilidad química, mecánica y térmica en comparación con los polímeros orgánicos. Pero tienen la desventaja de ser muy frágiles y más caras que las membranas orgánicas, por lo que su aplicación es limitada. Las membranas cerámicas son su principal representante y sus materiales cerámicos son óxidos, nitruros o carburos tales como el aluminio, zirconio o titanio.

*Fuerza impulsora.* Es la aplicación de presión hidráulica, diferencia de concentración o fuerza electromotriz para la separación deseada. Las membranas aplicadas en agua y tratamiento de agua residual son limitadas a procesos que utilizan la presión y electrodiálisis como fuerza impulsora, que junto con las propiedades de la membrana y tipo de mecanismo pueden variar un proceso de otro.

*Mecanismo de Separación.* La separación de partículas se acompaña de la retención o exclusión de tamaño de las mismas como es el caso de la microfiltración y ultrafiltración. En la nanofiltración las partículas pequeñas son rechazadas por la capa de agua adsorbida en la superficie de la membrana. Sin embargo, existen otros mecanismos en donde las membranas no son necesariamente utilizadas para retener contaminantes sino el paso de agua a través de ella, como es el caso de extraer selectivamente constituyentes (proceso extractivo) o introducir un componente en su forma molecular (proceso difusivo).

*Tamaño de separación.* El tamaño de poros de la membrana son identificados como macroporos (>50nm), mesoporos (2 a 50nm) y microporos (<2nm). Esto significa que las membranas MF, UF, NF y DIA son porosas.

Las membranas no porosas pueden considerarse medios densos, donde la difusión de especies tiene lugar en el volumen libre que está presente entre las cadenas macromoleculares del material de la membrana. Las membranas de PG, PV y de OI son de este tipo. Mientras que las membranas de intercambio iónico son un tipo especial de membranas no porosas que consisten en geles portadores de cargas positivas o negativas. Una membrana con cargas positivas fijadas se denomina membrana de intercambio aniónico, mientras que una membrana de intercambio catiónico es aquella que posee cargas negativas.

#### **4.4.1 Microfiltración, ultrafiltración, nanofiltración y ósmosis inversa**

Las membranas de microfiltración son las más numerosas en el mercado y son aplicadas como tratamiento avanzado, comúnmente como sustitución de la filtración para reducir turbiedad, sólidos suspendidos residuales y reducción de bacterias para condicionar el agua para una desinfección efectiva.

Las membranas de ultrafiltración son utilizadas para remover compuestos disueltos con alto peso molecular como coloides, proteínas y carbohidratos, además de células microbianas, pero no remueven sales. La ultrafiltración es usada típicamente en aplicaciones industriales para la producción de procesos de agua con alta pureza.

La nanofiltración puede retener partículas tan pequeñas como  $0.001\mu\text{m}$ , es utilizada para la remoción de constituyentes disueltos del agua residual como iones metálicos multivalentes responsables de la dureza. Debido a que los constituyentes orgánicos e inorgánicos, así como bacterias y virus, son removidos, los requerimientos de desinfección son minimizados.

La ósmosis inversa es capaz de rechazar contaminantes o partículas, con diámetros de 0.0001µm puede llevar a la remoción de sales, durezas, patógenos, turbidez, compuestos orgánicos sintéticos, pesticidas y la mayoría de los contaminantes del agua potable.

En la Figura 4.4 se puede observar los rangos de los tipos de membranas que existen.

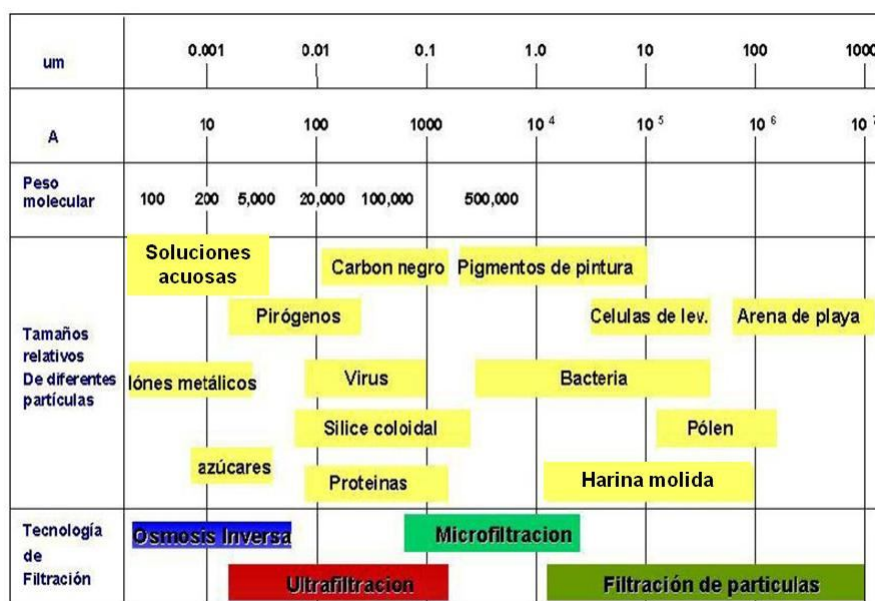


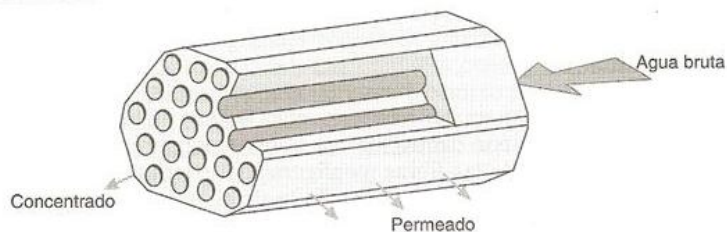
Figura 4.4 Rangos de separación de procesos por membrana

#### 4.4.2 Configuración de la membrana

El termino módulo es utilizado para describir a la unidad completa comprendida por las membranas, la estructura para soporte de la presión, la entrada de alimentación y salida del permeado junto con puntos de extracción del mismo. Los principales tipos de módulos de membrana son: tubular, fibra hueca, arrollamiento en espiral y placa y bastidor.

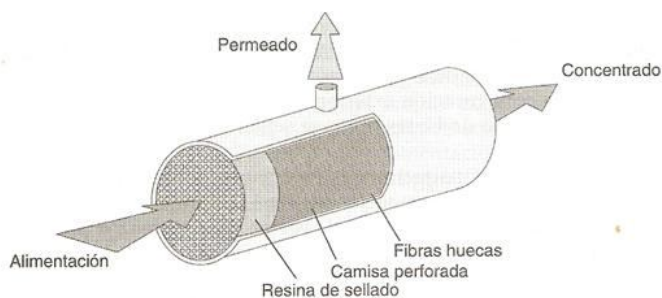
*Tubular.* El módulo tubular, Figura 4.5, es la configuración más simple en que la membrana se moldea sobre la pared interior (para el caso de membranas externas) o exterior (para el caso de membranas sumergidas) de un tubo soporte.

Estos tubos tienen diámetros interiores que están entre los 6 a 40mm. Los tubos individuales pueden colocarse en el interior de mangas de acero inoxidable o de PVC para las unidades externas a pequeña escala o agrupados en haces de 3 a 151 tubos en un alojamiento cilíndrico con placas finales adecuadas.



**Figura 4.5 Módulo tubular**

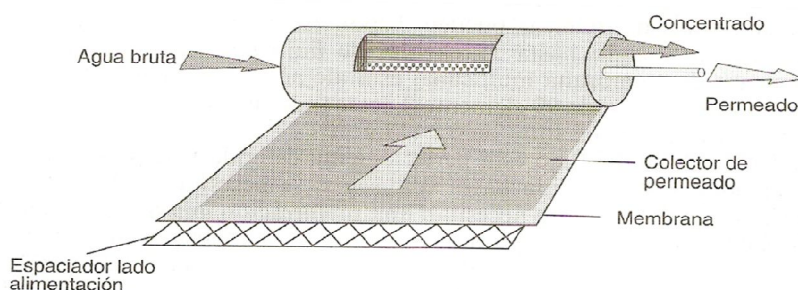
*Fibra hueca.* Las fibras están reunidas en un haz de varios cientos o miles de membranas individuales (Figura 4.6). El flujo de alimentación tiene lugar por dentro de las fibras o bien por fuera de las mismas (lo más frecuente). Como la densidad del empaquetado es inversamente proporcional al diámetro, estas unidades son muy compactas permitiendo que varios haces pueden ser dispuestos en un solo alojamiento suministrando unidades con grades áreas superficiales capaces de producir hasta 220 m<sup>3</sup>/día.



**Figura 4.6 Módulo de fibra hueca**

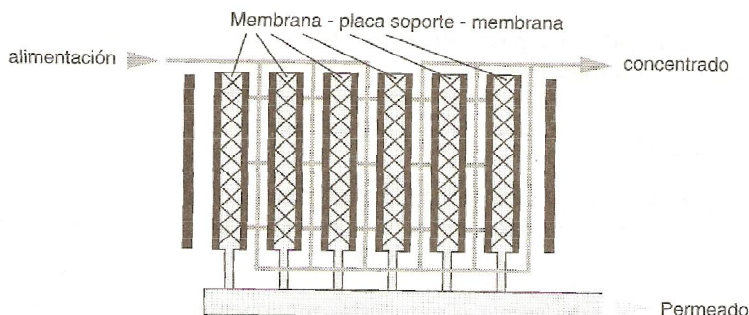
*Arrollamiento en espiral.* Se trata de una envolvente de dos membranas planas encerrando una hoja flexible porosa y unida por tres de sus bordes (Figura 4.7). El borde longitudinal abierto está conectado y enrollado sobre un tubo perforado que recolecta y transporta el permeado. Varias capas son ensambladas y separadas

una de otra por un espaciador del lado de la alimentación. Este espaciador no sólo mantiene abierto un canal de flujo para la alimentación, sino que también cumple la importante función de inducir turbulencias y reducir así la concentración de la polarización. El espaciador puede ser una malla o un separador corrugado. El módulo de arrollamiento espiral es más sensible a la obstrucción que los sistemas de lámina plana y canal abierto debido al espaciador y no pueden utilizarse directamente con agua turbia sin pretratamiento.



**Figura 4.7 Módulo de arrollamiento en espiral**

*Placa y bastidor.* Estos módulos están hechos de membranas de cara plana y placas de soporte (Figura 4.8); el espesor de la lámina está en el rango entre 0.5 y 3 mm. Las placas aseguran soporte mecánico de la membrana y al mismo tiempo el drenado del permeado. Las unidades pueden desmontarse fácilmente para tener accesibilidad para la limpieza o cambio manual de las membranas. En algunos diseños, el permeado es recogido de las placas de soporte individuales, lo que hace que la localización de las membranas defectuosas o dañadas sea un asunto sencillo de resolver.



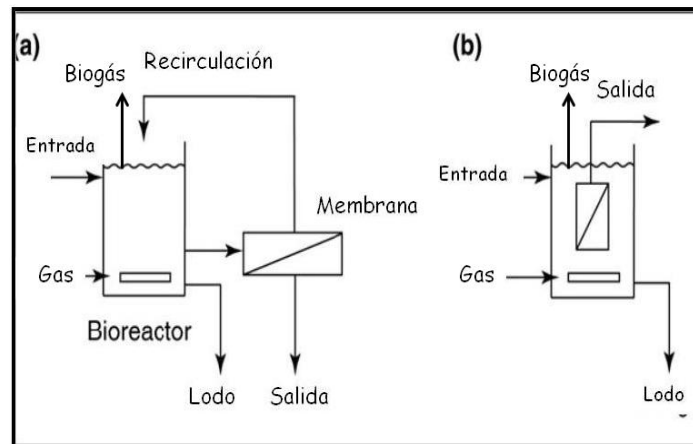
**Figura 4.8 Placa y bastidor**

## 4.5 Reactores AnMBR

Un AnMBR se puede definir como un proceso biológico de tratamiento operado sin oxígeno utilizando una membrana para facilitar una separación sólido-líquido completa.

Existen dos principios para el diseño y operación de la membrana (Figura 4.9). La membrana puede ser operada bajo presión o bajo vacío. En el primero, la membrana se encuentra separada del bioreactor y una bomba es requerida para crear la presión necesaria para lograr que el efluente del bioreactor pase a través de la membrana y producir el permeado. Esta configuración se llama membrana lateral externa.

Cuando la membrana es operada bajo vacío, en lugar de presión directa, la configuración se llama sumergida o inmersa debido a que la membrana es colocada dentro del líquido. Una bomba o la misma gravedad extraen el permeado a través de la membrana. Esta configuración a su vez puede usarse en otras dos: sumergida directamente dentro del bioreactor o en un tanque separado.



**Figura 4.9 Configuraciones de los BRAMs a) Membrana lateral externa b) Membrana sumergida directamente dentro del reactor.** Fuente: Adaptado de Judd *et al.*, 2011.

*Temperatura, TRH y TRS en BRAMs.* La operación a temperaturas menores a 25°C es factible, pero se requiere mayor TRS incluso el doble de que es utilizado para una operación mesofílica, debido a que el metabolismo de las bacterias anaerobias se reduce al disminuir la temperatura y por ende la hidrólisis de sólidos. La operación se basa más en la independencia de TRH con respecto al TRS debido a que la pérdida de biomasa viable debe ser mínima. Debido a lo anterior, el uso de membranas ayuda a disminuir esas desventajas, ya que éstas poseen alta capacidad en retención de sólidos. Así, un BRAM puede operar en un rango variado de temperatura que permita el aumento de TRS y la disminución de TRH debido a la biomasa retenida.

El TRH de un reactor influye en el costo capital, ya que a una composición dada en el influente, una carga orgánica alta reduce el TRH y por ende el tamaño del reactor permitiendo que los costos disminuyan. En general, los TRHs utilizados en BRAMs han sido elevados en comparación con reactores anaerobios de alta tasa sin membrana.

*Desempeño de la membrana en BRAMs.* El desempeño de una membrana es sinónimo de flux. El flux de una membrana es uno de los parámetros más importantes que determinan la economía de los bioreactores con membrana. Un mayor flux de membrana permite un área superficial menor para una capacidad de tratamiento dada. De cualquier modo, existe un flux crítico para la membrana filtrante. Idealmente, la operación de la membrana por debajo del flux crítico permite una presión transmembrana constante (PTM) sin taponamiento a corto plazo, mientras una operación por encima del flux crítico causa un incremento rápido de PTM.

De cualquier modo, el material presente en el agua alimentada gradualmente ensucia la membrana y con un flux constante la presión transmembrana asciende a lo largo del tiempo. El llamado "flux sustentable" es el flux impuesto que permite una operación duradera antes que la PTM alcance un nivel inaceptable.

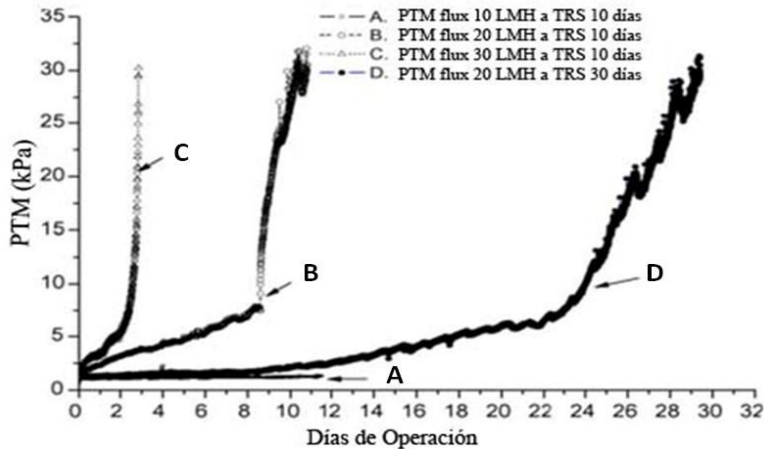


Etapa 1: Un período corto donde sube la PTM debido a un condicionante, que permite la interacción de sustancias poliméricas extracelulares (SPE) presentes en el medio con la superficie de la membrana provocando que sus propiedades cambien y formen una torta o capa debido a la retención de sólidos provocando que la permeabilidad de la membrana disminuya. Estos factores se deben al fenómeno de concentración-polarización que describe el comportamiento del soluto para depositarse en la membrana: solución de interfaz dentro de una capa límite o película líquida durante una operación a flujo cruzado. Esta capa contiene líquido retenido, ya que en la superficie de la membrana en si la velocidad del líquido es cero, haciendo que el único modo de transporte dentro de esta capa sea la difusión, la cual es más lenta que el transporte convectivo en el seno del líquido.

Etapa 2: Un período largo donde sube la PTM, ya sea lineal o ligeramente exponencial. Esta etapa se caracteriza por la continua acumulación de material coloidal y particulado, promoviendo la adsorción y la formación de una capa taponante durante el inicio de esta etapa. Con el tiempo, el bloque parcial o total de poros se lleva a cabo.

Etapa 3: Un rápido aumento en la PTM, con un incremento súbito en  $dPTM/dt$ , conocido como el salto de PTM (Zhang *et al.*, 2006). Esta etapa ocurre cuando algunas zonas de la membrana se encuentran más taponadas que otras, la permeabilidad se promueve en las que no lo están, provocando un flux crítico en esas zonas. Bajo esas condiciones, la tasa de taponamiento incrementa rápidamente, con el flux de forma exponencial.

La Figura 4.10 ilustra tres etapas que ocurren en el ensuciamiento de la membrana donde la etapa 1 sucede rápidamente para las cuatro condiciones de operación, la etapa 2 para los flux de 10, 20, y 30 L/m<sup>2</sup>h tiene una duración de 12, 8 y 2 días. Mientras que en la etapa 3 ocurre a los 2 y 8 días de operación para los flux de 30 y 20 L/m<sup>2</sup>h.



**Figura 4.10 Salto de flux a 10, 20 y 30 LMH con TRS a 10 y 30 días.** Fuente: Adaptado de Zhang. J *et al.*, 2006

*Presión Operacional.* La relación de flujo permeado con la presión transmembrana (PTM) posee dos enfoques distintos. A baja PTM, el flux es proporcional a la presión; mientras que a alta PTM el flux es independiente de la presión (Visvanathan *et al.*, 2000). El punto de transición entre los dos regímenes puede ser llamado presión crítica y ha sido reportada entre 80 y 260 kPa para membranas de tipo externo.

La relación flux-PTM se complica por el taponamiento. El utilizar altas PTM incrementa la tasa de taponamiento, incluso por debajo del flux crítico, y por esto la rápida disminución del flux con el tiempo.

El aumento de temperatura también incrementa el flux de la membrana debido a que este es inversamente proporcional a la viscosidad del fluido. La temperatura no es una práctica variable de control como la presión porque usualmente se encuentra sujeta a la temperatura del influente o a la temperatura de operación del reactor.

*Eficiencias de Remoción.* El objetivo más importante de alcanzar durante la operación de un BRAM es la reducción de carbón orgánico contenido en el influente antes de su descarga. Las remociones de DQO varían de 76% hasta el 99%; respecto a SST, se reportan valores mayores a 99% (Kocadagistan, 2007).

Cabe mencionar que la biomasa alojada en la membrana no influye significativamente en la remoción biológica de orgánicos comparada con la biomasa suspendida en el licor de mezclado (Sung, 2010).

#### **4.5.1 Taponamiento**

El taponamiento se define como la restricción, oclusión o bloqueo de los poros de la membrana, que conlleva a la reducción en la cantidad de permeado obtenido. Existen dos clases de taponamiento orgánico e inorgánico.

El taponamiento orgánico se debe a la acumulación y adsorción de compuestos orgánicos en las superficies de las membranas. Las concentraciones relativamente mayores de DQO en sistemas anaerobios comparado con los BRMs aerobios pueden incrementar la contribución del taponamiento orgánico en BRAMs. En general, altas cargas orgánicas dejan mayores DQO residuales y puede esperarse la disminución de flux en las membranas. La operación a TRS elevados puede ayudar a la disminución del taponamiento orgánico mediante la reducción de la concentración de DQO en el efluente.

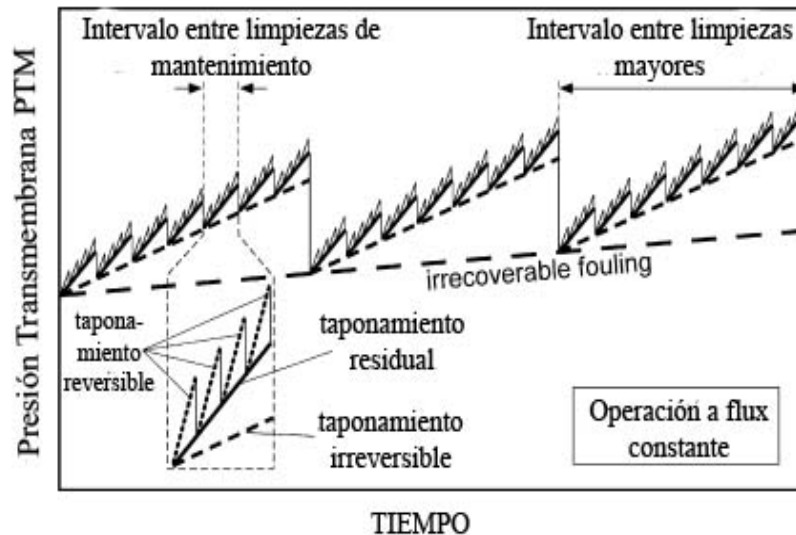
El taponamiento inorgánico es causado por coloides y cristales inorgánicos en la membrana y superficie porosa. La precipitación de la estruvita ( $MgNH_4PO_4 \cdot 6H_2O$ ) tiende ser el compuesto taponante más común (Choo y Lee, 1996), además de  $K_2NH_4PO_4$  y  $CaCO_3$  que también son considerados.

Los BRAMs suelen ser más susceptibles al taponamiento inorgánico que los BRMs aerobios, en parte a los cambios de pH debido a la presión parcial del dióxido carbono y la elevada producción de amonio y fosfatos, especialmente durante la digestión del lodo.

El taponamiento también puede clasificarse de otra manera. Tradicionalmente, el término de taponamiento reversible se refiere al ensuciamiento que puede ser

removido a través de medios físicos como el retrolavado o relajación, mientras que el taponamiento irreversible se refiere al ensuciamiento que solo puede removerse mediante limpieza química.

Durante la operación de reactores BRMs y BRAMs, dos tasas de taponamiento pueden ser observadas (Figura 4.11). El reversible ocurre debido a la deposición de material en la superficie de la membrana y es removido durante paros en la filtración o ciclos de retrolavado. La paulatina inclinación de la línea base es debida al taponamiento irreversible y es aliviada a través de limpiezas químicas esporádicas. Finalmente, el ensuciamiento irrecuperable o irremovible no puede ser eliminado por ningún tipo de limpieza y ocurre en periodos largos.



**Figura 4.11 Representación esquemática de las diferentes tasas de ensuciamiento durante la operación de BRMs en períodos largos (Kraume et al., 2009)**

Diferentes investigaciones han sido realizadas para correlacionar la disminución de la permeabilidad con la concentración de biomasa, tamaño del floculo, reología del lodo y concentración de sustancias poliméricas extracelulares (EPS) suspendidas.

#### 4.5.2 Control del taponamiento

El control del taponamiento en los BRAMs puede seguir los dos pasos usados en el control del mismo en BRMs aerobios: reducción de la tasa de taponamiento y lavado de la membrana.

