

**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO**  
**PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN INGENIERÍA**

**INSTITUTO DE INGENIERÍA**

**TRATAMIENTO DE AGUA DE PRESA MEDIANTE CLARIFICACIÓN CON POLÍMEROS Y  
MICROFILTRACIÓN**

**T E S I S**

**QUE PARA OBTENER EL GRADO DE:**

**MAESTRO EN INGENIERÍA**

**AMBIENTAL**

**P R E S E N T A:**

**JULIO CÉSAR DE REGIL GONZÁLEZ**

**TUTOR:**

**DRA. ROSA MARÍA RAMÍREZ ZAMORA**

México D.F., septiembre de 2012



Universidad Nacional  
Autónoma de México



**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: DRA. BLANCA ELENA JIMÉNEZ CISNEROS

Secretario: DRA. ALEJANDRA MARTÍN DOMÍNGUEZ

Vocal: DRA. ROSA MARÍA RAMÍREZ ZAMORA

1er suplente: DR. IGNACIO MONJE RAMÍREZ

2do suplente: DR. EDUARDO VEGA GONZÁLEZ

Lugar donde se realizó la Tesis:

**INSTITUTO DE INGENIERÍA, UNAM**

**TUTOR DE TESIS:**

---

DRA. ROSA MARÍA RAMÍREZ ZAMORA

## **AGRADECIMIENTOS**

A la UNAM, por acogerme una vez más dentro de la máxima casa de estudios.

Al CONACYT, por la beca otorgada para realizar los estudios de Maestría en Ingeniería ambiental, culminados con esta Tesis.

Al Instituto de Ingeniería por recibirme en sus instalaciones y brindarme los medios necesarios para llevar a cabo este trabajo de Tesis.

A la Doctora Rosa María Ramírez Zamora, por sus enseñanzas y consejos. Sin su confianza, apoyo y comprensión nada de esto sería posible; me siento muy orgulloso de pertenecer a su grupo de trabajo.

A las Doctoras Alejandra Martín Domínguez y Blanca Elena Jiménez Cisneros, así como a los Doctores Ignacio Monje Ramírez y Eduardo Vega González, por las aportaciones, comentarios, correcciones y tiempo dedicado para el presente trabajo de Tesis.

## **DEDICATORIA**

A mis padres que me han apoyado en todas las formas posibles a lo largo de toda mi vida para llegar a obtener este grado, del cual me siento tan orgulloso.

A mi hermana por darme tanto apoyo, cariño y amor, transparente e incondicional.

A Yoli por enseñarme tantas cosas sobre el amor, la vida y el compañerismo, impulsandome para ser cada día un hombre mejor.

A mis compañeros y amigos Alfredo, Ulises, Candy, Ruby, Flor, Bertha, Miriam, Raúl y Bety por brindarme su amistad sincera y enseñarme cosas inolvidables.

A mis amigos Carlos, César, Jaime, Alemon, Komz, Kukuz y Tak, ya que después de tantos años seguimos juntos fortaleciendo cada día mas esta hermandad.

*Hay una fuerza motriz más poderosa que el vapor, la electricidad y la energía atómica: la voluntad.*

Albert Einstein

## RESUMEN

El pretratamiento que se utiliza más comúnmente en plantas potabilizadoras para el proceso de microfiltración (MF) es la clarificación (coagulación-floculación-sedimentación) con soluciones de sales metálicas de hierro o de aluminio. Existe información muy amplia sobre el efecto de estos compuestos sobre la eficiencia de tratamiento de la MF. Sin embargo, estos compuestos se reemplazan cada vez más por polímeros orgánicos, debido a que para eficiencias de clarificación similares se utilizan menores dosis de polímero y, por lo tanto, se produce una menor cantidad de lodos. En literatura, solamente se identificó un estudio que reporta el efecto de polímeros sobre el proceso de MF, en particular para agua de presa (AP) con altos valores de color y turbiedad (Choi *et al.*, 2009).

Con base en lo anterior, el objetivo de este estudio fue evaluar el acoplamiento de la clarificación con polímeros orgánicos con el proceso de filtración con membranas de MF para el tratamiento de agua de presa con altos contenidos de COD, turbiedad y color. Se estudiaron dos combinaciones de coagulante y floculante; 1) poliamina de alto peso molecular (APM) con poliamina de bajo peso molecular (BPM) y 2) Sulfato de Aluminio (SA) con poliamina (BPM). Estas combinaciones se reportan como las mejores para remover color y turbiedad del agua de la presa Madín por coagulación-floculación-sedimentación (Rocha, 2011). Para cada combinación de reactivos se desarrollaron 18 experimentos siguiendo un diseño central compuesto (DCC). Los factores experimentales fueron la dosis de coagulante (15 a 150 mg/L para SA y 0.5 a 5 mg/L para Pa), la turbiedad inicial (130 a 477 UNT) y la presión transmembrana (PTM) (0.15 a 0.75 bar), mientras que las variables de respuesta fueron la turbiedad residual (rTurb), color real residual (rCol), Carbono orgánico disuelto residual (rCOD), absorbancia a 254 y 272 nm y volumen de lodos producidos (Lodos). El sistema experimental operado a régimen continuo utilizado en las pruebas a nivel de laboratorio se constituye de una etapa de clarificación (coagulación, floculación en tres pasos y sedimentación) y una de MF. En la clarificación se reprodujeron las condiciones de gradientes de velocidad, tiempos y pasos de floculación que se reportan para la planta potabilizadora de Madín. Para cada combinación de reactivos químicos se utilizó una membrana nueva de MF con diámetro de poro de 0.1  $\mu\text{m}$  y fabricada en Polivinilideno fluoruro (PVDF).

Mediante el ANOVA se determinó que las variables significativas con un 90% de confianza para ambos coagulantes fueron la dosis de coagulante y la turbiedad inicial. De manera general, todos los modelos matemáticos obtenidos describen aceptablemente los resultados experimentales.

En todos los experimentos en los que se utilizó el coagulante polimérico, los porcentajes de remoción de COD, turbiedad, color,  $\text{Abs}_{254}$  y  $\text{Abs}_{272}$  obtenidos con la membrana de MF fueron mejores, respecto a los efluentes producidos con sulfato de aluminio. El porcentaje de recuperación final de flux de la membrana que utilizó poliamina (APM) fue ligeramente menor (93%), en comparación con el de la membrana que utilizó la sal metálica (94%). Lo anterior, se podría atribuir a los residuales del polímero debido a su alto peso molecular (APM) y afinidad con la superficie de la membrana hidrofóbica.

El porcentaje de recuperación del flux inicial de la membrana de MF mediante una limpieza con agua (retrolavado) fue en promedio ligeramente mayor en la membrana utilizada con la combinación poliamina (APM)-Pa (BPM) que en la obtenida para la combinación SA-Pa (BPM).

Para los cinco niveles de turbiedad evaluados, todos los efluentes clarificados y filtrados presentaron valores residuales de color real y turbiedad que cumplieron la norma mexicana para agua potable. Utilizando los valores óptimos de dosis de coagulante poliamina de 4.38 mg/L, floculante Pa de 0.36 mg/L y 0.37 bar de PTM, para tratar el agua evaluada con una turbiedad inicial de 477 UNT, se

obtuvieron los siguientes porcentajes de remoción: 77% de COD, 100% de turbiedad y 99% de color real. El sistema se operó en modo continuo bajo estas condiciones durante 30 minutos, aplicando una limpieza química por cada 10 minutos de operación. Sin embargo, el ensuciamiento irreversible se incrementó en forma proporcional al tiempo de operación de la membrana y, esto se vio reflejado en el aumento de la resistencia hidráulica y la reducción de flux a través del tiempo. Este ensuciamiento se podría asociar, entre otros factores a la materia orgánica, en particular la fracción hidrofílica de la MON que no es removida con el proceso de coagulación-floculación-sedimentación (CF-S). El porcentaje de recuperación del flux inicial fue de 89%. Con base en un análisis de la evaluación de las características del permeado a lo largo del tiempo de operación, el valor estimado de la vida útil de la membrana de MF utilizada a nivel laboratorio en el presente estudio fue de 3.7 h aplicando una limpieza química cada 8 min.

Para tratar el nivel de turbiedad más alto en la PM (477 UNT), el costo de tratamiento a nivel laboratorio del acoplamiento del proceso de clarificación con polímeros y la MF fue de 1.904 MXN/m<sup>3</sup>, menor en comparación al obtenido al utilizar la sal metálica 2.006 MXN/m<sup>3</sup>. Para tratar el flujo actual de la PPMD (0.45 m<sup>3</sup>/s) el costo estimado de tratamiento es de 1.73 MXN/m<sup>3</sup>, mayor a lo reportado por otros investigadores (Pilluti *et al.*, 2005; Rohe *et al.*, 2006; PB Water *et al.*, 2005) para plantas con flujos de operación similares (0.22-1.1 m<sup>3</sup>/s) que utilizan este proceso en agua superficial con valores menores de turbiedad, color y COD a los estudiados en el presente estudio.

## ABREVIATURAS

AC	Acetato de celulosa
AP	Agua de Presa
APM	Alto peso molecular
BPM	Bajo peso molecular
CA	Carbón activado
CAG	Carbón activado en grano
CAP	Carbón activado en polvo
CF-S-MF	Coagulación-floculación-sedimentación-microfiltración
CONAGUA	Comisión Nacional del Agua
COD	Carbono orgánico disuelto
COSs	Compuestos orgánicos sintéticos
COT	Carbono orgánico total
DBO <sub>5</sub>	Demanda bioquímica de oxígeno a cinco días
DDE	Diseño de experimentos
DQO	Demanda química de oxígeno
EDA	Enfermedades diarreicas agudas
FAD	Flotación con aire disuelto
ICA	Índice de calidad del agua
INEGI	Instituto Nacional de Estadística y Geografía
LQ	Limpieza química
MF	Microfiltración
MON	Materia orgánica natural
MPM	Mediano peso molecular
MWCO	Molecular weight cut-off (Corte de peso molecular)
NF	Nanofiltración



OI	Ósmosis inversa
OMS	Organización Mundial de la Salud
PA	Poliamina
PACl	Policloruro de aluminio
PAHCS	Poli-hidroxi sulfato de aluminio
PAM	Poliacrilamida
PAN	Poliacrilnitrilo
PEI	Polieterimida
PES	Polietersulfona
PM	Presa Madín
PP	Polipropileno
PPMD	Planta Potabilizadora Madín
PSI	Polisilicato de hierro
PSU	Polisulfona
PVC	Policloruro de vinilo
PVDF	Polivinilideno fluoruro
RNM	Red Nacional de Monitoreo
SEM	Microscopía electrónica de barrido
SPD	Subproductos de la desinfección
SPE	Sustancias poliméricas extracelulares
SST	Sólidos suspendidos totales
SUVA	Absorbancia ultravioleta específica ( $UV_{254}/COD$ )
UF	Ultrafiltración

## INDICE GENERAL

RESUMEN .....	iii
ABREVIATURAS .....	vii
1 INTRODUCCIÓN.....	6
2 OBJETIVOS E HIPÓTESIS .....	9
2.1 Objetivo General.....	9
2.2 Objetivos Específicos .....	9
2.3 Hipótesis .....	9
Limitantes .....	9
3 ANTECEDENTES.....	10
3.1 Presa Madín.....	10
3.2 Planta potabilizadora Madín (PPMD) .....	11
4 MARCO TEÓRICO .....	12
4.1 Aguas superficiales .....	12
4.1.1 Problemas de calidad de las aguas superficiales .....	12
Turbiedad .....	13
Color .....	14
Materia orgánica natural.....	14
4.1.2 Trenes de tratamiento para potabilización de aguas superficiales .....	16
Comparación entre filtración sobre arena y procesos con membranas (MF y UF).....	18
4.2 Coagulación-Floculación .....	20
4.2.1 Definición .....	20
4.2.2 Reactivos de coagulación y floculación .....	20
4.2.3 Mecanismos de coagulación .....	21
4.2.4 Factores de influencia .....	22
pH .....	22
Turbiedad .....	23
Sales disueltas .....	23
Temperatura.....	23
Dosis de coagulante.....	23
Condiciones del mezclado .....	24
4.3 Sedimentación .....	25
4.3.1 Definición .....	25
4.3.2 Características .....	25
4.3.3 Factores de influencia .....	26
Naturaleza del agua.....	26
Prácticas operacionales .....	27
Factores ambientales .....	27

4.4	Membranas de microfiltración (MF)	28
4.4.1	Definición	28
4.4.2	Tipos de módulos	28
	Fibra hueca	29
	Enrollamiento en espiral	29
4.4.3	Materiales de fabricación	29
4.4.4	Factores de influencia	31
	Agua de alimentación	31
	Ensuciamiento	31
	Limpieza	34
	Diseño y operación del proceso	36
4.4.5	Aplicaciones	43
4.4.6	Acoplamiento de la clarificación al proceso de MF	45
	Factores de influencia de los procesos de CF-S-MF	45
4.5	Diseño de experimentos (DDE)	50
4.5.1	Diseño central compuesto	50
5	METODOLOGÍA EXPERIMENTAL	52
5.1	Pruebas de optimización de los procesos de CF-S y MF con dos coagulantes	53
5.1.1	Diseño de experimentos	53
5.1.2	Materiales y reactivos	55
5.1.3	Sistemas y técnicas experimentales	57
5.1.4	Costos de operación	60
5.2	Pruebas de CF-S y MF con polímeros para evaluar la vida útil de la membrana	64
5.2.1	Técnica experimental	64
5.3	Técnicas analíticas	64
6	RESULTADOS Y DISCUSIÓN	65
6.1	Pruebas de optimización de los procesos de CF-S y MF con dos coagulantes	65
6.1.1	Pruebas de CF-S-MF utilizando sulfato de aluminio como coagulante	65
	Análisis cualitativo de resultados experimentales	65
	Análisis estadístico	72
	Optimización	73
6.1.2	Pruebas de CF-S-MF utilizando un polímero catiónico como coagulante	75
	Análisis cualitativo de resultados experimentales	75
	Análisis estadístico	81
	Optimización	82
6.1.3	Comparación entre coagulantes utilizados en el proceso de CF-S-MF	84
	Estimación de costos para pruebas a nivel laboratorio	84
	Optimización	87
6.2	Determinación de la vida útil de la membrana de MF utilizando CF-S-MF con polímeros	89
6.2.1	Resultados experimentales	89

6.2.2	Análisis de resultados del comportamiento del flux y resistencia hidráulica para la determinación de la vida útil de la membrana de MF .....	90
6.2.3	Análisis del comportamiento del valor residual de los parámetros fisicoquímicos evaluados .....	92
7	CONCLUSIONES .....	95
8	REFERENCIAS .....	96
9	ANEXOS .....	102

## LISTA DE TABLAS

Tabla 3.1	Tiempos y velocidades de agitación utilizadas en la PPMD .....	11
Tabla 4.1	Distribución porcentual por indicador de calidad en el año 2009 de sitios de monitoreo en cuerpos de agua superficiales de la República Mexicana.....	13
Tabla 4.2.	Características de operación del proceso de filtración con membranas (MF y UF) y del filtro rápido de arena	18
Tabla 4.3.	Ventajas y desventajas de los materiales poliméricos utilizados en la fabricación de membranas (MF y UF) para potabilización.....	30
Tabla 4.4	Mecanismos, efectos y aplicaciones de los principales tratamientos previos a la filtración con membranas ....	33
Tabla 4.5	Ejemplos de plantas de tratamiento a gran escala que utilizan los procesos de MF y UF.....	44
Tabla 5.1.	Matriz experimental con valores codificados y naturales del DCC para las pruebas experimentales de CF-S y MF con el coagulante poliamina (APM) .....	53
Tabla 5.2	Valores codificados y reales de los factores empleados en el DCC para las pruebas de CF-MF con dos tipos de coagulantes.....	54
Tabla 5.3.	Reactivos empleados en las pruebas de coagulación-floculación .....	55
Tabla 5.4.	Características de la membrana de MF modelo Microza .....	56
Tabla 5.5	Parámetros de operación para la etapa de coagulación- floculación-sedimentación .....	58
Tabla 5.6	Conceptos utilizados en la determinación del costo de operación .....	60
Tabla 5.7	Métodos analíticos para la determinación de los parámetros fisicoquímicos del agua .....	64
Tabla 6.1	Matriz experimental del DCC con los valores reales de cada experimento y los resultados de las variables de respuesta en términos de porcentajes de remoción para SA-Pa (BPM) .....	65
Tabla 6.2	Valores de SUVA de los efluentes clarificados con SA-Pa (BPM) y de los procesos de CF-S-MF.....	68
Tabla 6.3	Comparación entre la producción de lodos obtenida en la experimentación con SA-Pa (BPM) y el valor calculado con la ecuación de Kawamura .....	69
Tabla 6.4	Valores de falta de ajuste, significancia del modelo y precisión adecuada para las variables de respuesta utilizando SA-Pa (BPM) .....	72
Tabla 6.5	ANOVA de los resultados de los experimentos de la matriz de DCC de los procesos CF-S-MF utilizando SA-Pa (BPM) .....	73
Tabla 6.6	Valores óptimos de dosis de coagulante (SA-Pa (BPM)) y presión transmembrana para tratar los diferentes valores de turbiedad estudiadas y resultados respectivos de las variables de respuesta .....	74
Tabla 6.7	Matriz experimental del DCC con los valores reales de cada experimento y con los resultados de las variables de respuesta en términos de porcentaje de remoción para la combinación poliamina (APM)-Pa (BPM) .....	75
Tabla 6.8	Valores de SUVA de los efluentes clarificados con poliamina (APM) - Pa (BPM) y de los procesos de CF-S-MF	78

Tabla 6.9 Valores de falta de ajuste, significancia del modelo y precisión adecuada para las variables de respuesta utilizando poliamina (APM) – Pa (BPM) .....	81
Tabla 6.10 ANOVA de los resultados de los experimentos de la matriz de DCC de los procesos CF-S-MF utilizando poliamina (APM)-Pa (BPM) .....	82
Tabla 6.11 Valores óptimos de dosis de coagulante (poliamina (APM)-Pa (BPM)) y presión transmembrana para tratar los diferentes valores de turbiedad estudiadas y resultados respectivos de las variables de respuesta .....	83
Tabla 6.12 Costos de operación para el proceso de CF-S-MF con los valores óptimos de dosis de coagulante y PTM para el nivel más alto de turbiedad (477 UNT) en la PM.....	85
Tabla 6.13 Valores de optimización para ambas combinaciones de coagulante-floculante (477 UNT).....	88
Tabla 6.14 Resultados experimentales del tratamiento de CF-S-MF aplicando los valores óptimos de dosis de coagulante de poliamina (APM) (4.38 mg/L) y PTM (0.37 bar).....	89
Tabla 6.15 Valores de SUVA para el agua cruda, el efluente clarificado y el permeado de los procesos de CF-S-MF con turbiedad de 477 UNT aplicando los valores óptimos de coagulante (4.38 mg/L) y PTM (0.37 bar) .....	93

## LISTA DE FIGURAS

Figura 3-1 Características del agua superficial ubicada en la presa Madín 2005-2007 .....	10
Figura 4-1 Trenes de tratamiento para potabilización con y sin procesos con membranas .....	16
Figura 4-2 Zonas de coagulación del aluminio en función de la dosis de coagulante y pH .....	22
Figura 4-3 Dosis de coagulante como factor de influencia de turbiedad .....	24
Figura 4-4 Tasas de sedimentación de flóculos de MON y turbiedad .....	25
Figura 4-5 Corrientes térmicas dentro del sedimentador .....	27
Figura 4-6 Influencia del viento en la eficiencia del sedimentador .....	27
Figura 4-7 Intervalos de tamaño de partícula utilizado en los procesos de separación con membranas .....	28
Figura 4-8. Representación esquemática de los principales componentes de un proceso de separación por membrana.	29
Figura 4-9 Ciclos de limpieza debido a ensuciamiento durante la operación de una membrana de MF .....	36
Figura 4-10 Diagrama del proceso de filtración con membrana .....	37
Figura 4-11 Esquema de la restauración parcial de PTM por medio de la limpieza de las membranas de MF.....	37
Figura 4-12 Principales aplicaciones de las plantas de MF/UF instaladas mundialmente .....	43
Figura 4-13 Ubicación geográfica por continentes de las plantas que utilizan membranas de MF/UF .....	44
Figura 4-14 Diagrama de los mecanismos de coagulación en línea con procesos con membrana en agua superficial .....	46
Figura 4-15 Coagulación-floculación en línea acoplada a la MF.....	47
Figura 4-16 Coagulación-floculación-sedimentación acopladas a la microfiltración .....	48
Figura 4-17 Puntos codificados del diseño experimental de tipo central compuesto .....	51
Figura 4-18 Ejemplo de una superficie de respuesta .....	51
Figura 5-1 Diagrama de bloques de la metodología utilizada en las pruebas de CF-S-MF .....	52
Figura 5-2 Ubicación del punto de muestreo del agua a tratar en la presa Madín .....	55
Figura 5-3 Diagrama del sistema experimental utilizado en las pruebas de CF-S-MF .....	57
Figura 5-4 Reactor de coagulación .....	57
Figura 5-5 Reactores de floculación y tanque de sedimentación.....	58

Figura 5-6 Cono Imhoff .....	58
Figura 5-7 Tanque de sedimentación que alimenta a la membrana de MF .....	59
Figura 5-8 Tren de tratamiento utilizado durante ambas pruebas .....	64
Figura 6-1 Resultados de las variables de respuesta de los efluentes clarificado con SA-Pa (BPM) y de los procesos de CF-S-MF .....	67
Figura 6-2 Comportamiento del flux en función de los ciclos de limpieza de la membrana de MF para remover el ensuciamiento generado por la combinación SA-Pa (BPM) en los experimentos de la matriz del DCC .....	71
Figura 6-3 Resultados de las variables de respuesta de los efluentes clarificados con poliamina (APM) - Pa (BPM) y de los procesos de CF-S-MF .....	77
Figura 6-4 Comportamiento del flux en función de los ciclos de limpieza de la membrana de MF para remover el ensuciamiento generado por la combinación poliamina (APM)-Pa (BPM) en los experimentos de la matriz del DCC.....	80
Figura 6-5 Porcentajes de los conceptos utilizados en el costo de operación del proceso de CF-S-MF utilizando el coagulante polimérico .....	86
Figura 6-6 Estimación de costos utilizando las dosis correspondientes de ambos coagulantes para tratar el agua de la presa Madín con cinco turbiedades iniciales .....	87
Figura 6-7 Comportamiento del flux y resistencia hidráulica en función de los ciclos de limpieza de la membrana de MF para remover el ensuciamiento generado por la combinación poliamina- Pa para el tratamiento de agua cruda con turbiedad de 477 UNT, aplicando los procesos de CF-S-MF con los valores óptimos de coagulante (4.38 mg/L) y PTM (0.37 bar) .....	91
Figura 6-8 Comportamiento de la turbiedad residual durante cada una de las corridas de CF-S-MF.....	92
Figura 6-9 Comportamiento del COD residual durante cada una de las corridas de CF-S-MF .....	93
Figura 6-10 Comportamiento de la Abs <sub>254</sub> y Abs <sub>272</sub> durante cada una de las corridas de CF-S-MF.....	94

# 1 INTRODUCCIÓN

El agua para abastecimiento público en México se extrae de dos fuentes principales; agua subterránea ( $2.2 \times 10^{17}$  m<sup>3</sup>/s) y agua superficial ( $1.3 \times 10^{17}$  m<sup>3</sup>/s) (SEMARNAT, 2011). Los cuerpos de agua superficial son los ríos, lagos y presas; estos cuerpos aportan cerca del 30% del total de agua para consumo humano y son altamente propensos a sufrir problemas de contaminación debido a que están expuestos (Jiménez, 2010). Con datos históricos de calidad del agua en México en el período 2003-2007, Aboites (2009) señala que el volumen de agua con calidad excelente disminuyó 4% y el de buena calidad aumentó alrededor de 4%, mientras que el volumen de la fuertemente contaminada se mantuvo constante. Debido a esto, y a que en ocasiones reciben descargas de aguas residuales y de basura, estas fuentes de agua contienen partículas de origen orgánico e inorgánico. Las partículas no disueltas de origen inorgánico incluyen arenas, arcillas, entre otros y regularmente se integran al agua superficial por procesos de erosión natural, mientras que las partículas orgánicas incluyen bacterias, virus, algas, protozoos, entre otros. Adicionalmente, los cuerpos de agua superficial contienen partículas coloidales y constituyentes orgánicos disueltos (MON), como son los ácidos húmicos, los cuales son producto de la descomposición de restos orgánicos. La remoción de los contaminantes en el agua es fundamental para prevenir enfermedades hídricas (*Anexo A*), reducir la generación de los subproductos de la desinfección (SPD), además de que altos contenidos de turbiedad y color presentan un significativo impacto negativo en la eficiencia de remoción de los procesos de tratamiento de tipo convencional instalados en las plantas potabilizadoras (MWH, 2005; Parsons y Jefferson, 2006).

Diversas tecnologías se han aplicado y/o estudiado para la remoción de color, turbiedad y MON en el tratamiento de agua superficial, como son coagulación-floculación, adsorción, microfiltración (MF), ultrafiltración (UF), ozonación y procesos de oxidación avanzada (Parsons y Jefferson, 2006).

La filtración con MF y UF se basa en un proceso de selección por tamaño de partícula que mejora las características físico-químicas del agua. Durante la última década se han convertido en una de las tecnologías más modernas utilizadas como respuesta al dramático incremento en el volumen de tratamiento de agua y como alternativa a los procesos de tipo convencional que no funcionan adecuadamente para remover altos contenidos de turbiedad y color (Fabris, 2007; Parsons y Jefferson, 2006).

La MF y UF poseen una alta capacidad de remoción de bacterias y algunos virus (en comparación con otros procesos como la filtración sobre arena), no utilizan productos químicos oxidantes, lo que reduce la generación de SPD, permite obtener un permeado con características constantes, es reducido el espacio requerido para su instalación y los costos de operación disminuyen con su automatización (De la Rubia, 2006; Guo *et al.*, 2009; Sun *et al.*, 2009).

A nivel mundial, se estima que el número de plantas potabilizadoras de gran escala que utilizan filtración con membranas (MF/UF) para el tratamiento de agua superficial, se incrementó de 74 en el año 1997 a 657 en el 2006, presentando Norte América un importante número, ya que se encuentran instaladas 321 plantas en esa región (Furukawa, 2008).

La microfiltración (MF) es la más antigua de las cuatro tecnologías de membrana operadas a presión. Las membranas de MF son porosas y sólo permiten retener partículas con un intervalo de tamaño de 0.1 – 10 µm, y la presión de trabajo oscila entre 0.15 y 1 bar.

Actualmente en México, existe un gran número de plantas potabilizadoras que necesitan ser modificadas y/o actualizadas con la finalidad de cumplir con la creciente demanda de agua y con la reglamentación establecida en la normatividad nacional. La filtración con membranas de microfiltración es un proceso eficiente y puede ser económicamente factible para ser adaptado en trenes de tratamiento convencionales utilizados para la potabilización de agua. Sin embargo, la

principal desventaja del proceso de MF es el ensuciamiento de las membranas, lo que origina una alta frecuencia de limpieza para evitar una reducción significativa de la producción de agua (Howe *et al.*, 2006; Fabris *et al.*, 2007; Moon *et al.*, 2009).

Los procesos que operan con membranas de MF requieren acoplarse a otros tratamientos físicos y químicos para simultáneamente reducir el ensuciamiento y obtener buenas eficiencias de remoción de materia orgánica natural (MON) (Huang *et al.*, 2003; Konieczny *et al.*, 2006; Lee *et al.*, 2006). Los procesos de coagulación-floculación, sedimentación, adsorción, preoxidación y prefiltración son algunos que se han acoplado a los sistemas de filtración con membranas; la remoción de un gran porcentaje de contaminantes mediante un adecuado pretratamiento incrementa el rendimiento y reducen los costos de operación (Bolto *et al.*, 2000; Kabsch *et al.*, 2006; Leikness *et al.*, 2009). En la mayoría de los casos, los procesos de coagulación-floculación (CF) y sedimentación han resultado ser la mejor solución como pretratamiento de las tecnologías con membranas para la producción de agua potable, ya que remueven un alto contenido de contaminantes, tanto compuestos inorgánicos responsables del ensuciamiento reversible, como compuestos orgánicos causantes del ensuciamiento irreversible y de la formación de los subproductos de la desinfección (SPD) (Ben Aim *et al.*, 1988; Judd and P. Hillis *et al.*, 2001; Huang *et al.*, 2003; Konieczny *et al.*, 2006; Chae, 2008; Leikness *et al.*, 2009). Además, varios estudios han reportado que al aplicar sedimentación después de la coagulación-floculación aumenta la vida útil de la membrana debido a que funciona como amortiguador de súbitos incrementos de carga de sólidos. Lo anterior se traduce en un mayor tiempo de operación y por lo tanto, reducción de costos por concepto de reemplazo de la membrana (Watanabe, 1998; Lee *et al.*, 2004; Chang *et al.*, 2005). Sin embargo, en ocasiones el contenido residual de los reactivos químicos coagulantes en el efluente clarificado puede ser adsorbido por la superficie de la membrana (Bolto *et al.*, 2000; Pikkarainen *et al.*, 2004).

Los principales coagulantes empleados a nivel mundial para el tratamiento de agua son las sales de aluminio y de hierro. En México, 321 plantas potabilizadoras (55% del total de ellas) aplican este tipo de coagulantes, siendo el sulfato de aluminio el principal reactivo que se utiliza para tratar 64.8 m<sup>3</sup>/s (CONAGUA, 2008). Debido a los problemas asociados al uso de este compuesto, tales como altas dosis requeridas, gran producción de lodos, entre otros, se han comenzado a reemplazar por agentes poliméricos que requieren bajas dosis, producen un flóculo más robusto y de mayor tamaño, además de que producen menores cantidades de lodos, que son más densos y estables provocando una reducción en costos por su disposición (Li Mo *et al.*, 2003; Choi *et al.*, 2004; Cho *et al.*, 2006; Howe *et al.*, 2006; Kabsch *et al.*, 2006; Barbot *et al.*, 2008; Wang *et al.*, 2008).

Como consecuencia de que el impacto de los coagulantes poliméricos sobre el proceso de MF dependerá del tipo de agua a tratar, del coagulante seleccionado y de la membrana de MF elegida, hasta el momento existen varias dudas y no se ha llegado a un consenso al respecto. En primer lugar, el efecto de la utilización de coagulantes poliméricos en la eliminación de la MON ha sido controversial. A pesar de que varios estudios reportan una mejora en los porcentajes de remoción de materia orgánica natural (MON) al utilizar coagulantes poliméricos (Pikkarainen *et al.*, 2004; Gray *et al.*, 2007; Carroll *et al.*, 2010), otros reportan porcentajes de remoción nulos (Howe *et al.*, 2006; Kimura *et al.*, 2008). En segundo lugar, los residuales de polímeros pueden llegar a ensuciar potencialmente la membrana debido a que los coagulantes poliméricos son compuestos de alto peso molecular (APM) (Spinette *et al.*, 2008; Wang *et al.*, 2011). Finalmente, el uso de coagulantes poliméricos cambiará las propiedades del flóculo (tamaño, dimensión fractal y adherencia) lo que provocará un efecto incierto en la resistencia de la torta formada en la superficie de la membrana.



Hasta la fecha se han identificado muy pocos estudios (Petrán *et al.*, 2008; Wang *et al.*, 2011) que reporten el efecto del uso de coagulantes poliméricos en coagulación-floculación seguida de sedimentación sobre el proceso de MF, en particular para agua de presa con altos valores de color y turbiedad. Es por ello que el objetivo del presente estudio es evaluar el acoplamiento de los procesos de coagulación-floculación (comparando una poliamina de APM y sulfato de aluminio) y sedimentación con el de MF para el tratamiento de agua de presa que presenta altos contenidos de turbiedad (477 UNT) y color (3757 U Pt-Co) durante la época de lluvias. El agua utilizada fue obtenida de la presa Madín (PM). En un estudio anterior (Rocha, 2011) se determinó que la combinación de coagulante poliamina de alto peso molecular (APM) con poliamina de bajo peso molecular (BPM) como floculante, permitió disminuir significativamente color y turbiedad del agua cruda de la presa de Madín. Es conveniente mencionar que se pretende evaluar la substitución de la filtración sobre arena por un sistema de microfiltración, sin embargo, en literatura no hay información concluyente del efecto de estos reactivos sobre el ensuciamiento de membranas de Policloruro de vinilo (PVDF) para microfiltración, de las más utilizadas para este sistema.

## 2 OBJETIVOS E HIPÓTESIS

### 2.1 Objetivo General

Evaluar el acoplamiento de la clarificación (coagulación-floculación-sedimentación) con polímeros al proceso de microfiltración para la potabilización de agua de presa con altos contenidos de COD, turbiedad y color.

### 2.2 Objetivos Específicos

- Establecer las variables estadísticamente significativas de los procesos de clarificación-microfiltración, utilizando poliamina de APM y sulfato de aluminio, para la remoción de COD, turbiedad y color, mediante pruebas de laboratorio realizadas con base en un diseño experimental.
- Determinar los valores óptimos de dosis de los dos coagulantes utilizados y de la presión transmembrana de la MF para la remoción de COD, turbiedad y color en un agua cruda de presa.
- Evaluar la influencia del coagulante polimérico en el comportamiento y ensuciamiento de la membrana de MF, con base en un análisis de la disminución del flux y aumento de la resistencia hidráulica.
- Determinar la viabilidad del proceso de clarificación-MF con ambos coagulantes, utilizando los valores óptimos calculados de dosis y presión transmembrana, con base en una estimación de costos de tratamiento.
- Determinar la vida útil de la membrana de MF, aplicando el coagulante que presente el menor costo tratamiento y la mejor calidad de permeado, con base en la evolución de las características del permeado a lo largo del tiempo de operación.

### 2.3 Hipótesis

El acoplamiento de la clarificación (coagulación-floculación-sedimentación) con polímeros a la microfiltración permitirá obtener mejores resultados en comparación con los de sulfato de aluminio, además de que reducirá el ensuciamiento irreversible de la membrana de microfiltración.

#### Limitantes

- El agua cruda utilizada para el presente estudio proviene de la presa Madín (PM).
- Los reactivos utilizados para el tratamiento de coagulación-floculación fueron seleccionados a partir del estudio previo de Rocha, 2011; para el primer experimento poliamina FL2949 (APM) y C-577 (BPM) y para el segundo Sulfato de Aluminio y C-577.
- La membrana utilizada de MF fue de fibra hueca, con diámetro de poro de 0.1 $\mu$ m y PVDF como material de fabricación. El tipo de filtración fue extremo cerrado y se operó a presión constante con caudal declinante.

### 3 ANTECEDENTES

#### 3.1 Presa Madín

El agua utilizada en este estudio proviene de la presa Madín (PM), que se localiza en el límite de los municipios de Atizapán de Zaragoza y Naucalpan dentro de la cuenca Hidrológica del Valle de México (XIII). Esta presa se inauguró en el año 1980, y cuenta con una capacidad total de 24.7 millones de  $m^3$  (24.7  $hm^3$ ), aunque solamente se almacenan 14.104 millones de  $m^3$  (14 $hm^3$ ) en un área de 105 $km^2$  previendo para caudales mayores (CONAGUA, 2010). La PM es la fuente de abastecimiento de la Planta Potabilizadora Madín (PPMD), que abastece a la zona conurbada del Estado de México, principalmente a los municipios de Atizapán de Zaragoza, Naucalpan y Tlalnepantla.

Se seleccionó utilizar el agua cruda de la PM debido a los altos valores de turbiedad reportados en los últimos años (Ramírez *et al.*, 2008). La Figura 3-1 ilustra el comportamiento del promedio mensual de la turbiedad y color reportados en el período 2005-2007 (Ramírez *et al.*, 2008). En esta figura se observa que en época de lluvias (meses de julio a noviembre) el agua cruda de la PM presenta valores altos de turbiedad y color que van de 80 a 477 UNT y 100 a 480 U Pt-Co respectivamente (Ramírez *et al.*, 2008).

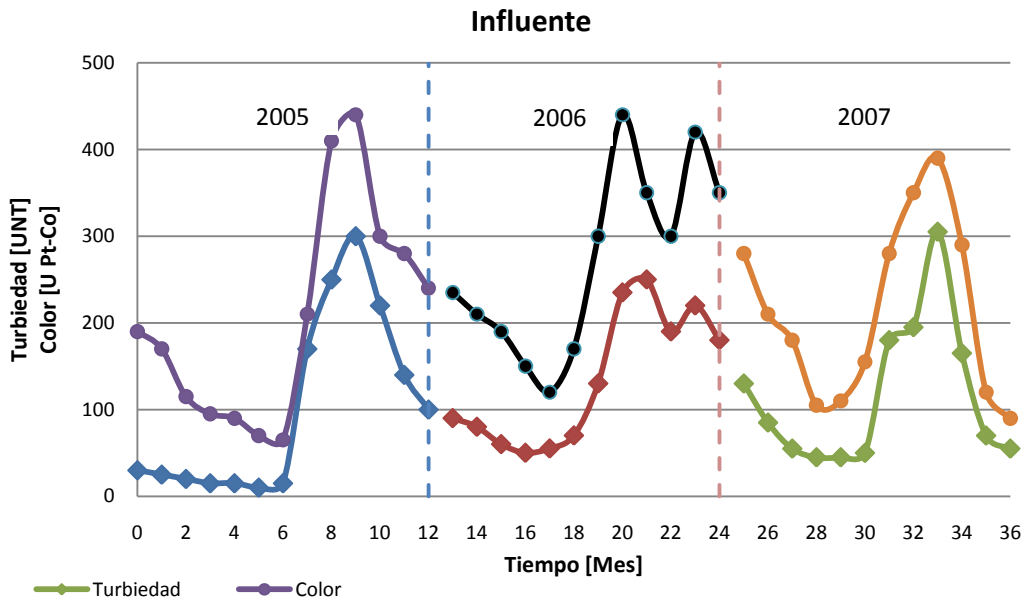


Figura 3-1 Características del agua superficial ubicada en la presa Madín 2005-2007

### 3.2 Planta potabilizadora Madín (PPMD)

La Comisión Nacional del Agua (CONAGUA) opera la PPMD que cuenta con una capacidad máxima instalada de 0.6 m<sup>3</sup>/s, aunque el caudal potabilizado es de 0.45 m<sup>3</sup>/s, el cual alimenta aproximadamente a 280,000 habitantes del Estado de México. Como puede observarse en la Figura 3-2, el tren de potabilización del agua superficial de la presa Madín se constituye de los procesos de coagulación-floculación, sedimentación por gravedad, filtración rápida sobre arena y desinfección final con cloro (CONAGUA, 2010).

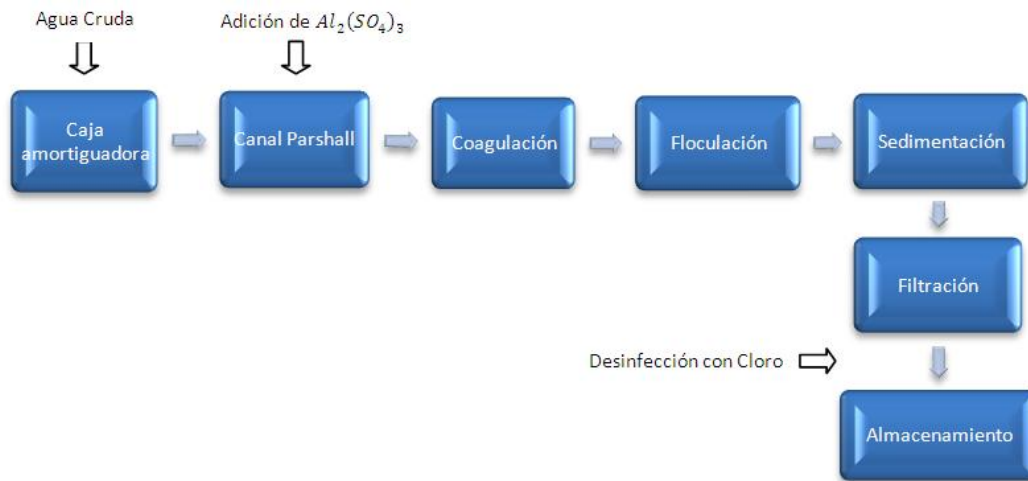


Figura 3-2 Tren de tratamiento instalado en la PPMD

Las condiciones de operación de los procesos de coagulación-floculación-sedimentación del tren de tratamiento de la PPMD se muestran en la Tabla 3.1. Estos valores se utilizaron durante la experimentación realizada a nivel de laboratorio.

Tabla 3.1 Tiempos y velocidades de agitación utilizadas en la PPMD

Etapa	Tiempo [min' s"]	Velocidad de agitación [rpm]	Acción
Coagulación	10"	300	Adición de coagulante
Floculación	6' 20"	88	-
	7' 00"	67	-
	8' 15"	50	Adición de floculante
Sedimentación	60' 00"	0	-

## 4 MARCO TEÓRICO

### 4.1 Aguas superficiales

El recurso hídrico superficial corresponde a toda agua natural abierta a la atmósfera, concerniente a ríos, lagos, reservorios, presas, entre otros que se encuentran en la superficie y constituyen una de las principales fuentes de vida y desarrollo (Masters *et al.*, 2008).

El tipo de fuente predominante para el abastecimiento de agua potable en el territorio nacional, que agrupa al uso público urbano y al doméstico, es la subterránea con el 62.2% del volumen, mientras que el porcentaje restante se obtiene de cuerpos de agua superficial (CONAGUA, 2011).

#### 4.1.1 Problemas de calidad de las aguas superficiales

Los cuerpos de agua superficial están altamente propensos a sufrir problemas de contaminación asociados principalmente a descargas agrícolas, de agua residual urbana, basura y a modificaciones hidrológicas (Masters, 2008; Jiménez, 2010). Debido a ello, este tipo de fuente de agua presenta concentraciones importantes de pesticidas, fertilizantes, fitoplancton, toxinas de algas, así como altos valores de COD, color y turbiedad. Estos contaminantes tienen un impacto negativo significativo en la eficiencia de remoción de los procesos de tratamiento de tipo convencional instalados en las plantas potabilizadoras (Parsons y Jefferson, 2006).

Con el fin de evaluar la calidad o grado de contaminación del agua se han desarrollado diversos índices de calidad tanto generales como de uso específico. En México se empleó por varios años el Índice de Calidad del Agua (ICA), que agrupa de manera ponderada 18 parámetros fisicoquímicos (entre los que se encuentran la demanda bioquímica de oxígeno, oxígeno disuelto, coliformes, fosfatos, pH y sólidos suspendidos) y denota el deterioro de la calidad del líquido (León, 1991). El índice considera valores en una escala de 0 a 100, donde a mayor valor, mejor calidad. De acuerdo con los resultados del ICA en 2003, la región hidrológica administrativa con mayores problemas de contaminación era la de Aguas del Valle de México y Sistema Cutzamala, con 55% de sus cuerpos de agua monitoreados altamente contaminados, seguida por la Península de Baja California, con 36%. La región del Noroeste era la que presentaba el líquido de mejor calidad con 80% de sus cuerpos de agua en la categoría de aceptable. En la región Lerma-Santiago-Pacífico 45% de sus sitios de monitoreo estuvieron en la categoría de contaminados. En las demás regiones la mayor parte de sus estaciones de monitoreo aparecieron como poco contaminadas.

A partir de 2004, la Comisión Nacional del Agua (CONAGUA) dejó de reportar el ICA y anunció la sustitución de éste por un nuevo índice que considera la mayoría de las condiciones de las estaciones de medición de la Red Nacional de Monitoreo (RNM). Actualmente, la CONAGUA está utilizando como criterios de la calidad del agua en México, la Demanda Bioquímica de Oxígeno a cinco días ( $DBO_5$ ), la Demanda Química de Oxígeno (DQO) y los sólidos suspendidos totales (SST). Estas variables muestran la influencia antropogénica desde el punto de vista de la afectación por la presencia de centros urbanos e industriales, los que por sus características producen desechos líquidos de calidad diferenciable (CONAGUA, 2011). La  $DBO_5$  y la DQO se utilizan para determinar la cantidad de materia orgánica presente en los cuerpos de agua provenientes principalmente de las descargas de aguas residuales; la  $DBO_5$  determina la cantidad de materia orgánica biodegradable y la DQO mide la cantidad de materia orgánica. Los SST principalmente tienen su origen en la erosión del suelo. Dependiendo tanto de la calidad del cuerpo de agua como de otros parámetros físicos (turbiedad, carbono orgánico disuelto o COD, color, entre otros) se determinará qué tipo de proceso es el indicado para utilizarse dentro de una planta de tratamiento de agua. La

distribución porcentual por indicador de calidad en el año 2009 de los sitios de monitoreo en cuerpos de agua superficial en la República Mexicana se presentan en la Tabla 4.1 (CONAGUA, 2011):

**Tabla 4.1 Distribución porcentual por indicador de calidad en el año 2009 de sitios de monitoreo en cuerpos de agua superficiales de la República Mexicana**

Calidad	DBO <sub>5</sub> [%]	DQO [%]	SST [%]	Promedio [%]
<i>Excelente</i>	41	28.3	53.5	<b>40.93</b>
<i>Buena calidad</i>	26.8	22.1	28.9	<b>25.92</b>
<i>Aceptable</i>	19.7	18.6	10.1	<b>16.13</b>
<i>Contaminada</i>	7.9	23.5	5.9	<b>12.43</b>
<i>Fuertemente contaminada</i>	4.6	7.5	1.6	<b>4.56</b>

La calidad de los cuerpos de agua superficial localizados en la región del Valle de México, con base en el índice de 2004, es: 10.76% excelente, 8% de buena calidad, 17.76% aceptable, 28.73% contaminada y 24.73% fuertemente contaminada. Particularmente en cuatro meses del año (junio a septiembre) se precipita más del 75% de las lluvias de todo el año provocando que los escurrimientos de agua arrastren contaminantes hacia los cuerpos de agua superficial (CONAGUA, 2011).

