



**EVALUACIÓN A NIVEL PILOTO DE UNA PLANTA DE MEMBRANAS DE  
ULTRAFILTRACIÓN PARA LA REMOCIÓN DE LA MATERIA ORGÁNICA  
NATURAL EN LOS PROCESOS DE POTABILIZACIÓN DE AGUAS**

**Ing. KEVIN ALBERTO BERTHI MANTILLA**

**UNIVERSIDAD DE ANTIOQUIA  
FACULTAD DE INGENIERIA  
MAESTRIA EN INGENIERIA, ENFASIS AMBIENTAL  
MEDELLÍN  
2014**

**EVALUACIÓN A NIVEL PILOTO DE UNA PLANTA MEMBRANAS DE  
ULTRAFILTRACIÓN PARA LA REMOCIÓN DE LA MATERIA ORGÁNICA  
NATURAL EN LOS PROCESOS DE POTABILIZACIÓN DE AGUAS**

**Ing. KEVIN ALBERTO BERTHI MANTILLA**

**Trabajo de investigación para optar al título de Magister en Ingeniería con Énfasis en  
Ambiental**

**DIRECTOR**

**GUSTAVO PEÑUELA MESA**

**M.Sc., Ph.D en Química Ambiental**

**UNIVERSIDAD DE ANTIOQUIA**

**FACULTAD DE INGENIERIA**

**MAESTRIA EN INGENIERIA, ENFASIS AMBIENTAL**

**MEDELLÍN**

**2014**

## **AGRADECIMIENTOS**

A mis padres, hermanas, y mi familia por su apoyo incondicional. En especial a mi esposa Liliana y mi hijo Sayre Andrés por motivarme a seguir adelante.

Al profesor Gustavo peñuela por brindarme sus enseñanzas, apoyo y conocimientos.

Al grupo GDCON por su colaboración en el desarrollo de esta tesis.

A Empresas Públicas de Medellín (EPM) por el financiamiento, en especial a Diana Salazar Serna (ingeniera química, funcionaria de EPM), Giovanni Miranda (ingeniero químico, ingeniero encargado de la planta de potabilización Manantiales), y a todo el personal de la planta de potabilización Manantiales su colaboración y apoyo en el desarrollo de la tesis.

Gracias a todos.

## TABLA DE CONTENIDO

1	INTRODUCCIÓN .....	12
1.1	Antecedentes .....	16
1.2	Planteamiento del problema .....	19
1.3	OBJETIVOS E HIPOTESIS.....	21
1.3.1	General .....	21
1.3.2	Específicos .....	21
1.3.3	Hipótesis.....	22
1.4	Alcances.....	22
1.5	Justificación .....	22
2	MARCO TEORICO.....	24
2.1	Materia orgánica natural.....	24
2.1.1	Aspectos Generales.....	24
2.1.2	Fraccionamiento de la MON .....	24
2.1.3	Medición y caracterización de la MON .....	26
2.1.4	Remoción de la MON en plantas de potabilización .....	30
2.2	Tecnología de membranas aplicada a la potabilización de aguas. ....	30
2.2.1	Ultrafiltración .....	35
2.3	Desinfección en procesos de potabilización de aguas .....	42
2.3.1	Subproductos de desinfección .....	43
3	ESTUDIO EXPERIMENTAL .....	48
3.1	Metodología .....	48
3.1.1	Muestreo para las fases experimentales I, II y III.....	49
3.1.2	Condiciones de operación de la planta piloto de ultrafiltración.....	50
3.1.3	Limpieza de la membrana de ultrafiltración a contraflujo.....	50
3.1.4	Fase IV: Valoración de la formación de los subproductos de la cloración.....	50
3.2	Sistema experimental.....	52
3.2.1	Impulsión de agua .....	55
3.2.2	Prefiltrado de protección .....	55

3.2.3	Membrana de ultrafiltración.....	55
3.3	Técnicas analíticas.....	58
3.3.1	Toma de muestras.....	58
3.3.2	Metodologías analíticas .....	60
3.3.3	Determinación de la concentración de ClO <sub>2</sub> .....	63
3.4	Tratamiento de los datos. ....	63
4	RESULTADOS Y DISCUSIÓN.....	64
4.1	Comportamiento general de la membrana .....	64
4.2	Fases I, II y III .....	67
4.2.1	Parámetros fisicoquímicos .....	67
4.2.2	ANIONES.....	80
4.2.3	Parámetros microbiológicos.....	86
4.2.4	Metales disueltos .....	94
4.2.5	Materia orgánica .....	101
4.3	Resultados fase IV .....	119
4.3.1	Diseño experimental categórico de un solo factor .....	119
4.3.2	Trihalometanos .....	125
5	CONCLUSIONES .....	126
6	TRABAJOS FUTUROS.....	129
7	BIBLIOGRAFIA.....	130

## LISTA DE FIGURAS

Figura 1. Estructura molecular hipotética de los ácidos húmicos (Duan, et al. 2003). .....	13
Figura 2. Ubicación geográfica del embalse Riogrande II (EPM, 2006). .....	19
Figura 3. Esquema de extracción de las sustancias húmicas (adaptada de Stevenson, 1982). .....	25
Figura 4. Esquema de fraccionamiento de la MON por resinas DAX-8 y DAX-4 (Chow, et al. 2005). .....	29
Figura 5. Ilustración esquemática de varios materiales y estructuras membranas técnicamente relevantes (John Wiley and Sons, 2013). .....	32
Figura 6. Espectro de filtración por membranas (wasserlab, 2011). .....	33
Figura 7. Diferentes modos de operación de las membranas, flujo sin salida (izquierda), y Flujo cruzado (derecha) (Madaeni, 1999). .....	34
Figura 8. Fenómenos de ensuciamiento en el tratamiento de aguas por medio de membranas (Nath, 2008). .....	39
Figura 9. Esquema actual de la planta de potabilización Manantiales .....	48
Figura 10. Puntos de muestreo en la planta Manantiales para las fases I, II y III. ....	49
Figura 11. Planta piloto de ultrafiltración construida e instalada en la sede Universitaria de la universidad de Antioquia para la presente investigación. ....	53
Figura 12. Diseño y construcción piloto ultrafiltración. El esquema incluye: VP (válvula de pié), VSB (válvula de succión de la bomba de alimentación), BA (bomba de alimentación), VA (válvula de alimentación), MPA1 y MPA2 (medidores de presión en la alimentación), MCA (medidor de caudal de alimentación), VC (válvula "check" ó antirretorno), VRP (válvula reguladora de presión a la entrada de la membrana), FF (filtro fino de 100µm), VLFF (válvula de limpieza del filtro fino), UF (módulo de membrana de ultrafiltración tubular de fibra hueca), VMP (válvula de muestreo del permeado), MPP (medidor de presión de permeado), MCP (medidor de caudal del permeado), VRPS (válvula reguladora de presión del sistema), MPR (medidor de presión del rechazo), VSL (válvula solenoide del rechazo o de limpieza). .....	54
Figura 13. Membrana de ultrafiltración usada en esta investigación. A) Corte transversal del módulo de membrana LEGIO.module®, B) Membranas tubulares de fibra hueca LEGIO.bore®, C) Sección transversal de la membrana con sus 7 capilares, D) y E) uniformidad en la superficie interior de la membrana LEGIO.bore®, con un tamaño de poro de 0,02µm. (LEGIO, 2000). .....	57
Figura 14. Controlador automático LEGIO.control, para programar los ciclos de lavado. ....	58
Figura 15. Evolución de la presión transmembrana para la planta de ultrafiltración en las diferentes fases de estudio. ....	65
Figura 16. Variación en la remoción del color verdadero de la planta de ultrafiltración para las diferentes fases experimentales. ....	68
Figura 17. Dispersión de los datos de color verdadero por tratamiento. ....	68
Figura 18. Variación en la remoción de turbiedad de la planta de ultrafiltración para las diferentes fases experimentales. ....	70
Figura 19. Dispersión de los datos de turbiedad por tratamiento. ....	71
Figura 20. Variación en la remoción de sólidos suspendidos totales de la planta de ultrafiltración para las diferentes fases experimentales. ....	72
Figura 21. Dispersión de los datos de sólidos suspendidos totales por tratamiento. ....	73

Figura 22. Variación en la de remoción de la conductividad eléctrica de la planta de ultrafiltración para las diferentes fases experimentales.....	75
Figura 23. Dispersión de los datos de la conductividad eléctrica por tratamiento.....	75
Figura 24. Variación en la remoción del potencial de óxido-reducción de la planta de ultrafiltración para las diferentes fases experimentales.....	77
Figura 25. Dispersión de los datos del potencial de óxido-reducción por tratamiento. ....	77
Figura 26. Variación del pH en la planta de ultrafiltración para las diferentes fases experimentales. ....	79
Figura 27. Dispersión de los datos de pH por tratamiento.....	79
Figura 29. Variación en la remoción de los cloruros de la planta de ultrafiltración para las diferentes fases experimentales.....	81
Figura 30. Dispersión de los datos de los cloruros por tratamiento.....	82
Figura 31. Variación en la remoción de los nitratos de la planta de ultrafiltración para las diferentes fases experimentales.....	83
Figura 32. Dispersión de los datos de los nitratos por tratamiento.....	83
Figura 33. Variación en la remoción de los sulfatos de la planta de ultrafiltración para las diferentes fases experimentales.....	85
Figura 34. Dispersión de los datos de los sulfatos por tratamiento.....	85
Figura 35. Variación en la remoción de <i>Escherichia coli</i> de la planta de ultrafiltración para las diferentes fases experimentales.....	87
Figura 36. Variación en la remoción de coliformes totales de la planta de ultrafiltración para las diferentes fases experimentales.....	88
Figura 37. Variación en la remoción de <i>Pseudomonas</i> de la planta de ultrafiltración para las diferentes fases experimentales.....	91
Figura 38. Variación en la remoción de heterótrofos de la planta de ultrafiltración para las diferentes fases experimentales.....	92
Figura 39. Variación en la remoción de aluminio de la planta de ultrafiltración para las diferentes fases experimentales.....	95
Figura 40. Dispersión de los datos de aluminio por tratamiento.....	96
Figura 41. Variación en la remoción de hierro de la planta de ultrafiltración para las diferentes fases experimentales.....	97
Figura 42. Dispersión de los datos de hierro por tratamiento.....	98
Figura 43. Variación en la remoción de manganeso de la planta de ultrafiltración para las diferentes fases experimentales.....	100
Figura 44. Dispersión de los datos de manganeso por tratamiento.....	100
Figura 45. Variación en la remoción de compuestos con absorbancia UV-254 nm de la planta de ultrafiltración para las diferentes fases experimentales.....	102
Figura 46. Dispersión de los datos de absorbancia UV-254 nm por tratamiento.....	102
Figura 47. Variación en la remoción de COD de la planta de ultrafiltración para las diferentes fases experimentales.....	104
Figura 48. Dispersión de los datos de COD por tratamiento.....	104
Figura 49. Variación en la remoción del SUVA-254nm de la planta de ultrafiltración para las diferentes fases experimentales.....	106

Figura 50. Dispersión de los datos de SUVA-254nm por tratamiento.....	106
Figura 51. Variación en la remoción del CODB de la planta de ultrafiltración para las diferentes fases experimentales.....	108
Figura 52. Dispersión de los datos de CODB por tratamiento.....	108
Figura 53. Variación en la remoción del COA de la planta de ultrafiltración para las diferentes fases experimentales.....	110
Figura 54. Dispersión de los datos de COA por tratamiento.....	110
Figura 55. Variación en la remoción del porcentaje de hidrofobicidad de la planta de ultrafiltración para las diferentes fases experimentales.....	113
Figura 56. Dispersión de los datos del porcentaje de hidrofobicidad por tratamiento. ....	113
Figura 57. Variación en la remoción de materia orgánica en términos de pesos moleculares de la planta de ultrafiltración para las diferentes fases experimentales .....	115
Figura 58. Cromatogramas característicos de la materia orgánica en la distribución de pesos moleculares. Los picos 1, 2 y 3 representan grupos de compuestos orgánicos que en promedio tiene un peso molecular >35000, 2300 y 1400 Dalton, respectivamente.....	115
Figura 59. Dispersión de los datos de materia orgánica en términos de pesos moleculares por tratamiento.....	116
Figura 60. Gráfico de A) Medias (SD) y B) Medianas (Error estándar) para las respuestas obtenidas. ....	121
Figura 61. Gráficos de caja y bigotes para a) TBAA y b) DCBAA. ....	124



## LISTA DE TABLAS

Tabla 1. Fracciones de la MON y sus grupos químicos (Edzwald, 1993). .....	24
Tabla 2. Factores fisicoquímicos que contribuyen al mecanismo de rechazo por una membrana de ultrafiltración (Anselmo y Jacobs, 1998). .....	37
Tabla 3. Características de los THM (Richardson, et al. 2007; OMS, 2008). .....	44
Tabla 4. Características de los HAA regulados (Richardson, et al. 2007; OMS, 2008). .....	45
Tabla 5. Directrices y reglamentos de los subproductos de desinfección (CEU, 1998; EPA, 2002; OMS, 2008; GCDWQ, 2010). .....	46
Tabla 6. Fases de la investigación con la planta piloto de ultrafiltración. ....	49
Tabla 7. Corridas experimentales del diseño categórico de un solo factor. ....	51
Tabla 8. Principales características de la membrana de ultrafiltración. ....	56
Tabla 9. Cantidad y tipo de preservación de las muestras. ....	59
Tabla 10. Metodologías analíticas. ....	61
Tabla 11. Análisis de la varianza para los diferentes valores de presión transmembrana en los diferentes periodos de la investigación (Fases experimentales I, II y III). ....	65
Tabla 12. Test de Rangos Múltiples para los diferentes valores de presión transmembrana en los diferentes periodos de la investigación (Fases Experimentales I, II y III). ....	66
Tabla 13. Análisis de la varianza para los diferentes valores de color verdadero del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III. ....	69
Tabla 14. Test de Rangos Múltiples para los diferentes valores de color verdadero del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III. ....	69
Tabla 15. Análisis de la varianza para los diferentes valores de turbiedad del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III. ....	71
Tabla 16. Test de Rangos Múltiples para los diferentes valores de turbiedad del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III. ....	72
Tabla 17. Análisis de la varianza para los diferentes valores de sólidos suspendidos totales del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III. ....	73
Tabla 18. Test de Rangos Múltiples para los diferentes valores de sólidos suspendidos totales del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III. ....	74
Tabla 19. Análisis de la varianza para los diferentes valores de la conductividad eléctrica del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III. ....	76
Tabla 20. Test de Rangos Múltiples para los diferentes valores de conductividad del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III. ....	76
Tabla 21. Análisis de la varianza para los diferentes valores del potencial de óxido-reducción del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III. ....	78
Tabla 22. Test de Rangos Múltiples para los diferentes valores del potencial de óxido-reducción del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III. ....	78
Tabla 23. Análisis de la varianza para los diferentes valores de pH del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III. ....	80
Tabla 24. Test de Rangos Múltiples para los diferentes valores de pH del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III. ....	80

Tabla 25. Análisis de la varianza para los diferentes valores de cloruros del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.....	82
Tabla 26. Test de Rangos Múltiples para los diferentes valores de cloruros del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.....	82
Tabla 27. Análisis de la varianza para los diferentes valores de nitratos del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.....	84
Tabla 28. Test de Rangos Múltiples para los diferentes valores de nitratos del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.....	84
Tabla 29. Análisis de la varianza para los diferentes valores de sulfatos del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.....	86
Tabla 30. Test de Rangos Múltiples para los diferentes valores de los sulfatos del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.....	86
Tabla 31. Análisis de la varianza para los diferentes valores de <i>Escherichia coli</i> del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.....	87
Tabla 32. Test de Rangos Múltiples para los diferentes valores de <i>Escherichia coli</i> del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.....	88
Tabla 33. Análisis de la varianza para los diferentes valores de coliformes totales del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.....	89
Tabla 34. Test de Rangos Múltiples para los diferentes valores de coliformes totales del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.....	89
Tabla 35. Análisis de la varianza para los diferentes valores de <i>Pseudomonas</i> del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.....	91
Tabla 36. Test de Rangos Múltiples para los diferentes valores de <i>Pseudomonas</i> del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.....	91
Tabla 37. Análisis de la varianza para los diferentes valores de heterótrofos del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.....	92
Tabla 38. Test de Rangos Múltiples para los diferentes valores de heterótrofos del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.....	93
Tabla 39. Análisis de la varianza para los diferentes valores de aluminio del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.....	96
Tabla 40. Test de Rangos Múltiples para los diferentes valores de aluminio del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.....	97
Tabla 41. Análisis de la varianza para los diferentes valores de hierro del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.....	98
Tabla 42. Test de Rangos Múltiples para los diferentes valores de hierro del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.....	99
Tabla 43. Análisis de la varianza para los diferentes valores de manganeso del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.....	100
Tabla 44. Test de Rangos Múltiples para los diferentes valores de manganeso del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.....	101
Tabla 45. Análisis de la varianza para los diferentes valores de absorbancia UV-254 nm del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.....	103

Tabla 46. Test de Rangos Múltiples para los diferentes valores de absorbancia UV-254 nm del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.....	103
Tabla 47. Análisis de la varianza para los diferentes valores de COD del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.....	105
Tabla 48. Test de Rangos Múltiples para los diferentes valores de COD del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.....	105
Tabla 49. Análisis de la varianza para los diferentes valores de SUVA-254nm del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III. ....	106
Tabla 50. Test de Rangos Múltiples para los diferentes valores de SUVA-254nm del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III. ....	107
Tabla 51. Análisis de la varianza para los diferentes valores de CODB del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.....	109
Tabla 52. Test de Rangos Múltiples para los diferentes valores de CODB del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III. ....	109
<b>Tabla 53.</b> Análisis de la varianza para los diferentes valores de COA del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.....	111
Tabla 54. Test de Rangos Múltiples para los diferentes valores de COA del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.....	111
Tabla 55. Análisis de la varianza para los diferentes valores de porcentaje de hidrofobicidad del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.....	114
Tabla 56. Test de Rangos Múltiples para los diferentes valores de porcentaje de hidrofobicidad del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.....	114
Tabla 57. Análisis de la varianza para los diferentes valores de materia orgánica en términos de pesos moleculares del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III. ....	116
Tabla 58. Test de Rangos Múltiples para los diferentes valores de materia orgánica en términos de pesos moleculares del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III. ....	117
Tabla 59. Diseño categórico de un solo factor incluyendo resultados de formación de subproductos de desinfección.....	120
Tabla 60. Análisis de distribución y homocedasticidad para cada respuesta. ....	122
Tabla 61. Proporción F y valores p tomados de las tablas ANOVA. ....	123
Tabla 62. Test de Tukey de múltiples rangos para el TCAA para el 95% de confianza.....	123

## 1 INTRODUCCIÓN

La Materia orgánica natural (MON) se define como una matriz compleja de materiales orgánicos presentes en todas las aguas naturales. Como resultado de las interacciones entre el ciclo hidrológico, la biosfera y la geosfera, las fuentes de agua para ser potabilizadas siempre contienen MON. Así, la cantidad, el carácter y las propiedades de la MON difieren considerablemente de las aguas dependiendo de su origen y ciclos biogeoquímicos del ambiente que las rodea (Fabris, et al. 2008). Por otra parte, la naturaleza de los compuestos orgánicos de la MON puede variar con los cambios climáticos (Sharp, et al. 2006), por ejemplo, fuertes lluvias, inundaciones, sequías. Las inundaciones y las sequías presentan el mayor impacto sobre la disponibilidad y calidad del agua. Estos cambios climáticos son la razón del aumento de la cantidad total de la MON en las aguas (Evans, et al. 2005). Además de la cantidad de la MON, su composición y propiedades están sufriendo cambios, por ejemplo, la absorbancia UV específica (SUVA) se ha incrementado en los últimos años (B. Eikebrokk, 2004). Los cambios tanto en la composición como en la cantidad de la MON tienen una influencia significativa en la selección, diseño y operación de las plantas de tratamiento de aguas.

Para comprender el papel que juega la MON en la potabilización, es indispensable la caracterización del agua cruda, sin embargo, no hay un único parámetro o técnica que caracterice completamente la MON, y que varía de acuerdo al origen y al tipo de proceso de remoción utilizado, siendo el carbono orgánico disuelto (COD), UV<sub>254</sub>, pH, turbiedad y color los parámetros más comunes evaluados en las plantas de potabilización para el control de la MON. Sin embargo, esta caracterización no brinda información sobre la composición y estructura química de la MON, como la masa molecular o hidrofobicidad. Con la cromatografía de exclusión de tamaño, se obtiene la distribución de peso molecular de la MON (Sharp, et al. 2006; Li, et al. 2013), y por técnicas de fraccionamiento con resinas, se determina la hidrofílicidad e hidrofóbica de la MON (Sharp, et al. 2006; Matilainen, et al. 2011). La fracción hidrofílica de la MON está compuesta principalmente de compuestos alifáticos y nitrogenados, como ácidos carboxílicos, hidratos de carbono y proteínas. La fracción hidrofóbica de la MON se compone fundamentalmente de ácidos húmicos y fúlvicos (sustancia húmicas), siendo rica en compuestos aromáticos, estructuras

fenólicas y enlaces conjugados dobles. En general, las sustancias húmicas aportan más de la mitad del carbono orgánico total (COT) en el agua. Las sustancias húmicas pueden ser consideradas polielectrolitos aniónicos naturales, con carga aniónica a valores de pH superiores a 4. Una estructura molecular hipotética, con los grupos funcionales característicos, de los ácidos húmicos se ilustra en la figura 1 (Duan, et al. 2003).

Otra forma de definir la hidrofobicidad de los ácidos húmicos es mediante el valor del SUVA (absorbancia UV254 dividido por la concentración de COD); valores altos de SUVA indican que la materia orgánica se compone en gran parte de compuestos hidrofóbicos de alto peso molecular, y bajos valores de SUVA indican que la materia orgánica se compone de compuestos orgánicos hidrofílicos de bajo peso molecular y baja densidad de carga (Sharp, et al. 2006; Joseph, et al. 2012). La composición de estas fracciones puede ayudar a la selección del proceso de remoción, dosis de coagulante, selección de agente oxidante y formación potencial de subproductos de desinfección (FPSPD).

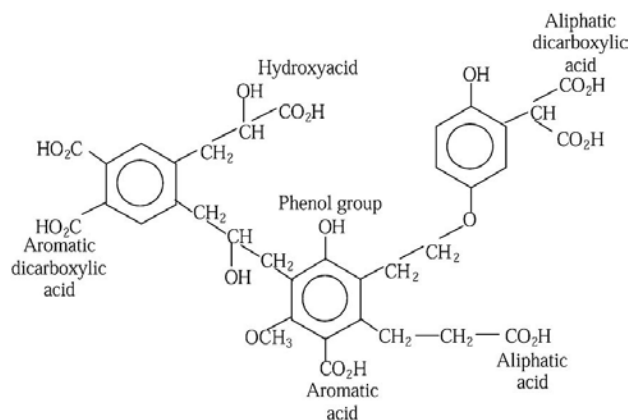


Figura 1. Estructura molecular hipotética de los ácidos húmicos (Duan, et al. 2003).

La MON en el agua influye en la eficiencia de remoción con los tratamientos químicos y en la estabilidad biológica, lo cual repercute en la calidad del agua potable, ya que aporta color, olor, sabor, presencia de metales y productos químicos orgánicos. La MON interfiere en la eliminación de muchos contaminantes, es responsable de la colmatación de membranas, contribuye a la corrosión y actúa como un sustrato para el crecimiento

bacteriano en los sistemas de distribución y es la mayor contribuyente a la formación de subproductos de desinfección (SPD).

Los SPD tienen efectos adversos para la salud humana, y de los cuales se han identificado más de 600 compuestos, entre los que se destacan los trihalometanos (THM) y los ácidos haloacéticos (HAA) (Krasner, 2006; Tian, et al. 2013). La fracción hidrofóbica y de bajo peso molecular es considerada como la mayor generadora de SPD, en comparación con la fracción hidrofílica y los compuestos de alto peso molecular. Sin embargo, también se ha comprobado que los compuestos hidrofílicos contribuyen a la formación de SPD, en especial en aguas con bajo contenido de ácidos húmicos (Cheng, et al. 2005; Yang, et al. 2013).

Por lo tanto, la optimización del tratamiento de aguas se debe hacer con el fin de eliminar tanto compuestos orgánicos hidrofóbicos como hidrofílicos, para mitigar la formación de los SPD por los problemas que estos causan sobre la calidad del agua. Además, las regulaciones cada día más estrictas, hacen que se deba eliminar la mayor cantidad de MON de las aguas crudas a través de procesos de coagulación, floculación, sedimentación, adsorción, oxidación química, microfiltración y ultrafiltración por membranas, radiación ultravioleta, fotocatalisis, electrocoagulación y biofiltración, entre otras, o combinación de dos o más técnicas de remoción.

La fiabilidad y la facilidad de operación de los sistemas de filtración de agua basados en membranas han conducido a su creciente uso en la potabilización de aguas. En particular, técnicas de membrana de baja presión, como la microfiltración (MF) y ultrafiltración (UF) han atraído una gran atención para la clarificación de las aguas superficiales y desinfección por exclusión de tamaño y por lo general producen un filtrado libre de turbidez y microorganismos de ríos, lagos y embalses (Choi et al., 2005; Arnal et al., 2007; Rojas et al., 2010). Diferentes diseños de módulos tales como placas, en espiral, tubular y de fibra hueca están disponibles actualmente. Entre éstos, el diseño de fibra hueca (HF) es una de las geometrías de membrana más importantes, debido principalmente al área superficial de la membrana por unidad de volumen de cada módulo, buena flexibilidad en la operación y

estructura autoportante (K. et al., 2014). El mercado global para las membranas de baja presión ha crecido a un ritmo impresionante durante los últimos 10 años y el 60% de las aplicaciones son para producir agua potable (Guo et al., 2010).

Todo esto hace que la ultrafiltración se esté convirtiendo en una operación interesante para la potabilización de aguas para el consumo humano, ya que además la tecnología de membranas permite la unión de varios tratamientos unidos en serie con el objetivo de mejorar el rendimiento tanto en el funcionamiento de la membrana, como en la calidad del permeado producido.

## **1.1 Antecedentes**

Desde hace mucho tiempo, el hombre ya buscaba la manera de removerle las impurezas al agua con el fin de consumirla. Tanto los antiguos egipcios como en la antigua Grecia (alrededor de los años 500 A.C), la purificación del agua se realizaba usando diferentes tipos de tratamientos como la filtración y la sedimentación. En el siglo XVII en Europa, la ciencia renace, y permite a los científicos como Sir Francis Bacon (1627) y al médico italiano Antonio Lucas Portius (1685) experimentar con el agua de mar y filtros de arena. Durante muchos siglos, la población mundial ha sufrido de muchas enfermedades como la fiebre amarilla, el cólera, entre otras; de las cuales no se sabía con certeza cuál era su origen. Sin embargo, no fue sino hasta principios del siglo XIX cuando los científicos obtuvieron un mayor entendimiento de las fuentes y efectos de los contaminantes del agua (Jury, et al. 2007; EPA, 2000).

A principios del siglo XX los científicos descubrieron que la turbidez no era sólo un problema estético, las partículas en la fuente de agua, como la materia fecal, pueden albergar patógenos. Como resultado, el diseño de la mayoría de los sistemas de tratamiento de agua potable construidos se debió a la necesidad de reducir la turbidez empleando la filtración lenta de arena junto con el cloro utilizado como desinfectante, y así poder reducir los contaminantes microbianos que estaban causando problemas de salud pública (CDC, 1999; EPA, 2000).

A finales de 1960 se hizo evidente que los problemas estéticos, agentes patógenos y sustancias químicas no fueron los únicos problemas de calidad de agua potable. Avances industriales y agrícolas, y la creación de nuevas sustancias químicas hechas por el hombre también tuvieron efectos negativos sobre el medio ambiente y la salud pública. Muchos de estos nuevos productos químicos fueron encontrando su camino en el suministro de agua a través de las descargas de fábricas, casas y del área agrícola, y fugas de los tanques con residuos químicos almacenados subterráneamente. Aunque las técnicas de tratamiento, tales como la aireación, floculación y la adsorción de carbón activado granular (para la eliminación de contaminantes orgánicos) existían en el momento, estaban siendo subutilizados para la potabilización de aguas o eran ineficaces en la remoción de algunos



nuevos contaminantes (EPA, 2000; Jury, et al. 2007). Como consecuencia de estas nuevas y mayores contaminaciones, hubo necesidad de aplicar nuevas legislaciones y requerimientos técnicos para salvaguardar la salud de los consumidores (Jury, et al. 2007; CDC, 1999).

Aunque hoy en día no se presentan epidemias, no puede ocultarse el hecho de que en la actualidad se siguen presentando brotes y sigue siendo una prioridad en salud pública el control de las enfermedades cuyo origen se debe al consumo de agua sin desinfectar o sin una adecuada desinfección. La contaminación del agua es una de las principales causas de muertes a nivel mundial y responsables de la propagación de enfermedades gastrointestinales que afectan a grandes y pequeñas poblaciones. Actualmente, alrededor de 1.2 billones de personas en el mundo no tienen acceso al servicio de agua potable y cerca de 2.5 billones no poseen servicios sanitarios adecuados (Onda, et al. 2012).

Desde mediados del siglo XX se ha producido un gran desarrollo en el campo del tratamiento de aguas y una creciente comprensión de nuevos efectos sobre la salud. Garantizar en el agua bajos niveles de turbidez, materia orgánica, y libre de coliformes ya no es suficiente. La identificación en los suministros de agua de nuevos grupos de contaminantes y microorganismos patógenos, descubrimientos de nuevos contaminantes orgánicos e inorgánicos, la identificación en el agua de agentes cancerígenos, mutagénicos y teratogénicos como los trihalometanos y los ácidos haloacéticos, subproductos de la desinfección con cloro y ozono, están forzando a las empresas potabilizadoras y a la comunidad científica a mejorar el control de la calidad del agua dentro de los sistemas de distribución y a buscar nuevas alternativas de tratamiento (Rojas et al., 2010; Onda et al., 2012).

La legislación por tanto ha tenido que ir adaptándose y haciéndose más estricta con respecto a los criterios sanitarios que deben cumplir las aguas de consumo humano. Es por tal motivo que la selección correcta de un proceso de tratamiento del agua es una tarea compleja e indispensable. La selección de uno o más procesos es algo que está determinado por las condiciones iniciales del recurso, por las características del agua a entregar

cumpliendo los objetivos de calidad reglamentados por la ley, la entrega de un agua buena al menor costo posible y la conformidad de sus clientes.