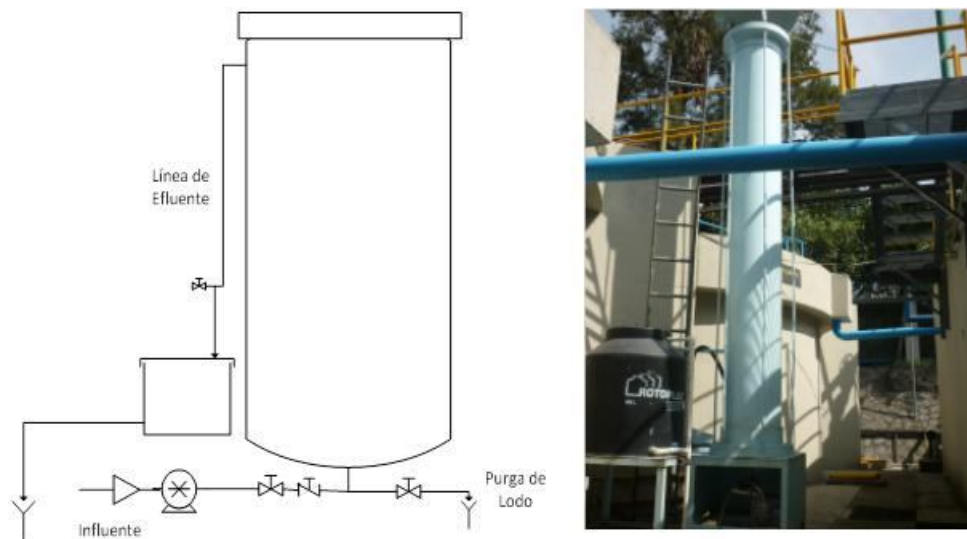
La reducción de la tasa de taponamiento puede prolongar la duración del tiempo entre limpiezas. La tasa de taponamiento puede ser reducida mediante la operación de la membrana por debajo del flux crítico y por mantener un esfuerzo cortante en la superficie de la membrana, sea por gradiente de velocidad (membrana externa) o burbujeo de gas (membrana sumergida). El retrolavado de la membrana utilizando el permeado ha sido aplicado para romper la obstrucción de los poros y la formación de compuestos taponantes. Similarmente, el retrolavado intermitente con aire ha sido utilizado en BRAM, aunque el retrolavado con biogás es mejor para mitigar cuestiones de seguridad (riesgo de crear mezcla explosiva), cambios en el potencial redox y toxicidad para favorecer organismos anaerobios.

La disminución de la tasa de taponamiento no es una medida permanente y en todo caso, en algún momento el flux decrece o la PTM aumenta requiriendo una operación de limpieza de la membrana (taponamiento irreversible). Puesto que algunos casos de taponamiento, especialmente en la adsorción de compuestos orgánicos e inorgánicos, es irremovible, la membrana no puede ser limpiada a su estado original. Sin embargo, para remover el taponamiento irreversible se utilizan agentes químicos que han sido muy utilizados para la limpieza de membranas. Por ejemplo, la limpieza ácida con HCl, H<sub>2</sub>SO<sub>4</sub> o ácido cítrico es usada para remover taponantes inorgánicos (Choo *et al.*, 2000), la limpieza alcalina con NaOH remueve taponamiento biológico (Lee *et al.*, 2001), mientras que el hipoclorito remueve taponantes orgánicos.

## 5. Metodología experimental

Los experimentos se realizaron en un reactor UASB escala piloto ubicado en la Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de Ciudad Universitaria (PTAR-CU), la cual recibe descargas de aguas residuales municipales provenientes de la universidad como de la colonia Copilco. El sistema fue utilizado de marzo a diciembre de 2012.

El reactor UASB tiene un volumen útil de  $0.70 \text{ m}^3$ , construido de PVC. El agua residual municipal fue alimentada usando una bomba peristáltica (Modelo HV-77410-10 Masterflex I/P, Cole Parmer, USA) conectada a una tubería proveniente de la línea principal que lleva el agua residual municipal previamente pretratada con un equipo desarenador y cribado al tanque de lodos activados de la PTAR-CU. El influente ingresa por la línea de alimentación principal que cuenta con dos válvulas ubicadas al principio y al final de ésta; una controla la entrada de alimentación mientras que la otra sirve para muestreo de la cama de lodos y/o vaciado del reactor. El efluente del reactor UASB sale de la parte superior de éste a través de una tubería que cuenta con dos desviaciones, una permite el muestreo del efluente y la otra lo deposita en un tanque de almacenamiento, el cual tiene una línea en el fondo que lleva al drenaje (ver Figura 5.1).



**Figura 5.1 Esquema de proceso y fotografía del reactor UASB**

La fase experimental se realizó en 3 etapas principales:

1. Adecuación del sistema de tratamiento.
2. Arranque y seguimiento del reactor UASB piloto.
3. Operación del sistema BRAM.

### **5.1 Adecuación del sistema de tratamiento**

Debido a que el reactor UASB se utilizó previamente en una investigación, se optó por utilizarlo con las condiciones en las que fue dejado. Sin embargo se observó que durante su puesta en marcha, la bomba de alimentación tenía fallas mecánicas que impedía que el reactor estuviera en operación continua. Debido a esto, se decidió vaciar el reactor y se realizó el análisis de una muestra de la cama de lodos del UASB, donde se encontró que ésta estaba constituida principalmente por arena, la cual se cree que causó las fallas debido a que la misma se encontraba aglomerada en el fondo del reactor formando un tapón que frenaba el paso de la alimentación y por ende el aumento de presión dentro de la tubería provocando su ruptura y el paro automático de la bomba.

### **5.2 Arranque y seguimiento del reactor UASB piloto.**

**5.2.1 Inóculo.** El reactor fue inoculado con 120L de lodo anaerobio de tipo floculento proveniente de la PTAR UAM Iztapalapa (reactor UASB de 50 m<sup>3</sup> de volumen). El lodo fue caracterizado al inicio, donde se obtuvo una composición de 76 gST/L, 46.9 gSTV/L y 29.6 gSTF/L.

**5.2.2 Estrategia de arranque del reactor UASB.** Como estrategia de arranque se recurrió a la disminución por etapas del tiempo de retención hidráulico a medida que el reactor respondía favorablemente en términos de las variables de control, principalmente el índice alfa y la eficiencia de remoción de DQO.

El reactor fue operado en modo continuo; inició su arranque con un TRH de 24h, seguido de 16h y finalizó con 8h, el cual es el establecido para la operación del reactor (ver Anexo II) y recomendado por Salazar, 2011. Las condiciones de operación del reactor UASB se citan en la Tabla 5.1.

**Tabla 5.1 Condiciones operacionales del reactor UASB escala piloto**

Etapa	Q*(mL/min)	TRH (h)	Duración (días)
1	487	24	7
2	730	16	5
3	1458	8	234

\*Variación Q  $\pm$  10%

Para determinar el comportamiento del reactor se realizó el seguimiento de las muestras de influente y efluente recolectadas.

### 5.3 Operación BRAM

**5.3.1 Membrana.** Se utilizó un módulo tubular de membranas de ultrafiltración con un área de 0.238 m<sup>2</sup> (7 tubos con 9 mm de diámetro externo y una longitud de 1200 mm cada uno) elaborada de polifluoruro de vinilideno (PVDF) y 100 kDa de corte molecular fabricada por MEMOS GmbH, Alemania (ver Figura 5.2).



**Figura 5.2 Membrana PVDF, MEMOS**



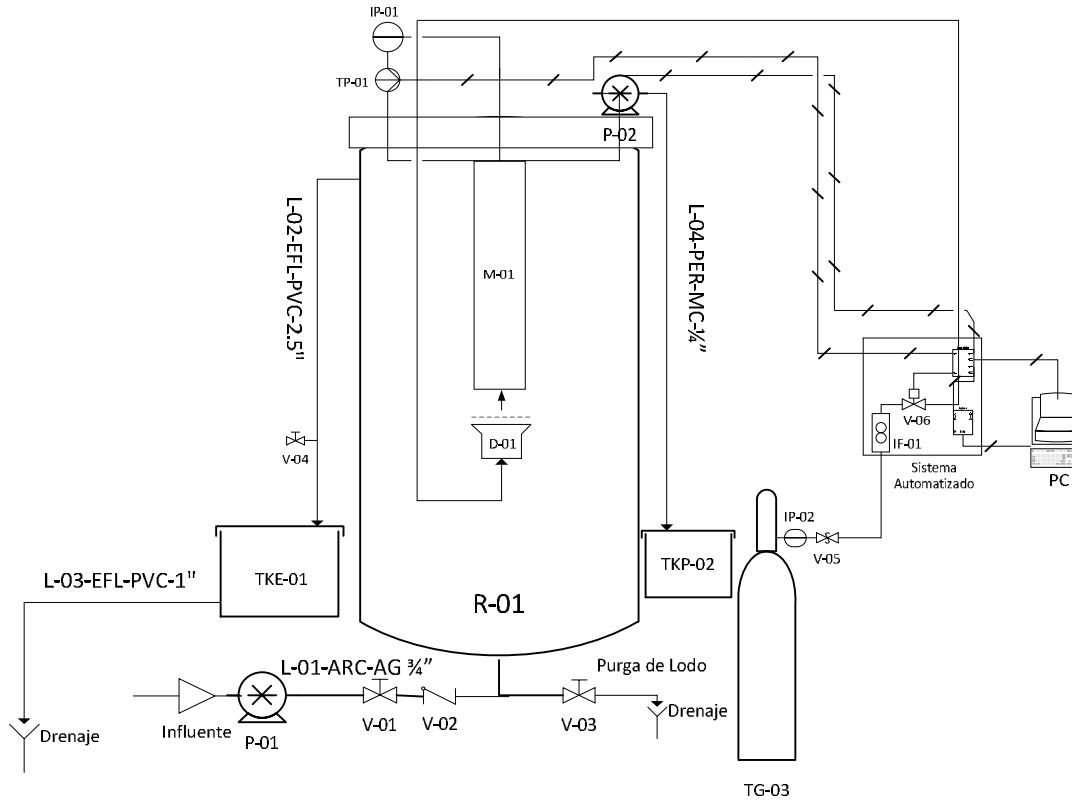
**5.3.2 Pruebas de Permeabilidad.** Con el objetivo de determinar la permeabilidad del módulo de membrana se realizaron pruebas de flux por el método del incremento de PTM por pasos (Le-Clech *et al.*, 2003b), el cual consiste en sucesivos pasos de filtración con agua desionizada y una duración de 15 minutos, con incrementos de flux de 2 L/m<sup>2</sup>h y el registro de cambio de PTM para este caso utilizando el software LabView 8.0. El método para determinar el flux crítico en agua residual se presenta en el Anexo I.

Las pruebas de permeabilidad se realizaron al módulo de membranas nuevo y después de cada limpieza química realizada, con el fin de determinar el comportamiento de la permeabilidad después de cada ciclo de operación en el BRAM.

**5.3.3 Operación.** El módulo de membranas fue sumergido en la zona superior del reactor UASB, a un tercio de su altura total. Se tuvo un control automático del sistema para realizar el registro en línea de la PTM y flux permeado, así como para el control de la filtración intermitente y el burbujeo de gas. La variación de la PTM se midió con un transductor; las señales analógicas fueron procesadas por una tarjeta de adquisición de datos conectada a un computador y utilizando el software para desarrollo de aplicaciones LabView 8.0. Se trabajó con un flux de permeado constante de 2.4 L/m<sup>2</sup>h por debajo del flux crítico determinado con las pruebas escala laboratorio (ver Anexo I.1).

El sistema fue operado a una condición, 4 min de filtración con un período constante de relajación de 1 min, utilizando burbujeo de gas durante el tiempo de relajación. Los ciclos de encendido-apagado fueron controlados por el sistema automatizado. Las pruebas fueron desarrolladas con burbujeo de N<sub>2</sub> (0.75L/min) durante la relajación de la membrana. El nitrógeno fue suministrado a través de un difusor colocado por debajo del módulo de membranas. El flujo de gas fue ajustado utilizando un rotámetro y controlado por una válvula solenoide. Las pruebas fueron llevadas hasta alcanzar 40 kPa de PTM (Ver DTI en Figura 5.3). Se realizaron cuatro corridas a estas condiciones.

**Figura 5.3 Diagrama de Tubería e Instrumentación del BRAM**



Lista de equipo		
Código	Descripción	Característica
D-01	Difusor	0.01m <sup>2</sup>
M-01	Módulo de membranas	7 membranas tubulares A: 0.238m <sup>2</sup> ; L: 1.2m
P-01	Bomba peristáltica	33-650 RPM
P-02	Bomba peristáltica	1-100 RPM
R-01	Reactor UASB	V: 7m <sup>3</sup>
TKE-01	Tanque efluente	V: 400L
TKP-02	Tanque permeado	V: 20L
TG-03	Tanque de N <sub>2</sub>	V: 8L
Lista de instrumentos		
Código	Descripción	
IF-01	Indicador de flujo	
IP-01	Indicador de presión	
IP-02	Indicador de presión	
TP-01	Transductor de presión	
Lista de válvulas		
Código	Tamaño de la línea	Tipo de válvula
V-01	3/4"	de paso
V-02	3/4"	check
V-03	3/4"	de paso
V-04	1/2"	de paso
V-05	1/4"NPT	aguja
V-06	1/4"	solenoid

Elaboró: IQ Arnold Ramirez Rueda	Revisado: 01/03/13	Aprobado: 01/03/13
	Proyecto: BRAM	Ubicación: PTAR CU
	DIAGRAMA DE TUBERÍA E INSTRUMENTACIÓN	
Autorizaciones	DTI	01
	Hoja 1	
	Ing. Roberto Briones Méndez	M.I. Alexandra Cerón Vivas
	M.C. Margarita Cisneros Ortiz	Dr. Adalberto Noyola Robles

**5.3.4 Lavado de la membrana.** Después de cada ciclo de operación de BRAM, el módulo de membranas fue retirado del reactor y llevado al laboratorio para su limpieza química. Esta consistió en colocar el módulo de membranas en un recipiente cilíndrico y agregar dos sustancias limpiadoras con el fin de remover sustancias orgánicas e inorgánicas sin alterar la superficie de la membrana y proveyendo agitación manual por períodos cortos de tiempo. En la Tabla 5.2 se muestran las sustancias limpiadoras.

**Tabla 5.2 Sustancias Limpiadoras**

Sustancia Limpiadora	Tipo de Remoción	Concentración	Tiempo de Lavado (min)
Hipoclorito de Sodio (NaHClO)	Orgánica	0.1%	120
Ácido Cítrico (C <sub>6</sub> H <sub>8</sub> O <sub>7</sub> )	Inorgánica	0.1%	30

#### 5.4 Análisis fisicoquímicos

Los análisis fisicoquímicos fueron realizados con base al *Standard Methods* (2005). Para hacer seguimiento al BRAM, se colectaron muestras del influente del sistema, efluente de la zona superior del reactor UASB y del permeado de las membranas; se analizaron parámetros fisicoquímicos incluidos en la Tabla 5.3.

**Tabla 5.3 Parámetros fisicoquímicos**

Parámetro	Unidades	Técnica de Medición
Alcalinidad al bicarbonato	mg/L CaCO <sub>3</sub>	Titulación
Alcalinidad total	mg/L CaCO <sub>3</sub>	Titulación
DQO total y soluble	mg O <sub>2</sub> /L	Digestión y espectrofotometría
Fósforo total	mg P- PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> /L	Espectrofotometría
Nitrógeno amoniacal	mg N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> /L	Destilación y titulación
pH	-	Potenciómetro
Sólidos totales –ST	mg/L	Gravimetría
Sólidos volátiles totales -SVT	mg/L	Gravimetría
Sólidos suspendidos totales -SST	mg/L	Gravimetría
Sólidos suspendidos volátiles -SSV	mg/L	Gravimetría
Temperatura	°C	Termómetro

## **5.5 Análisis estadístico**

El manejo de los datos obtenidos durante la experimentación se realizó usando las herramientas de la estadística descriptiva. Se determinaron las medias de tendencia central, de dispersión y de posición; con las últimas se evaluó gráficamente la distribución de los datos mediante el uso de diagramas de caja y alambres o boxplot (ver Anexo IV). El procesamiento estadístico de los datos se realizó con la ayuda del software Excel.

## **5.5 Micrografías**

Este análisis sólo se llevó a cabo con la muestra de membrana recolectada al final de la cuarta corrida de operación del BRAM y lavada químicamente. La muestra se cortó en fragmentos cuadrados de 0.25 cm<sup>2</sup> y se colocaron en un solución de glutaraldehído al 1% durante 24 horas. Después se retiró y se enjuagó con regulador PBS 1X. Posteriormente se realizó la deshidratación con mezcla agua - etanol (50, 60, 70, 80 y 100%), aproximadamente 3-5 min. cada uno. Por último se llevó a cabo un secado a punto crítico y se conservaron las muestras en un desecador hasta su observación y análisis en un microscopio electrónico de barrido (JEOL JSM-7600F) que tiene integrado un sistema de espectroscopía dispersiva de rayos X.

## 6. Resultados y discusión

En este capítulo se muestran los resultados de los parámetros más utilizados para dar seguimiento a un reactor anaerobio como es el caso del UASB y BRAM (UASB + Membrana) así como su interpretación y discusión.

El tiempo total de operación del sistema de tratamiento anaerobio fue de 256 días, de los cuales algunos períodos de tiempo corresponden a acontecimientos significativos durante el proceso, y estos se mencionan en la Tabla 6.1.

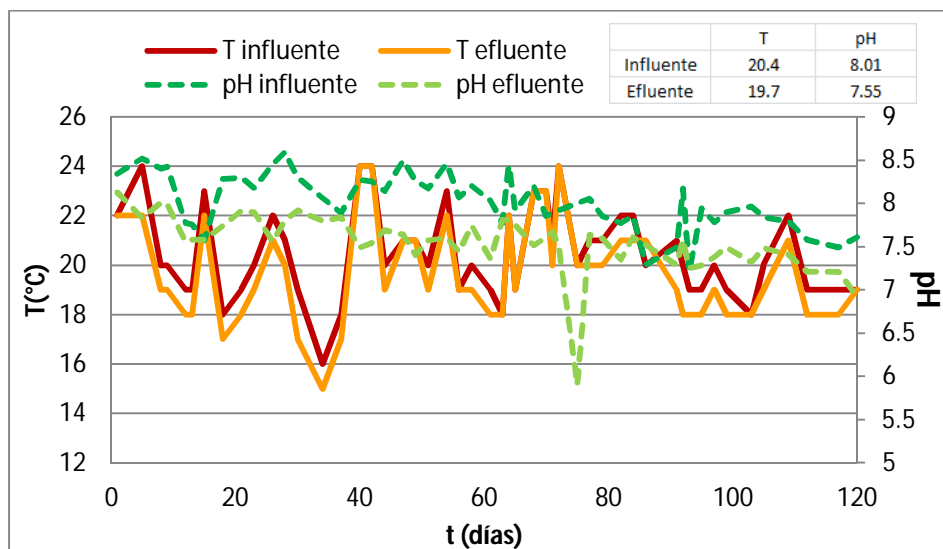
**Tabla 6.1 Tiempo operación y eventos significativos durante la experimentación**

<i>Tiempo de operación (días)</i>	<i>Acontecimiento</i>
0-86	Arranque del reactor UASB
86-120	Estabilización del reactor
80-120	Fin de semestre y período vacacional
120-127	Paro total
127-256	Semestre 2013-I
75-158	Temporada de lluvias
139-256	Operación como BRAM

### 6.1) Arranque y seguimiento del reactor UASB (período de primeros 120 días)

El reactor UASB piloto operó bajo las condiciones mencionadas en la Tabla 5.1, el progreso del sistema se siguió mediante la evaluación de los parámetros de temperatura, pH, alcalinidad, DQOt, DQOs y SST.

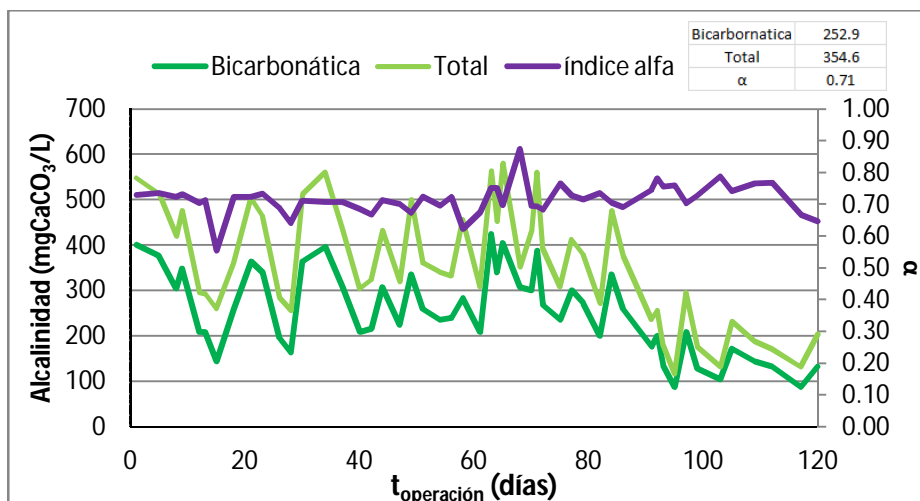
La temperatura durante el arranque y estabilización del reactor se mantuvo de 16 a 24°C para el influente y de 15 a 24°C en el efluente como se observan en la Figura 6.1; estos intervalos corresponden a la transición entre las condiciones psicrófilas y mesófilas.



**Figura 6.1 Perfil de temperatura y pH del reactor UASB**

Así mismo el pH del efluente disminuye a lo largo de la fase de arranque y estabilización del reactor UASB debido a la formación de ácidos grasos volátiles durante el proceso de digestión anaerobia que provoca la acidificación del medio sin embargo los valores se mantuvieron en el intervalo recomendado de 6.8-7.8 unidades para que la actividad de las bacterias y microorganismos que intervienen en dicho proceso sea adecuada.

Lo anterior se confirma con el efecto buffer del medio referido a la relación de alcalinidades o parámetro  $\alpha$  (Figura 6.2) donde se observa que ésta se mantuvo el mayor tiempo por arriba de 0.65 unidades, indicando un aumento en la alcalinidad total provocada por los bicarbonatos generados por el metabolismo anaerobio. Es decir, los AGV's generados no se acumulan y no alcanzan a perturbar la fase de arranque y estabilización del reactor UASB. Cabe mencionar que hay una disminución notoria de la alcalinidad, sin cambio en la relación alfa, cerca del día 80 hasta el 120 de operación, que se relaciona también con la disminución DQO total (Figura AIII.2, Anexo III) en el mismo período de tiempo y probablemente se debe al descenso de la población existente en CU debido al fin de cursos y período vacacional que influye en la concentración de esos parámetros.

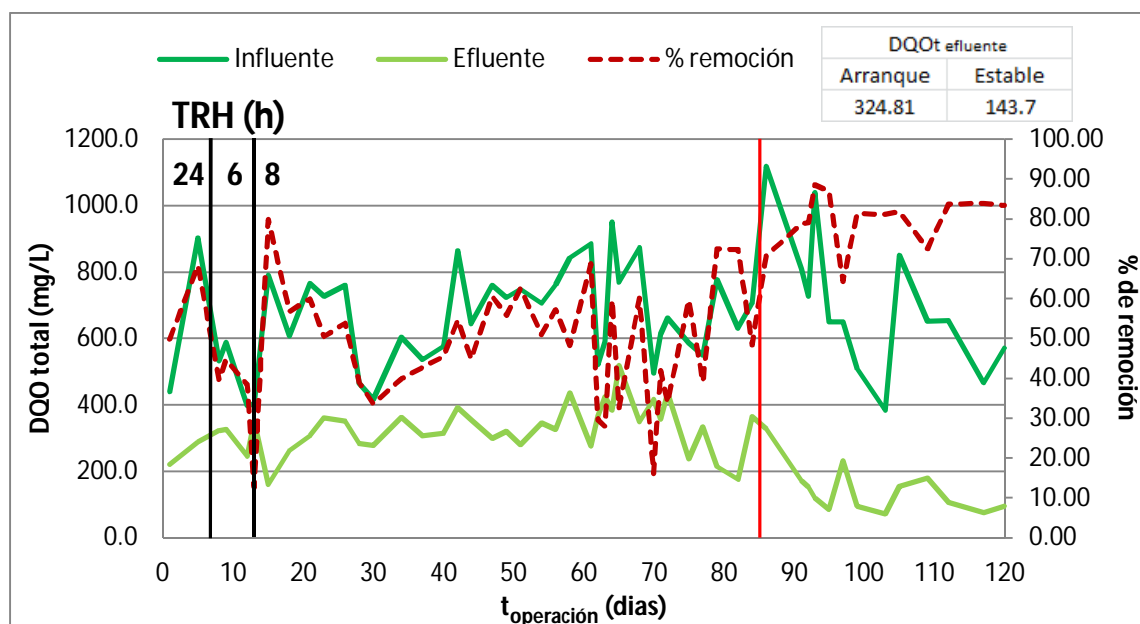


**Figura 6.2 Alkalinidad y  $\alpha$  en el efluente del reactor UASB**

La Figura 6.3 muestra el comportamiento del parámetro DQO total durante la fase de arranque y estabilización del reactor. En primer lugar se observa su variabilidad en el influente debido a que su concentración depende de la cantidad de materia orgánica y volumen de agua residual municipal que ingresa a la PTAR y que posteriormente es alimentada al reactor UASB.