A pesar de que la calidad del agua superficial se mide con los parámetros de calidad del agua (DBO<sub>5</sub>, DQO y SST), en los laboratorios de las plantas de tratamiento se analizan parámetros como color y turbiedad debido a la rapidez y facilidad de medición. Los límites permisibles de calidad para agua de uso y consumo humano se establecen en la NOM127-SSA1-1994, clasificando a los contaminantes en microbiológicos, físicos y químicos. Los microbiológicos incluyen organismos coliformes totales y coliformes fecales; los parámetros físicos incluyen color, olor/sabor y turbiedad, mientras que los parámetros químicos incluyen metales (As, Cu, Hg, Pb, etc), compuestos orgánicos (fenoles, trihalometanos, hexaclorobenceno, etc) y otros como pH. Adicionalmente para determinar la cantidad total de compuestos orgánicos en el agua tales como compuestos aromáticos, proteínas, azúcares, entre otros, se utiliza la medición de materia orgánica en términos de COD. La MON proporciona color, sabor y olor indeseables, además de que sirve como referencia para determinar el potencial de formación de SPD, por lo que su remoción del agua resulta necesaria.

A continuación se presentan las definiciones y características de los parámetros de calidad de agua evaluados en el presente estudio que son turbiedad, color y MON.

## Turbiedad

La turbiedad se ha utilizado para evaluar la calidad del agua potable durante más de un siglo y sigue siendo la medición más ampliamente utilizada en el tratamiento del agua. Se define como una expresión de la propiedad óptica que causa que la luz sea dispersada y absorbida tanto por partículas como por moléculas, en vez de ser transmitida sin cambio en el nivel de dirección o flujo de la muestra (MWH, 2005; EPA, 1999). La turbiedad principalmente la producen sólidos suspendidos que provienen de descargas de desechos, escurrimientos de cuencas hidrológicas, crecimiento de algas y ácidos húmicos generados a partir de plantas en descomposición. Esas

impurezas pueden incluir arcilla (0.002 mm de diámetro o menos), limo, materia orgánica e inorgánica, compuestos orgánicos solubles, algas, agentes infecciosos (bacterias, virus, protozoarios, etc.), agentes tóxicos (plaguicidas, metales pesados, etc.), entre otros (Parsons y Jefferson, 2006; EPA, 1999).

La OMS recomienda que el valor de turbiedad de agua potable para uso y consumo humano sea de 1 UNT y que en ningún caso exceda 5 UNT (límite permisible en la normatividad mexicana). Valores mayores a 5 UNT en el agua potable, además de provocar una percepción estéticamente desagradable, impiden la inactivación de algunos patógenos como *Giardia*, gusano de Guinea y *Cryptosporidium* durante el proceso de desinfección, provocando un recrecimiento de estos organismos en el sistema de distribución y generando subproductos de la desinfección (SPD). La presencia de patógenos en el agua potable provoca brotes de enfermedades transmitidas por el agua como gastroenteritis, diarrea y tuberculosis en México y alrededor del mundo (*Anexo A*). A pesar de que la turbiedad no es un indicador directo de riesgo para la salud, numerosos estudios han demostrado una fuerte correlación entre la remoción de la turbiedad y la de los protozoos (EPA, 1999).

## Color

El color real es un indicador indirecto del contenido de materia orgánica disuelta presente en el agua, incluyendo ácidos húmicos y fúlvicos, así como de la presencia de compuestos inorgánicos como hierro, manganeso y cobre (MWH, 2005; Hendricks, 2006). El color se mide en unidades de un complejo de platino-cobalto (Cheremisinoff, 1995), y en general, los consumidores pueden presentar quejas a causa del color del agua cuando su valor oscila de 5 a 30 U Pt-Co (EPA, 2011). El límite permisible de calidad para agua de uso y consumo humano en México es de 25 U Pt-Co de color real.

Para definir la calidad estética del agua se utiliza el color real, y puede ser observado después de filtrar la muestra de agua y remover la materia suspendida con un filtro de 0.45  $\mu\text{m}$ , mientras que el color aparente se debe a sustancias en suspensión y depende de la turbiedad (MWH, 2005).

Debido a que el color real puede funcionar como indicador de materia orgánica disuelta, su remoción adecuada reducirá la producción de subproductos de la desinfección.

## Materia orgánica natural

La presencia de compuestos orgánicos es un factor de importancia en la mayoría de las fuentes de agua superficial. Las fracciones más largas de todas las partículas orgánicas se deben a la MON, la cual se origina a partir de la degradación de seres vivos tales como plantas y animales (Wiesner y Klute, 1998). La MON es indeseable en el agua debido a que proporciona color, olor y sabor no agradables, además de que incrementa la dosis de coagulante y desinfectante aumentando la producción de SPD (MWH, 2005; Parsons y Jefferson, 2006; Matilainen *et al.*, 2011). Adicionalmente la presencia de MON en la filtración con membranas es indeseable debido a que contribuye significativamente al ensuciamiento y por lo tanto a la reducción en el flujo del permeado a través del tiempo (Liang *et al.*, 2007; Lozier *et al.*, 2008).

La MON se divide en componentes hidrofílicos e hidrofóbicos. Los componentes hidrofílicos son aquellos que tienen afinidad por el agua (ácidos carboxílicos, carbohidratos, proteínas, azúcares y aminoácidos), cuentan con bajo peso molecular, tamaño pequeño y son altamente solubles en el agua. Los componentes hidrofóbicos son ácidos húmicos y fúlvicos, y se encuentran en forma

disuelta debido a que no son solubles con el agua, cuentan con alto peso molecular y tamaño grande (compuestos aromáticos con estructuras fenólicas y dobles enlaces). Se ha reportado que los componentes hidrofílicos pueden llegar a tener un menor impacto en la calidad del agua en comparación con los hidrofóbicos, aunque su remoción por procesos fisicoquímicos es más complicada debido a que su carga tiende a ser neutra y en ocasiones positiva (Owen *et al.*, 1995). La cantidad y características de la MON en el agua superficial depende del clima, geografía y topografía (Matilainen *et al.*, 2011).

Durante el tratamiento del agua, la MON, así como los iones bromuro ( $\text{Br}^-$ ) y yoduro ( $\text{I}^-$ ), presentes en el agua, pueden reaccionar con agentes desinfectantes, como cloro u ozono, y generar subproductos de la desinfección SPD, aunque también los microcontaminantes pueden reaccionar con los agentes desinfectantes y producir SPD (Sincero, 2000; MWH, 2005; Richardson *et al.*, 2007).

La complejidad de la MON hace inviable medir compuestos individuales; por lo tanto, se emplean parámetros indirectos. Los parámetros más comunes para cuantificar materia orgánica son el carbono orgánico total (COT), carbono orgánico disuelto (COD), color y absorbancia a 254 y 272 nm (MWH, 2005). La absorbancia específica SUVA es una medida del contenido aromático del COD, que se calcula midiendo el COD y la absorbancia a 254 nm de una muestra de agua filtrada a 0.45 micras. Roccaro *et al.*, (2009) demostraron que existe una fuerte correlación entre la formación de SPD y la  $\text{Abs}_{272}$  sin importar las propiedades de la MON.

En general, mediante la medición del COD es posible determinar la concentración de todos los compuestos orgánicos disueltos en el agua, por lo que se emplea frecuentemente como indicador del contenido de materia orgánica (Sontheimer *et al.*, 1988; MWH, 2005). La absorbancia a 254 nm, corresponde a la máxima absorbancia del benceno y permite determinar de manera indirecta la presencia de anillos aromáticos, característicos de sustancias húmicas (Sontheimer *et al.*, 1988; Wrang y Hsieh, 2001), es decir, es una medida de contaminación asociada a los compuestos aromáticos en el agua, los cuales son precursores de trihalometanos y otros compuestos organoclorados (Korshin *et al.*, 1997). La absorbancia a 272 nm, permite dar una idea del potencial de formación de subproductos de desinfección como son los trihalometanos y compuestos halogenados (Hsieh, 2001).

Los valores típicos de absorbancia a una longitud de onda de 254 nm reportados (Volk *et al.*, 2000; Ates *et al.*, 2009) para la materia orgánica son: para aguas superficiales de  $0.08\text{-}0.12\text{ cm}^{-1}$  y para agua tratada o filtrada de  $0.025\text{-}0.08\text{ cm}^{-1}$ , mientras que para el COD los valores típicos abarcan desde 0.85 hasta 17 mg/L para aguas superficiales. En el caso del parámetro SUVA, valores  $>4\text{ L/mg m}$ , poseen relativamente altos contenidos de fracciones hidrofóbicas, aromáticas y de APM de la MON; mientras que agua con valores de SUVA  $<2\text{ L/mg m}$ , contienen en su mayoría fracciones de MON hidrofílicas, menos aromáticas y de BPM; y para valores de SUVA entre  $2\text{-}4\text{ L/mg m}$ , se considera una mezcla entre las dos fracciones, hidrofóbica e hidrofílica (Pikkarainen *et al.*, 2003; Bekbolet *et al.*, 2005; Ates *et al.*, 2009). Las fracciones hidrofóbicas y de APM son susceptibles de ser removidas por coagulación-floculación (hasta 50% de remoción de COD); en contraparte, la eficiencia de remoción de las fracciones hidrofílicas y de BPM es menor (Parsons y Jefferson, 2006; Matilainen *et al.*, 2010).



#### 4.1.2 Trenes de tratamiento para potabilización de aguas superficiales

El tren de tratamiento convencional para la potabilización de aguas superficiales se integra por la clarificación (coagulación-floculación-sedimentación/flotación) acoplada a procesos de filtración sobre arena, como se puede observar en la Figura 4-1a. Los procesos de coagulación-floculación, sedimentación y filtración sobre arena son capaces de remover turbiedad, color y algunos compuestos orgánicos e inorgánicos (MWH, 2005). Este tren de tratamiento es utilizado mundialmente en un gran número de plantas potabilizadoras y es actualmente uno de los más utilizados para potabilización de agua superficial (Parsons y Jefferson, 2006). Sin embargo, debido a algunas desventajas técnico-económicas, la filtración sobre arena se ha comenzado a substituir de manera cada vez más importante por procesos con membranas a presión como la micro y ultrafiltración. En efecto, durante la última década la filtración con membranas (MF y UF) se ha convertido en una de las tecnologías más utilizadas como respuesta al dramático incremento en el volumen de tratamiento de agua y como alternativa a los procesos de tipo convencional que no funcionan correctamente para remover altos contenidos de MON, turbiedad y color (Moon *et al.*, 2005; Wang *et al.*, 2011). Actualmente se han desarrollado varios estudios que analizan la sustitución del proceso de filtración sobre arena por el de MF y UF, y dependiendo de la carga de sólidos del agua cruda, éste puede ser ubicado inmediatamente después de la floculación o con sedimentación intermedia (Figura 4-1b).

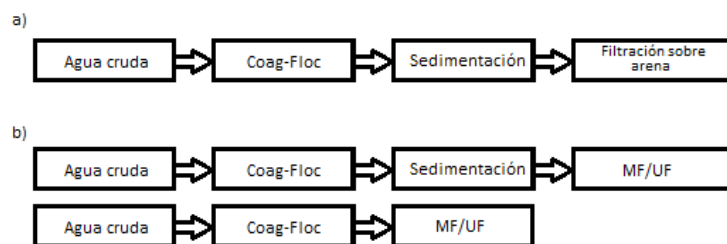


Figura 4-1 Trenes de tratamiento para potabilización con y sin procesos con membranas

A continuación se presenta la información más relevante de estos procesos relacionada con la remoción de altos contenidos de COD, color y turbiedad, en orden de su ubicación en una planta potabilizadora:

**Coagulación-floculación-sedimentación.** La coagulación se define como el proceso en el que los componentes de una suspensión se desestabilizan al adicionar un reactivo químico denominado coagulante, que por diferentes mecanismos supera las fuerzas que mantienen la estabilidad electrostática de los sólidos suspendidos de tipo coloidal. Posteriormente, las partículas desestabilizadas se unen para formar aglomerados llamados flóculos, lo que constituye el proceso de floculación (Hutchinson y Healy, 1990; Andía, 2000; MWH, 2005). La sedimentación separa los sólidos suspendidos con diámetro mayor a 0.5 mm a consecuencia de la gravedad. Las partículas minerales por lo general tienen densidades que oscilan entre  $2000 \text{ kg/m}^3$  y  $3000 \text{ kg/m}^3$ , por lo que sedimentan, mientras que las partículas orgánicas con densidades de  $1010 \text{ kg/m}^3$  a  $1100 \text{ kg/m}^3$  requieren un mayor tiempo para sedimentar (MWH, 2005).

Estos procesos, debido a que son económicamente viables, son los más utilizados en sistemas de tratamiento de aguas superficiales tanto para la remoción de sólidos suspendidos causantes de turbiedad y color como para remoción de MON (Matilainen *et al.*, 2002; Tomaszewska *et al.*, 2004; MWH, 2005). En promedio, los porcentajes de remoción típicos de estos procesos son de 42% para MON, 90% para turbiedad y 76.5% para color (EPA, 1999; Maldonado, 2002; Gurusamy *et al.*,

2003; Rizzo, *et al.*, 2005; Parsons y Jefferson, 2006; Hendricks, 2006; Matilainen *et al.*, 2010). Es muy importante que el proceso de clarificación se opere correctamente, ya que la producción de un flóculo muy pequeño o muy ligero produce una sedimentación ineficiente, además de que pueden atravesar los filtros y alterar la calidad del agua producida.

**Filtración sobre arena.** El objetivo de este proceso es separar los sólidos suspendidos del agua para obtener un efluente libre de sólidos y otro con gran concentración de partículas. Este proceso se utiliza como único tratamiento cuando el agua a tratar presenta muy baja turbiedad (10 UNT) o como pulimento después del proceso de coagulación-floculación-sedimentación (Grada, 1999). El agua que ha sido tratada previamente fluye de manera descendente por gravedad o con filtros a presión a través de un lecho filtrante con profundidad de entre 0.6 y 1.8m, de modo que los sólidos son retenidos a través del lecho (MWH, 2005). Los principales medios granulares filtrantes utilizados en potabilización de agua son: arena de sílice, antracita, basalto y calcita los cuales pueden adquirirse en una amplia gama de tamaños (Chen *et al.*, 2007).

En promedio los porcentajes de remoción del efluente de la filtración sobre arena son de 68% para MON, 94% para turbiedad y 90.5% para color (MWH, 2005; Parsons y Jefferson, 2006; Chen *et al.*, 2007). En ciertas temporadas del año es bien conocido que niveles significativamente altos de turbiedad, color y algas en el agua cruda a tratar en plantas potabilizadoras pueden exceder la capacidad de diseño, por lo que se recomienda reducir el gasto de la planta para producir la calidad deseada en el efluente.

**Procesos con membranas.** Una membrana semipermeable, es una lámina fina de material orgánico (polimérico) o inorgánico (cerámicos y metálicos) capaz de separar sustancias en función de sus propiedades físicas y químicas cuando se aplica una fuerza directriz a través de la misma (AWWA, 1998; Mercé, 2007). Los procesos con membranas mejoran las características físico-químicas del agua y han sido considerados efectivos para la remoción de turbiedad, compuestos orgánicos, microorganismos y precursores de SPD (MON) (Parsons y Jefferson, 2006; Matilainen *et al.*, 2010).

Los procesos con membranas con mayor aplicación son microfiltración (MF), ultrafiltración (UF), nanofiltración (NF) y ósmosis inversa (OI). Típicamente las membranas de MF (0.1 a 1  $\mu\text{m}$ ) y UF (0.01 a 0.1  $\mu\text{m}$ ) se utilizan para remover componentes tales como turbiedad, color y algunos microorganismos, las membranas de NF (0.01 a 0.001  $\mu\text{m}$ ) debido a su pequeño tamaño de poro se utilizan para la remoción de MON, mientras que las membranas de OI se utilizan para remover sales disueltas de agua salobre y de mar (MWH, 2005; Parsons y Jefferson, 2006).

La principal desventaja de estos procesos es el ensuciamiento que provoca la reducción significativa de la producción de agua (Moon *et al.*, 2005). El acoplamiento de la microfiltración con los procesos de coagulación-floculación-sedimentación (CF-S) resulta en la mejor solución para los problemas ocasionados por el ensuciamiento, ya que remueve un alto contenido de contaminantes. Estos procesos remueven tanto compuestos inorgánicos responsables del ensuciamiento reversible, como compuestos orgánicos causantes del ensuciamiento irreversible y de la formación de los subproductos de la desinfección (SPD) (Ben Aim *et al.*, 1988; Judd and P. Hillis *et al.*, 2001; Huang *et al.*, 2003; Konieczny *et al.*, 2006; Chae, 2007; Leikness *et al.*, 2009). En general los porcentajes de remoción del efluente del proceso de filtración con membranas de MF

son de 60% para MON, 99% para turbiedad y 91% para color (Ericsson *et al.*, 1996; MWH, 2005; Ates *et al.*, 2009).

### Comparación entre filtración sobre arena y procesos con membranas (MF y UF)

El rendimiento de la filtración sobre arena, al igual que la filtración con membranas es extremadamente sensible al buen funcionamiento del proceso de clarificación, ya que si éste último es defectuoso las eficiencias de remoción disminuyen dramáticamente. En el caso de que el tren de tratamiento funcione correctamente para agua superficial con baja carga de contaminantes, el filtro rápido de arena puede llegar a tener eficiencias de remoción de entre 90-99.0%, mientras que el proceso de MF presenta eficiencias de remoción mayores al 99% para *G. lamblia* (Yung-Tse *et al.*, 2007). Adicionalmente, en ciertas temporadas del año es bien conocido que niveles excesivos de turbiedad, color y algas en el agua cruda a tratar en plantas potabilizadoras pueden exceder la capacidad de diseño de los filtros de arena, generar zonas muertas o cortos circuitos, disminuir la eficiencia de remoción de virus y bacterias, así como incrementar considerablemente los costos por retrolavado. En la Tabla 4.2 se muestran las principales características de operación tanto del proceso de filtración con membranas de MF y UF como del filtro rápido de arena (MWH, 2005).

**Tabla 4.2. Características de operación del proceso de filtración con membranas (MF y UF) y del filtro rápido de arena**

Criterio	Filtración con membranas (MF y UF)	Filtro rápido de arena
Tasa de filtración, [m <sup>3</sup> /h]	0.03 – 0.17	5 – 15
Presión de operación, [bar]	0.2 – 2.0	0.18 – 0.3
Duración del ciclo de filtración	30 – 90 [min]	1 – 3 [días]
Duración del retrolavado, [min]	1 - 5	10 – 15
Recuperación, [%]	> 95	>95
Mecanismo de filtración	Presión	Filtración por altura

Actualmente se ha evaluado la sustitución de los filtros de arena por la filtración con membranas de MF como consecuencia del menor espacio para la instalación, la automatización de los procesos y la mejora en las características físicas y químicas del permeado debido a que el diámetro de poro de la membrana de MF es uniforme, dando lugar a la remoción contaminantes específicos.

La primera experiencia de sustitución de los filtros de arena en una planta potabilizadora se dio en Tullahoma, Estados Unidos (2002), en donde después de la coagulación con Policloruro de Aluminio (PACl), una membrana de fibra hueca, construida en Policloruro de vinilo (PVDF) se sumergió dentro del tanque de sedimentación obteniendo un buen desempeño, logrando cumplir con la normatividad nacional, reduciendo costos de operación y logrando expandir la capacidad de 36,000 a 54,000 m<sup>3</sup>/d (Sun *et al.*, 2009). Posteriormente, varios estudios realizados para evaluar la sustitución del filtro de arena por procesos con membranas, han coincidido sobre los beneficios de esto.

Por ejemplo, durante el análisis de una planta piloto con CF-MF utilizando sulfato de aluminio para potabilización de agua superficial con bajos contenidos de turbiedad (8 UNT), color (20 U Pt-Co) y COD (4.4 mg/L), Hagemeyer *et al.* (2004), concluyeron que la membrana puede reemplazar

posiblemente, tanto los filtros de arena, como el proceso de sedimentación y filtración sobre arena. Al aplicar el mismo coagulante pero a nivel de laboratorio Qin *et al.* (2006), utilizaron el proceso con membranas después de la CF-S y concluyeron que es posible remplazar el filtro de arena, además de que el ensuciamiento en la membrana se veía reducido como consecuencia de las condiciones de operación (baja PTM 0.13 bar y alto flux  $700 \times 10^5$  L/m<sup>2</sup>h).

Dos plantas potabilizadoras en Texas, EU., que utilizaban trenes de clarificación de tipo convencional seguidos por filtración sobre arena, sustituyeron este último proceso por membranas de MF y UF. En la planta potabilizadora de San Patricio se presentan turbiedades que van desde 20 a 300 UNT y COT de 5 a 8 mg/L, en donde después de coagulación con sulfato de aluminio y sedimentación, una membrana de fibra hueca construida en PVDF obtiene un permeado con porcentajes de remoción de 98.7% y 75%, respectivamente (Pressdee *et al.*, 2006). De igual forma, la planta Bexar Met potabiliza agua superficial con altos contenidos de COD (<3 mg/L), turbiedad (<2,000 UNT) y color (48 U Pt-Co) utilizando el tren de tratamiento CF-S-UF aplicando sulfato férrico como coagulante y una membrana construida en acetato de celulosa (AC) (Pressdee *et al.*, 2006).

Sun *et al.* (2009) estudiaron la posible sustitución de los filtros de arena instalados en una planta potabilizadora de agua superficial por medio de la filtración con membranas de UF construidas en PVDF. Después de la operación durante un par de años, reportaron que la calidad del agua tratada por la membrana era mejor a la del efluente de la filtración sobre arena, además de que el permeado de la membrana cumplía con la normatividad nacional en China (<1 UNT). Cuando el efluente del proceso de sedimentación era de 3.20-4.30 UNT, el permeado de la membrana era menor a 0.10 UNT, mientras que el efluente del filtro de arena era de 0.90-1.50 UNT. Así también Petran *et al.* (2008), determinaron que el acoplamiento de las membranas de microfiltración al proceso de coagulación-floculación fue la mejor opción para remover los variables niveles de turbiedad (hasta 200 UNT), bacterias, parásitos y otros contaminantes en la planta potabilizadora de agua superficial en Petrolia, Canadá.

De manera similar, Ingham *et al.* (2009) evaluaron el sistema CF-S-MF en la planta potabilizadora de Whitecourt's en Canadá, la cual trataba con un tren de clarificación convencional agua superficial con bajos contenidos de turbiedad y color. Concluyeron que es posible sustituir los filtros de arena al mejorar la etapa de coagulación con polímeros y aplicar MF (construida en PVDF) posterior a la sedimentación. Durante más de 5 años de operación, las membranas de MF arrojaron excelentes cifras de remoción de turbiedad, color, *Giardia* y *Cryptosporidium*, así como una relación costo/beneficio aceptable.

Con base en los resultados obtenidos de la comparación entre la filtración directa del agua superficial (COD=1.53±0.41 mg/L) con una membrana sumergida de MF construida en PVDF y la filtración con una membrana de las mismas características acoplada a coagulación-floculación con un coagulante polimérico con base en aluminio y sedimentación, Moon *et al.* (2009) determinó que es posible sustituir el filtro de arena instalado dentro de una planta potabilizadora de agua superficial con bajos contenidos de turbiedad y color al aplicar el pretratamiento de CF-S, ya que es posible mantener constante la PTM, disminuir el ensuciamiento de la membrana y por lo tanto reducir costos.

Tomando en cuenta los porcentajes de remoción, características y estudios mencionados, el acoplamiento de coagulación-floculación-sedimentación y el proceso de microfiltración es efectivo para aplicarse en la remoción de altos contenidos de MON, turbiedad y color durante el tratamiento de agua para consumo humano.

## 4.2 Coagulación-Floculación

### 4.2.1 Definición

La coagulación se define como el proceso en el que los componentes de una suspensión se desestabilizan al adicionar un reactivo químico denominado coagulante, que por diferentes mecanismos supera las fuerzas que mantienen la estabilidad electrostática de los sólidos suspendidos de tipo coloidal. Posteriormente, las partículas desestabilizadas se unen para formar aglomerados llamados flóculos, lo que constituye el proceso de floculación (Hutchinson y Healy, 1990). En ocasiones puede ocurrir que el flóculo no sea lo suficientemente grande para sedimentar con la rapidez deseada, por lo tanto, es recomendable la utilización de reactivos químicos coadyuvantes llamados floculantes (Bolto *et al.*, 2007), que favorecen la interacción entre los flóculos y con otras partículas suspendidas en el agua, provocando la formación de una masa más fácilmente sedimentable.

Los coagulantes se añaden al agua cruda en un tanque de mezclado rápido, que permita una rápida homogeneización del coagulante en todo el volumen de agua a tratar. La floculación continúa en un tanque en donde se aplica una agitación suave durante un tiempo mayor, cabe señalar que esta etapa de mezcla debe hacerse muy cuidadosamente y debe ser suficiente para ayudar a las partículas a hacer contacto entre sí y posibilitar que el flóculo incremente de tamaño, pero no puede ser tan agresiva que rompa la frágil unión entre partículas de éste (Masters, 2008).

### 4.2.2 Reactivos de coagulación y floculación

Un gran número de agentes químicos se pueden utilizar durante la coagulación dependiendo de las características del agua a tratar. En algunos tipos de agua, la combinación de dos o más reactivos químicos produce un mejor resultado en comparación con la aplicación de solamente uno, por lo que se vuelve necesaria la realización de pruebas a nivel de laboratorio para seleccionar el reactivo químico o combinación de estas sustancias que serán los más eficientes (Sincero, 2000).

Actualmente existen principalmente dos tipos de coagulantes utilizados en el tratamiento de agua: los coagulantes minerales de naturaleza catiónica basados en sales metálicas y los coagulantes poliméricos orgánicos. Los primeros en utilizarse para tratamiento de agua desde hace aproximadamente 100 años fueron las sales metálicas (Singley, 2000), sin embargo, en las últimas cinco décadas los polímeros han sido empleados como coagulantes primarios y floculantes debido a la baja producción de lodos comparados con las sales metálicas, menor impacto ambiental y a la calidad del flóculo que producen (MWH, 2005). Se ha reportado hasta un 97% de remoción de turbiedad empleando sulfato de aluminio en dosis de 5-100 mg/L pero con ajuste de pH (Matilainen *et al.*, 2010).

Cuando el sulfato de aluminio se adiciona al agua se producen una serie de reacciones muy complejas que generan productos de hidrólisis más eficaces que los iones mismos; esta sal reacciona con la alcalinidad del agua y produce hidróxido de aluminio que es insoluble, que origina la formación de precipitados (Andía, 2000; Hendricks, 2006); sin embargo, presentan desventajas en comparación con los polímeros dadas las altas dosis que se emplean para remover turbiedad, una alta producción de lodos, decremento en el pH del agua al adicionarlas, y la posibilidad de contraer Alzheimer (Matilainen *et al.*, 2010).

Existe un gran número de polímeros disponibles debido a la gran variedad de monómeros como material inicial, así como también por la gran diversidad que puede ser obtenida al variar el peso

molecular, densidad de carga, grupos ionizables, entre otros. Por ello, la selección del polímero a utilizar puede guiarse en recomendaciones de plantas con condiciones similares, recomendaciones del fabricante y tal vez, estudio de sus propiedades; aunque de cualquier forma la selección final del producto y dosis deberá basarse en los obtenidos en pruebas de jarras (Hendricks, 2006; MWH, 2005). La principal desventaja de los polímeros orgánicos es su costo elevado, pero éste se amortizará a lo largo de los años de operación debido a las ventajas mencionadas anteriormente (MWH, 2005).

La formación de puentes es el mecanismo predominante durante el proceso de coagulación-floculación con coagulantes poliméricos catiónicos debido a que la mayoría de la MON se presenta en forma de sustancias húmicas. Los polímeros catiónicos tienen pesos moleculares de entre 30,000 y 200,000, y principalmente son utilizados como coagulantes primarios o como ayudantes a la coagulación-floculación (MWH, 2005; Hendricks, 2006).

#### 4.2.3 Mecanismos de coagulación

Mediante la adición de sales metálicas y/o polímeros orgánicos, durante el tratamiento de agua, la etapa de coagulación puede involucrar los siguientes mecanismos de desestabilización de partículas (*Anexo C*): compresión de la doble capa, neutralización de cargas, floculación por barrido, y formación de puentes entre partículas (MWH, 2005; Parsons y Jefferson, 2006; Bolto y Gregory, 2007).

Al entrar en contacto con el agua, las sales metálicas introducidas como coagulantes se disocian en iones de  $Al^{3+}$  o  $Fe^{3+}$ , y posteriormente comienzan a hidrolizarse formando diversos complejos de hidróxidos, denominados especies mononucleares y polinucleares; estas especies poseen cargas positivas que permiten adsorberse a las partículas negativas del agua, logrando así una neutralización de cargas (MWH, 2005; Yan *et al.*, 2009; Matilainen *et al.*, 2010). Este mecanismo es el predominante durante la coagulación-floculación de agua con altos contenidos de turbiedad, color y MON, sin embargo requiere de altas dosis de coagulante (Parsons y Jefferson, 2006; Hendricks, 2006; Chow *et al.*, 2009; Rocha, 2011). Con la adición de un polímero floculante se favorece el crecimiento de las partículas al fomentar la formación de puentes entre las partículas desestabilizadas, asimismo la precipitación de los hidróxidos formados y unidos en puentes permite también una remoción de partículas por el mecanismo de barrido (Chang *et al.*, 2005; Yu *et al.*, 2007; Rocha, 2011). En la Figura 4-2 (Hendricks, 2006) se identifican varias zonas de coagulación utilizando sulfato de aluminio, identificadas por sombras y etiquetas. Las zonas incluyen los siguientes mecanismos: neutralización de cargas, floculación por barrido, combinaciones y reestabilización.

La reestabilización de los coloides es causada por sobredosificación de coagulante (presencia en exceso de iones metálicos cargados positivamente). Este diagrama resulta bastante útil en la práctica como guía del mecanismo que se presentará al aplicar cierta dosis de coagulante (Hendricks, 2006).

En el caso del mecanismo de coagulación con polímeros orgánicos sintéticos, se ha establecido que por su alto peso molecular (en comparación con el sulfato de aluminio) que les confiere un alto contenido de cargas positivas, pueden neutralizar y desestabilizar a las partículas suspendidas de carga negativa presentes en el agua (Chang *et al.*, 2005). Adicionalmente los polímeros conforman cadenas que se adsorben sobre la superficie de las partículas, contribuyendo a la formación de puentes poliméricos entre ellas (Bolto y Gregory, 2007). La adición del polímero

floculante contribuye a una mejor formación de los puentes entre partículas desestabilizadas, provocando que éste sea el mecanismo predominante para remoción de turbiedad, color y MON (Bolto y Gregory, 2007). La formación de puentes por los polímeros orgánicos puede conducir a la formación de flóculos más resistentes que aquellos formados por sales metálicas (MWH, 2005).

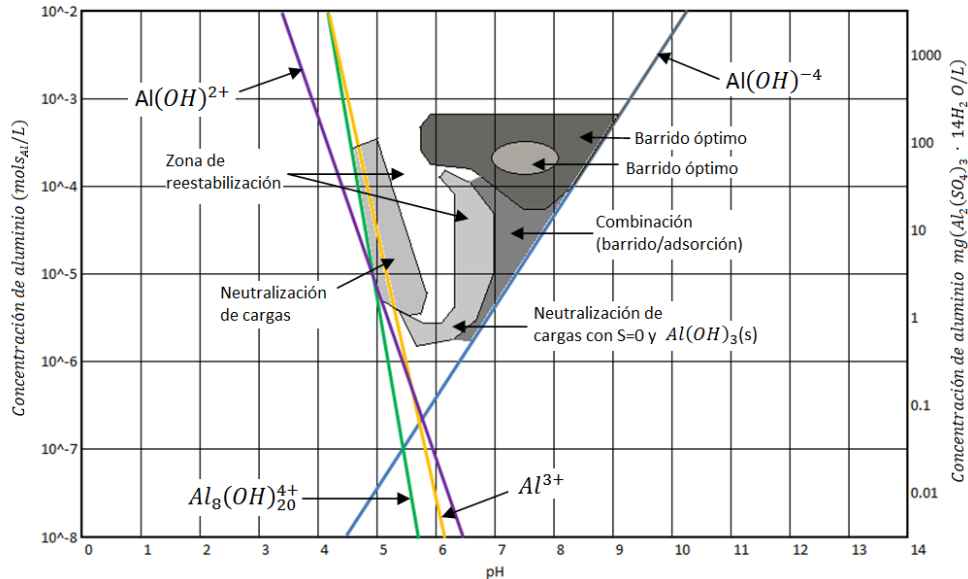


Figura 4-2 Zonas de coagulación del aluminio en función de la dosis de coagulante y pH

#### 4.2.4 Factores de influencia

Los principales factores de influencia significativa sobre el proceso de coagulación-floculación durante el tratamiento de agua superficial implican tanto las características del agua cruda (pH, turbiedad, color, sales disueltas y temperatura), como las características de los reactivos utilizados (tipo y dosis de coagulante, tipos y condiciones de mezcla). La interacción entre cada uno de ellos permite predecir cuáles serán las condiciones del proceso, por lo que es necesario tenerlos en cuenta con la finalidad de optimizarlo.

#### pH

Para cada tipo de coagulante existe un intervalo óptimo de pH para el cual la coagulación tiene lugar rápidamente; si la coagulación se realiza fuera del intervalo óptimo de pH entonces se debe aumentar la cantidad de coagulante, incrementando la dosis requerida y por lo tanto los costos de operación. Se ha reportado que para la coagulación con sales de aluminio el intervalo óptimo de pH va de 6.5 a 8.0, mientras que para coagulantes poliméricos el rango va desde 4 hasta 9 (Hendricks, 2006).

Durante la coagulación con sulfato de aluminio, y como puede observarse en la Figura 4-2 (Hendricks, 2006), el rango de pH en el agua controla la especie de hidróxido de aluminio que se produce. Si no se tiene la especie química que mejor realiza la coagulación-floculación, entonces bajará la eficiencia del proceso.

La carga catiónica de los polímeros depende del pH, y es muy complicado predecir su comportamiento general ya que sus especies complejas varían con el tipo de producción. Particularmente, la poliamina presenta su mayor carga catiónica en  $\text{pH} < 6$  (Hendricks, 2006).

## **Turbiedad**

La turbiedad del agua superficial se debe en gran parte a partículas de arcilla con tamaño menor a  $10\mu\text{m}$ , por lo tanto, la coagulación de estas partículas es muy fácil de realizar cuando el pH se mantiene dentro del rango óptimo. Se considera que para agua con altos contenidos de turbiedad el mecanismo de coagulación adecuado es la neutralización de cargas, debido a la presencia de muchos coloides para las especies transitorias de la hidrólisis. En el caso de agua con bajos contenidos de turbiedad ( $< 20 \text{ UNT}$ ) es más complicada su remoción, ya que el contenido de coloides es bajo por lo que para reunirlos y precipitarlos, el mecanismo de barrido es el adecuado (Parsons y Jefferson, 2006; Hendricks, 2006).

## **Sales disueltas**

Regularmente las sales disueltas presentes dentro del agua pueden llegar a modificar el intervalo óptimo de pH, el tiempo requerido para la floculación, la dosis requerida de coagulante y la cantidad de coagulante residual en el efluente. Altas concentraciones de sales disueltas favorecen la conductividad y por lo tanto la fuerza iónica, la cual disminuye la repulsión electrostática entre partículas (potencial  $z$ ) (Rodríguez, 1999; Parsons y Jefferson, 2006).

## **Temperatura**

La variación de  $1^\circ\text{C}$  en la temperatura del agua conduce a la formación de corrientes de densidad, mientras que la variación de diferentes grados afecta la energía cinética de las partículas en suspensión, por lo que la coagulación se hace más lenta. Una disminución drástica de la temperatura del agua conlleva al aumento de su viscosidad, dificultando la sedimentación de los flóculos.

## **Dosis de coagulante**

Para potabilización de agua, la dosis óptima de coagulante requerido es proporcional al nivel de turbiedad y a la concentración total de MON, que indirectamente es medida como carbono orgánico disuelto (COD). La selección del coagulante y dosis óptima de aplicación se determina mediante los ensayos de pruebas de jarras, pero hay que tener cuidado al realizar éstas porque:

- Poca cantidad de coagulante no neutraliza totalmente la carga de la partícula, por lo que la formación de flóculos es muy escasa, obteniendo una alta turbiedad residual.
- Alta cantidad de coagulante produce la inversión de la carga de la partícula, conduciendo la formación de una gran cantidad de flóculos con tamaños muy pequeños cuyas



velocidades de sedimentación serán bajas, obteniendo por lo tanto, una turbiedad residual alta.

La aplicación de una dosis creciente de coagulante presenta diversas zonas de coagulación, tal como se puede observar en la Figura 4-3 (Huang *et al.*, 2009).

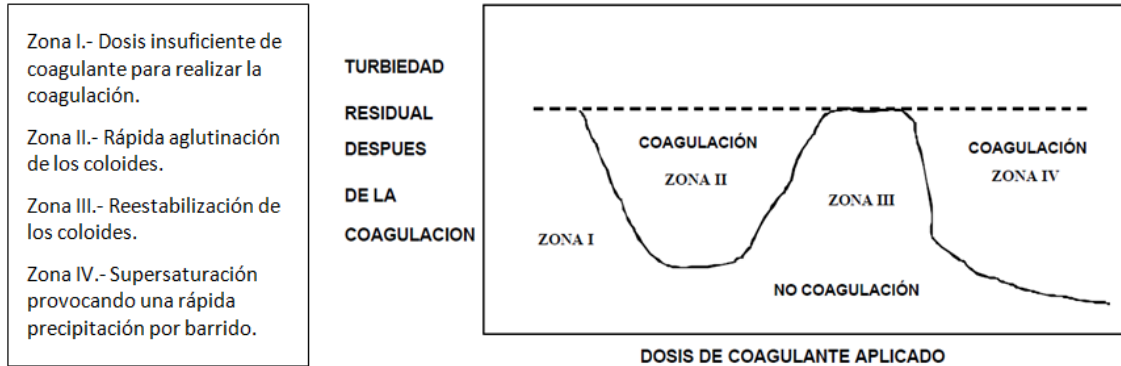


Figura 4-3 Dosis de coagulante como factor de influencia de turbiedad

### Condiciones del mezclado

En el transcurso de la coagulación-floculación, se procede a la mezcla de productos químicos en dos etapas. En la primera etapa, la mezcla es enérgica y de corta duración (máximo 60 segundos) llamado mezcla rápida; la cual tiene por objeto dispersar la totalidad del coagulante dentro del volumen del agua a tratar, y en la segunda etapa la mezcla es lenta y tiene por objeto desarrollar los flóculos. El gradiente de velocidad comúnmente utilizado durante la mezcla rápida va de 500 a 1500  $s^{-1}$ , mientras que para agua con alta turbiedad la mezcla lenta va de 20 a 70  $s^{-1}$ , y para agua con baja turbiedad va de 50 a 150  $s^{-1}$  (MWH, 2005; Parsons y Jefferson, 2006).

El grado de agitación que se da a la masa durante la adición del coagulante determina si la coagulación-floculación se realiza adecuadamente; turbulencias desiguales hacen que cierta porción de agua tenga mayor concentración de coagulante y la otra parte tenga poco o casi nada. La agitación debe ser uniforme e intensa en toda la masa de agua para asegurar que la mezcla entre el agua y el coagulante haya sido bien hecha y para que se produzcan los mecanismos de acción correspondientes (Sincero, 2000; MWH, 2005).

### 4.3 Sedimentación

La sedimentación es el proceso más antiguo y ampliamente utilizado en el tratamiento de agua, la diferencia en cada aplicación es la naturaleza de la suspensión a sedimentar. Generalmente se utiliza para remoción de arena, sólidos suspendidos, flóculos generados a partir del proceso de lodos activados y flóculos químicos debido a la coagulación floculación, así también, para la concentración de sólidos durante el espesamiento de lodos (MWH, 2005; Hendricks, 2006).

#### 4.3.1 Definición

Se entiende por sedimentación la remoción por efecto gravitacional de las partículas en suspensión presentes en el agua. Estas partículas deberán de tener un peso específico mayor que el fluido (Montgomery, 1985; Hendricks, 2006).

#### 4.3.2 Características

La sedimentación es un fenómeno netamente físico y constituye uno de los procesos utilizados en el tratamiento del agua para conseguir su clarificación. Está relacionada exclusivamente con las propiedades de caída de las partículas en el agua como son su tamaño, forma y densidad. Cuando se produce sedimentación de una suspensión de partículas, el resultado final será siempre un fluido clarificado y una suspensión mas concentrada (Maldonado *et al.*, 2008).

Dependiendo de las características de las partículas y de su concentración, es posible referirse a la sedimentación de partículas discretas, sedimentación de partículas floculadas y sedimentación de partículas por caída libre e interferida (Maldonado *et al.*, 2008). Particularmente en la sedimentación de partículas floculadas, la tasa de sedimentación de los flóculos generados por el proceso de coagulación-floculación es difícil de predecir, ya que son amorfos, por lo que ésta cambia en función del tamaño, estructura y densidad (Pérez *et al.*, 1999). Dependiendo de las condiciones de mezcla y floculación, el diámetro de los flóculos es variable desde menos de 0.001 mm hasta más de 5 mm.

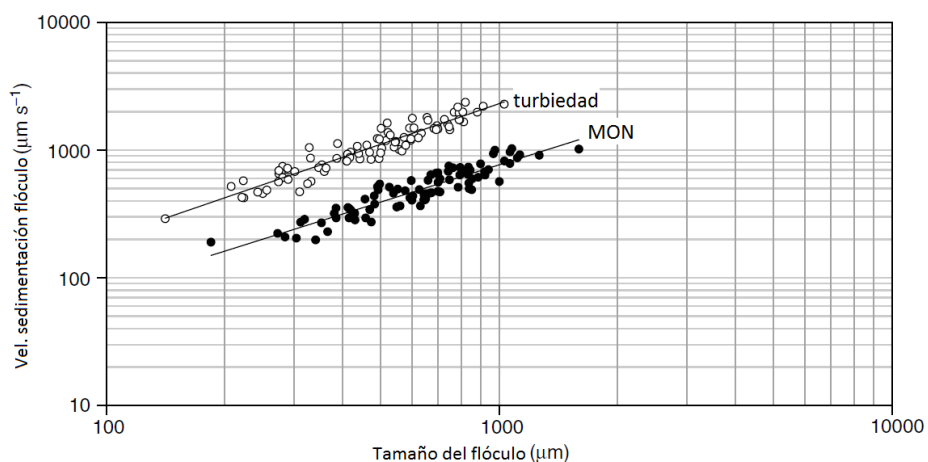


Figura 4-4 Tasas de sedimentación de flóculos de MON y turbiedad

Las velocidades de sedimentación estándar para arena (gravedad específica de 2.65) son de  $100,000 \mu\text{m s}^{-1}$ ,  $800 \mu\text{m s}^{-1}$  y  $154 \mu\text{m s}^{-1}$  para tamaños de partícula de  $1,000 \mu\text{m}$ ,  $100 \mu\text{m}$  y  $10 \mu\text{m}$ , respectivamente. Los flóculos que llegan al proceso de sedimentación incluyen aglomerados de MON y turbiedad. Como se muestra en la Figura 4-4 (Jarvis *et al.*, 2004), las velocidades de sedimentación típicas para los flóculos con MON van de  $200$  a  $1,000 \mu\text{m s}^{-1}$ , mientras que con turbiedad van de  $500$  a  $2,500 \mu\text{m s}^{-1}$  (Parsons y Jefferson, 2006).

La mayoría de los sedimentadores instalados en plantas potabilizadoras son cuadrados o rectangulares, con relación largo-ancho de 2 a 1 y 5 a 1, mientras que la relación largo-profundidad deberá estar entre 5 a 1 y 20 a 1. El agua que contiene materia particulada fluye con lentitud a través del tanque de sedimentación, y de esta manera se retiene el tiempo suficiente para que las partículas más grandes se asienten en el fondo antes que el agua clarificada salga del estanque por un vertedero en el extremo de salida. Las partículas que se han sedimentado en el fondo del tanque se extraen de forma manual o por medio de raspadores mecánicos para descargarse si es permisible, o almacenarse para un posterior tratamiento (Masters, 2008). El tiempo de retención típico deberá estar comprendido entre 1.5 y 5 horas en tanques de 3 a 5 metros de profundidad, y las partículas demasiado pequeñas para sedimentarse en este tiempo, se deben eliminar por filtración o por otros métodos (filtración con membranas de MF).

### 4.3.3 Factores de influencia

Los principales factores de influencia de la sedimentación durante la clarificación de agua superficial implican la naturaleza del agua y aspectos externos al proceso (prácticas operacionales y factores ambientales). La interacción entre cada uno de ellos se reflejará en su eficiencia, por lo que es necesario tenerlos en cuenta con la finalidad de optimizar el proceso.

#### Naturaleza del agua

El comportamiento del proceso de sedimentación dependerá del tipo de suspensión presente en el agua (discreta o aglomerable). La suspensión discreta contiene partículas aisladas que no cambian de densidad, tamaño o forma al descender en el líquido, no habiendo interferencia entre las mismas durante el proceso. Generalmente las partículas discretas tienen un tamaño cercano a  $0.01 \text{ mm}$  y una masa específica similar a la de la arena ( $2,650 \text{ kg/m}^3$ ). La suspensión es aglomerable cuando al descender en la masa líquida, las partículas se adhieren o aglutinan cambiando de tamaño, forma y peso específico durante la caída, formando flóculos con una velocidad de sedimentación mayor que las partículas inicialmente consideradas. Buena o inadecuada coagulación-floculación ocasionan, respectivamente, altas o bajas eficiencias en los sedimentadores, ya que en cuanto mayor sea el tamaño del flóculo, mayor será la velocidad de sedimentación (Pérez *et al.*, 1999; MWH, 2005; Hendricks, 2006).