## 1.2 Planteamiento del problema

El embalse ó central hidroeléctrica Riogrande II está ubicada en el departamento de Antioquia (Colombia), al noroccidente de Medellín, en el altiplano norte entre los municipios de Don Matías, Santa Rosa de Osos y San Pedro de los Milagros (Figura 2). El embalse con un volumen total de  $240.5 \text{ hm}^3$  y un espejo de  $1214 \text{ ha}$  regula las aguas de los ríos Chico y Grande con un caudal promedio a la entrada del embalse de  $33.4 \text{ m}^3/\text{s}$  y una cuenca de drenaje de  $1041 \text{ km}^2$ . Su presa es del tipo tierra de  $65 \text{ m}$  de altura, y la estructura de captación está ubicada en el sector de la Quebrada las Ánimas. Las casas de máquinas están ubicadas en los sectores conocidos como la Tasajera y Niquia que hacen parte de los municipios de Bello y Barbosa, respectivamente, la primera genera  $306 \text{ MW}$ , con una descarga de hasta  $40 \text{ m}^3/\text{s}$ , y la segunda  $19 \text{ MW}$  con una descarga de  $6 \text{ m}^3/\text{s}$ . Como el embalse es multipropósito, la descarga de la casa de máquinas Niquia de  $6 \text{ m}^3/\text{s}$  es conducida hasta la planta de potabilización Manantiales, la cual trata este caudal. Este embalse pertenece a una cuenca en la cual se desarrollan actividades agrícolas, ganadería porcina y bovina, asentamientos humanos, actividades industriales y mineras, las cuales contribuyen al deterioro de la calidad de agua. Además, a ésta problemática se le suma el florecimiento de algas verdes dando indicios de eutrofización del embalse. Todo esto hace que el tratamiento en la planta potabilizadora sea compleja (EPM, 2009; Cuellar, 2012).

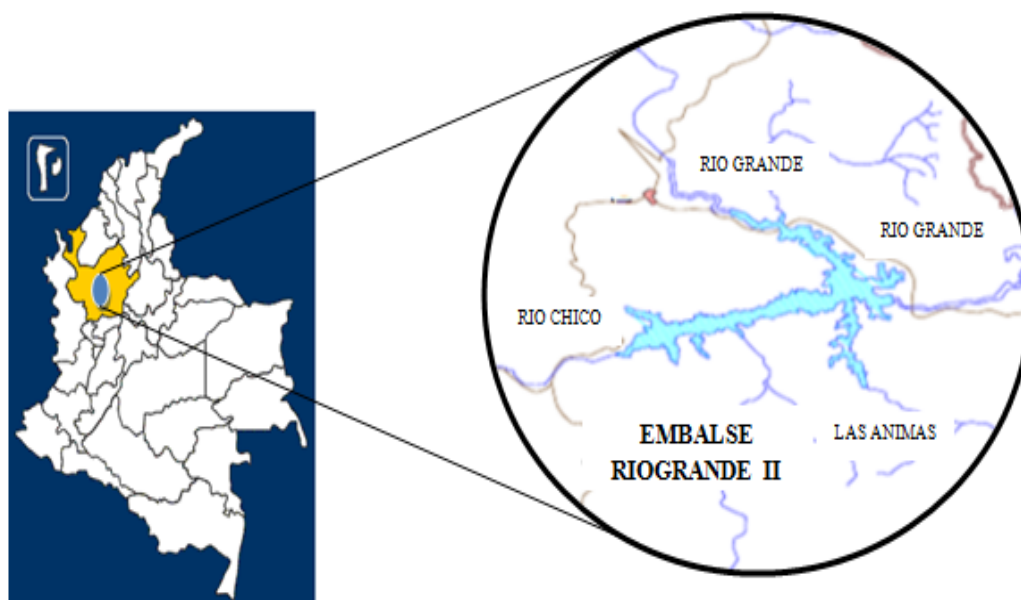


Figura 2. Ubicación geográfica del embalse Riogrande II (EPM, 2006).

Aunque la planta Manantiales es eficiente en la remoción de materia orgánica, con el uso de procesos como adsorción con carbón activado en polvo, coagulación-floculación, filtración con arena y antracita, desinfección con cloro gaseoso y post-cloración, se sigue viendo la necesidad de mejorar la disminución de la cantidad de material orgánico que pasa el proceso de filtración, que actúa como precursor de subproductos de la desinfección cuando reacciona con el cloro y sirve como sustrato de microorganismos que forman biopelículas en las redes de distribución. Asimismo, en estudios en las redes de distribución de agua potable de Manantiales se han evidenciado biopelículas e incrustaciones lo que ocasiona problemas de calidad de agua, a partir de los cuales se han implementado soluciones sin obtener buenos resultados (EPM, 2004; EPM, 2006; Echeverría, et al. 2009). Por esto, en este trabajo se pretende evaluar un sistema piloto de ultrafiltración por membranas, para acoplarlo en los procesos que actualmente utiliza la planta potabilizadora Manantiales con el objetivo de aumentar la remoción de MON, lo que disminuirá los niveles de los precursores de subproductos de desinfección y sustrato para la formación de películas biológicas en las redes de distribución de agua potable.

### **1.3 OBJETIVOS E HIPOTESIS**

#### **1.3.1 General**

Evaluar un sistema piloto de ultrafiltración por membranas en la remoción de la MON en la planta de potabilización de Manantiales.

#### **1.3.2 Específicos**

- Diseñar y construir un sistema piloto de ultrafiltración por membranas para la potabilización de aguas superficiales.
- Determinar la influencia de la calidad del agua a tratar en la eficacia del proceso de ultrafiltración como único tratamiento para la producción de agua potable, del agua proveniente del embalse Riogrande II, realizando el fraccionamiento de la materia orgánica y evaluando los parámetros fisicoquímicos y microbiológicos tanto del agua afluente como del efluente.
- Determinar el grado de influencia de pretratamientos como coagulación -floculación y adsorción con carbón activado en polvo, en la producción de agua potable seguido de la ultrafiltración como último tratamiento del agua proveniente del embalse Riogrande II, y su importancia en la operación del sistema de ultrafiltración.
- Evaluar la eficiencia de remoción de las sustancias húmicas mediante la membrana de ultrafiltración con o sin coagulación-floculación y adsorción, y su influencia en la disminución de los subproductos de desinfección como trihalometanos y ácidos haloacéticos en el proceso de post-cloración.

### **1.3.3 Hipótesis**

La tecnología de filtración por membranas de ultrafiltración es una técnica adecuada y eficaz para el tratamiento de agua potable, independientemente de su costo de implementación y de mantenimiento a escala real.

### **1.4 Alcances**

Del presente trabajo se pretende evaluar la capacidad de remoción de material orgánico que puede tener la membrana de ultrafiltración con el tipo de agua proveniente del embalse Riogrande II, utilizando la membrana como único tratamiento y combinándola con los tratamientos existentes en la planta Manantiales como son la adsorción con carbón activado en polvo y la coagulación-floculación. Con base a la información recolectada, se obtiene una alternativa de tratamiento que puede ser viable de implementación en un futuro cercano por Empresas Públicas de Medellín, beneficiando así a un gran porcentaje de la población de la capital del departamento de Antioquia.

### **1.5 Justificación**

Desde finales del siglo XX, surge la necesidad de buscar nuevas alternativas para el tratamiento de aguas, las cuales se adapten a los sistemas de potabilización para evitar la presencia de subproductos de desinfección sin comprometer la eficacia en la desinfección. Una de las alternativas es sustituir los procesos de desinfección con cloro, por otros igualmente eficientes en la remoción de microorganismos patógenos sin la generación de subproductos de desinfección. Una de las tecnologías más prometedoras que obedece a estas características son las membranas de ultrafiltración, las cuales al actuar como barrera al paso de microorganismos realizan una desinfección física, sin problemas, como la resistencia de los microorganismos al desinfectante o la necesidad de variar las dosis de desinfectante. Esta ventaja se acompaña de una gran capacidad para la remoción de color y turbidez, lo cual permite simplificar considerablemente las instalaciones de los sistemas de potabilización de aguas. Además, las membranas de ultrafiltración proveen un tratamiento integral de las aguas destinadas a consumo humano, reemplazando a otros tratamientos como la desinfección química, la decantación y la filtración en medio granular.

Debido a esto, las instalaciones de los sistemas de potabilización se modificarían ampliamente, donde la tecnología de membrana sería el centro del tratamiento

acompañado del proceso final de post-cloración para garantizar el cloro residual en la red de distribución. Con base a esto, se hace necesario conocer el comportamiento de este sistema frente a los principales contaminantes presentes en las aguas superficiales que se destinen a la producción de agua potable, en especial frente a determinados compuestos orgánicos que pueden actuar como precursores de la generación de subproductos en el proceso de post-cloración o a la afectación a determinadas características del agua en especial del tipo organoléptico. También, se hace necesario valorar las ventajas que pueden tener sobre la eficiencia de la tecnología de membrana la aplicación de pretratamientos como la adsorción con carbón activado en polvo y la coagulación-floculación, con el objetivo de obtener agua de la mejor calidad posible.

## 2 MARCO TEORICO

### 2.1 Materia orgánica natural

#### 2.1.1 Aspectos Generales

La MON acuática es una mezcla muy compleja, compuesta de material orgánico de diferentes pesos moleculares, estructuras, grupos funcionales e hidrofobicidad. La variación de los fraccionamientos de la MON y sus características, también dependen del origen de los cuerpos de agua. Otros factores que afectan la composición de la MON son los periodos estacionales, el clima, los microorganismos, el tipo de actividades antrópicas y el estado de eutrofización de las aguas (Lin, et al. 2011). La naturaleza heterogénea de la MON hace que sea difícil de cuantificar y caracterizar (Limited, 2011).

#### 2.1.2 Fraccionamiento de la MON

La MON puede ser dividida en fracciones húmicas y no húmicas. Las fracciones húmicas son de carácter más hidrofóbico y comprenden los ácidos húmicos, ácidos fúlvicos y las huminas (Owen, et al. 1995; Matilainen, et al. 2006). Las fracciones o sustancias húmicas (SH) son una mezcla compleja de moléculas, tanto aromáticas como alifáticas, con una amplia variedad de composiciones químicas y pesos moleculares. Las SH son refractarias, de color oscuro, compuestos orgánicos heterogéneos producidos como subproductos del metabolismo microbiano, están entre los materiales más ampliamente distribuidos en el planeta (Sutton, et al. 2005). A continuación en la tabla 1 se presentan las diferentes fracciones y grupos químicos de cada fracción.

Tabla 1. Fracciones de la MON y sus grupos químicos (Edzwald, 1993).

FRACCIÓN	GRUPO QUÍMICO
<b>Hidrofóbica</b>	
<b>Ácidos</b>	
<b>Fuertes</b>	Ácidos Húmicos y Fúlvicos Ácidos monocarboxílicos y dicarboxílicos con radicales alquilo de alta masa molar. Ácidos aromáticos
<b>Débiles</b>	Fenoles, taninos Ácidos monocarboxílicos y dicarboxílicos con radicales alquilo de masa molar intermedia.
<b>Bases</b>	Proteínas, aminas aromáticas, aminas con radicales alquilo de alta masa molar.



<b>Neutros</b>	Hidrocarburos, aldehídos, alquil alcoholes y metil cetonas de alta masa molar, éteres, furanos, pirroles.
<b>Hidrofilica</b>	
<b>Ácidos</b>	Hidroxiácidos, azucres, ácidos sulfónicos, Ácidos monocarboxílicos y dicarboxílicos con radicales alquilo de baja masa molar
<b>Bases</b>	Aminoácidos, purinas, piridinas, aminas con radicales alquilo de baja masa molar
<b>Neutros</b>	Polisacáridos, alcoholes con radicales alquilo de baja masa molar, aldehídos y cetonas

Las definiciones básicas de las sustancias húmicas se basan en los procedimientos usados para su aislamiento (Sutton, et al. 2005; Matilainen, et al. 2006). La figura 3 muestra las diferentes extracciones para obtener las tres fracciones de sustancias húmicas (Stevenson, 1982).

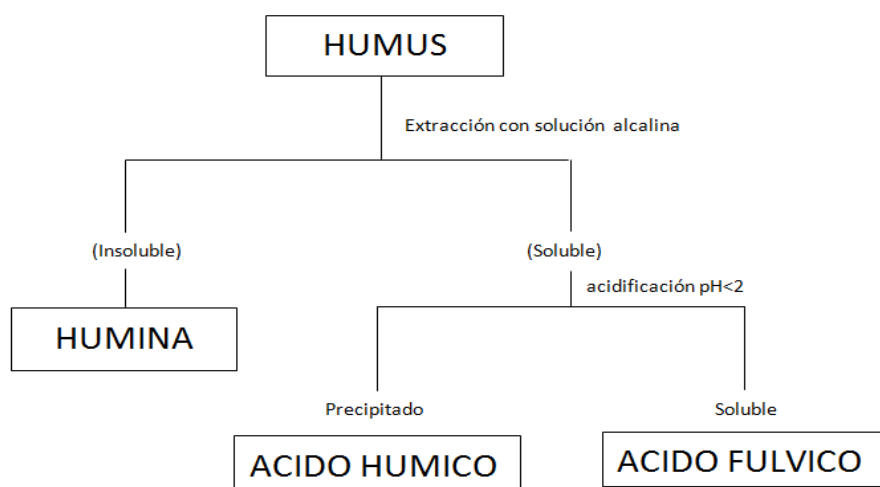


Figura 3. Esquema de extracción de las sustancias húmicas (adaptada de Stevenson, 1982).

Independientemente del esquema de definición y aislamiento, los ácidos húmicos y fúlvicos constituyen la mayor fracción de cualquier muestra de MON acuática. Estos ácidos tienen una gran variación en el porcentaje de la MON, generalmente del 30% al 50% del COD presente en el agua (Thurman, et al. 1981). Los ácidos fúlvicos son probablemente más representativos que los ácidos húmicos, especialmente en las fracciones disueltas (Malcolm, 1985). En general, los ácidos fúlvicos son más solubles, con un peso molecular promedio pequeño, menos aromáticos y con más cargas que los ácidos húmicos. Los ácidos fúlvicos también tienen más altos contenidos de oxígeno, de ácidos carboxílicos y

cantidades más bajas de compuestos hidrofílicos aromáticos que los ácidos húmicos (Hayes, et al. 1989b).

### **2.1.3 Medición y caracterización de la MON**

Para tener una idea de la cantidad de materia orgánica presente en un cuerpo de agua, se usa el Carbono Orgánico Total (COT). Los contaminantes orgánicos en los sistemas naturales representan generalmente una fracción menos del 50% de COT. El COT está conformado por el COD y el carbono orgánico particulado (COP), ésta última fracción es retenida en una membrana porosa con un diámetro de poro de 0,45 micras ( $\mu\text{m}$ ), y la fracción que contiene el COD es la que logra pasar la membrana (Croué, 2003). El COP representa generalmente una fracción menor del 10% del COT (Thurman, 1985). Las concentraciones de COD no sólo dependen de la naturaleza de la cuenca, sino que también se ven influenciadas por las variaciones estacionales e ingreso de COP en forma de escorrentía o floración de algas (Croué, 2003).

La MON también se puede clasificar con base a la biodegradabilidad. Los componentes de la MON que pueden ser metabolizados por las bacterias hacen referencia al CODB o COA. El CODB es cuantificado comparando el COD del agua cruda con el remanente que queda en un vial inoculado con bacterias autóctonas hasta que no disminuya el COD. El COA es la parte del COD que puede ser fácilmente asimilado por bacterias y convertido en masa celular (Liu, et al. 2002). La bioestabilidad de agua potable se define como la capacidad de la materia orgánica para soportar el crecimiento de bacterias heterótrofas, e incluso con concentraciones bajas de moléculas de carbono apropiadas, puede mantener fácilmente un sustancial recrecimiento (Polanska, et al. 2005; Chien, et al. 2008). Esto se evalúa generalmente mediante el COA, el cual controla el factor de crecimiento microbiano en los sistemas de distribución de agua potable (Van Der Kooij, 1992; LeChevallier, et al. 1993; Van Der Kooij, 2000; Hammes, et al. 2007; Srinivasan y Harrington, 2007). La aparición del COA en los sistemas de tratamiento de agua y efluente de las plantas de tratamiento ha atraído más la atención, ya que en lugar de determinar la capacidad del agua para mantener el crecimiento bacteriano, es mejor describirlo como un potencial en el recrecimiento bacteriano del contenido actual de la fracción orgánica biodegradable (Yang, et al. 2011).

Por otro lado, el CODB es la fracción del COD que puede ser metabolizado a dióxido de carbono y/o nueva biomasa por bacterias en unos pocos días a unos pocos meses (Frias, et al. 1995; Escobar y Randall, 2001). Durante los últimos años, ha habido un creciente interés en la medición de CODB, especialmente en el campo de la producción y distribución de agua potable. La eliminación de esta forma de carbono es de particular importancia para la industria de tratamiento de agua porque el CODB que llega al sistema de distribución de agua potable, puede ser responsable del recrecimiento bacteriano siendo el punto de partida de una red trófica alimentaria que lleva al desarrollo de organismos superiores indeseables (Servais, et al. 1989; Haddix, et al. 2004).

La absorbancia específica de luz ultravioleta (SUVA) es un parámetro práctico que da una idea de la naturaleza de la MON y sus fracciones. La absorbancia específica UV es la relación de absorbancia de luz UV de longitud de onda  $\lambda$  (por lo general, 254 nm) por la concentración de COD en el agua, es decir,  $UV\ (cm^{-1}) / DOC\ (mgC/L)$ . El SUVA proporciona una medida cuantitativa del contenido de compuestos aromáticos por unidad de concentración de carbono orgánico (Karanfil, et al. 2002).

En las últimas dos décadas, el SUVA ha recibido una creciente atención entre los investigadores de agua potable, ya que indica la susceptibilidad de remoción del COD en el tratamiento de agua. Por otra parte, el SUVA es un parámetro de caracterización valiosa para la evaluación de la reactividad de la MON (Swietlik y Sikorska, 2005). Fuertes correlaciones se han reportado entre el SUVA y la formación de SPDs (Karanfil, et al. 2002). Para predecir la formación de SPDs, la absorbancia específica de luz ultravioleta (SUVA<sub>254</sub>) se correlaciona habitualmente con los SPDs. Si bien, el SUVA<sub>254</sub> ha sido importante en la evaluación de la formación de SPDs, no toda la materia orgánica disuelta es sensible a la luz UV. Además, el SUVA<sub>254</sub> no se puede utilizar para predecir la formación potencial de subproductos de desinfección (FPSPDs) satisfactoriamente en aguas con bajos valores de SUVA<sub>254</sub>, y las correlaciones fuertes entre el SUVA<sub>254</sub> y SPDs son dependientes del agua (Pifer y Fairey, 2012).

Estos métodos de análisis sencillos, son indicadores útiles de la calidad del agua, pero no distinguen entre los compuestos de la MON con diferentes tamaños y composiciones.

Ciertas categorías de compuestos tienden a comportarse de manera similar, sin embargo, en lugar de separar especies individuales, muchos investigadores a menudo dividen la MON en varias fracciones en función de su reactividad. Para la industria de agua potable, el mayor objetivo de la caracterización de la MON es tratar de entender y predecir la reactividad de la MON o sus fracciones en procesos de tratamientos específicos. Entre los métodos químicos usados para el fraccionamiento de la MON se encuentran la precipitación, la extracción con solventes, el fraccionamiento con resinas DAX y la adsorción cromatográfica. Entre los métodos físicos se encuentran la electroforesis, la ultrafiltración, la cromatografía de exclusión de tamaño ("SEC", por sus siglas en inglés) y la ultracentrifugación (Croué, 2003; Chow, et al. 2005).

El método más común para distinguir entre MON disuelta hidrofóbica e hidrofílica es la adsorción y la no adsorción, en las resinas Amberlita DAX. El fraccionamiento DAX se basa en las diferencias de la eficiencia de sorción de la MOD sobre resinas DAX en condiciones ácidas o básicas. Un procedimiento jerárquico de fraccionamiento desarrollada por el Servicio Geológico de los Estados Unidos (*US Geological Survey*) ha sido ampliamente utilizado para fraccionar la MOD (Thurman y Malcolm, 1981; Aiken, et al. 1992). Diferentes esquemas de fraccionamiento sobre la base de estos protocolos se han propuesto y desarrollado para mejorar la eficiencia de recuperación y la pureza de las fracciones de MOD. En estos esquemas de fraccionamiento de la MOD se clasifican en tres grandes fracciones operacionalmente definidas: hidrofóbicas, anfífilas e hidrofílicas (Chow, et al. 2005). En la Figura 4 se muestra un esquema de fraccionamiento de la MON por resinas DAX-8 y DAX-4

Aunque los métodos de fraccionamiento basados en diferentes tipos de resinas han sido ampliamente utilizados y aceptados, algunas desventajas todavía pueden influir en los resultados. Estas discrepancias son posibles por alteraciones químicas o físicas de la MON debido a los cambios y niveles extremos de pH durante el fraccionamiento, adsorción irreversible de compuestos de la MON en la resina, contaminación proveniente del sangrado de la resina, y los efectos de exclusión por tamaño. Las diferentes condiciones de

operación durante los procedimientos de fraccionamiento, también pueden influir en los resultados (Chow, et al. 2005; Song, et al. 2009; Matilainen, et al. 2011).

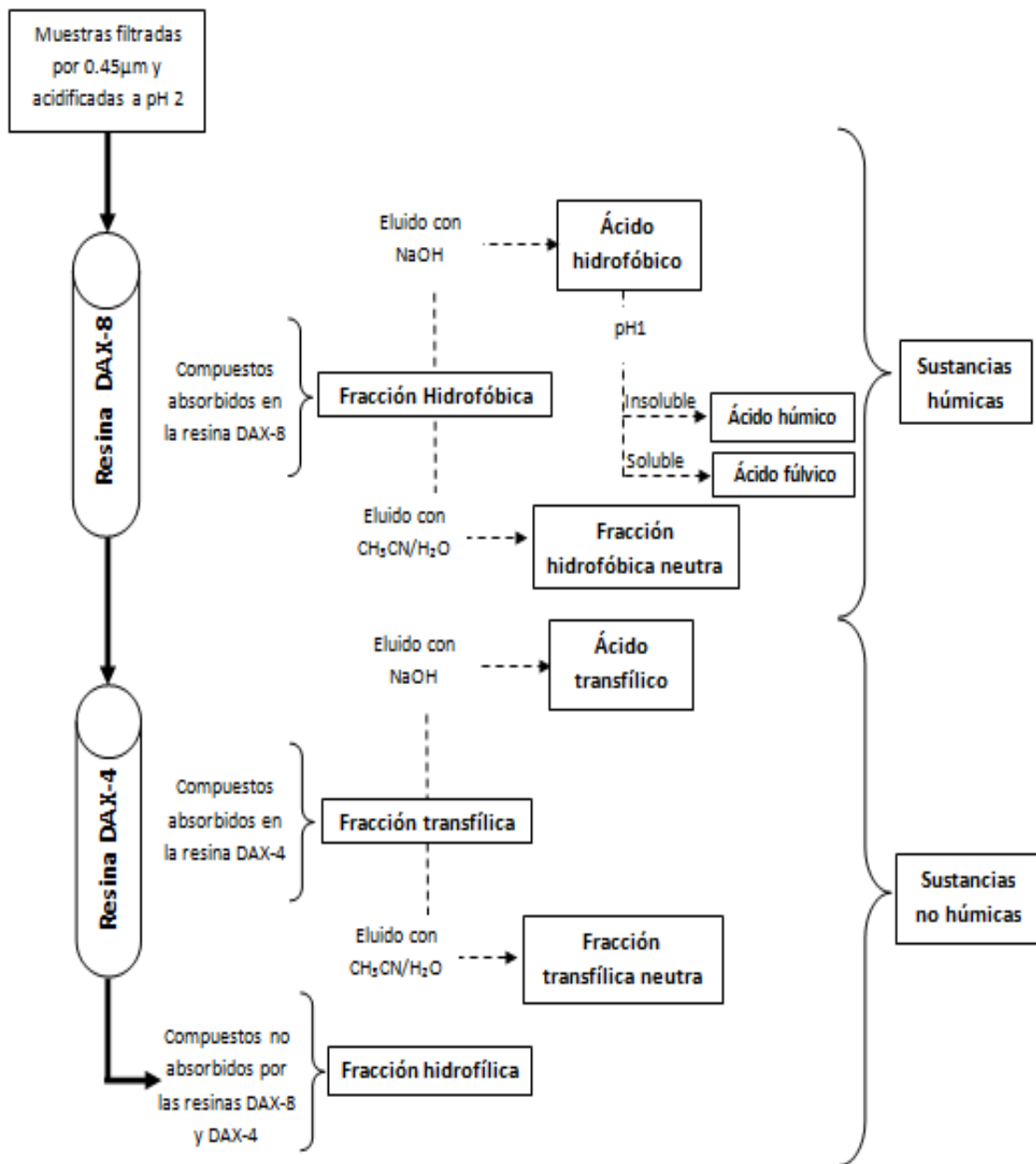


Figura 4. Esquema de fraccionamiento de la MON por resinas DAX-8 y DAX-4 (Chow, et al. 2005).

#### **2.1.4 Remoción de la MON en plantas de potabilización**

Diferentes tipos de tratamientos son usados actualmente para producir agua apta para consumo humano. Desde tratamientos convencionales como la sedimentación, coagulación, floculación y filtración lenta de arena, hasta tratamientos avanzados como filtración por membranas, procesos de oxidación avanzada, radiación ultravioleta, entre otros (CEPIS, 2005, Rodriguez, 2008) (Christopher, et al. 1998). (Valencia, 2000; CEPIS, 2005).

#### **2.2 Tecnología de membranas aplicada a la potabilización de aguas.**

En los últimos 20 años se ha experimentado un creciente interés en cuanto al uso de la tecnología de membranas para el tratamiento de aguas a la que se le puede catalogar como una técnica avanzada de filtración. Los filtros de membrana están bien establecidos en la industria del agua como una alternativa a los medios de filtración convencionales. Pueden ser utilizados en combinación con la coagulación, la adsorción y los procesos de oxidación, o combinarse entre sí, para producir agua potable de alta calidad y sin adición de productos químicos (Arnal, et al. 2002; Konieczny, et al. 2009; Peiris, et al. 2013). La filtración por membrana es un proceso de tratamiento basado en la separación física de los compuestos presentes en el agua usando una membrana semi-permeable.

Algunos de los mayores usuarios de las membranas son la industria médica, biomédica y farmacéutica, pero otros campos, como la industria de la purificación del agua, la industria alimentaria y la industria química también se benefician cada vez más de la tecnología de membranas (Arnal et al., 2006). Muchos estudios se han llevado a cabo para investigar la mejor combinación de los procesos de membranas híbridas de plantas de tratamiento de agua. Un estudio a gran escala de una planta de ultrafiltración con una capacidad de producción de permeado constante de  $4\text{m}^3/\text{h}$  fue instalada y probada para el tratamiento del agua cruda altamente turbia del río Taihu, China, para producir agua potable (Xiangli et al., 2008). En ese estudio, la coagulación fue el tratamiento previo para la unidad de membrana de UF. Los resultados operativos mostraron que con una dosis óptima de cloruro férrico (coagulante), el agua producida cumplía con los reglamentos de agua potable aplicables en China. Esto demostró que la coagulación puede mejorar la eliminación de la materia orgánica natural en el agua y aumentar la vida útil de una membrana de UF mediante la reducción de la tendencia de ensuciamiento. Este tipo de mejora puede ser visto en otros

estudios también. En Gueui (Corea), se realizó una prueba piloto en la planta de agua potable para evaluar la viabilidad de un sistema híbrido de UF el cual trabajó con un caudal promedio de 20m<sup>3</sup>/h en el tratamiento de las aguas del río (Kweon et al., 2009). Se observó que el rendimiento de todo el sistema mejoró cuando se utilizó la coagulación como pretratamiento a la membrana. El ensuciamiento del módulo de fibra hueca sumergido de UF se redujo por el tratamiento previo de la coagulación. Otros estudios también han justificado que el pretratamiento de la coagulación puede aumentar las tasas de eliminación de MON y materiales orgánicos disueltos por membranas de UF que de otro modo no podrían ser eliminados sin tratamiento previo (Jung et al., 2006; Xia et al., 2007; Bergamasco et al., 2011).

La amplia gama de aplicaciones de separación de las membranas es debido al hecho que las membranas se pueden fabricar de muchas maneras (Arnal, et al. 2006; Landaburu-Aguirre, et al. 2006), con diversidad en:

- Materiales (polímeros, cerámicas, vidrio, metales, líquidos)
- Estructura (simétrica, asimétrica)
- Distribución de tamaño de poro (microfiltración, ultrafiltración, ósmosis inversa, nanofiltración)
- Geometrías (fibra hueca, placa plana, en espiral)

A continuación se muestran las figuras 5 y 6, en donde se detalla un esquema de materiales y estructuras técnicamente relevantes en las membranas sintéticas y el espectro de la filtración por membranas, respectivamente.

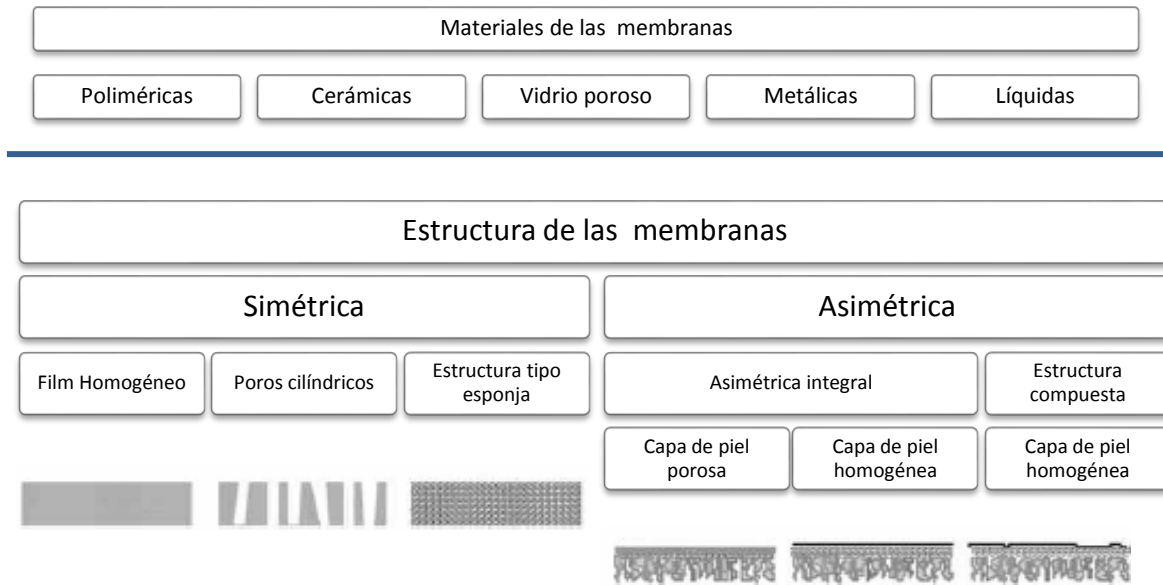


Figura 5. Ilustración esquemática de varios materiales y estructuras membranas técnicamente relevantes (John Wiley and Sons, 2013).