En segundo lugar se aprecia que el sistema de tratamiento responde favorablemente conforme los TRH establecidos de acuerdo a la estrategia planteada de disminuirlo cada ocho horas; esto se observa a través de la poca variación de DQO en el efluente durante los primeros doce días de operación con valores de TRH utilizados de 24 y 16 horas, aunque sus remociones disminuyen como era de esperarse. Posteriormente, al llevarlo a 8 horas el sistema tiende a estabilizarse a los 40 días de operación con remociones por arriba del 50%, seguido de un período de inestabilidad probablemente ocasionado por las variaciones de materia orgánica contenida en el influente durante los días 60 y 80 de operación hasta que al día 86 en adelante se restablece e incluso mantiene la concentración de DQO total en el efluente por debajo de 200 mg/L y remociones por arriba del 75%. Este efecto es influenciado por una disminución de la concentración de DQO en el influente debido a que en ese período de tiempo fue fin de cursos y temporada vacacional en CU. Adicionalmente, los mejores valores

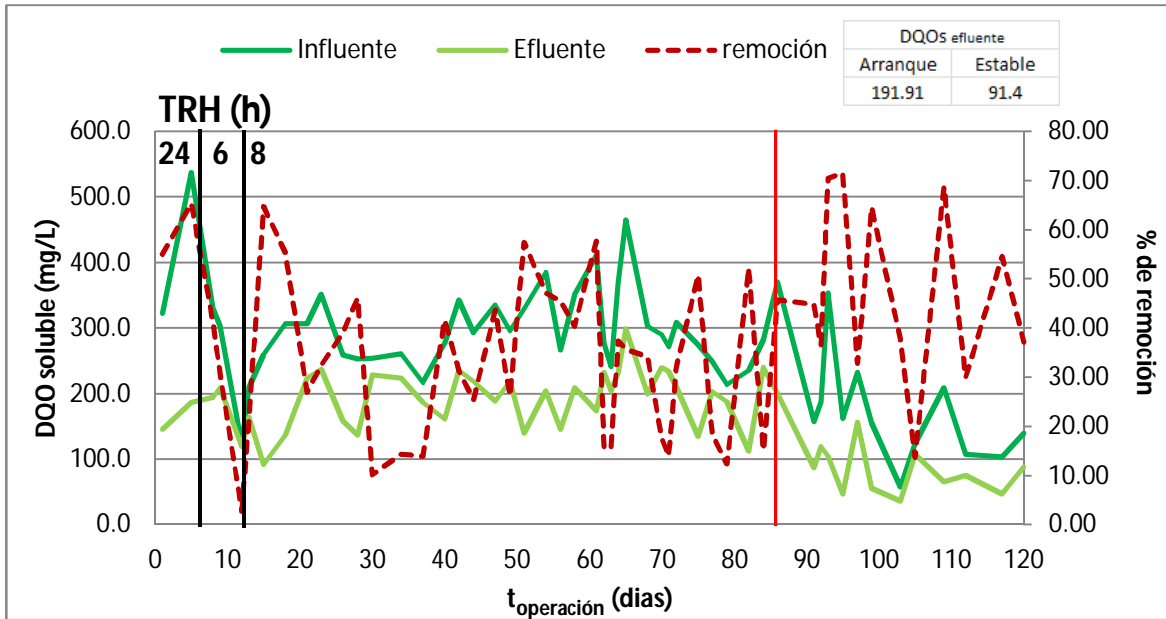
de eficiencias de remoción se presentan en este periodo, lo que indica el fin de la etapa de estabilización y el establecimiento de una adecuada actividad microbológica del sistema que no se observó durante la fase de arranque. (Anexo III, Figura AIII.1)



**Figura 6.3 Estabilización del reactor UASB**

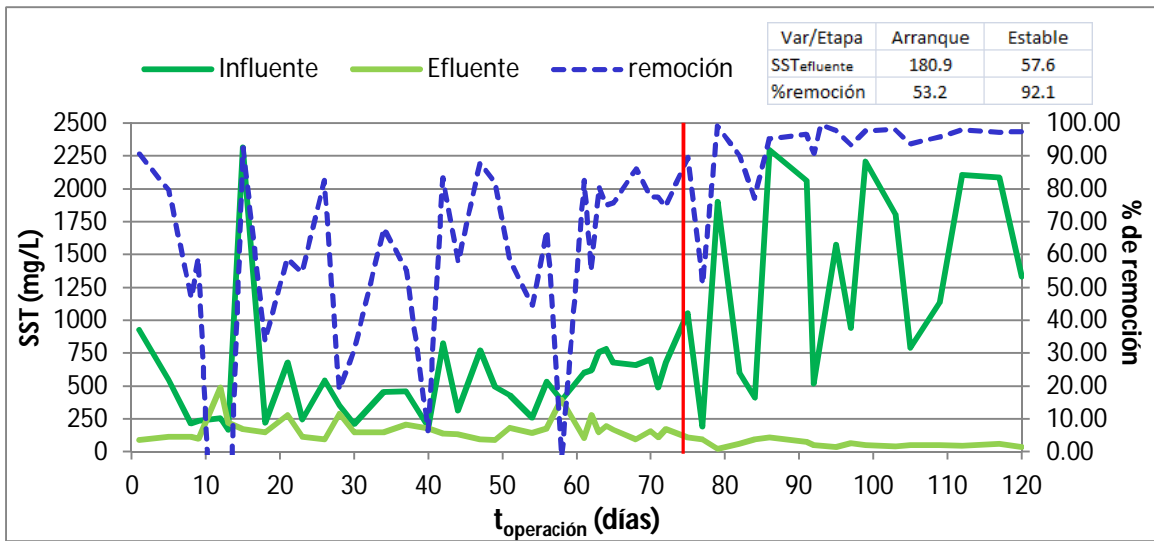
Caso contrario sucede al observar en la Figura 6.4 el comportamiento muy variable que tiene el valor de DQO soluble a lo largo de fase de arranque y estabilización. Se puede apreciar que durante esta etapa la materia orgánica disuelta presente en el agua residual es baja y que las condiciones de operación establecidas y microbológicas no permiten una mejora en la remoción de esta, indicando una baja degradabilidad biológica de la materia orgánica coloidal y disuelta presente en el agua residual municipal por el sistema de tratamiento; cabe resaltar que durante el día 86 existe una mejora en las concentraciones de DQO soluble en el efluente y por ende mayores remociones de éste.





**Figura 6.4 Variación de la materia orgánica soluble**

En la Figura 6.5 se muestra la evolución que tiene el reactor referente a la concentración de SST y de manera indirecta permite conocer el estado en que se encuentra la cama de lodos del reactor. Se observa que durante la fase de arranque y estabilización existe una variación en la concentración en el efluente afectando la remoción de este parámetro. Este comportamiento es provocado por el lavado del lodo dentro el reactor ya que al ser un inoculo flocculento, no presenta buenas propiedades de sedimentación, además que el reactor no contó con el separador G-L-S que permitiera que el lodo que ascendiera por el efecto de turbulencia dentro del reactor fuera devuelto al interior con la ayuda del separador. A pesar de esto, se aprecia una disminución de la concentración del efluente durante el día 72 seguido de una tendencia constante con valores por debajo de 100 mg/L, los cuales son los reportados por Verstraete *et al.*, (1999) y Morgan *et al.*, (1996). Esta repuesta del sistema indicaría que la cama de lodos logró compactarse y así aumentar la retención de sólidos aún en el período donde la concentración de los SST en el influente aumentó significativamente debido al período de lluvias que inició en esos días.



**Figura 6.5 Variación de SST en el reactor UASB**

## 6.2) Operación de sistema BRAM (días 139 – 256)

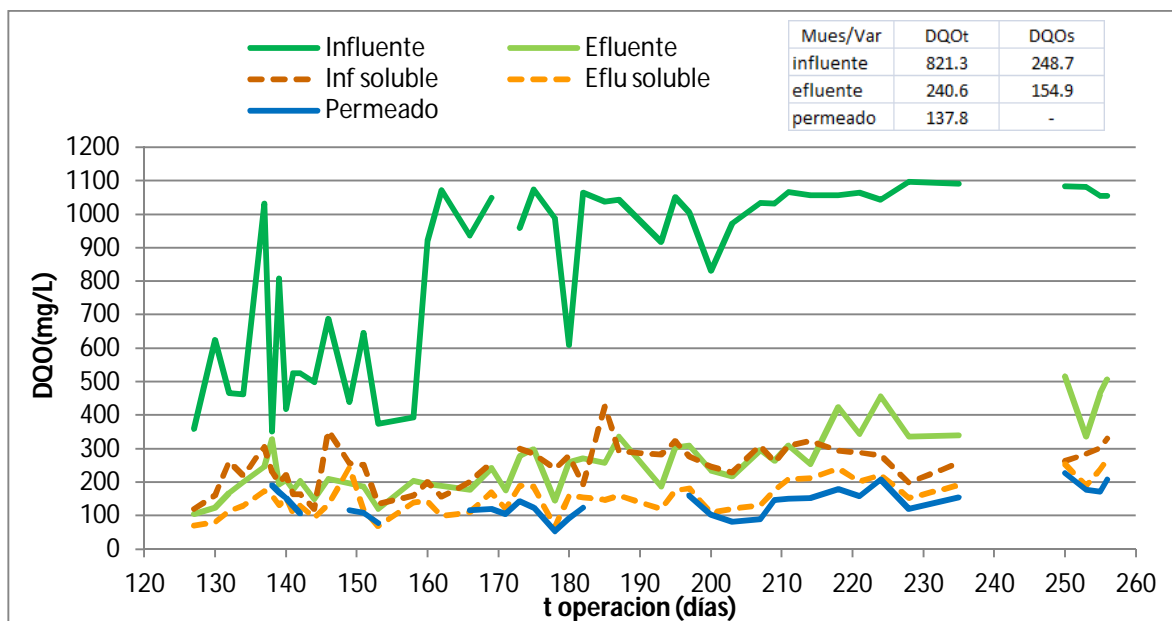
Después de alcanzar una remoción adecuada en el sistema de tratamiento, este sufrió una perturbación externa que correspondió a un paro de una semana en el funcionamiento del mismo debido al cambio de la subestación eléctrica de la PTAR de CU, reanudándose su operación al día 127. El módulo de membrana se instaló los días 139, 166, 197 y 250 correspondientes a los días de inicio de operación de las cuatro corridas realizadas, después de la correspondiente limpieza química, y se continuó su seguimiento a lo largo de estas.

## 6.3) Desempeño BRAM

Para el parámetro de DQO total (Figura 6.6), se observa que el influente varía significativamente provocado por una perturbación externa la cual corresponde a la continuación de la temporada de lluvias durante los días 127 a 158 del tiempo de operación. Esto provoca un efecto de dilución en la concentración de la materia orgánica soluble contenida en el agua residual que se alimentó al sistema. Seguido después de un aumento súbito de la concentración de DQO total, debido a los sólidos suspendidos volátiles que se incorporaron en el influente al final de la

temporada de lluvias, hasta permanecer constante con valores por arriba de los 1000 mg/L a partir del día 207 de operación. Respecto a la DQO total en el efluente, ésta aumentó ligeramente al reinicio de operación del sistema, para luego establecerse en concentraciones cercanas a 200 mg/L. Debe resaltarse el aumento de estas concentraciones al término de las temporadas de lluvias.

Referente al valor de DQO soluble para el influente siguió la tendencia de variar concentraciones por arriba de 100 mg/L hasta 350 mg/L, solo se apreció una disminución de este durante el período vacacional, mientras que el valor de DQO soluble para el efluente se mantuvo por debajo de los 200 mg/L en la mayor parte del tiempo de operación.

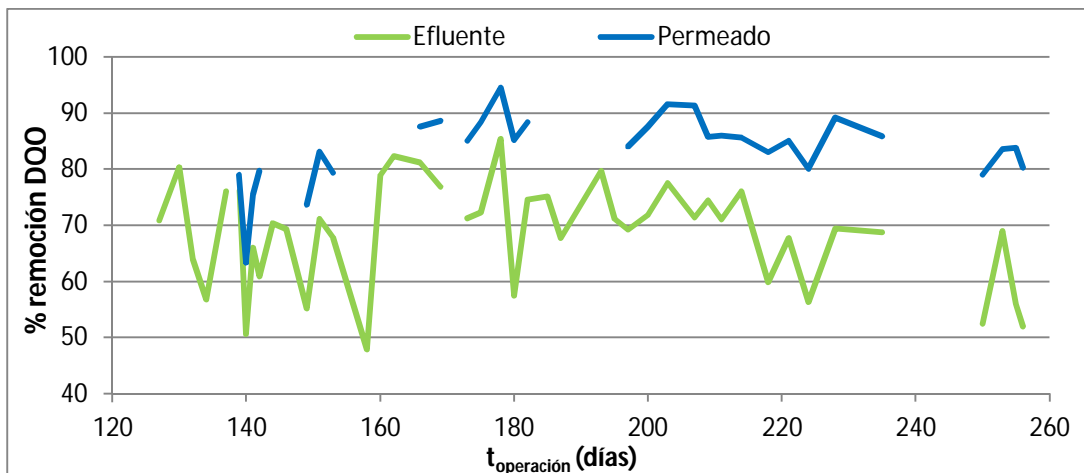


**Figura 6.6 Perfiles de DQO total y soluble en BRAM**

Las concentraciones de DQO en el permeado se mantuvieron alrededor de 75 a 200 mg/L, aunque éstas se encuentran dentro de los intervalos reportados por Martinez Sosa *et al.*, (2011) y Verstraete *et al.*, (1999), existen fluctuaciones debido a la variación de la concentración del agua residual municipal con que se alimenta al reactor que provocan que la calidad de permeado sea diferente, es decir, si el influente posee concentraciones bajas de DQO, la calidad del

permeado aumenta caso contrario sucede cuando el influente alcanza concentraciones altas de DQO.

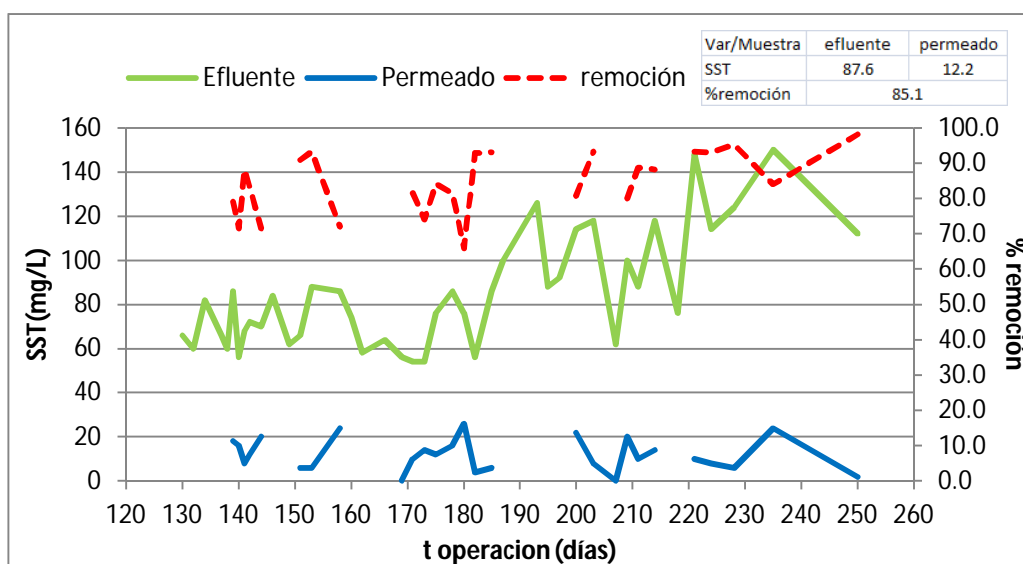
Las remociones alcanzadas para el efluente y permeado se muestran en la Figura 6.7 donde se observa claramente el aumento en la remoción debido al uso de las membranas de filtración que mejoran la calidad del efluente. Estos valores oscilan entre 75 a 90%, los cuales fueron reportados por Gimenez *et al.*, (2011) y Dagneu *et al.*, (2011) utilizando arreglos y membranas distintas a la utilizada en este trabajo. Sin embargo, a medida que transcurre el tiempo de operación la calidad del permeado tiende a disminuir ocasionado por factores externos y al funcionamiento de la membrana.



**Figura 6.7 Perfiles de remoción de efluente y permeado en BRAM**

Con el uso de la membrana, la capacidad de remoción de los SST mejora (Figura 6.8), alcanzando eficiencias de remoción entre 65 a 98%, valores que se encuentran por debajo a los esperados. La variación de estos probablemente se debe a factores externos y no precisamente a una falla de la membrana, los cuales serán discutidos posteriormente. Cabe destacar que a pesar del aumento considerable de la concentración de SST desde el día 190 hasta el final de la operación, la concentración de SST en el permeado se mantuvo por debajo de los 20 mg/L para la mayoría del tiempo en que la membrana fue utilizada. Ese aumento se debe a una descompensación en el sistema (cama de lodos) causada por las altas concentraciones de DQO total presentes en el influente provocadas

por el regreso de la población a CU y que la temporada de lluvias llegara a su fin haciendo que el influente no estuviera diluido, aumentando la producción de biogás y la turbulencia en la cama de lodos, lo que elevó las concentraciones de SST presentes en el efluente y por ende una disminución de la remoción de estos por el reactor UASB como se aprecia en la Figura AIII.3 del Anexo III.



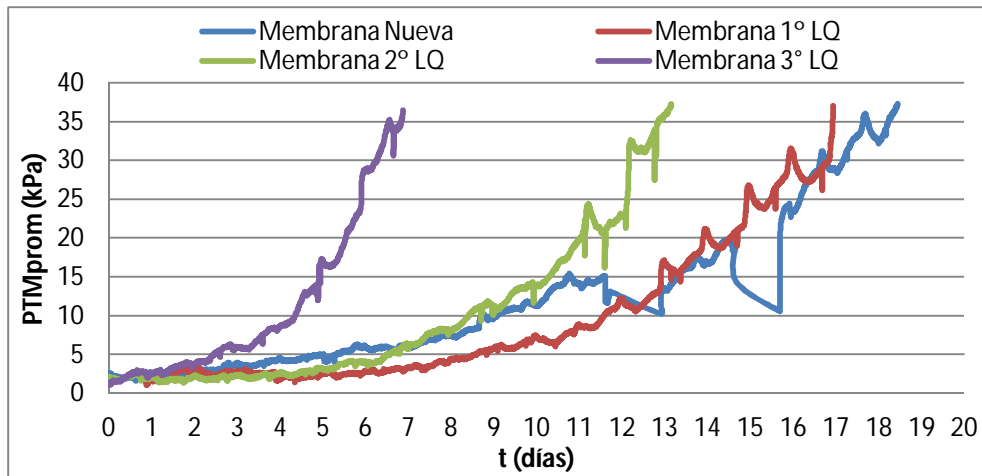
**Figura 6.8 Perfiles de SST en efluente y permeado en BRAM**

#### 6.4) Desempeño de la Membrana

En la Figura 6.9 se muestran los perfiles de  $PTM_{prom}$  para cada corrida del BRAM a un flux subcrítico de  $2.4 \text{ L/m}^2\text{h}$  y el tiempo de duración de cada uno de ellos. La curva de la membrana nueva representa el perfil de PTM de la membrana sin ningún tratamiento químico, mientras que los otros lo recibieron posteriormente de alcanzar el límite de presión máxima de 40 kPa.

Para el primer ciclo de operación denominado “Membrana nueva” se tuvo un tiempo de operación de casi 19 días. Cabe mencionar que durante la realización de esta corrida hubo perturbaciones que influyeron en su tiempo de operación, los cuales se perciben en los picos descendentes durante los días 13 y 16, causados por paros intermitentes que provocaron una ligera disminución de la presión

transmembrana pero que después de reiniciar la operación, está se restablece y continua aumentando sobre la misma tendencia.



**Figura 6.9 Perfiles de  $PTM_{prom}$  del BRAM**

Para los perfiles con 1°, 2° y 3° limpieza química su duración fue alrededor de 17, 13 y 7 días respectivamente y tienen una tendencia uniforme, es decir sin perturbaciones. Para cada uno de los perfiles se observa las etapas que mencionan Zhang *et al.*, (2006) que son características cuando se maneja un flux subcrítico o sustentable.

Para el perfil de membrana nueva se tiene que la etapa 1 y 2 tiene una duración de alrededor de tres y ocho días para cada una de ellas y el salto de PTM no se percibe debido a las perturbaciones antes mencionadas, mientras que para el perfil con 1° limpieza química la duración de la etapa 1 se acorta pero aumenta la etapa 2 a once días y el aumento súbito de PTM ocurre en el día doce de operación, caso contrario sucede con el perfil de 2° limpieza química donde es imperceptible la etapa 1 y la etapa 2 se acorta a ocho días dando lugar al cambio repentino de PTM a los nueve días de operación. Sin embargo para el perfil con 3° limpieza química la duración de la etapa 1 y 2 es muy corta y el cambio de PTM ocurre a los cuatro días.

Lo descrito anteriormente hace suponer que la duración de la etapa 1 y 2, que se lleva a cabo debido al bloqueo de los poros de las membranas y la acumulación de productos formados por bioactividad respectivamente, es más lento cuando la

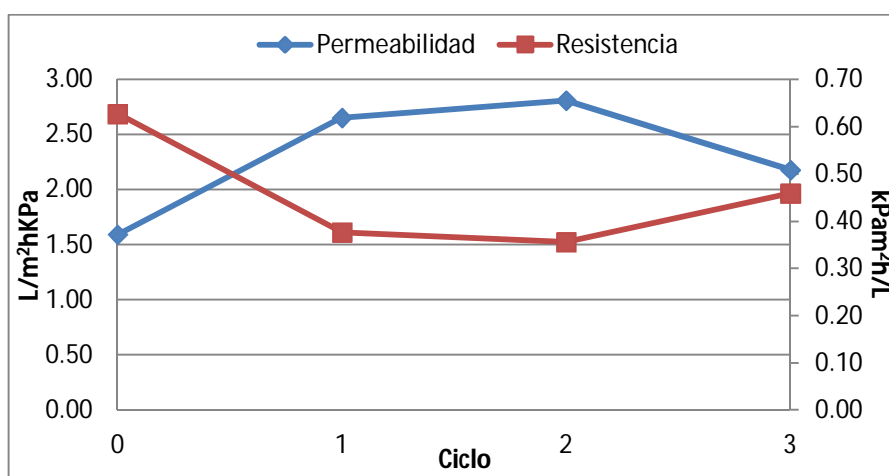
membrana es nueva que cuando ya ha sido usada. El patrón de operación de la membrana (4 min on y 1 min off), así como el burbujeo de  $N_2$  permiten en las primeras horas desbloquear los poros que se encuentran sucios o tapados de la superficie de la membrana; sin embargo el taponamiento es gradual y continuo, que incluso el burbujeo y la filtración intermitente dejan de tener efecto sobre este.

Respecto al efecto que tiene la limpieza química en las membranas cabe mencionar que con la primera limpieza química realizada tuvo un efecto benéfico ya que ayudo a aumentar la permeabilidad de esta y mejorar su desempeño. Esto se aprecia comparando ambas curvas donde el período de operación después del primer lavado químico es más largo que con la membrana nueva suponiendo que durante la operación de esta no hayan existido perturbaciones que retrasaron la operación permitiendo que el perfil fuera continuo. También se observa que la duración de la etapa 2 es más larga y con presiones transmembrana menores a la de la membrana nueva. Caso similar sucede con el perfil obtenido a partir de la 2<sup>a</sup> limpieza química pero el aumento de PTM ocurre más rápido y por ende el período de duración tiende a disminuir. Para el perfil generado después de la 3<sup>a</sup> limpieza química se verifica que la membrana a pesar del tratamiento químico su desempeño disminuye significativamente, aunado al aumento de la concentración de SST en el efluente del sistema.

Lo anterior comprueba que el ensuciamiento reversible que se presenta en la membrana se controla a través de medios físicos como la relajación de la membrana y con el burbujeo de gas promoviendo una disminución en la tasa de taponamiento de los poros, pero llega a un punto donde ese efecto se reduce, atribuido principalmente a la formación de una capa adherida a la superficie de la membrana que genera el aumento súbito de la PTM haciéndola inoperante y taponada irreversiblemente; la cual solo puede ser restablecida mediante la limpieza química a su estado original. Sin embargo, el taponamiento irremovible o irrecuperable es claro conforme se reutiliza la membrana, lo que indica que ciertas partículas quedan totalmente adheridas en su superficie que no pueden ser removidas con el tratamiento químico, dando lugar al deterioro de la membrana.