Adicionalmente, variaciones de temperatura producen variación en la densidad del agua y originan corrientes térmicas (Pérez *et al.*, 1999). Como se observa en la Figura 4-5 (Pérez *et al.*, 1999), al entrar el agua más fría al sedimentador, la masa de agua se desplaza por el fondo del sedimentador, en cambio, con agua más caliente, se produce un fenómeno inverso (Maldonado *et al.*, 2008).

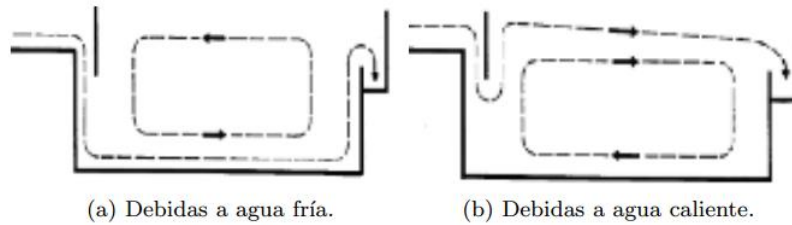


Figura 4-5 Corrientes térmicas dentro del sedimentador

### Prácticas operacionales

La operación, el estado de la unidad y los programas de mantenimiento existentes, se reflejan directamente en la eficiencia de este proceso. En general puede ser más difícil para un sedimentador, abatir una turbiedad desde 10 UNT hasta 3 UNT, que hacerlo desde 40 UNT hasta 3 UNT (Ríos *et al.*, 1999). Un sedimentador diseñado y operado correctamente, ubicado después de la coagulación-floculación, debe producir agua clarificada con turbiedad menor a 10 UNT, representando eficiencias de remoción de entre 90 y 95% (Parsons y Jefferson, 2006).

### Factores ambientales

En unidades grandes el viento puede crear oleajes de cierta magnitud, lo que interfiere el proceso o desequilibra la distribución del flujo en las canaletas de salida. En la Figura 4-6 se indica la influencia de la velocidad del viento en la eficiencia de un sedimentador (Pérez *et al.*, 1999).

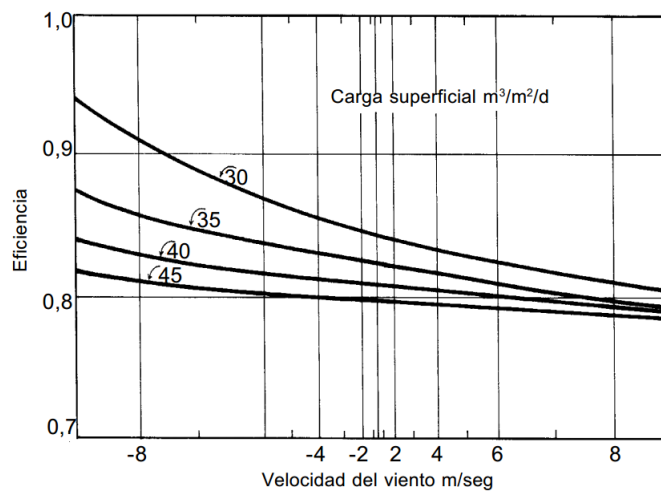


Figura 4-6 Influencia del viento en la eficiencia del sedimentador

## 4.4 Membranas de microfiltración (MF)

### 4.4.1 Definición

Las membranas de microfiltración son barreras físicas permeables que se operan bajo condiciones de presión bastante bajas que van de 0.15 a 1 bar. Estas membranas son porosas y como se muestra en la Figura 4-7 solo permiten el rechazo de las macromoléculas con un intervalo de tamaño de 0.1 – 1  $\mu\text{m}$ . Se utilizan cada vez más en el campo de tratamiento de agua potable, y pueden ser aplicadas como etapa de pulimento posterior a un tratamiento de clarificación, o como tratamiento previo a NF u OI (Fabris, 2007; Parsons y Jefferson, 2006).

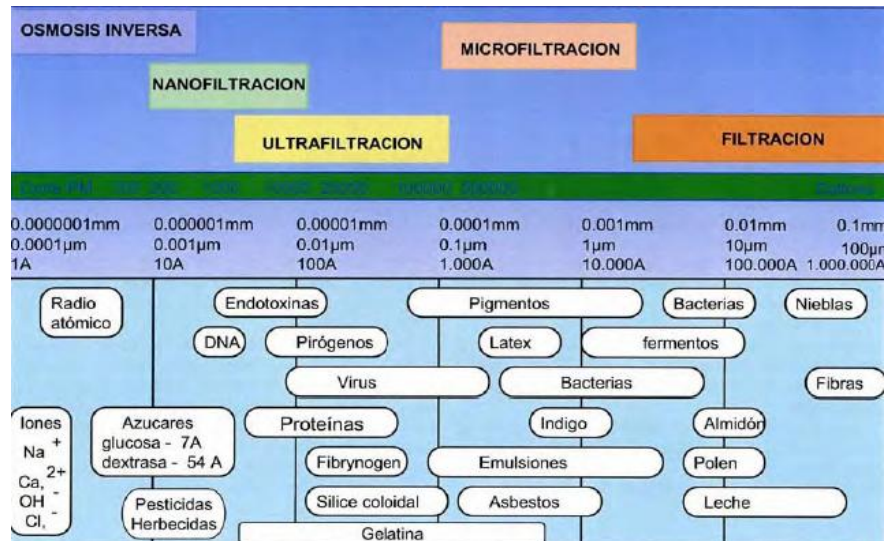


Figura 4-7 Intervalos de tamaño de partícula utilizado en los procesos de separación con membranas

Las membranas de MF principalmente eliminan contaminantes basados estrictamente en el tamaño de poro de la membrana, sin embargo en ciertas ocasiones una capa de torta consistente en los materiales presentes en el agua de alimentación puede formarse sobre la superficie de la membrana y suministrar capacidades adicionales de eliminación actuando como una segunda barrera selectiva.

### 4.4.2 Tipos de módulos

Dentro del proceso de filtración con membranas una corriente de alimentación ingresa al sistema de filtración para ser dividida en dos; un permeado conteniendo el material que ha pasado a través de la membrana y un rechazo o concentrado con los solutos y partículas separadas que no la atraviesan, tal como se observa en la Figura 4-8.

La unidad de operación en la que se disponen las membranas para su utilización se conoce como módulo. Un módulo de membrana es la unidad básica en un dispositivo de filtración y es construido para soportar las presiones de operación (Metcalf y Eddy, 2003). Esta unidad de trabajo sostiene las membranas, las conexiones de entrada de alimentación, salida de concentrado y de puntos de extracción del permeado (AWWA, 1998). Las exigencias básicas que debe satisfacer incluyen; la de garantizar el suficiente caudal para las necesidades de la instalación, que sea lo más compacto posible (que incluya la mayor superficie de membrana por unidad de volumen), que la sustitución de membranas sea accesible, facilidad para su limpieza y buena compatibilidad química

con los fluidos a tratar. En general los módulos de filtración más utilizados en el mercado son: placa y bastidor, enrollamiento en espiral, fibra hueca y tubular. Particularmente, los módulos de filtración utilizados para la MF son del tipo fibra hueca y enrollamiento en espiral debido a su alta relación área/volumen, facilidad de limpieza, baja turbulencia y como bajo costo energético (Judd y Jefferson, 2003; Parsons y Jefferson, 2006).

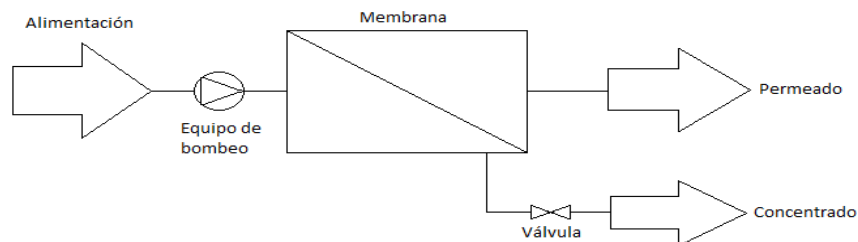


Figura 4-8. Representación esquemática de los principales componentes de un proceso de separación por membrana

## Fibra hueca

Usualmente constan de varios cientos a varios miles de fibras huecas encajadas en un módulo sujetadas en cada final con una resina epoxy (Marcus, 1998). Su principal ventaja es que su relación entre el área de membrana efectiva y el volumen del módulo es muy alta ( $10,000-20,000 \text{ m}^2/\text{m}^3$ ), por lo que rápidamente se han convertido en el estándar de la industria para aplicarlas al área de agua potable (Mourato, 2000; MWH, 2005; Parsons y Jefferson, 2006). Las velocidades de trabajo y presión en módulos de fibra hueca son normalmente bajas y los módulos pueden operar incluso sin recirculación.

## Enrollamiento en espiral

Se construyen usando láminas de membrana plana que se enrollan en espiral en torno a un tubo central de plástico, conformando una especie de bolsillo. El diámetro de un elemento puede ser como mucho de 300 mm y su longitud hasta de 1.5 m (MWH, 2005). En comparación con los módulos de placa y bastidor este tipo de módulo es mucho más compacto, produce una pérdida de carga baja y la relación entre el área de membrana efectiva y el volumen del módulo es alta ( $800-1200 \text{ m}^2/\text{m}^3$ ), sin embargo es más sensible a la obstrucción debido al espaciador (Parsons y Jefferson, 2006). No pueden utilizarse directamente con agua turbia sin pretratamiento (Mourato, 2000).

### 4.4.3 Materiales de fabricación

En general los materiales de las membranas se dividen en orgánicos (poliméricos) e inorgánicos (cerámicos y metálicos). Los materiales poliméricos se utilizan en el área de tratamiento de agua debido al bajo costo de fabricación en comparación con los materiales cerámicos (Parsons y Jefferson, 2006). Los materiales inorgánicos ofrecen la ventaja de ser menos propensos al

ensuciamiento, así como una tolerancia mayor a la adición de reactivos químicos para su limpieza, por lo que se utilizan generalmente en aplicaciones industriales específicas (Mourato, 2000).

Los materiales de fabricación de las membranas pueden ser clasificados como hidrofílicos o hidrofóbicos y se encuentran relacionados a la tensión superficial del material. Los materiales hidrofílicos son aquellos que adsorben agua permitiendo formar una capa húmeda en su superficie, en cambio, los materiales hidrofóbicos no muestran tendencia alguna en adsorber agua y forman pequeñas gotas en la superficie de la membrana. Mientras mayor sea el valor de tensión superficial del material, éste será más hidrofílico (Pilutti, 2005).

Las membranas con características hidrofóbicas (PAN, PSU, PVDF PP, etc.) tienden más al ensuciamiento que las de características hidrofílicas (CA, PA, PES, etc.), debido a que en el caso de las hidrofóbicas, los enlaces químicos involucrados en el proceso de adsorción son de mayor energía, y su rompimiento es más complicado (Pilutti, 2005; Parsons y Jefferson, 2006).

Comercialmente existe una gran variedad de materiales de fabricación de membranas en general, así como un gran número de proveedores de estos sistemas. Los materiales de fabricación de las membranas varían ampliamente sus propiedades químicas y mecánicas incluyendo resistencia mecánica, tolerancia a agentes oxidantes, tolerancia a COV's, rangos de pH de operación, entre otros.

**Tabla 4.3. Ventajas y desventajas de los materiales poliméricos utilizados en la fabricación de membranas (MF y UF) para potabilización**

Polímero	Ventajas	Desventajas
<i>Acetato de Celulosa (AC)</i>	Resistente al cloro Altamente utilizado en clarificación/Bajo costo Más resistente al ensuciamiento que la PA	Susceptible a pH>6 Estabilidad térmica y química limitada Baja permeabilidad
<i>Poliamina (PA)</i>	Más estable que el AC Mayor selectividad a la del AC Hidrofílica	Limitada tolerancia al cloro (<0.1 mg/L)
<i>Poliacrilonitrilo (PAN)</i>	Resistente a la hidrólisis Resistente a la oxidación Amplio rango de pH (2 - 10)	Hidrofóbica Necesita un copolímero para reducir su fragilidad
<i>Polisulfona (PSU)</i>	Muy estable Amplio rango de pH (1 - 13) Buena resistencia a oxidantes	Hidrofóbica
<i>Polietersulfona (PES)</i>	Gran resistencia mecánica Tolerante a oxidantes Amplio rango de pH (2 - 12) Altamente hidrofílica	Susceptible al ataque de solventes orgánicos como el benceno.
<i>Polivinilofloruro (PVDF)</i>	Estabilidad química muy alta Alta resistencia a oxidantes	Rango moderado de pH (2 – 10.5) Altamente hidrofóbica
<i>Polieterimida (PEI)</i>	Alta estabilidad química Alta estabilidad térmica Buena resistencia mecánica	Hidrofóbica Menor resistente a solventes que el PVDF Menor estabilidad que PSU o PAN
<i>Polipropileno (PP)</i>	Bajo costo Amplio rango de pH (2 - 14) Buena resistencia química	Hidrofóbica Intolerantes a oxidantes

La mayoría de las empresas distribuidoras de este tipo de equipos mencionan que es responsabilidad del usuario final conocer las capacidades y limitaciones de cada tipo de material y de asegurarse que; dicho material es compatible con la calidad del influente, requisitos del pretratamiento, así como de las condiciones de operación adecuadas. En la Tabla 4.3 se mencionan algunas características de los principales materiales poliméricos utilizados en la fabricación de membranas de MF y UF para la potabilización de agua superficial (Judd y Jefferson, 2003).

#### 4.4.4 Factores de influencia

Los principales factores de influencia o importancia en el proceso de filtración con membranas de microfiltración implican tanto las características del agua de alimentación (tratamiento previo), como las condiciones de operación (ensuciamiento, limpieza, diseño y operación). La interacción entre cada uno de ellos permite predecir cuáles serán las condiciones del proceso, por lo que es necesario tenerlos en cuenta con la finalidad de optimizarlo.

#### Agua de alimentación

La procedencia del agua de alimentación es muy importante, ya que de sus características físicas y químicas dependerá el tipo y grado de ensuciamiento generado en la membrana. Los tratamientos acoplados a la filtración con membranas retrasan el ensuciamiento al incrementar el nivel de eliminación de constituyentes específicos del agua, manteniendo constante el flux a través de la membrana o suministrando algún tratamiento adicional (AWWA, 1998; Pilutti, 2005). Debido a lo anterior, la remoción de contaminantes mediante un adecuado tratamiento previo a la MF incrementa el rendimiento de la membrana, además de que los costos de operación se reducen significativamente (Pilluti *et al.* 2005; Rohe *et al.*, 2006; Kabsch *et al.*, 2006). En la Tabla 4.4 (Huang *et al.*, 2009), se enumeran y describen las principales características de los tratamientos acoplados antes de la filtración con membranas (MF y UF) comúnmente utilizados para potabilizar agua superficial en estudios, plantas piloto y a gran escala.

El proceso químico de coagulación-floculación ha sido ampliamente utilizado en pruebas a nivel de laboratorio, plantas piloto y en plantas a gran escala para reducir el ensuciamiento de la membrana, así como también para incrementar la remoción de ciertos contaminantes (MWH, 2005). Adicionalmente contribuye a resolver la mayoría de los problemas causados por ensuciamiento debido a las altas concentraciones de sólidos suspendidos y MON presentes en aguas superficiales (Huang *et al.*, 2009; Bergamasco *et al.*, 2010).

#### Ensuciamiento

El ensuciamiento o “fouling” es el fenómeno responsable y más limitante para la utilización de los procesos con membranas para la potabilización de agua superficial a lo largo de todo el año; particularmente debido a la presencia de turbiedad y color durante época de lluvias, y materia orgánica y algas durante época de estiaje (Qin *et al.*, 2006; Pressdee *et al.*, 2006; Liang *et al.*, 2007). Debido a ello, el control del ensuciamiento y por ende, la productividad de la membrana



son temas importantes para tener en cuenta, al momento de diseñar un sistema de filtración con membranas.

Durante el tiempo de operación, el ensuciamiento se verá reflejado en la reducción de la permeabilidad de la membrana a través del tiempo, debido a que el valor de la resistencia hidráulica de la membrana ( $R$ ) incrementa y el flux disminuye. La reducción de la permeabilidad de la membrana a través del tiempo significa que progresivamente una menor cantidad de agua podrá ser filtrada a cierta presión, o que será necesario aumentar la PTM para mantener el flujo deseado. Cualquiera de estos efectos es indeseable para un uso sustentable de los sistemas de membranas para la potabilización de aguas superficiales (Lozier *et al.*, 2008; Spinette *et al.*, 2008). Los principales fenómenos fisicoquímicos responsables del ensuciamiento de una membrana se mencionan en la Tabla 4.4 (Huang *et al.*, 2009).

*Polarización por concentración:* Describe el aumento de la concentración del soluto cerca de la superficie de la membrana (Hendricks, 2006). Durante la formación de la torta o gel de polarización, una gran cantidad de macromoléculas se acumulan en la superficie de la membrana debido a la exclusión por tamaño de poros (Weber 1972; Crozes *et al.*, 1997). Esto origina la formación de una segunda membrana, cuya resistencia hidráulica se añade a la resistencia inicial de la primera y eventualmente conduce a la reducción del flux.

*Ensuciamiento por coloides:* El ensuciamiento coloidal se origina por los sólidos en suspensión que quedan atrapados en los poros de las membranas. Estos contaminantes (arcillas, sílice, hidróxidos metálicos, restos orgánicos, entre otros) pueden eliminarse utilizando un pretratamiento adecuado para el proceso de membranas, siendo el de coagulación-floculación el más adecuado y utilizado mundialmente (Michael, 2002; Huang *et al.*, 2009).

*Adsorción de iones:* La adsorción es un mecanismo de ensuciamiento indeseable e irreversible, ya que los métodos tradicionales de limpieza son incapaces de separar por completo los iones y moléculas de soluto adsorbidos en la superficie de la membrana. Cuando se produce la adsorción en procesos con membranas, se requiere incrementar la frecuencia de limpieza física y química, hasta que después de repetidos ciclos resulta imposible restaurar el flux de permeado de la membrana haciendo necesario el remplazo de uno o varios componentes (Moftah, 2003; Pall, 2011). La MON es la principal responsable de este tipo de ensuciamiento, y una vez adsorbida, empieza un lento proceso de formación de un gel (Maldonado, 2008).

En general, las investigaciones concuerdan que la causa principal del ensuciamiento de la membrana y de sus distintas variaciones son: las características del agua de alimentación (partículas inorgánicas, microorganismos y materia orgánica natural), las condiciones ambientales (pH, temperatura, fuerza iónica), las propiedades físico-químicas de la membrana (material, tamaño de poro, hidrofobicidad, hidrofilia y geometría) y las condiciones de operación a las que está sometido el equipo (PTM y tiempo de operación).

Durante el estudio del ensuciamiento de la membrana debido a partículas inorgánicas se ha encontrado que la reducción más severa del flux ocurre cuando las partículas coloidales a ser retenidas por la membrana son de un tamaño comparable a los poros de la misma (Kim *et al.*, 1993; Schafer *et al.*, 2000; Huang *et al.*, 2006; Huang *et al.*, 2009); en ese caso, los poros se pueden bloquear completamente en un período corto de tiempo, lo que causa una importante reducción en el flux. Aquellas partículas coloidales inorgánicas que son significativamente de menor tamaño al tamaño de poro de la membrana que no interactúan o interactúan poco con ella, en su mayoría pasan a través de la membrana, provocando un pequeño ensuciamiento que, dependiendo de la relación de los materiales podría eliminarse mediante un simple retrolavado o incluso requerir la aplicación de agentes químicos (Schafer *et al.*, 2000).

**Tabla 4.4 Mecanismos, efectos y aplicaciones de los principales tratamientos previos a la filtración con membranas**

	<b>Coagulación</b>	<b>Adsorción</b>	<b>Preoxidación</b>	<b>Prefiltración</b>
<b>Productos químicos aplicados</b>	Dosis adecuada de coagulante-floculante	Adsorbentes porosos en suspensión o en columnas	Oxidantes líquidos o gaseosos	Medio granular
<b>Efecto de la dosis</b>	Subdosis: bajos porcentajes de remoción Dosis Óptima: buenos porcentajes de remoción Sobredosis: Reestabilización de partículas	Dosis mínima si se utiliza como partículas en suspensión	Dosis efectiva mínima	N/A
<b>Mecanismos físicos</b>	Incrementa el tamaño de los contaminantes ayudando a su precipitación	Une los contaminantes pequeños que atravesarían los poros de la membrana al material adsorbente	Puede provocar la disociación de coloides orgánicos en tamaños más pequeños Libera sustancias poliméricas extracelulares en organismos acuáticos	Elimina los materiales grandes que pueden formar la torta o gel en la superficie de la membrana
<b>Mecanismos químicos</b>	Desestabiliza los contaminantes causando agregación o adsorción en los precipitados (flóculos)	Ofrece nuevas interfaces para adsorber sustancias perjudiciales para el rendimiento de la membrana	Oxida y/o descompone parcialmente MON. Puede llevarse a cabo la mineralización	Selectivamente remueve contaminantes que se quedan en el elemento filtrante
<b>Mecanismos biológicos</b>	Remueve parcialmente la MON y restringe el crecimiento de bacterias, tanto en el influente de la membrana como en el permeado	Puede adsorber contaminantes orgánicos causantes del bioensuciamiento	Elimina el crecimiento bacteriano	Remueve parcialmente organismos que producen bioensuciamiento
<b>Contaminantes objetivo</b>	Virus, ácidos húmicos/fúlvicos, proteínas, polisacáridos con grupos ácidos, coloides de tamaño menor al de los poros de la membrana	Ácidos húmicos/fúlvicos, ácidos orgánicos naturales pequeños, algunos SPDs, pesticidas y otros compuestos orgánicos sintéticos	Virus y contaminantes orgánicos	Sustancias orgánicas e inorgánicas particuladas y coloidales, microbiota
<b>Ventajas en el ensuciamiento de la membrana</b>	Reduce el ensuciamiento a causa de coloides y MON Mejora el comportamiento de la membrana	Puede incrementar o reducir el ensuciamiento en la membrana Incrementa la remoción tanto de SPDs, como de sus precursores	Puede reducir el bioensuciamiento y el ensuciamiento a causa de MON Incrementa la remoción de compuestos orgánicos	Reduce la carga de sólidos y por lo tanto el ensuciamiento Puede reducir el ensuciamiento biológico y coloidal
<b>Desventajas en el ensuciamiento de la membrana</b>	Si la calidad del influente varía significativamente será difícil encontrar la dosis adecuada. Puede incrementar el ensuciamiento Produce lodos Baja eficiencia en la reducción del ensuciamiento debido a sustancias hidrofílicas orgánicas neutras	La torta formada por el CAP puede ensuciar y taponear la superficie de la membrana La eliminación del CAP es complicada en las plantas de tratamiento de agua Puede incrementar el ensuciamiento	Formación de SPDs Puede dañar a las membranas que son incompatibles con los oxidantes No es efectivo en detener el crecimiento microbiano cuando estos son resistentes a la oxidación	El rendimiento de los prefiltros puede deteriorarse con el paso del tiempo La recuperación de las condiciones iniciales de los filtros requiere de grandes cantidades de agua Es necesario un pretratamiento como coagulación o preoxidación para mejorar su eficiencia

Las partículas inorgánicas de tamaño grande ( $\mu\text{m}$ ) se pueden transportar hacia afuera de la membrana mediante el puerto de rechazo, lo que provoca la prevención de la formación de torta (Lahoussine-Turcaud *et al.*, 1990) y ayuda también a mantener el balance entre el permeado y el rechazo.

El ensuciamiento de las membranas de MF debido a la MON es bastante complejo y no ha sido dilucidado en su totalidad, ya que varía significativamente de acuerdo al tipo y contenido de MON de la fuente de agua (Lee *et al.*, 2006). La MON puede ser adsorbida por el material de construcción de la membrana y bloquear, producir constricción de poro o incluso, envolver las superficies de las partículas e influenciar la interacción entre ellas o con la membrana. Algunos estudios han investigado el ensuciamiento de la membrana causado específicamente por ácidos húmicos, concluyendo que el ensuciamiento se debe a la presencia de largos agregados que se depositan en la parte superior de su superficie, conduciendo a la formación de la torta (Yuan *et al.*, 2002). Otros estudios atribuyen este tipo de ensuciamiento a la MON coloidal disuelta que produce la constricción y bloqueo de poro (Fan *et al.*, 2001; Howe *et al.*, 2002; Lee *et al.*, 2004; Howe *et al.*, 2006; Lee *et al.*, 2006). Chae *et al.* (2007), estableció que aproximadamente el 43% de la torta formada en la superficie de la membrana se debe a MON en términos de COD imposible de remover con limpiezas químicas.

La fracción orgánica coloidal, incluidos polisacáridos, proteínas, aminoácidos y algunas sustancias húmicas son identificados por ser los principales responsables del ensuciamiento de la membrana (Jucker *et al.*, 1994; Lin *et al.*, 2000; Carroll *et al.*, 2000; Hendricks, 2006). A partir de los estudios realizados por Li Mo *et al.*, (2003) y Huang *et al.*, (2006) se llegó a la conclusión de que con la presencia de MON en el influente del proceso de filtración con membranas, existe una tendencia importante al ensuciamiento mayor para las membranas hidrofóbicas respecto a las hidrofílicas.

La mejor forma de retrasar los problemas de ensuciamiento es preverlos identificando las causas que lo producen, y en ocasiones esto se puede lograr con pequeñas modificaciones en las condiciones de operación. Algunas de las principales estrategias para retrasar los problemas de ensuciamiento son optimizar la PTM para operar a presiones menores que las de flujo de permeado máximo y aplicar un pretratamiento adecuado para remover los contaminantes problema (Mourato, 2000; MWH, 2005).

## **Limpieza**

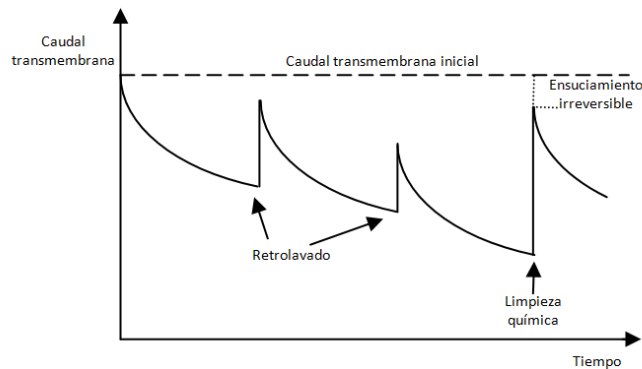
La limpieza de una membrana se define como un proceso en el cual el material es liberado de sustancias que no forman parte integral de éste. El objetivo de la limpieza en los procesos con membranas es obtener una estructura limpia físicamente (que ofrezca un desempeño de flujo y separación adecuados), químicamente (libre de residuos que puedan contaminar el producto a procesar) y biológicamente (donde se haya alcanzado una adecuada reducción de la carga microbiana) (MWH, 2005). Existen dos tipos de limpieza en la filtración con membranas; la física y la química.

Los métodos de limpieza física para las membranas de MF dependen de la fuerza mecánica necesaria para desalojar y remover los contaminantes de la superficie de la membrana. Algunos métodos físicos de limpieza son: vibración, aspersión de aire, dosificación posterior de  $\text{CO}_2$  y retrolavado hidráulico, siendo este último el más económico y por lo tanto, el más utilizado en el tratamiento de agua potable (Mourato, 2000; MWH, 2005).

El retrolavado hidráulico se realiza cotidianamente para prevenir la continua acumulación de sólidos sobre la superficie de las membranas de MF, en la mayoría de los casos se utiliza agua potable y alta velocidad de flujo. En las membranas de MF del tipo fibra hueca, el retrolavado se realiza sometiendo el permeado a una presión mayor que la de alimentación, por lo que el cambio de la dirección de flujo a través de la pared de la fibra hace posible desprender la capa de partículas o torta depositada en la superficie. Durante la continua operación del sistema de filtración con membranas, el retrolavado puede iniciar cuando la presión de operación alcance un cierto nivel establecido, después de un período preprogramado de operación o después del tratamiento de un cierto volumen de permeado predeterminado. Para la mayoría de los sistemas de MF, el retrolavado tiene lugar después de entre 20 y 90 min de operación continua con duración de 1 a 5 min (AWWA, 1998). Actualmente no se ha desarrollado la información necesaria acerca de la reversibilidad del ensuciamiento debido a la MON mediante retrolavado. Huang *et al.* (2006) investigaron el ensuciamiento de una membrana de PVDF por MON a partir de un cuerpo de agua superficial enriquecido con ácidos fúlvicos, y encontraron que el retrolavado hidráulico resultaba ineficaz para la reducción del ensuciamiento. Para mantener la permeabilidad de la membrana a través del tiempo eventualmente se requiere la interrupción de la operación para proceder con la limpieza química (Spinette, 2008).

La limpieza química se utiliza cuando no es posible retirar los materiales que se acumulan sobre la superficie de la membrana mediante la limpieza física. En este tipo de limpieza se utilizan agentes químicos que se clasifican en seis categorías; álcalis, ácidos, agentes quelantes metálicos, surfactantes, agentes oxidantes y enzimas (Zondervan y Roffel, 2007). La selección y uso de dichos agentes dependerá de las reacciones presentadas, ya que debilitarán las fuerzas de cohesión entre los incrustantes y la superficie de la membrana. Además de las seis categorías básicas, muchas combinaciones comerciales están disponibles comercialmente, y aunque muchos agentes químicos son más baratos que las combinaciones comerciales, éstas tienen la ventaja de ser dosificadas en menores concentraciones. Los reactivos más utilizados para la limpieza química en la potabilización de agua superficial son: NaOH, NaClO, ácido cítrico, así como combinaciones de éstos (Liang *et al.*, 2008; Lowe *et al.*, 2009; Pall, 2011).

La elección óptima del agente químico o solución depende tanto del material de la membrana como de las sustancias causantes del ensuciamiento, por ejemplo, un agente limpiador ácido se usará para remover sales precipitadas, mientras que un agente limpiador alcalino servirá para remover sustancias orgánicas. En la mayoría de los casos se requerirá más de un tipo de agente químico para lograr el objetivo de la limpieza química, de tal forma que será necesario evaluar la posible combinación de los mismos (Pall, 2011). Wachinski *et al.* (2007) mencionan que las membranas de MF que potabilizan agua proveniente del proceso de clarificación a gran escala se lavan químicamente aproximadamente después de dos meses de operación, alcanzando un porcentaje de recuperación mínimo de 97% del flux inicial. Sin importar el tipo o estrategia de limpieza química utilizada, ésta no será capaz de eliminar el ensuciamiento irreversible ni de recuperar por completo el rendimiento de la membrana (Gao *et al.*, 2011), tal como se muestra en la Figura 4-9.



**Figura 4-9 Ciclos de limpieza debido a ensuciamiento durante la operación de una membrana de MF**

De acuerdo con la Figura 4-9, la limpieza física mediante retrolavado hidráulico remueve el ensuciamiento reversible recuperando cierto porcentaje considerable del caudal. Después de realizar varias limpiezas con retrolavado hidráulico es necesario aplicar la limpieza química, recuperando en gran medida el flux inicial de la membrana, aunque en ocasiones esto resulta imposible (Hendricks, 2006; Hiroshi *et al.*, 2007; Wolfgang *et al.*, 2009).

Varios investigadores han analizado la posibilidad de operar las membranas en condiciones bastante favorables con la finalidad de evitar el ensuciamiento irreversible, de tal forma que para restaurar la permeabilidad Kimura *et al.* (2008) solamente necesitaron sacar las membranas del contenedor en el cual se encontraban alojadas para limpiarlas con una esponja. Por otra parte, Moon *et al.* (2009) encontraron que al retrolavar membranas de PVDF del tipo de fibra hueca con agua caliente durante las primeras horas de operación, se lograba recuperar hasta en un 80% el rendimiento; sin embargo, ambos investigadores concluyeron que pasadas las primeras horas de operación la eficiencia de recuperación del flux inicial incrementaba cuando la limpieza química con NaClO y NaOH se llevaba a cabo. Durante más de dos años de experimentación con una planta piloto para potabilización de agua superficial utilizando el tratamiento previo de coagulación-floculación Lipp *et al.* (2003) recomiendan realizar las limpiezas de acuerdo al volumen filtrado, en vez de después de cierto tiempo de operación.

### **Diseño y operación del proceso**

Después de entender el mecanismo de ensuciamiento en la membrana será posible aplicar estrategias de operación y mantenimiento (Gao *et al.*, 2011). Diversos estudios (Kimura *et al.*, 2008; Moon *et al.*, 2009) han indicado que un flujo bajo proporcionará una menor tasa de ensuciamiento en la membrana, pero serán requeridos un mayor número de equipos de MF, lo que se verá reflejado en un incremento de los costos de operación. En la Figura 4-10 se presenta un diagrama común del proceso de filtración con membranas; las características de operación y el diseño del sistema influirán tanto en la velocidad como en el grado de ensuciamiento.

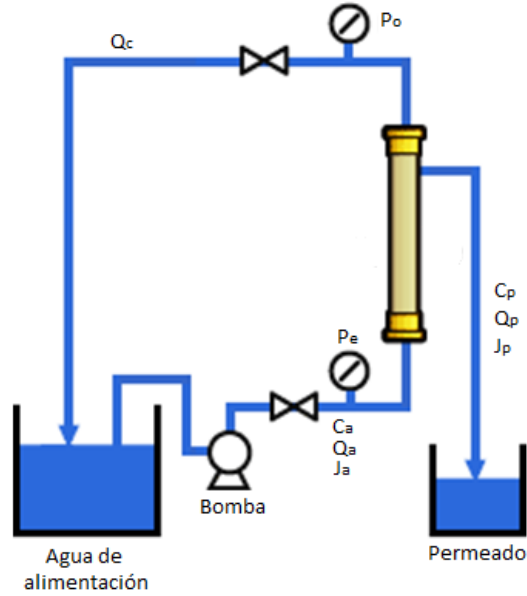


Figura 4-10 Diagrama del proceso de filtración con membrana

(Donde:  $C_a$ =Concentración de alimentación [mg/L],  $Q_a$ = flujo de alimentación [L/h],  $J_a$ =Flux de alimentación [L/(m<sup>2</sup>h)];  $C_p$ =Concentración de permeado [mg/L],  $Q_p$ = flujo de permeado [L/h],  $J_p$ =Flux de permeado [L/(m<sup>2</sup>h)];  $Q_c$ =flujo de concentrado [L/h];  $P_e$ =presión a la entrada [bar],  $P_o$ =presión a la salida [bar])

### Tipo de operación

El sistema de filtración con membranas puede operarse a presión constante con un caudal declinante o a caudal constante con una presión incrementada. Guo *et al.*, (2009) fueron capaces de evitar el ensuciamiento irreversible mientras que en la operación de la membrana no se rebasara 1 bar de PTM, y sugieren que mediante la operación a presión constante se logra un mayor control sobre el ensuciamiento, caso contrario al de flux constante. La Figura 4-11 muestra un esquema de perfil de presión a caudal constante y como se puede observar el retrolavado puede restaurar parcial o totalmente la presión inicial. Si éste es incapaz de ello entonces la limpieza química será necesaria (AWWA, 1998; Hendricks, 2006).

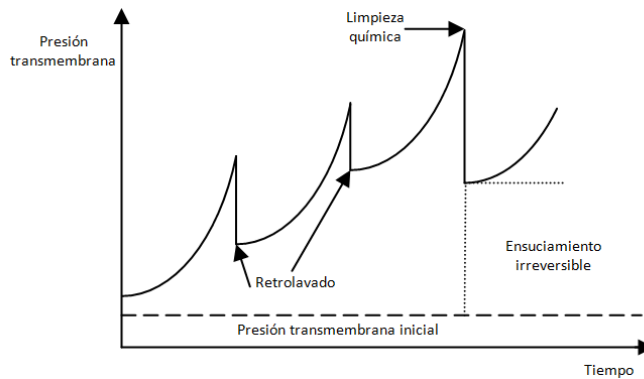


Figura 4-11 Esquema de la restauración parcial de PTM por medio de la limpieza de las membranas de MF

## Tipos de filtración

La dirección del flujo de alimentación, en relación con la superficie de la membrana determina el tipo de filtración. Los tipos de filtración que comúnmente se encuentran en las membranas de fibra hueca son:

- Filtración de extremo cerrado. Es aquella donde la alimentación tiene contacto con la membrana en forma perpendicular y la materia filtrada es acumulada en la superficie de la misma. La relación de conversión es de 100% y en cuanto mayor sea la acumulación de materia en su superficie, la capacidad disminuirá debido al ensuciamiento.

*Ventajas:* Facilidad en la instalación (un equipo de bombeo y una válvula) y bajo consumo de energía.

*Desventajas:* Operación intermitente, dada la limpieza cotidiana requerida y un mayor riesgo de ensuciamiento de tipo irreversible.

$$Q_a = Q_p \quad (\text{Ec. 4.1})$$

*Donde:*

$Q_a$ : Flujo de alimentación, [m<sup>3</sup>/s] o [L/h]

$Q_p$ : Flujo de permeado, [m<sup>3</sup>/s] o [L/h]

- Filtración de flujo cruzado. La alimentación contacta a la superficie de la membrana de forma paralela. El flujo turbulento que atraviesa la membrana proviene de la acumulación de materia en la superficie de la membrana.

*Ventajas:* Buen control de la torta formada en la superficie de la membrana, mediante la operación a flujo constante, así como limpieza menos frecuente y posiblemente prolongación de la vida útil de la membrana.

*Desventajas:* Mayor consumo de energía, debido a la caída de presión, lo que se traduce en un incremento de los costos de operación.

$$Q_a = Q_p + Q_c \quad (\text{Ec. 4.2})$$

*Donde:*

$Q_a$ : Flujo de alimentación, [m<sup>3</sup>/s] o [L/h]

$Q_p$ : Flujo de permeado, [m<sup>3</sup>/s] o [L/h]

$Q_c$ : Flujo de concentrado, [m<sup>3</sup>/s] o [L/h]

La relación entre el caudal de permeado y el caudal de alimentación a la entrada del módulo se denomina conversión. Para un módulo dado, es ventajoso trabajar a una relación elevada de conversión; esto limita el costo de la bomba, de las tuberías y del costo de la energía consumida por la circulación del retenido. Particularmente para tratar agua proveniente de un proceso de clarificación se recomienda una relación de conversión de entre 5 y 15% (AWWA, 1998).

### Dirección del flujo

El flujo dentro de la membrana puede ser de adentro hacia afuera y de afuera hacia adentro, y se refiere a la dirección del agua de alimentación que atraviesa la membrana. En el flujo de afuera hacia adentro el agua de alimentación rodea la superficie de la membrana y el filtrado es recolectado desde adentro, presentando la ventaja de una mayor área superficial, lo que permite la operación con un flujo ligeramente mayor comparado con el utilizado en el sistema de adentro hacia afuera. Ambos métodos han sido evaluados por diferentes fabricantes presentando resultados aceptables, por lo que el usuario deberá seleccionar la mejor configuración para su particular aplicación, aunque probablemente solamente pueda ser determinado mediante estudios en planta piloto.

### Presión transmembrana

La diferencia de presiones existentes entre la zona de permeado y la zona de alimentación calculadas como presiones medias, se define como presión transmembrana (PTM) y en la práctica deberá reducirse al máximo mientras que el caudal de permeado se mantenga dentro de los límites tolerables. La PTM dependerá del tipo de filtración utilizado y se regirá por las ecuaciones siguientes (Hendricks, 2006):

- Filtración con extremo cerrado:  $PTM_d = P_e - P_p$  (Ec. 4.3)
- Filtración con flujo cruzado:  $PTM_c = \frac{P_e - P_0}{2} - P_p$  (Ec. 4.4)

Donde:

$PTM_d$ : Presión transmembrana extremo cerrado, [bar]

$P_e$ : Presión a la entrada, [bar]

$P_p$ : Presión del permeado, [bar]

$PTM_c$ : Presión transmembrana en flujo cruzado, [bar]

$P_0$ : Presión a la salida, [bar]

$P_e - P_0$ : Caída de presión a través del módulo, [bar]

### Flux

El flux (J) es el volumen de agua que pasa a través de una unidad de área de membrana por unidad de tiempo. Este parámetro se usa para evaluar la producción de permeado de cualquier sistema de filtración con membranas, en términos de la extensión de membrana necesaria para producir cierto flujo de agua filtrada (Hendricks, 2006).

$$J = \frac{Q}{A} \quad (\text{Ec. 4.5})$$

Donde:

J: Flux del líquido, [m<sup>3</sup>/sm<sup>2</sup>] o [L/m<sup>2</sup>h]

Q: Gasto, [m<sup>3</sup>/s] o [L/h]

A: Área de filtración de la membrana, [m<sup>2</sup>]



El flux se define a partir de la Ley de Darcy, y plantea que el flujo de una membrana está gobernado por la presión aplicada y es inversamente proporcional a la resistencia que ofrecen distintos factores. Este parámetro es función del espesor y porosidad de la membrana, de la composición química del agua de alimentación, tiempo de operación, presión transmembrana y temperatura de operación (Chen *et al.*, 1997, Vega, 2008).

$$J = \frac{\Delta P - \sigma \pi}{\mu(R_m + R_c + R_{pl})} \quad (Ec. 4.6)$$

Donde:

J: Flux del líquido, [m<sup>3</sup>/sm<sup>2</sup>] o [L/m<sup>2</sup>h]

ΔP: Diferencial de presión a través de la membrana, [N/m<sup>2</sup>] o [kPa]

σ: Coeficiente de reflexión de Staverman, [1]

π: Presión osmótica generada por la acumulación de solutos, [N/m<sup>2</sup>] o [kPa]

μ: Viscosidad absoluta del fluido, [Ns/m<sup>2</sup>] o [Pa\*s]

R<sub>m</sub>: Resistencia hidráulica de la membrana limpia, [m<sup>-1</sup>]

R<sub>c</sub>: Resistencia debido a concentración por polarización, [m<sup>-1</sup>]

R<sub>pl</sub>: Resistencia debida al encostrado, [m<sup>-1</sup>]

Para membranas de MF con diámetro de poro de 0.1 a 2 μm, se estiman valores de flux mayores a 16,700 L/m<sup>2</sup>h (Hendricks, 2006). De acuerdo a los estudios realizado por Dunphy (1991) y Schäfer *et al.* (2000), el flux adecuado para sistemas de MF acoplados al proceso de clarificación es de 1,360 y 4,500 L/m<sup>2</sup>h, respectivamente mientras que el flux mínimo reportado para un módulo a nivel laboratorio es de 30 L/m<sup>2</sup>h.

El flux específico [m<sup>3</sup>/sm<sup>2</sup>kPa] es una medida del volumen de agua que puede ser tratado por la membrana a través de un tiempo, PTM y área establecidas.

$$SF = \frac{J}{PTM} = \frac{1}{\mu R} \quad (Ec. 4.7)$$

### Resistencia hidráulica

El coeficiente de resistencia hidráulica es un parámetro empírico que describe la proporcionalidad entre la pérdida de carga y la velocidad del fluido, y es dependiente de las características del medio como la porosidad y el área específica superficial. El insignificante efecto de la presión osmótica (π) en la declinación del flujo, ha permitido obtener el término de la ecuación 4.6, modificándose de la siguiente manera (Kimura *et al.*, 2008; Vega, 2008):

$$R_t = R_m + R_c + R_{pl} = \frac{\Delta P}{J} \quad (Ec. 4.8)$$

Para el proceso de MF con PTM de 0.3 a 3 bar (4.35 – 43.5 PSI), se estima un valor general de resistencia hidráulica para una membrana limpia (R<sub>m</sub>) de 10<sup>6</sup> m<sup>-1</sup> (Parsons y Jefferson, 2006; AWWA, 1998). Pikkarainen *et al.* (2004), al aplicar coagulación-floculación previo a la filtración con una membrana fabricada en AC encontró en promedio coeficientes de resistencia hidráulica total (R<sub>t</sub>) de 0.73x10<sup>11</sup> m<sup>-1</sup> al utilizar el coagulante sulfato de aluminio, mientras que 0.89x10<sup>11</sup> m<sup>-1</sup> al utilizar PACl. De forma similar al utilizar una membrana de MF del tipo fibra hueca construida en

PVDF, Porcelli *et al.* (2010) determinaron que la resistencia hidráulica debido a ensuciamiento irreversible ( $R_c + R_{pl}$ ) fue de  $0.2 \times 10^{10} \text{ m}^{-1}$ .