## EL ESPECTRO DE LA FILTRACIÓN

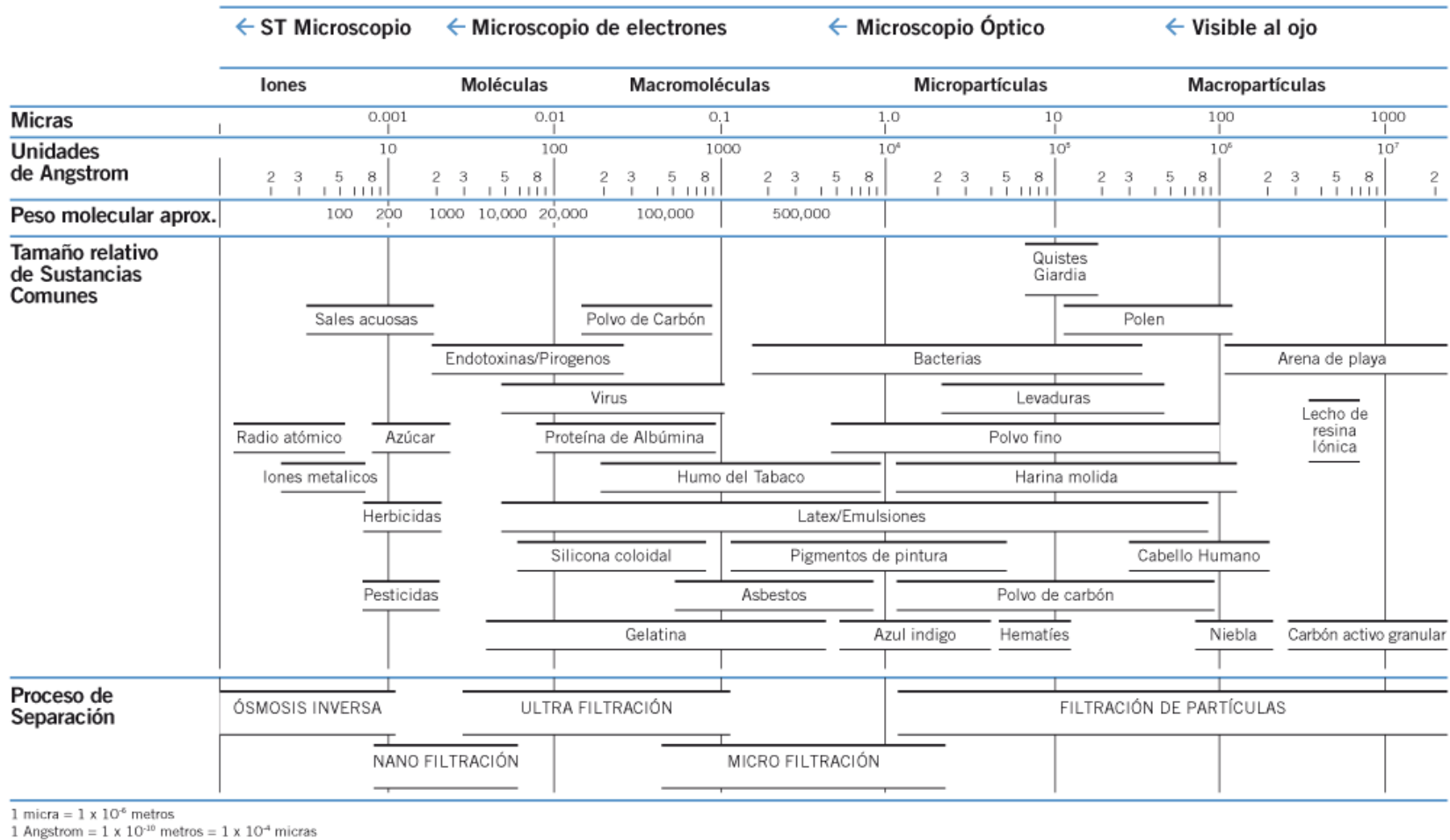


Figura 6. Espectro de filtración por membranas (wasserlab, 2011).

Desde el punto de vista de la dirección relativa del flujo de alimentación respecto al medio filtrante, las filtraciones que utilizan membranas para separar componentes y que aplican presión como fuerza o mecanismo de separación, tienen dos modos de operación, como se muestra en la figura 7. El modo de funcionamiento más simple es la operación sin salida (Dead-End). En este caso, toda la alimentación es forzada a travesar la membrana, lo que resulta en una acumulación de incrustaciones, ocasionando una pérdida de rendimiento. En el modo de filtración por membrana Dead-End, la limpieza frecuente es una necesidad. Este método es de aplicación en filtraciones clarificantes, prefiltraciones y filtraciones estériles (Bond, et al. 2010). Para muchas aplicaciones industriales, se prefiere el modo de flujo transversal o flujo cruzado (*Croos-flow*) debido a que las membranas se ensucian menos en comparación con el modo *Dead-End*. En esta aplicación, la diferencia de presión fuerza a que parte del flujo de la alimentación atraviese la membrana hacia el lado del filtrado y el resto de dicho flujo fluye tangencialmente al medio filtrante a lo largo de toda su superficie, barriendo continuamente las partículas que pudieran depositarse y reincorporándolas a la alimentación (Madaeni, 1999).

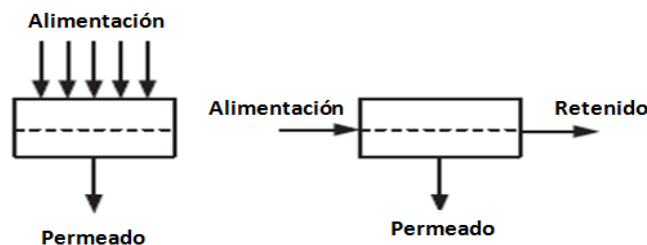


Figura 7. Diferentes modos de operación de las membranas, flujo sin salida (izquierda), y Flujo cruzado (derecha) (Madaeni, 1999).

En la filtración transversal, las partículas y macromoléculas que son demasiado grandes para pasar a través de los poros de la membrana se retienen en el lado de aguas arriba de la membrana. Sin embargo, en este caso los componentes retenidos no se depositan en la superficie de la membrana, en su lugar son barridos por el flujo tangencial. Esta característica del flujo tangencial, lo convierte en un proceso ideal para separaciones basadas en la selección de tamaños pequeños de partículas o moléculas. La composición del flujo de alimentación cambia al interior de la membrana, lo que crea dos corrientes

separadas, una corriente de permeado y una de concentrado (Madaeni, 1999; Barbot, et al. 2008).

El principio fundamental de la separación de la membrana se determina por la fuerza impulsora que actúa sobre los componentes individuales de la membrana y por la fricción que los componentes deben superar cuando se mueve a través de la matriz de la membrana. Las fuerzas motrices que actúan sobre los componentes de un sistema son mecánicas, electroquímicas y/o gradientes de presión hidrostática lo que causa el transporte. La fricción que debe ser superada por la fuerza impulsora para lograr el transporte se expresa generalmente por un coeficiente de permeabilidad hidrodinámica, un coeficiente de difusión, o en soluciones de electrolito, también por una resistencia eléctrica. Para describir el transporte de masa a través de una membrana, la termodinámica (por ejemplo, las fuerzas motrices) y los parámetros cinéticos (por ejemplo, los coeficientes de fricción) deben ser matemáticamente relacionados. En su forma más general, el transporte de masa a través de una membrana se puede expresar como:

$$J = -P_i \frac{dX_i}{dz} \quad \text{Ecuación 1}$$

Donde, J es el Flux, y  $P_i$  es el coeficiente general de permeabilidad. El gradiente  $dX_i = dz$ , representa la fuerza motriz, y el subíndice i se refiere al componente i. Dependiendo de la fuerza impulsora dominante, la ecuación resulta en la bien conocida ley de Hagen-Poiseuille para la fuerza mecánica, en la ley de Fick para el potencial químico y en la ley de Ohm para un potencial eléctrico (Wiley y Sons, 2013).

### **2.2.1 Ultrafiltración**

La ultrafiltración es un proceso de separación que usa una membrana semipermeable para separar macromoléculas de una solución. El tamaño y forma molecular son factores importantes en la retención. La técnica de UF tiene muchas ventajas sobre las operaciones de clarificación y filtración convencional, las cuales son:

- Ninguna necesidad de productos químicos (coagulantes, floculantes, desinfectantes, ajuste de pH).
- Filtración por exclusión de tamaño en oposición a la filtración por medio de la profundidad.

- Adecuada y constante calidad del agua tratada en cuanto a la eliminación de partículas y microorganismos, independientemente de la calidad inicial del agua.
- Automatización sencilla.

La UF retiene coloides, partículas y especies solubles de elevada masa molecular por medio de un mecanismo de exclusión por tamaño, pero permite pasar la mayoría de las especies iónicas inorgánicas, retiene partículas discretas y especies orgánicas y no iónicas dependiendo del peso molecular de corte de la membrana. El peso molecular de corte se usa para describir la capacidad de retención de la membrana y se refiere a la masa molecular de un macrosoluto (normalmente polietilenglicol, dextrano o proteína) para el que la membrana tiene una capacidad de retención mayor del 90%.

Todas las membranas de UF son capaces de filtrar protozoos y bacterias del agua con gran eficacia, por lo tanto, es muy efectiva para eliminar material orgánico soluble en el agua y contaminantes microbiológicos. También puede atrapar virus si se utiliza un límite de corte bajo, tal como 100000 Dalton ó 100 kDa. De tal forma que se garantiza un producto final desinfectado, sobre todo con la configuración de fibra hueca que ha demostrado una elevada eficiencia y fiabilidad en la desinfección de agua potable, en comparación con la de espiral enrollada, placas y tubulares (Bruggen, et al. 2004; Matilainen, et al. 2010).

#### **2.2.1.1 Mecanismos de actuación típicos para las membranas de ultrafiltración.**

La eliminación de partículas suspendidas, coloidales y disueltas del agua, depende de muchos factores como la porosidad (diámetro medio del poro y distribución del tamaño del poro en la superficie de la membrana), la conformación del macrosoluto que está siendo probado, las condiciones operativas durante la evaluación, entre otras (Matilainen, et al. 2010). También ocurre un mecanismo físico de cribado de partículas referido a las características de la membrana estudiada, las propiedades fisicoquímicas del fluido a filtrar y las propiedades fisicoquímicas del material de la membrana. La Tabla 2 resume los parámetros que pueden influir en la determinación del rechazo de una membrana de ultrafiltración y los mecanismos fisicoquímicos que conducen a este rechazo.

Tabla 2. Factores fisicoquímicos que contribuyen al mecanismo de rechazo por una membrana de ultrafiltración (Anselmo y Jacobs, 1998).

<b>Factores relativos a la membrana</b>	<b>Mecanismos de rechazo</b>
Corte de la membrana	Arrastre físico
Tamaño medio de poro	Por la membrana
Distribución del tamaño medio de poro	Por la “película formada”
Carga superficial de la membrana	Por la película de gel
Rugosidad de la membrana	Repulsión electrostática
Adsorción del material de la membrana	Absorción
Capacidad	Hidrodinámica
<b>Factores relativos a la solución de alimentación</b>	
pH, contenido mineral, sales de tensión iónica y precipitación de óxidos metálicos.	
Contenido orgánico, ensuciamiento, polarización, formación de “película”, adsorción sobre o en la membrana.	
Contenido de partículas, formación de “película”, bloqueo de poros.	
<b>Factores relativos al régimen hidráulico</b>	
Velocidad de flujo cruzado	
Presión a través de la membrana	
Flujo laminar o turbulento	

### **2.2.1.2 Ensuciamiento de la membrana**

El fenómeno más limitante responsable de la mayoría de las dificultades halladas en la generación de la tecnología de membrana para el tratamiento de agua es el ensuciamiento (fouling). La aplicación de los procesos de tratamiento a base de la membrana de UF, como potabilización de aguas son obstaculizados por el ensuciamiento de la membrana, que resulta de la acumulación de sustancias húmicas, proteínas, componentes inorgánicos y material coloidal en la superficie de la membrana, que además, contribuyen a la disminución de la permeabilidad de la membrana, y al aumento de los costos operativos asociados con las limpiezas químicas frecuentes que son perjudiciales para la longevidad de las membranas. Por otra parte, el funcionamiento de las membranas sucias requiere una entrada de energía más alta para limpiar las membranas en términos de presión

transmembrana (PTM) que actúa como la fuerza motriz para el agua tratada a través de las membranas (Peiris, et al. 2012; Peiris, et al. 2013).

El término ensuciamiento comprende la totalidad de los fenómenos responsables de la disminución de caudal permeado en un cierto periodo de tiempo. Este fenómeno puede ser deseado o no deseado, reversible o irreversible y diferentes términos técnicos son utilizados para cada posibilidad. La reversibilidad de estos fenómenos es uno de los puntos críticos a resolver y sobre el cual se han centrado múltiples investigaciones (Cornelissen, et al. 2009; Peiris, et al. 2013; Xiao, et al. 2013). Aun cuando la totalidad de los fenómenos conductores del ensuciamiento no están claramente entendidos hoy en día, la comprensión de estos mecanismos es suficiente para permitir la definición de los principales fenómenos fisicoquímicos responsables del ensuciamiento de una membrana. Entre estos están la concentración de polarización y formación de película, que cuando el proceso de separación líquido-sólido que tiene lugar en la membrana por la acción de cribado, se ha visto incrementada por la concentración de soluto que se va acumulando cerca o sobre la superficie de la membrana reteniendo partículas con tamaños menores al tamaño medio de poro (Nath, 2008). Otra fenómeno físico es la adsorción la cual es generado por la atracción electrostática (fuerzas de Van der Waals y puentes de hidrógeno) de la membrana y los solutos, este tipo de ensuciamiento es difícil de revertir, o puede ser lentamente reversible porque requiere de la desorción de las moléculas orgánicas (Costa, et al. 2006; Xiao, et al. 2013). En la Figura 8 se puede apreciar gráficamente los fenómenos anteriormente descritos.

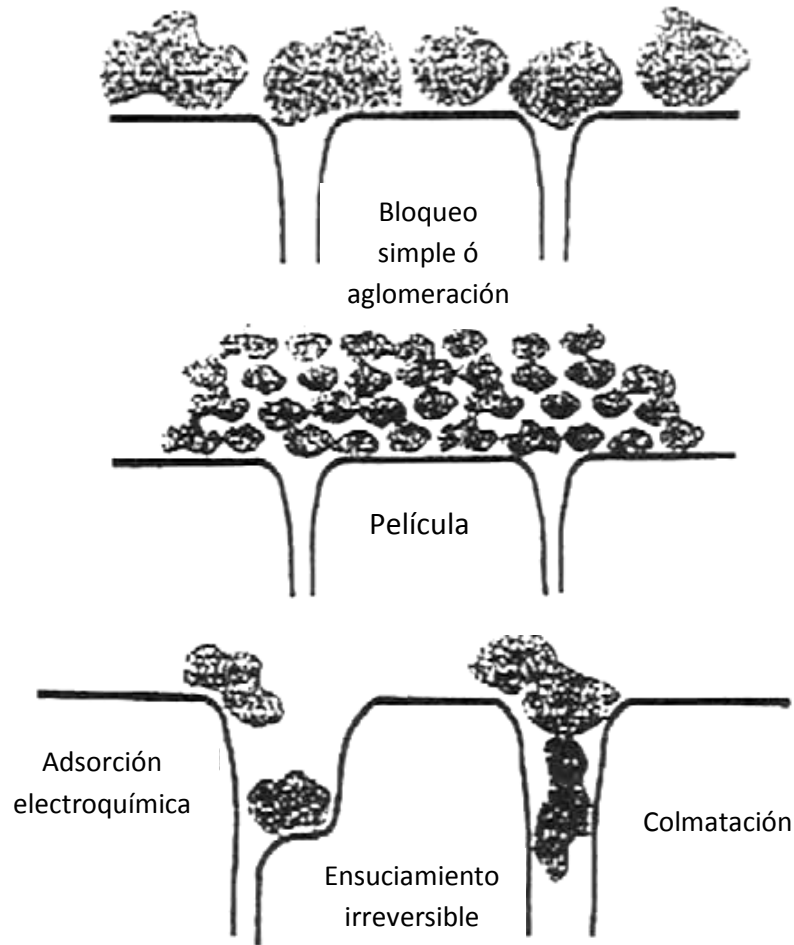


Figura 8. Fenómenos de ensuciamiento en el tratamiento de aguas por medio de membranas (Nath, 2008).

La fracción orgánica coloidal, incluidos los polisacáridos, las proteínas, los aminoácidos y algunas sustancias húmicas, es la principal responsable del ensuciamiento y pérdida de carga en la operación de ultrafiltración. Sin embargo, de estos compuestos, las sustancias húmicas son las mayores responsables del ensuciamiento de la membrana, inclusive algunos autores aún son más específicos, asegurando que son los ácidos húmicos los mayores responsables (Matilainen, et al. 2010; Peiris, et al. 2013; Xiao, et al. 2013).

### **2.2.1.3 Pre-tratamientos aplicados a las membranas de ultrafiltración en la potabilización de aguas.**

Investigaciones recientes han demostrado que las membranas de UF son muy eficientes en los casos donde el agua de entrada no está muy contaminada, pero cuando el agua posee altos contenidos de MOD, el proceso de UF como único tratamiento es insuficiente para la remoción del color y de la MOD de bajo peso molecular para garantizar la calidad de agua requerida (Kim, et al. 2011; Zularisam, et al. 2011). Además, el proceso de ensuciamiento es acelerado por la materia orgánica disuelta disminuyendo la permeabilidad e incrementando la pérdida de carga (Kim, et al. 2011). Dado el hecho de que las regulaciones ambientales se hacen cada vez más exigentes, los procesos para la potabilización de aguas deben tender siempre hacia el mejoramiento continuo. Es por esto que el combinar tratamientos convencionales (absorción, coagulación, oxidación, carbón activo particulado, etc.) a la tecnología de membrana, y en particular a la UF, se mejora considerablemente las condiciones de trabajo para la membrana, traduciéndose en una mejor calidad del efluente obtenido, incrementando el tiempo de producción y vida media de la membrana, entre otras ventajas (López, 2009; Zularisam, et al. 2011; Peiris, et al. 2013).

En la potabilización de aguas, las membranas se utilizan generalmente con la combinación de tratamientos previos para mejorar la remoción de la MON. La mayoría de las veces, la floculación está precedida de una coagulación previa, la cual es usada en los tratamientos convencionales de potabilización, pero últimamente se está convirtiendo en un aliado muy importante e interesante para la filtración con membranas para alargar la vida útil de la misma y mejorar la remoción de COD. En el proceso híbrido floculación-CFMF (CFMF: Microfiltración de flujo cruzado) para la eliminación de la MON se ha usado hematita como floculante, obteniéndose resultados con un máximo de remoción del 60% de COD (Xiao, et al. 2011). Se han realizado estudios para investigar el acoplamiento de la coagulación y floculación con la filtración por membranas. Las membranas junto con las opciones adecuadas de tratamiento previo para la minimización de suciedad de las mismas, como la coagulación y la floculación, pueden ser eficientes para la remoción de la MON y para el tratamiento de aguas superficiales (Tian, et al. 2010; Xiao, et al. 2011). También se



ha demostrado que la disminución de las incrustaciones en los sistemas de bioreactores de membranas (MBR) se puede hacer por el acoplamiento con la coagulación y floculación (Leiknes, 2009; Chen y Liu, 2012; Kim y Chung, 2013). Se han acoplado los sistemas MBR-adsorción y los MCABR (sistemas que acoplan procesos biológicos, coagulación, adsorción y ultrafiltración), utilizados para la remoción de MON en procesos de potabilización de aguas superficiales poco contaminadas (Sagbo, et al. 2008; Tian, et al. 2008; Tian, et al. 2010).

En otros estudios usan carbón activado en polvo (CAP) como pretratamiento a la UF. La combinación de CAP y UF es un proceso prometedor para la potabilización del agua. Se ha demostrado que el CAP puede competir con la membrana en la adsorción de la MON, por lo tanto, mitiga efectivamente el ensuciamiento de la membrana (Zhang, et al. 2011). La combinación CAP-UF es una buena opción de tratamiento en particular en la búsqueda de la seguridad del control de toxinas de las cianobacterias y microorganismos asociados. La UF es una barrera segura contra las cianobacterias y el CAP es eficiente para la remoción de microcistinas y es capaz de competir con la membrana en la adsorción de la MON, reduciendo de este modo la adsorción de la MON sobre la superficie de la membrana y/o poros (Campinas, 2009; Campinas y Rosa, 2010; Tansakul, et al. 2011). Sin embargo, hay resultados contradictorios sobre el efecto del CAP en el ensuciamiento de la membrana. Algunos autores hablan de una mejora del flujo de permeado, tiempos de filtración más largos o una reducción en la frecuencia de lavado químico y Otros presentan comportamiento del flujo similar o elevadas disminuciones de flujo (Campinas y Rosa, 2010).

El efecto del CAP en el ensuciamiento de la membrana parece ser una función de las características de la membrana, como su hidrofobicidad, ya que se ha demostrado que el CAP reduce o no afecta la disminución del flujo de las membranas hidrofílicas, pero no son eficaces o empeoran el flujo de las membranas hidrófobas. La diversidad del agua cruda también se utiliza a menudo para explicar los efectos de CAP contradictorios sobre ensuciamiento de la membrana, aunque hay una falta de estudios sobre este tema (Campinas y Rosa, 2010; Tansakul, et al. 2011).

### **2.3 Desinfección en procesos de potabilización de aguas**

Hasta finales de 1970, los compuestos de cloro eran prácticamente los únicos desinfectantes utilizados para la obtención de agua potable. Incluso hoy en día, el cloro es el desinfectante más utilizado, con base en sus características probadas, la eficacia frente a los patógenos, la facilidad de aplicar, control y monitoreo, y costo razonable (Council, 2006; Legay, et al. 2010; Tian, et al. 2013; Escobar, et al. 2013). Sin embargo, las sustancias húmicas reaccionan con cloro para producir un número de diferentes compuestos orgánicos halogenados, tales como los trihalometanos (THM). A varios de estos compuestos se les ha demostrado que causan cáncer en animales de laboratorio (Singer, 1999). En la década de los 80, en Finlandia, se encontraron altas concentraciones de compuestos orgánicos clorados y alta actividad mutagénica en el agua potable. La mutagenicidad disminuyó notablemente desde 1985 hasta 1994 debido a las obras sanitarias en Finlandia. Esto era debido que se realizaba una particular precloración de aguas potables, la cual se eliminó, y se disminuyó la post-cloración en las instalaciones de purificación de agua. Las plantas potabilizadoras también han mejorado sus procesos de remoción de MON (coagulación, filtración con carbón activado), y por lo tanto, la cantidad de precursores orgánicos de THM han disminuido (Nissinen, et al. 2002; Matilainen, et al. 2006; Yang, et al. 2008).

Muchas empresas de servicios de agua potable están cambiando el cloro gaseoso y el hipoclorito por desinfectantes alternativos tales como el dióxido de cloro y cloraminas, con el fin de disminuir la mutagenicidad y la concentración de THM (Yang, et al. 2013). En el caso de las cloraminas, son relativamente débiles como desinfectante y casi nunca se utilizan como desinfectante primario. El dióxido de cloro es un desinfectante fuerte y un oxidante selectivo. Sin embargo, la desinfección con dióxido de cloro también genera subproductos. Estos subproductos son principalmente inorgánicos (cloritos y cloratos), pero también la formación de subproductos orgánicos han sido reportados (Council, 2006; Yang, et al. 2013). Aproximadamente, el 70% del  $\text{ClO}_2$  aplicado forma clorito, mientras que alrededor del 10% forma clorato (Korn, et al. 2002).

Las condiciones de las fuentes de agua cruda pueden afectar la formación de los tipos y niveles de especies de SPD, lo que conlleva a nuevos tipos de SPD (Richardson, et al. 2002; Krasner, 2006).

El dióxido de cloro se ha usado como un desinfectante/oxidante para la obtención de agua potable, ya que puede inactivar eficazmente virus, bacterias y protozoos patógenos debido a su fuerte capacidad oxidante (USEPA, 1999). También puede ser aplicado para remover color, algas, sabor y control de olores. La aplicación de  $\text{ClO}_2$  no forma niveles apreciables de SPDs como los trihalometanos (THM) y ácidos haloacéticos (HAA) bajo condiciones típicas de tratamiento de agua.

### **2.3.1 Subproductos de desinfección**

Estos compuestos se han relacionado con el desarrollo de diversos tipos de cáncer y defectos de nacimiento. Los SPD comunes incluyen los trihalometanos (THM), ácidos haloacéticos (HAA) y haloacetoneitriles (HANs), aunque hay muchos otros. Los THM y HAA se regulan en muchas jurisdicciones, mientras los HANs se consideran los SPD "emergentes" y todavía se están estudiando la mejor manera de minimizar sus efectos en la salud humana. Los SPD bromados son ampliamente considerados más peligrosos que los SPD no bromados, pero también suelen estar presentes en concentraciones más pequeñas, ya que sólo se forman en presencia de bromuro (Legay, et al. 2010; Tian, et al. 2013).

#### **2.3.1.1 Trihalometanos**

La presencia de trihalometanos (THM) en el agua potable clorada fue reportada por primera vez por Rook, 1974, siendo comprobado que desarrollan tumores en animales (Institute, 1976). Por esto, se controla la formación de THM en los procesos de desinfección con cloro. Cuatro THM están en la mayoría de las directrices y reglamentos; estos son cloroformo, bromoformo, bromodiclorometano y clorodibromometano, siendo el primero el que se forma en mayor cantidad (Richardson, et al. 2007). En Colombia, la legislación habla solamente de trihalometanos totales y no discrimina el valor de máximo permisible para cada uno, el valor máximo permisible del agua apta para consumo humano de THM totales se encuentra en  $200\mu\text{g/L}$  (Ministerio de Ambiente, 2007). Un resumen de la

prevalencia, y los posibles efectos sobre la salud de los cuatro THM se presentan en la Tabla 3.

Tabla 3. Características de los THM (Richardson, et al. 2007; OMS, 2008).

<b>Trihalometanos</b>	<b>Prevalencia</b>	<b>Efectos a la salud</b>
Cloroformo	Alta	Cancerígeno
Bromoformo	Moderada	Cancerígeno, genotóxico
Bromodiclorometano	Moderada	Cancerígeno, genotóxico
Clorodibromometano	Moderada	Cancerígeno, genotóxico

Estudios recientes han encontrado que algunos de los efectos en la salud asociados con los THM podrían ser más propensos a la exposición dérmica e inhalación (por ejemplo, durante la ducha y el baño) que debido a la ingestión de agua potable que contienen SPD (Leavens, et al. 2007). La formación de THM se puede prevenir mediante el tratamiento del agua utilizando procesos conocidos para remover los precursores de SPD (es decir, MON), eliminando la pre-cloración, o cambiando el cloro libre por otro desinfectante. Los THM formados también se pueden remover haciendo pasar agua tratada o agua clorada, a través de un filtro de carbón activado granular (CAG) (Legay, et al. 2010), aunque esto puede no ser factible a gran escala.

### **2.3.1.2 Ácidos haloacéticos**

Al igual que los THM, los ácidos haloacéticos (HAA) se forman por reacciones entre el cloro y la MON. También se pueden formar en los procesos de desinfección que emplean cloraminas o dióxido de cloro. Aunque se sabe que nueve de los HAA se producen en los sistemas de agua potable, sólo cinco están regulados en la mayoría de los países. Estos son los mono, di, y ácido tricloroacético, ácido bromoacético y ácido dibromoacético. Los cinco HAA regulados varían en genotoxicidad y carcinogenicidad, y como con los THMs, la mayoría de los estudios han llegado a la conclusión de que los HAA bromados son los más tóxicos (Richardson, et al. 2007; Escobar, et al. 2013). La prevalencia y efectos en la salud de los cinco compuestos de HAA regulados se proporcionan en la Tabla 4.

Tabla 4. Características de los HAA regulados (Richardson, et al. 2007; OMS, 2008).

<b>Ácidos haloacéticos</b>	<b>Prevalencia</b>	<b>Efectos en la salud</b>
Ácido monocloraacético	Moderada	Genotóxico
Ácido dicloroacético	Alta	Cancerígeno, genotóxico
Ácido tricloroacético	Alta	Cancerígeno
Ácido bromoacético	Moderada	Genotóxico
Ácido dibromoacético	Alta	Cancerígeno, genotóxico

Los niveles de HAA en el agua potable se pueden reducir mediante la eliminación de precursores de HAA (es decir, MON), el cambio de la desinfección con cloro libre con un método alternativo, minimizando la edad del agua, o el uso de filtros carbono biológicamente activos (BCA) o filtros de carbón activo granular (CAG) (Xie y Zhou, 2002; Lekkas, et al. 2009; Escobar, et al. 2013).

### **2.3.1.3 Legislación referente a los subproductos de la desinfección.**

Los SPD están regulados por las legislaciones y reglamentos de cada país, además de otras regulaciones supranacionales (Unión Europea, Organización Mundial de la Salud). La versión 2010 de la Guía Canadiense para la Calidad del Agua Potable (*GCDWQ, Guidelines for Canadian Drinking Water Quality*) recomienda una concentración máxima aceptable (CMA) de 100 µg/L para los THM y 80 µg/L de HAA. Para el bromato y clorato se han asignado valores de CMA de 10 µg/L y 1 mg/L, respectivamente. Una CMA de 0,04 µg/L se ha propuesto para NDMA, la cual está actualmente bajo revisión.

En Estados Unidos, los SPD comunes como los THM, HAA, bromatos y cloritos están regulados por la US EPA (EPA, 2001). El cumplimiento se basa en los promedios anuales de funcionamiento (EPA, 2002). Hasta hace poco, el promedio de funcionamiento se calculó mediante la agrupación de las mediciones de SPD a lo largo de todo el sistema de distribución. La nueva etapa (etapa 2, 2D/DBPR), fue promulgada en el 2005, y requiere que las empresas de servicios públicos midan los niveles de SPD en un número de sitios dentro de sus sistemas de distribución para establecer promedios anuales de funcionamiento de localización para los THM y HAA (EPA, 2005).

La organización mundial de la salud (OMS) también ha publicado los valores de referencia para los distintos parámetros de calidad del agua, incluyendo una serie de subproductos de desinfección. En contraste con los de Canadá y Estados Unidos, las directrices de la OMS para los THM y HAA se desglosan en compuestos individuales. Las instrucciones para el desarrollo de un límite total de THM están disponibles en las directrices (OMS, 2008). La Unión Europea ha decidido adoptar algunas de las recomendaciones de la OMS, pero sólo regula los THM totales y bromatos. Un resumen de las recomendaciones de SPD y los requerimientos descritos anteriormente se muestran en la tabla 5.

Tabla 5. Directrices y reglamentos de los subproductos de desinfección (CEU, 1998; EPA, 2002; OMS, 2008; GCDWQ, 2010).