Otro efecto que tuvo la limpieza química sobre el comportamiento de la membrana fue el cambio en la permeabilidad medida al inicio de cada corrida, como se muestra en la Figura 6.10. La permeabilidad inicial de la membrana que corresponde al ciclo cero fue de 1.59 L/m<sup>2</sup>hkPa y para los ciclos 1, 2 y 3 fue de 2.65, 2.81 y 2.18 L/m<sup>2</sup>hkPa respectivamente. Se aprecia claramente que después de la primera limpieza química se aumentó en un 67% la permeabilidad de la membrana y consecuentemente una disminución de su resistencia a la filtración. Esto se puede atribuir al uso del ácido cítrico como agente químico que posiblemente ayudó a eliminar sustancias inorgánicas (presentes durante la fabricación) que se encontraban depositadas en la superficie de la membrana mejorando la permeabilidad y desempeño de esta.

Después del segundo ciclo de lavado se aprecia que la permeabilidad vuelve aumentar ligeramente, aunque el desempeño que se tuvo en este ciclo o corrida fue claramente menor. Finalmente, para el tercer ciclo de lavado la permeabilidad disminuye, pero mantiene un valor superior al de la membrana nueva. El comportamiento de la permeabilidad en los ciclos 2 y 3 parece contradictorio, pero hay que tomar en cuenta que la prueba se realiza con agua limpia. Aparentemente, en tales condiciones, el ensuciamiento que no puede ser removido por la limpieza química parece no tener efecto.



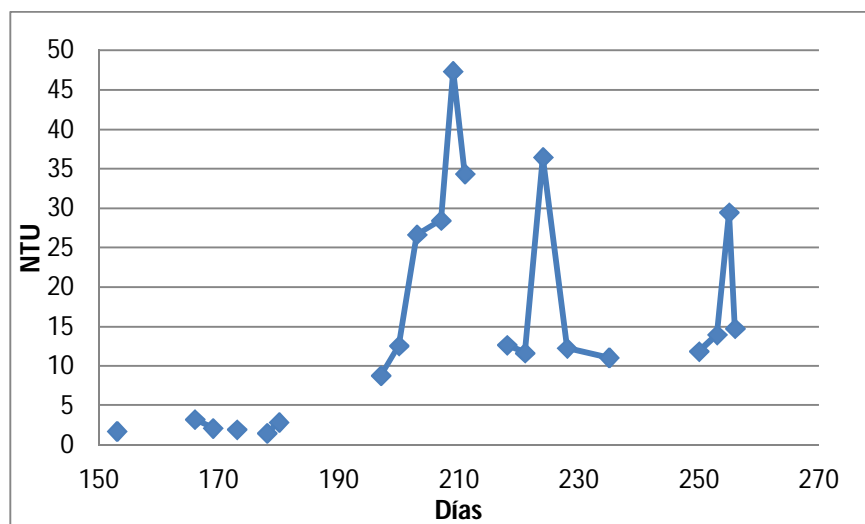
**Figura 6.10 Comportamiento de la permeabilidad y resistencia de la membrana durante los ciclos de limpieza química**



Para evaluar la operación de filtración de la membrana, se le dio seguimiento a la turbidez, la cual se muestra en la Figura 6.11. En ella se muestra la variación de este parámetro físico a largo del tiempo de operación de la membrana. Se observa que durante el primer ciclo de operación, el valor de la turbidez en el permeado se mantuvo por debajo de 5 NTU. Para el segundo aumentó significativamente hasta alcanzar 45 NTU, mientras que para el tercer y cuarto ciclo de operación, los valores de turbidez se mantuvieron por debajo de 15 NTU pero con un aumento repentino de 35 y 30 respectivamente.

La variación de los valores atípicos de turbidez en el permeado durante los ciclos de operación se atribuyó principalmente a causas externas debido a la contaminación por crecimiento de microorganismos en el tanque receptor del permeado y de una biopelícula en las paredes internas de las tuberías por donde se conducía fuera del sistema. Así mismo, estas causas incidieron en las altas concentraciones de SST obtenidas en el permeado.

El monitoreo de este parámetro no permite identificar de manera confiable si la integridad de la membrana fue afectada, ya que ese parámetro es susceptible a diferentes perturbaciones externas del sistema.



**Figura 6.11 Perfil de turbidez del permeado durante la operación del BRAM**

## 6.5) Análisis estadístico

Las muestras a las que se les aplicó el análisis corresponden al periodo de operación con un TRH de ocho horas, a partir del día 12 y hasta el final de su operación; los datos se muestran en la Tabla 6.2, mientras que en la Tabla 6.3 se muestran los valores promedio obtenidos del sistema de tratamiento.

**Tabla 6.2 Tamaño de muestra para el experimento a escala piloto**

Parámetro	Número de datos (n)		
	Influyente	Efluente	Permeado
Temperatura	89	90	25
pH	85	86	25
Alcalinidad total	85	86	25
$\alpha$	-	85	-
DQO total	86	86	32
DQO soluble	86	86	-
Sólidos totales	82	85	24
Sólidos volátiles totales	82	85	24
Sólidos suspendidos totales	83	86	24
Sólidos suspendidos volátiles	83	86	24
Nitrógeno amoniacal	39	40	25
Fósforo total	36	36	25

**Tabla 6.3 Valores promedio y desviación estándar para cada parámetro**

Parámetro	Unidades	Influyente	Efluente	Permeado
Temperatura	°C	20.2 ± 1.5	19.4 ± 1.7	18.3 ± 1.0
pH	-	7.96 ± 0.33	7.51 ± 0.20	7.77 ± 0.20
Alcalinidad total	mg CaCO <sub>3</sub> /L	374.4 ± 91.9	320.1 ± 106.7	353.4 ± 72.8
$\alpha$	-	-	0.69 ± 0.06	-
DQO total	mg O <sub>2</sub> /L	735.7 ± 225.7	259.4 ± 99.5	137.8 ± 41.3
DQO soluble	mg O <sub>2</sub> /L	253.2 ± 78.8	156.2 ± 57.3	-
ST	mg/L	1584.3 ± 636.6	571.6 ± 148.4	503 ± 78.3
SVT	mg/L	795.8 ± 367.7	202.2 ± 64.1	137.9 ± 38.5
SST	mg/L	998.5 ± 636.9	110 ± 75.6	15.2 ± 7.1
SSV	mg/L	622.5 ± 365.3	93.8 ± 52	11.8 ± 6.9
Nitrógeno amoniacal	mgN-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> /L	58.8 ± 21.1	38.4 ± 23.2	53.9 ± 14.9
Fósforo total	mgP-PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> /L	8.4 ± 2.5	5.9 ± 2.0	5.5 ± 1.4

### 6.5.1) Desempeño general del sistema de tratamiento

El sistema de tratamiento operó bajo una temperatura promedio de los 19.4 °C y no hubo variaciones significativas, cabe señalar que este valor corresponde al horario matutino que se llevó a cabo durante el muestreo, es importante mencionarlo ya que la temperatura varía a lo largo del día.

El valor de pH en el efluente disminuyó ligeramente, mientras que el pH del permeado se mantuvo superior al efluente; con respecto a la alcalinidad total, se comportó con variaciones similares a la del pH, no existiendo una disminución significativa de la alcalinidad en efluente, por lo que nunca se puso en riesgo la estabilidad del sistema reflejado también en el parámetro alfa que se mantuvo cercano al valor que se recomienda.

El valor de los parámetros en el influente muestra que el agua residual municipal alimentada se encuentra dentro de la clasificación de alta concentración de acuerdo a Metcalf y Eddy, (2003) en la Tabla 3. Cabe resaltar que los valores de sólidos totales y sólidos suspendidos incluyendo los volátiles se encuentran por arriba de los valores citados, haciendo suponer que el aumento se debe al período de lluvias que provocó un mayor arrastre de sedimentos incrementando su concentración en el agua residual y que no fueron retenidos en el sistema de pre tratamiento de la PTAR.

Con respecto a la calidad del efluente, se obtuvo una concentración de DQO total promedio de 259 mg/L y para DQO soluble promedio de 156 mg/L que implica una remoción de 62.7% y 36.4% respectivamente, valor que se encuentran por debajo de los valores reportados por Skouteris *et al.*, (2012) para varios casos de estudio reportados en su revisión. Comparado con Mahmoud (2008), se alcanzó superar las eficiencias de remoción que muestra en su trabajo y se encuentran en el intervalo propuesto por Chernicharo (2007). Sin embargo, se obtuvo una concentración promedio de 110 mg/L para SST, valor ligeramente alto pero que se encuentra en el intervalo recomendado. Estas concentraciones se encuentran por arriba de los límites máximos permisibles que establece la NOM-003-SEMARNAT-

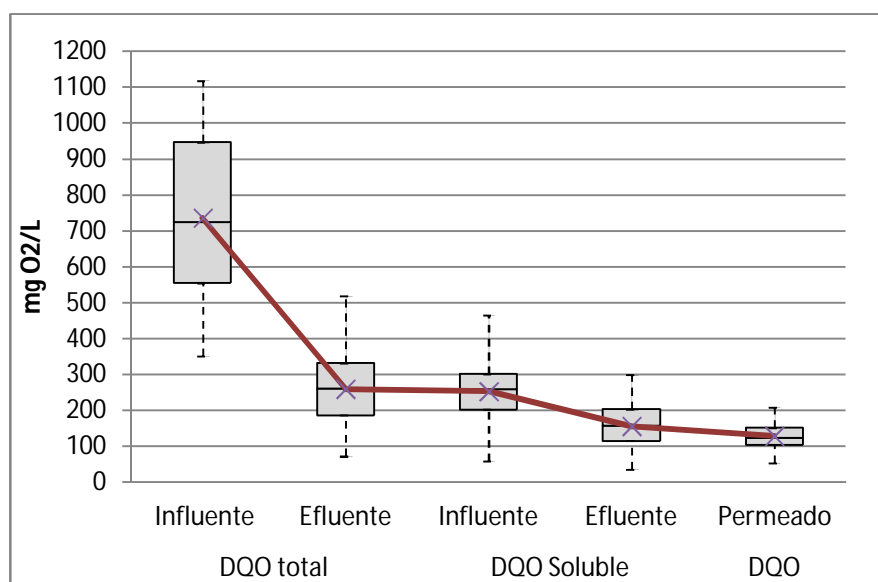
1997, haciendo que el efluente no se puede reutilizar al servicio al público pero si pueda ser descargado al alcantarillado municipal.

En relación con la concentración de nutrientes en el efluente, se obtuvo 38 mg/L para  $\text{N-NH}_4^+$  y corresponde a una remoción cercana al 35%; Esta disminución de nitrógeno amoniacal es atípica ya que en la mayoría de los casos utilizando procesos anaerobios es de esperarse un aumento en su concentración. Sin embargo, Bogte *et al.*, (1993) menciona una ligera remoción de este. Este efecto podría ser atribuido posiblemente a la transformación de nitrógeno amoniacal en otras formas e incluso a la formación de compuestos como estruvita soluble en mínimas cantidades. La concentración de fósforo fue de 5.9 mg/L como  $\text{P-PO}_4^{3-}$  que concierne a una remoción de 30%, la cual si es posible debido a que las bacterias anaerobias necesitan de este nutriente para su metabolismo (ver Anexo AIII.1).

En el permeado se obtuvieron concentraciones promedio de 138 mg/L para DQO total, las cuales se encuentran por arriba de los valores obtenidos por Gimenez *et al.*, (2011) y Dagneu *et al.*, (2011) debido a que esos autores utilizaron agua residual municipal con bajas concentraciones de DQO; no obstante, se obtuvo una concentración similar al obtenida por Salazar (2011); la concentración de SST fue de 15.2 mg/L, valor considerado alto (ya discutido anteriormente) ya que las membranas de ultrafiltración deben de remover al cien por ciento los SST; mientras que la concentración de ST no disminuye sustancialmente ya que se conforma por material soluble que no logra ser retenido por la membrana. La concentración de fósforo fue similar a la del efluente y el nitrógeno amoniacal con respecto al efluente no tuvo diferencias significativas debido a que las membranas no tienen la capacidad de remover nutrientes (ver Anexo III, AIII.1).

Con respecto a la NOM-003-SEMARNAT-1997, el permeado tiene la concentración deseada SST y si se asume que las membranas de ultrafiltración retienen huevos de helminto y coliformes fecales, el permeado puede ser reutilizado para servicios al público como señala la norma.

Para visualizar gráficamente la variación de las principales parámetros que permitieron caracterizar el agua residual, se construyeron los diagramas boxplot mostrados en la Figuras 6.12 y Figura 6.13. En el Anexo IV se encuentran los diagramas como sus distribuciones de datos para los demás parámetros analizados y la manera de interpretar los diagramas boxplot.



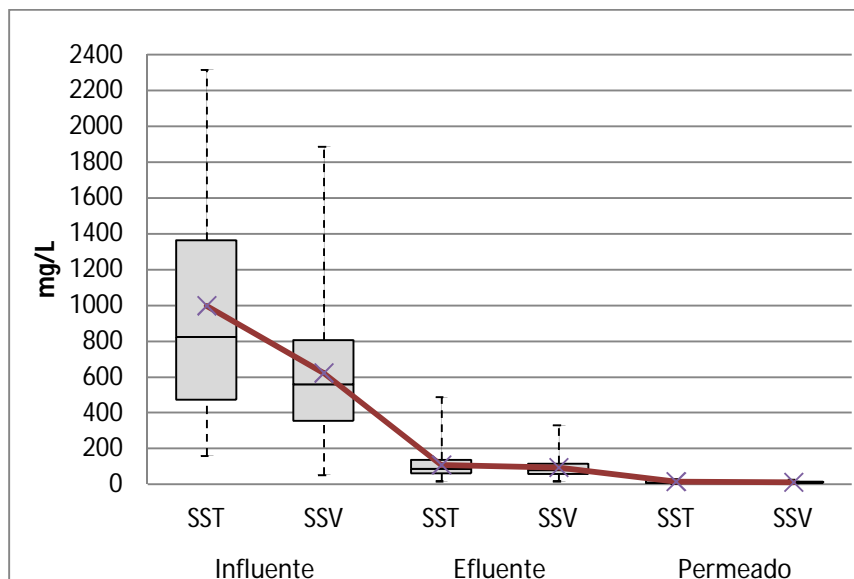
Variable		Q <sub>1</sub>	Q <sub>2</sub>	Q <sub>3</sub>
Influente	DQO <sub>total</sub>	554.3	725.2	947.2
	DQO <sub>soluble</sub>	202.1	259.6	301.6
Efluente	DQO <sub>total</sub>	186.2	260.9	519.4
	DQO <sub>soluble</sub>	114.7	157.0	203.6
Permeado	DQO <sub>total</sub>	108.4	135.6	162.2

**Figura 6.12 Variación de la DQO total y soluble**

En la Figura 6.12, la distribución de los datos de DQO total en el influente mostró que el 50% (Q<sub>3</sub>-Q<sub>1</sub> o rango intercuartílico) se concentró entre 554.3 y 947.2 mg/L, indicando adicionalmente que un 25% (Q<sub>1</sub>-1.5·RIC) de los datos varió entre 350.6 y 554.3 mg/L y el otro 25% (Q<sub>3</sub>+1.5·RIC) entre 947.2 y 1118 mg/L. Estos valores demuestran la variación que tiene en el influente provocada por factores externos tales como la temporada de lluvias y receso vacacional que logra diluir la

concentración de agua residual municipal que llega a la PTAR y por ende a la que se alimenta al sistema, así como el fin de la temporada de lluvias restableciéndose a una agua residual municipal con alta concentración.

El 50% (RIC) de los datos para el efluente y permeado se mantuvieron entre 186.2 y 519.4 mg/L y 108.4 y 162.2, respectivamente. En cambio para la DQO soluble varían entre 202.1 y 301.6 para el influente, mientras que para el efluente se encuentra entre 114.7 y 203.6; mostrando que la remoción de la materia orgánica soluble es muy poca y su concentración ligeramente mayor a la DQO total del permeado.



Variable		Q <sub>1</sub>	Q <sub>2</sub>	Q <sub>3</sub>
Influyente	SST	474.0	824.0	1363.0
	SSV	354.0	560.0	807.0
Efluente	SST	62.5	88.0	136.5
	SSV	58.5	81.0	114.5
Permeado	SST	7.5	6.0	18.0
	SSV	7.5	11.0	16.5

**Figura 6.13 Variación de SST y SSV**

En la Figura 6.13 muestra la distribución de datos con respecto a SST y SSV para cada una de las muestras analizadas. Para el influente el 50% (rango

intercuartílico) de los datos de SST se encuentran en un intervalo de concentración de 474 y 1363 mg/L y el 25% ( $Q_3+1.5\cdot RIC$ ) superior se encuentra entre 1363 y 2316 mg/L dada por la variación que presenta el influente debido a las causas mencionadas con anterioridad.

Se observa una disminución significativa de SST en el efluente con una distribución del 50% (RIC) de los datos entre 62.5 y 136.5 mg/L, que evidencia el efecto producido por la cama de lodos como soporte filtrante, mientras que el 25% ( $Q_3+1.5\cdot RIC$ ) de valores entre 136.5 mg/L y 400 mg/L se debe a la fracción de lodo que fue lavada durante la operación y a la disminución de la efectividad del soporte al final de la operación.

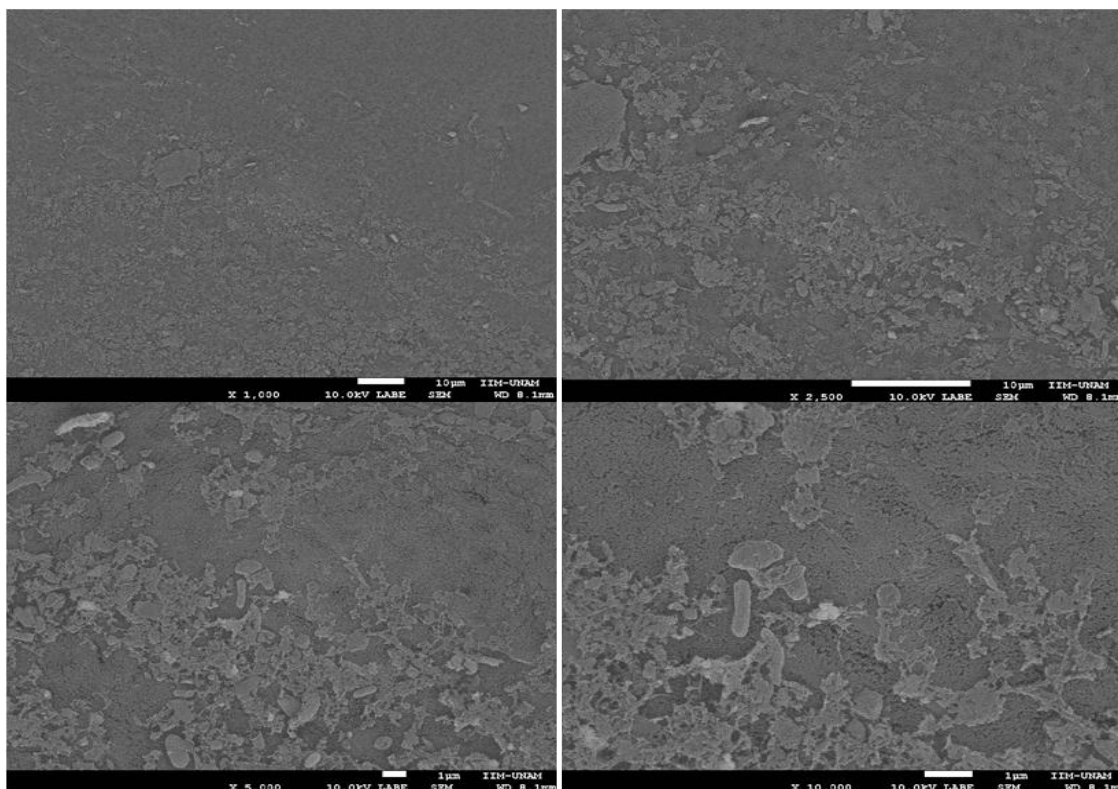
La distribución de datos de SST para el 50% (RIC) en el permeado se mantuvo entre 7.5 y 18 mg/L, el 25% inferior ( $Q_1-1.5\cdot RIC$ ) entre 0 y 7.5 mg/L representa la mayor retención de SST por la membrana sin la contaminación del permeado. El 25% restante ( $Q_3+1.5\cdot RIC$ ) entre 18 y 26 mg/L representa el aumento de SST provocado por la contaminación del permeado dentro de las tuberías o el tanque receptor.

En términos generales, se pudo confirmar que el sistema de tratamiento respondió favorablemente a las condiciones operacionales establecidas para el tratamiento de agua residual municipal, ya fuera como reactor UASB o al acoplarle el módulo de membranas, y que por sus características fisicoquímicas se adapta al tratamiento.

Se observó que factores externos provocan perturbaciones en el sistema que llegan a alterar la estabilidad provocando una descompensación de este tal es caso de la época de lluvias, concentraciones altas de DQO y contaminación de equipo recolector del permeado. Por ello, la importancia de dar un seguimiento a los parámetros fisicoquímicos que permitan identificarlas y una adecuada estrategia que permita la mitigación de los mismas.

## 6.6) Micrografías

El resultado de la observación de una muestra de membrana, que se le realizó al término del cuarto ciclo de lavado químico, a diferentes escalas visualizadas se presenta en la Figura 6.14. En ella se observa como la película taponante no fue removida completamente por el lavado químico con NaHClO indicando que la efectividad en eliminar material orgánico se reduce en cada ciclo. También se comprueba que la permeabilidad de la membrana tiende a ser reducida por la biopelícula que se queda adherida en la superficie de esta, después de varios ciclos de limpieza y por ende la observada reducción en el tiempo de operación de la membrana dentro del BRAM.