### Porcentaje de remoción

La remoción de un material dado por una membrana se define como uno menos la relación de la concentración de permeado a la concentración de cualquier otra parte del lado de concentrado de la membrana. Por lo tanto, el porcentaje de remoción %R se calcula como:

$$\%R = \left(1 - \frac{C_p}{C_a}\right) * 100 \quad (\text{Ec. 4.9})$$

Donde:

%R: Porcentaje de remoción, [%]

$C_p$ : Concentración del permeado, [mg/L]

$C_a$ : Concentración de la alimentación, [mg/L]

### Porcentaje de Recuperación del flux inicial

La recuperación del flux inicial de un sistema de membranas es la relación entre el flux del permeado producido y el flux introducido al sistema operando a presión constante (Chae *et al.*, 2009). El porcentaje o factor de recuperación será inversamente proporcional al ensuciamiento irreversible presentado en la membrana. La mayoría de los fabricantes de membranas de MF recomiendan realizar la limpieza química antes de que el porcentaje de recuperación disminuya en 10%.

$$\%Rec = \frac{J_p}{J_a} * 100 \quad (\text{Ec. 4.10})$$

Donde:

%Rec: Porcentaje de recuperación, [%]

$J_p$ : Flux final del permeado, [ $\text{L}/\text{m}^2\text{h}$ ]

$J_a$ : Flux inicial del permeado, [ $\text{L}/\text{m}^2\text{h}$ ]

### Factor de selectividad

La selectividad de la membrana de MF se establece a través de la relación entre las concentraciones del permeado y de la alimentación del componente a separar. Valores menores a 0.3 indican una buena selectividad, mientras que valores mayores a 0.6 indican lo contrario (Mourato, 2000).

$$F_s = \frac{C_p}{C_a} \quad (\text{Ec. 4.11})$$

Donde:

$F_s$ : Factor de selectividad, [1]

$C_p$ : Concentración del permeado, [mg/L]

$C_a$ : Concentración de la alimentación, [mg/L]

### **Porcentaje de Retención**

El porcentaje de retención de un sistema de membranas expresa en forma de porcentaje la selectividad de cierto componente por la membrana y será mejor a medida que se acerque al 100%.

$$\%Ret = (1 - F_s) * 100 \quad (Ec. 4.12)$$

*Donde:*

%Ret: Porcentaje de retención, [%]

$F_s$ : Factor de selectividad, [1]

#### 4.4.5 Aplicaciones

En la última década, los procesos con membranas han llegado a ser un producto industrial de importancia sustancial, tanto desde el punto de vista de la técnica como del aspecto comercial. Hasta el año 2004, la demanda de materiales para membranas tuvo un incremento anual de ventas del 7.8% (Membrane technology *et al.*, 2011). A pesar de que el rápido desarrollo de nuevos materiales y procesos dificulta la predicción de la tasa de crecimiento del mercado con precisión razonable (AWWA, 1998), un estudio realizado por Lux Research, (2010) menciona que a partir del año 2009 se estima que la venta de equipos con membranas tendrá un crecimiento de hasta el 86% para el 2020 (Guo *et al.*, 2009; Membrane technology *et al.*, 2011).

En lo que respecta a su aplicación industrial, la MF se utiliza ampliamente en la industria farmacéutica para producir soluciones de medicamentos inyectables debido a las regulaciones establecidas para asegurar la producción de materiales estériles; en la industria del vino y cerveza se utiliza para remover la levadura con la finalidad de obtener un producto claro y brillante; en la industria electrónica se utiliza como filtro para la producción de agua ultrapura, por mencionar algunos ejemplos (Baker *et al.*, 2004). Actualmente, el tratamiento del efluente de agua tratada mediante membranas de MF con ayuda post-tratamientos como la OI y la desinfección por UV ha sido utilizado en varios lugares del mundo como E.U., Singapur, Inglaterra y Australia en la producción de agua que puede ser utilizada para reúso en industrias que necesitan el agua para procesos de enfriamiento, generación de energía, entre otros (Bennett, 2011). Algunos de los factores que han causado la expansión de la tecnología de membranas hacia el tratamiento de agua de diferentes niveles de calidad son la disminución notable de los costos, mejora de los materiales y de los módulos, facilidad en la instalación, así como fiabilidad en comparación con los procesos de tratamiento convencional (Guigui *et al.*, 2002; Kabsch-Korbutowicz *et al.*, 2006). De acuerdo a la Figura 4-12, el uso de esta tecnología en el campo del tratamiento de agua potable se ha vuelto muy popular en los últimos años debido a las nuevas reglamentaciones sobre filtración, desinfección y SPD (Rodríguez, 2006).

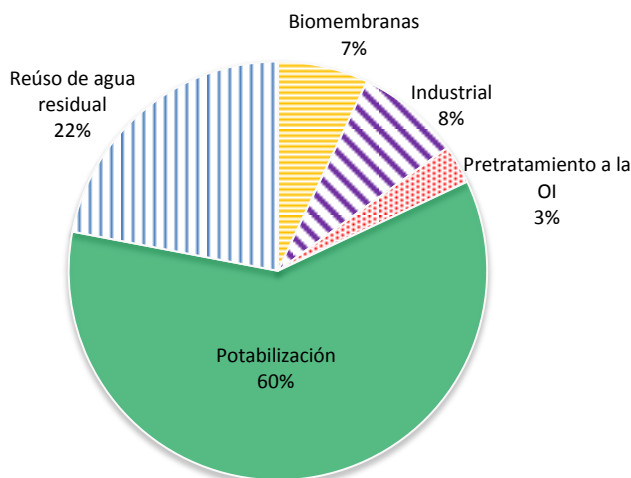


Figura 4-12 Principales aplicaciones de las plantas de MF/UF instaladas mundialmente

Para tratamiento de agua potable, los módulos de filtración con membranas (MF y UF) más empleados son los de fibra hueca, tubular y enrollamiento en espiral (Lara, 2002; MWH, 2005). Se estima que a nivel mundial el número de plantas de tratamiento de agua (gran escala) que utilizan

filtración con membranas (MF/UF) se ha incrementado de 74 en el año 1997 a 657 en el año 2006 (Kumar, 2006), y como se observa en la Figura 4-13 presentan una importante concentración en Norte América (Furukawa, 2008).

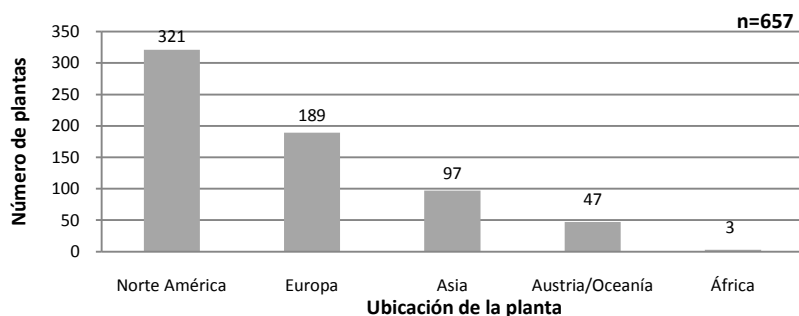


Figura 4-13 Ubicación geográfica por continentes de las plantas que utilizan membranas de MF/UF

La inversión inicial y los costos de operación de los sistemas de membrana se reducen directamente en función del caudal de permeado (AWWA, 1998). Algunas de las plantas de tratamiento de agua clarificada (gran escala) que utilizan el proceso de membranas se enuncian en la Tabla 4.5 (Carollo, 2003; Howe *et al.*, 2006):

Tabla 4.5 Ejemplos de plantas de tratamiento a gran escala que utilizan los procesos de MF y UF

Planta de tratamiento	Ubicación	Tipo de agua	Tipo	Pretratamiento	Capacidad [m <sup>3</sup> /s]
<i>Ashland</i>	Wisconsin, USA	Efluente secundario	MF	Coagulación (Sulfato de Aluminio)	0.10
<i>Tom Harpool</i>	Dallas, USA	Agua superficial	MF	Ozono	0.18
<i>Agua viva</i>	Arizona, USA	Efluente secundario	MF	Coagulación mejorada	0.88
<i>Meredith</i>	Victoria, Australia	Superficial	MF	Coagulación	0.03
<i>Westminster</i>	Colorado, USA	Superficial	MF	Coagulación	0.66
<i>BexarMet</i>	Texas, USA	Superficial	UF	Coagulación (Sulfato de Hierro)	0.20
<i>Vigneux</i>	Francia	Superficial	UF	CAP (Cristal)	0.66
<i>South Truckee meadows</i>	Reno, USA	Agua superficial	UF	Coagulación	0.26
<i>Waikato</i>	Australia	Superficial	UF	CAP	0.88

Wachinski *et al.* (2007) ubican a las membranas de MF como la mejor tecnología disponible para el tratamiento de agua superficial y subterránea en pequeñas comunidades, ya que comparadas con los sistemas de filtración convencionales, los equipos de MF requieren menor espacio, mínimo pretratamiento químico, menor número de operadores y facilidad de operación remota. En el análisis de información realizado por Lara (2002) sobre las condiciones de operación de plantas potabilizadoras alrededor del mundo que utilizan filtración con membranas de MF, se estableció que logran casi en su totalidad la remoción de sólidos suspendidos, así como el 98% y 63% de remoción de turbiedad y DQO, respectivamente.

#### 4.4.6 Acoplamiento de la clarificación al proceso de MF

En general el acoplamiento de los procesos de coagulación-floculación-sedimentación y MF presenta buenas eficiencias en la remoción de turbiedad, color y materia orgánica (Judd *et al.*, 2001), por lo que ha resultado ser la mejor solución para la reducción del ensuciamiento en la producción de agua potable (Huang *et al.*, 2003; Konieczny *et al.*, 2006; Leikness *et al.*, 2009). Varios estudios han llegado a la conclusión de que al utilizar MF sin coagulación-floculación no existe remoción de virus, mientras que con dicho tratamiento previo se ha encontrado que la retención de virus es similar al valor obtenido con las membranas de UF (Fiksdal *et al.*, 2006; Leiknes, 2009). Sin embargo, un gran número de estudios mencionan que algunos contaminantes pueden ser adsorbidos por la superficie de la membrana aun con este tratamiento previo (Bolto *et al.*, 2000; Pikkarainen *et al.*, 2004), por lo que es necesario estudiar los aspectos relevantes del proceso global.

Debido al interés que ha surgido por el acoplamiento de la clarificación al proceso de MF, se han desarrollado un gran número de estudios para analizar las diversas variables de influencia, que son las condiciones de operación de la coagulación-floculación, relación entre el reactivo coagulante y la membrana de MF, así como la aplicación de sedimentación previa a la filtración con membranas.

#### Factores de influencia de los procesos de CF-S-MF

##### *Condiciones de operación de la coagulación-floculación*

Las condiciones de operación del proceso de coagulación-floculación tales como intensidad y tiempo de mezclado, tipo y dosis de reactivos, entre otras, cobrarán gran importancia en el rendimiento de la filtración con membranas. Durante la etapa de floculación, un mezclado de mayor intensidad a la recomendada conduce a una mayor dimensión fractal (geometría de los flóculos), así como un mayor tiempo de agitación reduce el tamaño y dimensión fractal del flóculo, resultando en una menor resistencia específica a la filtración de la torta generada (Cho *et al.*, 2006). La mejora en el flux se logra cuando los flóculos son lo suficientemente resistentes para crear una torta formada por agregados largos permitiendo el flujo de agua entre las estructuras (Barbot *et al.*, 2008).

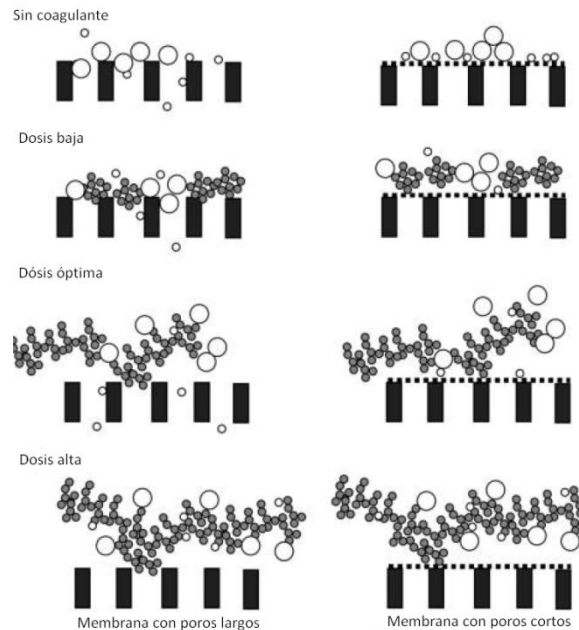
##### *Relación entre el reactivo coagulante y la membrana de MF*

A lo largo de los años, se han aplicado varios tipos de agentes coagulantes y floculantes con la intención de reducir el ensuciamiento irreversible, mejorar el rendimiento de las membranas de MF, optimizar el proceso y por lo tanto reducir costos.

Choi *et al.* (2004) demostraron que una dosificación pobre de coagulante resulta tanto en la producción de un volumen menor de lodos, como en la formación de flóculos finos que sedimentan pobremente contribuyendo al ensuciamiento en la membrana mediante el mecanismo de polarización de concentración. La adición de la dosis óptima, obtenida con base en pruebas de jarras de cierto agente coagulante para la coagulación clásica, puede no ser la más adecuada para el desempeño de los procesos con membranas; Howe *et al.* (2006) y Kabsch *et al.* (2006) demostraron que la adición de una dosis de coagulante menor a la óptima generalmente provoca efectos adversos en el ensuciamiento, de manera que puede llegar a compararse con el

ensuciamiento generado por la filtración de agua sin tratamiento previo alguno, mientras que una sobredosis de la dosis óptima siempre fue efectiva para la reducción del ensuciamiento.

Como se muestra en la Figura 4-14 (Huang *et al.*, 2009), los efectos del proceso de coagulación-floculación en el ensuciamiento de la membrana se encuentran directamente relacionados con las características del agua, las propiedades y dosis del coagulante, así como con el tamaño de poro y material de fabricación de la membrana.



**Figura 4-14 Diagrama de los mecanismos de coagulación en línea con procesos con membrana en agua superficial**

Después de estudiar el comportamiento de sulfato férrico, cloruro férrico, Policloruro de aluminio (PACl) y sulfato de aluminio como coagulantes para agua cruda con COD de 7.81 mg/L, Pikkarainen *et al.* (2004) concluyeron que el valor de la resistencia hidráulica de la torta localizada en la superficie de la membrana de acetato de celulosa (AC) se reducía a medida que se incrementaba la dosis de cualquiera de los coagulantes analizados, pero que dicha reducción no causaba un impacto significativo en la remoción de COD.

Barbot *et al.* (2008) compararon el comportamiento de Cloruro Férrico con cinco diferentes tipos de coagulantes poliméricos catiónicos; poliamina (C573, C577) y PoliDADMAC (C587, C591, C595) en agua superficial (80 UNT) con la finalidad de analizar el comportamiento de los flóculos producidos en la superficie de la membrana. Los mejores resultados se obtuvieron con la poliamina y el PoliDADMAC, siendo este último (C595) el que produjo flóculos mucho más largos y de mayor resistencia a los esfuerzos, provocando una mejora en el flux.

Zhao *et al.* (2010) investigaron el efecto del acoplamiento de CF utilizando coagulante PACl en el tratamiento de agua superficial con 57 UNT de turbiedad y 3.13 mg/L de COD acoplado a una membrana de MF con diámetro de poro de 0.22  $\mu\text{m}$ . Con base en sus resultados, concluyeron que los flóculos pequeños en comparación con los flóculos largos propician mayor reducción en el flux y por lo tanto un mayor ensuciamiento en la membrana de MF construida en PVDF.

Wang *et al.* (2011) estudiaron el comportamiento del proceso de CF con polímeros que regularmente son aplicados en el tratamiento de agua (pDADMAC y Poliacrilamida), acoplado a membranas de MF (0.2  $\mu\text{m}$ ) del tipo fibra hueca. En este estudio se determinó que los contenidos

residuales de polímeros del proceso de coagulación-floculación pueden dañar a la membrana, así como también que los flóculos que contienen polímeros pueden llegar a ensuciar más las membranas, comparados con aquellos formados con coagulantes inorgánicos. Con base en sus resultados, concluyeron que el ensuciamiento de la membrana debido a polímeros depende del peso molecular, carga, dosis del polímero y tipo de material de construcción de la membrana. El peso molecular de los polímeros fue el principal causante de la reducción en la permeabilidad de la membrana, ya que a mayor peso molecular el nivel de ensuciamiento en la membrana incrementará. Los coagulantes con carga catiónica producen mayor ensuciamiento en comparación con los aniónicos, y se atribuye a la fuerte atracción electrostática entre el polímero cargado positivamente y la carga negativa de la superficie de la membrana (hidrofóbica). A pesar del tamaño tan pequeño que tienen los polímeros, comparados con los poros de la membrana, el bloqueo de superficie fue el mecanismo de ensuciamiento predominante en la membrana de MF.

El control mejorado de la materia orgánica disuelta obtenido por medio de la coagulación-floculación puede llegar a reducir la formación de SPD's y mitigar el ensuciamiento de la membrana al mejorar las características del transporte de partículas y reducir la penetración de incrustantes en los poros (Pikkarainen *et al.*, 2004). Regularmente el sobrenadante del proceso de coagulación-floculación contiene compuestos hidrofílicos los cuales no solamente son difíciles de remover, sino que contribuyen también a la formación de ensuciamiento irreversible en las membranas. La porción de la MON con bajo peso molecular (polisacáridos, proteínas y derivados de aminoácidos) regularmente es adsorbida en los poros de la superficie de la membrana restringiendo el flujo de agua a través de ellos.

### Sedimentación

Varios investigadores (Howe *et al.*, 2006; Meier *et al.*, 2006; Moon *et al.*, 2008; Lee *et al.*, 2008; Zhao *et al.*, 2010; Wang *et al.*, 2011) han estudiado el acoplamiento del proceso de clarificación al de microfiltración con y sin el proceso de sedimentación. La selección entre ambas opciones se basará en las características del agua de alimentación, del proceso de coagulación-floculación y del tipo de membrana utilizada. Como se muestra en la Figura 4-15 (Huang *et al.*, 2009) cuando el efluente del proceso de coagulación-floculación llega directo a la membrana de MF, se le llama coagulación en línea.

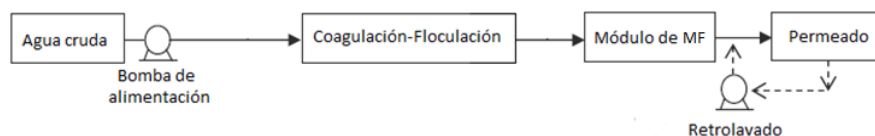
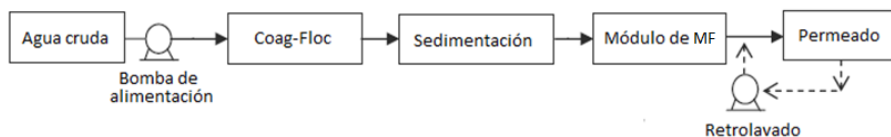


Figura 4-15 Coagulación-floculación en línea acoplada a la MF

De acuerdo a las investigaciones realizadas por Gabelich *et al.* (2006), Moon *et al.* (2008), Barbot *et al.* (2008) y Wang *et al.* (2011), el acoplamiento de la clarificación de agua superficial con polímeros (PAHCS, PACl, pDADMAC, poliacrilamida y poliamina) y la microfiltración del tipo fibra hueca (fabricada en PVDF) deberá de ser optimizado para controlar la cantidad de coagulante residual que ingresa a la membrana con la finalidad de prevenir ensuciamiento irreversible. Meier *et al.* (2006) encontraron que cuando la concentración de partículas es baja, será posible aplicar la filtración sin sedimentación previa, mientras que cuando el agua presenta una gran concentración de partículas, la aplicación de la sedimentación logra reducir el ensuciamiento y por lo tanto



mejora la eficiencia de la membrana de MF. El diagrama de estos procesos se muestra en la Figura 4-16 (Huang *et al.*, 2009).



**Figura 4-16 Coagulación-floculación-sedimentación acopladas a la microfiltración**

La combinación de estos procesos (Figura 4-16) resulta en la formación de flóculos largos que se pueden remover por sedimentación, previa a la microfiltración (Howe *et al.*, 2006); además de que extenderá el tiempo de vida de la membrana (Watanabe *et al.*, 1998; Lee *et al.*, 2004; Moon *et al.*, 2009).

Choi *et al.* (2005) utilizó agua superficial con altos contenidos de turbiedad (200 UNT) y 7.2 mg/L de COD y llegó a la conclusión de que el flujo de permeado obtenido con CF-S-MF utilizando PACI mostró un comportamiento mejor comparado con el proceso sin sedimentación como consecuencia de la fuerte influencia presentada por la materia orgánica en el ensuciamiento de la membrana. Chae *et al.* (2007) estudiaron el comportamiento de una planta piloto de CF-S-MF con membranas fabricadas en PVDF con diámetro de poro de 0.1  $\mu\text{m}$ , utilizando como tratamiento previo PACI para tratar agua superficial con 22.3 UNT de turbiedad y 2.3 mg/L de COD, y obtuvieron porcentajes de remoción de 100% y 35% para turbiedad y COD, respectivamente. Así también, Liang *et al.* (2003) encontraron que la CF-S, en comparación con la coagulación en línea utilizando sulfato de aluminio es el pretratamiento más eficiente para tratar agua superficial con presencia de algas y reducir el ensuciamiento de las membranas fabricadas en PAN.

Moon *et al.* (2008) compararon el proceso de CF-S-MF con CF-MF, utilizando PAHCS (poli-hidroxi sulfato de aluminio) como coagulante y una membrana de fibra hueca construida en PVDF. El agua superficial utilizada en el estudio presentaba valores de turbiedad de 1.98-98.84 UNT y 1.53 mg/L de COD. Los porcentajes de remoción de turbiedad y COD en el tren CF-S-MF fueron de 99.8% y 27% en promedio, mientras que con CF-MF se obtuvo 99.6 y 9.6%, respectivamente. Adicionalmente para el tren CF-S-MF se observó que, tanto la PTM como el flux se comportaban de una forma más estable comparados con los valores obtenidos del tren de CF-MF. Debido a que no existió el proceso de sedimentación, el aluminio disuelto remanente del proceso de coagulación-floculación ingresó a la membrana y originó ensuciamiento inorgánico en ella, el cual no es sencillo de remover por medios físicos ni químicos. Gabelich *et al.* (2006) concluyeron que el ensuciamiento inorgánico debido a la presencia de aluminio residual puede ser el resultado de la formación aluminosilicatos precipitados durante la operación de la membrana de PVDF.

Mediante las investigaciones realizadas para la optimización del acoplamiento CF-S-MF, se ha logrado determinar que tanto las propiedades, como los componentes específicos del agua cruda influirán en los diferentes resultados obtenidos, provocando resultados controversiales que han dado lugar a una nueva visión del proceso integral (Meier *et al.*, 2006).

Varios investigadores (Yuan *et al.*, 2002; Cho *et al.*, 2006; Barbot *et al.*, 2008; Zhao *et al.*, 2010) han estudiado el comportamiento de las membranas aplicando previamente una coagulación-floculación en línea (sin sedimentación), encontrando que los lodos pueden funcionar como una segunda membrana que mejorará el flux y, por lo tanto, el rendimiento de la misma. Sin embargo, no se ha identificado algún estudio que investigue el contenido máximo de lodos soportado por la superficie de las membranas. De acuerdo con varios investigadores (Choi *et al.*, 2005; Liang *et al.*, 2006; Moon *et al.*, 2009) que utilizaron agua superficial, coagulantes poliméricos y sedimentación

previa a la membrana de MF del tipo fibra hueca, es posible remover hasta 50% de COD, 100% de color y 100% de turbiedad, mientras que con coagulación-floculación en línea el promedio de porcentajes de remoción fue de 45%, 92% y 98% de COD, color y turbiedad, respectivamente. A pesar de que la diferencia entre ambos tipos de procesos no es significativa, como consecuencia de la presencia de altos contenidos de turbiedad durante el proceso de coagulación-floculación se estima una producción significativamente alta de lodos que impactará negativamente en el rendimiento de la membrana, por lo que es recomendable utilizar el proceso de sedimentación previo a la filtración con membranas (Leiknes *et al.*, 2009; Gao *et al.*, 2011).

## 4.5 Diseño de experimentos (DDE)

Los modelos de diseño de experimentos son modelos estadísticos clásicos cuyo objetivo es averiguar si determinados factores influyen en una variable de interés y, si existe influencia de algún factor, cuantificar dicha influencia mediante el análisis de varianza. Esta aplicación se ha ido consolidando como un conjunto de técnicas estadísticas y de ingeniería, que permiten optimizar procesos (Islam *et al.*, 2009).

La forma tradicional como se realizaba la experimentación para el estudio de estos problemas, se basa en estudiar los factores uno a uno, esto es, variar los niveles de un factor permaneciendo fijos los demás. Esta metodología presenta inconvenientes como la realización de un gran número de experimentos, así como también que no es posible estudiar la interacción entre los factores, entre otros. Las técnicas de diseño de experimentos se basan en estudiar simultáneamente los efectos de todos los factores de interés, son más eficaces debido a que requieren un menor número de experimentos y proporcionan mejores resultados con un menor costo.

Se denomina factor a cualquier variable controlable de interés para el experimentador cuyo posible efecto sobre la respuesta se quiere estudiar. La variable de respuesta permite conocer los resultados y efectos de cada prueba experimental; generalmente mejorar u optimizar esta respuesta es el objetivo de la mayoría de los estudios (Gutiérrez y de la Vara, 2008).

Para estudiar la manera en que influye cada factor sobre la variable de respuesta es necesario elegir al menos dos niveles o valores numéricos diferentes para cada uno de los factores involucrados; así, las posibles combinaciones de los niveles de los factores que pueden formarse generarán la matriz de diseño de experimentos. El análisis estadístico de los resultados de una matriz de experimentos se realiza mediante el análisis de varianza (ANOVA), la cual utiliza cocientes de varianzas para probar la hipótesis de igualdad de medias. La idea general de esta técnica es separar la variación total en las partes con las que contribuye cada fuente de variación del experimento. De los diseños experimentales más estudiados y aplicados están los diseños factoriales y los diseños centrales compuestos (Gutiérrez y de la Vara, 2008).

### 4.5.1 Diseño central compuesto

El diseño central compuesto (DCC), es un diseño adecuado para encontrar un modelo de segundo orden que permite optimizar las variables de respuesta con un número mínimo de experimentos, así como analizar la interacción entre parámetros (Azargohar y Dalai, 2005). Consiste en un factorial  $2^k$ , de tal manera que el centro sea  $(0,0,\dots,0)$ , aumentado por  $2k$  puntos axiales  $(\pm\alpha, 0, 0)$ ,  $(0, \pm\alpha, 0)$ ,  $(0, 0, \pm\alpha)$ , donde  $\alpha$  es la distancia del centro a los puntos axiales y  $n_0$  número de repeticiones del experimento con valores centrales de los factores  $(0,0,\dots,0)$ , por lo que el número de experimentos se determina con la siguiente ecuación (Montgomery, 1991):

$$N = 2^k + 2k + n_0 \quad (\text{Ec. 4.13})$$

Donde:

N: Número de experimentos

K: Número de factores de diseño a estudiar

$n_0$ : Número de repeticiones del experimento con valores centrales de los factores (error experimental)

Como se muestra en la Figura 4-17, los resultados de las repeticiones del punto central son empleados para determinar el error experimental y la reproductibilidad de los datos.

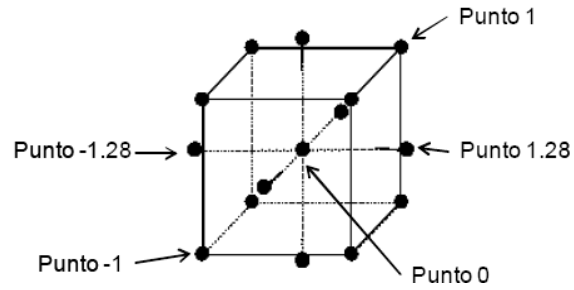


Figura 4-17 Puntos codificados del diseño experimental de tipo central compuesto

La representación gráfica del modelo obtenido mediante el DDE se denomina superficie de respuesta (Figura 4-18), el cual describe el comportamiento de la variable de respuesta en cada punto de la región experimental estudiada (Gutiérrez y de la Vara, 2008). La metodología de superficie de respuesta, es un conjunto de técnicas matemáticas y estadísticas útiles para modelar y analizar problemas en los cuales una respuesta de interés es influida por varias variables, y el objetivo es optimizar esa respuesta (Montgomery, 1991).

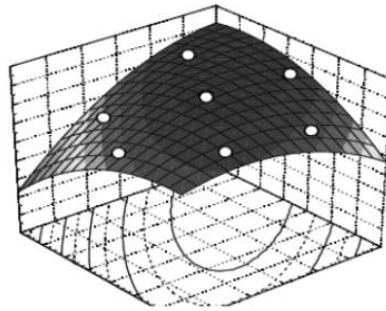


Figura 4-18 Ejemplo de una superficie de respuesta

## 5 METODOLOGÍA EXPERIMENTAL

La metodología seguida en este trabajo, como se muestra en la Figura 5-1, se dividió en dos tipos de pruebas: de optimización de los procesos de CF-S-MF y de determinación de la vida útil de la membrana de MF para un sistema de potabilización constituido por los procesos de CF-S-MF. Para el primer tipo de pruebas se realizaron experimentos a nivel laboratorio de CF-S-MF a régimen continuo (0.07 L/min) con base en un DDE para dos tipos de coagulantes, con el fin de determinar las condiciones óptimas de operación de estos procesos para el tratamiento del agua cruda de la presa de Madín (PM). Los reactivos fueron sulfato de aluminio libre de Fe y un polímero orgánico de tipo catiónico de alto peso molecular (poliamina), que presentó los mejores resultados de remoción de turbiedad y color en el estudio reportado por Rocha (2011) para el tratamiento del agua de la PM. Posteriormente, se realizó el análisis estadístico de los resultados (ANOVA), se elaboraron modelos matemáticos, se calcularon las dosis óptimas y se estimaron los costos.

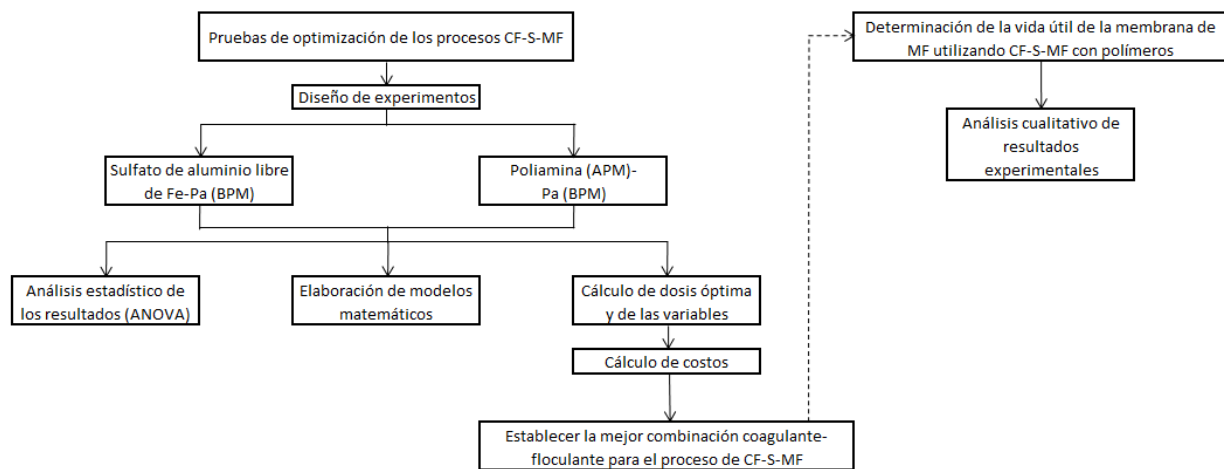


Figura 5-1 Diagrama de bloques de la metodología utilizada en las pruebas de CF-S-MF

Después de establecer la mejor combinación coagulante-floculante, para el segundo y último grupo de pruebas se determinó el tiempo de vida útil de la membrana de MF (comportamiento del porcentaje de recuperación del flux inicial de la membrana durante la experimentación) y se analizó la calidad del permeado durante la operación en continuo a nivel laboratorio del tren de tratamiento (CF-S-MF).

A continuación se describe el diseño de experimentos; los materiales y reactivos; los sistemas y técnicas experimentales; y las técnicas analíticas que se emplearon para desarrollar la parte experimental de cada prueba.

## 5.1 Pruebas de optimización de los procesos de CF-S y MF con dos coagulantes

### 5.1.1 Diseño de experimentos

Para el primer tipo de pruebas se desarrolló un diseño de experimentos de tipo central compuesto, que se describe a continuación. Los factores de diseño seleccionados fueron: turbiedad inicial (TURB), dosis de coagulante (COAG) y presión transmembrana (PTM). La turbiedad (TURB) se seleccionó como factor de diseño por ser el parámetro principal objetivo a remover del agua cruda por el proceso de clarificación, previo al paso por la membrana. La dosis de coagulante (COAG) se seleccionó por ser el agente principal que permite la desestabilización de las partículas y aglomeración de la materia suspendida en el agua. La presión transmembrana (PTM) se seleccionó debido a que funciona junto con la resistencia hidráulica como indicador del ensuciamiento de la membrana.

El número de experimentos requeridos para cada reactivo fue, de acuerdo a la Ec. 4.13, de:

$$N = 2^3 + 2(3) + 4 = 18$$

Debido a que se seleccionó efectuar cuatro repeticiones del punto central en el DCC para obtener grados de libertad adicionales que permitieran estimar mejor el error en la tabla ANOVA, no fue necesario realizar duplicados. Con base en lo anterior, en esta prueba se realizaron 18 experimentos para cada combinación coagulante-floculante, resultando un total de 36 experimentos. Los experimentos fueron numerados del 1 al 18 de acuerdo al orden aleatorio arrojado por el programa *Statgraphics*.

**Tabla 5.1. Matriz experimental con valores codificados y naturales del DCC para las pruebas experimentales de CF-S y MF con el coagulante poliamina (APM)**

Experimento	Valores codificados			Valores reales		
	TURB	COAG	PTM	TURB [UNT]	COAG [mg/L]	PTM [bar]
1	-1	1	1	168	4.5	0.6
2	0	0	0	303	2.8	0.45
3	1	1	-1	439	4.5	0.3
4	0	0	-1.68179	303	2.8	0.15
5	-1	-1	-1	168	1	0.3
6	-1	1	-1	168	4.5	0.3
7	0	0	1.68179	303	2.8	0.75
8	1	-1	-1	439	1	0.3
9	1.68179	0	0	477	2.8	0.45
10	-1	-1	1	168	1	0.6
11	1	-1	1	439	1	0.6
12	0	1.68179	0	303	5	0.45
13	-1.68179	0	0	130	2.8	0.45
14	0	0	0	303	2.8	0.45
15	1	1	1	439	4.5	0.6
16	0	0	0	303	2.8	0.45
17	0	0	0	303	2.8	0.45
18	0	-1.68179	0	303	0.5	0.45

La Tabla 5.1 muestra la matriz experimental con los valores codificados y naturales de cada factor Turbiedad (TURB), dosis de coagulante (COAG) y presión transmembrana (PTM); los valores de estos factores se presentan de manera codificada (-1.68179, -1, 0, 1, 1.68179), lo que permite simplicidad para efectuar los cálculos en el análisis estadístico (Gutiérrez y De la Vara, 2008). Los valores reales o naturales correspondientes a la matriz codificada para los factores de diseño se presentan en la Tabla 5.2.

**Tabla 5.2 Valores codificados y reales de los factores empleados en el DCC para las pruebas de CF-MF con dos tipos de coagulantes**

Factores	Niveles				
	-1.68179	-1	0	1	1.68179
<i>TURB [UNT]</i>	130	168	303	439	477
<i>COAG [mg/L]</i>					
<i>Sulfato de aluminio [mg/L]</i>	15	29.8	82.5	135.2	150
<i>Poliamina [mg/L]</i>	0.5	1	2.8	4.5	5
<i>PTM [bar]</i>	0.15	0.30	0.45	0.60	0.75

Los valores de TURB se seleccionaron con base en un análisis estadístico (frecuencia) de los datos históricos más altos de turbiedad registrados en la PPM durante la época de lluvias. Las dosis de coagulante se seleccionaron con base en los resultados reportados en un estudio previo (Rocha, 2011), en el que se utilizaron estos reactivos. Los valores de PTM fueron establecidos mediante recomendaciones del fabricante del equipo de MF (Pall corporation) como aceptables para la potabilización de agua superficial con el tratamiento previo de coagulación-floculación-sedimentación.

Las variables de respuesta seleccionadas para ambos reactivos fueron: Turbiedad Residual (rTurb), Color real residual (rCol), Carbono orgánico disuelto residual (rCOD), absorbancia a 254 y 272 nm y volumen de lodos producidos generados del proceso de CF-S (Lodos). La rTurb se eligió por ser el parámetro principal objetivo a remover con el proceso de clarificación. El rCol se seleccionó ya que además de ser un parámetro físico de medición de calidad del agua potable en la normatividad nacional, se encuentra relacionado con la cantidad de MON presente en el agua. El rCOD se eligió por ser un parámetro indirecto para la medición de MON en el agua, la cual puede ser difícil de remover por coagulación-floculación y puede llegar a provocar ensuciamiento en la membrana. Las absorbancias a 254 y 272 nm se eligieron por ser parámetros indirectos de la presencia de compuestos orgánicos con anillos aromáticos. Disminuir la producción de lodos ayuda a abatir la inversión y operación del manejo y disposición final dentro de una planta potabilizadora, por lo que es de suma importancia considerarlos.

Los resultados experimentales se alimentaron a los paquetes informáticos *StatGraphics XV Centurion* y *Design expert* para realizar el análisis estadístico.

### 5.1.2 Materiales y reactivos

A continuación se detallarán los materiales y reactivos que fueron empleados para las pruebas de CF-S-MF con una sal metálica (SA) y un polímero con alto peso molecular (poliamina).

#### Agua a tratar

El agua utilizada en la experimentación se colectó en la presa Madín en el punto con coordenadas N19° 31.872', W 099° 15.894' y 13 ft de elevación (Figura 5-2). Se realizó un análisis de los estudios históricos tanto del influente como del efluente de la PPMD (PYCORSA, 1980; CONAGUA y Solano Consultores, 1999; Ramírez *et al.*, 2008; CONAGUA, 2011) con la finalidad de obtener un agua a tratar con las características propias del influente de la época de lluvias (*Anexo B*). Fue necesario adicionar Bentonita para alcanzar los niveles de turbiedad fijados en el diseño de experimentos (*Anexo E*).



Figura 5-2 Ubicación del punto de muestreo del agua a tratar en la presa Madín

#### Coagulantes y floculantes

Para las pruebas de coagulación-floculación-sedimentación, como pretratamiento de la membrana de MF, se decidió comparar el sulfato de aluminio al mejor coagulante polimérico reportado en el estudio de Rocha (2011) para el tratamiento del agua cruda de la presa Madín. Las características de los coagulantes y del mejor floculante utilizado en el estudio de Rocha (2011) se reportan en la Tabla 5.3. Los cálculos para la preparación de las soluciones de los agentes coagulantes y del floculante a dosificar durante la experimentación se presentan en el *Anexo E*.

Tabla 5.3. Reactivos empleados en las pruebas de coagulación-floculación

Prueba	Tipo	Proveedor	Nombre muestra	Sustancia activa	Carga/PM	Clave experimental
1	Coagulante	KEMIRA	Sulfato de Aluminio libre de Fe	Al <sub>2</sub> (SO <sub>4</sub> ) <sub>3</sub>	Catiónica/bajo	SA
	Floculante	KEMIRA	C 577	Poliamina	Catiónica/bajo	Pa
2	Coagulante	SNF-FLOERGER	FL 2949	Poliamina	Catiónica/alto	Poliamina
	Floculante	KEMIRA	C 577	Poliamina	Catiónica/bajo	Pa



Los polímeros catiónicos con bajo peso molecular se pueden utilizar para reemplazar a las sales metálicas como coagulantes primarios para la remoción de MON; los polímeros catiónicos de alto peso molecular regularmente funcionan como puentes entre flóculos y partículas macroscópicas en la etapa posterior al mezclado rápido (Moon *et al.*, 2009).


La carga catiónica de las poliaminas depende del pH (la carga máxima se da a pH<6) y son sensibles al cloro, razón por la cual son menos utilizadas en comparación con otros coagulantes poliméricos como el Poly-DADMAC (Hendricks, 2006). Cabe mencionar que con base en el análisis estadístico realizado en el estudio previo de Rocha (2011) se concluyó que la dosis de este floculante no mostraba una influencia significativa sobre los resultados de remoción de turbiedad y color, por lo que para el presente estudio, la dosis del floculante PA se fijó en 0.36 mg/L. Así también, en ese estudio se demostró que, para el agua en estudio, valores altos de turbiedad pueden ser reducidos al incrementar la dosis de coagulante y usando preferencialmente bajas dosis de floculante; altas dosis de floculante en combinación con bajas dosis de coagulantes representan una baja remoción de turbiedad, atribuido a la cantidad baja de coagulante empleado (Rocha, 2011). Esto coincide también con lo reportado por Bolto y Gregory (2007) que utilizaron otro tipo de agua. Adicionalmente, disminuir la producción de lodos ayuda a reducir la inversión por el manejo y disposición final.

### Membrana de MF

La membrana de MF modelo Microza a utilizar es construida por Asahi Kasei chemicals corporation y distribuida por Pall Corporation. De acuerdo a la Tabla 5.4, es un módulo de fibra hueca del tipo lápiz capaz de desarrollar experimentos a nivel laboratorio para probar su funcionamiento previo al desarrollo de módulos a escala. De acuerdo al proveedor, este sistema se caracteriza por una buena resistencia física y química, así como por la completa remoción de bacterias y organismos patógenos como el *Cryptosporidium*.

Este módulo a escala laboratorio proveerá la información necesaria con pequeños volúmenes de agua de alimentación, incluyendo compatibilidad de soluciones, capacidad de separación, flux, condiciones óptimas de operación y protocolos adecuados de limpieza.

**Tabla 5.4. Características de la membrana de MF modelo Microza**

	Configuración	Fibra hueca
	Material de la membrana	PVDF (hidrofóbica)
	Tamaño de poro nominal	0.1 µm
	Área de filtración total	0.02 m <sup>2</sup>
	Diámetro interior de fibra	0.7 mm
	Diámetro exterior de membrana	1.3 mm
	Longitud del módulo	102 mm
	Temperatura máxima de operación	50°C
	Intervalo de pH	2 – 10
	Condiciones estándar de operación	15-25 mL/min
	Presión máxima de operación (PTM)	1.52 bar
	Tipo de filtración	Extremo cerrado
	Dirección de flujo	Afuera hacia adentro

### Bentonita

Para acondicionar a los diferentes valores de turbiedad requeridos por el diseño de experimentos, se utilizó Bentonita (100%, Sigma-Aldrich) ya que es la arcilla más utilizada para pruebas a nivel laboratorio (Barbot *et al.*, 2008; Lagaly *et al.*, 2003). Mediante pruebas en el laboratorio se determinó que por cada 0.15 g/L la turbiedad se incrementaba en 40 UNT.

### Hidróxido de Sodio e Hipoclorito de Sodio

Por recomendaciones del proveedor de la membrana de MF (Pall corporation), para la limpieza de compuestos orgánicos se utilizó una mezcla de soluciones de hidróxido de sodio al 2% (p/p) (NaOH, 97%, Anasol) e hipoclorito de sodio al 0.1% (v/v) (NaClO, 5%, Cloralex). Así también, para conservar la membrana protegida de cualquier tipo de ensuciamiento mientras que no se encontrara en operación se utilizó una solución de hipoclorito de sodio a 500 ppm.

### Ácido cítrico y Ácido Clorhídrico

Por recomendación del proveedor de la membrana de MF (Pall corporation), para la limpieza de compuestos inorgánicos se utilizó una mezcla de soluciones de ácido cítrico a 2% (p/p) (Ácido Cítrico, 100%, Baker) y ácido clorhídrico a 1% (v/v) (HCl, 37.1%, Baker).

### 5.1.3 Sistemas y técnicas experimentales

Para llevar a cabo las pruebas de C-F-S-MF se utilizó el sistema mostrado en la Figura 5-3 y las técnicas experimentales siguientes:

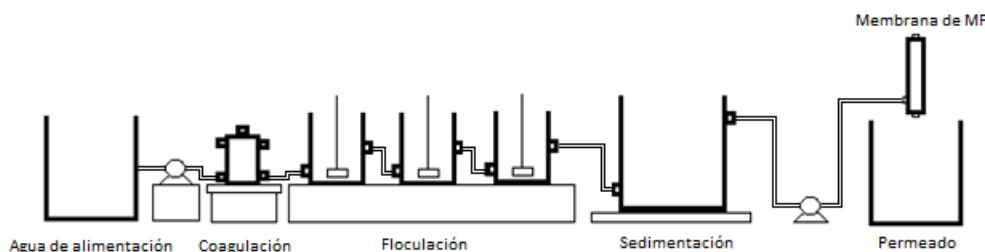


Figura 5-3 Diagrama del sistema experimental utilizado en las pruebas de CF-S-MF

El sistema experimental con un flujo de 0.07 L/min, consta de un arreglo de reactores alimentados por una cubeta con capacidad de 5L del agua a tratar por medio de una bomba peristáltica marca Cole Parmer, modelo MIDI-Vario MS/CA 4-6, tal como puede observarse en la Figura 5-4.



Figura 5-4 Reactor de coagulación

El agua alimentada en el reactor de coagulación (con forma cilíndrica) es mezclada mediante una parrilla de agitación marca Thermolyne, modelo Climarec 1. Posteriormente, el agua coagulada se enviaba a la floculación en tres etapas. Como puede observarse en la Figura 5-5 cada uno de los tanques de floculación se encuentra dotado de una paleta de agitación que a su vez es acoplada a un rotor, simulando la agitación mecánica por paletas planas utilizada actualmente en la PPMD. El tanque de sedimentación cuenta con una capacidad de 2L.