Subproductos de Desinfección	Directrices para la calidad del agua potable de Canadá (2010)	Regulaciones US EPA (2002)	Directrices de la Organización Mundial de la Salud (2008)	Normas de la Unión Europea
Trihalometanos totales	100 µg/L	80n µg/L	<sup>a</sup>	100 µg/L
<i>Cloroformo</i>			300 µg/L	
<i>Bromo diclorometano</i>			60 µg/L	
<i>Clorodibromometano</i>			100 µg/L	
<i>Bromoformo</i>			100 µg/L	
Ácidos haloacéticos	80 µg/L	60 µg/L	<sup>b</sup>	Ninguno
<i>Ácido monocloroacético</i>			20 µg/L	
<i>Ácido dicloroacético</i>			50 µg/L	
<i>Ácido tricloroacético</i>			200 µg/L	
<i>Ácido monobromoacético</i>			<sup>c</sup>	
<i>Ácido dibromoacético</i>			<sup>c</sup>	
<i>Ácido bromocloroacético</i>			<sup>c</sup>	
Bromato	10 µg/L			
Clorato	1000 µg/L			
Nitrosodimetilamina	0.04 µg/L <sup>d</sup> (propuesto)	Ninguno	0.01 µg/L	

$$^a \frac{C_{\text{bromoformo}}}{GV_{\text{bromoformo}}} + \frac{C_{\text{DBCM}}}{GV_{\text{DBCM}}} + \frac{C_{\text{BDCM}}}{GV_{\text{BDCM}}} + \frac{C_{\text{cloroformo}}}{GV_{\text{cloroformo}}} \leq 1, \text{ (OMS, 2008).}$$

<sup>b</sup> Sin valor total.

<sup>c</sup> Información suficiente para la derivación de la directriz.

<sup>d</sup> 9 ng/L en Ontario.

### 3 ESTUDIO EXPERIMENTAL

Un sistema piloto de ultrafiltración modular fue diseñado y construido para tratar agua de la planta de potabilización Manantiales perteneciente a las Empresas Públicas de Medellín (EPM). Para la alimentación de la planta de UF se utilizó agua de la planta potabilizadora. La planta Manantiales, es una planta de potabilización convencional la cual cuenta con los tratamientos de adsorción con carbón activado en polvo para remoción de algas, materia orgánica y color; coagulación con sulfato de aluminio líquido para remover turbidez, color, materia orgánica, entre otros; y floculación mecánica e hidráulica, proceso en el cual se agrega un polímero no iónico como ayudante de floculación. Además cuenta con procesos como sedimentación de alta tasa, filtración con filtros lentos de arena y antracita, desinfección con cloro gaseoso y ajuste de pH con cal.

El esquema del tren de tratamiento esta descrito en la figura 10:



Figura 9. Esquema actual de la planta de potabilización Manantiales

#### 3.1 Metodología

La planta piloto de ultrafiltración se alimentó con agua cruda procedente del embalse Riogrande II y de la salida de los tratamientos con carbón activado en polvo (CAP) y la sedimentación de alta tasa de la planta Manantiales. Según la fase de estudio Tabla 6, el agua se trató manteniendo sus características iniciales.



Tabla 6. Fases de la investigación con la planta piloto de ultrafiltración.

Fases de la investigación	Tratamiento
Fase I	Ultrafiltración
Fase II	Adsorción con CAP + Ultrafiltración
Fase III	Adsorción con CAP + Coagulación-floculación + Sedimentación + Ultrafiltración
Fase IV	Valoración de la formación de los subproductos de la cloración

### 3.1.1 Muestreo para las fases experimentales I, II y III.

Para las fases I, II y III se realizaron muestreos en la planta manantiales, en las que se tomaron 300 litros de agua para cada ensayo. Cada ensayo se hizo por lotes de 240 litros de volumen de permeado, realizando triplicados de ensayos por cada una de las fases I, II y III. En la figura 15 se muestran los puntos de muestreo para las fases experimentales I, II y III.

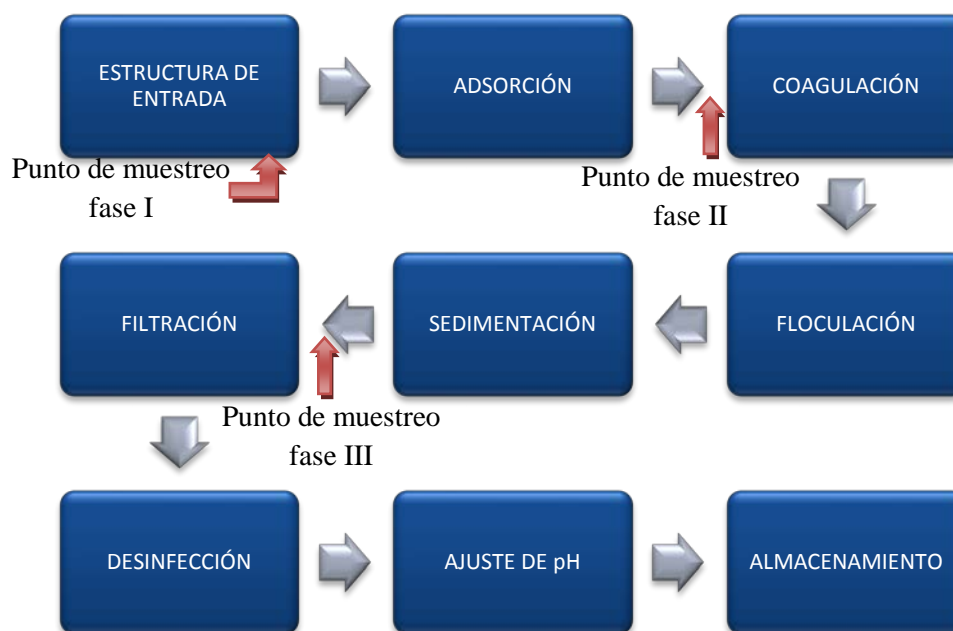


Figura 10. Puntos de muestreo en la planta Manantiales para las fases I, II y III.

A cada una de las fases I, II y III se le evaluó el funcionamiento y rendimiento de los diferentes tratamientos en cuanto a la calidad microbiológica, fisicoquímica y de materia orgánica del agua tratada.

Las dosis utilizadas en la investigación fueron las dosis utilizadas normalmente por la planta Manantiales en su proceso de potabilización. Para el proceso de adsorción se utilizó una dosis de CAP de 2 mg/L, en la coagulación 36 mg/L de sulfato de aluminio como coagulante y 0.019 mg/L de un polímero no iónico (referencia N-300 PWG) utilizado como ayudante de floculación.

En la fase III, el punto de muestreo fue después de la sedimentación de alta tasa, Figura 15, con el objetivo de tener un agua con bajas cantidades de "*flocs*" favoreciendo la producción de permeado y el lavado de la membrana en el proceso de la ultrafiltración.

### **3.1.2 Condiciones de operación de la planta piloto de ultrafiltración**

Para las fases I, II y III las condiciones de operación iniciales de la membrana de ultrafiltración fueron las mismas. Se trabajó con las condiciones de operación recomendadas por el fabricante en cuanto al lavado de la membrana, realizando ciclos de limpieza hacia delante (forward flush) cada 10 minutos con agua del tanque de alimentación, una desinfección después de cada ensayo con hipoclorito de sodio con una concentración de 400 ppm y tiempo de contacto de 45 minutos, y una limpieza con ácido cítrico a un pH de 2 y un tiempo de 2 horas. El caudal de producción de permeado fue de 0.6m<sup>3</sup>/h, a una presión de entrada de la membrana de 3 bares, y una presión transmembrana de aproximadamente 0.5 bares.

### **3.1.3 Limpieza de la membrana de ultrafiltración a contraflujo**

Durante las fases I y II se realizaron limpiezas a contra flujo (back wash) con agua del tanque de permeado, dado el excesivo ensuciamiento que mostró la membrana lo que originó varios inconvenientes como se expondrán en apartados posteriores.

### **3.1.4 Fase IV: Valoración de la formación de los subproductos de la cloración**

Se realizó un diseño experimental categórico de un solo factor con las diferentes configuraciones de tratamientos realizados en las fases I, II y III. Se tomaron 100L de agua en cada punto de muestreo de la planta Manantiales (Figura 10) para realizar los ensayos de cada tratamiento indicado por el diseño experimental (Tabla 7).

Durante la fase IV, se mantuvieron las condiciones de trabajo iniciales del piloto de ultrafiltración con presión a la entrada de 3 bares, presión transmembrana inicial de 0.6 bares y un caudal de permeado de 0.6m<sup>3</sup>/h. Los ciclos de limpieza hacia delante se realizaron cada 10 minutos con una duración de 30 segundos, con contra-lavados después de cada ensayo con periodo de duración de 1 minuto cada uno, una desinfección después de cada ensayo con hipoclorito de sodio al 400 ppm y tiempo de contacto de 45 minutos, y una limpieza con ácido cítrico a un pH de 2 y un tiempo de 2 horas.

### 3.1.4.1 Diseño de experimentos para la fase IV

Se realizó un diseño categórico de un solo factor completamente al azar con 9 corridas experimentales. El diseño se ejecutó en un solo bloque. Los atributos del diseño categórico son los siguientes:

- Número de factores: 1, el tratamiento del agua cruda.
- Niveles del factor: 3, los tres tratamientos expuestos en la tabla 7.
- Número de respuestas: 1, µg/L de subproductos de la post-cloración (HAA´s y THM´s).
- Número de corridas experimentales o ensayos: 9, tres por cada tratamiento.
- Grados de libertad: 6.

Tabla 7. Corridas experimentales del diseño categórico de un solo factor.

<b>Ensayo</b>	<b>Tratamientos</b>
<b>1</b>	Ultrafiltración
<b>2</b>	Ultrafiltración
<b>3</b>	Adsorción con CAP + Ultrafiltración
<b>4</b>	Adsorción con CAP + Coagulación-floculación + Sedimentación + Ultrafiltración
<b>5</b>	Adsorción con CAP + Coagulación-floculación + Sedimentación + Ultrafiltración
<b>6</b>	Adsorción con CAP + Ultrafiltración
<b>7</b>	Adsorción con CAP + Ultrafiltración
<b>8</b>	Ultrafiltración
<b>9</b>	Adsorción con CAP + Coagulación-floculación + Sedimentación + Ultrafiltración

#### **3.1.4.2 Ensayo para la determinación de THM y HAA**

Para la determinación de los subproductos de la post-cloración, en frascos ámbar de vidrio muflados a 550°C por 3 horas, se tomaron muestras de 300ml de agua filtrada por la membrana de ultrafiltración, por cada uno de las corridas experimentales del diseño categórico de un solo factor, Tabla 7. A cada una de las muestras se le adicionó una dosis de  $\text{ClO}_2$  de 1mg/L, se mezcló suavemente y se dejó en contacto en la oscuridad durante 30 minutos. Se realizó el ajuste de pH a un valor de 7 a partir de una suspensión de cal y se dejó en contacto por 30 minutos en la oscuridad. Luego se llenó completamente un vial de vidrio con septa forrada en PTFE de 40ml con cada muestra y se tapó teniendo especial cuidado de que no hubiera presencia de burbujas de aire, se llevaron a la oscuridad por 19 horas, ya que es el tiempo máximo que permanece el agua en algún sector del sistema de distribución de agua potable de EPM, con el agua proveniente de Manantiales. Las muestras se transvasan a nuevos viales (que contienen tiosulfato) llenándolos completamente evitando la presencia de aire, para el análisis de THM, mientras otros viales contienen cristales de cloruro de amonio y están forrados con papel aluminio para el análisis de HAA.

Con la metodología usada se simula las condiciones reales de la planta potabilizadora, con las cuales se almacena y transporta el agua potable de la planta de Manantiales.

La determinación de la concentración de los THMs y HAAs se realizó de acuerdo con la metodología analítica presentada en la tabla 10. Los THMs analizados fueron: cloroformo, bromodiclorometano, dibromoclorometano y bromoformo, y los HAAs analizados fueron: ácido cloroacético, ácido bromoacético, ácido dicloroacético, ácido bromocloroacético y ácido dibromoacético.

### **3.2 Sistema experimental**

El montaje de la planta piloto experimental se realizó en la sede de investigación universitaria (SIU) de la Universidad de Antioquia, ubicada en la ciudad de Medellín. Para el montaje de la planta experimental se escogió un lugar cerrado, dotado de todos los elementos necesarios, tales como saneamiento, fluido eléctrico, toma de agua y aire para servicios auxiliares.

Para facilidad en el manejo de los diferentes equipos de los que consta la instalación experimental, se diseñó y se construyó un sistema modular móvil. Este sistema se ubicó sobre una estructura metálica, en la cual se instaló la membrana de ultrafiltración, la bomba de alimentación, manómetros y rotámetros. Los tanques de alimentación y permeado se ubicaron delante y detrás del sistema modular, respectivamente. La figura 11 muestra la planta instalada.

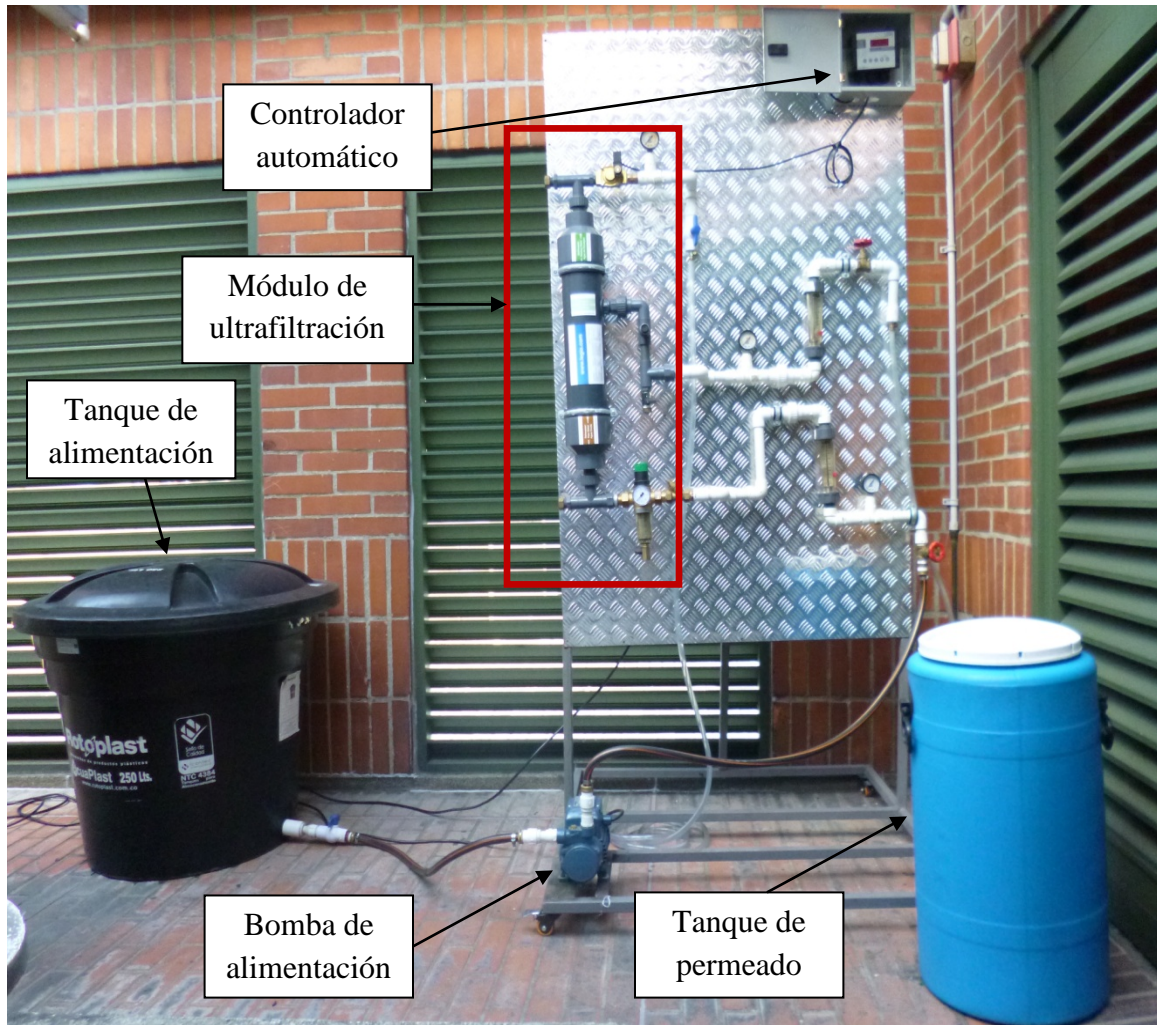


Figura 11. Planta piloto de ultrafiltración construida e instalada en la sede Universitaria de la universidad de Antioquia para la presente investigación.

La instalación se compuso de diferentes elementos en función de los objetivos del proyecto. El conjunto de elementos de los que consta la instalación experimental se muestran en la Figura 12.

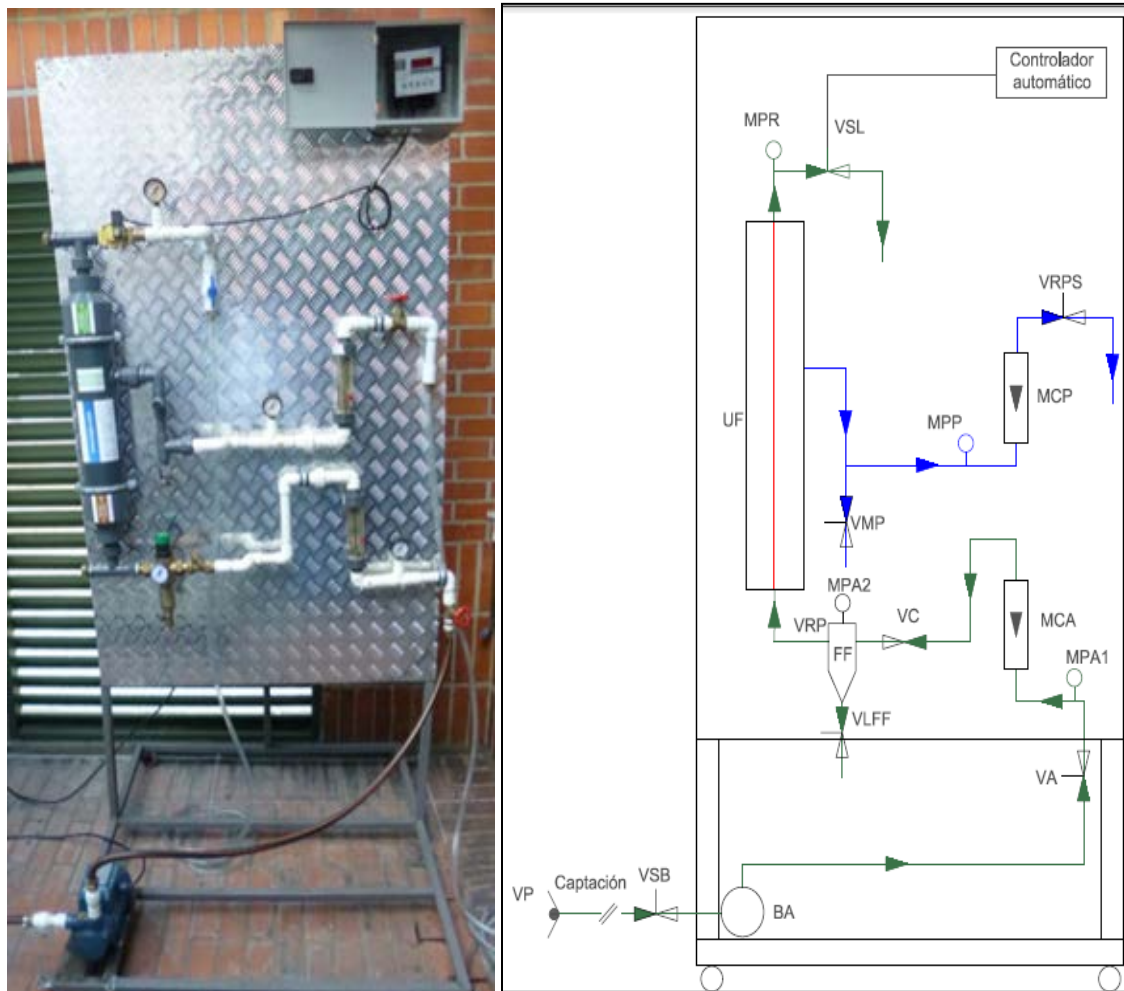


Figura 12. Diseño y construcción piloto ultrafiltración. El esquema incluye: VP (válvula de pié), VSB (válvula de succión de la bomba de alimentación), BA (bomba de alimentación), VA (válvula de alimentación), MPA1 y MPA2 (medidores de presión en la alimentación), MCA (medidor de caudal de alimentación), VC (válvula "check" ó antirretorno), VRP (válvula reguladora de presión a la entrada de la membrana), FF (filtro fino de 100 $\mu$ m), VLFF (válvula de limpieza del filtro fino), UF (módulo de membrana de ultrafiltración tubular de fibra hueca), VMP (válvula de muestreo del permeado), MPP (medidor de presión de permeado), MCP (medidor de caudal del permeado), VRPS (válvula reguladora

de presión del sistema), MPR (medidor de presión del rechazo), VSL (válvula solenoide del rechazo o de limpieza).

### **3.2.1 Impulsión de agua**

Se instaló un tanque de alimentación de 250 litros y una tubería de succión de 1.5m de longitud con un diámetro interno de 12.7 mm y una bomba con capacidad para 0.72m<sup>3</sup>/h a 37 m.c.a. Esta bomba fue escogida según los objetivos planteados en el proyecto y las necesidades de las fases experimentales. La bomba es una electrobomba monofásica modelo PQm81 con rodete periférico marca Pedrollo®, con una presión máxima en el cuerpo de la bomba de -10 bares, potencia de 0.5 KW y 0.7 HP (caballos de fuerza), con capacidad para alcanzar una altura manométrica máxima de 80m y caudal máximo de 1m<sup>3</sup>/h. Además, el cuerpo de la bomba es en hierro fundido con bocas roscadas ISO 228/1, tiene un soporte de aluminio con tapa de latón y laminilla de ajuste frontal antibloqueo, rodete en latón del tipo aletas periféricas radiales y el eje del motor es en acero inoxidable EN 10088-3-1.4104.

### **3.2.2 Prefiltrado de protección**

Se instaló un filtro fino de 100 µm de diámetro de poro con válvula reguladora de presión y manómetro marca Honeywell, el cual cumple la función de eliminar partículas de mayor tamaño como arenas y gravas, y así proteger a la membrana de posibles roturas o daños por la abrasión, además de protegerla por sobrecargas de presión.

### **3.2.3 Membrana de ultrafiltración**

En el proceso de ultrafiltración se usó una membrana de la compañía alemana LEGIO.filter, figura 13. Las características de la membrana están resumidas en la tabla 8:

Tabla 8. Principales características de la membrana de ultrafiltración.

<b>Módulo de membrana</b>	<b>Características</b>
<b>Marca</b>	Legio.filter
<b>Modelo módulo membrana ultrafiltración</b>	LFFB-4-3-1
<b>Área de filtración de la membrana</b>	2,65 m <sup>2</sup>
<b>Rango de rendimiento*</b>	265 - 397 (litros/hora) 6,4 - 9,5 (m <sup>3</sup> /día)
<b>Dimensiones (Alto/Ancho/Profundidad)</b>	1.200/680/180 (mm)
<b>Peso</b>	10 Kg
<b>Conexión (Agua cruda, Enjuague, Agua tratada)</b>	3/4"
<b>Información básica de Legio.filter® (Membrana)</b>	
<b>Método de filtración</b>	Ultrafiltración
<b>Material de membrana</b>	Poliétersulfona (PES)
<b>Material de carcasa</b>	PVC
<b>Tipo de filtración</b>	Dead-end
<b>Proceso de filtración</b>	Inside-Out
<b>Tipo de membrana (Morfología)</b>	Tubular, fibra hueca
<b>Diámetro de membrana</b>	4,0 mm
<b>Número de capilares por Legio.bore®</b>	7
<b>Diámetro por capilar</b>	0,9 mm
<b>Tamaño de poro</b>	0,02µm
<b>Corte de peso molecular (MWCO)</b>	100 - 150 kDa
<b>Máxima presión de operación</b>	6 bar / 87 psi
<b>Perdida de presión aproximada</b>	0,5 bar / 7 psi
<b>Presión transmembrana Máx.</b>	2 - 2,5 bar / 29 - 36,25 psi
<b>Temperatura del agua Min.- Máx.</b>	2°C / 35°F - 40°C / 104°F
<b>Valor pH (por proceso de limpieza)</b>	1 - 10
<b>Lavado automático de la membrana</b>	Control electrónico LEGIO.control
<b>Intervalo de enjuague</b>	Ajustable / dependiendo del usuario
<b>Prefiltro fino</b>	100 µm en acero inoxidable
<b>Válvula reguladora de presión y manómetro</b>	Protección de membrana contra sobrecargas

\*La variación en la producción por m<sup>2</sup> de membrana depende de la calidad del agua a tratar. Los rendimientos se estimaron entre 100 y 150 L/h por m<sup>2</sup> de membrana.



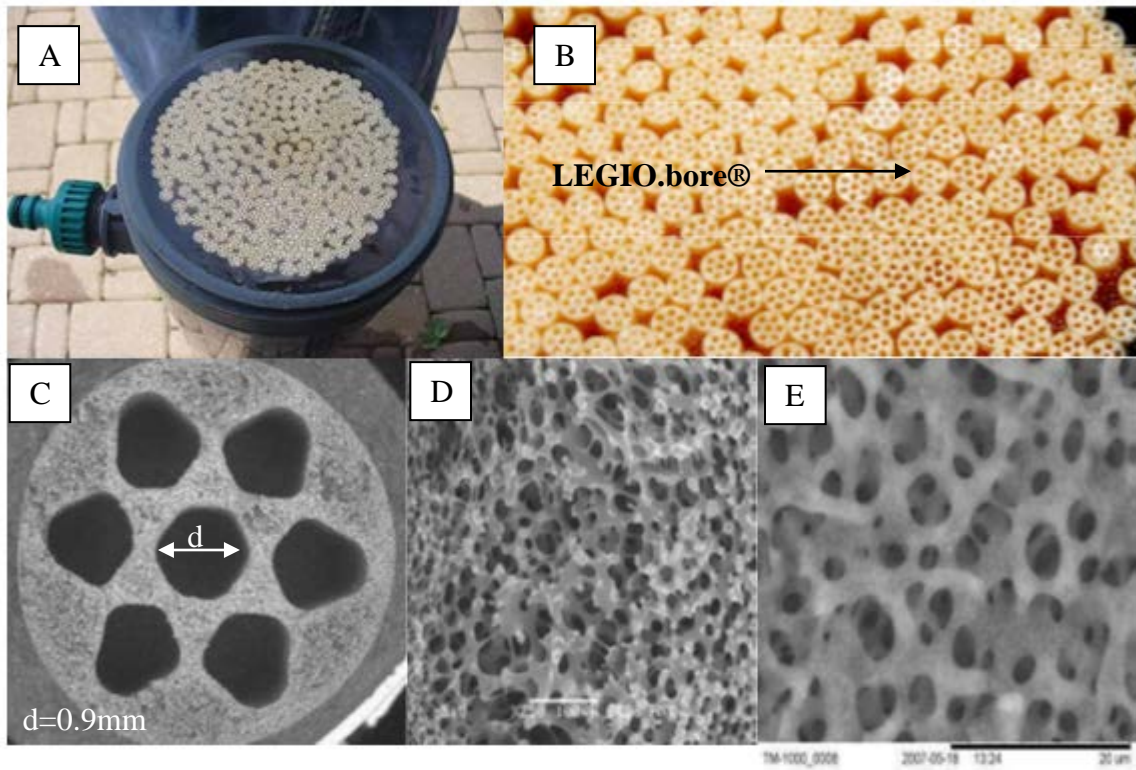


Figura 13. Membrana de ultrafiltración usada en esta investigación. A) Corte transversal del módulo de membrana LEGIO.module®, B) Membranas tubulares de fibra hueca LEGIO.bore®, C) Sección transversal de la membrana con sus 7 capilares, D) y E) uniformidad en la superficie interior de la membrana LEGIO.bore®, con un tamaño de poro de  $0,02\mu\text{m}$ . (LEGIO, 2000).

El sistema modular de ultrafiltración Legio.filter modelo LFFB-4-3-1 cuenta con la tecnología LEGIO.bore®. Este se compone de 7 canales de 0,9 mm de diámetro interior en el interior de una fibra, figura 13. La membrana es una nueva generación de UF de fibra hueca, que combina la fuerza, alta hidrofiliicidad y muy bajo consumo de energía durante el funcionamiento. La fibra de la membrana es de polietersulfona (PES), aproximadamente 20 veces más fuerte que la convencional, de un solo canal por fibra hueca, disminuyendo la probabilidad de rotura de la fibra al aumento de la fuerza mecánica y garantizando la integridad de la membrana. Por otro lado, los tipos de membranas comunes de UF abarcan la gama desde totalmente hidrófilas hasta completamente hidrófobas, estando el LEGIO.bore® de PES entre ambos extremos. Tolerancia altas concentraciones de cloro y un

amplio rango de pH, desde pH 1 hasta 13, lo que permite limpiarla cuando tenga contaminación orgánica e inorgánica.

Los ciclos de lavado son controlados por un aparato dirigido por microprocesadores, en el cual se programan los tiempos y la duración de la limpieza de la membrana, figura 14. El LEGIO.control es un controlador automático que controla el sistema de lavado de la membrana, que en la presente investigación se usó en la configuración de ciclo de lavado recomendada por el fabricante:

1. Activación preliminar.

Accionamiento de la bomba y de la válvula de mantenimiento de presión

2. Tiempo de pausa.

La bomba y la válvula de mantenimiento de presión permanecen encendidos.

3. Lavado hacia delante (forward flush) del LEGIO.modul (accionamiento de la válvula de agua de lavado).

La bomba y la válvula de mantenimiento de presión permanecen encendidos



Figura 14. Controlador automático LEGIO.control, para programar los ciclos de lavado.

### 3.3 Técnicas analíticas

#### 3.3.1 Toma de muestras

Las muestras, tomadas tanto del influente como del efluente, se analizaron de forma que no se incumpliera con el tiempo de preservación de la muestra. Todas las muestras fueron trasladadas inmediatamente al laboratorio, refrigeradas y en oscuridad cumpliendo con las

normas establecidas para la cadena de custodia de las muestras. La cantidad de muestra y la preservación de estas se presenta en la tabla 9.

Tabla 9. Cantidad y tipo de preservación de las muestras.