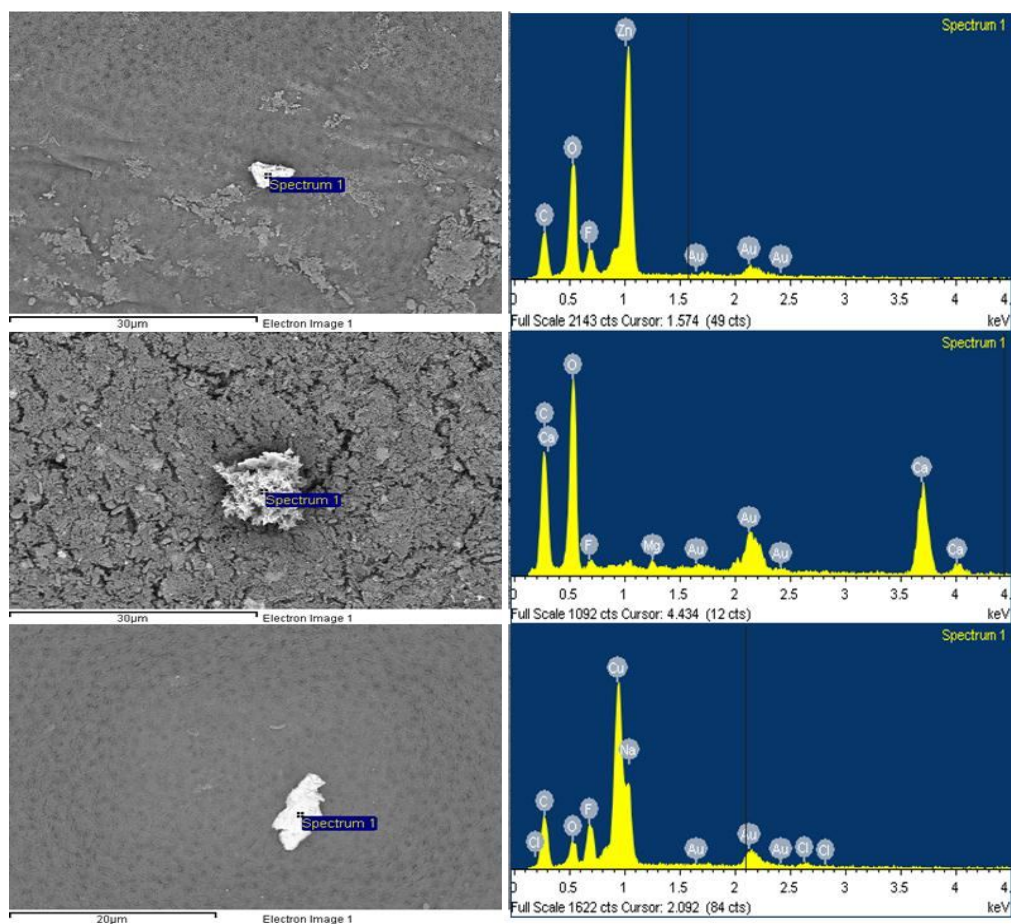


**Figura 6.14 Micrografías a 1000 x, 2500 x, 5000 x y 10,000 x de una muestra de la superficie de la membrana después de limpieza química al término de 4 ciclos de operación**

Así mismo se encontraron diversos cristales adheridos en la superficie de la membrana indicando que el agua residual se encuentra presente diversas sales

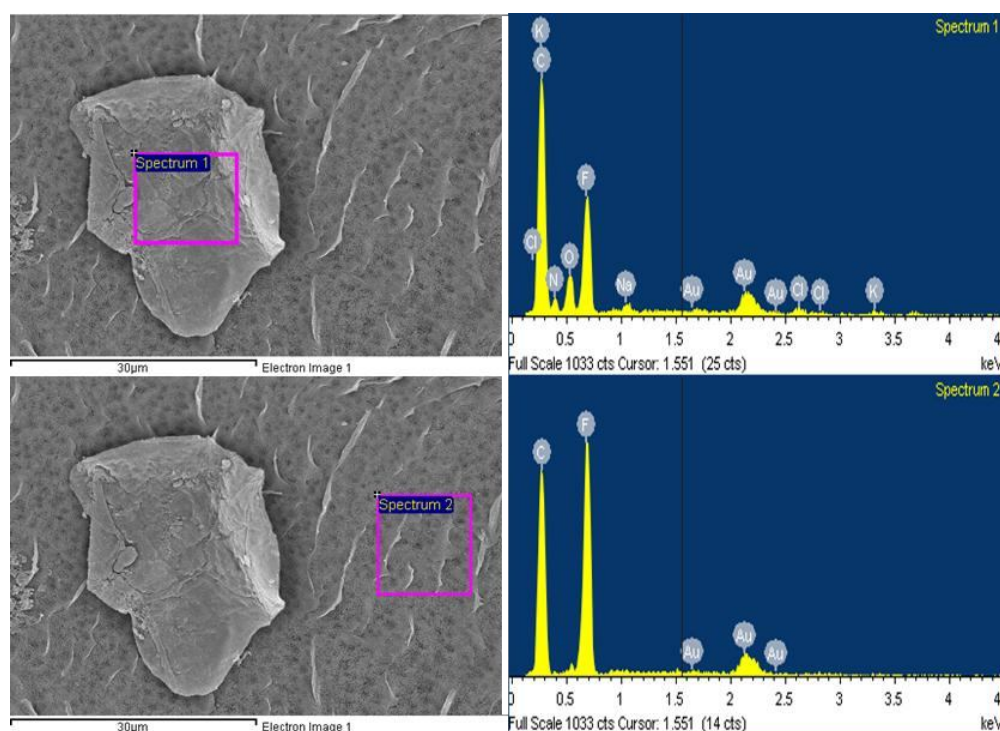


minerales, que mediante la técnica EDS (Figura 6.15), pudieron ser identificados algunos metales constituyentes tales como Zn, Ca, Mg, y Cu. Estas sales ya no pudieron ser removidas por el ácido cítrico que funciona como agente limpiador de sustancias inorgánicas, por lo que es una evidencia de la disminución en la eficacia de la limpieza química o que la concentración del ácido cítrico no es la adecuada para remover completamente sustancias inorgánicas. También se observa en la primera y segunda micrografía que la superficie de la membrana se encuentra parcial y totalmente taponadas mientras que la tercera se encuentra limpia, esto reafirma que quedaron zonas con biopelícula y la efectividad decreciente de la limpieza química.



**Figura 6.15 Cristales de Zn, Ca, Mg y Cu con sus espectros EDS**

En la Figura 6.16, se muestra un cristal y su espectro EDS conformado por otros minerales como Na y K; incluso Cl debido posiblemente a residuos depositados del agente de limpieza orgánico. Mientras que en el espectro 2 se muestra la presencia de F y C, elementos que conforman la estructura molecular de la membrana de PVDF. Respecto a los plegamientos presentes en la superficie de la membrana probablemente sean deformaciones producidas por el manejo de la muestra que afectó su integridad pero no se descarta la posibilidad de ser biopelícula adherida.



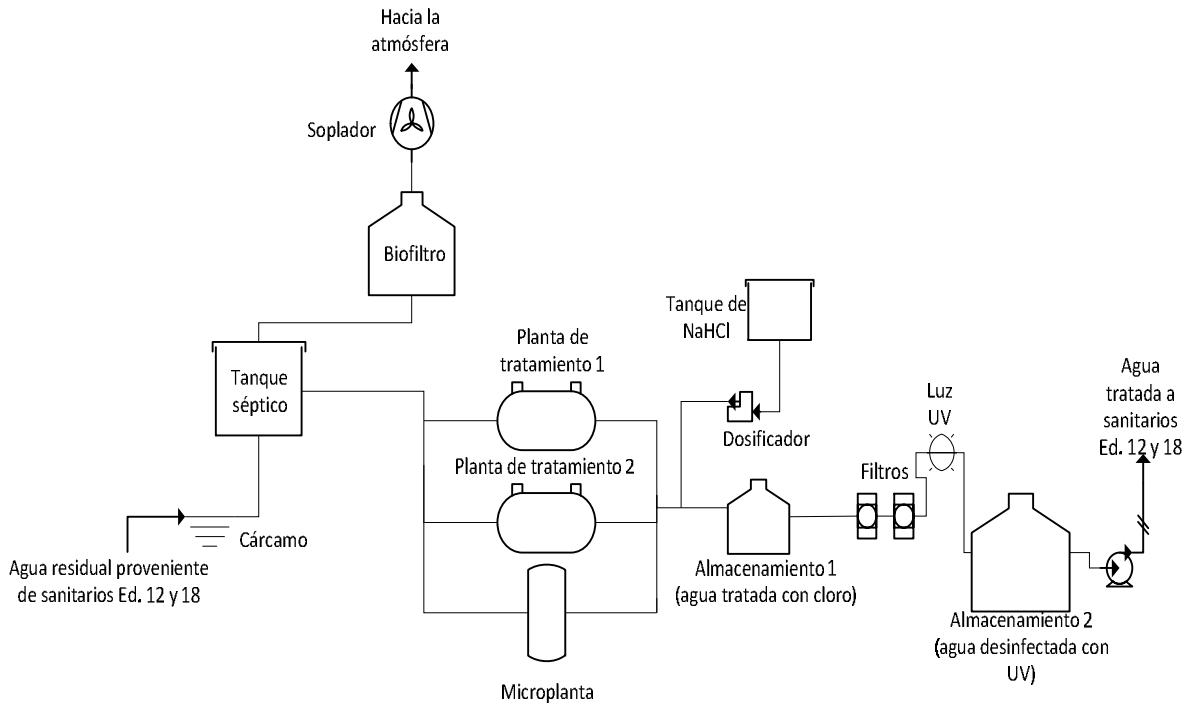
**Figura 6.16 Cristal, membrana y sus EDS**

A pesar que existe la presencia de N y Mg en los espectros EDS, no se puede comprobar la formación de estruvita o de otros elementos que la conforman, pero sí de material orgánico ya que este se constituye por C, N y O. La presencia de Au en los espectros EDS, se debe a la técnica *sputtering* la cual consiste en adherir a la muestra analizada partículas de Au y con un tiempo mayor de exposición para que actúen como conductores de electrones y así tener una mejor visibilidad de la membrana en el microscopio electrónico.

## **7. Estudio económico**

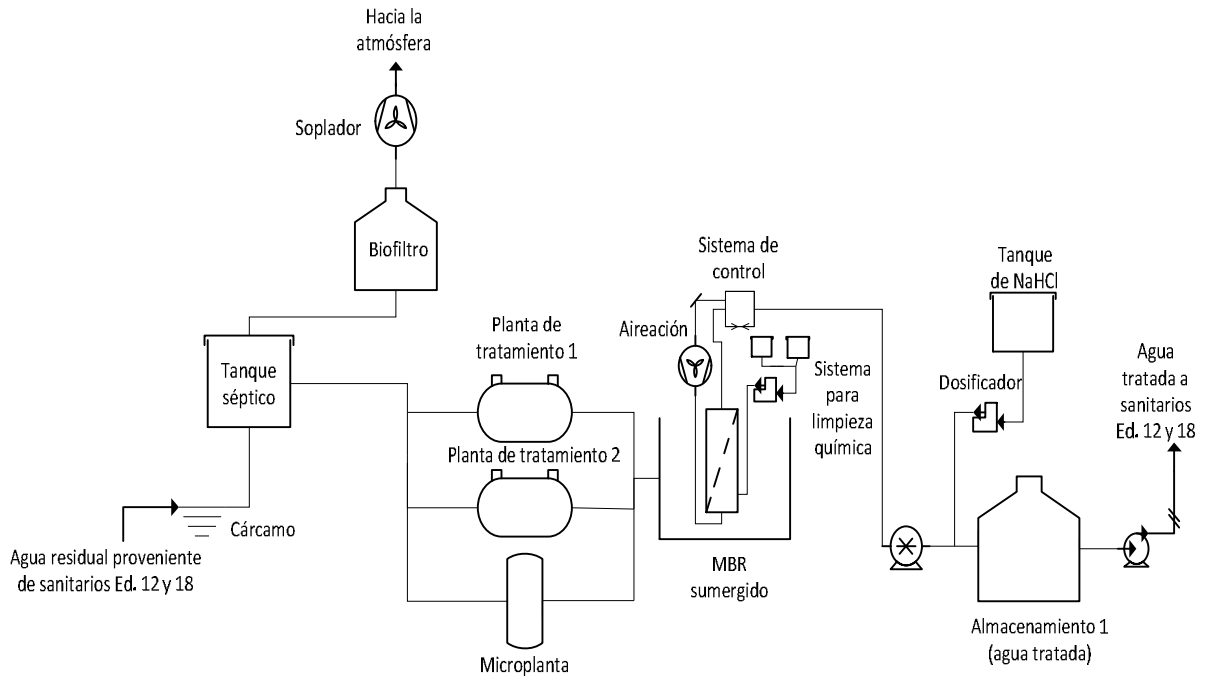
Se realizó un estudio económico con el supuesto de cambiar parte del tren de tratamiento de la PTAR de los edificios 12 y 18 del Instituto de Ingeniería, UNAM, mediante la aplicación de las membranas de ultrafiltración sumergidas. Cabe mencionar que este tren de tratamiento puede ser utilizado en edificios habitacionales y así reutilizar el agua tratada en los servicios que requiera las instalaciones.

El tren de tratamiento de esta PTAR (Figura 7.1), inicia con la descarga de agua negra proveniente de los sanitarios de los edificios 12 y 18 hacia un cárcamo de bombeo; posteriormente, unas bombas sumergibles ubicadas en el interior bombean el agua negra hacia un tanque séptico, donde la materia orgánica de mayor volumen se sedimenta en el fondo del tanque. Para que estos sólidos se transformen en material soluble y biogás, el cual es captado mediante un soplador haciéndolo pasar por un biofiltro para luego ser liberado a la atmósfera y evitar los malos olores. El sobrenadante es bombeado mediante unas bombas sumergibles hacia el tratamiento biológico y es distribuido equitativamente a tres plantas paquete de tipo biológico, dos de ellas de lodos activados en su modalidad de aireación extendida y una planta de proceso anóxico-anaerobio-aerobio o microplanta. Posteriormente, el efluente de cada una de las plantas se mezcla y pasa por un punto donde se dosifica una solución de hipoclorito de sodio. Una vez desinfectada, el agua tratada se almacena en un tanque para después ser dirigida a unos filtros multimedia de arena sílice, seguido de un filtro de carbón activado. El agua filtrada pasa a través por una segunda desinfección con luz ultravioleta y por último, el agua es almacenada en un tanque del que se distribuye hacia los sanitarios con un sistema de bombeo y un hidroneumático para tener la presión necesaria y hacer llegar el agua hasta el último piso del edificio 12. En la línea de tubería de agua tratada que va a los sanitarios, se dosifica un colorante artificial con el fin de identificar visualmente el agua tratada.



**Figura 7.1 Diagrama de proceso de la PTAR ed. 12 y 18, IINGEN**

El cambio en el tren de tratamiento (Figura 7.2), consiste en instalar un módulo de membranas sumergidas dentro de un pequeño tanque ubicado después de la línea que lleva el agua tratada por las plantas de tratamiento “paquete”. Este módulo será controlado por un sistema automatizado que registrará la presión transmembrana y regulará los tiempos de duración de la filtración intermitente y aireación. Así mismo se contará con un sistema de limpieza que incluye una bomba dosificadora que lleve los agentes químicos (hipoclorito de sodio y ácido cítrico) de dos tanques de almacenamiento, al módulo de membranas para su limpieza química. El permeado obtenido a través de una bomba de succión será conducido por una tubería hasta ser almacenado en un tanque, previamente se le dosificará hipoclorito de sodio con el fin de desinfectar el permeado. El agua almacenada será bombeada y distribuida a los sanitarios de los edificios 12 y 18. Con este arreglo se eliminaría el uso de los filtros multimedia y luz UV.



**Figura 7.2 PTAR con modificación en el tren de tratamiento ed. 12 y 18, IINGEN**

En un estudio previo, Cortes (2012) demostró que el proyecto de la PTAR de los edificios 12 y 18, no es económicamente viable debido a que el costo por metro cúbico de venta del agua tratada no es competitivo, comparándolo con el costo del agua de primer uso, resultando VPN y TIR bajas.

Con el fin de elegir entre dos alternativas para proyectos ambientales donde no necesariamente existe ahorro o utilidades generadas, la evaluación con el modelo de punto de equilibrio comparando la inversión fija y los costos de operación de cada proyecto, permite tomar una decisión.

### 7.1 Inversión total

El costo total de los equipos se determinó a partir del precio unitario que hace referencia Cortes (2012) por un aumento del cinco por ciento debido a las variaciones anuales de estos, además se incluyen los nuevos equipos que se necesitan en la modificación del tren de tratamiento los cuales fueron cotizados directamente con el proveedor, particularmente en el caso del módulo de

membranas sumergible de PVDF, la instrumentación utilizada para el sistema de automatización y la bomba de permeado. Para el costo de construcción que incluye obra eléctrica y civil se consideró un 30%, del costo total de los equipos. Lo anterior se refiere al levantamiento, adecuación del terreno y construcción de los cimientos necesarios para la obra, así como la implementación de la red eléctrica que suministra de energía eléctrica a la PTAR y la instalación de los equipos. También se consideró un 15% por el costo de ingeniería básica y de detalle. El costo de los equipo se observan en la Tabla V.1, Anexo V.

En la Tabla 7.1, se muestra el costo de cada rubro mencionado anteriormente y se aprecia que el cambio de equipos en el tren de tratamiento reduce en un 8% en el costo de equipos y en un 6% el valor de la inversión total de la PTAR.

**Tabla 7.1 Comparación de la inversión total**

	PTAR sin modificación	PTAR con modificación
Costo de equipo	\$231,376.95	\$212,275.44
Accesorios	\$16,772.18	\$16,772.18
Obra civil, eléctrica e instalación de los equipos	\$66,107.70	\$63,682.63
Ingeniería básica y de detalle	\$33,053.85	\$31,841.32
<b>Inversión total</b>	<b>\$346,512.00</b>	<b>\$324,571.56</b>

## 7.2 Costos de operación

Los costos de operación son anuales y se encuentran conformados por los costos fijos y los costos variables. En los costos fijos se incluyen los costos por mantenimiento, mano de obra y análisis de laboratorio, mientras que para los costos variables se incluyen los costos de materias primas, energía eléctrica reactivos de laboratorio y reemplazo de las membranas.

Para la estimación de los costos variables, se consideró un incremento del 5% a los reportados por Cortes (2012), excepto para la energía eléctrica que fue de un 10% debido a la operación de la bomba de permeado, así como del sistema de control y limpieza de la membrana. Además se estimó el costo de las materias

primas (ver Anexo V) que incluyen el NaHCl que es utilizado para la cloración de la corriente de permeado, así como agente químico de limpieza para la membrana complementado con el uso del ácido cítrico, se consideró que la limpieza de la membrana se realizará dos veces al mes. El costo por el reemplazo del módulo de membrana fue estimado en un 50% del costo original de este, ya que se supuso de 2 años la vida útil de las membranas.

En la Tabla 7.2, se muestra la comparación de los costos fijos y variables para los escenarios, donde se aprecia que no existe un cambio considerable en los costos fijos, mientras que los costos variables aumentan al modificar el tren de tratamiento, resultando un aumento del 55% en los costos de operación de la PTAR al modificarla y un 28% respecto a los costos totales de operación.

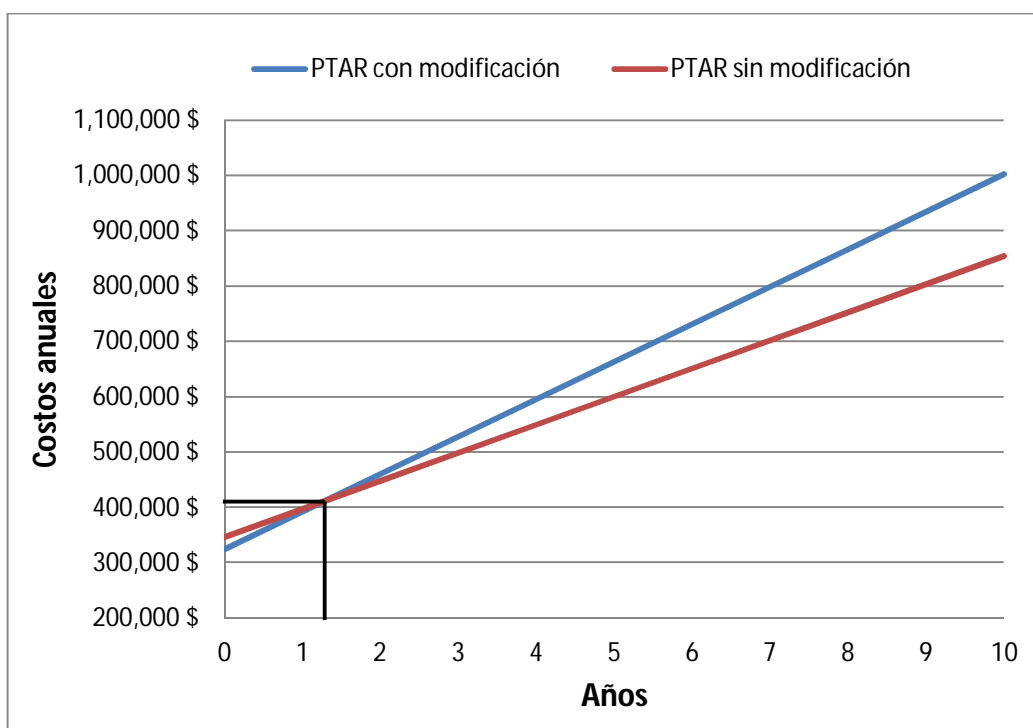
**Tabla 7.2 Costos fijos y variables anuales**

	PTAR sin modificación	PTAR con modificación
<b>Costos variables</b>		
Materias Primas	\$3,050.7	\$4,779.0
Energía eléctrica	\$10,000.0	\$13,200.0
Reemplazo de la membrana	-	\$13,651.7
Reactivos de laboratorio	\$2,100.0	\$2,100.0
Total Costos variables	\$15,150.7	\$33,730.7
<b>Costos fijos</b>		
Mano de obra	\$25,200.0	\$25,200.0
Mantenimiento	\$3,150.0	\$3,622.5
Análisis de laboratorio	\$5,271.0	\$5,271.0
Total Costos fijos	\$33,621.0	\$34,093.5
<b>Costos de operación</b>	<b>\$48,771.7</b>	<b>\$67,824.2</b>

En la Figura 7.3, se observa que los costos de operación a través del tiempo y con origen en la inversión inicial de cada proyecto. El punto de equilibrio se encuentra cercano al año 1. A partir de este punto de referencia hacia la izquierda, los costos de operación para el proyecto de la PTAR con modificación tienden a ser ligeramente menores que para el proyecto sin ella que corresponde al intervalo de

0-1 años, mientras hacia la derecha del punto de equilibrio los costos de operación tienden a aumentar para el proyecto con la modificación que sin ella.

Aunque los costos de operación para ambos proyectos son similares al inicio, existe un aumento significativo de estos para el proyecto de la PTAR con la modificación del tren de tratamiento en relación al otro, por lo tanto el uso del módulo de membranas no permite un ahorro en los costos de operación, así que esta alternativa no es viable para llevarla a cabo.



**Figura 7.3 Costos anuales de los dos proyectos**



## **8. Conclusiones**

Se operó un reactor UASB piloto a condiciones ambientales (15-24°C) obteniendo valores promedio de DQO total y SST de 259 mg/L y 110 mg/L que corresponden a remociones de 62.7% y 78.5% respectivamente.

Se mejoró la calidad del agua tratada del reactor UASB mediante el uso de un módulo de membranas de ultrafiltración sumergidas en su zona superior, logrando valores promedio para DQO total de 138 mg/L que corresponden a un 81.3% de remoción.

La efectividad de un BRAM depende de las condiciones de operación, de la estabilidad en que se encuentra el sistema (reactor UASB) y de la estrategia utilizada para la limpieza de las membranas.

Las membranas tienden a perder su capacidad de filtración debido a la deposición de material orgánico e inorgánico en su superficie, los cuales ya no son removidos a través de varios ciclos de lavado químico.

La comparación de los costos operacionales a través del estudio económico realizado, del tren de tratamiento actual para agua residuales domésticas de los edificios 12 y 18 del IINGEN y de la propuesta para modificarlo determinó que esta no es viable.

## **9. Recomendaciones**

Realizar análisis de la actividad metanogénica por lo menos una vez al mes con el fin de observar las condiciones en que se encuentra la cama de lodos del reactor UASB, así mismo determinar cantidad de biogás producido y las concentraciones de CH<sub>4</sub>, CO<sub>2</sub> y N<sub>2</sub>, para verificar la estabilidad del sistema.

Para evitar concentraciones altas de sólidos suspendidos en el permeado del sistema , conviene lavar el interior de la tubería de evacuación del permeado, así como el tanque de almacenamiento de éste ya que se observó durante la experimentación el crecimiento de algas en el interior de ellas, lo que pudo haber provocado la contaminación en sólidos suspendidos del permeado.

Se sugiere realizar más experimentación utilizando las membranas con el fin de observar la vida útil que tienen estas y poder descartar cualquier situación externa que influya en ella.

## 10. Bibliografía

APHA, AWWA, WEF. (2005). *Standard Methods for Examination of Water and Wastewater*.

AWWA. (1998). *Tratamiento del agua por procesos de membrana: Principios, Procesos y Aplicaciones*. Mc Graw Hill. España.

Aiyuk, S., Forrez, I., Lieven, D.K., van Haandel, A., Verstraete, W. (2006). Anaerobic and complementary treatment of domestic sewage in regions with hot climates: A review. *Bioresource Technology* 97 (17), 2225-2241.

Bogte, J.J., Breure, A.M., van Andel, J.G., Lettinga, G., (1993). Anaerobic treatment of domestic wastewater in small scale UASB reactors. *Water Sci. Technol.* 27 (9), 75–82.

Cerón, V. A., Morgan, J.M, Noyola, A. (2012). Intermittent filtration and gas bubbling for fouling reduction in anaerobic membrane bioreactors. *Journal of Membrane Science* 423–424, 136–142.

Ciceri, H. (2009). *Decisiones de inversión en Plantas Químicas: Modelos y Criterios*. UNAM. México.

Cid, D. (2007). Tratamiento de agua residual municipal mediante un bioreactor anaerobio de membrana a escala piloto. Tesis Maestría. UNAM. México.

CONAGUA (2011). *Situación del Subsector Agua Potable, Alcantarillado y Saneamiento (SSAAS)*, México, pp. 53-61.

CONAGUA (2011). *Estadísticas del Agua en México (EAM)*. México, p. 73.