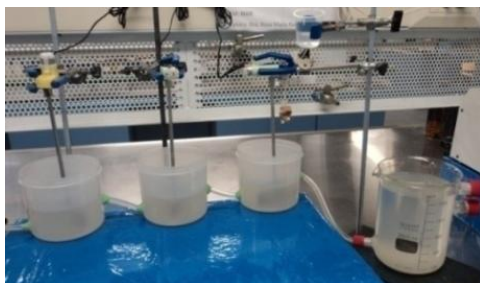


Figura 5-5 Reactores de floculación y tanque de sedimentación

Los tiempos de residencia y velocidades de agitación de las etapas de coagulación-floculación-sedimentación son similares a los utilizados en la PPMD y se muestran en la Tabla 5-5.

Tabla 5.5 Parámetros de operación para la etapa de coagulación- floculación-sedimentación

Etapa	Volumen [mL]	Tiempo de residencia [min' s'']	Velocidad de agitación [rpm]
<b>Coagulación</b>	50.0	16"	≈300
<b>Floculación</b>	452.4	6' 31"	100
	497.6	7' 46"	58
	577.0	9' 37"	44
<b>Sedimentación</b>	2,000	60' 00"	0

Los agitadores mecánicos se diseñaron con las mismas dimensiones y material que los agitadores instalados en el equipo de prueba de jarras *Stirrer Model 7790-400, Philipps and Bird* y cada uno de ellos se acopló a un motor-reductor de la marca Gorila y SW, que de acuerdo a datos del fabricante con 6V se tienen velocidades comprendidas entre 80 y 100 rpm respectivamente.

Para la medición del volumen de lodos generados (Lodos) se utilizó un cono Imhoff, el cual se alimentaba de forma simultánea al sedimentador, tal como puede observarse en la Figura 5-6.



Figura 5-6 Cono Imhoff

En todas las pruebas de CF-S-MF no se modificó el pH inicial del agua. Así también dichas pruebas se realizaron a temperatura ambiente  $20.2 \pm 2.3^\circ\text{C}$ .

Los valores de turbiedad, color real, COD, así como absorbancia 254 y 272 nm se cuantificaron antes del proceso de clarificación, después de la sedimentación y en el permeado de la membrana de MF. La metodología de medición de los parámetros evaluados se indica en el *Anexo D*.

En la etapa de filtración con membranas se utilizó, para cada serie de pruebas y cada combinación de coagulante-floculante, un módulo nuevo de MF descrito en el apartado de materiales y reactivos. Dicho módulo, como puede observarse en la Figura 5-7, se alimentó con el sobrenadante del proceso de sedimentación mediante una bomba peristáltica marca Cole Parmer, modelo L/S. En cada experimento se fijó la PTM mediante un manómetro seco con un intervalo de medición de 0 a 2 bar (0 a 30 PSI), que permitió medir el intervalo de valores establecidos en el DDE. El volumen de permeado se cuantificó a intervalos de tiempo establecidos por Wachinski *et al.* (2007), así como por recomendaciones del fabricante con la finalidad de determinar el flujo y con ello analizar el comportamiento de la membrana durante el tiempo de operación del experimento. Posterior al registro de flux de permeado, el experimento era detenido y se registraba cada una de las variables de respuesta establecidas en el DDE.

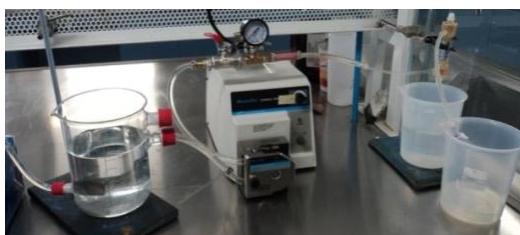


Figura 5-7 Tanque de sedimentación que alimenta a la membrana de MF

Después de realizar el registro de las variables de respuesta del proceso, se procedió a realizar la limpieza física por retrolavado para remover el ensuciamiento reversible. El retrolavado consistió en hacer circular durante 30 min agua destilada y filtrada a  $0.45 \mu\text{m}$  a un flujo de 25 mL/min. Posteriormente, se realizaba la prueba de integridad específica para el tipo de membrana y recomendada por el fabricante, la cual mediante la comparación de los valores de flux antes y después de la filtración con la membrana, indicará de forma indirecta el nivel de ensuciamiento generado por cada experimento. En la prueba de integridad se hacían circular 200 mL de agua destilada y filtrada a  $0.45 \mu\text{m}$  con una presión de 0.14 bar con el puerto de recirculación cerrado, verificando que la reducción de flux no fuese mayor al 10% del obtenido antes de realizar el siguiente experimento (membrana limpia). De acuerdo a Lerch *et al.*, (2005), se estima que después de realizar de dos a tres limpiezas físicas, es necesario realizar una limpieza química para mantener una tasa de recuperación aproximada del 96% del flux inicial.

En el caso de que el flux se viera reducido en más del 10% se procedía a realizar una limpieza química (Lozier *et al.*, 2006; Pall, 2011), en la que para remover componentes inorgánicos se aplicó una solución de ácido cítrico al 2% (p/p) y ácido clorhídrico al 1% (v/v) durante 1 h, utilizando un flujo de 30 mL/min. Posterior al enjuague con 1 L de agua destilada y filtrada a  $0.45 \mu\text{m}$ , se realizó un lavado químico con una solución de NaOH al 2% (p/p) y NaClO al 0.1% (v/v) durante un período de 1 h utilizando un flujo de 30 mL/min para remover los componentes orgánicos. Posterior a cada limpieza química se realizó un enjuague con agua destilada y filtrada a  $0.45 \mu\text{m}$  con flujo de 30 mL/min durante 30 min.

El tiempo en el que la membrana se encontraba fuera de operación regularmente fue de 10 h después del término de cada experimento, por lo que para prevenir el ensuciamiento orgánico en ese lapso de tiempo se recircularon 300 mL de una solución con 500 ppm de NaOH durante 30 min con flujo de 25 mL/min. Cuando se planeaba utilizar nuevamente la membrana era necesario circular 2 L de agua destilada con flujo de 30 mL/min para remover la solución de NaOH.

Los cálculos para la preparación de las soluciones de los agentes químicos para la limpieza de la membrana de MF se describen a detalle en el *Anexo E*.

Debido a que uno de los aspectos más críticos del empleo de la tecnología de membranas es asegurar que éstas se encuentren intactas y continúen constituyendo una barrera entre el agua de alimentación y el permeado, fue necesario realizar la prueba de integridad en el momento en el que ésta presentara un decremento brusco de flujo de permeado, señal que nos indica la presencia de ensuciamiento.

#### 5.1.4 Costos de operación

En la Tabla 5.6 se presentan los conceptos que fueron considerados para la determinación del costo de operación para ambas combinaciones evaluadas (Dunphy, 1991; Schäfer *et al.*, 2000; Porcelli *et al.*, 2010; Mundo, 2011).

**Tabla 5.6 Conceptos utilizados en la determinación del costo de operación**

Consumo de energía de agitadores y equipo de bombeo	
Consumo de coagulante	
Consumo de floculante	
Consumo NaOH	<i>Limpieza orgánica de la membrana</i>
Consumo NaClO	
Consumo Ácido Cítrico	<i>Limpieza inorgánica de la membrana</i>
Consumo HCl	
Sustitución membranas	
Mano de obra requerida	

#### Determinación del costo de energía

##### *Agitadores*

Para determinar el costo de energía en el proceso de coagulación-floculación se consideró la potencia hidráulica necesaria para la mezcla rápida y las tres diferentes mezclas lentas, las cuales se calculan a partir de la ecuación de gradiente de velocidad mostrada en la ecuación 5.0 (Hendricks, 2006):

$$G = \sqrt{\frac{P}{\mu V}} \quad \text{Ec. 5.0}$$

Donde:

G: Gradiente, [s<sup>-1</sup>]

P: Potencia hidráulica, [watts]

$\mu$ : Viscosidad dinámica, [kg/ms]

V: Volumen del tanque, [m<sup>3</sup>]

El análisis dimensional de la ecuación 5.0 es el siguiente:

$$G = \sqrt{\frac{\frac{kg * m^2}{s^3}}{\left(\frac{kg}{m * s}\right) * m^3}} = \sqrt{\frac{1}{s^2}} = s^{-1}$$

Al despejar la potencia hidráulica de la ecuación 5.0 y tomando en cuenta que  $V = T_R * Q$  se desarrollan las ecuaciones siguientes.

$$P_c = (G^2 * \mu * T_R * Q) * \frac{(86400 \frac{s}{d})}{3.6 * 10^6 \frac{J}{kWh}} \quad Ec. 5.1$$

$$P_{F1} = (G^2 * \mu * T_R * Q) * \frac{(86400 \frac{s}{d})}{3.6 * 10^6 \frac{J}{kWh}} \quad Ec. 5.2$$

$$P_{F2} = (G^2 * \mu * T_R * Q) * \frac{(86400 \frac{s}{d})}{3.6 * 10^6 \frac{J}{kWh}} \quad Ec. 5.3$$

$$P_{F3} = (G^2 * \mu * T_R * Q) * \frac{(86400 \frac{s}{d})}{3.6 * 10^6 \frac{J}{kWh}} \quad Ec. 5.4$$

Donde:

$P_h$ : Potencia hidráulica, [kWh/d]

G: Gradiente, [s<sup>-1</sup>]

$\mu$ : Viscosidad dinámica, [kg/ms]

$T_R$ : Tiempo de residencia, [min]

Q: Caudal, [m<sup>3</sup>/min]

El análisis dimensional de las ecuaciones 5.1 a 5.4 es el siguiente:

$$P = \left[ (s^{-2}) \left( \frac{kg}{m * s} \right) (min) \left( \frac{m^3}{min} \right) \right] * \frac{\frac{s}{d}}{\frac{J}{kWh}} = \frac{\left( \frac{J}{s} \right) \left( \frac{s}{d} \right)}{\frac{J}{kWh}} = \frac{kWh}{d}$$

En el caso del costo de energía eléctrica (Ce) se consideró el promedio aritmético de la tarifa 6 (servicio para bombeo de aguas potables o negras, de servicio público) para el año 2011, publicada en el portal electrónico de la CFE.

$$C_c = \frac{P_c * C_e * \frac{1000L}{1m^3}}{Q * \left( \frac{60min}{1h} \right) * \left( \frac{24h}{1d} \right)} \quad Ec. 5.5$$

$$C_{F1} = \frac{P_{F1} * C_e * \frac{1000L}{1m^3}}{Q * \left( \frac{60min}{1h} \right) * \left( \frac{24h}{1d} \right)} \quad Ec. 5.6$$

$$C_{F2} = \frac{P_{F2} * C_e * \frac{1000L}{1m^3}}{Q * \left(\frac{60min}{1h}\right) * \left(\frac{24h}{1d}\right)} \quad \text{Ec. 5.7}$$

$$C_{F3} = \frac{P_{F3} * C_e * \frac{1000L}{1m^3}}{Q * \left(\frac{60min}{1h}\right) * \left(\frac{24h}{1d}\right)} \quad \text{Ec. 5.8}$$

$$C_{eT} = (C_C + C_{F1} + C_{F2} + C_{F3}) * 1.15 \quad \text{Ec. 5.9}$$

Donde:

$C_n$ : Costo de energía, [MXN/m<sup>3</sup>]

$P_n$ : Potencia hidráulica, [kWh/d]

$C_e$ : Costo de energía eléctrica, (1.4959 MXN/kWh)

N: Eficiencia del equipo 60% (Porcelli *et al.*, 2010)

Q: Caudal, [L/min]

El análisis dimensional de las ecuaciones 5.5 a 5.8 es el siguiente:

$$C = \frac{\left(\frac{kWh}{d}\right) \left(\frac{MXN}{kWh}\right) \left(\frac{L}{m^3}\right)}{\left(\frac{L}{min}\right) \left(\frac{min}{h}\right) \left(\frac{h}{d}\right)} = \frac{MXN}{m^3}$$

#### Bombeo hacia la membrana de MF

Para determinar el costo del consumo de energía eléctrica para el proceso de microfiltración se utilizó la ecuación 5.10 (Dunphy, 1991):

$$C_{MF} = C_e * E_e \quad \text{Ec. 5.10}$$

Donde:

$C_{MF}$ : Consumo de energía por la membrana de MF, [MXN/m<sup>3</sup>]

$C_e$ : Costo de energía eléctrica, (1.4959 MXN/kWh)

$E_e$ : Energía específica, (0.4 kWh/m<sup>3</sup>)

El análisis dimensional de la ecuación 5.10 es el siguiente:

$$C = \left(\frac{MXN}{kWh}\right) \left(\frac{kWh}{m^3}\right) = \frac{MXN}{m^3}$$

La energía específica, es la energía consumida durante el proceso de MF, que se calculó mediante el volumen de agua producido en función del consumo de energía de los equipos de bombeo.

#### Costo de coagulante y floculante

Para las pruebas realizadas con la combinación poliamina (APM)-Pa (BPM) se utilizó el coagulante FL2949 con un costo de 2.42 USD/kg y el floculante C-577 con costo de 2.15 USD/kg, proporcionados por los fabricantes. El costo de la aplicación de coagulante y floculante se obtiene mediante la ecuación 5.11 (Escobar, 2004):

$$C_{poliamina-Pa} = (Dosis_{poliamina} * \$poliamina) + (Dosis_{Pa} * \$Pa) \quad \text{Ec. 5.11}$$

Donde:

$C_{poliamina-Pa}$ : Costo de poliamina-Pa, [USD/m<sup>3</sup>]

$Dosis_{poliamina/Pa}$ : Dosis promedio de poliamina/Pa, [USD/kg]

$\$poliamina/Pa$ : Costo de cada kg de poliamina/Pa, [USD/kg]

Para las pruebas realizadas con la combinación SA-Pa se utilizó el coagulante SA con un costo de 0.148 USD/kg y el floculante C-577 con costo de 2.15 USD/kg. El costo de la aplicación de coagulante y floculante se obtiene mediante la ecuación 5.12 (Escobar, 2004):

$$C_{SA-Pa} = (Dosis_{SA} * \$SA) + (Dosis_{Pa} * \$Pa) \quad \text{Ec. 5.12}$$

*Donde:*

$C_{SA-Pa}$ : Costo de SA-Pa, [USD/m<sup>3</sup>]

$Dosis_{SA/Pa}$ : Dosis promedio de SA/Pa, [kg/m<sup>3</sup>]

$\$SA/Pa$ : Costo de cada kg de SA/Pa, [USD/kg]

El análisis dimensional de las ecuaciones 5.11 y 5.12 es el siguiente:

$$C = \left[ \left( \frac{kg}{m^3} \right) \left( \frac{USD}{kg} \right) \right] + \left[ \left( \frac{kg}{m^3} \right) \left( \frac{USD}{kg} \right) \right] = \frac{USD}{m^3}$$

### **Mano de obra requerida**

Para mantener y operar una planta únicamente con el proceso de MF se necesita de una persona por la naturaleza de la operación y debido a la automatización del proceso. El personal requerido para mantener y operar una planta con el proceso de CF-S-MF dependerá del caudal que maneje la planta. Para la estimación de costos del presente proyecto se consideran tres personas que supervisen la dosificación de reactivos para la coagulación-floculación, el funcionamiento de las membranas de MF, la limpieza física y química de las membranas, disposición de lodos generados, así como posibles fugas o fallas presentes en el sistema.



## 5.2 Pruebas de CF-S y MF con polímeros para evaluar la vida útil de la membrana

Para las pruebas de CF-S-MF para evaluar la vida útil de la membrana se utilizaron los mismos materiales y reactivos (5.1.2) y sistema experimental (5.1.3) que los utilizados para las pruebas de optimización.

### 5.2.1 Técnica experimental

Como se muestra en la Figura 5-8 se realizaron pruebas de laboratorio de CF-S-MF a régimen continuo (0.07 L/min) con la combinación coagulante-floculante que mejor comportamiento presentó en las pruebas de optimización. La presión transmembrana (PTM) y la dosis de coagulante (poliamina de APM) obtenida de las pruebas de optimización para el nivel de turbiedad mas crítica en el agua de la Presa Madín (477 UNT) fueron utilizadas. Se realizaron tres corridas, y en cada una de ellas se tomaron muestras del permeado cada 2 min durante un lapso de 10 min, y posteriormente se aplicaba la limpieza química a la membrana de MF. Se determinó el tiempo de vida útil de la membrana de MF (comportamiento del porcentaje de recuperación del flux inicial de la membrana durante la experimentación), el nivel de ensuciamiento en la membrana y el comportamiento de las respuestas en el permeado (turb, color real, COD, Abs<sub>254</sub> y Abs<sub>272</sub>).

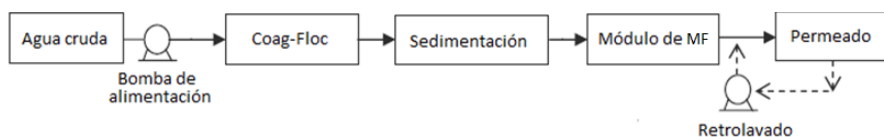


Figura 5-8 Tren de tratamiento utilizado durante ambas pruebas

## 5.3 Técnicas analíticas

La Tabla 5.7 presenta los parámetros fisicoquímicos del agua (con su respectivo, método y equipo) que se cuantificaron durante las pruebas experimentales de CF-S-MF. En el Anexo D se describe con detalle cada una de las metodologías de medición de los parámetros evaluados.

Tabla 5.7 Métodos analíticos para la determinación de los parámetros fisicoquímicos del agua

Parámetro	Método	Equipo
Turbiedad	EN ISO 7027 (US EPA)	Turbiquant 1000 IR Merck
Color real	8025 (HACH Company, 2008)	DR/4000U HACH
COD	5310 (APHA <i>et al.</i> , 1998)	Analizador de COT; ASI-V Shimadzu
Abs <sub>254</sub>	10054 (HACH Company, 2010)	DR/4000U HACH
Abs <sub>272</sub>	10054 (HACH Company, 2010)	DR/4000U HACH
Volumen de Lodos	NMX-AA-004-SCFI-2000	Cono Imhoff

## 6 RESULTADOS Y DISCUSIÓN

### 6.1 Pruebas de optimización de los procesos de CF-S y MF con dos coagulantes

#### 6.1.1 Pruebas de CF-S-MF utilizando sulfato de aluminio como coagulante

##### Análisis cualitativo de resultados experimentales

Los resultados de la matriz experimental de la combinación de coagulante y floculante SA-PA (BPM) se presentan en la Tabla 6.1, la cual contiene también los valores iniciales de COD y color del agua a tratar y los valores reales de los factores de optimización (Turbiedad (TURB), dosis de coagulante (COAG) y presión transmembrana (PTM)). Los resultados experimentales de las variables de respuesta (Turbiedad Residual (rTurb), Color real residual (rCol), Carbono orgánico disuelto residual (rCOD)) a excepción del volumen de lodos (Lodos) se presentan en términos de porcentajes de remoción.

**Tabla 6.1 Matriz experimental del DCC con los valores reales de cada experimento y los resultados de las variables de respuesta en términos de porcentajes de remoción para SA-Pa (BPM)**

Experimento	Valores iniciales		Factores de diseño no codificados			Clarificación (CF-S)				CF-S-MF		
	COD [mg/L]	Color [U Pt-Co]	TURB [UNT]	COAG [mg/L]	PTM [bar]	Lodos [mL/L]	rTurb %	rCol %	rCOD %	rTurb %	rCol %	rCOD %
1	7.44	315	168	29.8	0.6	11	97.7	96.8	6.5	99.2	99.2	26.6
2	6.41	520	303	82.5	0.15	20	98.8	97.3	16.9	99.9	99.9	53.4
3	7.22	315	168	135.2	0.3	15	97.7	92.7	32.5	99.7	100.0	48.9
4	6.95	520	303	15	0.45	13	92.2	88.2	0	99.5	100.0	0.9
5	6.41	520	303	82.5	0.45	18	97.8	94.5	40.5	99.8	100.0	47.6
6	7.38	550	439	29.8	0.6	20	98.5	93.8	32.8	99.8	99.8	38.1
7	7.34	520	303	150	0.45	27	98.2	94.1	10.0	99.6	99.5	46.7
8	6.57	491	303	82.5	0.45	20	98.4	97.3	21.6	99.9	100.0	51.1
9	7.11	337	168	29.8	0.3	10.5	97.9	95.4	36.6	99.5	99.5	40.6
10	6.57	520	303	82.5	0.45	22	97.6	97.1	17.1	99.9	100.0	54.3
11	7.11	299	168	135.2	0.6	16	98.5	93.9	35.9	99.8	100.0	45.3
12	8.05	520	439	135.2	0.3	22	98.9	95.9	50.3	99.9	100.0	58.1
13	6.35	520	303	82.5	0.45	22	98.7	97.3	29.9	99.9	100.0	50.3
14	7.88	520	439	29.8	0.3	18	98.8	97.8	34.0	99.9	100.0	37.8
15	6.35	285	303	82.5	0.75	19	98.6	95.9	31.5	99.8	100.0	36.9
16	8.36	520	477	82.5	0.45	23	99.2	97.2	25.7	99.9	100.0	33.4
17	10.23	520	439	135.2	0.6	25	99.0	96.9	14.6	99.9	99.8	15.9
18	6.84	222	130	82.5	0.45	13	97.1	95.0	31.2	99.5	99.1	45.4

Como se puede observar en la Tabla 6.1, el proceso de clarificación presentó en general altos porcentajes de remoción que oscilan de 92.2% hasta 99.2% para turbiedad y de 88.2% a 97.8% para color. Al acoplar la filtración con membranas de MF (CF-S-MF) los porcentajes de remoción incrementaron, llegando a presentar un mínimo de 99.2% y un máximo de 99.9% para turbiedad, y de 99.1% - 100% para color.

El valor inicial de la MON en términos de COD para todos los experimentos presentó un valor promedio de 7.25 mg/L y una desviación estándar de 0.953. El porcentaje promedio de remoción en la clarificación para esta variable de respuesta fue de 26% y el intervalo osciló de 0 a 50.3%. Al aplicar la MF este intervalo fue de 0.9 a 58.1%, con un promedio de 41%, similar a lo reportado por Pressdee *et al.* (2006).

En la Figura 6-1 se presenta el valor de cada variable de respuesta (Turbiedad, color, COD, Lodos, Abs<sub>254</sub> y Abs<sub>272</sub>) en el clarificado (rayas en diagonal color negro) y en el permeado del proceso de CF-S-MF (rojo). Los experimentos se muestran en orden de menor a mayor dosis de coagulante, y aquellos con el mismo valor de dosis de coagulante de mayor a menor turbiedad.

Para cada experimento realizado, tanto la turbiedad residual, como el color real residual no presentaron ninguna tendencia en su comportamiento, ya que las condiciones de operación con base en el diseño de experimental fueron diferentes para cada uno de los 18 experimentos.

Durante la clarificación, el valor mínimo de turbiedad fue de 2.43 UNT y el máximo de 23.68 UNT. Al aplicar la filtración con membranas de MF se obtuvo un valor de rTurb máximo de 1.4 UNT, lo que significa que la turbiedad residual en el clarificado corresponde en su mayoría a partículas que se pueden retener en la membrana de MF. Todos los efluentes producidos cumplen con la normatividad nacional de 5 UNT (modificación de la NOM-127-SSA1-1994; Agua para uso y consumo humano. Límites permisibles de calidad y tratamientos a que debe someterse el agua para su potabilización).

El valor mínimo de color real durante la clarificación fue de 10 U Pt-Co y el máximo de 61.5 U Pt-Co. Después de la MF se obtuvieron efluentes con un valor máximo de rCol real de 2.5 U Pt-Co, por lo que todos cumplen con la normatividad nacional de 20 U Pt-Co establecidos en la modificación de la NOM-127-SSA1-1994.

El valor residual de la MON, en términos de COD, fue muy variable en los clarificados, ya que se obtuvo un valor mínimo de 3.8 mg/L y un máximo de 8.7 mg/L, con un valor promedio del porcentaje de remoción de 26%. Este promedio se encuentra dentro de los porcentajes de remoción reportados para el proceso de coagulación-floculación con sulfato de aluminio (entre 10% y 52% de MON en términos de COD) (Pikkarainen *et al.*, 2004; MWH, 2005; Matilainen *et al.*, 2010; Wang *et al.*, 2010). De acuerdo a lo reportado en literatura, con este coagulante se remueve más eficientemente la fracción hidrofóbica respecto a la hidrofílica (Carroll *et al.*, 2000) y se estima que el porcentaje máximo de remoción para MON hidrofílica es de 25% (Pikkarainen *et al.*, 2004; Pressdee *et al.*, 2006; Meyn *et al.*, 2011). Varios estudios han reportado que la MON hidrofílica es la principal responsable del ensuciamiento irreversible en las membranas hidrofóbicas de MF, por lo que su presencia en el clarificado es indeseable (Lee *et al.*, 2006; Fabris *et al.*, 2007; Spinette *et al.*, 2008).

Al filtrar el efluente clarificado con la membrana de MF, se obtuvo en el permeado un valor mínimo de 3 mg/L y un máximo de 8.6 mg/L de COD, así como un promedio del porcentaje de remoción de 40.6%. No obstante que el porcentaje de remoción promedio de COD obtenido en el permeado es mayor al del clarificado, resulta ser inferior a los reportados en literatura (35% a 66.4%, con porcentaje promedio de remoción de 56%). Se estima que la variación de la remoción de COD se debe a la relación entre la naturaleza de la MON y el material de fabricación de la membrana (Pikkarainen *et al.*, 2004; Fabris *et al.*, 2007; Chae *et al.*, 2009; Sun *et al.*, 2009).

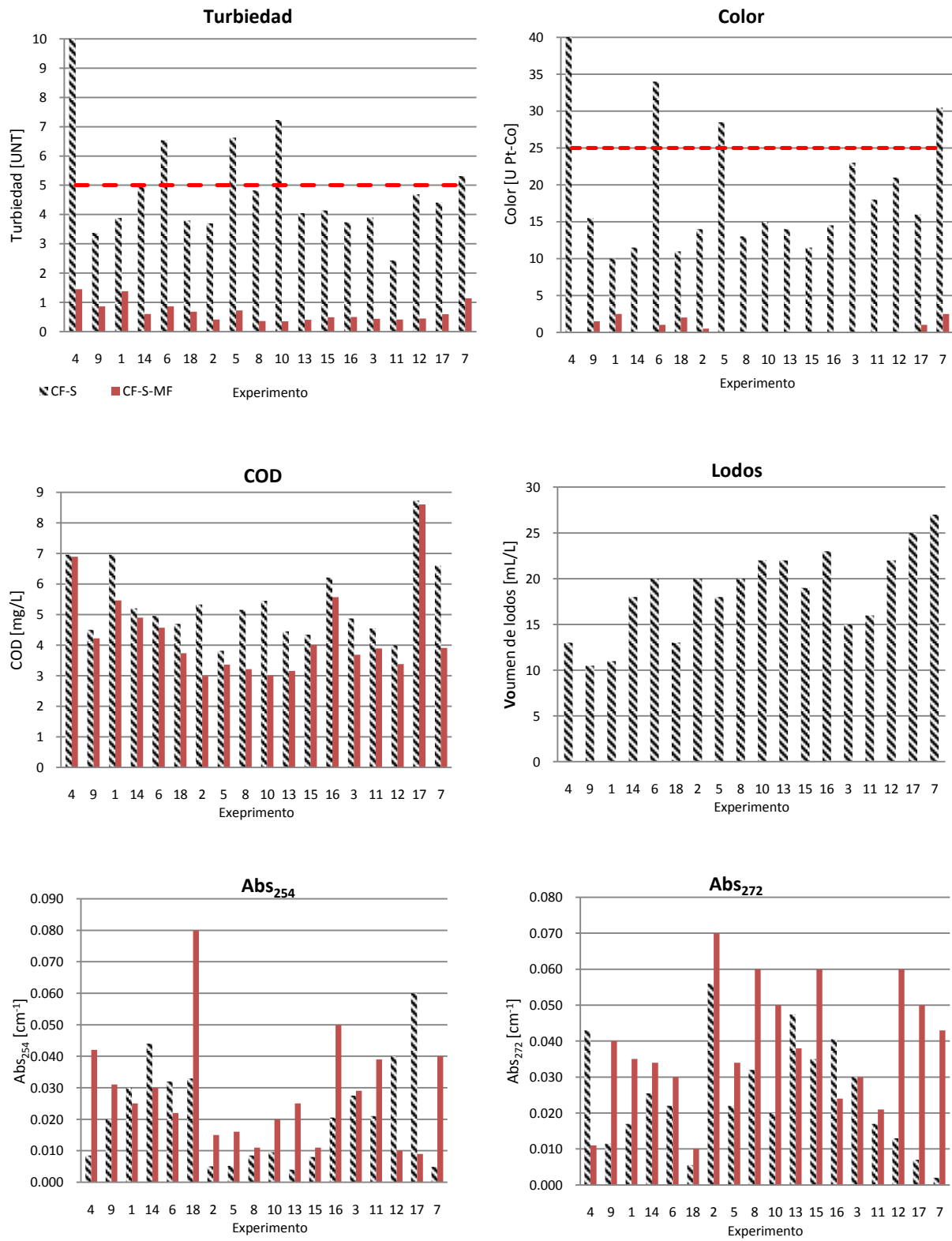


Figura 6-1 Resultados de las variables de respuesta de los efluentes clarificado con SA-Pa (BPM) y de los procesos de CF-S-MF

El factor de selectividad y el porcentaje de retención de la membrana de MF para COD resultaron ser en promedio de 0.808 y 19.2% respectivamente, lo que nos indica que durante la filtración con membranas existió una pobre selectividad y una baja retención de esta variable de respuesta.

Con la finalidad de determinar el tipo de fracción dominante (hidrofóbica o hidrofílica) de la MON presente en el clarificado y en el permeado del proceso de CF-S-MF y analizar su influencia en el ensuciamiento de la membrana, el parámetro SUVA fue analizado:

**Tabla 6.2 Valores de SUVA de los efluentes clarificados con SA-Pa (BPM) y de los procesos de CF-S-MF**

Experimento	CF-S	CF-S-MF	(CF-S-MF)-(CF-S)
	SUVA	SUVA	$\Delta$ SUVA
	[L/mg m]	[L/mg m]	[L/mg m]
1	0.43	0.46	0.03
2	0.09	0.5	0.41
3	0.56	0.79	0.23
4	0.12	0.61	0.49
5	0.14	0.48	0.34
6	0.45	0.48	0.03
7	0.07	1.02	0.95
8	0.16	0.34	0.18
9	0.44	0.73	0.29
10	0.17	0.67	0.50
11	0.46	1	0.54
12	0.1	0.3	0.20
13	0.09	0.79	0.70
14	0.85	0.61	-0.24
15	0.18	0.27	0.09
16	0.33	0.9	0.57
17	0.1	0.69	0.59
18	0.7	2.14	1.44

Varios estudios indican que la presencia de compuestos hidrofóbicos aromáticos contribuye al ensuciamiento de tipo reversible, mientras que compuestos hidrofílicos (polisacáridos de BPM, materia coloidal así como proteínas y azúcares de MPM) son las causantes del ensuciamiento irreversible en las membranas (Schäfer *et al.*, 2000; Lee *et al.*, 2006; Fabris *et al.*, 2007; Spinette *et al.*, 2008). De acuerdo a la Tabla 6.2, se infiere que tanto el clarificado como el permeado de la membrana de MF presentaron MON de tipo hidrofílico, ya que los valores de SUVA fueron menores a 2 L/mg m (Pikkarainen *et al.*, 2003; Bekbolet *et al.*, 2005; Ates *et al.*, 2009).

El incremento en los valores de SUVA al aplicar el tratamiento de CF-S-MF mostrado en la Tabla 6.2 se debe principalmente al aumento en los porcentajes de remoción de COD mediante la filtración con la membrana de MF, mientras que los valores de SUVA obtenidos por el tratamiento de CF-S se deben a la coagulación de compuestos orgánicos (hidrofóbicos) mediante el mecanismo de neutralización de cargas (Gray *et al.*, 2003; Kimura *et al.*, 2004).

El volumen de lodos producidos (Lodos) fue directamente proporcional a la cantidad de coagulante dosificado durante el proceso de clarificación, ya que a mayor dosis de coagulante se

obtendrá una cantidad mayor de lodos y, como consecuencia se podría mejorar la adsorción de las sustancias orgánicas e inorgánicas en el hidróxido de aluminio. A manera de comparación y debido a que no hay métodos precisos para estimar la tasa de producción de lodos por la variabilidad de picos de turbiedad y la dosis de reactivos requeridos para tratarlos, se empleó la fórmula empírica de Kawamura (1991), que a continuación se detalla:

$$\text{Tasa de producción de lodo de alumbre} \left[ \frac{\text{kg}}{1000\text{m}^3} \right] = [\text{Dosis de alumbre} [\text{mg/L}] * 0.264] + [\text{Turbiedad del agua} [\text{UNT}] * 1.3]$$

**Tabla 6.3 Comparación entre la producción de lodos obtenida en la experimentación con SA-Pa (BPM) y el valor calculado con la ecuación de Kawamura**

Experimento	Lodos	Kawamura
	[mL/L]	[mL/L]
1	11.0	11.3
2	20.0	20.8
3	15.0	12.7
4	13.0	19.9
5	18.0	20.8
6	20.0	28.9
7	27.0	21.7
8	20.0	20.8
9	10.5	11.3
10	22.0	20.8
11	16.0	12.7
12	22.0	30.3
13	22.0	20.8
14	18.0	28.9
15	19.0	20.8
16	23.0	32.1
17	25.0	30.3
18	13.0	9.5

Como se observa en la Tabla 6.3, la producción de lodos durante el proceso de clarificación presentó un valor mínimo de 10.5 mL/L y un máximo de 27 mL/L; estos valores son similares a los obtenidos por Rocha (2011), utilizando el mismo tipo de agua y dosis de coagulante-floculante. Adicionalmente, estos datos son similares a los resultados obtenidos mediante el cálculo de la tasa de producción de lodo con alumbre seco (Kawamura, 1991). En el *Anexo D* se muestra a detalle la memoria de cálculo de la ecuación de Kawamura.

En general, los valores de  $\text{Abs}_{254}$  de los efluentes clarificados se incrementaron al aplicar la filtración con membranas de MF. Durante la filtración con membranas se obtuvieron porcentajes de remoción que van desde 5.2% hasta 87.7%, con un promedio de 59.6%, valor menor al obtenido en estudios previos al aplicar la filtración con membranas de MF (75% en promedio) como consecuencia de la baja retención de MON hidrofóbica en la membrana (Choi *et al.*, 2004; Pikkariainen *et al.*, 2004; Chae *et al.*, 2008; Zhao *et al.*, 2010; Matilainen *et al.*, 2010). Únicamente el valor residual del permeado de los experimentos 4, 7, 16 y 18 se encuentra dentro de los valores reportados para agua filtrada ( $0.025\text{-}0.08 \text{ cm}^{-1}$ ) (Volk *et al.*, 2000), mientras que los valores obtenidos en los experimentos restantes se ubican dentro del rango reportado para aguas

superficiales ( $0.08-0.12 \text{ cm}^{-1}$ ) (Ates *et al.*, 2009). Los valores bajos de  $\text{Abs}_{254}$  en el efluente de la clarificación indican la presencia de sustancias húmicas, las cuales contribuirán al ensuciamiento reversible en la superficie de la membrana de PVDF debido a su gran tamaño y alto peso molecular (Schäfer *et al.*, 2000; Lee *et al.*, 2006; Fabris *et al.*, 2007). Se ha reportado que la influencia de la  $\text{Abs}_{254}$  en el ensuciamiento irreversible en la membrana dependerá de la relación entre los compuestos que la forman y las características de la membrana a utilizar (Fabris *et al.*, 2007).

Al final de la clarificación, los valores de  $\text{Abs}_{272}$  presentaron un comportamiento directamente proporcional a la dosis de coagulante aplicada y a su vez, al filtrar con membranas de MF estos valores se incrementaron, de manera que los compuestos causantes de la formación de SPD se reducen (Hsieh, 2001). El permeado de los experimentos 2, 7, 8, 10, 12, 15 y 17 se ubican dentro del rango reportado para agua filtrada ( $0.025-0.08 \text{ cm}^{-1}$ ), mientras que el resto presenta valores similares a los reportados para agua superficial ( $0.08-0.12 \text{ cm}^{-1}$ ). En general para el proceso de CF-S-MF se obtuvieron porcentajes de remoción que van desde 0% hasta 95.3%, con promedio de 66%, valor similar al máximo reportado en literatura (83% en promedio) (Fabris *et al.*, 2007).

Varios estudios (Carroll *et al.*, 2000; Spinette *et al.*, 2008) han reportado que al aumentar la presión transmembrana (PTM), la membrana retiene una mayor cantidad de contaminantes en un menor lapso de tiempo y en ocasiones llega a adsorber la MON presente en el agua y en los flóculos, provocando ensuciamiento de tipo irreversible, que se refleja en el súbito incremento de la resistencia hidráulica a través del tiempo.

El incremento en la resistencia hidráulica de la membrana a través del tiempo será más rápido a medida que los valores de turbiedad, color y COD en el influente sean mayores (Gray *et al.*, 2008; Yang *et al.*, 2009) ya que propician que una gran cantidad de macromoléculas se acumulen en la superficie de la membrana debido a la exclusión por tamaño de poro (Weber, 1972; Crozes *et al.*, 1997). El incremento en la resistencia hidráulica reduce el flux y en ocasiones afecta de manera positiva la calidad del permeado (turbiedad, color, COD), ya que en la superficie de la membrana se genera una torta cuya resistencia hidráulica se añade a la resistencia inicial funcionando como una segunda membrana, sin embargo dependiendo de las características de la MON la segunda puede ser adsorbida provocando un ensuciamiento irreversible de la membrana. El valor reportado para la resistencia hidráulica de una membrana limpia de MF del tipo fibra hueca construida en PVDF, similar a la utilizada en este estudio, es de  $10^6 \text{ m}^{-1}$  (Parsons y Jefferson, 2006). A medida que se genere la torta y la membrana se va ensuciando, este valor se incrementará hasta llegar al orden de  $10^{11} \text{ m}^{-1}$  (Pikkarainen *et al.*, 2004; Porcelli *et al.*, 2010; Zhao *et al.*, 2010).

Para evitar que la eficiencia de remoción de color, turbiedad y COD en cada prueba estuviera influenciada por el ensuciamiento irreversible en la membrana, se realizaron lavados físicos y químicos entre los experimentos. En la Figura 6-2 se muestran los ciclos de limpieza química de la membrana en términos del flux y del coeficiente de resistencia hidráulica de la membrana obtenidos a partir de la experimentación.

Como se ilustra en la Figura 6-2, la membrana de MF nueva y limpia presentó un flux inicial de  $97.3 \text{ L/m}^2\text{h}$  @0.14 bar de presión. De acuerdo a lo descrito en el apartado de técnicas experimentales, la limpieza química de la membrana de MF se realizaría cuando el valor del flux medido en la prueba de integridad correspondiente presentara una reducción igual o mayor al 10%, la cual se delimitó por un valor de  $87.6 \text{ L/m}^2\text{h}$ , ilustrado en en la Figura 6-2 como una línea azul punteada, paralela al eje de las x.

Para los experimentos 1, 3, 4, 6, 8, 9, 11, 13, 14 y 16, la limpieza de compuestos orgánicos (hidrofóbicos) e inorgánicos mediante retrolavado con agua destilada y filtrada a  $0.45 \mu\text{m}$  fue eficiente. Sin embargo, en el caso de los experimentos 2, 5, 7, 10, 12, 15, 17 y 18 la limpieza física

no fue satisfactoria para la recuperación de hasta el 90% del flux inicial de la membrana por lo que fue necesario aplicar una limpieza química.

En los experimentos 5, 7, 15 y 17 la reducción del flux fue crítica como consecuencia del incremento en la resistencia hidráulica debido a una significativa acumulación de compuestos causantes de ensuciamiento en la superficie de la membrana generada en los experimentos anteriores. Esta acumulación provocó hasta 18% de reducción en el flux (experimento 7), siendo que el máximo aceptable por el fabricante de la membrana es de 10%. Para el caso de los experimentos 2, 10, 12 y 18, se decidió realizar una limpieza química a pesar de que el flux no había rebasado el 10%, ya que seguramente con el siguiente experimento se rebasaría dicho límite y se propiciaría la aparición del ensuciamiento de tipo irreversible.

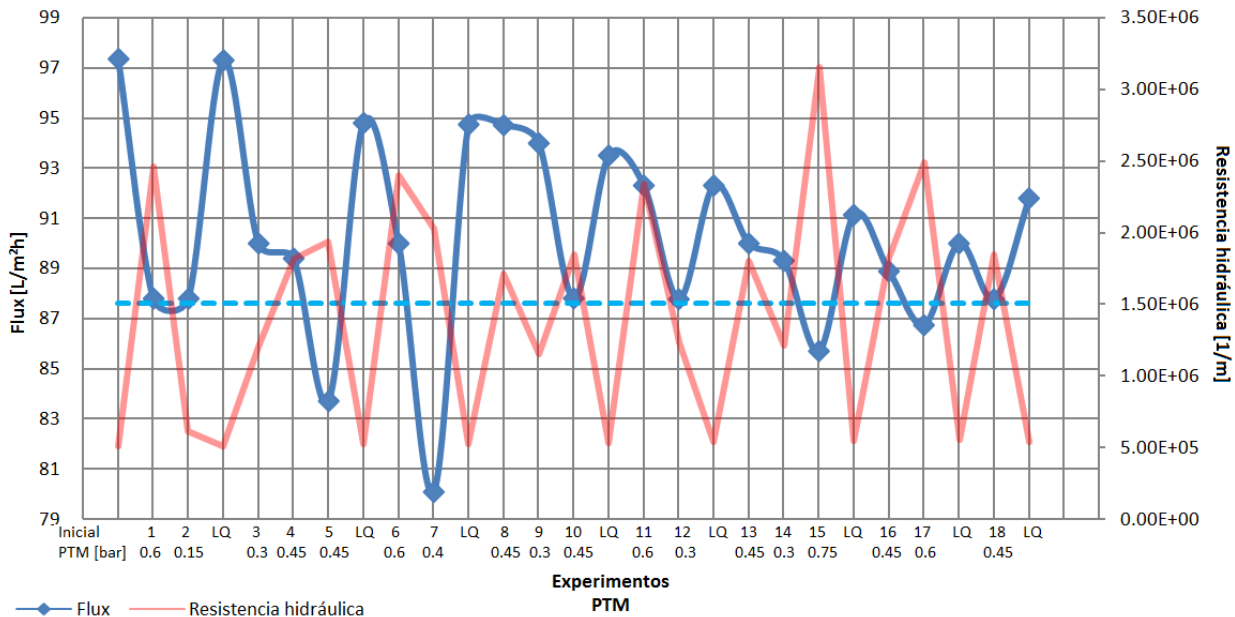


Figura 6-2 Comportamiento del flux en función de los ciclos de limpieza de la membrana de MF para remover el ensuciamiento generado por la combinación SA-Pa (BPM) en los experimentos de la matriz del DCC

Como se observa en la Figura 6-2, los valores menores de resistencia hidráulica se presentaron durante las limpiezas químicas, estos datos son similares a los reportados por Wang *et al.* (2010). El comportamiento de los valores de resistencia hidráulica indica que la torta formada en la superficie de la membrana por materiales con dimensiones mayores al tamaño de poro de la membrana (0.1  $\mu\text{m}$ ) causante de la disminución del flux fue removida eficientemente, sin embargo al final de todos los experimentos, la membrana presentó un porcentaje de recuperación de 94% del flux inicial.

La disminución de 6% del flux inicial debido al ensuciamiento irreversible es similar a lo reportado por otros estudios utilizando SA y se atribuye a la adsorción tanto de aluminio disuelto residual proveniente de la coagulación-floculación, como de la MON hidrofílica en los poros de la membrana de PVDF durante todos los experimentos (Crozes *et al.*, 1993; Gabelich *et al.*, 2006; Howe *et al.*, 2006; Fabris *et al.*, 2007; Moon *et al.*, 2009). Moon *et al.* (2009) estiman que del ensuciamiento total generado por MON en una membrana de MF (PVDF) utilizando sulfato de aluminio como coagulante, el 63.3% corresponde a MON hidrofílica, el 30.1% hidrofóbica y el 6.6% a transfílica.



## Análisis estadístico

Con los resultados experimentales obtenidos, se procedió a realizar el análisis estadístico con los paquetes informáticos *StatGraphics* y *Design Expert* para determinar la validez de los resultados o ajuste de los datos a los modelos mediante el ANOVA (intervalo de confianza de 90%) y determinar los factores de los tres evaluados (turbiedad inicial, dosis de coagulante y presión transmembrana) que inciden significativamente en las variables de respuesta (turbiedad residual, Color real residual, COD residual, Absorbancia a 254 y 272 nm y volumen de lodos). Por otra parte, también se obtuvieron los modelos matemáticos simplificados (con las variables significativas) que describen el comportamiento de las variables de respuesta. Finalmente con dichos modelos se calcularon los valores óptimos, dosis de coagulante y presión transmembrana para obtener la máxima remoción de turbiedad y color, para los diferentes valores iniciales evaluados, logrando el óptimo comportamiento de la membrana de MF.