PARÁMETROS	ANÁLISIS	PRESERVACIÓN	TIPO DE RECIPIENTE	VOLUMEN MUESTRA (ML)	TIEMPO DE PRESERVACIÓN
FISICO QUÍMICOS	PH	Enfriar entre 1 – 5 °C	Plástico o vidrio completamente lleno	100	6 horas
	Potencial redox	Enfriar entre 1 – 5 °C, llenar el recipiente completamente	Plástico o vidrio ámbar	100	24 horas
	Conductividad	Enfriar entre 1 – 5 °C, llenar el recipiente completamente	Plástico o vidrio ámbar	100	24 horas
	Color verdadero	Enfriar entre 1 – 5 °C	Plástico o vidrio	100	5 días
	Turbiedad	Enfriar entre 1 – 5 °C y almacenar en oscuridad	Plástico o vidrio	100	24 horas
	Sólidos Suspendidos Totales (SST)	Enfriar entre 1 – 5 °C	Plástico o vidrio	300	2 días
ANIONES	Aniones (Cl <sup>-</sup> , NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> , SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup> )	Enfriar entre 1 – 5 °C	Plástico o vidrio	100	24 horas
MATERIA ORGANICA	COD	Acidificar a pH entre 1 – 2 con H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> , enfriando entre 1 – 5 °C	Vidrio muflado	100	20 días
	UV-254nm	Acidificar a pH entre 1 – 2 con H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> , enfriando entre 1 – 5 °C	Vidrio muflado	100	20 días
	CODB	Acidificar a pH entre 1 – 2 con H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> , enfriando entre 1 – 5 °C	Vidrio muflado	100	20 días

	COA	Acidificar a pH entre 1 – 2 con H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> , enfriando entre 1 – 5 °C	Vidrio muflado	100	20 días
	% Hidrofilicidad	Acidificar a pH entre 1 – 2 con H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> , enfriando entre 1 – 5 °C	Vidrio muflado	100	20 días
	Distribución de pesos moleculares	Acidificar a pH entre 1 – 2 con H <sub>3</sub> PO <sub>4</sub> , enfriando entre 1 – 5 °C	Vidrio muflado	100	20 días
METALES	Al, Fe y Mn totales	Acidificar a pH entre 1 – 2 con HNO <sub>3</sub>	Plástico	600	1 mes
	Al, Fe y Mn solubles o disueltos	Acidificar a pH entre 1 – 2 con HNO <sub>3</sub>	Plástico	100	1 mes
SUBPRODUCTOS DE LA CLORACIÓN (SPD)	Ácidos haloacéticos	Enfriar entre 1 – 5 °C	Viales de vidrio con septum forrado en PTFE, sin burbujas (no abrir)	100	14 días
	Trihalometanos	Enfriar entre 1 – 5 °C	Viales de vidrio con septum forrado en PTFE, sin burbujas (no abrir)	100	14 días
MICROBIOLÓGICOS	Escherichia Coli	Enfriar entre 2 – 5 °C	Vidrio esterilizado	500	12 horas
	Coliformes totales	Enfriar entre 2 – 5 °C			
	Heterótrofos a 22°C	Enfriar entre 2 – 5 °C			
	Pseudomonas	Enfriar entre 2 – 5 °C			

### 3.3.2 Metodologías analíticas

Todas las metodologías analíticas utilizadas en la investigación siguieron rigurosamente las metodologías descritas en el *Standard Method Ed. 22, 2012*, y la normas USEPA. Tanto los

reactivos como los materiales utilizados para cada una de ellas, fueron grado analítico y de la mayor calidad posible.

En la tabla 10 se muestran las metodologías analíticas utilizadas en el desarrollo de la investigación.

Tabla 10. Metodologías analíticas.

PARÁMETROS	ANALISIS	EQUIPO	MÉTODO
FISICO QUIMICOS	PH	pHmetro WTW pH 7110	<i>Standard Method</i> Ed. 22, 2012. Método 4500 H <sup>+</sup> B
	Potencial redox	Medidor de potencial de óxido-reducción WTW 7110	<i>Standard Method</i> Ed. 22, 2012. Método 2580B
	Conductividad	Conductímetro WTW 720	<i>Standard Method</i> Ed. 22, 2012. Método 2510B
	Color verdadero	Espectrofotómetro UV-Vis Evolution 600 (Thermo)	<i>Standard Method</i> Ed. 22, 2012. Método 2120C
	Turbiedad	Turbidímetro WTW550 IR	<i>Standard Method</i> Ed. 22, 2012. Método nefelométrico 2130B
	Sólidos Suspendidos Totales (SST)	Estufa Memmert, filtros de membrana GC-50.	<i>Standard Method</i> Ed. 22, 2012. Método 2540D secados entre 103-105°C
ANIONES	Aniones (Cl <sup>-</sup> , NO <sub>3</sub> <sup>-</sup> , SO <sub>4</sub> <sup>2-</sup> )	Cromatógrafo iónico Dionex ICS-1000	<i>Standard Method</i> Ed. 22, 2012. Método 4110B
MATERIA ORGANICA	COD	Analizador de COT Apollo 9000 Teledyne Tekmar	<i>Standard Method</i> Ed. 22, 2012. Método 5310B
	UV-254nm	Espectrofotómetro UV-Vis Evolution 600 (Thermo)	Método 415.3 USEPA
	CODB	Analizador de COT Apollo 9000 Teledyne Tekmar	Método modificado de Jorêt – Levi - COD
	COA	Incubadora Binder BD-115, Cabina de flujo laminar Telstar AV 30/70.	<i>Standard Method</i> Ed. 22, 2012. Método 9217B
	% Hidrofilicidad	Espectrofotómetro UV-Vis Evolution 600 (Thermo)	<i>Standard Method</i> Ed. 22, 2012. Método 5510C, método por resina DAX. Thacker et al.

			(2005). <i>Water Res.</i> , 39, 4559-4573
	Distribución de pesos moleculares	Cromatógrafo líquido Agilent 1100-1200 equipado con una bomba cuaternaria de gradiente de baja presión (modelo G1311A), horno de columna (modelo G1316A) e inyector automático (modelo G1329A) Columna analítica BioSep-SEC-S2000 (phenomenex, 7.8x300mm, 5µm d tamaño de partícula, 145 Å de tamaño de poro, fase estacionaria en sílica)	Zhou, Q., Cabaniss, S.E. and Maurice, P.A. (2000) Considerations in the use of high-pressure size exclusion chromatography (HPSEC) for determining molecular weights of aquatic humic substances. <i>Water Research</i> , 34, 3505-3514.
METALES	Al, Fe y Mn totales	Espectrofotómetro de emisión atómica de plasma inducido por microondas, Marca Agilent modelo 4100 MP-AES	<i>Standard Method</i> Ed. 22, 2012. Método 3120
	Al, Fe y Mn solubles o disueltos		<i>Standard Method</i> Ed. 22, 2012. Método 3030B
SUBPRODUCTOS DE LA CLORACIÓN (SPD)	Ácidos haloacéticos	Cromatógrafo de gases con detector micro ECD. automuestreador Agilent. Columna – DB-1701, 30 m de longitud, 0.25 mm i.d, 0.25 µm de espesor	Method 552.3 USEPA: Determination of haloacetic acids and dalapon in drinking water by liquid-liquid microextraction, derivatization, and gas chromatography with electron capture detection
	Trihalometanos	Cromatógrafo de gases con: inyector Split/Splittles con inserto de SPME de 0,75 mm ID, detector de ionización de llama, microcaptura de electrones y sistema de procesamiento de datos.	Method ASTM D6520-06 (Standard Practice the Solid Phase Microextraction (SPME) of Water and its Headspace for the Analysis of Volatile and Semi-Volatile Organic Compounds)
MICROBIOLÓGICOS	Escherichia Coli	Incubadora Binder BD-115, Cabina de flujo laminar Telstar	<i>Standard Method</i> Ed. 22, 2012. Método 9222D
	Coliformes totales	AV 30/70, membranas	<i>Standard Method</i> Ed. 22, 2012.

		filtrantes con cuadrícula y tamaño de poro 0.45 micras y 47 mm de diámetro.	Método 9222B
Heterótrofos a 22°C			<i>Standard Method</i> Ed. 22, 2012. Método 9215D
Pseudomonas			<i>Standard Method</i> Ed. 22, 2012. Método 9213E

### 3.3.3 Determinación de la concentración de ClO<sub>2</sub>

Para la determinación de la concentración inicial de ClO<sub>2</sub> en mg/L, se aplicó la ley de Beer. Con un espectrofotómetro UV-Vis Evolution 600 (Thermo) se midió la absorbancia de la solución de ClO<sub>2</sub> a 360nm. Con la ecuación de la ley de Beer se obtuvo la concentración en moles/L de ClO<sub>2</sub>, como sigue (Harris, 2001):

$$a = \epsilon bc$$

Donde: a=absorbancia, cm<sup>-1</sup>

$\epsilon$ = coeficiente de absortividad molar de ClO<sub>2</sub>, 1225 M<sup>-1</sup> cm<sup>-1</sup>

b= longitud de la celda, cm

c= concentración en moles/L del ClO<sub>2</sub>.

### 3.4 Tratamiento de los datos.

Los datos obtenidos durante la investigación fueron analizados por medio del paquete informático STATGRAPHICS Centurion XV Versión 15.2.11, propiedad de la Universidad de Antioquia.

El análisis de la varianza (ANOVA) fue empleado para comparar los resultados obtenidos y determinar posibles relaciones estadísticamente significativas entre ellos. El test de Rangos Múltiples se empleó para buscar los diferentes grupos de comportamiento homogéneos a nivel estadístico. Tanto el análisis de varianza como el test de rangos múltiples, se emplearon con un nivel de confianza de 95%.

## **4 RESULTADOS Y DISCUSIÓN**

### **4.1 Comportamiento general de la membrana**

El trabajo de investigación presenta múltiples aspectos fundamentales que dan respuesta a los objetivos planteados. Se consideró hacer una evaluación del comportamiento general de la planta piloto y de la membrana de ultrafiltración LEGIO.Filter, determinando su fiabilidad y resistencia físico-química y mecánica. Se realizó un seguimiento del comportamiento tanto del funcionamiento individual de la membrana, como de los aditamentos necesarios para el óptimo funcionamiento de la planta procurando emplear condiciones extremas de caudal de producción, reconfigurar algunas operaciones de limpieza necesarias para el óptimo funcionamiento del proceso de potabilización.

Durante toda la investigación con la planta de ultrafiltración no se produjo ninguna rotura de la membrana, así como el comportamiento de los recursos externos asociados a ella fue excelente sin inconvenientes en cuanto a su integridad física o química. No se presentaron indicios de deterioro ni pérdidas de fiabilidad de los materiales constitutivos de la membrana de ultrafiltración. A continuación se presentan los resultados obtenidos para el comportamiento mecánico de la membrana así como la evolución de la presión transmembrana a lo largo de todo el periodo de investigación. La Figura 16 presenta la evolución de la presión transmembrana durante las fases I, II y III de la investigación en donde la tecnología de ultrafiltración fue sometida a diversos cambios físicos y químicos con o sin la aplicación de la adsorción con CAP y coagulación-floculación como pre-tratamientos.

Como puede apreciarse en la Figura 16, la presión transmembrana (PTM) fue constante y con un valor medio de 0,5 bar durante toda la fase III. En cambio para las fases I y II, la PTM aumentó considerablemente hasta alcanzar valores máximos de 2,3 bares. Lo que indica lo importante de un pretratamiento del agua cruda para la integridad de la membrana de ultrafiltración.



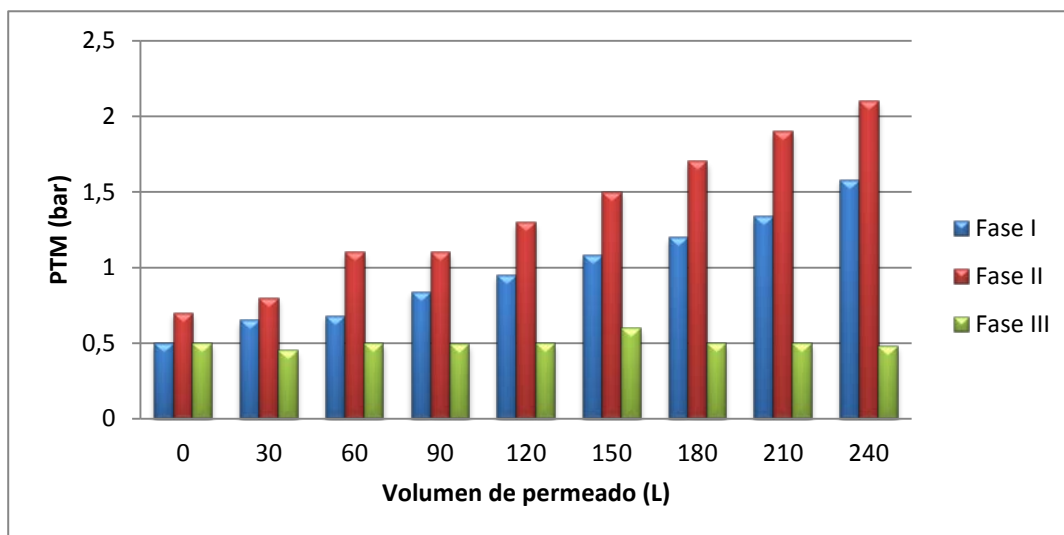


Figura 15. Evolución de la presión transmembrana para la planta de ultrafiltración en las diferentes fases de estudio.

Para las fases I y II se intensificaron los lavados para poder recuperar la presión transmembrana inicial de 0,5 bar, ya que no era posible solamente con lavados hacia adelante, y la tendencia del aumento de la PTM era evidente. Para este caso se realizaron lavados en contraflujo observándose una mejoría notable en la disminución de la PTM de la membrana de ultrafiltración. Además, se nota un mayor aumento de la PTM en la fase II, esto es debido a que el pretratamiento es con CAP, aumentando el material particulado en el agua cruda, y por consiguiente, agravando el ensuciamiento de la membrana.

De acuerdo con los anteriores resultados, se esperan la existencia de diferencias estadísticamente significativas para los valores de PTM en cada una de las fases comparadas, tal como se observa en la Tabla 11.

Tabla 11. Análisis de la varianza para los diferentes valores de presión transmembrana en los diferentes periodos de la investigación (Fases experimentales I, II y III).

Fuente de variación	Suma de cuadrados	g.l	Cuadrado medio	F-calculado	Valor P
Entre grupos	3,29247	2	1,64624	13,75	0,0001
Dentro de los grupos	2,87298	24	0,119707		

<b>Total corregido</b>	6,16545	26
------------------------	---------	----

La tabla 11 muestra claramente que el valor de p de la prueba F es inferior a 0.05, lo que conlleva a afirmar que hay diferencias estadísticamente significativas entre los promedios de la presión transmembrana de los tratamientos de cada una de las fases I, II y III con un nivel de confianza del 95,0%.

El Test de Rangos Múltiples (Tabla 12) muestra las diferencias entre los grupos comparados, presentando tres grupos bien diferenciados. El de mayor PTM con valores medios cercanos a 1,35 bares, encontrándose la fase de trabajo con el tratamiento de adsorción con CAP sin proceso de sedimentación. Luego le sigue la fase I, con un valor medio de alrededor de 0,98 bares, que sería el agua cruda sin ningún tipo de tratamiento.

Tabla 12. Test de Rangos Múltiples para los diferentes valores de presión transmembrana en los diferentes periodos de la investigación (Fases Experimentales I, II y III).

<b>Tratamiento</b>	<b>Conteo</b>	<b>Valores medios</b>	<b>Grupos Homogéneos</b>
<b>Fase III</b>	9	0,50	X
<b>Fase I</b>	9	0,98	X
<b>Fase II</b>	9	1,36	X

En el extremo opuesto aparece la fase III con un valor medio aproximado de 0,5 bares, en el cual se trabajó con adsorción con CAP y coagulación-floculación como pretratamientos a la ultrafiltración.

Uno de los principales problemas operacionales de los sistemas de membranas son el fouling y clogging de la membrana, los cuales, sin bien mejoran en algunas ocasiones, la capacidad de retención de partículas, dan lugar a una rápida pérdida de permeabilidad (Xiao, et al. 2013) con el consiguiente incremento en la presión transmembrana (Qu, et al. 2012). El sistema piloto no manifestó problemas de pérdida de permeabilidad a lo largo de toda la fase III, manteniendo de forma constante el caudal de trabajo de 0.6 m<sup>3</sup>/h con una presión transmembrana aproximada de 0.5 bar.

Los problemas derivados del fouling y clogging de la membrana se evidenciaron en las fases I y II, pero sobre todo en la fase II en la cual la presión transmembrana subía más rápido que en la fase I, debido a que la concentración de sólidos aumentaba considerablemente por la adición del CAP agregado como pretratamiento a la membrana de ultrafiltración. En las fases I y II, la membrana al inicio de los ensayos comenzó a presentar problemas en el aumento de la presión transmembrana y cuya consecuencia directa fue la disminución en la permeabilidad del sistema. Existen diversos factores que fueron responsables directa o indirectamente del aumento en la PTM de la membrana. Se evidencia una gran debilidad en el diseño de la planta piloto al no poder realizar de forma automática las limpiezas tanto químicas como a contraflujo permitiendo que la limpieza sea inmediata y no dé lugar a asentamientos de material orgánico que pudieran obstruir los poros internos de la membrana. Aunque la limpieza hacia adelante era automática, esta no era suficiente para recuperar la presión transmembrana. Esto pudo facilitar que los materiales posiblemente formaran una “capa compacta” sobre la cara sucia de la membrana y particularmente entre los espacios por donde fluye el agua de entrada haciendo más difícil su posterior limpieza y recuperación. Peter-Varbanets et al. (2011) usando una membrana de final ciego (dead-end) concluyeron que unos de los principales problemas que presentaba dicha configuración era el ensuciamiento de los espacios vacíos por donde fluía el agua de alimentación, siendo estos los puntos más sensibles para la acumulación y compactación de materiales. Otros autores como (Gao et al., 2011; Peiris et al., 2013) también llegaron a la misma conclusión. En consecuencia de esto, se implementó la limpieza química acompañada de la limpieza en contraflujo, con lo cual se pudo recuperar la PTM y se mantuvo el flujo de producción de agua a lo largo de las fases experimentales.

## **4.2 Fases I, II y III**

### **4.2.1 Parámetros fisicoquímicos**

#### **4.2.1.1 Color verdadero**

Las Figura 17 y 18 muestran la evolución en la remoción del color verdadero del agua potable. Se puede apreciar como los resultados para el influente estuvieron, en promedio, alrededor de 29 UPC, pero para el efluente los valores fueron constantes por cada fase y diferentes entre ellas. Para la fase I se obtuvo un valor promedio de 22 UPC, para la fase II

de 20 UPC y para la fase III de 3,7 UPC, obteniendo la mejor remoción con el tratamiento de esta última.

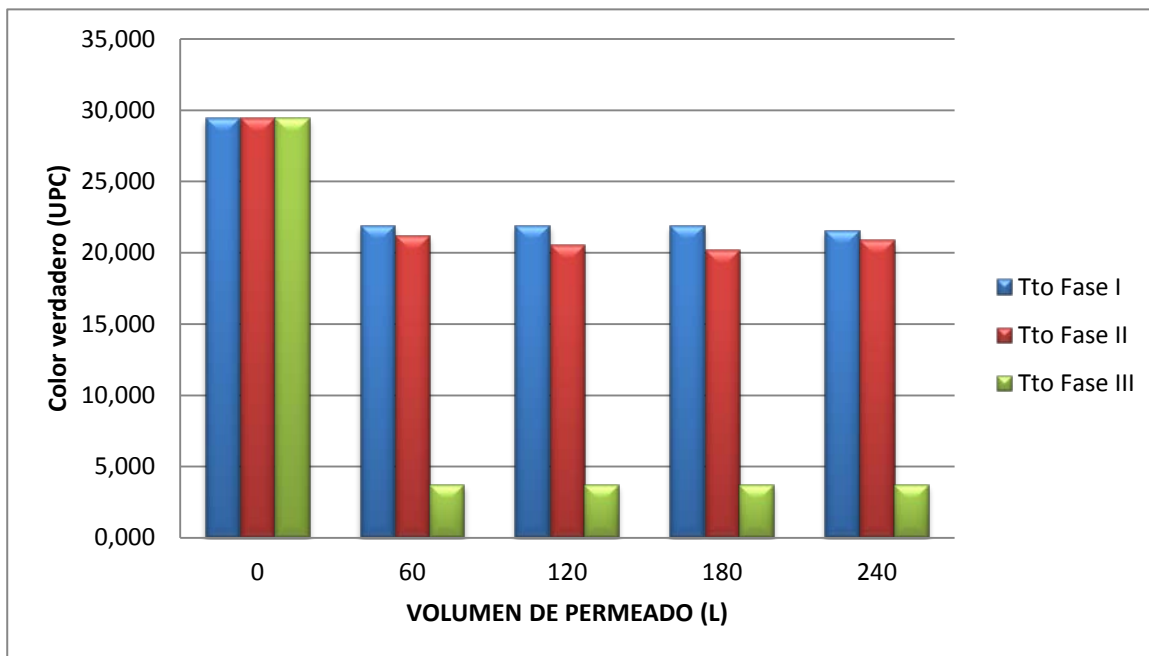


Figura 16. Variación en la remoción del color verdadero de la planta de ultrafiltración para las diferentes fases experimentales.

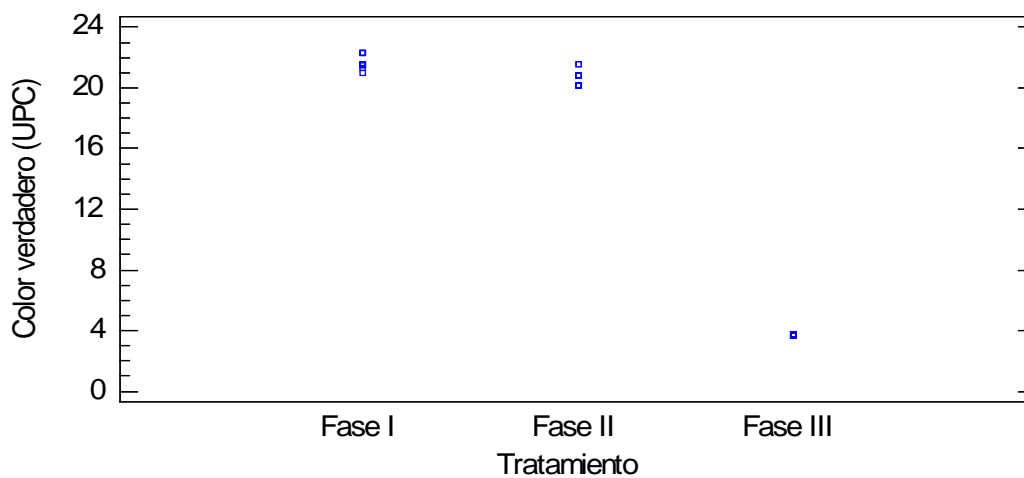


Figura 17. Dispersión de los datos de color verdadero por tratamiento.

La membrana de ultrafiltración produjo un leve aumento del color verdadero del efluente, dando valores de 20,1 UPC para el color real en el agua. La aplicación de los tratamientos previos de coagulación y floculación disminuyeron los materiales que producían color en el permeado en la tercera fase. La línea de tratamiento alcanzó un valor de 3,7 UPC de color disuelto en el agua tras la aplicación de la coagulación y la floculación, motivado por la desestabilización y agregación de partículas en el rango coloidal en otras de mayor tamaño para poder ser retenidas por la membrana (Matilainen, et al. 2010).

El análisis de varianza (tabla 13) muestra diferencias significativas entre los tratamientos, lo cual se puede apreciar claramente en el test de rangos múltiples (tabla 14).

Tabla 13. Análisis de la varianza para los diferentes valores de color verdadero del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.

<b>Fuente de variación</b>	<b>Suma de cuadrados</b>	<b>g.l</b>	<b>Cuadrado medio</b>	<b>F-calculado</b>	<b>Valor P</b>
<b>Entre grupos</b>	2447,19	2	1223,6	7200,15	0,0000
<b>Dentro de los grupos</b>	5,60803	33	0,16994		
<b>Total corregido</b>	2452,8	35			

Tabla 14. Test de Rangos Múltiples para los diferentes valores de color verdadero del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.

<b>Tratamiento</b>	<b>Conteo</b>	<b>Valores medios</b>	<b>Grupos Homogéneos</b>
<b>Fase III</b>	12	3,7	X
<b>Fase II</b>	12	20,6	X
<b>Fase I</b>	12	21,7	X

El test de rangos múltiples indica que los tratamientos son diferentes ya que no existen grupos homogéneos entre sí. El tratamiento de la fase III tiene una media muy diferente a las medias de las fases I y II, mostrando una reducción notable de color verdadero, el cual según la resolución 1575 de 2007 para el agua potable en Colombia tiene como nivel máximo permisible un valor de 15 UPC como color aparente. Aunque los valores medios

de los tratamientos para las fases I y II son muy parecidos entre sí, no son homogéneos indicando que los tratamientos actúan de forma diferente siendo un poco más alto el valor medio del tratamiento de la fase I de 21,7 UPC que el de la fase II de 20,6 UPC .

#### 4.2.1.2 Turbiedad

La Figuras 19 y 20 muestran la remoción y la dispersión de los valores de turbiedad tanto para el influente como para el efluente utilizando los tratamientos de las fases I, II y III. El valor promedio del influente estuvo alrededor de 9,8 UNT. Se observa una excelente remoción de turbiedad, con valores similares entre los tres tratamientos entre 0,09 UNT y 0,19 UNT a lo largo de los 240 L de volumen de permeado. El análisis de varianza muestra que no existen diferencias estadísticamente significativas de los valores registrados para cada uno de los tratamientos comparados de la investigación (Tabla 15) para las muestras del efluente.

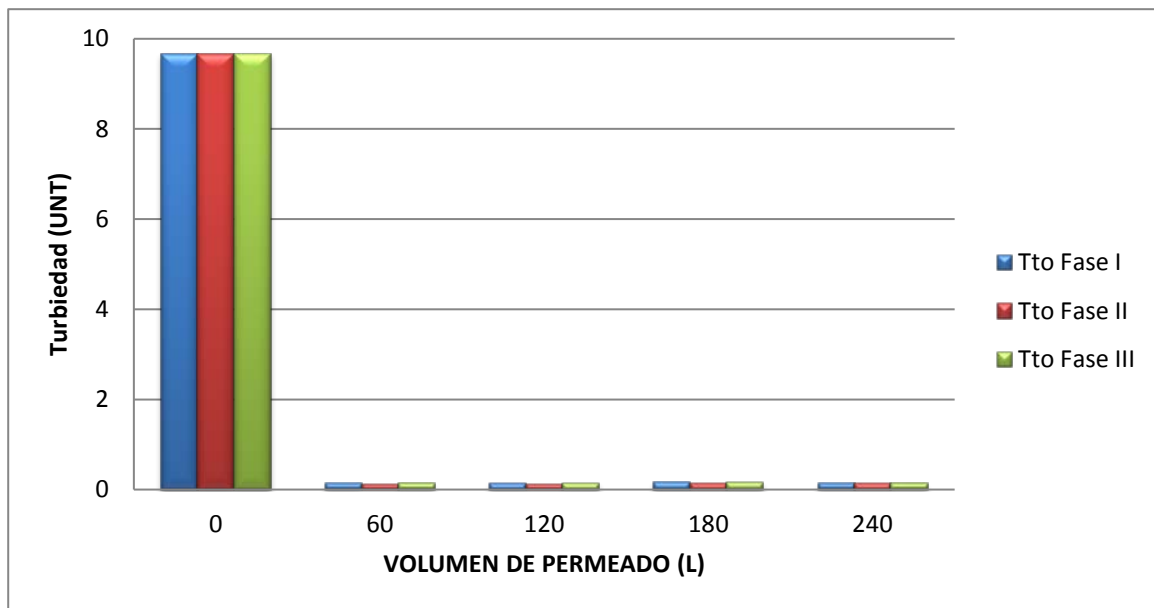


Figura 18. Variación en la remoción de turbiedad de la planta de ultrafiltración para las diferentes fases experimentales.

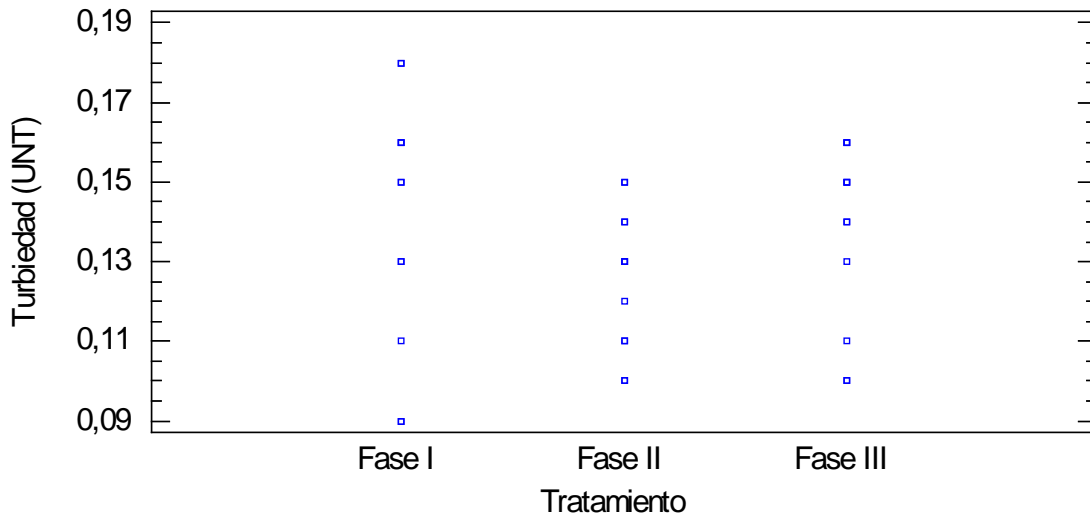


Figura 19. Dispersión de los datos de turbiedad por tratamiento.

Tabla 15. Análisis de la varianza para los diferentes valores de turbiedad del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.

Fuente de variación	Suma de cuadrados	g.l	Cuadrado medio	F-calculado	Valor P
Entre grupos	0,00148889	2	0,000744444	1,24	0,3025
Dentro de los grupos	0,0198083	33	0,000600253		
<b>Total corregido</b>	<b>0,0212972</b>	<b>35</b>			

El Test de Rangos Múltiples (Tabla 16) muestra una gran homogeneidad entre los tratamientos de las fases experimentales comparados para las muestras del efluente, destacando que la membrana mantuvo una calidad de agua constante a lo largo de todo el tiempo de producción cumpliendo con la normatividad actual aplicada a aguas para consumo humano que establece un valor máximo admisible de 2 UNT.

Tabla 16. Test de Rangos Múltiples para los diferentes valores de turbiedad del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.

Tratamiento	Conteo	Valores medios	Grupos Homogéneos
Fase II	12	0,13	X
Fase III	12	0,14	X
Fase I	12	0,14	X

#### 4.2.1.3 Sólidos suspendidos totales

Las figuras 21 y 22 muestran la remoción y la dispersión de las concentraciones de sólidos en suspensión para el influente y el efluente usando los tratamientos de las fases I, II y III. El valor medio del influente estuvo alrededor de 200 mg/L. Al igual que en la turbiedad, hubo una buena remoción, casi del 100% de la concentración del influente de sólidos suspendidos por cualquiera de los tratamientos de las tres fases experimentales. El análisis de varianza indica que no existen diferencias estadísticamente significativas entre los diferentes tratamientos comparados para el efluente (Tabla 17).