Collins, A. G., T. L. Theis, S. Kilambi, L. He and S. G. Paulostathis (1998). Anaerobic Treatment of Low-Strength Domestic Wastewater using an Anaerobic Expanded Bed Reactor. *Journal Environmental Engineering*, vol. 124, no. 7, pp.652-655.

Chernicharo, C. A. (1997). *Princípios do tratamento biológico de águas residuárias. Reactores anaeróbios*, Vol. 5. Universidade Federal de Minas Gerais – engenharia Sanitária e Ambiental. Belo Horizonte. Brasil.

Chernicharo, C. A. (2007). *Anaerobic Reactors*. Biological Wastewater Treatment Series. IWA Publishing. UK.

Choo, K.H., and Lee, C.H. (1996). Membrane fouling mechanisms in the membrane coupled anaerobic bioreactor, *Water Res.* 30, 1771.

Choo, K.H., Kang, I.J., Yoon, S.H., Park, H., Kim, J.H., Adiya, S., and Lee, C.H. (2000). Approaches to membrane fouling control in anaerobic membrane bioreactors, *Water Sci. Technol.* 41(10–11), 363.

Cortés, R. (2012). *Evaluación técnica y económica del reúso en sanitarios del agua tratada en dos configuración de planta tipo paquete para el tratamiento de aguas residuales*. Tesis Licenciatura. UNAM. México.

Coulter, J. B., Soneda, S. & Ettinger, M. B. (1957). Anaerobic contact process for sewage disposal. *Sewage and Industrial Wastes*, 29, 468-477.

Dagneu, M., Parker, W., P., Waldner, K., Hong, Y. Bayly, R., Cumin, J., (2011). Pilot testing of an AnMBR or municipal wastewater treatment. *In: 84<sup>th</sup> Annual Water Environment Federation Technical Exhibition and Conferen*, Los Angeles, CA.

Davis L. Mackenzie, Masten J. Susan. (2005). *Ingeniería y ciencias ambientales*. McGrawHill, México.

Ettinger, M. B., Witherow, J. L. & Coulter, J. B. (1958) Chemical and hydraulic characteristics of the anaerobic contact process for sewage treatment. In *Biological Treatment of Sewage and Industrial Wastes*, Vol.II, eds B. J. McCabe & W. W. Eckenfelder Jr, pp. 145-155. Reinhold Publishing Corporation, New York. Papers presented at the *Conference on Anaerobic Digestion and Solids Handling*, sponsored by Manhattan College, New York, 24-26 April 1957.

Fall, E. B. & Krauss, L. S. (1961). The anaerobic contact process in practice. *Journal WPCF*, 33(10), 1038-1049.

Field, J. (1987). Parámetros operativos del manto de lodos anaeróbicos de flujo ascendente. En: *Manual de Arranque y operación de sistemas de flujo ascendente con manto de lodos – UASB*. Universidad del Valle, CVC, Universidad Agrícola de Wageningen, Cali-Colombia.

Foresti, E. (2002). Anaerobic treatment of domestic sewage: established technologies and perspectives. *Water Science and Technology*, 45(10), 181-186.

Gimenez, J. B., Robles, A., Carretero, L., Duran, F., Ruano, M. V., Gatti, M.N., Ribes, J., Ferrer, J., Seco, A. (2011). Experimental study of the anaerobic urban wastewater treatment in a submerged hollow fiber membrane bioreactor at pilot scale. *Bioresour. Technol.* 102, 8799-8806.

Grethlein, H.E. (1978). Anaerobic digestion and membrane separation of domestic wastewater, *J. Water Pollution. Control Fed.* 50, 754.

Heffernan, B., van Lier, J.B., van der Lubbe, J., (2011). Performance review of large scale up-flow anaerobic sludge blanket sewage treatment plants. *Water Science and Technology* 63 (1), 100-107.

Hulshoff et al (1996). Perspectives for anaerobic treatment of sulfaterich wastewater. *IV Seminario Taller Latinoamericano sobre el tratamiento de aguas residuales.* Bucaramanga Colombia.

Hulshoff Pol, L.W., de Castro Lopes, S.I., Lettinga, G., Lens, P.N.L., (2004). Anaerobic sludge granulation. *Water Research* 38 (6), 1376-1389.

Ince, O., Anderson, O. y Kasapgil, B. (1995). Control of organic loading rate using the specific methanogenic activity test during start – up an anaerobic digestion system. *Water Research* 29 (1), 349-355.

Jenkins, S. R., Morgan, J.M y Sawyer, C.L (1983). Monitoring anaerobic sludge digestion and growth by simple alcalimetric titration. *Water Pollution. Cont. Fed.* 55(5), 448-453.

Judd, S., Judd, C. (2011). *The MBR Book : Principles and Applications of Membrane Bioreactors for Water and Wastewater Treatment.* Elsevier. Second Edition. Great Britain.

Kimura, S. (1991). Japan's aqua renaissance '90 project, *Water Sci. Technol.* 23(7-9), 1573.

Kleerebezem, R., and Macarie, H. (2003). Treating industrial wastewater: Anaerobic digestion comes of age, *Chem. Eng.* April, 56.

Kocadagistan E., Topcu N. (2007). Treatment investigation of the Erzurum city municipal wastewaters with anaerobic membrane bioreactors, *Desalination* 216 (367–376).

Kraume, M., Wedi, D., Schaller, Iversen, J. V., Drews, A. (2009). Fouling in MBR—what use are lab investigations for full scale operation. *Desalination* 236 94–103.

Le-Clech, P., Jefferson, B., Chang, I.S., Judd, S.J., (2003). Critical flux determination by the flux-step method in a submerged membrane bioreactor. *Journal of Membrane Science* 227 (1–2), 81–93.

Lee, S.M., Jung, J.Y., and Chung, Y.C. (2001). Novel method for enhancing permeates flux of submerged membrane system in two phase anaerobic reactor, *Water Res.* 35, 471.

Lettinga, G. and Vinken, J. N. (1980) Feasibility of the upflow anaerobic sludge blanket (UASB) process for the treatment of low-strength wastes. *35th Purdue Industrial Waste Conference Proceedings*, pp. 625-634.

Lettinga, G., Roersma, R., Grin, P., de Zeeuw, W., Hulshof Pol, L., van Velsen, L., Hobma, S. and Zeeman, G. (1981). Anaerobic treatment of sewage and low strength waste waters. *Proceedings of the Second International Symposium on Anaerobic Digestion*, Travemünde, Germany, eds Hughes et al., pp. 271-291.

Lettinga, G., Hulshoff Pol, L.W., (1991). UASB-process design for various types of wastewaters. *Water Science and Technology* 24 (8), 87-107.

Lew, B., Lustig, I., Beliavski, M., Tarre, S., Green, M., (2011). An integrated UASB-sludge digester system for raw domestic wastewater treatment in temperate climates. *Bioresource Technology* 102 (7), 4921-4924.

Li, J., Hu, B., Zheng, P., Qaisar, M., Mei, L., (2008). Filamentous granular sludge bulking in a laboratory scale UASB reactor. *Bioresource Technology* 99 (9), 3431-3438.

Louwe Kooijmans, J. & van Velsen, E. M. (1986) Application of the UASB process for treatment of domestic sewage under sub-tropical conditions, the Cali case. *Anaerobic treatment. A grown-up technology. Conference papers (Aquatech '86)*, pp. 423-436.

Mahmoud, N., Zeeman, G., van Lier, J., (2008). Adapting UASB technology for sewage treatment in Palestine and Jordan. *Water Science and Technology* 57 (3), 361-366.

Mahmoud, N., (2008). High strength sewage treatment in a UASB reactor and an integrated UASB-digester system. *Bioresource Technology* 99, 7531–7538.

Martinez-Sosa, D., Helmreich, B., Netter, Paris, T. S., Bischof, F., Horn, H. (2011). Anaerobic submerged membrane bioreactor (AnSMBR) for municipal wastewater treatment under mesophilic and psychrophilic temperature conditions, *Biores. Technol.* 102 10377–10385.

Metcalf and Eddy. (2003). *Wastewater Engineering*. USA. Mc Graw Hill. 4th Edition.

Morgan, F., Morgan, J.M y Noyola, A. (1996). Aplicabilidad de la digestión anaerobia para el tratamiento de aguas residuales municipales. *Coordinación de Bioprocesos Ambientales, Instituto de Ingeniería, Universidad Nacional Autónoma de México*.

Pretorius, W. A. (1971). Anaerobic digestion of raw sewage. *Water Research*, 5, 681-687.

Rittman, B y McCarthy, P. (2001). *Biotecnología del medio ambiente: Principios y aplicaciones*. Editorial. Mc Graw Hill.

Ross, W.R., Barnard, J.P., Le Roux, J., and de Villiers, H.A. (1990). Application of ultrafiltration membranes for solids-liquid separation in anaerobic digestion systems: The ADUF process, *Water S.A.* 16, 85.

Seghezzo, L., Zeeman, G., van Liel, J.B., Hamelers, H.V.M & Lettinga, G. (1998). A review: The anaerobic treatment of sewage in UASB and EGSB reactors. *Department of Environmental Technology, Wageningen Agricultural University, P. O. Box 8129, 6700 Ell., Wageningen. The Netherlands*.

Salazar, M. (2011). *Influencia del tiempo de retención hidráulica en el desempeño y taponamiento de un reactor UASB acoplado a una membrana externa de ultrafiltración*. Tesis Doctoral. IINGEN. UNAM. México.

Skouteris,G., Hermosilla, D., López, P., Negro., P, Blanco, A. (2012). Anaerobic membrane bioreactors for wastewater treatment: A review. *Chemical Engineering Journal* 198-199, 138–148.

Sung J., Ho,S. (2010). Methanogenic activities in anaerobic membrane bioreactors (AnMBRs) treating synthetic municipal wastewater, *Bioresoure Technology*. 101(2191–2196),

Sutton, P.M., Li, R.R., and Korchin, S.R. (1983). Dorr-oliver's fixed film suspended growth anaerobic systems for industrial wastewater treatment and energy recovery, *Proceedings of the 37th Industrial Waste Conference*, Purdue University, Lafayette, IN, 667.

Uemura, S., Harada, H., (2000). Treatment of sewage by a UASB reactor undermoderate to low temperature conditions. *Bioresource Technology* 72 (3), 275–282.

Verstraete, W., and Vandevivere, P. (1999). New and broader applications of anaerobic digestion, *Crit. Rev. Environ. Sci. Technol.* 28, 151.

Visvanathan, C., Ben Aim, R., and Parameshwaran, K. (2000). Membrane separation bioreactors for wastewater treatment, *Crit. Rev. Environ. Sci. Technol.* 30, 1.

Weiland, P., Rozzi, A., (1991). The start-up, operation and monitoring of high-rate anaerobic treatment systems: discusser's report. *Water Science and Technology* 24 (8), 257-277.

Winslow, C. E. A. & Phelps, E. B. (1911). Investigation on the purification of Boston sewage. *Journal of Infectious Diseases*, 8, 3.

Zhang, J., Chua, H.C., Zhou, J., Fane, A.G. (2006). Factors affecting the membrane performance in submerged membrane bioreactors. *Journal of Membrane Science* 284, 54–66.



## **Anexo I. Pruebas de Laboratorio**

### AI.1 Flux Crítico

Inicialmente se realizaron pruebas de flux crítico por el método de incremento de PTM por pasos (Le-Clech et al., 2003b). Este consiste en sucesivos pasos de filtración de 15 minutos, con incrementos de flux de 2 L/m<sup>2</sup>h y el consecuente registro de cambio en la PTM para cada paso.

Esta prueba se realizó para la membrana nueva y después de limpieza química, con el objetivo de evaluar la variación del flux crítico para estas condiciones. La limpieza química se realizó mediante remojo de la membrana en una solución de hipoclorito de sodio al 0.5% durante dos horas a temperatura ambiente. Para cada valor de flux se registraron los valores de PTM inicial ( $P_o$ ) y final ( $P_f$ ). La  $P_o$  se tomó como el valor de PTM registrado después de 30 segundos del cambio de paso o incremento de flux. Para cada paso de flux se calcularon los siguientes parámetros, los cuales definen el comportamiento del taponamiento:

$$\text{Tasa de incremento de la PTM: } \frac{dP}{dt} = \frac{PTM_f^n - PTM_i^n}{t_f^n - t_i^n}$$

$$\text{Incremento inicial de la PTM: } \Delta P_o = PTM_i^n - PTM_i^{n-1}$$

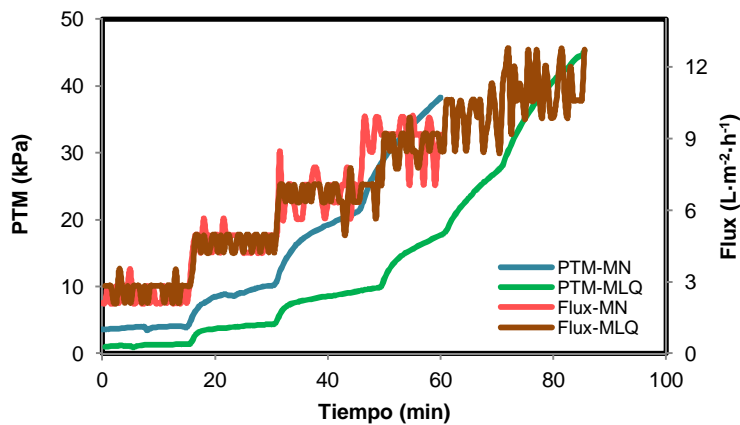
$$\text{PTM promedio: } PTM_{prom} = \frac{PTM_f^n - PTM_i^n}{2}$$

$$\text{Permeabilidad del sistema: } K = \frac{J}{PTM_{prom}}; \quad J = \text{Flux (L} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1})$$

Previamente a las pruebas de flux crítico, se determinó la permeabilidad de la membrana nueva y de la membrana después de limpieza química con agua desionizada. Una vez establecido el flux crítico, se estableció el flux de operación para las pruebas posteriores.

## Al.2 Flux crítico con agua residual real

La permeabilidad de la membrana después de limpieza química ( $0.7 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}\cdot\text{kPa}^{-1}$ ), fue mayor que la de la membrana nueva ( $0.3 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}\cdot\text{kPa}^{-1}$ ), indicando una recuperación total y posible daño de esta. En la Figura A.1.1 se presentan los resultados obtenidos durante la prueba de flux crítico para la membrana nueva y la membrana después de limpieza química. El cambio de la presión con el tiempo en la membrana nueva es alto para valores de flux superiores a  $4 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$ , mientras que para la membrana después de limpieza química este cambio fue menor.



**Figura Al.1 Flux Crítico con agua residual**

En las Tablas A.1.1 y A.1.2 se muestra el incremento inicial de la PTM ( $\Delta P_o$ ) y la tasa de taponamiento,  $dP/dt$ , para la membrana nueva y después de limpieza química. Teniendo en cuenta los parámetros de evaluación, se presentó una mayor propensión al taponamiento con la membrana nueva, exhibiendo valores de  $\Delta P_o$  hasta tres veces mayor que la membrana después de limpieza química. En cuanto a la tasa de taponamiento, la membrana nueva mostró un incremento más rápido con respecto a la membrana después de limpieza química.

**Tabla Al.1  $\Delta P_o$  obtenidos con agua residual real**

<i>Membrana nueva</i>		<i>Membrana después de limpieza</i>	
<i>Flux (L/m<sup>2</sup>-h)</i>	<i><math>\Delta P_o</math> (kPa)</i>	<i>Flux (L/m<sup>2</sup>-h)</i>	<i><math>\Delta P_o</math> (kPa)</i>
2,38	-	2,66	-
4,14	1,81	4,62	0,58

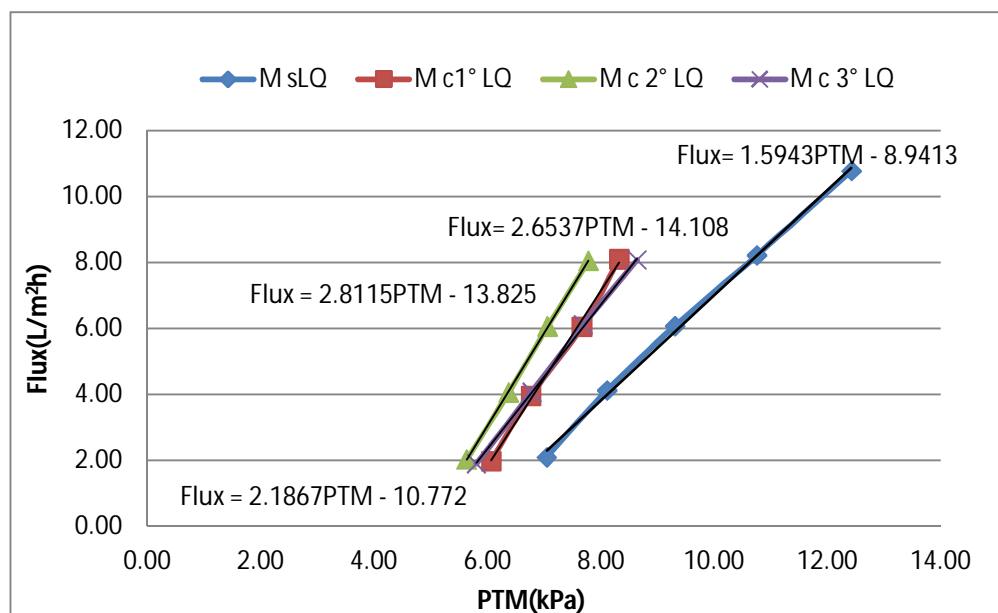
6,40	1,95	6,62	0,59
8,72	2,00	8,28	0,77
-	-	10,60	-

Para la elección del flux crítico se tomó como parámetro definitivo una tasa de taponamiento superior a  $0.05 \text{ kPa}\cdot\text{min}^{-1}$ . Teniendo en cuenta lo anterior, el flux crítico para la membrana nueva fue de  $4.14 \text{ L}\cdot\text{m}^{-2}\cdot\text{h}^{-1}$ .

**Tabla A1.2  $dp/dt$  obtenidos con agua residual real**

<b>Membrana nueva</b>		<b>Membrana después de limpieza</b>	
<b>Flux (<math>\text{L}/\text{m}^2\cdot\text{h}</math>)</b>	<b><math>dp/dt</math> (<math>\text{kPa}/\text{min}</math>)</b>	<b>Flux (<math>\text{L}/\text{m}^2\cdot\text{h}</math>)</b>	<b><math>dp/dt</math> (<math>\text{kPa}/\text{min}</math>)</b>
2,38	0,02	2,66	0,03
4,14	0,42	4,62	0,16
6,40	0,73	6,62	0,28
8,72	1,14	8,28	0,44
-	-	10,60	1,20

En la Figura A1.2 se muestran las curvas de flux vs PTM para determinar la permeabilidad de la membrana después cada limpieza química, a través de la pendiente obtenida mediante una regresión lineal.



**Figura A1.2 Curvas de flux vs PTM**

## Anexo II. Condiciones de operación

### All.1 Caudales requeridos en el reactor UASB

Volumen de reactor:  $0.7 \text{ m}^3$  y TRH: 24, 16 y 8 horas

$$Q_1 = \frac{0.7 \text{ m}^3}{24 \text{ h}} = 0.0292 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times \frac{1 \times 10^6 \text{ mL}}{1 \text{ m}^3} \times \frac{1 \text{ h}}{60 \text{ min}} = 487 \frac{\text{mL}}{\text{min}}$$

$$Q_2 = \frac{0.7 \text{ m}^3}{16 \text{ h}} = 0.0438 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times \frac{1 \times 10^6 \text{ mL}}{1 \text{ m}^3} \times \frac{1 \text{ h}}{60 \text{ min}} = 730 \frac{\text{mL}}{\text{min}}$$

$$Q_3 = \frac{0.7 \text{ m}^3}{8 \text{ h}} = 0.0875 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \times \frac{1 \times 10^6 \text{ mL}}{1 \text{ m}^3} \times \frac{1 \text{ h}}{60 \text{ min}} = 1458 \frac{\text{mL}}{\text{min}}$$

### All.2 Velocidad Ascendente

$$v = \frac{Q}{A} = \frac{Q}{\pi \cdot d^2/4} = \frac{0.0875 \text{ m}^3/\text{h}}{\pi \cdot (0.508 \text{ m})^2/4} \approx 0.43 \frac{\text{m}}{\text{h}}$$

### All.3 No. Reynolds

Con velocidad ascendente:  $1.2 \times 10^{-4} \text{ m/s}$ ,  $\rho$  y  $\mu$  @20°C:  $998.23 \text{ kg/m}^3$ ;  $1 \times 10^{-3} \text{ kg/ms}$   
y  $d_i = 0.508 \text{ m}$

$$Re = \frac{d \cdot v \cdot \rho}{\mu} = \frac{0.508 \text{ m} \cdot 1.2 \times 10^{-4} \text{ m/s} \cdot 998.23 \text{ kg/m}^3}{1 \times 10^{-3} \text{ kgm}^{-1}\text{s}^{-1}} \approx 60.3 \rightarrow \text{Flujo Laminar}$$

### All.4 Operación BRAM

Flux de permeado o  $J_p$ :  $2.4 \text{ L/m}^2\text{h}$  y  $A_{\text{membrana}}$ :  $0.2375 \text{ m}^2$

$$\text{Caudal de Permeado} = Q_p = J_p \cdot A$$

$$Q_p = 2.4 \frac{\text{L}}{\text{m}^2\text{h}} \times 0.2375 \text{ m}^2 \times \frac{1}{60 \text{ min}} \times \frac{1000 \text{ mL}}{1 \text{ L}} \approx 9.5 \frac{\text{mL}}{\text{min}}$$