En la Tabla 6.4 se muestran los resultados de *falta de ajuste (lack of fit)*, *significancia del modelo (model significance)* y *precisión adecuada (adequate precision)* de los modelos matemáticos obtenidos para cada variable seleccionada de respuesta. La prueba de *falta de ajuste* debe poseer un valor *p* mayor a 0.1, con lo cual indicaría si el modelo matemático es adecuado para describir el comportamiento de la variable de respuesta. La prueba *significancia del modelo* determina si el modelo es adecuado o no, valores menores a 0.1 indican que este es significativo. La *precisión adecuada* mide la relación en la respuesta prevista asociada a su error, la relación debe de ser mayor a 4. Dichos parámetros nos indicarán si el modelo matemático es adecuado para describir el comportamiento de las variables de respuesta con un nivel de confianza de 90% (Azargohar y Dalai, 2005; Rigas *et al.*, 2007)

Tabla 6.4 Valores de falta de ajuste, significancia del modelo y precisión adecuada para las variables de respuesta utilizando SA-Pa (BPM)

Variabes de respuesta	Falta de ajuste	Significancia del modelo	Precisión adecuada
<i>rTurb</i>	0.571	0.0068	9.87
<i>rCol</i>	<b>0.006</b>	0.0004	12.93
<i>rCOD</i>	<b>0.062</b>	0.0011	14.35
<i>Lodos</i>	0.427	0.0010	13.47
<i>Abs<sub>254</sub></i>	0.102	0.0383	7.83
<i>Abs<sub>272</sub></i>	0.916	0.0073	9.72

En general, el modelo matemático de la combinación SA-Pa presentó valores adecuados para *falta de ajuste*, *significancia del modelo* y *precisión adecuada*. Sin embargo, el comportamiento de *falta de ajuste* para las variables de respuesta color real residual y COD residual indican que ningún modelo describe adecuadamente los datos con un nivel de confianza del 90%. Los resultados estadísticos arrojados por la variable *rCol* se deben a que en 11 de los 18 experimentos se obtuvo como valor el cero, lo cual dificultó su análisis estadístico.

Se llevó a cabo el análisis de varianza para determinar los factores de diseño y las interacciones entre factores que fueron significativos para el proceso de C-F-S-MF. Con ayuda del diagrama estandarizado de Pareto, en la Tabla 6.5 se muestran los términos significativos de los modelos matemáticos de las variables de respuesta, así como sus respectivas ecuaciones.

La dosis de coagulante y su doble interacción (COAG y COAG<sup>2</sup>) resultaron ser los factores significativos para todas las variables a excepción de la *Abs<sub>272</sub>*. De igual forma la turbiedad (TURB y

TURB<sup>2</sup>) mantuvo relación con la mayoría de las variables de respuesta, con excepción de la rTurb. La PTM fue significativa solamente para el rCOD y Abs<sub>254</sub>, esto se debe a que al aplicar una presión mayor se propició la formación de una torta, la cual puede funcionar como una segunda barrera selectiva para detener la MON que no logró ser removida durante el proceso de CF-S.

**Tabla 6.5 ANOVA de los resultados de los experimentos de la matriz de DCC de los procesos CF-S-MF utilizando SA-Pa (BPM)**

Modelos	Ecuación	Términos significativos (Valor P)
<i>rTurb</i>	6.1	COAG <sup>2</sup> (0.0116) COAG (0.0373)
<i>RCol</i>	6.2	COAG <sup>2</sup> (0.0447)
<i>Lodos</i>	6.3	TURB (0.0061) COAG (0.0095) TURB <sup>2</sup> (0.0954)
<i>Abs<sub>254</sub></i>	6.4	TURB <sup>2</sup> (0.0044) TURB (0.0181) PTM <sup>2</sup> (0.0490) COAG <sup>2</sup> (0.0729) TURB*COAG (0.0753)
<i>Abs<sub>272</sub></i>	6.5	TURB <sup>2</sup> (0.0615)
<i>rCOD</i>	6.6	COAG <sup>2</sup> (0.0003) PTM (0.0007) TURB <sup>2</sup> (0.0008) TURB*COAG (0.0016) COAG*PTM (0.0017) COAG (0.0035) TURB*PTM (0.0037) PTM <sup>2</sup> (0.0295)

#### Modelos matemáticos simplificados

$$rTurb = 0.462293 - 0.17071*COAG + 0.274656*COAG^2 \quad (Ec. 6.1)$$

$$rCol = 0.00647854 + 0.412954*COAG^2 \quad (Ec. 6.2)$$

$$Lodos = 20.5919 + 3.61122*TURB + 3.07868*COAG - 0.587796*COAG^2 \quad (Ec. 6.3)$$

$$Abs_{254} = 0.0188035 - 0.00757523*TURB + 0.0130215*TURB^2 - 0.005625*TURB*COAG + 0.00453619*COAG^2 - 0.00536334*PTM^2 \quad (Ec. 6.4)$$

$$Abs_{272} = 0.0454166 - 0.00970329*TURB^2 \quad (Ec. 6.5)$$

$$rCOD = 3.17209 - 0.337664*COAG + 0.588058*PTM + 0.570226*TURB^2 + 0.57775*TURB*COAG + 0.4315*TURB*PTM + 0.835568*COAG^2 + 0.5655*COAG*PTM + 0.162754*PTM^2 \quad (Ec. 6.6)$$

#### Optimización

Mediante los modelos matemáticos obtenidos (Ec. 6.1 - 6.6) que incluyen únicamente las variables significativas para rTurb, rCol, rCOD, Abs<sub>254</sub>, Abs<sub>272</sub> y Lodos, en la Tabla 6.6 se hizo una optimización múltiple para calcular los valores óptimos de dosis de coagulante y presión

transmembrana para tratar los diferentes niveles de turbiedad presentados en la PPMD. Asimismo, se incluyeron los valores de las variables de respuesta obtenidos bajo las condiciones óptimas en términos de porcentajes de remoción.

**Tabla 6.6 Valores óptimos de dosis de coagulante (SA-Pa (BPM)) y presión transmembrana para tratar los diferentes valores de turbiedad estudiadas y resultados respectivos de las variables de respuesta**

Valores Estudiados	TURB	[UNT]	130	168	303	439	477
Valores Óptimos	COAG	[mg/L]	75.14	85.73	93.69	112.54	122.73
	PTM	[bar]	0.43	0.41	0.41	0.4	0.4
Valores de Respuesta	rTurb	[UNT]	0.38	0.46	0.46	0.54	0.56
		[%]	99.7	99.7	99.8	99.9	99.9
	rCol	[U Pt-Co]	0.9	0.69	0.4	0.3	0.3
		[%]	99.6	99.8	99.9	99.9	99.9
	rCOD	[mg/L]	2.26	2.79	2.9	3.4	4.32
		[%]	67.9	60.4	58.9	51.8	38.7
	Abs <sub>254</sub>	[cm <sup>-1</sup> ]	0.044	0.035	0.019	0.02	0.031
		[%]	75.6	80.6	89.4	88.9	82.8
	Abs <sub>272</sub>	[cm <sup>-1</sup> ]	0.02	0.032	0.046	0.049	0.042
		[%]	90.9	85.4	79.1	77.7	80.9
	Lodos	[mL/L]	11	15.5	18.5	21.5	25

Los valores de rTurb y rCol obtenidos por medio de la optimización resultaron cumplir holgadamente la normatividad nacional (NOM-127-SSA1-1994). La turbiedad residual durante la optimización del proceso de CF-S-MF presenta en promedio 0.48 UNT, con un porcentaje de remoción de 99.8%, valor mayor a los obtenidos por estudios previos (Choi *et al.*, 2004; Fabris *et al.*, 2007; Chae *et al.*, 2009), que en promedio obtuvieron 97.2% de remoción. El valor promedio de color real fue de 0.518 U Pt-Co, con un porcentaje de remoción de 99.8%; en la mayoría de estudios (Fabris *et al.*, 2007; Chae *et al.*, 2009) mencionan que al aplicar el proceso de CF-S-MF es posible remover como mínimo el 99.2%. El valor promedio de COD fue de 3.13 mg/L, con un porcentaje de remoción de 55.5%, el cual fue inferior al promedio obtenido con estudios previos (65%), ya que se estima que la variación en la remoción de COD se debe a la relación entre la naturaleza de la MON y el material de fabricación de la membrana (Pikkarainen *et al.*, 2004; Fabris *et al.*, 2007; Chae *et al.*, 2009; Sun *et al.*, 2009). Los resultados de Abs<sub>245</sub> y Abs<sub>272</sub> presentan porcentajes de remoción promedio de 83.4% y 83%, respectivamente, los cuales son similares a los reportados en otros estudios (Choi *et al.*, 2004; Pikkarainen *et al.*, 2004; Fabris *et al.*, 2007; Wang *et al.*, 2010). Varios estudios (Leiknes *et al.*, 2004; Qin *et al.*, 2006; Moon *et al.*, 2009; Sun *et al.*, 2009) han reportado que los porcentajes de remoción al acoplar la filtración sobre arena al proceso de clarificación con sales metálicas son de 94% para turbiedad y 90% para color. Como se puede observar en el presente estudio al acoplar la MF al proceso de clarificación con sulfato de aluminio estos porcentajes se incrementaron a 99.8% para turbiedad y 99.8% para color.

## 6.1.2 Pruebas de CF-S-MF utilizando un polímero catiónico como coagulante

### Análisis cualitativo de resultados experimentales

Los resultados de la matriz experimental de la combinación de coagulante poliamina (APM) y el floculante PA (BPM) se presentan en la Tabla 6.7, la cual contiene los valores iniciales de COD y color del agua a tratar y los valores reales de los factores de optimización (Turbiedad (TURB), dosis de coagulante (COAG) y presión transmembrana (PTM)). Los resultados experimentales de las variables de respuesta (Turbiedad Residual (rTurb), Color real residual (rCol), Carbono orgánico disuelto residual (rCOD)), a excepción del volumen de lodos (Lodos), se presentan en términos de porcentajes de remoción.

**Tabla 6.7 Matriz experimental del DCC con los valores reales de cada experimento y con los resultados de las variables de respuesta en términos de porcentaje de remoción para la combinación poliamina (APM)-Pa (BPM)**

Experimento	Valores iniciales		Factores de diseño no codificados			Clarificación (CF-S)				CF-S-MF		
	COD	Color	TURB	COAG	PTM	Lodos	rTurb	rCol	rCOD	rTurb	rCol	rCOD
	[mg/L]	[U Pt-CO]	[UNT]	[mg/L]	[bar]	[mL/L]	%	%	%	%	%	%
1	9.52	347	168	4.5	0.60	7.0	97.4	96.0	16.4	99.6	100.0	19.2
2	7.14	520	303	2.8	0.45	5.5	98.8	98.9	28.3	99.9	99.8	48.9
3	8.35	520	439	4.5	0.30	12.0	99.5	98.6	26.0	100	100	49.3
4	7.01	474	303	2.8	0.15	5.0	98.8	98.1	23.5	99.9	99.6	34.7
5	9.48	293	168	1.0	0.30	4.0	97.9	97.6	7.2	99.9	99.7	13.7
6	8.23	186	168	4.5	0.30	7.0	97.3	95.2	25.5	99.5	100	67.3
7	7.65	520	303	2.8	0.75	7.0	98.5	98.1	28.9	99.8	99.4	46.0
8	10.56	520	439	1.0	0.30	6.0	98.9	98.1	17.5	99.9	100	58.9
9	9.97	520	477	2.8	0.45	8.0	99.5	98.5	20.1	100	99.9	31.2
10	9.27	327	168	1.0	0.60	3.5	96.5	97.5	21.8	99.7	99.4	60.8
11	10.37	520	439	1.0	0.60	7.0	98.5	96.8	33.5	99.9	100	69.2
12	8.61	520	303	5.0	0.45	11.0	97.5	95.5	19.2	99.9	99.4	42.9
13	7.46	364	130	2.8	0.45	5.0	96.1	95.9	19.8	99.7	99.7	49.0
14	7.43	520	303	2.8	0.45	7.5	98.6	97.3	23.5	99.9	99.8	48.0
15	9.18	520	439	4.5	0.60	12.5	98.3	94.3	30.8	100	100	50.3
16	7.01	520	303	2.8	0.45	7.0	98.5	96.9	32.1	100	100	50.2
17	7.01	520	303	2.8	0.45	7.5	98.7	96.1	30.6	99.9	100	47.7
18	7.93	520	303	0.5	0.45	6.0	94.4	88.7	13.9	99.8	98.6	43.7

Como se puede observar en la Tabla 6.7, el proceso de clarificación presentó altos porcentajes de remoción que van de 94.4% hasta 99.5% para turbiedad y de 88.7% a 98.9% para color. Al acoplar la filtración con membranas de MF (CF-S-MF) los porcentajes de remoción incrementaron, llegando a presentar un mínimo de 99.5% y máximo de 100% para turbiedad, mientras que 98.6% y 100% para color, respectivamente. De forma similar al utilizar la sal metálica y a lo reportado por Wang *et al.* (2011), la membrana de MF no tuvo una influencia significativa en la remoción de la turbiedad y del color.

El valor inicial de la MON en términos de COD para todos los experimentos presentó un promedio de 8.45 mg/L y una desviación estándar de 1.208. Los porcentajes de remoción durante la clarificación para esta variable de respuesta tuvieron un promedio de 23.3% y se presentaron en un intervalo de 7.2 a 33.5%, mientras que al aplicar la filtración con membranas este intervalo se incrementó entre 13.7% y 69.2%, con un promedio de 46.2%, similar a lo reportado por Fabris *et al.* (2007) y Sun *et al.* (2009).

En la Figura 6-3 se presenta el comportamiento de cada variable de respuesta (Turbiedad, color, COD, Lodos, Abs<sub>254</sub> y Abs<sub>272</sub>) en el clarificado (rayas en diagonal color negro) y en el permeado del proceso de CF-S-MF (rojo). Los experimentos se muestran en orden de menor a mayor dosis de coagulante, y aquellos con el mismo valor de dosis de coagulante de mayor a menor turbiedad.

De forma similar a los resultados obtenidos con el coagulante SA, para cada experimento realizado, tanto la turbiedad residual, como el color real residual no presentaron ninguna tendencia en su comportamiento, ya que las condiciones de operación con base en el diseño de experimental fueron diferentes para cada uno de los 18 experimentos.

En 12 de los 18 experimentos, el efluente clarificado cumple con el valor límite de turbiedad (5 UNT) establecido en la normatividad nacional para agua potable (modificación de la NOM-127-SSA1-1994). Al aplicar la filtración con membranas el valor máximo de rTurb fue de 0.77 UNT, por lo que en todos los casos el efluente filtrado cumple con la norma mencionada.

Durante la clarificación, la variable de respuesta color real presentó un valor mínimo de 7 U Pt-Co y un valor máximo de 58.5 U Pt-Co. Todos los efluentes clarificados, con excepción de los producidos en los experimentos 15 y 18, cumplen con el valor límite de la normatividad nacional de 20 U Pt-Co establecido en la NOM-127-SSA1-1994, mientras que al aplicar la filtración con membranas se obtuvo un valor de rCol real máximo de 7.5 U Pt-Co en el experimento 18.

El valor residual de la MON en términos de COD fue variable durante la clarificación, ya que se obtuvo 4.76 mg/L como mínimo y 8.80 mg/L como máximo, con un porcentaje promedio de remoción de 23.3%. De acuerdo con estudios previos, la coagulación con coagulantes poliméricos permite remover aproximadamente entre 18% y 68% de MON, en términos del valor de COD (MWH, 2005; Lee *et al.*, 2006; Chae *et al.*, 2009; Huang *et al.*, 2011). Los porcentajes de remoción dependerán de la dosis aplicada de coagulante; a mayor dosis se obtendrá una mayor remoción con preferencia sobre la fracción hidrofóbica respecto a la hidrofílica, al igual que con el sulfato de aluminio (Lee *et al.*, 2006); varios estudios han reportado que la MON hidrofílica es la principal responsable del ensuciamiento irreversible en las membranas hidrofóbicas de MF, por lo que su presencia en el clarificado es indeseable (Lee *et al.*, 2006; Fabris *et al.*, 2007; Spinette *et al.*, 2008).

Al filtrar el efluente clarificado con la membrana de MF, se obtuvo en el permeado un valor mínimo de 2.69 mg/L y un máximo de 8.18 mg/L de COD, así como un promedio en el porcentaje de remoción de 46.2%. Los porcentajes de remoción obtenidos para rCOD en el presente estudio son inferiores a los reportados en literatura debido a que el rendimiento de la membrana disminuye como consecuencia de la presencia predominante de MON hidrofílica en el agua de estudio y en el efluente clarificado. Huang *et al.* (2011) obtuvieron hasta 68% de remoción utilizando una membrana de MF fabricada en PTFE, mientras que Chae *et al.* (2009) obtuvieron 55.2% utilizando PACl como coagulante y una membrana de MF del tipo fibra hueca construida en PVDF. El factor de selectividad y el porcentaje de retención de la membrana de MF para COD resultaron ser en promedio de 0.7 y 30.3% respectivamente, lo que nos indica que durante la filtración con membranas existió baja selectividad y una baja retención de este parámetro.

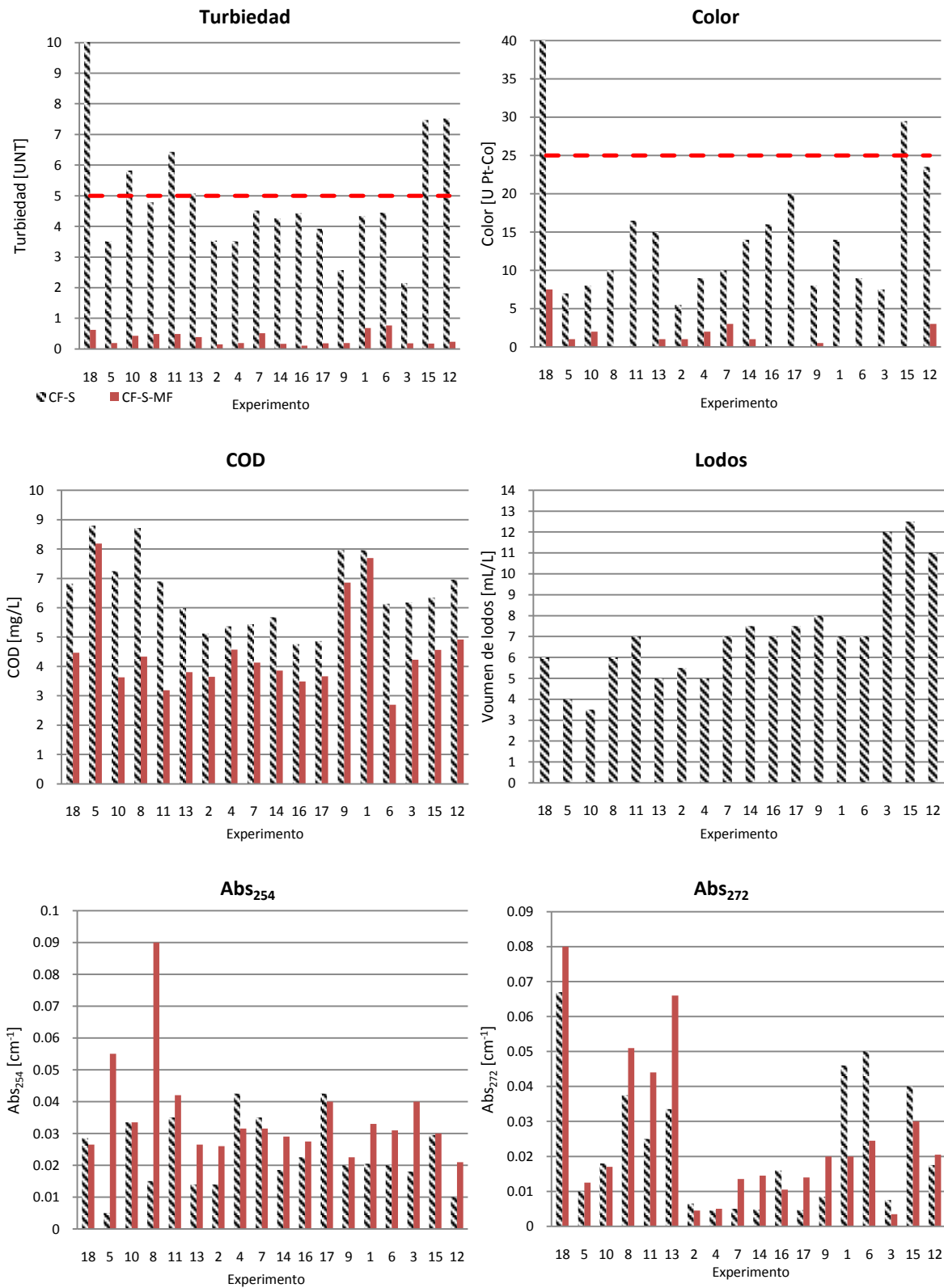


Figura 6-3 Resultados de las variables de respuesta de los efluentes clarificados con poliamina (APM) - Pa (BPM) y de los procesos de CF-S-MF

Con la finalidad de determinar el tipo de fracción dominante (hidrofóbica o hidrofílica) de la MON presente en el clarificado y en el permeado del proceso de CF-S-MF y analizar su influencia en el ensuciamiento de la membrana, el parámetro SUVA fue analizado:

**Tabla 6.8 Valores de SUVA de los efluentes clarificados con poliamina (APM) - Pa (BPM) y de los procesos de CF-S-MF**

Experimento	CF-S	CF-S-MF	(CF-S-MF)-(CF-S)
	SUVA	SUVA	$\Delta$ SUVA
	[L/mg m]	[L/mg m]	[L/mg m]
1	0.26	0.43	0.17
2	0.27	0.71	0.44
3	0.29	0.95	0.66
4	0.79	0.69	-0.1
5	0.06	0.67	0.61
6	0.33	1.15	0.82
7	0.64	0.76	0.12
8	0.17	2.08	1.91
9	0.25	0.33	0.08
10	0.46	0.92	0.46
11	0.51	1.32	0.81
12	0.14	0.43	0.29
13	0.23	0.7	0.47
14	0.33	0.75	0.42
15	0.46	0.66	0.2
16	0.47	0.79	0.32
17	0.87	1.09	0.22
18	0.42	0.59	0.17

Los valores de SUVA obtenidos por el tratamiento de CF-S se deben a la remoción por coagulación de compuestos orgánicos (principalmente hidrofóbicos) mediante el mecanismo de formación de puentes (Bolto *et al.*, 2007). El incremento en los valores de SUVA al aplicar el tratamiento de CF-S-MF mostrado en la Tabla 6.8 se debe principalmente al aumento en los porcentajes de remoción de MON hidrofílica mediante la filtración con la membrana de MF. El permeado de la membrana de MF utilizando el coagulante poliamina presentó un valor promedio de 0.84 L/mg m de SUVA, mientras que al utilizar la sal metálica como coagulante este valor promedio fue menor (0.71 L/mg m).

Al igual que para la combinación SA-Pa (BPM), en el caso de poliamina-Pa y a partir de la Tabla 6.18, es posible inferir que la fracción predominante de la MON tanto en el influente como en el permeado del proceso de CF-S-MF es de tipo hidrofílico, el cual tiene bajo peso molecular y ha sido comprobado que esta fracción es la principal responsable en la generación de ensuciamiento de tipo irreversible en membranas de MF de fibra hueca (Carroll *et al.*, 2000; Lee *et al.*, 2004; Spinette *et al.*, 2008). Sin embargo en ciertos experimentos (6, 8, 11 y 17), el parámetro SUVA sugiere la existencia de una mezcla entre las dos fracciones (hidrofílica e hidrofóbica), razón por la cual el ensuciamiento reversible en la membrana puede llegar a incrementar en comparación con el generado por la combinación de SA-Pa (Gray *et al.*, 2003; Kimura *et al.*, 2004).

El comportamiento del volumen de lodos producidos (Lodos) fue directamente proporcional a la cantidad de coagulante dosificado durante el proceso de clarificación. Los lodos producidos son densos y el valor mínimo de producción fue de 3.5 mL/L, mientras que el máximo fue de 12.5 mL/L.

Algunos de los valores de  $Abs_{254}$  obtenidos en el clarificado se incrementaron al aplicar la filtración con membranas de MF. Durante la filtración con membranas se obtuvieron porcentajes de remoción que van desde 1.7% hasta 89.3%, con un promedio de 66%, valor ligeramente inferior al reportado en estudios previos (79% en promedio) al aplicar coagulantes poliméricos basados en aluminio y la filtración con membranas de MF (Wang *et al.*, 2008; Matilainen *et al.*, 2010; Huang *et al.*, 2011). Con base en las remociones obtenidas, el permeado de los experimentos 3, 5, 8, 11 y 17 presentaron valores residuales que se encuentran dentro del intervalo de los valores reportados para agua filtrada ( $0.025-0.08 \text{ cm}^{-1}$ ) (Volk *et al.*, 2000), mientras que los valores obtenidos en los experimentos restantes se ubican dentro del rango reportado para aguas superficiales ( $0.08-0.12 \text{ cm}^{-1}$ ) (Ates *et al.*, 2009), lo que significa que en la mayoría de los experimentos, el permeado contiene compuestos hidrofóbicos de tipo aromático que tienen alto peso molecular (ácidos húmicos y fúlvicos) que se encuentran en forma disuelta, debido a que son solubles en el agua. Al igual que con sulfato de aluminio, la presencia de las sustancias húmicas en el efluente clarificado contribuirá en el ensuciamiento reversible en la superficie de la membrana de PVDF debido a su gran tamaño y alto peso molecular (Schäfer *et al.*, 2000; Lee *et al.*, 2006; Fabris *et al.*, 2007).

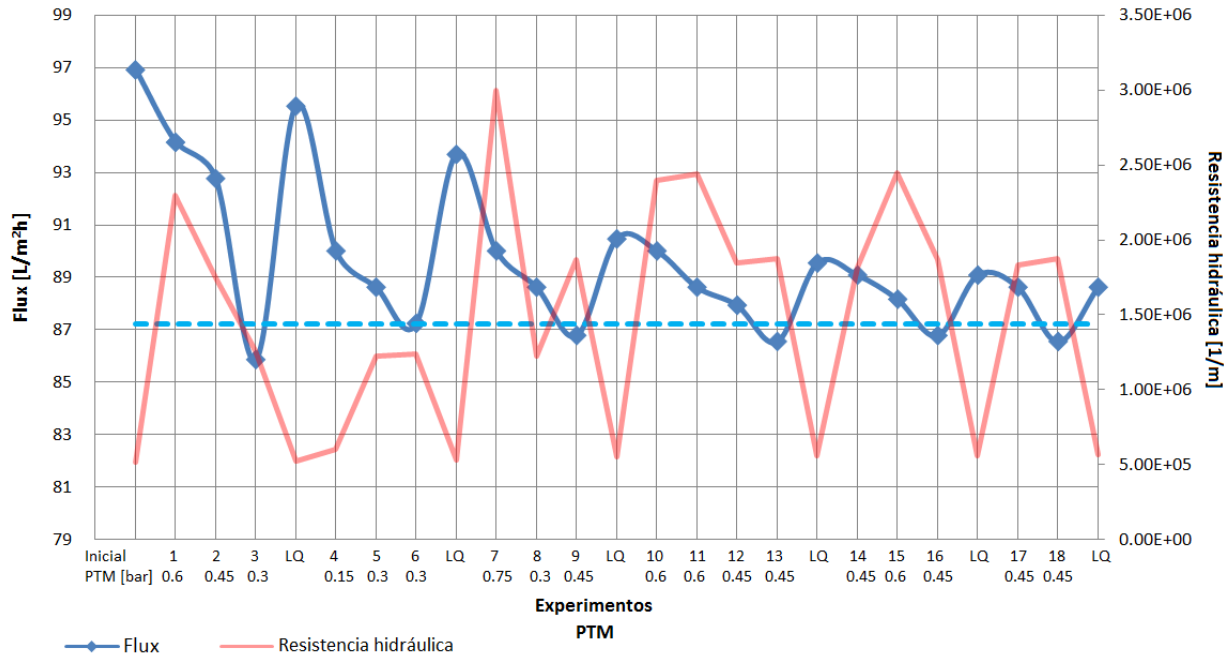
En general los valores de  $Abs_{272}$  obtenidos durante la clarificación incrementaron en el permeado de la membrana de MF. El permeado de los experimentos 8, 11, 13 y 18 cumple para los valores reportados para agua filtrada ( $0.025-0.08 \text{ cm}^{-1}$ ), mientras que el resto cumplen para los valores reportados para aguas superficiales ( $0.08-0.12 \text{ cm}^{-1}$ ). En general para el proceso de CF-S-MF se obtuvieron porcentajes de remoción que van desde 5.6% hasta 97%, con promedio de 68%; valor inferior al reportado en literatura (83% en promedio) (Choi *et al.*, 2004; Pikkarainen *et al.*, 2004). En los experimentos (1, 2, 3, 6, 15 y 16) el valor de  $Abs_{272}$  disminuyó al aplicar la filtración con membranas, lo que nos indica la existencia de compuestos causantes de la formación de SPD. Hasta el momento no se ha reportado la influencia de estos compuestos en el ensuciamiento de las membranas de MF.

Varios estudios (Chae *et al.*, 2008; Kimura *et al.*, 2008; Choi *et al.*, 2009; Wang *et al.*, 2011) han reportado que el incremento en la PTM se ve reflejada por el súbito incremento de la resistencia hidráulica o decremento de la permeabilidad a través del tiempo, y por lo tanto en el nivel de ensuciamiento de la membrana de MF. El aumento de la resistencia hidráulica será mayor a medida que los valores de turbiedad, color y COD en el influente sean mayores (Wang *et al.*, 2008; Huang *et al.*, 2011).

El incremento en la resistencia hidráulica reduce el flux y puede afectar de manera positiva la calidad del permeado (turbiedad, color, COD), ya que en la superficie de la membrana se genera una torta cuya resistencia hidráulica se añade a la resistencia inicial pero funciona como una segunda barrera o membrana (Choi *et al.*, 2009). La torta formada por flóculos poliméricos presenta porosidad alta por lo que la resistencia a la filtración de la torta disminuye, sin embargo debido a la aplicación de la PTM estos flóculos se comprimen fácilmente incrementando la resistencia a la filtración en la torta (Huang *et al.*, 2011). El valor reportado para la resistencia hidráulica de una membrana limpia de MF del tipo fibra hueca construida en PVDF es de  $10^6 \text{ m}^{-1}$  (Parsons y Jefferson, 2006), y a medida que se genere la torta y la membrana se va ensuciando este valor se incrementará hasta llegar al orden de  $10^{11} \text{ m}^{-1}$  (Pikkarainen *et al.*, 2004; Porcelli *et al.*, 2010; Zhao *et al.*, 2010).



Para evitar que la eficiencia de remoción de color, turbiedad y COD en cada prueba estuviera influenciada por el ensuciamiento irreversible en la membrana, se realizaron lavados físicos y químicos entre los experimentos. En la Figura 6-4 se muestran los ciclos de limpieza química de la membrana en términos del flux y del coeficiente de resistencia hidráulica de la membrana obtenidos a partir de la experimentación.



**Figura 6-4 Comportamiento del flux en función de los ciclos de limpieza de la membrana de MF para remover el ensuciamiento generado por la combinación poliamina (APM)-Pa (BPM) en los experimentos de la matriz del DCC**

Como se ilustra en la Figura 6-4, la membrana de MF nueva y limpia presentó un flux de 96.9 L/m<sup>2</sup>h @0.14 bar de presión. El valor máximo aceptable según el fabricante de reducción de flux (10%) se delimitó por una línea azul punteada paralela al eje de las x con un valor de 87.2 L/m<sup>2</sup>h.

La limpieza mediante retrolavado con agua destilada y filtrada a 0.45 μm para los experimentos 1, 2, 4, 5, 7, 8, 10, 11, 12, 14, 15 y 17 fue eficiente para remover el ensuciamiento reversible provocada principalmente por compuestos inorgánicos y MON hidrofóbica. En el caso de los experimentos 3, 6, 9, 13, 16 y 18 dicha limpieza física no fue satisfactoria para la recuperación de hasta el 90% del flux inicial de la membrana, por lo que fue necesario aplicar una limpieza química.

En los experimentos 3, 6, 9, 13, 16 y 18 la reducción del flux fue crítica como consecuencia del incremento de la resistencia hidráulica debido a una significativa acumulación de compuestos causantes de ensuciamiento en la superficie de la membrana, generada por compuestos retenidos en los experimentos anteriores, llegando a alcanzar hasta 13% de reducción del flux (experimento 3).

Los valores menores de resistencia hidráulica se presentaron durante las limpiezas químicas, lo que indica que la torta formada en la superficie de la membrana causante del incremento en la resistencia hidráulica y la disminución del flux fue removida eficientemente, sin embargo al final de todos los experimentos, la membrana presentó un porcentaje de recuperación de 93% del flux inicial.

La disminución de 7% del flux inicial se atribuye al ensuciamiento irreversible causado por la formación de largos agregados de MON hidrofílica con alto peso molecular y de mayor tamaño que los poros en la superficie de la membrana, ocasionando una reducción en la porosidad superficial (Gray *et al.*, 2007; Wang *et al.*, 2008). De acuerdo a estudios previos (Kimura *et al.*, 2008; Wang *et al.*, 2011), al utilizar polímeros catiónicos de alto peso molecular, se estima que el bloqueo de poro en la superficie de la membrana hidrofóbica de MF fue el mecanismo predominante en el ensuciamiento.

## Análisis estadístico

Con los resultados experimentales obtenidos, se procedió a realizar el análisis estadístico con los paquetes informáticos *StatGraphics* y *Design Expert* con los mismos fines que se mencionaron para las pruebas con SA-Pa. A partir de los modelos matemáticos de regresión, en la Tabla 6.9 se muestran los resultados de *Falta de ajuste*, *Significancia del modelo* y *precisión adecuada*. El valor de dichos parámetros indica si el modelo matemático es adecuado para describir el comportamiento de la variables de respuesta con un nivel de confianza de 90% (Azargohar y Dalai, 2005).

**Tabla 6.9 Valores de falta de ajuste, significancia del modelo y precisión adecuada para las variables de respuesta utilizando poliamina (APM) – Pa (BPM)**

<b>Variables de respuesta</b>	<b>Falta de ajuste</b>	<b>Significancia del modelo</b>	<b>Precisión adecuada</b>
<i>rTurb</i>	0.150	0.0073	11.83
<i>rCol</i>	<b>0.025</b>	<b>0.4288</b>	4.67
<i>rCOD</i>	0.645	0.0010	14.90
<i>Lodos</i>	0.538	0.0190	11.56
<i>Abs<sub>254</sub></i>	<b>0.001</b>	<b>0.2029</b>	6.91
<i>Abs<sub>272</sub></i>	0.136	0.0517	8.50

Al igual que en el análisis estadístico para la combinación SA-Pa en el proceso CF-S-MF, el modelo matemático de la combinación poliamina (APM)-Pa (BPM) presentó valores adecuados para *falta de ajuste*, *significancia del modelo* y *precisión adecuada*. Sin embargo, ningún modelo presentó valores adecuados para *falta de ajuste* y *significancia del modelo* de las variables de respuesta color real residual (*rCol*) y *Abs<sub>254</sub>*, ya que presentan valores menores a 0.1 para falta de ajuste y mayores de 0.1 para significancia del modelo, indicando que este no describe adecuadamente los datos con un nivel de confianza de 90%. Los resultados estadísticos arrojados por la variable *rCol* se deben a que en 8 de los 18 experimentos se obtuvo como valor el cero, lo cual dificultó su análisis estadístico.

Se llevó a cabo el análisis de varianza para determinar los factores de diseño y las interacciones entre factores que fueron significativos para el proceso de C-F-S-MF. Con la ayuda del diagrama estandarizado de Pareto, en la Tabla 6.10 se muestran los términos significativos de los modelos matemáticos de las variables de respuesta, así como sus respectivas ecuaciones.

La dosis de coagulante y su doble interacción (COAG y COAG<sup>2</sup>) resultaron ser los factores significativos para todas las variables de respuesta. De igual forma, la turbiedad y su doble

interacción (TURB y TURB<sup>2</sup>) fueron significativas para las variables de respuesta rTurb, Lodos y rCOD, mientras que la PTM únicamente presentó influencia en las variables de respuesta rTurb y rCOD. Lo anterior se debe a que al aplicar una presión mayor se propició la formación de una torta, la cual puede funcionar como una segunda barrera selectiva para detener la MON que no logró ser removida durante el proceso de CF-S.

**Tabla 6.10 ANOVA de los resultados de los experimentos de la matriz de DCC de los procesos CF-S-MF utilizando poliamina (APM)-Pa (BPM)**

Modelos	Ecuación	Términos significativos (Valor P)
<i>rTurb</i>	6.7	TURB*COAG (0.0006)
		COAG <sup>2</sup> (0.0013)
		PTM <sup>2</sup> (0.0028)
		TURB (0.0029)
		TURB <sup>2</sup> (0.0071)
		PTM (0.0112)
		COAG*PTM (0.0356)
<i>rCol</i>	6.8	COAG (0.0367)
		COAG <sup>2</sup> (0.0589)
<i>Lodos</i>	6.9	COAG (0.0048)
		TURB (0.0092)
		TURB <sup>2</sup> (0.0910)
<i>Abs<sub>254</sub></i>	6.10	COAG (0.0355)
<i>Abs<sub>272</sub></i>	6.11	COAG <sup>2</sup> (0.0459)
		COAG (0.0545)
<i>rCOD</i>	6.12	COAG*PTM (0.0001)
		TURB <sup>2</sup> (0.0009)
		COAG <sup>2</sup> (0.0038)
		TURB*COAG (0.0085)
		PTM <sup>2</sup> (0.0123)
		TURB*PTM (0.0623)

#### Modelos matemáticos simplificados

$$rTurb = 0.151052 - 0.0791807 * TURB - 0.0316683 * COAG + 0.049292 * PTM + 0.0602461 * TURB^2 - 0.179375 * TURB * COAG + 0.10886 * COAG^2 - 0.041875 * COAG * PTM + 0.0832271 * PTM^2 \quad (Ec. 6.7)$$

$$rCol = 1.11645 * COAG^2 \quad (Ec. 6.8)$$

$$Lodos = 6.85722 + 1.54101 * TURB + 1.93375 * COAG - 0.0530293 * TURB^2 \quad (Ec. 6.9)$$

$$Abs_{254} = 0.0297553 - 0.00701113 * COAG \quad (Ec. 6.10)$$

$$Abs_{272} = 0.0113718 - 0.0107321 * COAG + 0.0116982 * COAG^2 \quad (Ec. 6.11)$$

$$rCOD = 3.66712 + 0.578456 * TURB^2 + 0.336625 * TURB * COAG - 0.157625 * TURB * PTM + 0.352888 * COAG^2 + 1.37912 * COAG * PTM + 0.233917 * PTM^2 \quad (Ec. 6.12)$$

#### Optimización

Mediante los modelos matemáticos obtenidos (Ec. 6.7 - 6.12) que incluyen las variables significativas de las variables de respuesta (rTurb, rCol, rCOD, Abs<sub>254</sub>, Abs<sub>272</sub> y Lodos) para la combinación de poliamina (APM)-Pa (BPM), en la Tabla 6.11 se hizo una optimización múltiple

para calcular los valores óptimos de dosis de coagulante y presión transmembrana para tratar los diferentes niveles de turbiedad presentados en la PPMD. Asimismo, se incluyeron los valores de las variables de respuesta obtenidos bajo las condiciones óptimas en términos de porcentajes de remoción.

**Tabla 6.11 Valores óptimos de dosis de coagulante (poliamina (APM)-Pa (BPM)) y presión transmembrana para tratar los diferentes valores de turbiedad estudiadas y resultados respectivos de las variables de respuesta**

Valores estudiados	TURB	[UNT]	130	168	303	439	477
Valores óptimos	COAG	[mg/L]	2.33	2.49	2.87	3.72	4.38
	PTM	[bar]	0.45	0.43	0.4	0.38	0.37
Valores de respuesta	rTurb	[UNT]	0.3	0.24	0.151	0.16	0.18
		[%]	99.8	99.9	99.9	99.9	99.9
	rCol	[U Pt-Co]	0.59	0.65	0.5	0.42	0.3
		[%]	99.8	99.8	99.9	99.9	99.9
	rCOD	[mg/L]	5.26	4.2	3.6	3.3	3.21
		[%]	41.2	53.1	59.8	63.1	64.1
	Abs <sub>254</sub>	[cm <sup>-1</sup> ]	0.042	0.038	0.035	0.03	0.03
		[%]	85.5	86.9	87.9	89.7	89.7
	Abs <sub>272</sub>	[cm <sup>-1</sup> ]	0.042	0.024	0.026	0.026	0.028
		[%]	80.9	89.1	88.2	88.2	87.3
	Lodos	[mL/L]	4.69	5.69	7.29	11.3	12

En promedio, los valores de rTurb y rCol (0.20 UNT y 0.492 U Pt-Co) obtenidos por medio de la optimización del proceso de CF-S-MF cumplieron holgadamente la normatividad nacional para agua potable (NOM-127-SSA1-1994). La turbiedad residual durante la optimización presenta en promedio un porcentaje de remoción de 99.9%, valor mayor a los obtenidos por estudios previos (Fabris *et al.*, 2007; Spinette, 2008; Choi *et al.*, 2009), que en promedio obtuvieron 99% de remoción. El promedio del porcentaje de remoción de color real fue de 99.9%, valor similar al obtenido por otros estudios (Fabris *et al.*, 2007; Choi *et al.*, 2009) que han llegado a obtener hasta el 100% de remoción. El valor promedio de COD fue 3.9 mg/L, con un porcentaje de remoción de 56.3%, el cual comparado con el promedio obtenido con el coagulante SA en el presente estudio (55.5%) es ligeramente mayor, sin embargo en comparación con el porcentaje de remoción (72%) en otros estudios bajo condiciones similares (utilizando coagulantes poliméricos) fue significativamente inferior (Pikkarainen *et al.*, 2004; Lee *et al.*, 2006; Fabris *et al.*, 2007; Sun *et al.*, 2009; Chae *et al.*, 2009; Huang *et al.*, 2011). Actualmente se están desarrollando un gran número de estudios para evaluar la influencia del ensuciamiento de las membranas de MF debido a la MON presente en el influente (Choi *et al.*, 2009; Huang *et al.*, 2011; Wang *et al.*, 2011). Los resultados de Abs<sub>245</sub> y Abs<sub>272</sub> presentan porcentajes promedio de remoción de 87.9% y 86.7%, respectivamente, los cuales son mayores a los obtenidos al utilizar el coagulante SA y a su vez similares a los reportados en otros estudios (Pikkarainen *et al.*, 2004; Choi *et al.*, 2004; Choi *et al.*, 2009).

Varios estudios (Leiknes *et al.*, 2004; Qin *et al.*, 2006; Moon *et al.*, 2009; Sun *et al.*, 2009) han reportado que los porcentajes de remoción al acoplar la filtración sobre arena al proceso de clarificación con polímeros son de 94% para turbiedad, 90.5% para color y 68% para MON. Como se puede observar en el presente estudio al acoplar la MF al proceso de clarificación con polímeros estos porcentajes se incrementaron a 99.9% para turbiedad, 99.9% para color y 56.3% para COD.

### 6.1.3 Comparación entre coagulantes utilizados en el proceso de CF-S-MF

Para realizar el segundo tipo de pruebas que consisten en determinar la vida útil y calidad del permeado de la membrana de MF, se procedió a comparar el comportamiento de ambos coagulantes (sulfato de aluminio y poliamina (APM)), con base en la evaluación de costos y porcentajes de remoción a partir de los datos obtenidos durante el análisis cualitativo, el análisis estadístico y la optimización para ambos resultados experimentales.

#### Estimación de costos para pruebas a nivel laboratorio

Utilizando las ecuaciones mencionadas en el apartado 5.1.4, en forma de ejemplo, se desarrolla la memoria de cálculo para la condición más crítica de turbiedad presentada durante época de lluvias en la PM (477 UNT).