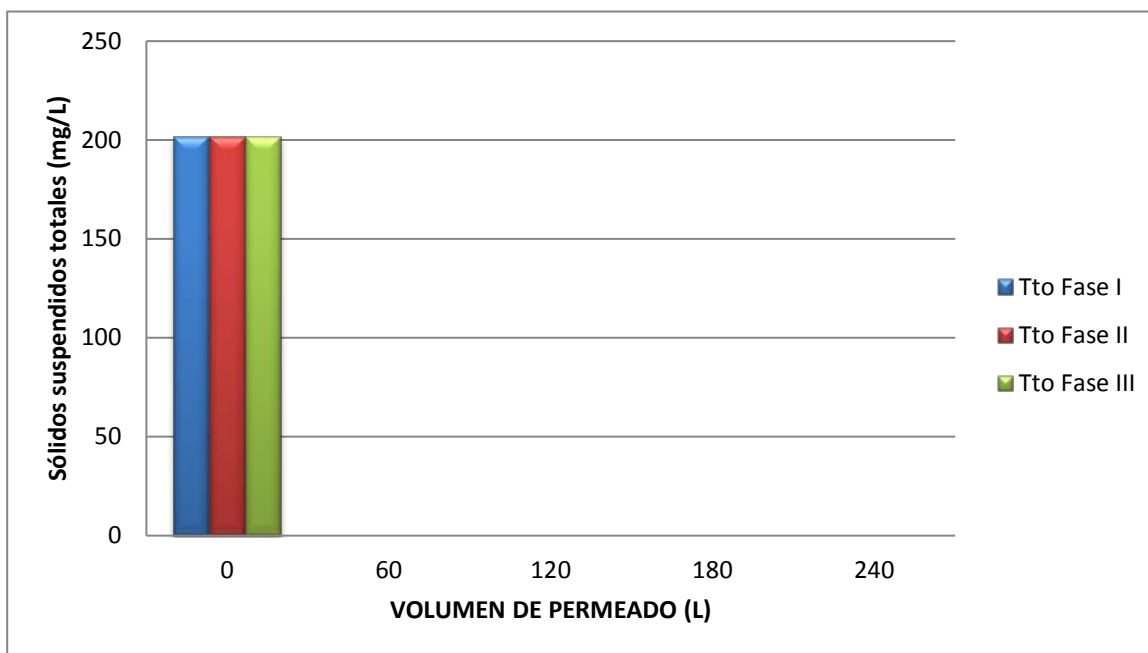


Figura 20. Variación en la remoción de sólidos suspendidos totales de la planta de ultrafiltración para las diferentes fases experimentales.



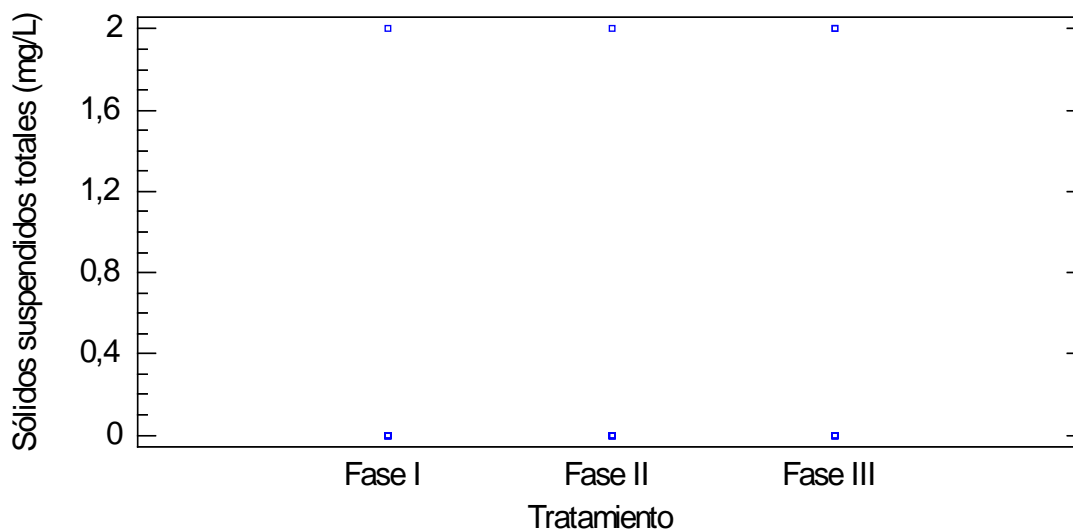


Figura 21. Dispersión de los datos de sólidos suspendidos totales por tratamiento.

Tabla 17. Análisis de la varianza para los diferentes valores de sólidos suspendidos totales del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.

Fuente de variación	Suma de cuadrados	g.l	Cuadrado medio	F-calculado	Valor P
Entre grupos	0,222222	2	0,111111	0,26	0,7712
Dentro de los grupos	14,0	33	0,424242		
<b>Total corregido</b>	<b>14,2222</b>	<b>35</b>			

El Test de Rangos Múltiples (Tabla 18) muestra una gran homogeneidad entre los tratamientos de las fases experimentales comparados para las muestras del efluente, destacando que la membrana mantuvo una calidad de agua constante a lo largo de todo el tiempo de producción cumpliendo con una total ausencia de sólidos en suspensión, quedando de manifiesto la efectividad de la membrana en la remoción de este tipo de materiales del agua.

Tabla 18. Test de Rangos Múltiples para los diferentes valores de sólidos suspendidos totales del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.

<b>Tratamiento</b>	<b>Conteo</b>	<b>Valores medios</b>	<b>Grupos Homogéneos</b>
<b>Fase II</b>	12	0,17	X
<b>Fase I</b>	12	0,17	X
<b>Fase III</b>	12	0,33	X

La turbiedad y los sólidos en suspensión disminuyen considerablemente con la aplicación de las membranas de ultrafiltración, obteniéndose una calidad estable para estos parámetros (Figuras 19 y 21). Esta calidad se mantuvo a lo largo de todo el periodo de experimentación, independientemente del tiempo de funcionamiento y la calidad del influente, el cual presentó importantes fluctuaciones a lo largo del periodo de ensayo. Este comportamiento es propio de sistemas de cribado tal como se ha valorado por otros investigadores (Choi, et al. 2005). Se asegura una total ausencia de sólidos en suspensión y una muy baja turbiedad del agua con un valor medio de 0.12 UNT tan solo con la aplicación de las membranas de ultrafiltración sobre aguas superficiales embalsadas. Xia, et al. (2004) y Arnal, et al. (2007) usando la tecnología de ultrafiltración también obtuvieron turbiedades del permeado muy bajas, 0.1 - 0.28 UNT y una total ausencia de sólidos en suspensión.

Los pre-tratamientos empleados en éste trabajo en combinación con la membrana de ultrafiltración no influyeron en los rendimientos obtenidos de la calidad de agua en comparación cuando se usó solamente la membrana de ultrafiltración.

#### **4.2.1.4 Conductividad**

Las figuras 23 y 24 muestran la remoción y la dispersión de los datos de conductividad eléctrica tanto para el influente como para el efluente usando los tratamientos de las fases I, II y III. Como se puede ver, no se aprecia una clara disminución ni diferencia significativa entre los valores de entrada ni de salida de los tratamientos de las fases I y II, las cuales tuvieron valores medios de la conductividad para el influente de 40  $\mu\text{s/cm}$ , el efluente de la fase I de 39  $\mu\text{s/cm}$  y de la fase II de 41  $\mu\text{s/cm}$ , con un rendimiento despreciable debido a la

nula influencia de la membrana sobre las sales disueltas. En el tratamiento de la fase III, la membrana de ultrafiltración tiene como pretratamiento a la coagulación-floculación, el cual puede influir en el incremento de la conductividad en el efluente de la membrana, con un valor medio de 55  $\mu\text{s}/\text{cm}$ . El análisis de varianza (tabla 19) muestra diferencias significativas entre tratamientos, lo cual se puede apreciar claramente en el test de rangos múltiples (tabla 17).

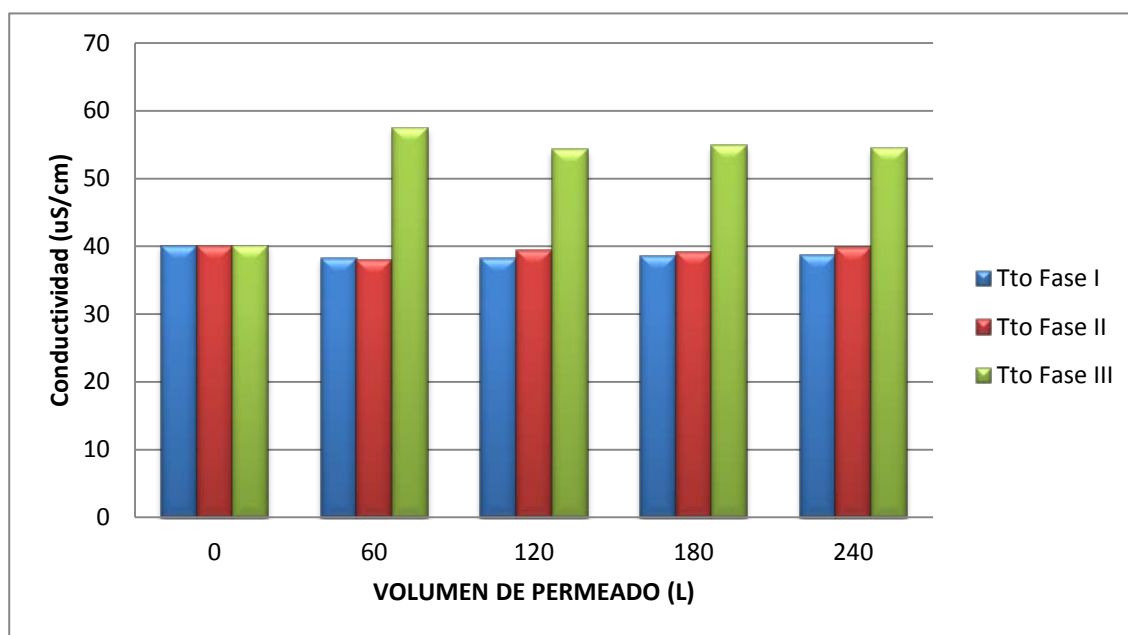


Figura 22. Variación en la de remoción de la conductividad eléctrica de la planta de ultrafiltración para las diferentes fases experimentales.

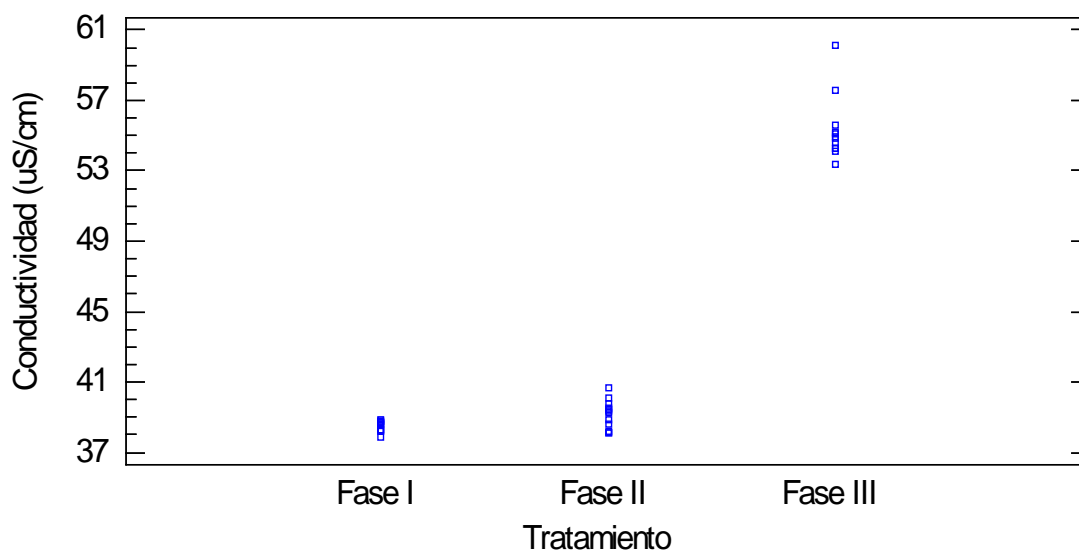


Figura 23. Dispersión de los datos de la conductividad eléctrica por tratamiento.

Tabla 19. Análisis de la varianza para los diferentes valores de la conductividad eléctrica del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.

<b>Fuente de variación</b>	<b>Suma de cuadrados</b>	<b>g.l</b>	<b>Cuadrado medio</b>	<b>F-calculado</b>	<b>Valor P</b>
<b>Entre grupos</b>	2180,73	2	1090,37	805,00	0,0000
<b>Dentro de los grupos</b>	44,6981	33	1,35449		
<b>Total corregido</b>	2225,43	35			

El Test de Rangos Múltiples (Tabla 20) muestra una gran homogeneidad entre los tratamientos de las fases experimentales I y II, los cuales a su vez son heterogéneos con el tratamiento de la fase III, indicando la influencia que tiene el pretratamiento de coagulación-floculación en la conductividad eléctrica.

Tabla 20. Test de Rangos Múltiples para los diferentes valores de conductividad del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.

<b>Tratamiento</b>	<b>Conteo</b>	<b>Valores medios</b>	<b>Grupos Homogéneos</b>
<b>Fase I</b>	12	38,5	X
<b>Fase II</b>	12	39,2	X
<b>Fase III</b>	12	55,3	X

#### 4.2.1.5 Potencial redox

Las figuras 25 y 26 muestran la remoción y la dispersión de los datos del potencial de óxido-reducción tanto para el influente como para el efluente usando los tratamientos de las fases I, II y III. Como se puede ver, al igual que en la conductividad eléctrica, no se aprecia una clara disminución ni diferencia significativa entre los valores de entrada ni de salida de los tratamientos de las fases, las cuales tuvieron valores medios del potencial redox para el influente de 386 mV, el efluente de la fase I de 382 mV, de la fase II de 360 mV y de la fase III de 372 mV, con un rendimiento despreciable debido a la nula influencia de la membrana sobre este parámetro. Sin embargo, el análisis de varianza indica que hay

diferencias estadísticamente significativas entre los tratamientos del efluente de las diferentes fases experimentales comparadas (tabla 21).

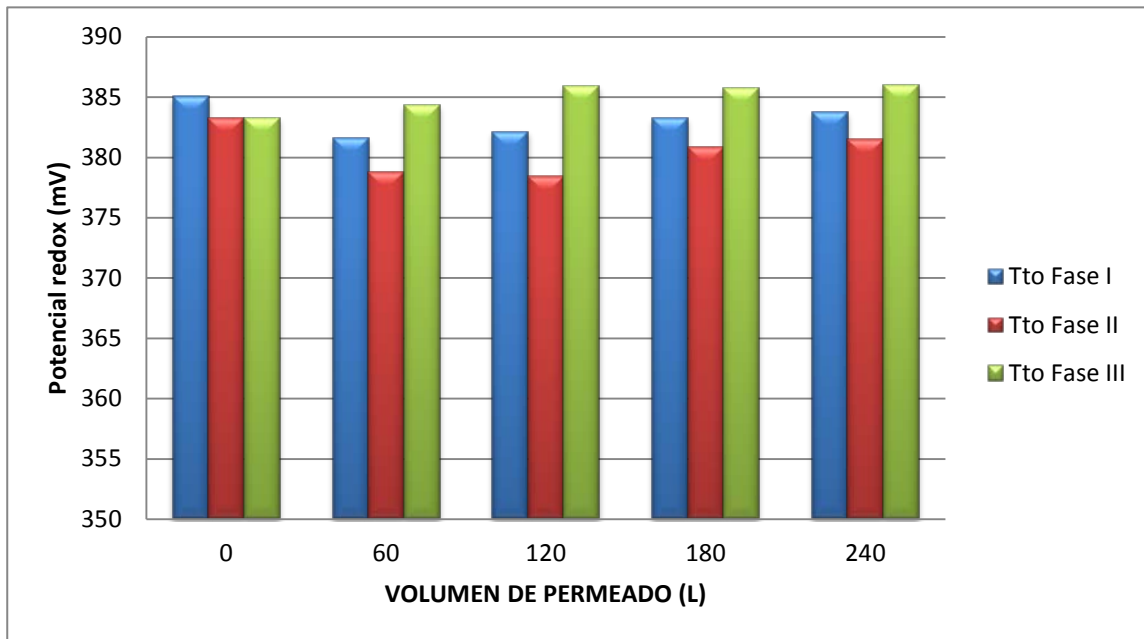


Figura 24. Variación en la remoción del potencial de óxido-reducción de la planta de ultrafiltración para las diferentes fases experimentales.

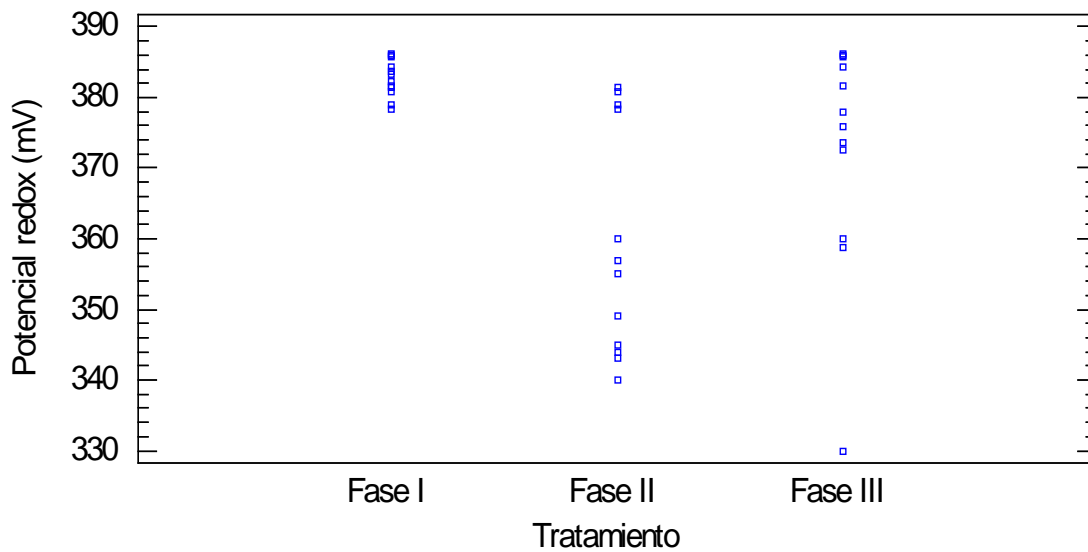


Figura 25. Dispersión de los datos del potencial de óxido-reducción por tratamiento.

Tabla 21. Análisis de la varianza para los diferentes valores del potencial de óxido-reducción del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.

<b>Fuente de variación</b>	<b>Suma de cuadrados</b>	<b>g.l</b>	<b>Cuadrado medio</b>	<b>F-calculado</b>	<b>Valor P</b>
<b>Entre grupos</b>	3295,78	2	1647,89	9,14	0,0007
<b>Dentro de los grupos</b>	5948,83	33	180,268		
<b>Total corregido</b>	9244,61	35			

El Test de Rangos Múltiples (Tabla 22) muestra una gran homogeneidad entre los tratamientos de las fases experimentales I y III, los cuales a su vez son heterogéneos con el tratamiento de la fase II, indicando la influencia que tiene la adsorción con CAP como único pretratamiento de la ultrafiltración en el potencial de óxido-reducción. Cabe destacar que los valores medios de este parámetro en el test de rangos múltiples son muy cercanos unos de otros indicando poca variabilidad entre ellos.

Tabla 22. Test de Rangos Múltiples para los diferentes valores del potencial de óxido-reducción del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.

<b>Tratamiento</b>	<b>Conteo</b>	<b>Valores medios</b>	<b>Grupos Homogéneos</b>
<b>Fase II</b>	12	359,4	X
<b>Fase III</b>	12	372,7	X
<b>Fase I</b>	12	382,8	X

#### 4.2.1.6 Potencial de hidrogeno (pH)

Las figuras 27 y 28 muestran la variación y la dispersión de los valores de pH para el influente y el efluente usando los tratamientos de las fases I, II y III. El valor medio del influente estuvo alrededor de un pH de 6,7. Al igual que en la conductividad eléctrica y el potencial de óxido-reducción, no se aprecia una clara disminución ni diferencia significativa entre los valores de entrada ni de salida de los tratamientos de las fases, las cuales tuvieron para el efluente valores medios de pH para las fases I, II y III de 6,70, 6,63, y 6,67, respectivamente. El análisis de varianza indica que no existen diferencias

estadísticamente significativas entre los diferentes tratamientos comparados para el efluente (Tabla 23).

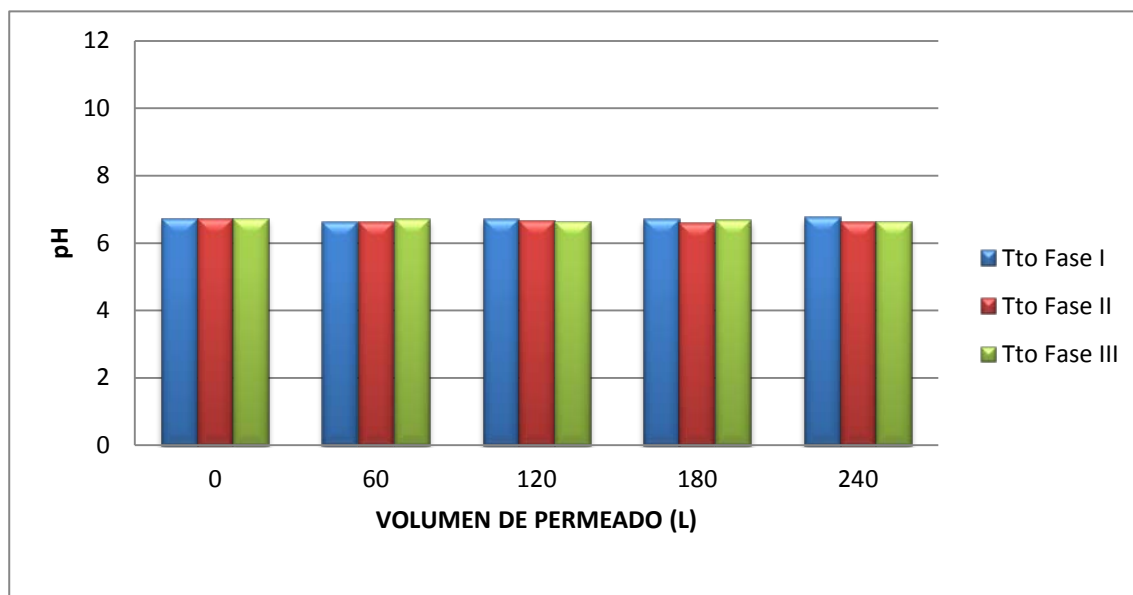


Figura 26. Variación del pH en la planta de ultrafiltración para las diferentes fases experimentales.

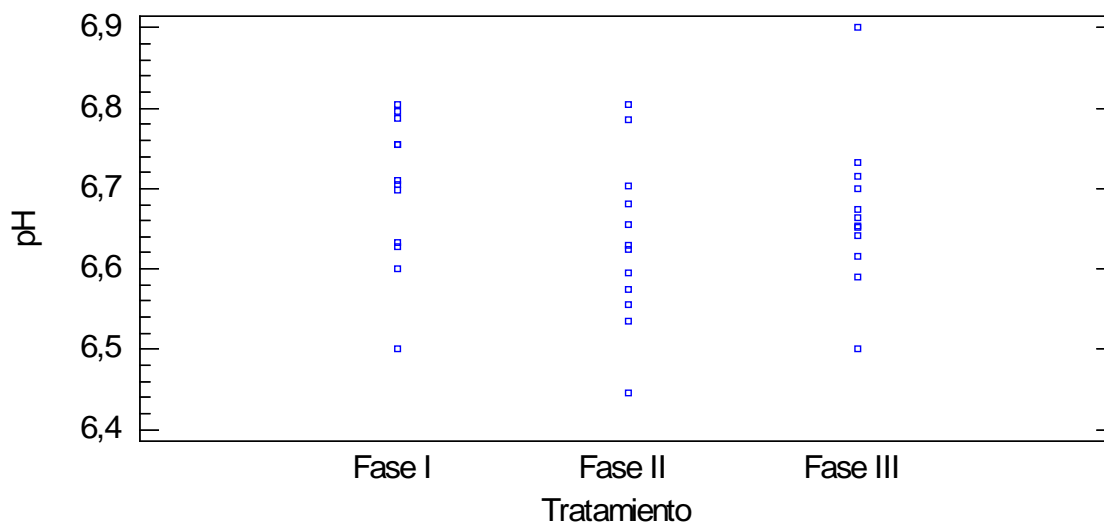


Figura 27. Dispersión de los datos de pH por tratamiento.

Tabla 23. Análisis de la varianza para los diferentes valores de pH del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.

<b>Fuente de variación</b>	<b>Suma de cuadrados</b>	<b>g.l</b>	<b>Cuadrado medio</b>	<b>F-calculado</b>	<b>Valor P</b>
<b>Entre grupos</b>	0,0254274	2	0,0127137	1,36	0,2708
<b>Dentro de los grupos</b>	0,308636	33	0,0093526		
<b>Total corregido</b>	0,334063	35			

El Test de Rangos Múltiples (Tabla 24) muestra una gran homogeneidad entre los tratamientos de las fases experimentales comparados para las muestras del efluente, destacando que la membrana no influye en la variación del pH a lo largo de todo el tiempo de producción.

Tabla 24. Test de Rangos Múltiples para los diferentes valores de pH del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.

<b>Tratamiento</b>	<b>Conteo</b>	<b>Valores medios</b>	<b>Grupos Homogéneos</b>
<b>Fase II</b>	12	6,63	X
<b>Fase III</b>	12	6,67	X
<b>Fase I</b>	12	6,69	X

El pH, la conductividad eléctrica, y el potencial redox no presentaron variaciones significativas en cuanto a la calidad del influente con respecto de las del efluente usando la membrana de ultrafiltración con y sin pre-tratamientos. Tan solo se apreció un ligero aumento en los valores medios obtenidos con los pre-tratamientos de coagulación-floculación, hecho motivado por la adición del coagulante sulfato de aluminio, el cual disminuye el pH del agua.

## 4.2.2 ANIONES

### 4.2.2.1 Cloruros

Las figuras 29 y 30 muestran la remoción y la dispersión de los valores de cloruros tanto para el influente como para el efluente usando los tratamientos de las fases I, II y III. Se



puede apreciar como los resultados para el influente estuvieron, en promedio, alrededor de 4,3 mg/L, pero para el efluente los valores fueron constantes para cada fase y diferentes entre ellas. Para la fase I se obtuvo un valor medio de 3,56 mg/L, para la fase II de 3,35 mg/L y para la fase III de 5,11 mg/L, indicando una leve remoción para las fases I y II. El análisis de varianza (tabla 25) muestra diferencias estadísticamente significativas entre tratamientos, lo cual se puede apreciar claramente en el test de rangos múltiples (tabla 26).

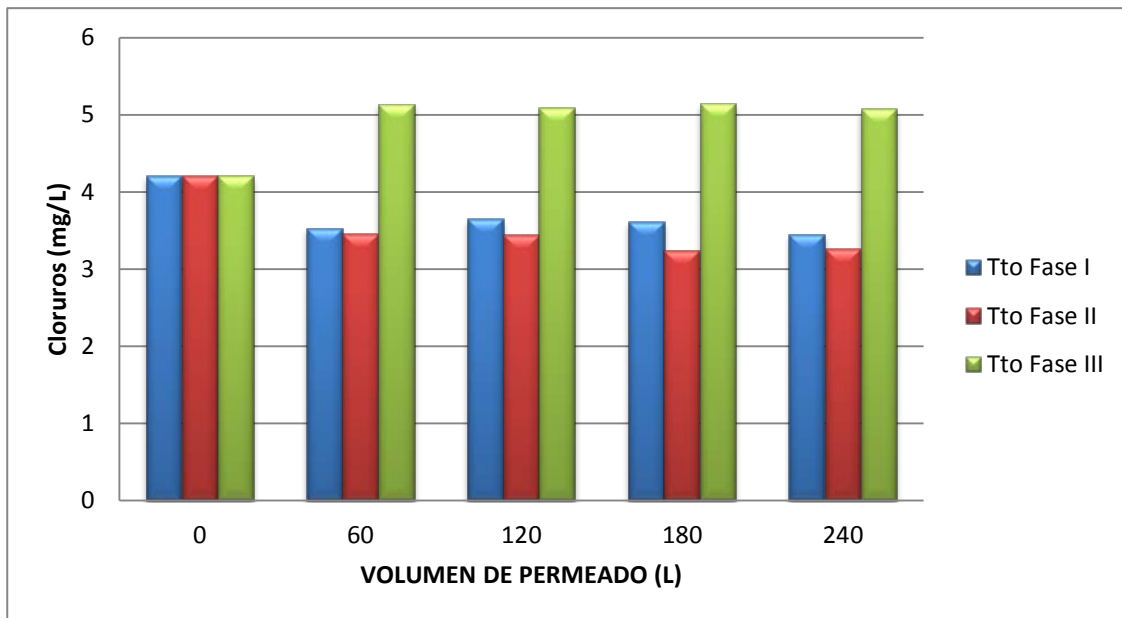


Figura 28. Variación en la remoción de los cloruros de la planta de ultrafiltración para las diferentes fases experimentales

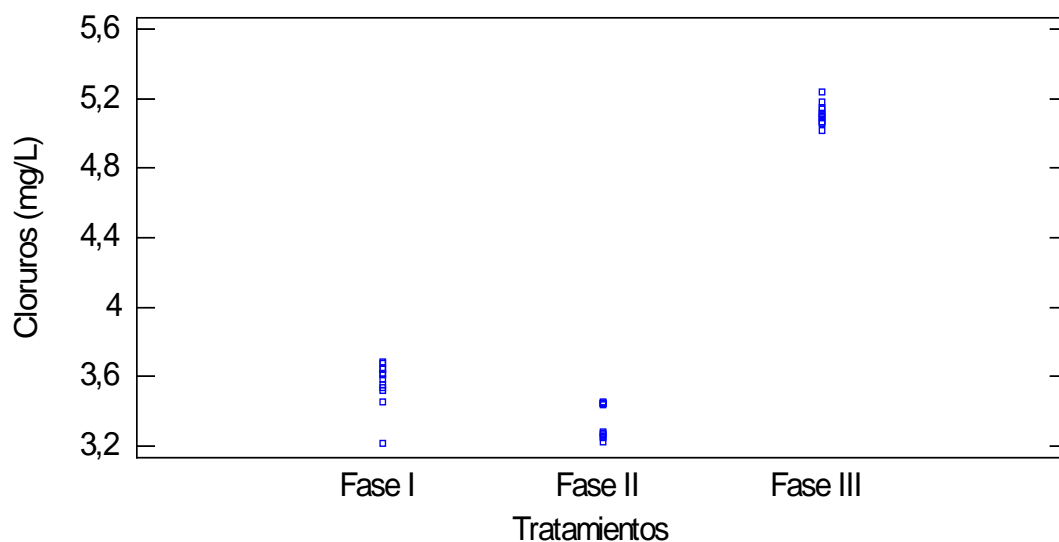


Figura 29. Dispersión de los datos de los cloruros por tratamiento.