### Anexo III. Operación durante la fase de arranque y estabilización del UASB

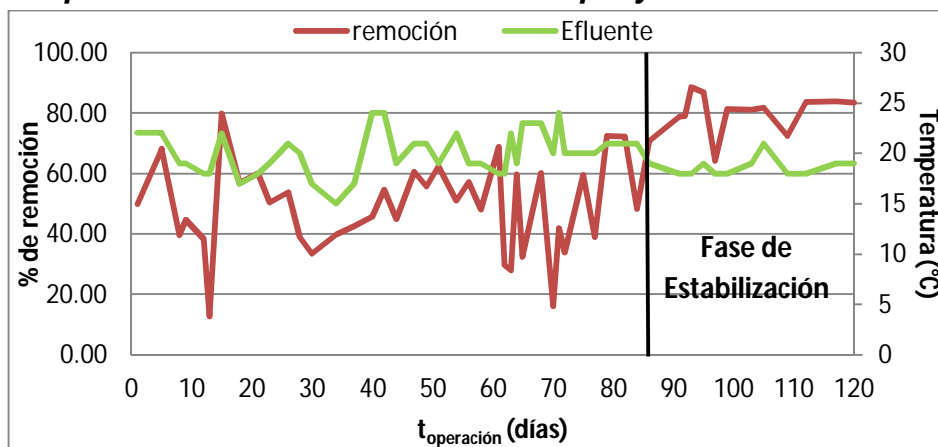


Figura AIII.1 Efecto de la temperatura y remoción en el reactor UASB

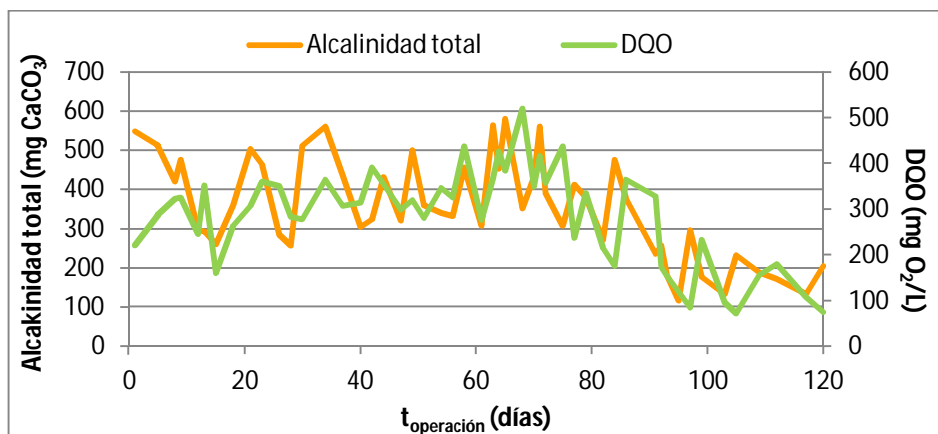


Figura AIII.2 Perfiles de alcalinidad y DQO total efluente

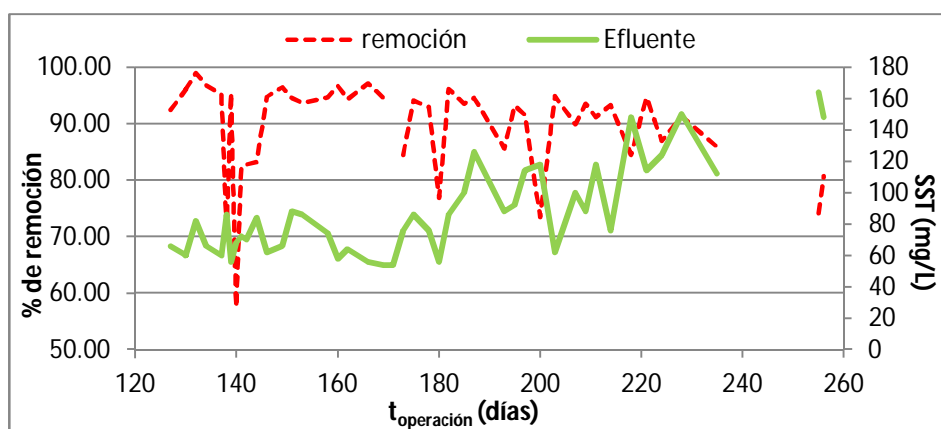


Figura AIII.3 Perfil del efluente en el UASB

### AIII.1 Operación del BRAM

Figura AIII.4 Perfiles de  $\text{N-NH}_4^+$  en el BRAM

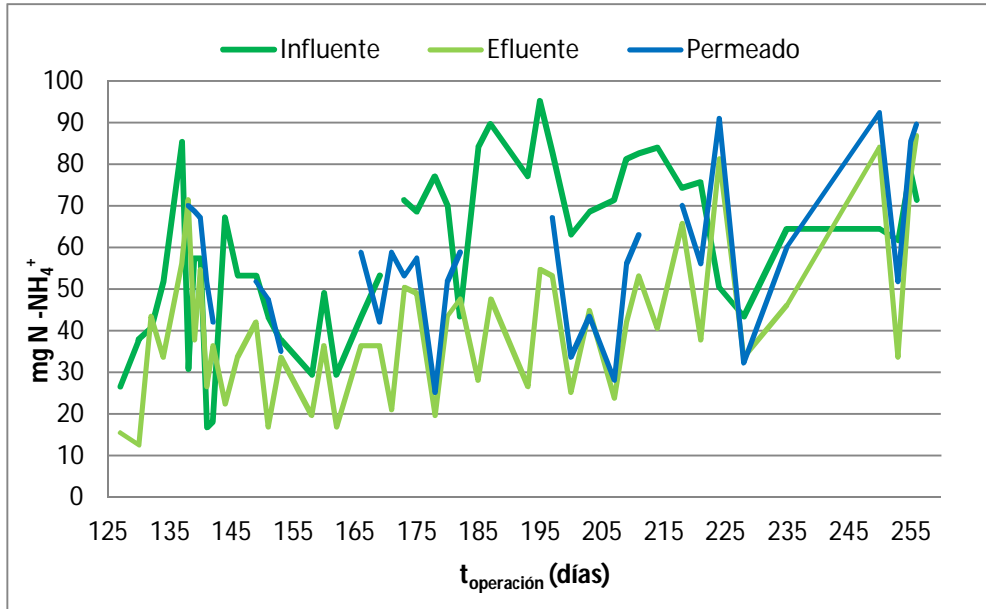
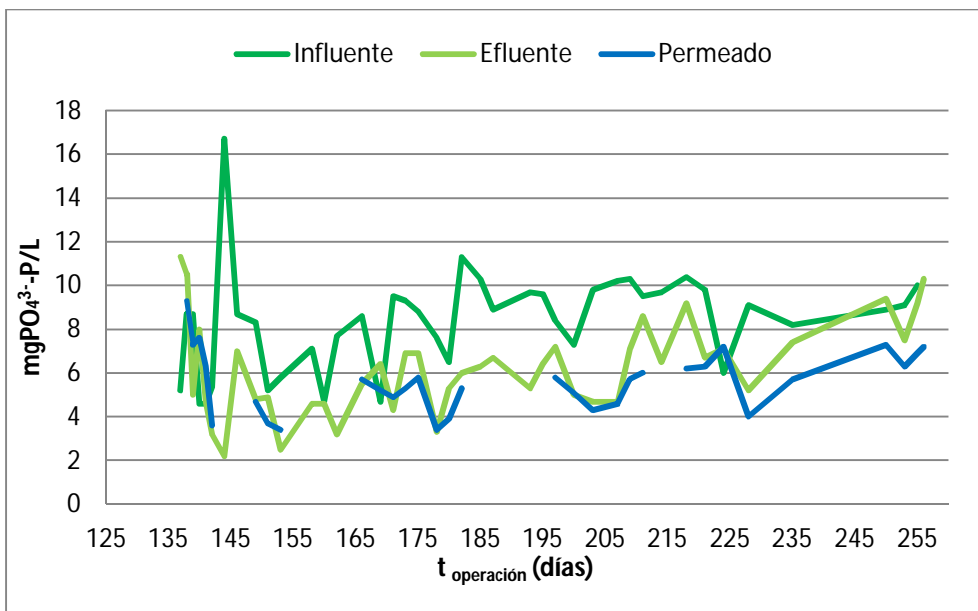


Figura AIII.5 Perfiles de  $\text{P-PO}_4^{3-}$  en el BRAM



## **Anexo IV. Complemento de análisis estadístico**

**Medidas de tendencia central.** Son parámetros estadísticos alrededor de los cuales se disponen los datos de la distribución y se toman como el centro de la misma. Se calcularon la media y la mediana:

-*Media o promedio.* Se define como el centro de gravedad de un conjunto de datos y se calculó con la expresión AIV.1.

$$\bar{x} = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n x_i \dots (AIV.1)$$

Donde:

$\bar{x}$  = media

$x_i$  = observación  $i$  – ésima

-*Mediana.* Valor de la distribución de datos que se sitúa justamente en el centro de la muestra; indica que el 50% de los datos poseen valores inferiores o superiores a éste.

**Medidas de dispersión.** Parámetros estadísticos que indican cuánto se alejan o que tan dispersos del centro están los datos de la distribución. Se calculó la varianza y desviación estándar.

-*Varianza.* Medida que representa la distancia promedio al cuadrado de la diferencia entre cada valor y la media de los datos; se calculó con la expresión AIV.2.

$$s^2 = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n (x_i - \bar{x})^2 \dots (AIV.2)$$

-*Desviación estándar.* Es la raíz cuadrada de la varianza; este parámetro permite expresar la medida de dispersión en las mismas unidades en que se encuentran los datos de la distribución. Se calculó según la expresión AIV.3.

$$s = \sqrt{s^2} = \sqrt{\frac{1}{n} \sum_{i=1}^n (x_i - \bar{x})^2} \dots (AIV.3)$$

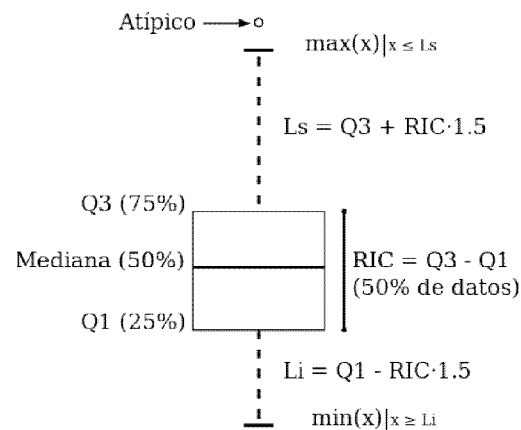
**Medidas de posición.** Parámetros estadísticos que sirven para indicar la proporción de individuos de la distribución que hay antes y después de un determinado valor; las medidas más importantes son los percentiles y cuartiles.

-*Percentil*. Indica el porcentaje de individuos de una distribución que tienen un valor inferior.

-*Cuartiles*. Junto con la mediana, sirven para separar la población en cuatro porciones, cada una de ellas con la cuarta parte de los individuos; existen tres cuartiles ( $Q_1, Q_2, Q_3$ ), los cuales dividen el grupo de observaciones ordenadas de forma creciente con el mismo número de observaciones.

El 25% de las observaciones son menores que el primer cuartil ( $Q_1$ ) el cual es equivalente al percentil ( $Q_1=p_{25}$ ), el 50% de los datos son menores que  $Q_2$  y el 75% son menores que  $Q_3$  que a su vez es equivalente al percentil 75; cabe notar que entre  $Q_1$  y  $Q_3$  se encuentra el 50% de los datos y la diferencia entre los cuartiles superior e inferior es rango intercuartílico.

**Diagrama de cajas y alambres o boxplot.** Constituye una síntesis de la distribución de un conjunto de datos, y por su sencillez es muy útil, principalmente cuando es necesario comparar varios grupos de datos (muestras o poblaciones). La Figura AIV.4 describe los componentes de un diagrama de cajas y alambres.

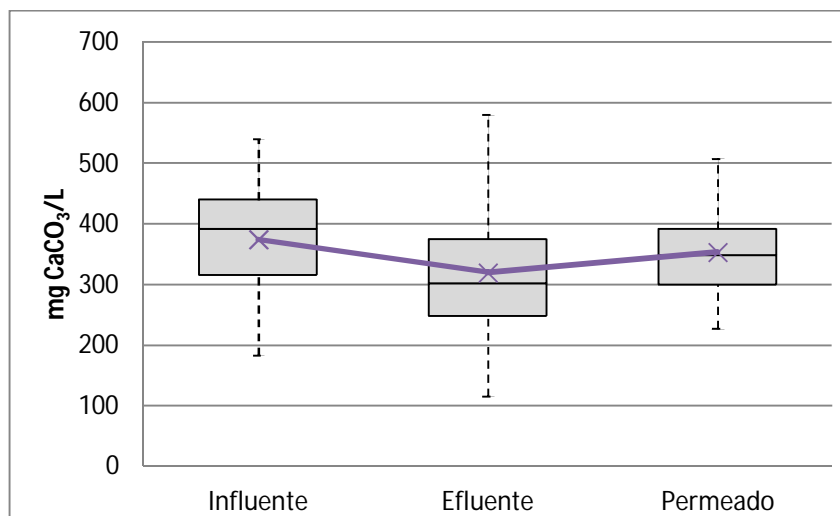


**Figura AIV.4 Descripción de los componentes del diagrama de cajas y alambres**

En el diagrama se observan los cuartiles, la mediana (equivalente a  $Q_2$ ), el rango intercuartílico ( $Q_3-Q_1$ ) y los cercos internos que permiten evidenciar los puntos atípicos. El límite inferior se calcula como el primer cuartil menos 1.5 veces el rango intercuartílico ( $Q_1-1.5RIC$ ) y el límite superior como el tercer cuartil más 1.5 veces el rango intercuartílico ( $Q_3 +1.5RIC$ ).

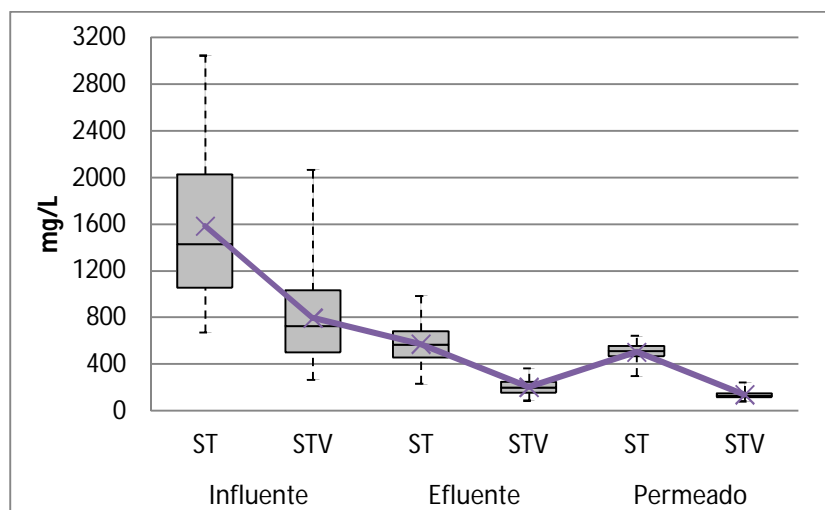


**Figura IV.5 Variación de la Alcalinidad total**



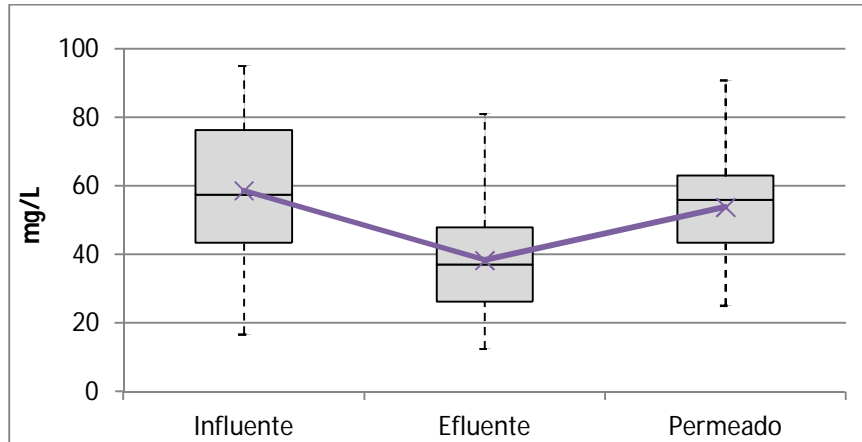
Variable	Q <sub>1</sub>	Q <sub>2</sub>	Q <sub>3</sub>
Influente	316.0	392.0	440.0
Efluente	248.0	302.0	375.0
Permeado	300.0	348.0	392.0

**Figura IV.6 Variación de ST y STV**



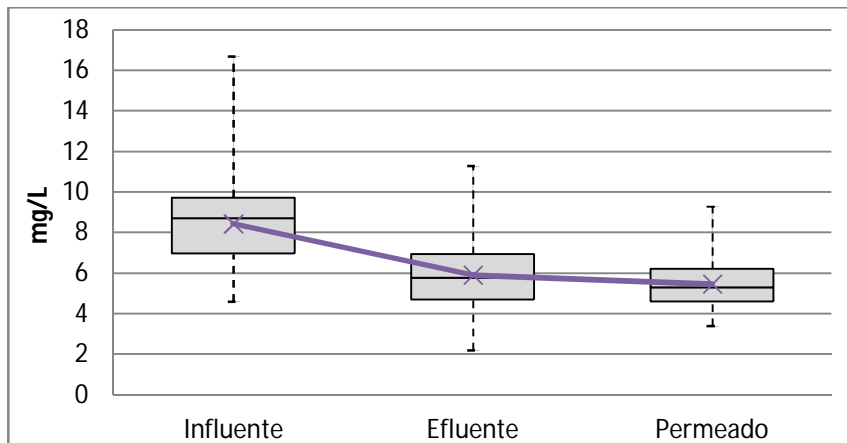
Variable		Q <sub>1</sub>	Q <sub>2</sub>	Q <sub>3</sub>
Influente	ST	1055.9	1427.5	2028.1
	STV	500.9	726.3	1032.2
Efluente	ST	457.5	566.2	681.2
	STV	153.8	197.5	248.7
Permeado	ST	465.6	508.1	555.9
	STV	116.2	128.8	147.2

**Figura IV.7 Variación de N-NH<sub>4</sub><sup>+</sup>**



Variable	Q <sub>1</sub>	Q <sub>2</sub>	Q <sub>3</sub>
Influente	43.4	57.4	76.3
Efluente	26.3	37.1	48.0
Permeado	43.4	56.0	63.0

**Figura IV.8 Variación de P-PO<sub>4</sub><sup>3-</sup>**



Variable	Q <sub>1</sub>	Q <sub>2</sub>	Q <sub>3</sub>
Influente	7.0	8.7	9.7
Efluente	4.7	5.8	6.9
Permeado	4.6	5.3	6.2

## **Anexo V. Estudio económico**

En la siguiente tabla se muestran cantidad de equipos utilizados en la modificación del tren de tratamiento así como su respectivo precio total.

**Tabla V. 1 Costo de equipo**

<b>Costo de Equipo</b>			
<b>Cantidad</b>	<b>Equipo</b>	<b>Precio Unitario</b>	<b>Precio Total</b>
2	Bomba sumergible 0.5 HP	\$ 1,601.25	\$ 3,202.50
2	Tanque 5000L	\$ 9,885.75	\$ 19,771.50
2	Tanque 450L	\$ 1,048.95	\$ 2,097.90
2	Plantas aerobias (incluyen los compresores de 2 HP)	\$ 42,000.00	\$ 84,000.00
1	Microplanta	\$ 26,250.00	\$ 26,250.00
1	Tanque 100L	\$ 283.50	\$ 283.50
1	Tanque 20L	\$ 21.00	\$ 21.00
2	Bomba Hanna (Dosf)	\$ 4,414.20	\$ 8,828.40
2	Bomba centrífuga 2 hp	\$ 1,548.75	\$ 3,097.50
1	Hidroneumático	\$ 9,300.90	\$ 9,300.90
3	Compresor 1 HP	\$ 3,092.25	\$ 9,276.75
10	bombas sumergibles 4 W	\$ 43.05	\$ 430.50
1	Módulo de Membrana	\$ 27,303.36	\$ 27,303.36
1	Bomba de permeado	\$ 1,556.07	\$ 1,556.07
1	Tanque 1,100L	\$ 1,599.00	\$ 1,599.00
1	Vacuómetro	\$ 800.00	\$ 800.00
1	Transductor de Presión	\$ 3,806.56	\$ 3,806.56
1	Rotámetro	\$ 5,500.00	\$ 5,500.00
1	Válvula solenoide NA	\$ 1,400.00	\$ 1,400.00
1	Válvula solenoide NC	\$ 1,250.00	\$ 1,250.00
1	Fuente de poder	\$ 2,500.00	\$ 2,500.00
<b>Total</b>			<b>212,275.44</b>

## Materias Primas

- a) Consumo para desinfección de NaHClO es de 160L.  
 b) Consumo de NaHClO para limpieza (42L):
- Solución de limpieza a una concentración de 1000mg/L
  - Concentración de NaHClO de 13%
  - Volumen de tanque 450L
  - Limpieza mensual (12)

$$1000 \frac{mg}{L} * 450L * \frac{1g}{1000mg} = 450g$$

$$\frac{450g * 100mL}{13g} * \frac{L}{1000mL} = 3.46L$$

$$3.46L * 24 = 83L$$

- c) Compra de 1 Kg de ácido cítrico.

En la siguiente tabla se muestran los costos por las materias primas a utilizar en la PTAR con la modificación del tren de tratamiento, cabe mencionar que el NaHClO es utilizado para la limpieza química como la desinfección del permeado.

**Tabla V.2 Costo de materias primas**

Costo de materias primas				
Reactivo	Cantidad	Unidad	Precio unitario	Precio total
NaHClO 13%	243	L	\$ 18.85	\$ 4,582.00
Ácido Cítrico	1	Kg	\$ 197.00	\$ 197.00
<b>Total</b>				<b>\$ 4,779.00</b>

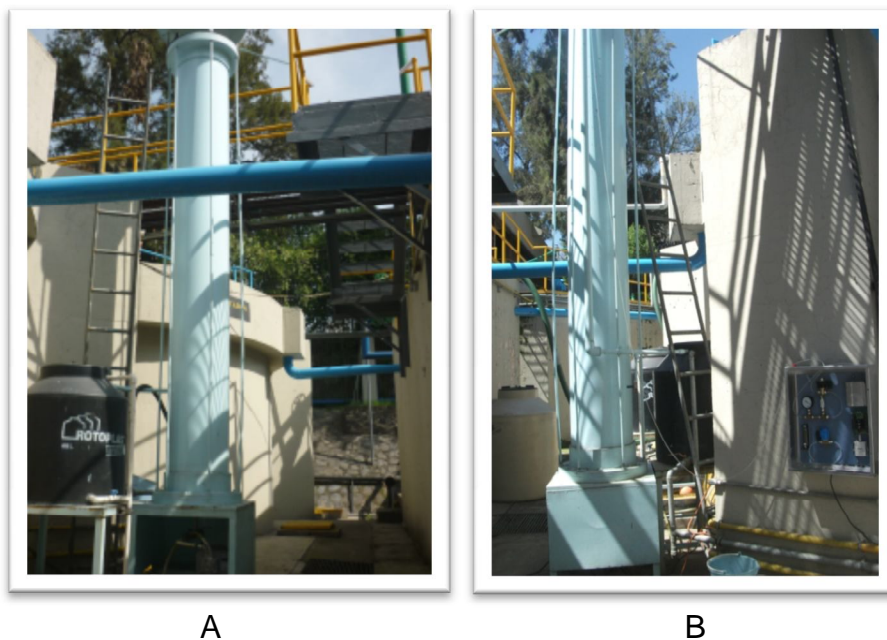
En la siguiente tabla se muestra la variación de los costos de operación de cada proyecto a lo largo de un período de 10 años, donde el año 0 es la inversión fija de cada proyecto.

**Tabla V. 3 Costos de operación de los dos proyectos**

	PTAR con modificación	PTAR sin modificación
<b>0</b>	\$ 324,571.56	\$ 346,512.00
<b>2</b>	\$ 460,219.92	\$ 448,055.34
<b>4</b>	\$ 595,868.28	\$ 549,598.68
<b>6</b>	\$ 731,516.64	\$ 651,142.02
<b>8</b>	\$ 867,165.00	\$ 752,685.36
<b>10</b>	\$ 1,002,813.36	\$ 854,228.70

## **Anexo VI. Archivo Fotográfico**

### **Ilustración VI.1 Reactor UASB**



En la ilustración VI.1 se muestra el sistema utilizada para el tratamiento de aguas residuales municipales, en la PTAR de CU. En la fotografía A se muestra el reactor de UASB de manera frontal, mientras que en la fotografía B se muestra por detrás, así como el sistema de automatización utilizado en el proceso.

### **Ilustración VI. 2 Instalación de la membrana**





En la Ilustración VI.2, se observa la instalación del módulo de membranas en la parte superior del reactor UASB, así como la instrumentación (vacuómetro y transductor de presión) y equipo (bomba desplazamiento positivo) necesario para el funcionamiento del BRAM.

### Ilustración VI.3 Membrana con biopelícula



C

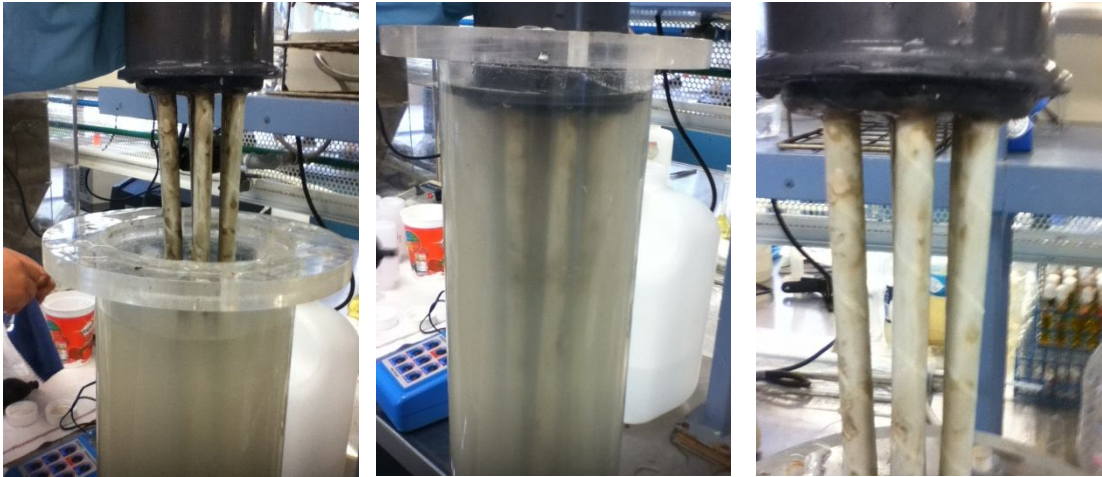


D

En la Ilustración VI.3, fotografía C se muestra la membrana cubierta por la biopelícula generada durante la operación de esta. Mientras que en la D se muestra el efecto que tiene la primera limpieza química con NaHCl (después de 1 hr).