Para analizar el costo de energía del proceso, se tomó en cuenta la potencia hidráulica disipada:

$$Ec. 5.1 \quad P_c = \left[ (500s^{-1})^2 * \left( 0.0009 \frac{kg}{ms} \right) * 16s \left( \frac{min}{60s} \right) * 0.07 \frac{L}{min} \left( \frac{m^3}{1000L} \right) \right] * \frac{(86400 \frac{s}{d})}{3.6 \times 10^6 \frac{J}{kWh}} \quad P_c=0.00010 \text{ [kWh/d]}$$

$$Ec. 5.2 \quad P_{F1} = \left[ (49s^{-1})^2 * \left( 0.0009 \frac{kg}{ms} \right) * 6.5min * 0.07 \frac{L}{min} \left( \frac{m^3}{1000L} \right) \right] * \frac{(86400 \frac{s}{d})}{3.6 \times 10^6 \frac{J}{kWh}} \quad P_{F1}=0.00002 \text{ [kWh/d]}$$

$$Ec. 5.3 \quad P_{F2} = \left[ (36.75s^{-1})^2 * \left( 0.0009 \frac{kg}{ms} \right) * 7.76min * 0.07 \frac{L}{min} \left( \frac{m^3}{1000L} \right) \right] * \frac{(86400 \frac{s}{d})}{3.6 \times 10^6 \frac{J}{kWh}} \quad P_{F2}=0.00001 \text{ [kWh/d]}$$

$$Ec. 5.4 \quad P_{F3} = \left[ (24.5s^{-1})^2 * \left( 0.0009 \frac{kg}{ms} \right) * 9.616min * 0.07 \frac{L}{min} \left( \frac{m^3}{1000L} \right) \right] * \frac{(86400 \frac{s}{d})}{3.6 \times 10^6 \frac{J}{kWh}} \quad P_{F3}=0.000008 \text{ [kWh/d]}$$

A continuación se muestran los cálculos para determinar el costo de energía eléctrica (Ce) para la etapa de coagulación floculación:

$$Ec. 5.5 \quad C_c = \frac{0.0001008 \left[ \frac{kWh}{d} \right] * 1.4959 \left[ \frac{MXN}{kWh} \right] * \frac{1000L}{1m^3}}{0.07 \frac{L}{min} * \left( \frac{60min}{1h} \right) * \left( \frac{24h}{1d} \right)} \quad C_c=0.001495[MXN/m^3]$$

$$Ec. 5.6 \quad C_{F1} = \frac{0.0000235 \left[ \frac{kWh}{d} \right] * 1.4959 \left[ \frac{MXN}{kWh} \right] * \frac{1000L}{1m^3}}{0.07 \frac{L}{min} * \left( \frac{60min}{1h} \right) * \left( \frac{24h}{1d} \right)} \quad C_c=0.000348[MXN/m^3]$$

$$Ec. 5.7 \quad C_{F2} = \frac{0.00001584 \left[ \frac{kWh}{d} \right] * 1.4959 \left[ \frac{MXN}{kWh} \right] * \frac{1000L}{1m^3}}{0.07 \frac{L}{min} * \left( \frac{60min}{1h} \right) * \left( \frac{24h}{1d} \right)} \quad C_c=0.000235[MXN/m^3]$$

$$Ec. 5.8 \quad C_{F3} = \frac{0.00000872 \left[ \frac{kWh}{d} \right] * 1.4959 \left[ \frac{MXN}{kWh} \right] * \frac{1000L}{1m^3}}{0.07 \frac{L}{min} * \left( \frac{60min}{1h} \right) * \left( \frac{24h}{1d} \right)} \quad C_C = 0.000129 [MXN/m^3]$$

$$Ec. 5.9 \quad C_{eT} = (C_C + C_{F1} + C_{F2} + C_{F3}) * 1.15 \quad C_{eT} = 0.00253 [MXN/m^3]$$

El costo del consumo de energía eléctrica para el proceso de microfiltración se calculó como se muestra a continuación:

$$Ec. 5.10 \quad C_{MF} = 1.4959 \frac{MXN}{kWh} * 0.40 \frac{kWh}{m^3} \quad C_{MF} = 0.59836 [MXN/m^3]$$

Para determinar el costo de coagulante floculante en ambas combinaciones se utilizaron las ecuaciones siguientes:

$$Ec. 5.11 \quad C_{poliamina-Pa} = \left( 0.00438 \frac{kg}{m^3} * 2.42 \left[ \frac{USD}{kg} \right] \right) + \left( 0.00036 \frac{kg}{m^3} * 2.15 \left[ \frac{USD}{kg} \right] \right) \quad C_{poliamina-Pa} = 0.01137 [USD/m^3]$$

$$C_{poliamina-Pa} = 0.1534 [MXN/m^3]$$

$$Ec. 5.12 \quad C_{SA-Pa} = \left( 0.1227 \frac{kg}{m^3} * 0.148 \left[ \frac{USD}{kg} \right] \right) + \left( 0.00036 \frac{kg}{m^3} * 2.15 \left[ \frac{USD}{kg} \right] \right) \quad C_{SA-Pa} = 0.01893 [USD/m^3]$$

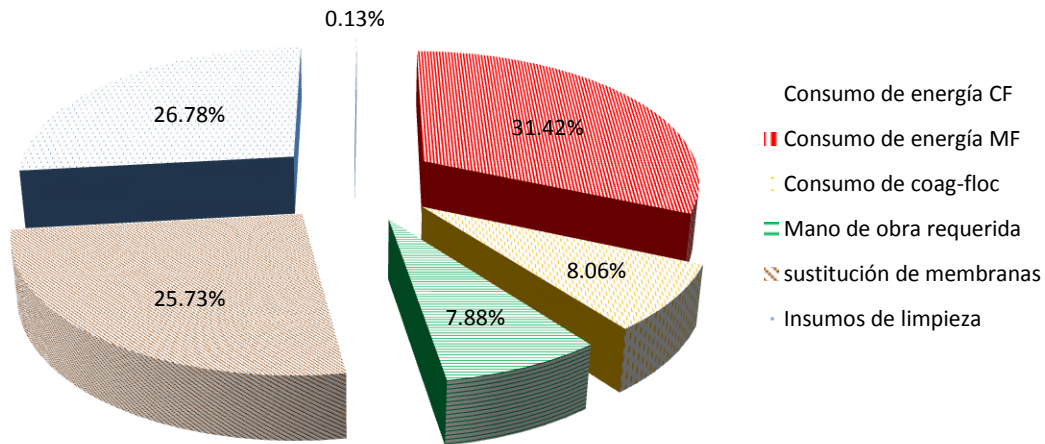
$$C_{SA-Pa} = 0.255 [MXN/m^3]$$

Durante la operación de la planta de tratamiento de agua superficial con el proceso de CF-S-MF el costo de la mano de obra, como se había mencionado anteriormente es relativamente bajo; para cálculos prácticos se estima en 0.15 MXN/m<sup>3</sup>. De acuerdo al fabricante (Pall, 2011), se estima que el costo de sustitución de las membranas de MF será de 0.49 MXN/m<sup>3</sup>. Para la limpieza química de la membrana de MF se estimó de acuerdo a estudios previos y experiencias del fabricante (Schafer *et al.*, 2000; PB Water *et al.*, 2005; Mundo, 2011; Pall, 2011; Porcelli *et al.*, 2011) un costo de 0.34 MXN/m<sup>3</sup> para la limpieza orgánica y 0.17 MXN/m<sup>3</sup> para la limpieza inorgánica, resultando en un costo total de limpieza de 0.51 MXN/m<sup>3</sup>.

**Tabla 6.12 Costos de operación para el proceso de CF-S-MF con los valores óptimos de dosis de coagulante y PTM para el nivel más alto de turbiedad (477 UNT) en la PM**

Concepto	SA-Pa (BPM)	poliamina (APM)-Pa (BPM)
	[MXN/m <sup>3</sup> ]	[MXN/m <sup>3</sup> ]
Consumo de energía CF	0.003	0.003
Consumo de energía MF	0.598	0.598
Consumo de coag-floc	0.255	0.153
Mano de obra requerida	0.150	0.150
Sustitución de membranas	0.490	0.490
Limpieza orgánica	0.340	0.340
Limpieza inorgánica	0.170	0.170
<b>TOTAL</b>	<b>2.006</b>	<b>1.904</b>

Tal como se puede observar en la Tabla 6.12 se obtuvo un costo de tratamiento de 2.006 MXN/m<sup>3</sup> al utilizar sulfato de aluminio como coagulante y 1.904 MXN/m<sup>3</sup> al utilizar el coagulante polimérico en el proceso de CF-S-MF. De acuerdo a la Figura 6-5, al utilizar el coagulante polimérico la distribución de costos se divide de la siguiente manera; el 31.42% del costo corresponde al consumo de energía de la membrana de MF, el 26.78% a los insumos de limpieza para la membrana (similar a lo publicado por Porcelli *et al.*, 2011), el 25.73% a la sustitución de la membrana de MF, el 8.06% al consumo de coagulante-floculante, el 7.88% a la mano de obra requerida y el 0.13% al consumo de la energía para los procesos de coagulación y floculación.



**Figura 6-5 Porcentajes de los conceptos utilizados en el costo de operación del proceso de CF-S-MF utilizando el coagulante polimérico**

Tal como lo mencionan Pilluti *et al.* (2005) y Rohe *et al.* (2006) el costo del agua potabilizada mediante la filtración con membranas de MF depende de la calidad del agua, el pretratamiento y la capacidad total instalada; de forma que para cuerpos de agua con baja turbiedad y utilizando solo rejillas como pretratamiento se estima que en plantas con capacidad de hasta 0.22 m<sup>3</sup>/s (5 mgd) el costo del agua potabilizada aproximadamente es de 2.44 MXN/m<sup>3</sup> (0.18 USD/m<sup>3</sup>), mientras que en plantas con capacidades mayores a 1.1 m<sup>3</sup>/s (25 mgd) el costo se reduce a 1.63 MXN/m<sup>3</sup> (0.12 USD/m<sup>3</sup>). Para el caso de la PPMD que opera con el sistema de tratamiento convencional (coagulación-floculación-sedimentación-filtración sobre arena) el costo del agua oscila entre 1.15 y 4.00 MXN/m<sup>3</sup>, dependiendo de la temporada del año (CONAGUA, 2010).

De acuerdo a lo reportado por Pilluti *et al.* (2005), los costos de capital para los sistemas de MF son competitivos en flujos mayores de 0.44 m<sup>3</sup>/s (10 mgd). Para el flujo con el que actualmente opera la PPMD (0.45 m<sup>3</sup>/s), suponiendo que el sistema va a operar las 24 h x 7 días y contemplando que uno de los trenes de MF permanece en reposo para cuando alguno de los trenes en operación requiera parar para realizar un retrolavado, serían necesarios 7 trenes de 200 módulos de membrana cada uno. De acuerdo a la estimación realizada por Pall Corporation el precio aproximado sería de 12,000,000 USD (valor ubicado dentro del rango establecido por Rohe *et al.*, (2006) para un sistema de tratamiento de agua superficial con membranas de MF). Los costos calculados para tratamiento de agua utilizando poliamina (APM) como coagulante oscilan entre 1.73 y 3.23 MXN/m<sup>3</sup>, cifras mayores a las reportadas por otros investigadores (Pilluti *et al.*, 2005; Rohe *et al.*, 2006; PB Water *et al.*, 2005) para plantas con flujos de operación similares (0.22-1.1 m<sup>3</sup>/s) que utilizan este proceso en agua superficial con valores menores de turbiedad, color y COD a los estudiados en el presente estudio.

A partir de los valores óptimos de dosis de coagulante (COAG) y presión transmembrana (PTM), que se obtuvieron mediante una optimización múltiple con los modelos matemáticos de las variables de respuesta utilizando ambos coagulantes, fue posible calcular los costos de operación para las cinco turbiedades iniciales. Al utilizar el coagulante polimérico en todos los casos el costo es menor en comparación con el obtenido al utilizar la sal metálica.

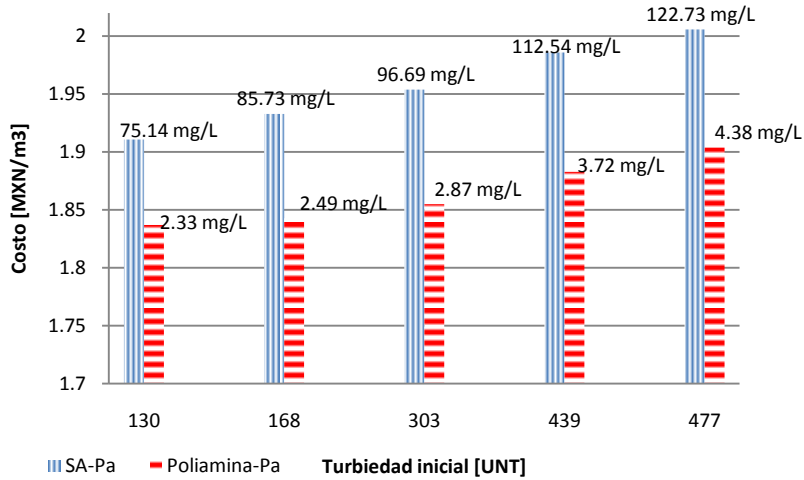


Figura 6-6 Estimación de costos utilizando las dosis correspondientes de ambos coagulantes para tratar el agua de la presa Madín con cinco turbiedades iniciales

### Optimización

Con fines comparativos entre ambos coagulantes, en la Tabla 6.13 se presentan los valores óptimos de dosis de coagulante (COAG) y presión transmembrana (PTM), los valores de las variables de respuesta para tratar el nivel más alto de turbiedad presentado en la PPMD (477 UNT) y los costos estimados.

Los porcentajes de remoción promedio de los valores óptimos calculados para cada nivel de turbiedad, en todos los casos fueron mayores o iguales al utilizar poliamina (APM)-Pa (BPM) durante el proceso de CF-S-MF en comparación con los obtenidos con SA-Pa (BPM). En la Tabla 6.13 se ejemplifican estos porcentajes de remoción para tratar el nivel más alto de turbiedad presentado en la PPMD (477 UNT).

La combinación SA-Pa requirió una mayor dosis de coagulante; 28 veces más en comparación con el requerido por la combinación poliamina (APM)-Pa (BPM). Como consecuencia de la alta dosis de coagulante aplicada durante la coagulación-floculación con la sal metálica, la generación de lodos resulta ser el doble, en comparación con la generación del coagulante polimérico. Está reportado que el tratamiento de lodos por deshidratación puede representar hasta un 30 – 50% de los costos anuales de operación de una planta de tratamiento (Mikkelsen y Keiding, 2002).



**Tabla 6.13 Valores de optimización para ambas combinaciones de coagulante-floculante (477 UNT)**

	SA-Pa (BPM)			poliamina (APM)-Pa (BPM)		
	Agua cruda	CF-S-MF	%Remoción	Agua cruda	CF-S-MF	%Remoción
<b>COAG [mg/L]</b>	---	122.73	---	---	4.38	---
<b>PTM [bar]</b>	---	0.40	---	---	0.37	---
<b>Turb [UNT]</b>	477	0.56	99.9	477	0.18	99.9
<b>Color [U Pt-Co]</b>	520.00	0.30	99.9	520.00	0.30	99.9
<b>COD [mg/L]</b>	7.05	4.32	38.7	8.95	3.21	64.1
<b>Abs<sub>254</sub> [cm<sup>-1</sup>]</b>	0.180	0.031	82.8	0.29	0.030	89.7
<b>Abs<sub>272</sub> [cm<sup>-1</sup>]</b>	0.220	0.042	80.9	0.220	0.028	87.3
<b>Lodos [mL/L]</b>	---	25	---	---	12	---
<b>Costo [MXN/m<sup>3</sup>]</b>	---	2.006	---	---	1.904	---

Los valores obtenidos para rTurb y para rCol para ambas combinaciones cumplen con la NOM-127-SSA-1994, en la que se establecen un límite máximo de 5 UNT y 20 U Pt-Co. La diferencia de estos dos parámetros no es significativa para ambos reactivos. Sin embargo, el porcentaje de remoción de COD fue significativamente mayor utilizando el coagulante polimérico (64.1%), en comparación con la sal metálica (38.7%). Este resultado es mejor al dato reportado por Lee *et al.* (2006) que mencionan que el porcentaje de remoción de COD se incrementa entre un 15 y 20% al utilizar coagulantes poliméricos, en comparación con el valor obtenido con sales metálicas. Tanto los valores de Abs<sub>254</sub> como Abs<sub>272</sub> para ambas combinaciones estuvieron dentro del intervalo publicado por Volk *et al.* (2000) para agua filtrada después de sedimentación.

A partir de la experimentación realizada para ambos coagulantes durante las pruebas de optimización, se obtuvieron los mayores porcentajes de remoción de las variables evaluadas al aplicar la clarificación con polímeros y la MF en comparación con los obtenidos al sulfato de aluminio y MF. Como consecuencia de eso, la reducción del flux inicial de la membrana de MF fue mayor para la membrana que utilizó el coagulante polimérico (poliamina con alto peso molecular) (7%), en comparación con la reducción obtenida por el sulfato de aluminio (6%); sin embargo dicha diferencia no fue significativa. La disminución del flux también se podría atribuir a un potencial ensuciamiento de la membrana por los residuales del polímero, debido a su alto peso molecular (APM) y afinidad con la superficie de la membrana hidrofóbica (Spinette *et al.*, 2008; Wang *et al.*, 2011).

## 6.2 Determinación de la vida útil de la membrana de MF utilizando CF-S-MF con polímeros

Con base en los resultados de la estimación de costos y porcentajes de remoción obtenidos en la optimización para ambos resultados experimentales, se decidió analizar la operación en continuo del proceso de CF-S-MF con la combinación poliamina (APM) – Pa (BPM), bajo la condición más crítica de turbiedad presentada durante época de lluvias en la PM (477 UNT). Los valores óptimos para los factores COAG y PTM son 4.38 mg/L y 0.37 bar, respectivamente.

### 6.2.1 Resultados experimentales

Los resultados experimentales para la evaluación de la vida útil de la membrana de MF utilizando CF-S-MF con el coagulante polimérico, se muestran en la Tabla 6.14 que contiene los resultados experimentales en cada corrida para turbiedad, color real, COD, Abs<sub>254</sub> y Abs<sub>272</sub>.

**Tabla 6.14 Resultados experimentales del tratamiento de CF-S-MF aplicando los valores óptimos de dosis de coagulante de poliamina (APM) (4.38 mg/L) y PTM (0.37 bar)**

Corrida	Etapa	Tiempo acumulado	Turbiedad	Color real	COD	Abs <sub>254</sub>	Abs <sub>272</sub>
		[min]	[UNT]	[U Pt-Co]	[mg/L]	[cm <sup>-1</sup> ]	[cm <sup>-1</sup> ]
1	Agua cruda	---	477	429.5	12.26	0.010	0.170
	CF-S	---	1.36	11	5.95	0.016	0.018
	CF-S-MF(A)	2	0.03	3	5.70	0.015	0.019
	CF-S-MF(B)	4	0.11	3	5.53	0.015	0.020
	CF-S-MF(C)	6	0.18	2	5.00	0.013	0.018
	CF-S-MF(D)	8	0.27	2	3.41	0.010	0.019
	CF-S-MF(E)	10	0.36	2	2.92	0.009	0.023
2	Agua cruda	---	477	425	14.53	0.011	0.037
	CF-S	---	1.38	11.5	7.16	0.017	0.018
	CF-S-MF(A)	12	0.31	3	6.88	0.018	0.020
	CF-S-MF(B)	14	0.31	3	5.70	0.016	0.021
	CF-S-MF(C)	16	0.30	3	5.07	0.017	0.022
	CF-S-MF(D)	18	0.31	2	3.75	0.011	0.021
	CF-S-MF(E)	20	0.31	2	3.37	0.011	0.027
3	Agua cruda	---	477	441	15.06	0.015	0.080
	CF-S	---	1.25	11.25	7.72	0.019	0.025
	CF-S-MF(A)	22	0.19	4	7.73	0.020	0.033
	CF-S-MF(B)	24	0.30	4	7.64	0.017	0.034
	CF-S-MF(C)	26	0.34	4	7.62	0.017	0.032
	CF-S-MF(D)	28	0.47	2	6.57	0.016	0.032
	CF-S-MF(E)	30	0.53	2	4.47	0.016	0.035

Al utilizar las condiciones óptimas, obtenidas para poliamina (APM)-Pa (BPM) en el proceso de CF-S-MF, fue posible determinar que a lo largo del tiempo de operación para las tres corridas, el permeado cumple con la normatividad nacional que establece 5 UNT para turbiedad y 20 U Pt-Co

para color (NOM-127-SSA1-1994), mientras que los valores reportados para  $Abs_{254}$  y  $Abs_{272}$  se encuentran dentro de los valores reportados para agua filtrada ( $0.025-0.08 \text{ cm}^{-1}$ ) (Volk *et al.*, 2000). La MON en términos de COD presenta una disminución significativa durante el proceso de clarificación, mientras que al aplicar la filtración con membranas los valores continuaron disminuyendo conforme transcurre el tiempo de operación con la membrana. El factor de selectividad y el porcentaje de retención de la membrana de MF para COD resultaron ser en promedio de 0.77 y 22.3% respectivamente, lo que nos indica que durante la filtración con membranas existió una pobre selectividad y una baja retención de este parámetro.

### **6.2.2 Análisis de resultados del comportamiento del flux y resistencia hidráulica para la determinación de la vida útil de la membrana de MF**

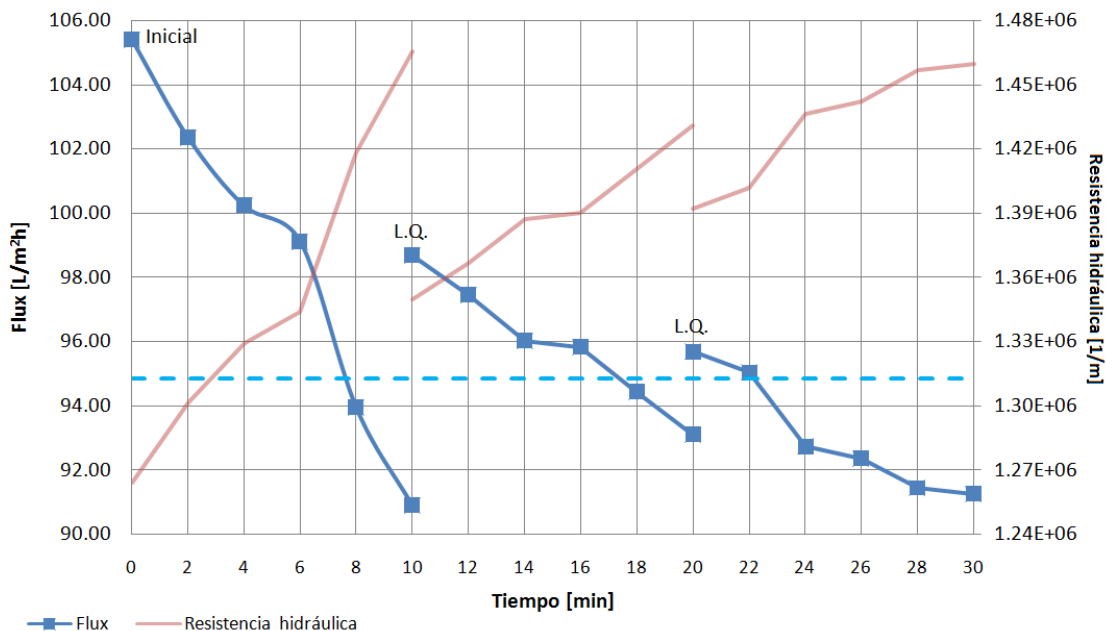
La generación de ensuciamiento en la membrana a lo largo del tiempo de operación provoca tanto el incremento en su resistencia hidráulica como la disminución del flux inicial para cada corrida. Carroll *et al.* (2000) y Choi *et al.* (2004) concluyeron que el principal factor que determina la disminución del flux y el aumento en la resistencia hidráulica de la membrana es el ensuciamiento por bloqueo de poro y formación de torta, como consecuencia de la presencia de MON hidrofílica en el agua de alimentación y su interacción con la superficie de la membrana

A partir de los resultados obtenidos durante la experimentación y de acuerdo a la ley de Darcy, en la Figura 6-7 se presenta el comportamiento del flux y del coeficiente de resistencia hidráulica de la membrana a lo largo de las 3 corridas, la cual muestra un comportamiento similar a lo reportado por Carroll *et al.* (2000) y Choi *et al.* (2004) para la potabilización de agua superficial pretratada por CF-S. La resistencia hidráulica presenta un incremento directamente proporcional al tiempo de operación de la membrana de MF como consecuencia de la formación de torta en su superficie, razón por la cual la separación selectiva aumenta restringiendo el paso de MON a lo largo del tiempo. Mediante la limpieza química de la membrana al final de cada corrida fue posible disminuir 93.6% la resistencia hidráulica para la segunda corrida y 91% para la tercera corrida. Utilizando la misma membrana de MF que en el presente estudio (fibra hueca, PVDF,  $0.1 \mu\text{m}$ ), Chae *et al.* (2007) obtuvo porcentajes de recuperación de resistencia hidráulica menores a los obtenidos en el presente estudio (88%) al aplicar la MF sin tratamiento previo.

Como se ilustra en la Figura 6-7, la membrana de MF nueva y limpia presentó un flux de  $105.4 \text{ L/m}^2\text{h}$  @0.14 bar de presión. El valor máximo aceptable o recomendado de reducción de flux (10%) se delimitó por una línea punteada en color azul paralela al eje de las x con un valor de  $94.8 \text{ L/m}^2\text{h}$ . La limpieza química se realizó al término de cada corrida (cada diez minutos).

Durante los primeros 10 minutos de operación (corrida 1) la membrana presentó una disminución significativa del flux de permeado, sin embargo con la limpieza química fue posible obtener un porcentaje de recuperación de 93.6% del flux inicial. En la segunda corrida el flujo presentó una disminución importante pero con una pendiente menos pronunciada, logrando porcentajes de recuperación con limpieza química de 90.8% del flux inicial. Con la limpieza química al final de la corrida 3, se logró recuperar tan sólo el 89% del flux inicial, razón por la cual no se realizaron más corridas.

Durante las tres corridas aplicadas, la membrana presentó un porcentaje promedio de recuperación del flux inicial de 91.3%, el cual es similar al obtenido por Gray *et al.* (2008) utilizando condiciones similares.



**Figura 6-7 Comportamiento del flux y resistencia hidráulica en función de los ciclos de limpieza de la membrana de MF para remover el ensuciamiento generado por la combinación poliamina- Pa para el tratamiento de agua cruda con turbiedad de 477 UNT, aplicando los procesos de CF-S-MF con los valores óptimos de coagulante (4.38 mg/L) y PTM (0.37 bar)**

De acuerdo con estudios reportados (Wang *et al.*, 2011; Lee *et al.*, 2004; Farahbakhsh *et al.*, 2004; Gray *et al.*, 2008; Li Mo *et al.*, 2003), los mecanismos de ensuciamiento de membranas que se presentan son el de bloqueo de poro y/o formación rápida de torta que puede adherirse a la superficie de la membrana. En cuanto se supera la capacidad de adsorción de la torta en la superficie de la membrana, la MON se comienza a acumular más en los poros de la membrana provocando ensuciamiento irreversible y marcando la vida útil de la misma. Con base en estudios previos al utilizar polímeros de APM, el bloqueo de poro resulta ser el mecanismo predominante del ensuciamiento en la membrana de PVDF como consecuencia la presencia de sustancias poliméricas residuales y a la interacción entre la MON hidrofílica y la naturaleza hidrofóbica de la membrana (Wang *et al.*, 2011; Lee *et al.*, 2004; Gray *et al.*, 2008; Li Mo *et al.*, 2003).

Debido a que en el minuto 22 de operación de la membrana de MF, fue imposible recuperar el 90% del flux inicial (aún aplicando limpiezas químicas), se estima que la vida útil de la membrana de MF modelo Microza (nivel laboratorio) utilizada durante el presente estudio, operando de modo continuo con el nivel de turbiedad más alto registrado en la PM (477 UNT) será de 3.7 h, aplicando una limpieza química cada 8 min. Generalmente las membranas de MF con capacidades mayores (gran escala) presentan por lo menos una vida útil de entre 8 y 12 años (PB Water *et al.*, 2005; Pall Corporation, 2011) como consecuencia del accionamiento del sistema de limpieza agua-aire aproximadamente cada 20 minutos de operación, previniendo el ensuciamiento. Adicional al sistema de limpieza automatizado en las plantas a gran escala, la membrana utilizada en el presente estudio está diseñada con la finalidad de desarrollar experimentos a nivel laboratorio para probar su funcionamiento (calidad de permeado, así como grado y tipo de ensuciamiento) previo al desarrollo de módulos a escala (plantas piloto), por lo que el deterioro en su rendimiento no puede ser comparado con plantas de mayores dimensiones.

### 6.2.3 Análisis del comportamiento del valor residual de los parámetros fisicoquímicos evaluados

El proceso de CF-S, produjo en promedio una reducción de 99.7% de la turbiedad inicial para todas las corridas, valor similar al reportado en otros estudios como el de Moon *et al.* (2008), en el que se logró una remoción de 99.8%. Al aplicar la filtración con la membrana de MF, el porcentaje de remoción se incrementó hasta llegar a 99.9% en el minuto 2, sin embargo después de los 10 minutos de operación para cada corrida el porcentaje de remoción de turbiedad fue disminuyendo, como consecuencia del ensuciamiento de la membrana, hasta llegar al porcentaje de remoción más bajo que fue de 99.9% en el minuto 30, tal como se muestra en la Figura 6-8.

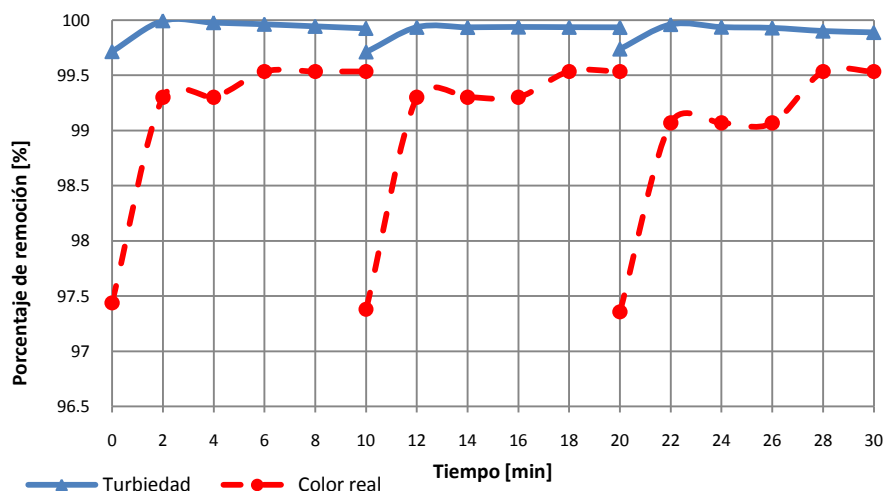


Figura 6-8 Comportamiento de la turbiedad residual durante cada una de las corridas de CF-S-MF

De igual forma, en la Figura 6-8 se muestra (curvas con líneas punteadas en color rojo) que los porcentajes de remoción de color real incrementan en función del tiempo de operación durante cada corrida, sin importar el grado de ensuciamiento en la membrana. El efluente del proceso CF-S presentó en promedio 97.4% de remoción de color real, mientras que al ser filtrado con la membrana de MF este parámetro presentó un valor máximo de 99.5%. Debido a que el color puede ser un indicador indirecto de la presencia de MON, su alto porcentaje de remoción puede atribuirse a una adsorción por la torta que se forma con los flóculos remanentes en el clarificado, la cual funcionó como una segunda membrana que incrementa la resistencia al filtrado (Figura 6-7) pero retiene más eficientemente ciertos contaminantes disueltos que conforman el color (Li Mo *et al.*, 2003; Matilainen *et al.*, 2011).

Esta tendencia también se observó en el caso del carbono orgánico disuelto (COD) debido a que durante el proceso de CF-S, este parámetro presentó una remoción promedio de 50.3%, que se incrementó después del proceso de MF hasta 61.3% en promedio. La remoción del COD en el permeado de la membrana se incrementó de manera constante durante el tiempo de operación, presentando el máximo porcentaje de remoción después de los diez minutos de operación en la corrida 2 (76.8%). Como se ilustra en la Figura 6-9, los porcentajes de remoción en todas las corridas resultaron ser proporcionales al tiempo acumulado de operación de la membrana debido al aumento de su selectividad como consecuencia de la formación de torta en su superficie.

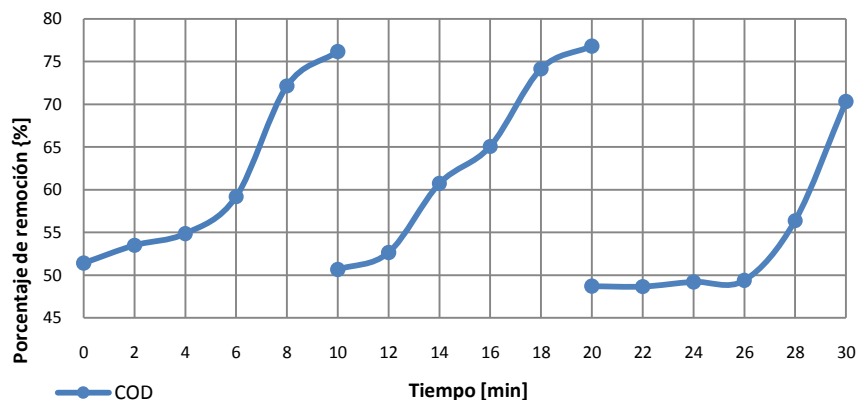


Figura 6-9 Comportamiento del COD residual durante cada una de las corridas de CF-S-MF

Varios estudios (Choi *et al.*, 2004; Carroll *et al.*, 2000) han concluido que la naturaleza de la MON influirá de forma directa en el nivel de ensuciamiento de la membrana de MF. Con la finalidad de determinar el tipo de fracción dominante de la MON (hidrofóbica o hidrofílica) en el agua cruda, en el efluente clarificado y en el permeado durante el tiempo de operación del proceso de CF-S-MF, en la Tabla 6.15 se presentan los valores del parámetro SUVA.

Tabla 6.15 Valores de SUVA para el agua cruda, el efluente clarificado y el permeado de los procesos de CF-S-MF con turbiedad de 477 UNT aplicando los valores óptimos de coagulante (4.38 mg/L) y PTM (0.37 bar)

Corrida	Tiempo [min]	Etapa	SUVA
			[L/mg m]
1	---	Agua cruda	0.082
	---	CF-S	0.269
	2	CF-S-MF(A)	0.263
	4	CF-S-MF(B)	0.271
	6	CF-S-MF(C)	0.260
	8	CF-S-MF(D)	0.293
	10	CF-S-MF(E)	0.308
2	---	Agua cruda	0.076
	---	CF-S	0.237
	2	CF-S-MF(A)	0.255
	4	CF-S-MF(B)	0.289
	6	CF-S-MF(C)	0.335
	8	CF-S-MF(D)	0.293
	10	CF-S-MF(E)	0.326
3	---	Agua cruda	0.100
	---	CF-S	0.246
	2	CF-S-MF(A)	0.259
	4	CF-S-MF(B)	0.222
	6	CF-S-MF(C)	0.223
	8	CF-S-MF(D)	0.244
	10	CF-S-MF(E)	0.358

De acuerdo a la Tabla 6.15, la MON presente en el efluente clarificado de las tres corridas es de tipo hidrofílico, ya que en todos los casos el parámetro SUVA presenta valores menores a 2, lo que indica que la MON hidrofóbica, causante del ensuciamiento reversible en la membrana, es removida eficientemente por el proceso de clarificación (Spinette *et al.*, 2008). El parámetro SUVA aumenta su valor conforme el tiempo de filtración transcurre, indicando que cierto porcentaje de la MON hidrofílica es retenida por la membrana de MF. Sin embargo, el porcentaje no retenido de la MON de tipo hidrofílico, es la principal causante del ensuciamiento irreversible en las membranas debido a que son altamente solubles en el agua (Schäfer *et al.*, 2000; Lee *et al.*, 2006; Fabris *et al.*, 2007). De igual forma que en los casos de color y COD, como se muestra en la Figura 6-10 (líneas punteadas en color amarillo), al aplicar la filtración con membranas los porcentajes de remoción de absorbancia a 254 nm se incrementaron a lo largo de los 10 minutos de operación de cada corrida, hasta alcanzar un máximo de 84.4% (minuto diez de la corrida 1). El incremento en la remoción de la Abs<sub>254</sub> en el permeado indica que la torta formada en la superficie de la membrana sirvió como una segunda barrera selectiva para remover los componentes hidrofóbicos de tipo aromático que tienen alto peso molecular y tamaño grande (ácidos húmicos y fúlvicos) que se encuentran en forma disuelta, debido a que no son solubles en el agua. Sin embargo, debido probablemente al ensuciamiento por sustancias poliméricas residuales (APM) y la interacción entre la MON hidrofílica y la naturaleza hidrofóbica de la membrana (Li Mo *et al.*, 2003; Lee *et al.*, 2004; Gray *et al.*, 2008; Wang *et al.*, 2011), el máximo porcentaje de remoción al final de la corrida 3 fue más bajo (77.3%), en comparación con los obtenidos en los primeros minutos de operación (84.4%). Los valores de absorbancia a 254 nm presentaron en promedio un porcentaje de remoción de 70% durante el proceso de clarificación.

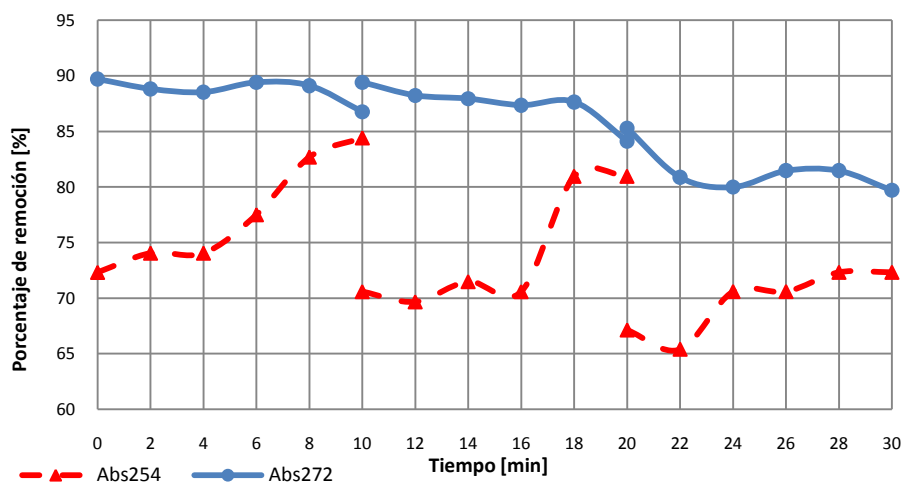


Figura 6-10 Comportamiento de la Abs<sub>254</sub> y Abs<sub>272</sub> durante cada una de las corridas de CF-S-MF

De igual forma en la Figura 6-10 se presenta el comportamiento de los porcentajes de remoción para absorbancia a 272 nm (líneas en color azul). En promedio el proceso de clarificación presentó 88.1% de remoción, mientras que conforme el tiempo acumulado al aplicar la filtración con membranas incrementa (minuto diez), los porcentajes de remoción disminuyen hasta llegar a valores mínimos de 86.8% en la corrida 1, 84.1% en la corrida 2 y 79.7% en la corrida 3. El porcentaje de remoción de Abs 272 nm (líneas punteadas en color rojo) disminuyó paulatinamente entre cada una de las tres corridas de MF. Este fenómeno probablemente ocurrió porque se agotó la capacidad de adsorción de la torta formada en la superficie de la membrana para remover los compuestos que conforman la Abs<sub>272</sub>.

## 7 CONCLUSIONES

La evaluación del acoplamiento de la clarificación con polímeros y la microfiltración para la potabilización del agua cruda de la presa Madín con altos contenidos de COD, turbiedad y color, permitió determinar que se obtienen mejores porcentajes de remoción de estos parámetros respecto a los observados para sulfato de aluminio.

Con base en el análisis estadístico de las pruebas de CF-S-MF con el coagulante polimérico (poliamina (APM)) y sulfato de aluminio, las variables significativas con un 90% de confianza fueron la dosis de coagulante y la turbiedad inicial. La presión transmembrana (PTM) no fue significativa ya que el efluente del proceso de clarificación presentó buenas eficiencias de remoción para compuestos de tamaño mayor al diámetro de poro de la membrana ( $0.1 \mu\text{m}$ ), que son los principales causantes del taponeamiento en la superficie de la membrana.

Mediante una optimización múltiple, utilizando los modelos matemáticos obtenidos para calcular los valores residuales de turbiedad, color y COD, se determinaron los valores óptimos de dosis de coagulante y PTM para cinco valores iniciales diferentes de turbiedad (130 a 477 UNT). Los valores óptimos de dosis de coagulante fueron menores al utilizar el coagulante polimérico (2.33 a 4.38 mg/L) en comparación con la sal metálica (75.14 a 122.73 mg/L). De igual forma, los valores óptimos de PTM fueron menores al utilizar el coagulante polimérico (0.37 a 0.45 bar) en comparación con la sal metálica (0.4 a 0.43 bar).

El coagulante polimérico produjo un incremento en la resistencia hidráulica y reducción del flux de la membrana de MF que fueron ligeramente mayores (3.3% y 1.4%, respectivamente), en comparación con los obtenidos por la sal metálica. Lo anterior, pudo haber sido consecuencia, de la adsorción de los residuales del polímero en los poros de la membrana y de la afinidad con la superficie hidrofóbica de la misma.

Para tratar el nivel de turbiedad más alto en la PM (477 UNT), el costo de tratamiento a nivel laboratorio del acoplamiento del proceso de clarificación con polímeros y la MF fue de  $1.904 \text{ MXN/m}^3$ , menor en comparación al obtenido al utilizar la sal metálica  $2.006 \text{ MXN/m}^3$ . Para tratar el flujo actual de la PPMD ( $0.45 \text{ m}^3/\text{s}$ ) el costo estimado de tratamiento es de  $1.73 \text{ MXN/m}^3$ , mayor a lo reportado por otros investigadores (Pilluti *et al.*, 2005; Rohe *et al.*, 2006) para plantas con flujos de operación similares ( $0.22\text{-}1.1 \text{ m}^3/\text{s}$ ) que utilizan este proceso en agua superficial con valores menores de turbiedad, color y COD a los estudiados en el presente estudio.

Con base en un análisis de la evaluación de las características del permeado a lo largo del tiempo de operación, el valor estimado de la vida útil de la membrana de MF utilizada a nivel laboratorio en el presente estudio fue de 3.7 h aplicando una limpieza química cada 8 min, menor en comparación con otros estudios que utilizaron un influente con bajos contenidos de COD, turbiedad y color (Chae *et al.*, 2009). Una posible formación de torta en la superficie de la membrana permitió mejorar la calidad del permeado, sin embargo en cuanto se supera la capacidad de adsorción de la torta en la superficie de la membrana, la MON se comienza a acumular más en los poros de la membrana provocando ensuciamiento irreversible y marcando la vida útil de la misma.