Tabla 25. Análisis de la varianza para los diferentes valores de cloruros del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.

<b>Fuente de variación</b>	<b>Suma de cuadrados</b>	<b>g.l</b>	<b>Cuadrado medio</b>	<b>F-calculado</b>	<b>Valor P</b>
<b>Entre grupos</b>	22,2371	2	11,1186	1118,03	0,0000
<b>Dentro de los grupos</b>	0,328178	33	0,00994479		
<b>Total corregido</b>	22,5653	35			

El test de rangos múltiples muestra una heterogeneidad entre los efluentes de los tratamientos comparados. El tratamiento de la fase III tiene una media muy diferente a las medias de las fases I y II, mostrando un aumento en la concentración de cloruros con un valor medio de 5,11 mg/L, indicando la influencia de la coagulación floculación en dicho aumento.

Tabla 26. Test de Rangos Múltiples para los diferentes valores de cloruros del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.

<b>Tratamiento</b>	<b>Conteo</b>	<b>Valores medios</b>	<b>Grupos Homogéneos</b>
<b>Fase II</b>	12	3,35	X
<b>Fase I</b>	12	3,56	X
<b>Fase III</b>	12	5,11	X

#### 4.2.2.2 Nitratos

Las figuras 31 y 32 muestran la remoción y la dispersión de los valores de nitratos tanto para el influente como para el efluente usando los tratamientos de las fases I, II y III. Se puede apreciar como los resultados para el influente estuvieron, en promedio, alrededor de 2,3 mg/L, pero para el efluente los valores fueron constantes para cada fase y diferentes entre ellas. Para la fase I se obtuvo un valor medio de 1,81 mg/L, para la fase II de 1,41

mg/L y para la fase III de 0,64 mg/L, indicando una leve remoción para las fases I y II, pero para la fase III la remoción incrementa sustancialmente. El análisis de varianza (tabla 27) muestra diferencias estadísticamente significativas entre tratamientos, lo cual se puede apreciar claramente en el test de rangos múltiples (tabla 28).

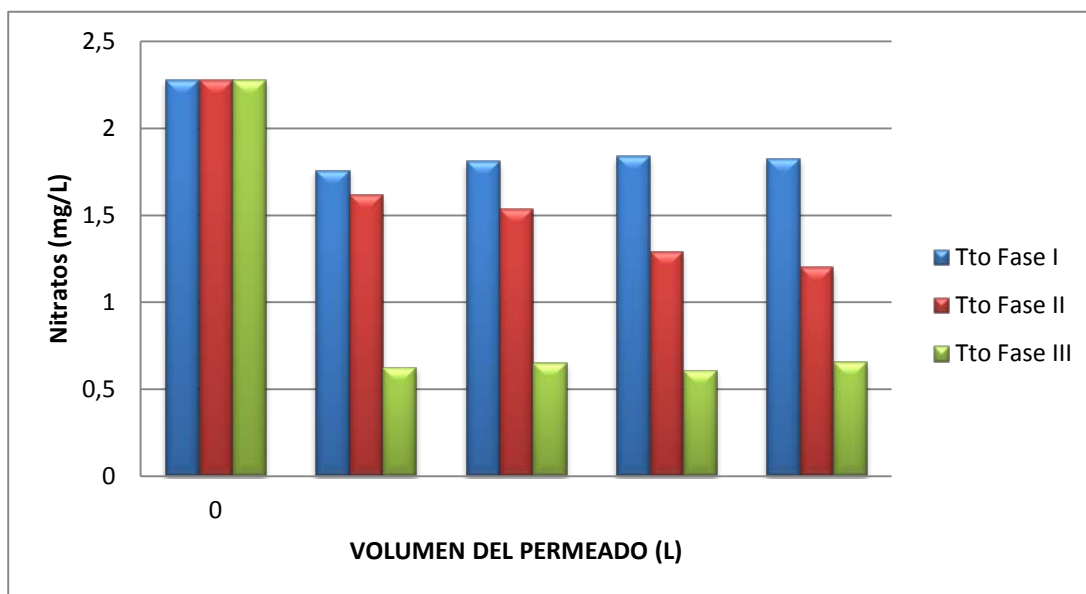


Figura 30. Variación en la remoción de los nitratos de la planta de ultrafiltración para las diferentes fases experimentales

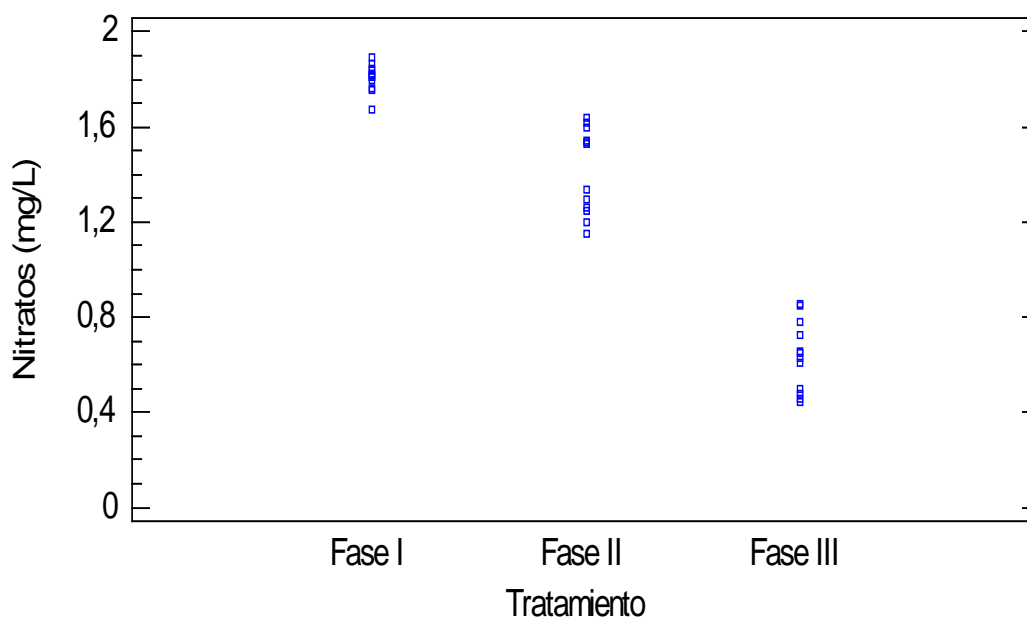


Figura 31. Dispersión de los datos de los nitratos por tratamiento.

Tabla 27. Análisis de la varianza para los diferentes valores de nitratos del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.

<b>Fuente de variación</b>	<b>Suma de cuadrados</b>	<b>g.l</b>	<b>Cuadrado medio</b>	<b>F-calculado</b>	<b>Valor P</b>
<b>Entre grupos</b>	8,53346	2	4,26673	221,74	0,0000
<b>Dentro de los grupos</b>	0,634993	33	0,0192422		
<b>Total corregido</b>	9,16845	35			

El test de rangos múltiples muestra una heterogeneidad entre los efluentes de los tratamientos comparados. El tratamiento de la fase III tiene una media muy diferente a las medias de las fases I y II, mostrando una notoria disminución en la concentración de nitratos, indicando la influencia de la coagulación floculación en el aumento de la remoción de este parámetro.

Tabla 28. Test de Rangos Múltiples para los diferentes valores de nitratos del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.

<b>Tratamiento</b>	<b>Conteo</b>	<b>Valores medios</b>	<b>Grupos Homogéneos</b>
<b>Fase III</b>	12	0,64	X
<b>Fase II</b>	12	1,41	X
<b>Fase I</b>	12	1,81	X

#### 4.2.2.3 Sulfatos

Las figuras 33 y 34 muestran la remoción y la dispersión de los valores de nitratos tanto para el influente como para el efluente usando los tratamientos de las fases I, II y III. Se puede apreciar como los resultados para el influente estuvieron, en promedio, alrededor de 1,6 mg/L, pero para el efluente los valores fueron constantes para cada fase y diferentes entre ellas. Para la fase I se obtuvo un valor medio de 1,38 mg/L, para la fase II de 1,29 mg/L y para la fase III de 12,04 mg/L, indicando una leve remoción para las fases I y II, pero para la fase III hay un incremento sustancial. El análisis de varianza (tabla 29) muestra

diferencias estadísticamente significativas entre tratamientos, lo cual se puede apreciar claramente en el test de rangos múltiples (tabla 30).

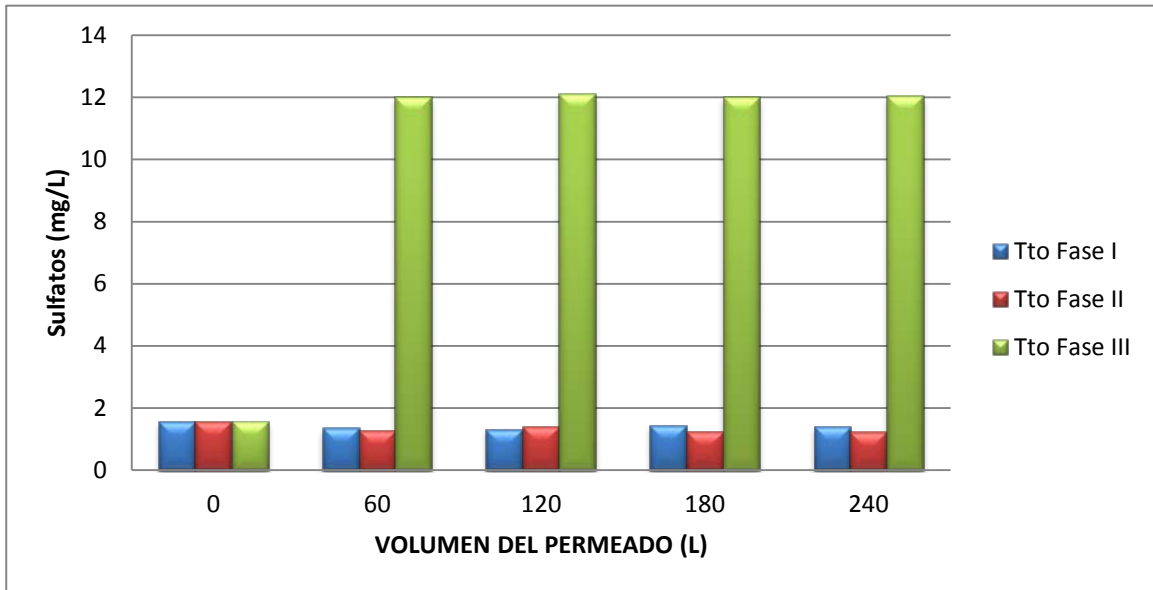


Figura 32. Variación en la remoción de los sulfatos de la planta de ultrafiltración para las diferentes fases experimentales.

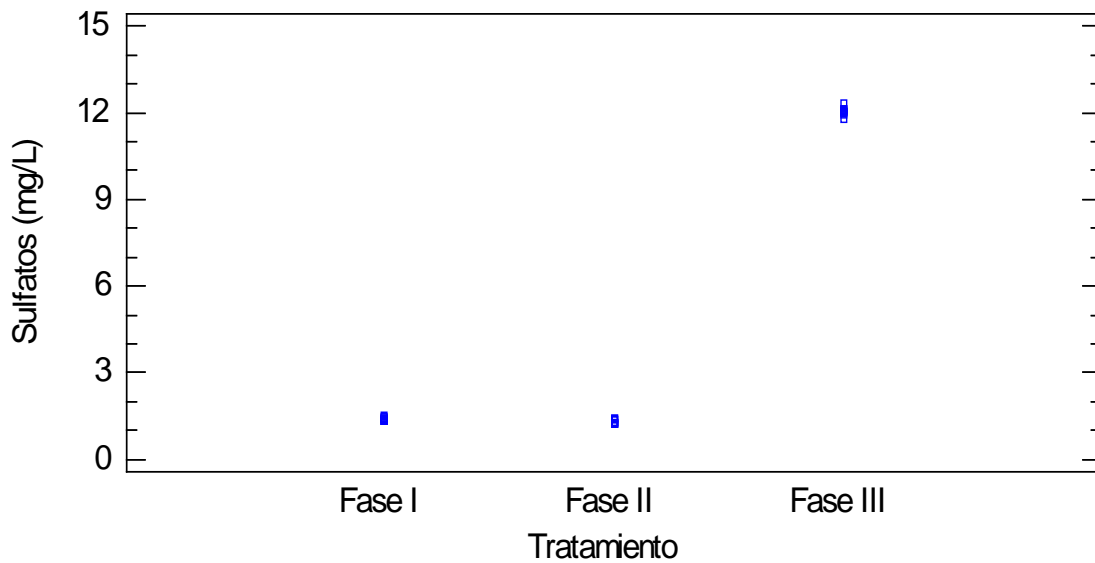


Figura 33. Dispersión de los datos de los sulfatos por tratamiento.

Tabla 29. Análisis de la varianza para los diferentes valores de sulfatos del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.

<b>Fuente de variación</b>	<b>Suma de cuadrados</b>	<b>g.l</b>	<b>Cuadrado medio</b>	<b>F-calculado</b>	<b>Valor P</b>
<b>Entre grupos</b>	917,753	2	458,877	49259,14	0,0000
<b>Dentro de los grupos</b>	0,307414	33	0,00931556		
<b>Total corregido</b>	918,061	35			

El test de rangos múltiples muestra una heterogeneidad entre los efluentes de los tratamientos comparados. El tratamiento de la fase III tiene una media muy diferente a las medias de las fases I y II, mostrando un aumento en la concentración de sulfatos con un valor medio de 12,04 mg/L, indicando la influencia del coagulante utilizado actualmente en la planta, el cual es el sulfato de aluminio en el proceso de coagulación-floculación.

Tabla 30. Test de Rangos Múltiples para los diferentes valores de los sulfatos del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.

<b>Tratamiento</b>	<b>Conteo</b>	<b>Valores medios</b>	<b>Grupos Homogéneos</b>
<b>Fase II</b>	12	1,23	X
<b>Fase I</b>	12	1,38	X
<b>Fase III</b>	12	12,04	X

### 4.2.3 Parámetros microbiológicos

#### 4.2.3.1 *Escherichia coli*

La figura 35 muestra la remoción de *Escherichia coli* para el influente usando los tratamientos de las fases I, II y III. El valor medio del influente estuvo alrededor de 140 UFC/100mL. Se alcanzó una remoción del 100%, lo que indica una ausencia total de estos microorganismos patógenos en el efluente de la membrana por cualquiera de los tratamientos de las tres fases experimentales. El análisis de varianza indica que no existen

diferencias estadísticamente significativas entre los diferentes tratamientos comparados para el efluente (Tabla 31).

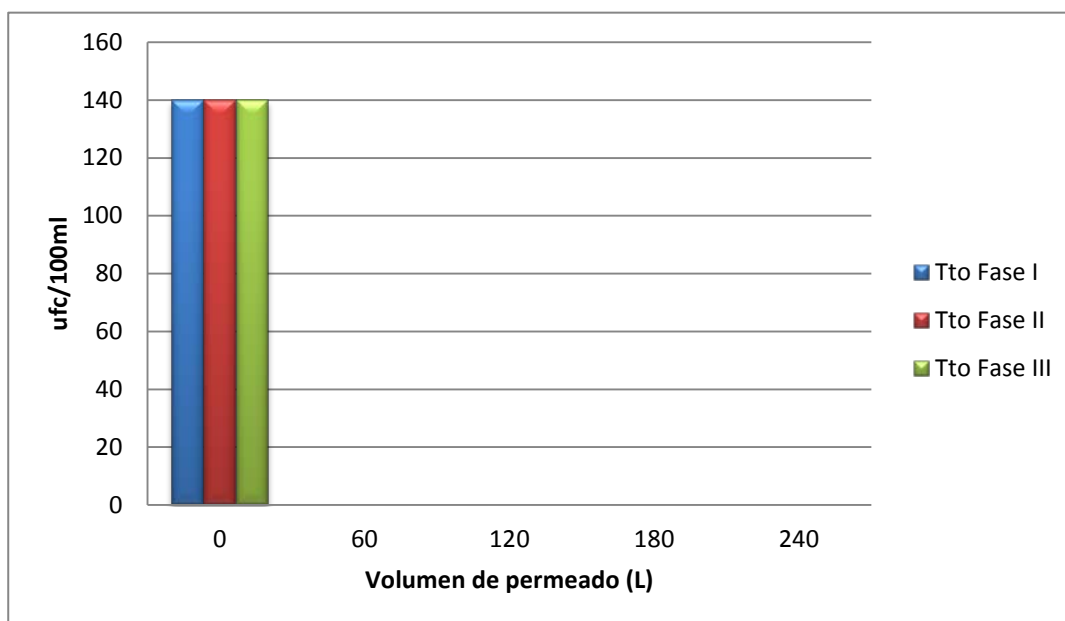


Figura 34. Variación en la remoción de *Escherichia coli* de la planta de ultrafiltración para las diferentes fases experimentales.

Tabla 31. Análisis de la varianza para los diferentes valores de *Escherichia coli* del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.

Fuente de variación	Suma de cuadrados	g.l	Cuadrado medio	F-calculado	Valor P
Entre grupos	1,38889E-10	2	6,94444E-11	0,06	0,9430
Dentro de los grupos	3,89583E-8	33	1,18056E-9		
<b>Total corregido</b>	<b>3,90972E-8</b>	<b>35</b>			

El Test de Rangos Múltiples (Tabla 32) muestra una gran homogeneidad entre los tratamientos de las fases experimentales comparados para las muestras del efluente, destacando que la membrana mantuvo una calidad de agua constante a lo largo de todo el tiempo de producción cumpliendo con una total ausencia de microorganismos indicadores de materia fecal, quedando de manifiesto la efectividad de la membrana en la remoción de este tipo de microorganismos.

Tabla 32. Test de Rangos Múltiples para los diferentes valores de *Escherichia coli* del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.

Tratamiento	Conteo	Valores medios	Grupos Homogéneos
Fase II	12	8,333E-6	X
Fase I	12	8333E-6	X
Fase III	12	1,25E-5	X

#### 4.2.3.2 Coliformes totales

La figura 36 muestra la remoción de coliformes totales para el influente usando los tratamientos de las fases I, II y III. El valor medio del influente estuvo alrededor de 1800 UFC/100mL. Se alcanzó una remoción del 100%, lo que indica una ausencia total de estos microorganismos patógenos en el efluente de la membrana por cualquiera de los tratamientos de las tres fases experimentales. El análisis de varianza indica que no existen diferencias estadísticamente significativas entre los diferentes tratamientos comparados para el efluente (Tabla 33).

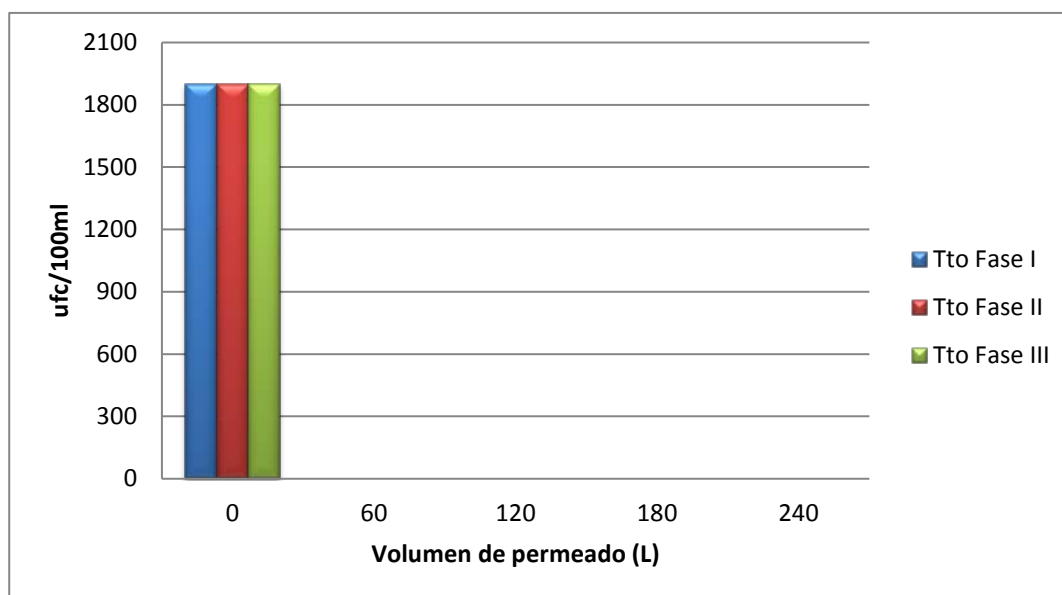


Figura 35. Variación en la remoción de coliformes totales de la planta de ultrafiltración para las diferentes fases experimentales



Tabla 33. Análisis de la varianza para los diferentes valores de coliformes totales del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.

<b>Fuente de variación</b>	<b>Suma de cuadrados</b>	<b>g.l</b>	<b>Cuadrado medio</b>	<b>F-calculado</b>	<b>Valor P</b>
<b>Entre grupos</b>	5,55556E-12	2	2,77778E-12	0,00	0,9969
<b>Dentro de los grupos</b>	2,9425E-8	33	8,91667E-10		
<b>Total corregido</b>	2,94306E-8	35			

El Test de Rangos Múltiples (Tabla 34) muestra una gran homogeneidad entre los tratamientos de las fases experimentales comparados para las muestras del efluente, destacando nuevamente que la membrana mantuvo una calidad de agua constante a lo largo de todo el tiempo de producción cumpliendo con una total ausencia de coliformes totales, comprobando la efectividad en el cribado realizado por la misma.

Tabla 34. Test de Rangos Múltiples para los diferentes valores de coliformes totales del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.

<b>Tratamiento</b>	<b>Conteo</b>	<b>Valores medios</b>	<b>Grupos Homogéneos</b>
<b>Fase II</b>	12	8,33333E-6	X
<b>Fase I</b>	12	8,33333E-6	X
<b>Fase III</b>	12	9,16667E-6	X

En cuanto a la evaluación del desempeño de la membrana de ultrafiltración con relación a los indicadores de contaminación fecal, la elección de los parámetros determinados en la investigación se realizó teniendo como único referente la normatividad vigente para aguas potables establecida por la resolución 2115 del 2007, por el que se establecen los criterios sanitarios de la calidad del agua de consumo humano. Las concentraciones en el influente tuvieron una fluctuación normal para este tipo de aguas naturales destinadas para la potabilización, y estas variaciones obedecieron a factores ambientales externos. De igual manera es importante aclarar que el origen de estos microorganismos no es exclusivo de una contaminación fecal, encontrándose estos de forma natural en el suelo y plantas.

Una de las grandes virtudes de las membranas de ultrafiltración es su capacidad para desinfectar el agua sin problemas como la resistencia de los microorganismos al proceso de desinfección o la calidad del influente (Gómez, et al. 2006). Esta capacidad quedó corroborada en nuestros ensayos para potabilización de aguas, con una eliminación del 100% para los indicadores de contaminación fecal: Coliformes fecales y *Escherichia coli*. Esta calidad ha sido inalterable a lo largo de toda la experimentación independientemente de la calidad del influente. Xia, et al. (2004) usando un módulo de membrana de ultrafiltración observaron una completa eliminación de bacterias del influente durante el tiempo en que transcurrió el estudio. Arnal, et al. (2007) usando también membranas de ultrafiltración comprobaron que todas las bacterias coliformes fecales fueron eliminadas.

#### 4.2.3.3 *Pseudomonas*

La figura 37 muestra la remoción de *Pseudomonas* para el influente usando los tratamientos de las fases I, II y III. El valor medio del influente estuvo alrededor de 1800 UFC/100mL. Puede observarse claramente una remoción del 100%, lo que indica una ausencia total de estos microorganismos patógenos en el efluente de la membrana por cualquiera de los tratamientos de las tres fases experimentales. Tal como se apreció para los coliformes totales y para la *Escherichia coli*, no se observaron diferencias estadísticamente significativas entre los diferentes tratamientos comparados para el efluente (Tabla 35).

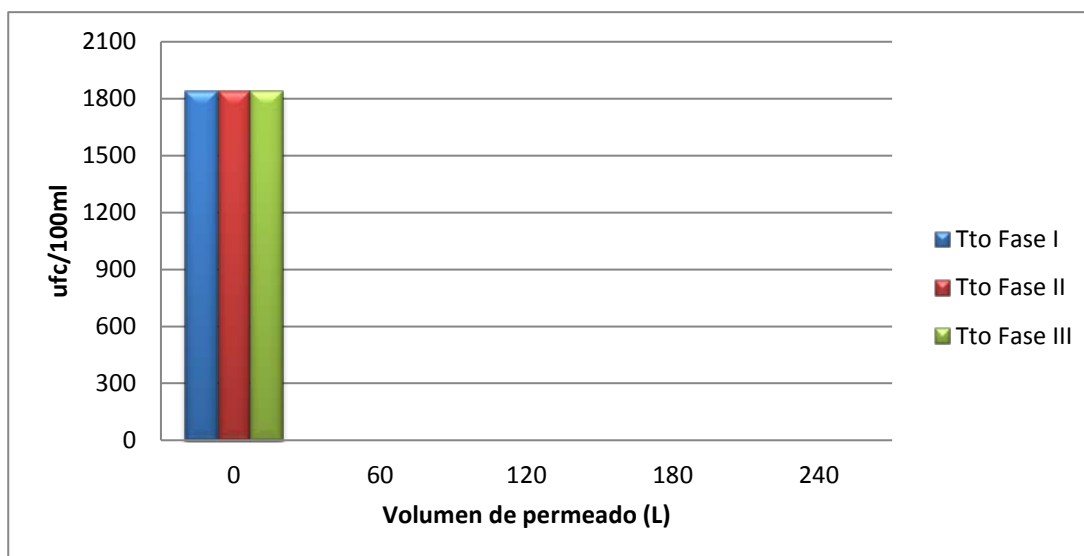


Figura 36. Variación en la remoción de *Pseudomonas* de la planta de ultrafiltración para las diferentes fases experimentales.

Tabla 35. Análisis de la varianza para los diferentes valores de *Pseudomonas* del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.

<b>Fuente de variación</b>	<b>Suma de cuadrados</b>	<b>g.l</b>	<b>Cuadrado medio</b>	<b>F-calculado</b>	<b>Valor P</b>
<b>Entre grupos</b>	2,22222E-11	2	1,11111E-11	0,01	0,9884
<b>Dentro de los grupos</b>	3,15333E-8	33	9,55556E-10		
<b>Total corregido</b>	3,15556E-8	35			

Nuevamente el test de Rangos Múltiples (Tabla 36) muestra una gran homogeneidad entre los tratamientos de las fases experimentales comparados para las muestras del efluente.

Tabla 36. Test de Rangos Múltiples para los diferentes valores de *Pseudomonas* del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.

<b>Tratamiento</b>	<b>Conteo</b>	<b>Valores medios</b>	<b>Grupos Homogéneos</b>
<b>Fase I</b>	12	8,33333E-6	X
<b>Fase III</b>	12	8,33333E-6	X
<b>Fase II</b>	12	1,0E-5	X

Al igual que sucediera para los indicadores de contaminación fecal bacterianos, el sistema de ultrafiltración ensayado mostró una elevada eficacia en la retención de *Pseudomonas aeruginosas* aspecto motivado por el tamaño medio de poro de la membrana aunque presentó una mediana concentración de estos indicadores en el influente. El 100% de las muestras analizadas para el permeado de la membrana de ultrafiltración presentaron ausencia total de estos indicadores de tipo patógeno garantizando la calidad microbiológica del efluente obtenido, independientemente de la calidad del influente.

#### 4.2.3.4 Heterótrofos a 22°C

La figura 38 muestra la remoción de heterótrofos para el influente usando los tratamientos de las fases I, II y III. El valor medio del influente estuvo alrededor de 1800 UFC/100mL. Puede observarse claramente una remoción casi del 100%, lo que indica una ausencia casi total de estos microorganismos en el efluente de la membrana por cualquiera de los tratamientos de las tres fases experimentales. Nuevamente el análisis de varianza indica la ausencia de diferencias estadísticamente significativas entre los diferentes tratamientos comparados para el efluente (Tabla 37).

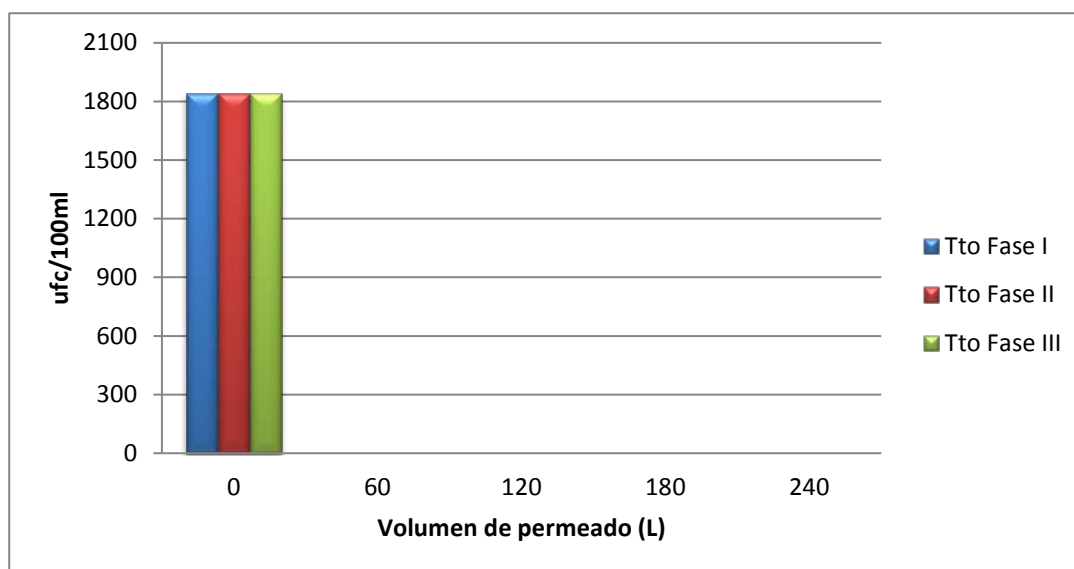


Figura 37. Variación en la remoción de heterótrofos de la planta de ultrafiltración para las diferentes fases experimentales.

Tabla 37. Análisis de la varianza para los diferentes valores de heterótrofos del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.