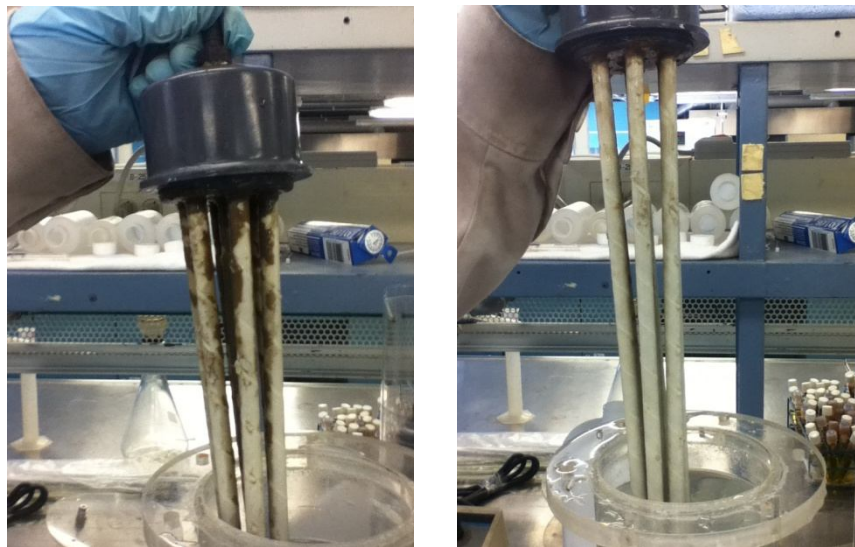


#### Ilustración VI.4 Membrana durante la segunda limpieza química



En la Ilustración VI.4, se muestran las fotografías del segundo ciclo de lavado químico, donde se aprecia que la limpieza con NaHCl pierde su efectividad.

#### Ilustración VI.5 Membrana durante la tercera limpieza química



En la Ilustración VI.5, se muestran las fotografías antes y después de la tercera limpieza química con NaHCl y ácido cítrico, se observa que en la parte superior de la membrana se encuentra adherida biopelícula, la cual ya no fue removida por los agentes químicos utilizados.

### **Ilustración VI.6 Sistema para pruebas hidráulicas**



En la Ilustración VI.6, se muestra el sistema utilizado para las mediciones de permeabilidad de la membrana, después de su limpieza química. Así como el programa computacional utilizado para dichas pruebas.

### **Ilustración VI.7 Influyente, Efluente y Permeado**



En la Ilustración VI.7, se observa la variación de la calidad de agua a través del sistema BRAM, donde al final del proceso se obtiene un permeado de buen aspecto.



### Anexo VII. Datos Experimentales

Parámetro	Temperatura (°C)		pH		Alcalinidad al bicarbonato (mgCaCO <sub>3</sub> /L)		Alcalinidad total (mgCaCO <sub>3</sub> /L)		DQO total (mg/L)			DQO soluble (mg/L)	
	Día	Influente	Efluente	Influente	Efluente	Influente	Efluente	Influente	Efluente	Influente	Efluente	Permeado	Influente
1	22	22	8.34	8.13	364	400	512	548	439.4	220.3	-	322.1	145.4
5	24	22	8.52	7.83	372	376	524	512	902.5	286.9	-	537.2	186.2
8	20	19	8.40	8.01	308	304	428	420	532.5	321.9	-	329.4	193.8
9	20	19	8.42	7.99	360	348	480	476	589.1	325.7	-	302.2	209.4
12	19	18	7.77	7.56	172	208	240	296	396.9	244.8	-	122.2	119.0
13	19	18	7.76	7.58	200	208	276	292	402.6	351.7	-	208.7	164.1
15	23	22	7.57	7.58	184	144	272	260	790.3	159.5	-	259.9	91.9
18	18	17	8.28	7.74	280	260	380	360	608.1	262.8	-	306.4	137.0
21	19	18	8.30	7.91	396	364	532	504	765.5	306.5	-	306.5	224.0
23	20	19	8.18	7.90	160	340	216	464	726.5	359.9	-	351.3	237.5
26	22	21	8.45	7.56	380	196	468	284	759.2	350.3	-	258.7	157.8
28	21	20	8.59	7.80	272	164	360	256	464.6	283.6	-	253.2	136.4
30	19	17	8.30	7.92	280	364	392	512	417.2	277.1	-	253.8	228.1
34	16	15	8.06	7.79	256	396	392	560	604.5	363.7	-	260.8	223.6
37	18	17	7.89	7.84	244	308	344	436	536.0	307.2	-	217.1	186.8
40	24	24	8.27	7.49	316	208	388	304	576.0	314.0	-	276.0	160.9
42	24	24	8.25	7.54	304	216	440	324	863.2	391.3	-	342.5	234.9
44	20	19	8.14	7.69	284	308	392	432	643.8	355.0	-	292.9	218.6
47	21	21	8.50	7.64	344	224	480	320	759.6	299.1	-	334.6	188.6
49	21	21	8.26	7.40	304	336	440	500	723.9	319.9	-	295.9	218.4
51	20	19	8.17	7.57	308	260	432	360	748.3	280.6	-	328.6	139.8
54	23	22	8.46	7.60	344	236	480	340	705.8	345.9	-	384.7	203.6
56	19	19	8.07	7.44	280	240	400	332	762.2	325.7	-	266.1	145.3

Parámetro	Temperatura		pH		Alcalinidad al bicarbonato		Alcalinidad total		DQO total			DQO soluble	
	Día	Influente	Efluente	Influente	Efluente	Influente	Efluente	Influente	Efluente	Influente	Efluente	Permeado	Influente
58	20	19	8.20	7.74	312	284	420	456	841.6	436.5	-	350.5	208.9
61	19	18	8.03	7.36	296	208	436	308	885.5	276.0	-	410.0	173.8
63	18	18	7.77	7.81	296	424	412	564	521.5	367.0	-	276.2	232.4
64	22	22	8.44	7.81	352	340	472	452	590.0	425.2	-	241.0	204.0
65	19	19	7.92	7.75	340	404	484	580	950.7	383.4	-	368.7	231.0
68	23	23	8.20	7.51	324	308	464	352	769.2	519.4	-	465.0	299.0
70	23	23	7.85	7.61	292	300	428	432	873.0	348.3	-	302.2	199.1
71	21	20	7.89	7.67	360	388	512	560	495.8	415.8	-	290.0	239.2
72	24	24	7.92	7.50	284	268	408	392	613.6	356.6	-	271.5	233.6
75	20	20	8.00	5.90	320	236	436	308	661.4	436.9	-	308.7	210.0
77	21	20	8.05	7.64	268	300	364	412	586.2	236.8	-	273.9	135.0
79	21	20	7.85	7.59	260	272	364	380	549.0	334.4	-	249.4	203.4
82	22	21	7.77	7.35	240	200	340	272	777.1	214.2	-	214.2	187.7
84	22	21	7.85	7.61	260	336	372	476	631.3	175.0	-	235.2	112.5
86	20	21	7.29	7.52	272	260	448	376	705.6	364.7	-	282.5	240.0
91	21	19	7.49	7.29	204	176	284	236	1118.0	327.8	-	370.1	201.0
92	20	18	8.17	7.58	236	200	324	256	810.4	172.1	-	157.0	86.8
93	19	18	7.21	7.25	224	136	324	180	727.0	152.9	-	187.6	119.2
95	19	18	7.94	7.28	180	88	248	116	1039.2	119.3	-	353.4	104.5
97	20	19	7.78	7.38	212	208	316	296	650.1	84.8	-	162.1	46.3
99	19	18	7.90	7.49	172	128	244	176	649.9	232.6	-	232.6	156.2
103	18	18	7.96	7.32	152	104	192	132	509.6	95.1	-	155.6	55.2
105	20	19	7.84	7.48	156	172	224	232	383.1	72.1	-	58.0	36.1
109	22	21	7.79	7.41	172	144	248	188	851.1	155.3	-	124.4	107.5
112	19	18	7.58	7.21	164	132	228	172	652.4	180.1	-	209.3	65.3
117	19	18	7.49	7.21	88	88	192	132	654.3	106.3	-	107.2	75.2

Parámetro	Temperatura		pH		Alcalinidad al bicarbonato		Alcalinidad total		DOO total			DOO soluble	
	Día	Influente	Efluente	Influente	Efluente	Influente	Efluente	Influente	Efluente	Influente	Efluente	Permeado	Influente
120	19	19	7.61	6.93	140	132	216	204	465.8	74.9	-	103.5	47.0
121	-	-	-	-	-	-	-	-	570.2	94.7	-	139.2	87.6
122	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
123	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
124	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
125	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
127	19	19	8.99	7.58	272	144	376	204	359.4	104.6	-	119.0	70.0
130	19	18	7.85	7.80	192	136	288	192	625.0	123.2	-	160.2	80.3
132	21	20	7.49	7.86	204	200	320	272	466.7	168.0	-	261.1	114.2
134	21	20	7.78	7.60	220	204	324	248	462.1	199.5	-	220.0	128.5
137	22	21	8.38	7.39	340	324	480	448	1031.2	246.7	-	305.8	174.1
138	20	19	8.18	7.46	232	328	312	484	350.6	328.4	191.3	230.2	159.4
139	21	20	7.99	7.85	248	200	384	316	807.2	192.3	169.5	198.8	131.3
140	21	20	8.12	8.05	264	268	380	372	417.4	205.9	152.9	220.3	154.6
141	19	18	7.37	7.59	120	144	184	212	524.2	177.9	128.5	162.9	106.3
142	19	18	7.37	7.61	120	208	184	292	524.2	204.8	106.5	162.9	130.1
144	19	18	8.04	7.62	300	176	420	240	498.5	148.0	-	118.9	93.5
146	22	21	7.69	7.65	288	216	452	300	687.3	210.6	-	353.5	134.0
149	19	19	7.55	7.54	224	208	356	312	438.9	196.8	115.6	256.4	243.7
151	20	19	7.81	7.45	232	164	352	240	644.9	186.4	109.1	252.2	116.4
153	19	18	7.64	7.37	164	108	268	180	373.6	120.3	77.0	134.8	67.5
158	19	18	7.61	7.01	156	136	268	236	393.3	204.9	-	160.8	138.7
160	21	20	7.67	7.4	216	164	360	272	921.7	194.5	-	199.5	142.3
162	20	19	7.59	7.30	152	124	248	192	1071.7	188.8	-	155.8	98.9
166	20	20	7.58	7.58	196	180	312	280	937.0	176.3	116.6	199.9	110.3
169	21	20	7.72	7.34	220	188	348	300	1049.4	242.4	119.2	259.4	168.9

Parámetro	Temperatura		pH		Alcalinidad al bicarbonato		Alcalinidad total		DQO total			DQO soluble	
	Día	Influyente	Efluente	Influyente	Efluente	Influyente	Efluente	Influyente	Efluente	Influyente	Efluente	Permeado	Influyente
171	-	19	-	7.37	-	156	-	236	-	175.4	103.6	-	118.9
173	21	20	7.85	7.44	284	196	440	328	958.3	275.9	142.7	299.7	188.3
175	20	19	7.92	7.45	240	184	416	332	1074.3	297.5	124.2	284.8	187.3
178	20	19	8.06	7.07	260	112	420	208	986.8	143.7	53.7	239.9	65.3
180	20	19	8.25	7.49	256	180	392	296	609.3	259.1	90.5	278.5	159.7
182	19	18	7.91	7.61	212	204	316	316	1064.4	270.4	124.0	192.0	154.1
185	20	20	7.69	7.21	328	176	488	264	1036.5	257.3	-	425.7	146.2
187	20	20	8.07	7.55	356	208	540	312	1042.6	336.5	-	291.7	159.7
193	20	19	8.39	7.43	332	184	448	232	916.7	186.2	-	282.2	119.7
195	18	18	8.44	7.96	360	260	536	360	1050.1	302.9	-	322.9	175.8
197	18	17	8.29	7.81	340	252	488	368	1005.2	309.1	160.0	276.0	180.1
200	20	18	8.15	7.31	280	160	404	256	831.7	234.3	103.1	245.3	107.8
203	20	19	8.38	7.58	296	188	420	284	971.9	218.1	81.4	229.4	120.5
207	20	18	8.29	7.42	304	184	440	248	1032.8	295.9	88.8	308.3	130.8
209	20	19	7.98	7.45	312	200	472	324	1032.3	263.4	147.6	258.9	175.3
211	20	19	8.05	7.44	292	212	456	324	1066.1	309.0	149.9	309.8	210.1
214	20	19	7.90	7.15	296	172	468	280	1056.0	253.2	151.8	321.6	212.5
218	20	18	8.31	7.6	344	260	464	400	1056.9	424.6	179.7	292.8	239.9
221	20	18	7.68	7.2	388	228	488	300	1064.9	343.2	158.7	288.1	201.8
224	20	18	7.60	7.73	276	336	392	492	1043.9	456.0	208.7	281.0	221.7
228	19	18	7.12	7.15	248	248	356	300	1097.3	335.4	119.2	197.4	153.1
235	19	17	8.10	7.43	328	224	428	344	1090.4	340.5	154.0	256.6	189.9
250	18	16	7.78	7.54	308	360	412	484	1082.5	515.3	227.1	263.4	253.2
253	18	16	8.07	7.42	300	260	424	304	1081.2	335.9	177.1	285.0	188.4
255	18	16	7.65	7.63	304	308	440	444	1053.7	464.1	170.8	300.9	237.9
256	18	16	7.99	7.57	276	356	420	492	1053.8	506.0	208.0	329.7	267.7

Día	Influyente		Efluente		Permeado		Influyente		Efluente		Permeado	
	mgST/L	mgSVT/L	mgST/L	mgSVT/L	mgST/L	mgSVT/L	mgSST/L	mgSSV/L	mgSST/L	mgSSV/L	mgSST/L	mgSSV/L
1	1817	959	811	241	-	-	924	664	88	88	-	-
5	1470	790	791	280	-	-	546	460	112	112	-	-
8	821	354	681	239	-	-	214	194	114	74	-	-
9	945	396	780	250	-	-	234	214	96	96	-	-
12	701	346	814	338	-	-	256	248	488	160	-	-
13	684	309	661	244	-	-	166	154	218	162	-	-
15	2458	1621	610	225	-	-	2316	1888	172	140	-	-
18	771	315	783	320	-	-	220	210	146	116	-	-
21	1355	750	988	365	-	-	678	576	280	200	-	-
23	966	414	713	181	-	-	246	226	112	106	-	-
26	1288	629	593	198	-	-	540	456	94	90	-	-
28	929	443	684	295	-	-	352	234	286	184	-	-
30	793	352	764	292	-	-	210	192	146	134	-	-
34	1053	544	641	189	-	-	456	384	146	122	-	-
37	981	544	725	262	-	-	460	416	206	174	-	-
40	850	381	681	264	-	-	188	184	176	172	-	-
42	1680	937	747	312	-	-	824	672	138	136	-	-
44	955	430	735	263	-	-	312	292	132	132	-	-
47	1597	871	607	230	-	-	770	616	94	94	-	-
49	1140	563	763	216	-	-	492	408	90	90	-	-
51	1068	459	686	196	-	-	428	338	180	148	-	-
54	966	430	678	249	-	-	260	242	144	144	-	-
56	1250	585	773	250	-	-	532	434	174	158	-	-
58	1161	569	846	340	-	-	388	326	394	330	-	-

Día	Influyente		Efluente		Permeado		Influyente		Efluente		Permeado	
	mgST/L	mgSVT/L	mgST/L	mgSVT/L	mgST/L	mgSVT/L	mgSST/L	mgSSV/L	mgSST/L	mgSSV/L	mgSST/L	mgSSV/L
61	1375	721	591	175	-	-	598	494	104	104	-	-
62	960	406	724	301	-	-	620	490	278	252	-	-
63	1021	470	798	289	-	-	756	380	146	146	-	-
64	1443	749	744	299	-	-	782	618	196	178	-	-
65	1394	742	834	299	-	-	676	556	164	164	-	-
68	1324	655	597	217	-	-	656	516	92	92	-	-
70	1413	729	744	275	-	-	704	560	158	158	-	-
71	1124	555	742	249	-	-	490	408	110	110	-	-
72	1378	707	718	317	-	-	678	500	172	160	-	-
75	1497	695	574	157	-	-	1052	644	110	88	-	-
77	794	320	679	240	-	-	192	180	94	82	-	-
79	2619	1433	534	171	-	-	1900	52	18	18	-	-
82	1185	545	541	161	-	-	602	412	60	60	-	-
84	954	468	713	256	-	-	412	340	94	94	-	-
86	4756	2940	720	340	-	-	2296	1542	108	108	-	-
91	2781	1368	458	144	-	-	2060	1174	72	72	-	-
92	999	535	428	206	-	-	518	406	48	48	-	-
93	8778	5093	311	111	-	-	8347	5133	44	44	-	-
95	2295	1040	231	94	-	-	1573	820	36	36	-	-
97	1382	809	453	157	-	-	940	660	64	64	-	-
99	2780	1176	340	123	-	-	2208	1024	50	50	-	-
103	2313	1126	277	99	-	-	1804	994	38	38	-	-
105	1221	835	460	231	-	-	792	642	50	50	-	-
109	1532	873	420	190	-	-	1136	774	48	48	-	-
112	2522	1370	336	87	-	-	2104	1242	44	44	-	-
117	2779	1319	305	117	-	-	2086	1082	58	58	-	-

Día	<i>Influente</i>		<i>Efluente</i>		<i>Permeado</i>		<i>Influente</i>		<i>Efluente</i>		<i>Permeado</i>	
	mgST/L	mgSVT/L	mgST/L	mgSVT/L	mgST/L	mgSVT/L	mgSST/L	mgSSV/L	mgSST/L	mgSSV/L	mgSST/L	mgSSV/L
120	1741	868	416	120	-	-	1332	794	34	34	-	-
121	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
122	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
123	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
124	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
125	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
127	1375	675	380	131	-	-	870	566	66	66	-	-
130	1912	973	379	130	-	-	1508	922	60	60	-	-
132	7541	2274	570	165	-	-	7444	2330	82	82	-	-
134	2579	630	500	155	-	-	2060	534	66	66	-	-
137	1920	974	655	217	-	-	1214	748	60	60	-	-
138	673	300	649	232	559	157	288	186	86	80	18	18
139	1774	266	558	204	645	244	1208	408	56	56	16	16
140	673	354	571	260	496	221	160	160	68	68	8	8
141	1106	716	420	188	528	171	406	280	72	72	12	12
142	1106	716	415	115	435	143	406	280	70	70	20	20
144	1000	496	454	141	-	-	500	368	84	84	-	-
146	1821	1091	540	199	-	-	1166	842	62	62	-	-
149	1889	1070	566	211	566	166	1832	1116	66	50	6	6
151	2109	1204	441	250	484	184	1590	996	88	76	6	6
153	1759	844	356	124	359	113	1356	846	86	62	24	22
158	2281	1124	554	211	-	-	1364	710	74	70	-	-
160	2248	1484	446	141	-	-	1710	1290	58	56	-	-
162	1690	943	415	147	-	-	1122	728	64	60	-	-
166	2454	1391	507	154	550	129	1920	1178	56	52	0	0
169	1470	756	506	167	493	120	984	620	54	52	10	10

Día	<i>Influente</i>		<i>Efluente</i>		<i>Permeado</i>		<i>Influente</i>		<i>Efluente</i>		<i>Permeado</i>	
	mgST/L	mgSVT/L	mgST/L	mgSVT/L	mgST/L	mgSVT/L	mgSST/L	mgSSV/L	mgSST/L	mgSSV/L	mgSST/L	mgSSV/L
171	-	-	426	104	468	96	-	-	54	44	14	14
173	1066	496	540	178	511	131	488	334	76	58	12	12
175	2308	1304	574	183	513	125	1450	706	86	44	16	12
178	1636	749	410	145	297	82	1076	622	76	58	26	26
180	871	365	508	139	413	88	242	194	56	48	4	4
182	3017	2068	526	146	505	111	2214	1630	86	70	6	6
185	2330	1345	488	180	-	-	1538	1034	100	88	-	-
187	3048	1450	585	200	-	-	2294	1212	126	82	-	-
193	1181	515	462	147	-	-	608	372	88	62	-	-
195	2015	1102	561	201	-	-	1354	954	92	88	-	-
197	2051	1076	638	215	607	144	1358	884	114	90	22	22
200	1026	483	533	154	495	129	444	320	118	86	8	8
203	2079	1009	471	159	436	100	1212	700	62	58	0	0
207	1626	724	516	179	460	117	984	522	100	78	20	20
209	2032	930	561	156	561	125	1362	760	88	70	10	10
211	1961	798	636	223	543	142	1322	632	118	94	14	14
214	1809	900	577	180	-	-	1132	676	76	60	-	-
218	1600	681	675	230	594	129	948	500	148	104	10	10
221	2945	1250	563	212	555	143	2124	1036	114	86	8	8
224	1464	747	690	255	596	146	944	598	124	106	6	6
228	2304	1179	595	288	512	142	1710	962	150	114	24	24
235	1364	685	563	180	525	125	796	526	112	76	2	2
255	1560	848	687	237	608	122	820	588	164	152	20	20
256	1400	742	702	242	592	122	912	664	148	128	12	12



Día	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/L)			P-PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> (mg/L)		
	<i>Influente</i>	<i>Efluente</i>	<i>Permeado</i>	<i>Influente</i>	<i>Efluente</i>	<i>Permeado</i>
127	26.6	15.4	-	-	-	-
130	37.8	12.6	-	-	-	-
132	40.6	43.4	-	-	-	-
134	51.8	33.6	-	-	-	-
137	85.4	56.0	-	12.3	11.3	-
138	30.8	71.4	70.0	5.2	10.5	9.3
139	57.4	37.8	68.6	8.7	5.0	7.3
140	57.4	54.6	67.2	8.7	8.0	7.6
141	16.8	26.6	51.8	4.6	4.7	6.3
142	18.2	36.4	42.0	4.6	3.2	3.6
144	67.2	22.4	-	5.4	2.2	-
146	53.2	33.6	-	16.7	7.0	-
149	53.2	42.0	51.8	8.7	4.8	4.7
151	43.4	16.8	47.6	8.3	4.9	3.7
153	37.8	33.6	35.0	5.2	2.5	3.4
158	29.4	19.6	-	5.8	4.6	-
160	49.0	36.4	-	7.1	4.6	-
162	29.4	16.8	-	4.7	3.2	-
166	43.4	36.4	58.8	7.7	5.5	5.7
169	53.2	36.4	42.0	8.6	6.4	5.2
171	-	21.0	58.8	4.7	4.3	4.9
173	71.4	50.4	53.2	9.5	6.9	5.3
175	68.6	49.0	57.4	9.3	6.9	5.8
178	77.0	19.6	25.2	8.8	3.3	3.4
180	70.0	43.4	51.8	7.6	5.3	3.9
182	43.4	47.6	58.8	6.5	6.0	5.3

Día	N-NH <sub>4</sub> <sup>+</sup> (mg/L)			P-PO <sub>4</sub> <sup>3-</sup> (mg/L)		
	<i>Influente</i>	<i>Efluente</i>	<i>Permeado</i>	<i>Influente</i>	<i>Efluente</i>	<i>Permeado</i>
185	84.0	28.0	-	11.3	6.3	-
187	89.6	47.6	-	10.3	6.7	-
193	77.0	26.6	-	8.9	5.3	-
195	95.2	54.6	-	9.7	6.4	-
197	82.6	53.2	67.2	9.6	7.2	5.8
200	63.0	25.2	33.6	8.4	5.0	5.1
203	68.6	44.8	43.4	7.3	4.7	4.3
207	71.4	23.8	28.0	9.8	4.7	4.6
209	81.2	42.0	56.0	10.2	7.1	5.7
211	82.6	53.2	63.0	10.3	8.6	6.0
214	84.0	40.6	-	9.5	6.5	-
218	74.2	65.8	70.0	9.7	9.2	6.2
221	75.6	37.8	56.0	10.4	6.7	6.3
224	50.4	81.2	91.0	9.8	7.1	7.2
228	43.4	33.6	32.2	6.0	5.2	4.0
235	64.4	46.2	60.2	9.1	7.4	5.7
250	64.4	84	92.4	8.2	9.4	7.3
253	61.6	33.6	51.8	8.9	7.5	6.3
255	78.4	77.0	85.4	9.1	9.2	6.9
256	71.4	86.8	89.6	10.0	10.3	7.2