## 8 REFERENCIAS

- 1) Aboites Aguilar L. (2009). La decadencia del agua de la nación. Estudio sobre la desigualdad social y cambio político en México, segunda mitad del siglo XX. *El Colegio de México, México*.
- 2) Ahn Kyu H., Song Kyung G. (1999). Treatment of domestic wastewater using microfiltration for reuse of wastewater. *Elsevier Desalination* **126**, 7-14
- 3) American water works association research foundation. Tratamiento del agua por procesos de membrana: principios, procesos y aplicaciones. McGraw-Hill, 1998
- 4) American water works association. Membrane Practices for water treatment. First edition. Library of congress, 2001
- 5) Andía Cárdenas Y. (2000). Tratamiento de agua: Coagulación y floculación. *Evaluación de plantas y desarrollo tecnológico*. SEDAPAL
- 6) Arnal J.M., Sancho M., Verdú G., Lora J., Marín J.F., Cháfer J. (2004). Selection of the most suitable ultrafiltration membrane for water disinfection in developing countries. *Elsevier Desalination* **168**, 265-270
- 7) Arnal J.M., García-Fayos B., Verdu G., Lora J. (2009). Ultrafiltration as an alternative membrane technology to obtain safe drinking water from surface water: 10 years of experience of the scope of the AQUAPOT project. *Elsevier Desalination* **248**, 34-41
- 8) Ates N., Yilmaz, L., Kitis, M., Yetis, U. (2009). Removal of disinfection by-product precursors by UF and NF membranes in low SUVA- waters. *Journal of Membrane Science*, **328** (1-2), 104-112
- 9) Babel Sandhya, Satoshi Takizawa (2011). Chemical pretreatment for reduction of membrane fouling caused by algae. *Elsevier Desalination* **248**, 34-41
- 10) Baker R.W. (2004). Membrane technology and applications. *John Wiley & Sons, Ltd*
- 11) Barbot E., Moustier S., Bottero J.Y., P. Moulin (2008). Coagulation and ultrafiltration: Understanding of the key parameters of the hybrid process. *Journal of Membrane Science* **325**, 520-527
- 12) Bellinger E.G., Sigee D.C., (2010). Fresh Water Algae. Identification and use as bioindicators. Manchester University, UK
- 13) Bennett A. (2011). Potable water: New technology enables use of alternative water. *Filtration+Separation Marzo/Abril*
- 14) Bergamasco R., Leila C., Fernandes V., Fagundes-Klen M., Marquetotti A. (2010). Performance of a coagulation-ultrafiltration hybrid process for water supply treatment. *Elsevier Chemical Engineering*. CEJ-7445
- 15) Bern C., Martinez de Zoisa, Glass R, (1992). The magnitude of the global problem of diarrheal disease; a 10 year update. *Bull WHO* **70(6)**, 705-712
- 16) Bolto B., Gregory, J. (2007). Organic polyelectrolytes in water treatment. *Water research* **35(11)**, 2669-2676
- 17) Carroll T. (2000). The fouling of microfiltration membranes by NOM after coagulation treatment. *Water Research* **34(11)**, 2861-2868
- 18) Chae S.R., Watanabe (2007). Fouling characteristics of PVDF microfiltration membranes in a pilot-scale drinking water production system after a coagulation/sedimentation using PSI (polysilicato-iron) and PACl (Polyaluminium chloride). *Journal of water and environment technology* **5, 2**, 45-48
- 19) Cheremisinoff P.N. (1995). Handbook of water and wastewater treatment technology. *Marcel Dekker, New York*.
- 20) Choi Young-june K., Dempsey A.B. (2004). In-line coagulation with low-pressure membrane filtration. *Water Research* **38**, 4271-4281
- 21) CONAGUA (2011). Estadísticas del agua en México, edición 2011. SEMARNAT

- 22) CONAGUA (2011). Programa para el manejo integral del agua en la Cuenca del Valle de México. SEMARNAT, 2011.
- 23) CONAGUA y Solano Consultores, S.A. de C.V. (1999). Estudio limnológico de la presa Madín. Informe final para Comisión Nacional del Agua. Versión electrónica. Contrato: GT-303-GAVM-98.
- 24) De la Rubia A., Rodríguez M., de León V., Prats D. (2006). Removal of natural organic matter and THM formation potential by ultra-and nanofiltration of surface water. *Water research* **42**, 714-722
- 25) Dong Bing-zhi, Chen Y., Gao N., Fan J. (2007). Effect of coagulation pretreatment on the fouling of Ultrafiltration membrane. *Elsevier Desalination* **19**, 278-283
- 26) Dunphy K. (1991). A cost model for membrane filtration. *Rice University*
- 27) EPA (1999) Guidance Manual Turbidity Provisions. US EPA, OW, Office of ground water and drinking water.
- 28) Ericsson Bernt A., Trägårdh G. (1996). Treatment of surface water rich in humus-membrane filtration vs conventional treatment. *Elsevier Desalination* **108**, 117-128
- 29) Escobar I.C. (2004). Effects of different modes of coagulation as pretreatment to membrane filtration for drinking water production in small systems. *University of Toledo*
- 30) Fabris R., Kyung Lee E., Chow C., Chen V., Drikas M. (2007). Pre-treatments to reduce fouling of low pressure micro-filtration (MF) membranes. *Journal of membrane science* **289**, 231-240
- 31) Fan, L.H., (2001). Influence of the characteristics of natural organic matter on the fouling of microfiltration membranes. *Water Research* **35(18)**, 4455-4463
- 32) Fiksdal L., Leiknes T. (2006). The effect of coagulation with MF/UF membrane filtration for the removal of virus in drinking water. *Journal of membrane science* **279**, 364-371
- 33) Forero J.E, Ortiz O.P., Ríos F. (2005). Aplicación de procesos de oxidación avanzada como pretratamiento de fenol en aguas residuales industriales de refinería. *CT&F Ciencia, Tecnología y Futuro* **9**, 97-109
- 34) Furukawa D.H. (2008). "A global perspective of low pressure membranes". Separation Consultants, Inc.
- 35) Gabelich C.J., Kenneth P.I., Fredrick G.W., Evangelista R., Kalyan M. (2006). Control of residual aluminium from conventional treatment to improve reverse osmosis performance. *Elsevier Desalination* **190**, 147-160
- 36) Grada Martínez L. (1999). "Diseño integral de una planta potabilizadora de agua"
- 37) Gray S.R., Ritchie C.B., Tran T., Bolto B.A., Greenwood P., Buseti F., Allpike B. (2008). Effect of membrane character and solution chemistry on microfiltration performance. *Water Research* **42**, 743-753
- 38) Gray S.R., Ritchie C.B., Tran T., Bolto B.A., (2007). Effect of NOM characteristics and membrane type on microfiltration performance. *Water Research* **41**, 3833-3841
- 39) Guigui C., Rouch J.C., Durand-Bourlier L., Bonnelye V., Aptel P. (2002). Impact of coagulation conditions on the in-line coagulation/UF process for drinking water production. *Elsevier Desalination* **147**, 95-100
- 40) Guo Xiaoyan, Qilin L., Wanli H., Wei G., Dongfang Liu. (2009). Ultrafiltration of dissolved organic matter in surface water by a polyvinylchloride hollow fiber membrane. *Elsevier Journal of membrane science* **327**, 254-263
- 41) Gurusamy Annadurai, Sung S.S., Duu-Jong L. (2004). Simultaneous removal of turbidity and humic acid from high turbidity stormwater. *Elsevier Advances in environmental research* **8**, 713-725
- 42) Gutierrez Pulido H., De la Vara S.R. (2008). Análisis y diseño de experimentos. McGraw Hill Interamericana.
- 43) Hagemeyer G., Gimbel R., Kiepe O., Dautzenberg W. (2001). AWWA Membrane technology conference, San Antonio, Texas

- 44) Harrison Roy M. (1990). Pollution: Causes, Effects, and Control. *Second edition*. Royal society of chemistry
- 45) Henderson R., Michael C., Cornwell N., Hitchins P., Holden B., Hurley S., Parsons S., Wetherill A., Jefferson B. (2008). Experiences of algae in UK waters: a treatment perspective. *Water and environmental Journal* **22**, 184-192
- 46) Hendricks D. (2006). Water treatment unit processes: Physical and Chemical. Taylor & Francis Group
- 47) Howe Kerry J., Mark M. Clarck (2002). Fouling of microfiltration and ultrafiltration membranes by natural waters. *Environmental Science & Technology* **36**, 3571-3576
- 48) Howe Kerry J., Mark M. Clarck (2006). Effect of coagulation on the size of MF and UF membrane foulants. *Environmental Science & Technology* **40**, 7908-7913
- 49) Howe Kerry J., Mark M. Clarck (2006). Effect of coagulation pretreatment: on membrane filtration performance. *AWWA* **98**, 133-146
- 50) Howe Kerry J., Marwah A., Chiu K., Adham S. (2007). Effect of membrane configuration on bench-scale MF and UF fouling experiments. *Water research* **41**, 3842-3849
- 51) Huang C., Lin J., Lee W., Pan J., Zhao B (2011). Effect of coagulation mechanism on membrane permeability in coagulation-assisted microfiltration for spent filter backwash water recycling. *Colloids and surfaces a: Physicochem. Eng. Aspects* **378**, 72-78
- 52) Huang H., (2006). Microfiltration membrane fouling in water treatment: impact of chemical attachments, in Department of Geography and Environmental Engineering., Johns Hopkins University: Baltimore.
- 53) Huang Haiou, Kellogg S., Jacangelo J. (2009). Pretreatment for low pressure membranes in water treatment: a review. *Environmental science & technology* Vol. 43 No.9
- 54) Ingham W. (2009). Whitecourt receives superior drinking water. *Intech Publications* September/October 2009
- 55) Islam A.M., Vasilios S., Triantafyllos A.A. (2009). Application of statistical design of experiment with desirability function for the removal of organophosphorus pesticide from aqueous solution by low-cost material. *Journal of Hazardous Materials* **170**, 230-238
- 56) Jiménez Cisneros B., Torregrosa y Armentia M.L., Aboites A.L. (2010). El agua en México: causas y encauses. Academia mexicana de ciencias.
- 57) Jolis D., Hirano R. Pitt P. (1999). Tertiary treatment using microfiltration and UV disinfection for water reclamation. *Water Environment Research* **71-2**, 224-231
- 58) Judd S.J., P. Hillis (2001). Optimization of combined coagulation and microfiltration for water treatment. *Water Environment Research* **35**, 1509-1517
- 59) Judd S.J. and Jefferson, B. (2003). Membranes for industrial wastewater recovery and reuse. *Elsevier Science*, London.
- 60) Judd S.PH. (2006). Potable water membrane filtration: A pan-atlantic perspective. *Microfiltration IV; MWH*. Session 5.
- 61) Kabsch-Korbutowicz M. (2006). Impact of pre-coagulation on ultrafiltration process performance. *Elsevier Desalination* **194**, 232-238
- 62) Kabsch-Korbutowicz M. (2006). Removal of natural organic matter from water by in-line coagulation/ultrafiltration process. *Elsevier Desalination* **200**, 421-423
- 63) Kabsch-Korbutowicz M., A. Bilyk, M. Molczan (2006). The effect of feed water pretreatment on Ultrafiltration membrane performance. *Polish J. of Environ. Stud. Vol. 15, No.5*, 719-725
- 64) Kawamura, S. (1991). Integrated Design of Water Treatment Facilities. John Wiley & Sons, New York.
- 65) Kim, K.J., V. Chen, A.G. Fane (1993). Ultrafiltration of Colloidal Silver Particle-Flux, Rejection, and Fouling. *Journal of Colloid and Interface Science* **155(2)**, 347-359.
- 66) Kimura K., Hane Y., Watanabe Y. (2005). Effect of pre-coagulation on mitigating irreversible fouling during Ultrafiltration of surface water. *Water Sci. Technol* **51**, 93-100

- 67) Kimura K., Maeda T., Yamamura H., Watanabe Y. (2008). Irreversible membrane fouling in microfiltration membranes filtering coagulated surface water. *Journal of membrane science* **320**, 356-362
- 68) Konieczny K., Sakol D., Bodzek M. (2006). Efficiency of the hybrid coagulation-ultrafiltration water treatment process with the use of immersed hollow-fibers membranes. *Elsevier Desalination* **198**, 102-110
- 69) Konieczny K., Sakol D., Plonka J., Rajca M., Bodzek M. (2009). Coagulation-ultrafiltration system for river water treatment. *Elsevier Desalination* **240**, 151-159
- 70) Kumar Manish P.E. (2006). Current status of worldwide Microfiltration/Ultrafiltration full-scale plants. *National water research institute. Microfiltration 4*
- 71) Lagaly G., Ziesmer S. (2003). Colloid chemistry of clay minerals: the coagulation of montmorillonite dispersions. *Adv. Colloid Interface Sci* **100-102**, 105-128.
- 72) Lahoussine-Turcaud, V., Wiesner M.R., Bottero J.Y. (1990). Fouling in Tangential-Flow Ultrafiltration - the Effect of Colloid Size and Coagulation Pretreatment. *Journal of Membrane Science* **52(2)**, 173-190.
- 73) Lara Borrero J.A. (2002). Eliminación de nutrientes mediante procesos de membrana. *Universidad Politécnica de Madrid*.
- 74) Lee N., Amy G., Croue J.P. (2004). Identification and understanding of fouling in low-pressure membrane (MF/UF) filtration by natural organic matter (NOM). *Water Research* **38(20)**, 4511-4523
- 75) Lee N., Amy G., Croue J.P. (2006). Low-pressure membrane (MF/UF) fouling associated with allochthonous versus autochthonous natural organic matter. *Water Research* **40(12)**, 2357-2368
- 76) Lee Eun K., Vivki C., Fane A.G. (2008). Natural organic matter (NOM) fouling in low pressure membrane filtration –effect on membranes and operation modes. *Elsevier Desalination* **218**, 257-270
- 77) Lerch A., Panglisch S., Buchta P., Tomita Y., Yonekawa H., Hattori K., Gimbel R. (2005). Direct river treatment using coagulation/ceramic membrane filtration. *Elsevier Desalination* **179**, 41-50
- 78) Leiknes T. (2009). The effect of coupling coagulation and flocculation with membrane filtration in water treatment: A review. *Journal of environmental sciences* **21**, 8-12
- 79) Li Mo, Xia Huang (2003). Fouling characteristics and cleaning strategies in a coagulation-microfiltration combination process of water purification. *Desalination* **159**, 1-9
- 80) Liang Heng, Gong Weijia, Chen Jie, Li Guibai (2008). Cleaning of fouled ultrafiltration membrane by algae during reservoir water treatment. *Elsevier Desalination* **220**, 267-272
- 81) Lipp P., Baldauf G., Schmitt A., Theis B. (2003). Long-term behavior of UF membranes treating surface water. *Water Sci. Technol. Water supply* **3**, 31-37
- 82) Lozier J.C., Gary A., Jacangelo J., Mysore C. (2006). Natural Organic Matter fouling of low-pressure membrane systems. *Microfiltration IV; MWH Americas, Inc. Session 2*.
- 83) Maldonado Yactayo V. (2008). Manual I: Teoría. Capítulos 5-10
- 84) Masters G.M., Wendell P.E. (2008). Introducción a la ingeniería medioambiental. 3ª edición, Pearson educación, S.A., Madrid
- 85) Matilainen Anu, Vepsäläinen, M., Sillapää, M. (2010). Natural organic matter removal by coagulation during drinking water treatment: A Review. *Advances in colloid and interface science* **159(2)**, 189-197
- 86) Matilainen Anu, Gjessing E., Lahtinen T., Hed L., Bhatnagar, Sillanpää M. (2011). An overview of the methods used in the characterization of natural organic matter (NOM) in relation to drinking water treatment. *Elsevier Chemosphere* **83**, 1431-1442
- 87) Meier P. (2006). Ultrafiltration with pre-coagulation in drinking water production. *TECHNEAU*
- 88) Membrane technology (2011). Magazine membrane technology. **Elsevier** ISSN 0958-2118. November, 2011
- 89) Montgomery D. (1991). Diseño y análisis de experimentos, Grupo editorial Iberoamérica.

- 90) Montgomery J. M. (1985). *Water treatment principles and design*. John Wiley & Sons, Canada.
- 91) Moon Jihee, Moon-Sun Kang, Jae-Lim Lim, Choong-Hwan Kim, Hee-Deung Park (2008). Evaluation of a low-pressure membrane filtration for drinking water treatment; pretreatment by coagulation/sedimentation for the MF membrane. *Elsevier Desalination* **247**, 271-284
- 92) Mourato D. (2000). Microfiltración y Nanofiltración en el área de agua potable. ZENON Environmental Inc. Ontario, Canadá.
- 93) Mundo Ávila E. (2011). Remoción de arsénico en agua para consumo humano comparando la electrocoagulación-microfiltración con la coagulación química-microfiltración.
- 94) MWH (2005). *Water Treatment: Principles and Design*. 2ª edición, John Wiley & Sons, Inc., New Jersey, EUA, 1948 pp.
- 95) Nakatsuka Shuji, Nakate Ichiro, Miyano Tadaaki (1996). Drinking water treatment by using hollow fiber membranes. *Elsevier Desalination* **160**, 55-61
- 96) OMS (Febrero 2009). Estimación de muertes globales por país 2004.
- 97) Parsons S.A., Jefferson, B. (2006). *Introduction to potable water treatment processes*. 1ª edición, Blackwell publishing Ltd, Oxford, Reino Unido.
- 98) PB Water, a división of Parsons Brinckerhoff Quade & Douglas, Inc. (2005). Final report Project cost estimate peer review of microfiltration supplemental technology demonstration Project.
- 99) Pikkariainen A.T., Judd S.J., Jokela J., Gillberg L. (2004). Pre-coagulation for microfiltration of an upland surface water. *Elsevier Water Research* **38**, 455-465
- 100) Pérez J.M., Cánepa de Vargas L. M. & Richter C. (1999). Estado del arte: Coagulación. Procesos unitarios para el tratamiento de agua
- 101) Petran V. (2008). Microfiltration membrane plant provides a reliable source of water for Petrolia. *Environmental science & Engineering Magazine; Water Supply*, Mayo 2008
- 102) Pilutti M., Nemeth Julia E. (2005). Technical and cost review of commercially available MF/UF membrane products. *International Desalination Association BAH03-029*
- 103) Pressdee J., Veerapaneni S., Shorney-Darby H., Clement J. (2006). Integration of membrane filtration into water treatment systems. *AWWA Research foundation*
- 104) Psoch C., Silke S. (2006). Direct filtration of natural and simulated river water with air sparging and sponge ball application for fouling control. *Elsevier Desalination* **197**, 190-204
- 105) PYCORSA (1980). Proyectos e Ingeniería PYCOR, S.A. de C.V. y Comisión Nacional de Aguas del Valle de México. Arranque Planta Potabilizadora Madín. Resumen de partes. Proyecto CAVM-79-13, pp 127.
- 106) Qin Jian-Jun, Maung Htun O., Kiran Kekre A., Knops F., Miller P. (2006). Reservoir water treatment using hybrid coagulation-ultrafiltration. *Elsevier Desalination* **193**, 344-349
- 107) Ramírez Zamora R.M. (2008). Diagnóstico y optimización de los procesos integrantes del tren de tratamiento de agua y lodos de las plantas potabilizadoras Los Berros (PPLB) y Madín (PPMD): Primera etapa.
- 108) Ríos Pignatta, D. (1999). Utilización del parámetro "eficiencia" en remoción de turbiedad en sedimentadores. Montevideo, Uruguay
- 109) Rizzo L., Belgiorio V., Casale R. (2005). Simultaneous compliance of TOC and turbidity related to pathogen breakthrough and THMs control by enhanced coagulation. *Global Nest Journal* **7**, 145-153
- 110) Roccaro P., Federico G.A.V. (2009). Differential vs. Absolute UV absorbance approaches in studying NOM reactivity in DBPs formation: Comparison and applicability. *Water research* **43**, 744-750
- 111) Rocha Lay D. (2011). Remoción de materia orgánica natural del agua de la presa Madín mediante procesos fisicoquímicos.
- 112) Rodríguez M., Marín G., (1999). *Fisicoquímica de aguas*. Díaz de Santos, Sa. Madrid, España
- 113) Rohe Dale L. (2006). Design, procurement, and costs for Microfiltration/Ultrafiltration Systems. *Microfiltration IV; MWH Americas, Inc. Session 5*.

- 114) SEMARNAT (2011). Programa para el manejo integral del agua en la Cuenca del Valle de México. Comisión Nacional del Agua.
- 115) Schäfer, A.I. (2000). Microfiltration of colloids and natural organic matter. *Journal of Membrane Science* **171(2)**, 151-172.
- 116) Schäfer, A.I. (2000). Cost factors and chemical pretreatment effects in the membrane filtration of waters containing natural organic matter. *Water Res.* **35(6)**, 1509-1517.
- 117) Sincero Arcadio .P. (2003). Physical-chemical treatment of water and wastewater. *CRC Press*.
- 118) Spinette R.F. (2008). Fouling of a hydrophobic microfiltration membrane by algae and algal organic matter: mechanisms and prevention. *Baltimore, Maryland*
- 119) Sun Lihua, Li Xing, Zhang Guoyu, Chen Jie, Xu Zhe, Guibai Li (2009). The substitution of sand filtration by immersed –UF for surface water treatment: pilot-scale results. *IWA Publishing: Water Science & Technology-WST* **60.9**
- 120) Teixeira R., M., Sónia M.R., Sousa V. (2006). Natural organic matter and disinfection By-products formation potential in water treatment.
- 121) Vega González E. (2008). Efecto de los cambios de presión sobre la polarización y deposición de partículas en un sistema de ultrafiltración
- 122) Volk C., Bell, K., Ibrahim, E., Verges, D., Amy, G., Lechevallier, M. (2000). Impact of enhanced and optimized coagulation on removal of organic matter and its biodegradable fraction in drinking water. *Elsevier Water Research* **34(12)**, 3247-3257
- 123) Wachinski A.M., Liu C. (2007). Design considerations for small drinking water membrane systems. *Water conditioning & Purification*
- 124) Wang J., Guan J., Santiwong S.R., Waite D., (2008). Characterization of floc size and structure under different monomer and polymer coagulants on microfiltration membrane fouling. *Journal of Membrane Science* **321**, 132-138
- 125) Wang Lei, Wang Xudong, Fukushi Ken-ichi. (2008). Effects of operational conditions on ultrafiltration membrane fouling.
- 126) Wang Sen. (2011). The impact of polymer flocculants in microfiltration of surface water
- 127) Wang Sen, Liu C., Li Q. (2011). Fouling of microfiltration membranes by organic polymer coagulants and flocculants: Controlling factors and mechanisms. *Elsevier Water Research* **45**, 35-365
- 128) Xia Shengji, Xing Li, Ruiping Liu, Guibai Li (2005). Pilot study of drinking water production with ultrafiltration of water from the Songhuajiang River (China). *Elsevier Desalination* **179**, 369-374
- 129) Yang Hung C., Ji Hyang K. (2009). Impacts of highly turbid water on Microfiltration with coagulation pretreatment. *Environmental Engineering* **14(3)**, 273-280
- 130) Yuan, W., A- Kocic, and A-L- Zydny (2002). Analysis of humic acid fouling during microfiltration using a pore blockage-cake filtration model. *Journal of Membrane Science* **198(1)**, 51-62
- 131) Zhao B., Dongsheng W., Li, T., Chow, C, Huang C. (2010). Influence of floc structure con coagulation-microfiltration performance: Effect of Al speciation characteristics of PACls. *Elsevier. Separation and purification technology* **72**, 22-27
- 132) Zamfiroiu E., Masu S. (2007). Aspects regarding the efficiency of coagulation process for some surface waters. *Chem. Bull. "POLITEHNICA" Univ* **52(66)**, 1-2
- 133) Zondervan E., Betlem B., Blankert B, Roffel B. (2008). Modeling and optimization of a sequence of chemical cleaning cycles in dead-end Ultrafiltration. *J. Member Sci.* **308**, 207-217

## 9 ANEXOS

### **Anexo A. Riesgos asociados al consumo de agua potable**

El inadecuado abasto mundial de agua potable contribuye a la muerte de 1.5 millones de niños anualmente (OMS, 2010). El 30% de la mortalidad infantil tiene su origen en enfermedades prevenibles relacionadas con el agua, y más del 90% de las muertes por enfermedades diarreicas en los países en desarrollo se presentan en niños menores de 5 años (Arnal *et al.*, 2009). La mayoría de estas enfermedades se pueden prevenir con la mejora del saneamiento público.

Hay cerca de dos docenas de enfermedades infecciosas cuya incidencia depende de la calidad de agua. Estas enfermedades pueden ser causadas por bacterias, virus, protozoos o gusanos. En la Tabla A1 se mencionan los tamaños relativos de varias formas de microorganismos (Tchobanoglous y Schroeder, 1985; Tate y Arnold *et al.*, 1990).

**Virus:** Son agentes infecciosos estables en el medio ambiente con tamaños desde 0.020 a 0.5  $\mu\text{m}$  y se transiten normalmente por el agua. Las enfermedades humanas más conocidas, causadas por virus presentes en el agua, son la poliomielitis, fiebre amarilla, hepatitis A y E y la diarrea. Aunque las dosificaciones de cloro libre son capaces de inactivar a los virus, es difícil detectar la presencia viral (Brock y Brock, 1978).

**Protozoos:** Son organismos unicelulares, incoloros, están dotados de movilidad y carecen de pared celular. Aparecen en el agua potable y son capaces de provocar infecciones de orden hídrico.

**Bacterias:** Son organismos unicelulares con tamaño entre 0.1 y 10  $\mu\text{m}$  que viven sobre alimentos solubles en el agua gracias a su gran aceptabilidad metabólica, causando infecciones tales como la fiebre tifoidea, la difteria, el cólera, la tuberculosis, así como la diarrea (INEGI, 2008).

**Tabla A1 Tamaños relativos de varias formas de microorganismos**

Microorganismos	Tamaño en micras [ $\mu\text{m}$ ]
<b>• Protozoarios</b>	
Giardia lamblia	5 - 15 x 10 -20
Quiste ovoidal	6 x 10
Quiste	10 x 15
<b>• Hongos, levaduras</b>	
	1 -10
<b>• Bacterias</b>	
Esféricas (cocos)	0.5 - 4
Forma bastonada (bacilos)	0.3 - 1.5 x 1 - 10
Escherichia coli (heces humanas)	0.5 - 2.0
Bastonadas, curvadas (vibrios)	0.4 - 2 x 1.0 -10
<b>• Virus</b>	
Hepatitis A	0.01 - 0.025
Proteínas	0.002 - 0.1
Encimas	0.002 - 0.005
Antibióticos, polipéptidos	0.0006 - 0.0012

Las enfermedades hídricas son aquellas en las que los causantes de la patología (sean organismos microbiológicos o sustancias químicas) ingresan al cuerpo como un componente del agua ingerida. La mayoría de los organismos que provocan estas patologías llegan al agua mediante contaminación con excretas humanas y finalmente ingresan al cuerpo a través de la boca.

Como se menciona en la Tabla A2, los problemas de salud pública vinculados al deterioro del agua y deficiencias sanitarias figuran entre las principales causas de morbilidad y muerte prematura. A nivel mundial, la población infantil es el grupo más afectado, representando 80% de las muertes relacionadas por este factor. Como sucede en países en vías de desarrollo y particularmente en México las enfermedades diarreicas agudas (EDA) son una de las principales causas de morbilidad infantil entre los grupos de menores ingresos (Bern *et al.*, 1992).

**Tabla A2 Número de muertes estimadas debido a virus y bacterias en México, 2004**

Causa	Enfermedades	Número de muertes/año	% del total de enfermedades parasitarias e infecciosas
<b>Bacterias</b>	Tuberculosis	2800	13,53
	Sífilis	100	0,48
	Clamidia		
	Gonorrea		
	Pertusis	75	0,36
	Diphtheria		
	Tetanos		
	Meningitis	600	2,90
<b>Virus</b>	VIH	4600	22,22
	Poliomelitis	25	0,12
	Rubeola		
	Hepatitis B	500	2,42
	Hepatitis C	700	3,38
<b>Virus/Bacteria</b>	Diarrea	5100	24,64



## Anexo B. Información sobre la calidad del agua en la PM

En la Figura B1 se muestran las clases obtenidas de los datos, la frecuencia acumulada y absoluta, así como la dosis promedio de sulfato de aluminio que emplean en la planta potabilizadora Madín (PPMD). Para tratar turbiedades en un intervalo de 80 a 119.7 UNT se emplean aproximadamente 80 mg/L de  $Al_2(SO_4)_3$ ; y para turbiedades de 397.6 a 477 UNT se aplican una dosis aproximada de 95 mg/L  $Al_2(SO_4)_3$ . Los valores de turbiedad con mayor incidencia son los comprendidos entre 80 y 238.8 UNT, y los de menor incidencia de 238.8 a 477 UNT.

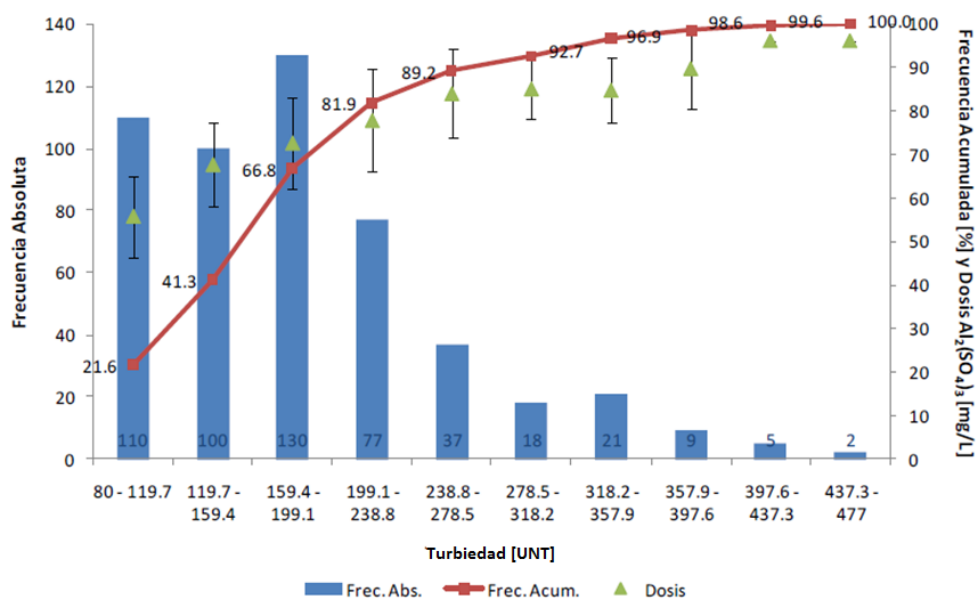


Figura B1 Frecuencia absoluta y acumulada de los intervalos de turbiedad de mayor valor en época de lluvias en la PPMD; y dosis de sulfato de aluminio aplicada para su tratamiento

Con los datos de turbiedad registrados en la PPMD se establecieron 5 subintervalos entre los valores de 80 a 47 UNT. Los primeros cuatro corresponden al promedio de cada uno de los intervalos y, como punto superior se toma el valor más alto correspondiente a 477 UNT, tal como se muestra en la Tabla B1.

Tabla B1 Subintervalos de turbiedad en que se dividió el intervalo problema de 80-477 UNT

Intervalo	Inicial	Final	Promedio
1	80	179.25	129.6
2	179.25	278.5	228.9
3	278.5	377.75	328.1
4	377.75	477	427.4
5	---	---	477.0

Contemplando los puntos mínimo y máximo de 129.6 y 477 UNT respectivamente, se llevó a cabo un ajuste de regresión lineal, con la finalidad de ajustar los valores de turbiedad de manera equidistante al diseño experimental central compuesto para las pruebas de CF-S-MF.

### Anexo C. Mecanismos de coagulación floculación

#### Compresión de la doble capa

La compresión de la doble capa ocurre cuando se aproximan dos partículas semejantes, sus capas difusas interactúan y generan una fuerza de repulsión. El potencial de repulsión está en función de la distancia que los separa y decae rápidamente con el incremento de iones de carga opuesta a las partículas, acción que se consigue gracias a los iones del coagulante. A medida que la capa es comprimida, llegará un momento en el que las fuerzas de Van der Waals excedan las fuerzas de repulsión, provocando la coagulación (Hendricks, 2006). La concentración necesaria de coagulante para la coagulación depende de la carga del coloide. Este tipo de mecanismo no es muy efectivo en el tratamiento de agua por cuestiones de costos y de rendimiento principalmente.

#### Neutralización de cargas

La coagulación por neutralización de cargas o adsorción se presenta cuando el agua presenta una alta concentración de partículas, de forma que cuando el coagulante es adicionado al agua turbia los productos solubles de los coagulantes son adsorbidos por los coloides y forman los flóculos en forma casi instantánea. Las especies coagulantes positivamente cargadas son atraídas a los coloides debido a su carga negativa y se adsorberán en su superficie.

Como se puede observar en la Figura C1, las especies polinucleares de la hidrólisis reaccionan con la doble capa de los coloides reduciendo la fuerza de repulsión electrostática y permitiendo que las fuerzas de atracción de van der Waals dominen (Hendricks, 2006), produciendo un microflóculo. Cuando estos microflóculos chocan, se pegan dando lugar a la formación de flóculos. El hidróxido de aluminio sobrevive por un corto período de tiempo y aproximadamente 1 segundo en forma de especies poliméricas. La reacción de neutralización de cargas ocurre a  $pH < 6$  y se da entre coloides y uno o varios complejos iónicos.

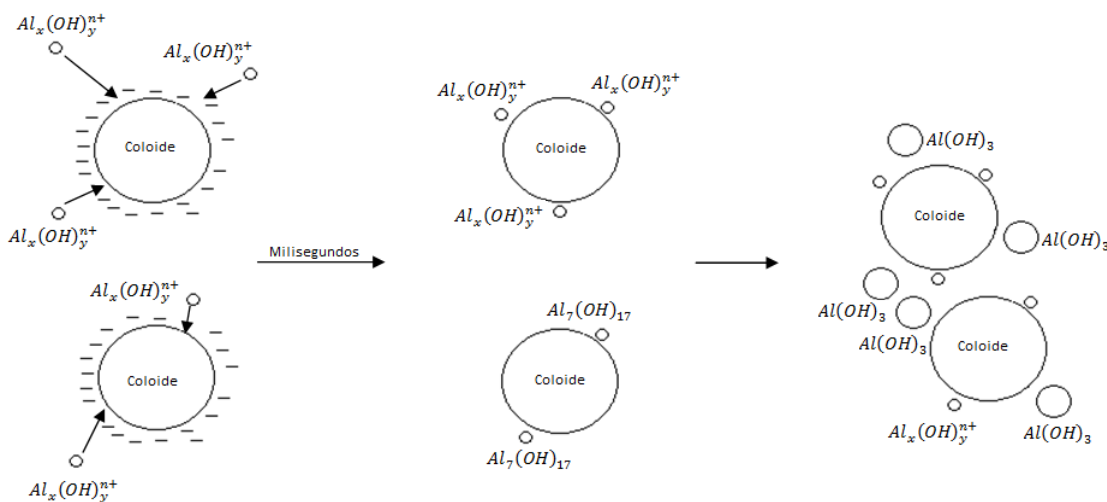


Figura C1 Desestabilización de los coloides por neutralización de cargas

Cuando se adiciona un exceso de coagulante al agua a tratar, se produce la reestabilización de carga de la partícula; lo cual se puede explicar debido a que el exceso de coagulante es absorbido en la superficie de la partícula, produciendo una carga invertida a la carga original.

### Floculación por barrido

En la coagulación por barrido las partículas son retenidas al producirse una sobresaturación del precipitado formado por el coagulante. Este tipo de coagulación opera principalmente cuando el agua presenta baja turbiedad.

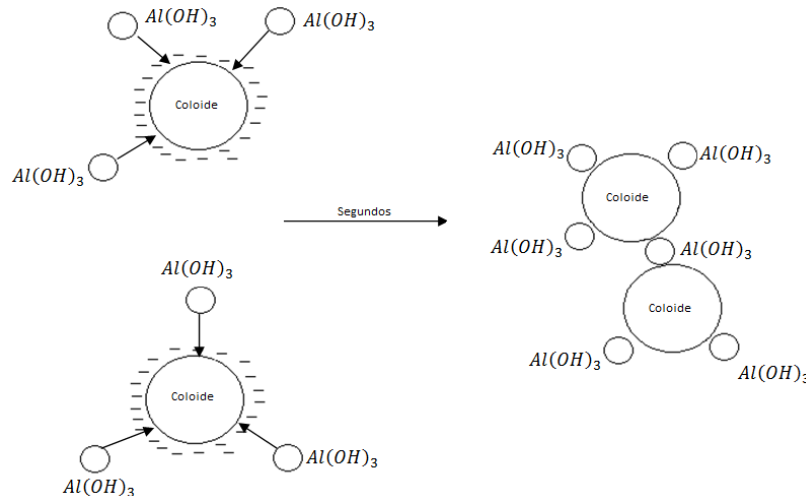


Figura C2 Coagulación por barrido

Como se puede observar en la Figura C2, la coagulación por barrido ocurre cuando el precipitado cargado positivamente reacciona con el coloide uniéndose o atrapándolo (Hendricks, 2006). Esta reacción ocurre a  $pH > 6$  y se da entre el precipitado de hidróxido de aluminio y los coloides en suspensión.

### Puentes entre partículas

El mecanismo de puente entre partículas ocurre cuando segmentos de una cadena polimérica se adsorben en los coloides provocando que estas se unan entre sí, dejando sitios libres para adsorber otras partículas. Debido a que la adsorción es un paso inicial para este mecanismo, es necesario que exista interacción favorable entre los segmentos de la cadena y la superficie de la partícula (Hendricks, 2006). Regularmente este mecanismo se obtiene a través de un polímero debido a que sus moléculas son muy largas, además de que contienen grupos químicos que pueden adsorber las partículas coloidales. En el caso de una excesiva carga de polímeros puede existir una reestabilización de la suspensión.

## **Anexo D. Metodología de medición de parámetros evaluados**

### **Determinación de turbiedad [UNT]**

Esta técnica se realizó de acuerdo a la NMX-AA-038-SCFI-2000 con un turbidímetro marca Merck modelo turbiquant 1000 IR. El procedimiento para realizar las pruebas era prender el turbidímetro y calibrarlo con las soluciones estándar, posteriormente se vierte en la celda del equipo aproximadamente 10 mL de la muestra problema. Se limpia cualquier escurrimiento de agua y se coloca la celda en el equipo para realizar la medición y tomar la lectura en unidades nefelométricas de turbiedad.

### **Medición de color real [U Pt-Co]**

Se realizó esta medición de acuerdo a la NMX-AA-045-SCFI-2000 mediante un espectrofotómetro HACH modelo DR4000U, el cual, después de encenderlo se selecciona el programa precargado para la determinación de color en escala Pt-Co por un método estandarizado de la APHA. La longitud de onda para esta prueba fue de 465 nm. Se introduce agua destilada utilizada como el blanco de la medición en una celda marca HACH de 25 mL. Para realizar la lectura de la muestra problema se filtra la muestra para remover la materia suspendida con un filtro de 0.45  $\mu\text{m}$ , se vierte el agua en la celda, se coloca en el aparato, se tapa y se toma la lectura en unidades Platino Cobalto.

### **Medición de carbono orgánico disuelto [mg/L]**

Para la preparación de la muestra se filtran 35 mL con un filtro GFA (2.7  $\mu\text{m}$ ) para la remoción de turbiedad y posteriormente con un filtro GFF (0.45  $\mu\text{m}$ ) para eliminar los sólidos suspendidos. Se añaden un par de gotas de Ácido sulfúrico para remover el carbono inorgánico y finalmente se agita aproximadamente durante 30 segundos. La medición de COD se realizó mediante un analizador de carbono orgánico total marca Shimadzu TOC-V<sub>CPN</sub> en viales previamente lavados con agua destilada y desinfectados con Ácido nítrico durante 3 horas.

### **Medición de Abs 254 y 272 [cm<sup>-1</sup>]**

Estas pruebas se realizaron mediante un espectrofotómetro marca HACH modelo DR4000U, el cual, después de encenderlo se selecciona la opción de longitud de onda única, en la cual se introducía el valor de 254 nm o 272 nm, dependiendo del caso. Posteriormente se lleva a cero a medición introduciendo agua destilada utilizada como el blanco de la medición en una celda marca HACH de 25 mL. Para realizar la lectura de la muestra problema se vierte el agua previamente filtrada a 0.45  $\mu\text{m}$  en la celda, se coloca en el aparato, se tapa y se toma la lectura en unidades de absorbancia [cm<sup>-1</sup>].

### **Determinación de lodos [mL/L]**

Esta prueba se realizó de acuerdo a la NMX-AA-004-SCFI-2000. Primeramente se mezclaba la muestra original ubicada en el tanque de sedimentación a fin de asegurar una distribución homogénea de sólidos suspendidos a través de todo el cuerpo del líquido. Posteriormente se colocaba la muestra bien mezclada en un cono Imhoff hasta la marca de 1 L. Se dejaba sedimentar

durante 45 min, una vez transcurrido ese tiempo se agitaba suavemente los lados del cono con un agitador mediante rotación. Después de 15 min en reposo se registraba el volumen de sólidos sedimentables del cono como mililitros de lodo por litro de agua tratada [mL/L].

No hay métodos precisos para estimar la tasa de producción de lodos por la variabilidad de picos de turbiedad y la dosis de reactivos requeridos para tratarlos. Sin embargo, para el Aluminio existe una fórmula empírica que puede ser empleada y que a continuación se detalla (Kawamura, 1991):

$$\text{Tasa de producción de lodo de alumbre} \left[ \frac{kg}{1000m^3} \right] = [\text{Dosis de alumbre} (mg/L) * 0.264] + [\text{Turbiedad del agua}(NTU) * 1.3]$$

$$\text{Tasa de producción de lodo de alumbre} \left[ \frac{kg_{Lodo}}{m^3_{agua\ tratada}} \right] * \frac{1}{\text{Concentración del lodo} \left[ \frac{kg}{m^3} \right]}$$

A continuación se detalla la memoria de cálculo para el experimento número 1 de las pruebas de optimización de los procesos de CF-S-MF utilizando sulfato de aluminio como coagulante y una concentración del lodo producido de 20%:

$$\text{Tasa de producción de alumbre seco: } [29.8 (mg/L) * 0.264] + [168(NTU) * 1.3] = 0.226 \left[ \frac{kg_{Lodo}}{m^3_{agua\ tratada}} \right]$$

$$0.226 \left[ \frac{kg_{Lodo}}{m^3_{agua\ tratada}} \right] * \frac{1m^3_{Lodo}}{20kg_{Lodo}} = 0.0113 \left[ \frac{m^3_{Lodo}}{m^3_{agua\ tratada}} \right]; 11.31 \left[ \frac{mL}{L} \right]$$

### **Cálculo de SUVA [L/mgM]**

La absorbancia ultravioleta específica (SUVA) es definida como la absorbancia UV a 254 nm de una muestra dividida entre la concentración de COD de la misma. Esta relación determina la naturaleza de la MON en el agua (hidrofílica y/o hidrofóbica) (Matilainen *et al.*, 2011).

$$SUVA = \frac{UV_{254}}{COD} * 100 ; \left[ \frac{L}{m * mg_{COD}} \right] = \left[ \frac{\frac{1}{cm} * \frac{100cm}{1m}}{\left[ \frac{mg_{COD}}{L} \right]} \right]$$

## Anexo E. Preparación de las soluciones empleadas

### Sulfato de Aluminio

El Sulfato de Aluminio (SA) utilizado se encontró en forma líquida en una solución con concentración de 7.5% P/V, por lo que se realizaron cálculos para preparar una solución con una concentración deseada de 0.5 g/L, esto con la finalidad de facilitar el volumen de dosificación requerido en cada nivel por cada experimento.

$$0.5 \left[ \frac{g_{Al_2O_3}}{L_{H_2O}} \right] * \frac{1}{75} \left[ \frac{L_{SA}}{g_{Al_2O_3}} \right] = 0.00666 \left[ \frac{L_{SA}}{L_{H_2O}} \right] = 6.66 \left[ \frac{mL_{SA}}{L_{H_2O}} \right]$$

Este volumen se aforó en un matraz con capacidad de 1L con agua destilada, se agitó y se almacenó para su posterior dosificación mediante una bureta.

A continuación se muestra el ejemplo de la dosificación de 15 mg/L, el cual es uno de los valores establecidos en el DDE para la combinación de SA-Pa:

Tomando en cuenta el flujo arrojado por el equipo de bombeo y que cada mL de la solución preparada @0.5 g/L tendrá 0.5 mg<sub>SA</sub>, necesitaremos  $30 \left[ \frac{mL_{solución}}{L_{Agua\ a\ tratar}} \right]$ .

$$30 \left[ \frac{mL_{solución}}{L_{H_2O}} \right] * 0.1 \left[ \frac{L_{agua\ a\ tratar}}{min} \right] = 3 \left[ \frac{mL_{solución}}{min} \right]$$

### Poliamina FL2949 (APM)

La poliamina FL2949 utilizada se encontró en una solución sin algún tipo de porcentaje P/V, V/V, etc., por lo que se procedió a pesar una gota de ella y a partir de dicho valor se realizaron cálculos para preparar una solución que pudiese ser dosificada de forma sencilla y dentro del rango de dosificación permitido por la bureta utilizada. El peso de una gota de FL2949 fue de 110.4 mg.

$$\frac{110.4}{2} \left[ \frac{mg_{FL2949}}{L_{H_2O}} \right] = 55.2 \left[ \frac{mg_{FL2949}}{L_{H_2O}} \right]$$

Este volumen se aforó en un matraz con capacidad de 2L con agua destilada, se agitó y se almacenó para su posterior dosificación mediante una bureta.

A continuación se muestra el ejemplo de la dosificación de 0.5 mg/L, el cual es uno de los valores establecidos en el DDE para la combinación de poliamina-Pa:

Tomando en cuenta el flujo arrojado por el equipo de bombeo y que cada mL de la solución preparada tendrá 0.055 mg<sub>FL2949</sub>, necesitaremos  $9.06 \frac{mL_{solución}}{L_{agua\ a\ tratar}}$ .

$$9.06 \left[ \frac{mL_{solución}}{L_{Agua\ a\ tratar}} \right] * 0.1 \left[ \frac{L_{agua\ a\ tratar}}{min} \right] = 0.9058 \left[ \frac{mL_{solución}}{min} \right]$$

### PA C-577 (BPM)

La poliamina C-577 utilizada se encontró en una solución sin algún tipo de porcentaje P/V, V/V, etc., por lo que se procedió a pesar una gota de ella y a partir de dicho valor se realizaron cálculos para preparar una solución que pudiese ser dosificada de forma sencilla y dentro del rango de dosificación permitido por dispositivo destinado para ello. El peso de una gota de C-577 fue de 103.5 mg.

$$\frac{103.5}{2} \left[ \frac{mg_{C-577}}{L_{H_2O}} \right] = 51.75 \left[ \frac{mg_{C-577}}{L_{H_2O}} \right]$$

Este volumen se aforó en un matraz con capacidad de 2L con agua destilada, se agitó y se almacenó para su posterior dosificación.

Debido a que la concentración del floculante fue fijada en un solo valor (0.36 mg/L), a continuación se presentan los cálculos utilizados para su dosificación:

Tomando en cuenta el flujo arrojado por el equipo de bombeo y que cada mL de la solución preparada tendrá 0.052 mg<sub>C-577</sub>, necesitaremos 6.96 mL<sub>solución</sub>/L<sub>agua a tratar</sub>.

$$6.956 \left[ \frac{mL_{solución}}{L_{Agua a tratar}} \right] * 0.07 \left[ \frac{L_{agua a tratar}}{min} \right] = 0.487 \left[ \frac{mL_{solución}}{min} \right]$$

### **Limpieza orgánica**

- **NaOH @2% (p/p)**

El Hidróxido de Sodio utilizado se encontró en forma sólida con concentración de 97%, por lo que se realizaron cálculos para preparar una solución al 2% (p/p).

$$20 \left[ \frac{g_{NaOH}}{L_{H_2O}} \right] * \frac{1}{97} = 20.62 \left[ \frac{g_{NaOH}}{L_{H_2O}} \right]$$

Este volumen se aforó en un matraz con capacidad de 1 L con agua destilada, se agitó y se almacenó para su posterior uso.

- **NaClO @0.1% (v/v)**

El Hipoclorito de Sodio utilizado se encontró en forma líquida con concentración de 5%, por lo que se realizaron cálculos para preparar una solución al 0.1% (v/v).

$$1 \left[ \frac{mL_{NaClO}}{L_{H_2O}} \right] * \frac{1}{0.05} = 20 \left[ \frac{mL_{NaClO}}{L_{H_2O}} \right]$$

Este volumen se aforó en un matraz con capacidad de 1L con agua destilada, se agitó y se almacenó para su posterior uso.

### **Limpieza inorgánica**

- **Ácido cítrico @2% (p/p)**

El Ácido cítrico utilizado se encontró en forma sólida con concentración de 100%, por lo que se realizaron cálculos para preparar una solución al 2% (p/p).

$$20 \left[ \frac{g_{Ac.Citrico}}{L_{H_2O}} \right] * \frac{1}{1} = 20 \left[ \frac{g_{Ac.Citrico}}{L_{H_2O}} \right]$$

Este volumen se aforó en un matraz con capacidad de 1L con agua destilada, se agitó y se almacenó para su posterior uso.

- **HCl @ 1% (v/v)**

El Ácido Clorhídrico utilizado se encontró en forma líquida con concentración de 37.1%, por lo que se realizaron cálculos para preparar una solución al 1% (v/v).

$$10 \left[ \frac{mL_{HCl}}{L_{H_2O}} \right] * \frac{1}{0.371} = 26.95 \left[ \frac{mL_{HCl}}{L_{H_2O}} \right]$$

Este volumen se aforó en un matraz con capacidad de 1L con agua destilada, se agitó y se almacenó para su posterior uso.

### **Almacenaje de la membrana**

#### **NaClO @ 500ppm**

El Hipoclorito de Sodio utilizado se encontró en forma líquida con concentración de 5%, por lo que se realizaron cálculos para preparar una solución con 500 ppm.

$$500 \left[ \frac{mg_{NaClO}}{L_{H_2O}} \right] * \frac{1}{1090} \left[ \frac{mL}{mg_{NaClO}} \right] * \frac{1}{0.05} = 9.17 \left[ \frac{mL_{NaClO}}{L_{H_2O}} \right]$$

Este volumen se aforó en un matraz con capacidad de 1L con agua destilada, se agitó y se almacenó para su posterior uso.