Fuente de variación	Suma de cuadrados	g.l	Cuadrado medio	F-calculado	Valor P
Entre grupos	5,E-11	2	2,5E-11	0,02	0,9759
Dentro de los grupos	3,3825E-8	33	1,025E-9		
Total corregido	3,3875E-8	35			

El Test de Rangos Múltiples (Tabla 38) muestra una gran homogeneidad entre los tratamientos de las fases experimentales comparados para las muestras del efluente al igual que los mostrados para *Escherichia coli*, coliformes totales y *Pseudomonas*, destacando nuevamente que la membrana mantuvo una calidad de agua constante a lo largo de todo el tiempo de producción e indicando que la membrana realiza una efectiva desinfección física en el cribado realizado por la misma.

Tabla 38. Test de Rangos Múltiples para los diferentes valores de heterótrofos del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.

<b>Tratamiento</b>	<b>Conteo</b>	<b>Valores medios</b>	<b>Grupos Homogéneos</b>
<b>Fase II</b>	12	8,33333E-6	X
<b>Fase I</b>	12	8,33333E-6	X
<b>Fase III</b>	12	1,08333E-5	X

Uno de los parámetros microbiológicos para el que es sumamente importante realizar un seguimiento especial cuando se usan membranas es el recuento de bacterias aerobias totales o heterótrofos. Los valores obtenidos en el efluente de la membrana no son significativos de una mala calidad del agua, si no que indican el grado de limpieza de la membrana, aspecto de suma importancia en la potabilización de aguas con ultrafiltración. Gómez et. al. (2006) observaron una contaminación de la membrana en la zona de permeado que podía dar lugar a la presencia incluso de indicadores de contaminación fecal en el efluente, sin que su procedencia estuviese relacionada con la calidad del influente o problemas de integridad en la membrana. En el presente trabajo, el sistema no estuvo en condiciones de esterilidad, por lo que pudieron darse las condiciones adecuadas para el desarrollo de biopelículas, tal como sucede en los sistemas de distribución de aguas (Florjanič y Kristl, 2011), provocando una pérdida de la calidad del agua. La presencia de estas bacterias en el efluente, justificó la presencia de partículas mayores al tamaño de poro de la membrana, tal como se indicó anteriormente en otros apartados. Dado que el control sobre este tipo de contaminación es dependiente de los procesos de limpieza de la membrana, la mayor o menor presencia de bacterias aerobias totales será dependiente de la eficacia de estos procesos, especialmente las limpiezas con cloro. Arévalo, et al. (2009) llevaron a cabo un estudio destinado al tratamiento y a la reutilización de aguas residuales urbanas por medio

de la tecnología de biorreactores de membrana, con membranas de ultrafiltración, en el cual se muestra un seguimiento del conteo total de bacterias aerobias en el permeado y a diferencia de los resultados del presente trabajo, los contenidos de aerobios totales aumentaban con el tiempo como consecuencia de que en ese estudio las limpiezas químicas eran hechas cada 15 días, luego el contenido de bacterias aumentaba con el tiempo y caían drásticamente tras la limpieza, siendo cíclico durante todo el tiempo de la investigación.

Es importante resaltar el hecho de que la inclusión de los pre-tratamientos de adsorción con CAP y coagulación-floculación en el presente trabajo, no variaron los rendimientos de la membrana en cuanto a los parámetros microbiológicos cuando fue utilizada como único tratamiento, dejando claramente comprobado de que la eliminación y desinfección física fue debido exclusivamente a la membrana de ultrafiltración.

#### **4.2.4 Metales disueltos**

En general, la membrana en las fases I y II realiza una leve remoción de aniones, que pueden estar asociados a partículas coloidales que son removidas por la membrana, ya que por el pequeño tamaño de estos aniones pasarían a través de los poros de la membrana de ultrafiltración. Por otro lado, en la fase III hubo un aumento de los cloruros debido a que en la planta realizan una precipitación del manganeso, por oxidación con cloro gaseoso, el cual se añade a la salida de los sedimentadores de alta tasa justo después del punto donde se muestreó el agua para realizar los ensayos de dicha fase. El cloro gaseoso se reduce a cloruro. El tratamiento coagulación-floculación previo a paso por la membrana de ultrafiltración incrementó la concentración de sulfatos en el efluente ya que la planta Manantiales utiliza como coagulante el sulfato de aluminio. En cambio para los nitratos, el efecto del pretratamiento significó un aumento en la remoción comparado con las fases I y II obteniendo un valor mínimo de alrededor de 0,63 mg/L. Al igual que los parámetros microbiológicos estos aniones se escogieron teniendo en cuenta la normatividad vigente de agua potable.

#### 4.2.4.1 Aluminio

Las figuras 39 y 40 muestran la remoción y la dispersión de los valores de aluminio tanto para el influente como para el efluente usando los tratamientos de las fases I, II y III. Se puede apreciar como los resultados para el influente estuvieron, en promedio, alrededor de 0,075 mg/L, pero para el efluente los valores fueron constantes por cada fase y diferentes entre ellas. Para la fase I se obtuvo un valor medio de 0,009 mg/L, para la fase II de 0,002 mg/L y para la fase III de 0,030 mg/L, indicando una buena remoción para las fases I y II, pero para la fase III disminuyó un poco la remoción. El análisis de varianza (tabla 39) muestra diferencias estadísticamente significativas entre tratamientos, lo cual se puede apreciar claramente en el test de rangos múltiples (tabla 40).

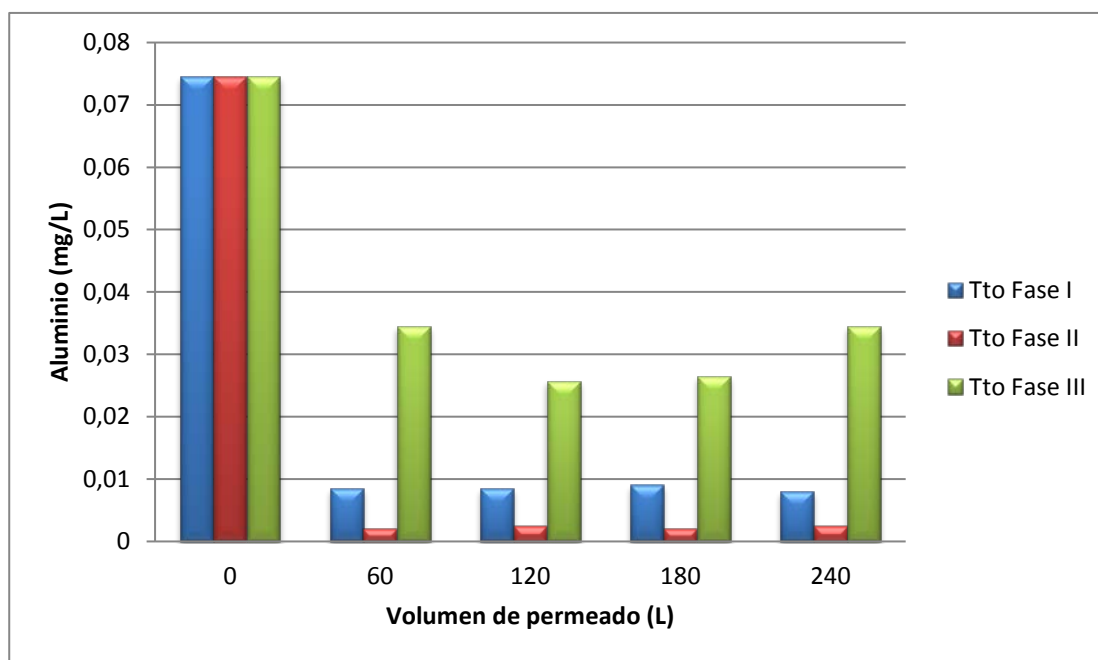


Figura 38. Variación en la remoción de aluminio de la planta de ultrafiltración para las diferentes fases experimentales.

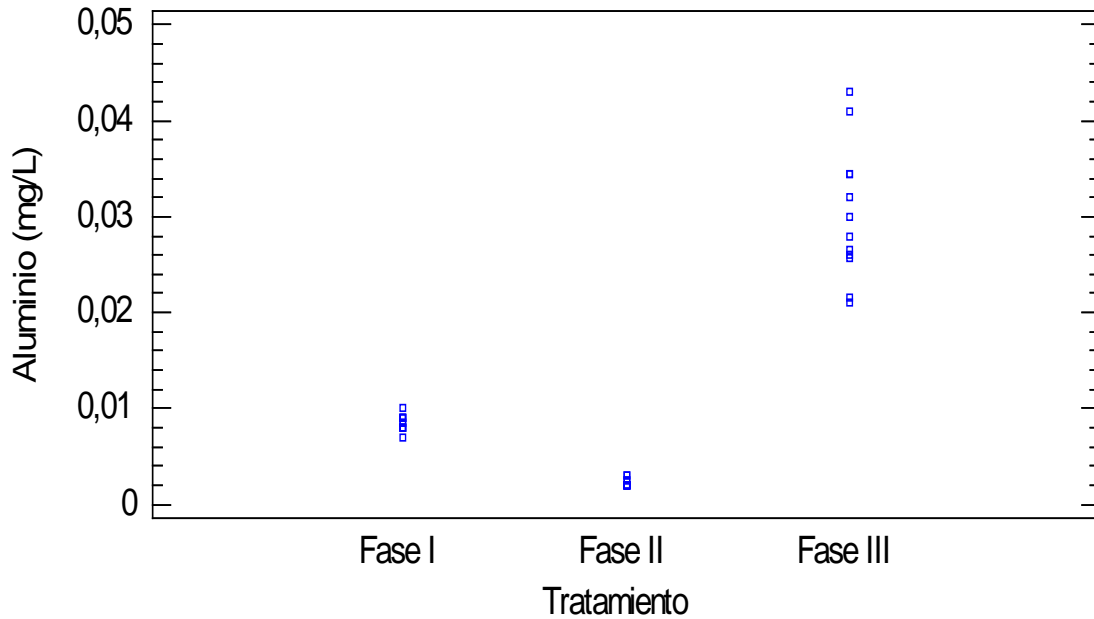


Figura 39. Dispersión de los datos de aluminio por tratamiento.

Tabla 39. Análisis de la varianza para los diferentes valores de aluminio del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.

Fuente de variación	Suma de cuadrados	g.l	Cuadrado medio	F-calculado	Valor P
Entre grupos	0,00520941	2	0,0026047	157,68	0,0000
Dentro de los grupos	0,000545141	33	0,0000165194		
<b>Total corregido</b>	<b>0,00575455</b>	<b>35</b>			

El test de rangos múltiples muestra una heterogeneidad entre los efluentes de los tratamientos comparados. El tratamiento de la fase III tiene una media muy diferente a las medias de las fases I y II, mostrando un aumento en la concentración de aluminio con un valor medio de 0,030 mg/L, indicando la influencia del coagulante utilizado actualmente en la planta el cual es el sulfato de aluminio en el proceso de coagulación-floculación.



Tabla 40. Test de Rangos Múltiples para los diferentes valores de aluminio del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.

Tratamiento	Conteo	Valores medios	Grupos Homogéneos
Fase II	12	0,002	X
Fase I	12	0,009	X
Fase III	12	0,030	X

#### 4.2.4.2 Hierro

Las Figuras 41 y 42 muestran la remoción y la dispersión de los valores de hierro tanto para el influente como para el efluente utilizando los tratamientos de las fases I, II y III. El valor promedio del influente estuvo alrededor de 0,5 mg/L. Se alcanzó una buena remoción de hierro con valores similares en los tres tratamientos entre 0,080 mg/L y 0,004 mg/L, a lo largo de los 240 L de volumen de permeado. El análisis de varianza muestra que existen diferencias estadísticamente significativas de los valores registrados para cada uno de los tratamientos comparados de la investigación (Tabla 41) para las muestras del efluente.

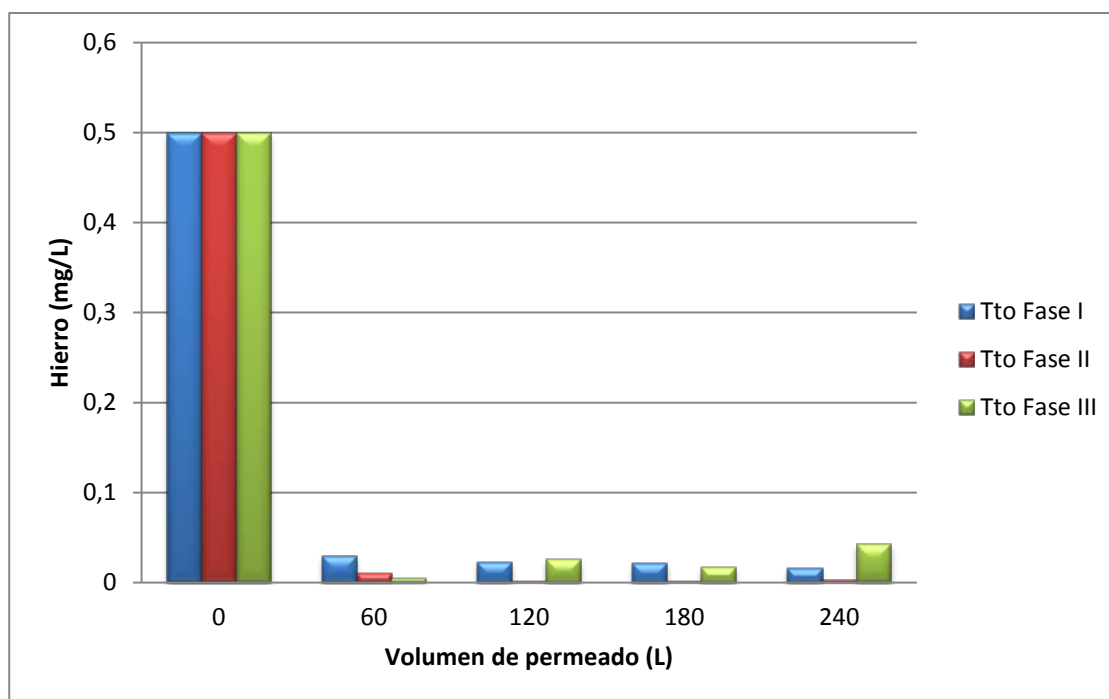


Figura 40. Variación en la remoción de hierro de la planta de ultrafiltración para las diferentes fases experimentales.

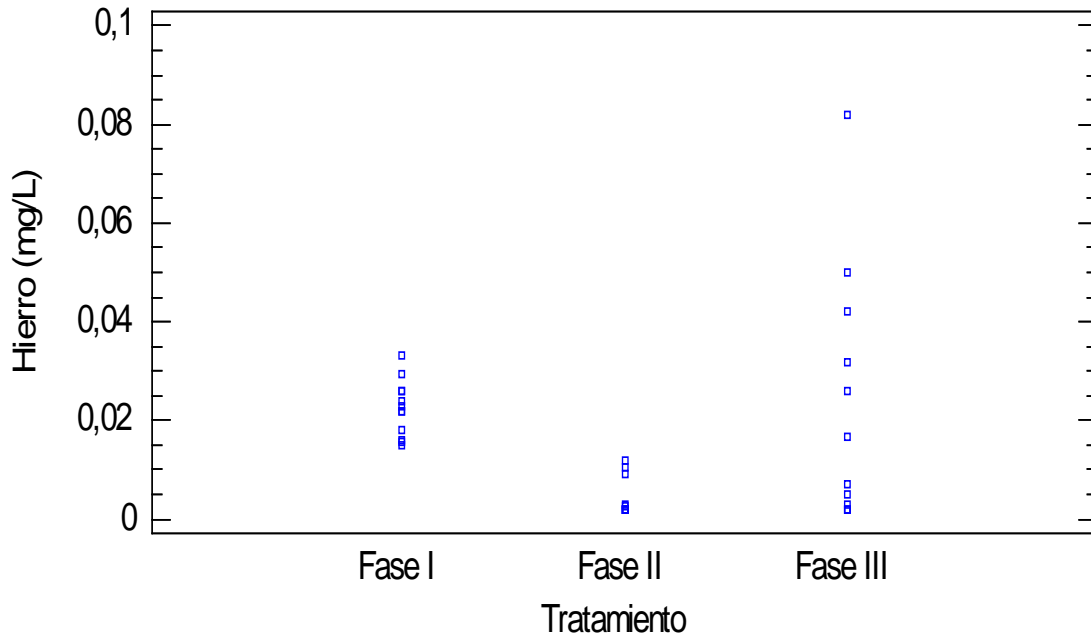


Figura 41. Dispersión de los datos de hierro por tratamiento.

Tabla 41. Análisis de la varianza para los diferentes valores de hierro del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.

Fuente de variación	Suma de cuadrados	g.l	Cuadrado medio	F-calculado	Valor P
Entre grupos	0,00265904	2	0,00132952	5,84	0,0067
Dentro de los grupos	0,0075093	33	0,000227554		
<b>Total corregido</b>	<b>0,0101683</b>	<b>35</b>			

El Test de Rangos Múltiples (Tabla 42) muestra una gran homogeneidad entre los tratamientos de las fases experimentales I y III, los cuales a su vez son heterogéneos con el tratamiento de la fase II. Cabe destacar que los valores medios de este parámetro en el test de rangos múltiples son muy cercanos unos de otros indicando poca variabilidad entre ellos.

Tabla 42 Test de Rangos Múltiples para los diferentes valores de hierro del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.

Tratamiento	Conteo	Valores medios	Grupos Homogéneos
Fase II	12	0,004	X
Fase III	12	0,022	X
Fase I	12	0,023	X

#### 4.2.4.3 Manganeso

Las figuras 43 y 44 muestran la remoción y la dispersión de los valores de manganeso tanto para el influente como para el efluente usando los tratamientos de las fases I, II y III. Se puede apreciar como los resultados para el influente estuvieron, en promedio, alrededor de 0,068 mg/L, pero para el efluente los valores fueron un poco variables para cada fase sobre todo para la fase I, y diferentes entre ellas. Para la fase I se obtuvo un valor medio de 0,028 mg/L, para la fase II de 0,026 mg/L y para la fase III de 0,021 mg/L, indicando una buena remoción para cada fase. El análisis de varianza (tabla 43) muestra diferencias estadísticamente significativas entre tratamientos, lo cual se puede apreciar claramente en el test de rangos múltiples (tabla 44).

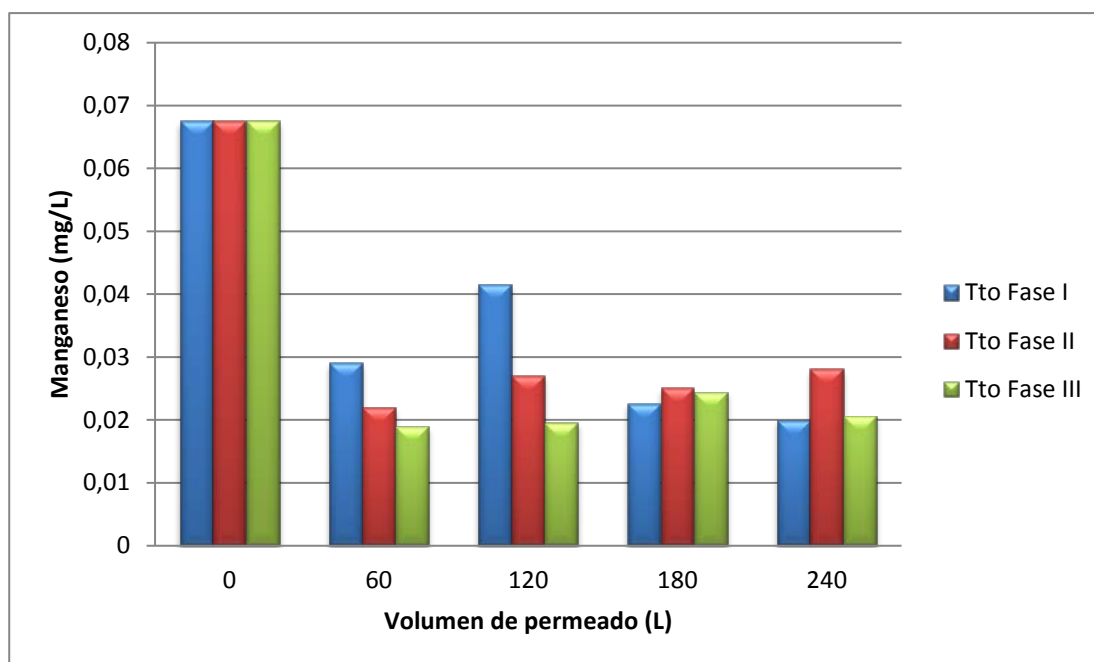


Figura 42. Variación en la remoción de manganeso de la planta de ultrafiltración para las diferentes fases experimentales

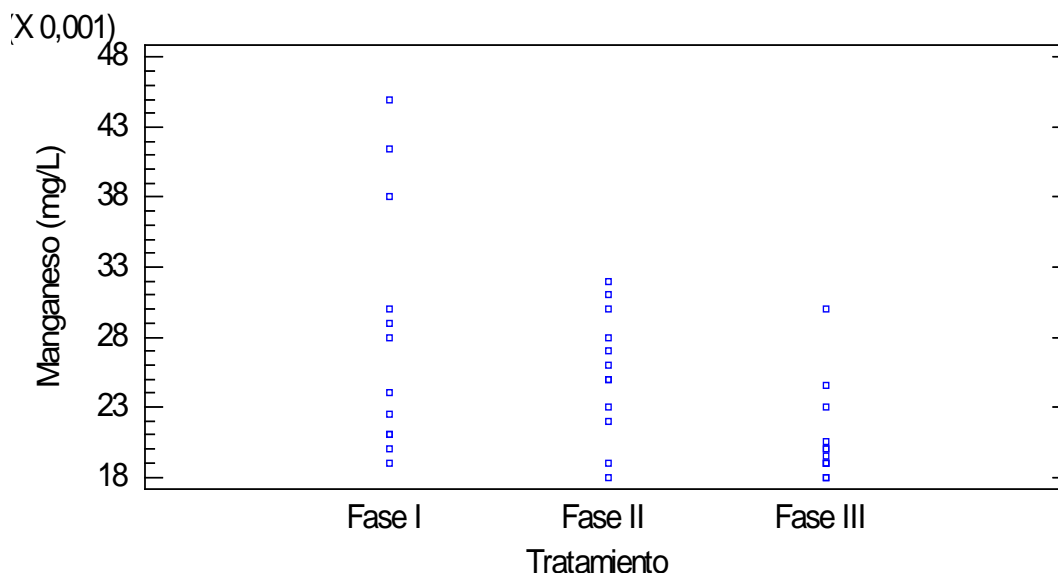


Figura 43. Dispersión de los datos de manganeso por tratamiento.

Tabla 43. Análisis de la varianza para los diferentes valores de manganeso del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.

Fuente de variación	Suma de cuadrados	g.l	Cuadrado medio	F-calculado	Valor P
Entre grupos	0,000333375	2	0,000166687	4,53	0,0183
Dentro de los grupos	0,00121531	33	0,0000368277		
<b>Total corregido</b>	<b>0,00154869</b>	<b>35</b>			

El Test de Rangos Múltiples (Tabla 44) muestra una gran homogeneidad entre los tratamientos de las fases experimentales I y II, y los tratamientos de las fases experimentales II y III. Además muestra heterogeneidad entre los tratamientos I y III. Cabe destacar que los valores medios de este parámetro en el test de rangos múltiples son muy cercanos unos de otros indicando poca variabilidad entre ellos.

Tabla 44. Test de Rangos Múltiples para los diferentes valores de manganeso del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.

<b>Tratamiento</b>	<b>Conteo</b>	<b>Valores medios</b>	<b>Grupos Homogéneos</b>
<b>Fase III</b>	12	0,021	X
<b>Fase II</b>	12	0,026	XX
<b>Fase I</b>	12	0,028	X

Al evaluar la remoción de los iones metálicos disueltos como aluminio, hierro y manganeso. En general, la calidad del influente mejoró con la membrana de ultrafiltración siendo esta la responsable de la ausencia casi total de los metales disueltos, cumpliendo con la normatividad vigente del agua para consumo humano. El pretratamiento de coagulación-floculación mejoró un poco la remoción de hierro y manganeso, pero con la adición del sulfato de aluminio como coagulante se incrementaron las concentraciones de aluminio en el efluente. Al igual que con los aniones, la membrana remueve los iones metálicos asociados a coloides. Con lo anterior se comprueba que la membrana no es eficiente en la remoción de iones metálicos, como lo comprobaron Boisvert, et al. (1999).

#### **4.2.5 Materia orgánica**

##### **4.2.5.1 Absorbancia ultravioleta visible a 254nm (UV-254 nm)**

Las figuras 45 y 44 muestran la remoción y la dispersión de los valores de absorbancia UV-254 nm tanto para el influente como para el efluente usando los tratamientos de las fases I, II y III. Se puede apreciar como los resultados para el influente estuvieron, en promedio, alrededor de  $0,21 \text{ cm}^{-1}$ , pero para el efluente los valores fueron constantes para cada fase y diferentes entre ellas. Para la fase I se obtuvo un valor medio de  $0,15 \text{ cm}^{-1}$ , para la fase II de  $0,13 \text{ cm}^{-1}$  y para la fase III de  $0,13 \text{ cm}^{-1}$ , indicando una buena remoción para cada fase. El análisis de varianza (tabla 45) muestra diferencias estadísticamente significativas entre tratamientos, lo cual se puede apreciar claramente en el test de rangos múltiples (tabla 46).

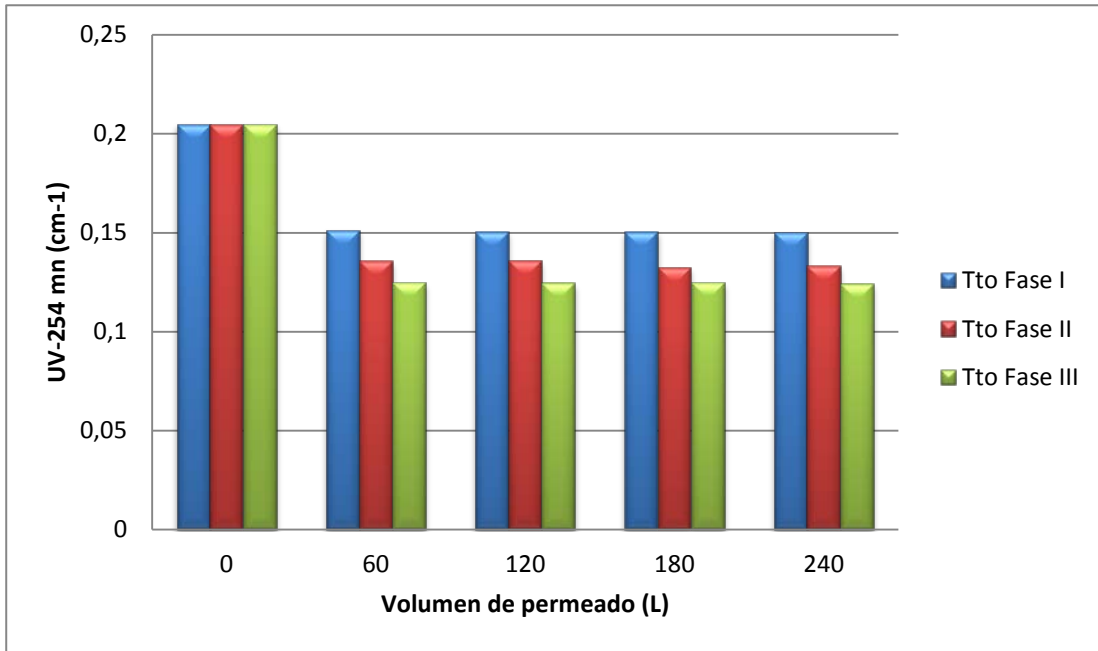


Figura 44. Variación en la remoción de compuestos con absorbancia UV-254 nm de la planta de ultrafiltración para las diferentes fases experimentales.

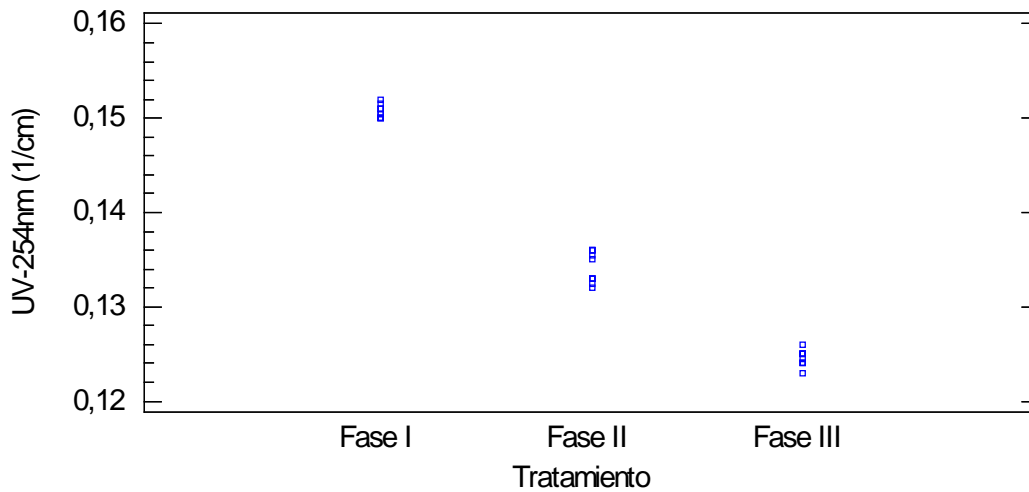


Figura 45. Dispersión de los datos de absorbancia UV-254 nm por tratamiento.

Tabla 45. Análisis de la varianza para los diferentes valores de absorbancia UV-254 nm del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.

<b>Fuente de variación</b>	<b>Suma de cuadrados</b>	<b>g.l</b>	<b>Cuadrado medio</b>	<b>F-calculado</b>	<b>Valor P</b>
<b>Entre grupos</b>	0,00414712	2	0,00207356	1694,80	0,0000
<b>Dentro de los grupos</b>	0,000040375	33	0,00000122348		
<b>Total corregido</b>	0,0041875	35			

El Test de Rangos Múltiples (Tabla 46) muestra una heterogeneidad entre los tratamientos de las fases experimentales comparados para las muestras del efluente, lo que muestra una mejora en la remoción de compuestos con absorbancia UV-254 nm al aplicar pretratamientos a la membrana de ultrafiltración.

Tabla 46. Test de Rangos Múltiples para los diferentes valores de absorbancia UV-254 nm del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.

<b>Tratamiento</b>	<b>Conteo</b>	<b>Valores medios</b>	<b>Grupos Homogéneos</b>
<b>Fase III</b>	12	0,13	X
<b>Fase II</b>	12	0,13	X
<b>Fase I</b>	12	0,15	X

#### 4.2.5.2 Carbono orgánico disuelto (COD)

Las figuras 47 y 48 muestran la remoción y la dispersión de los valores de COD tanto para el influente como para el efluente usando los tratamientos de las fases I, II y III. Se puede apreciar como los resultados para el influente estuvieron, en promedio, alrededor de 7,0 mg/L, pero para el efluente los valores fueron constantes para cada fase. Para las fases I y II se obtuvo un valor medio de 6,02 mg/L y para la fase III fue 1,134 mg/L, indicando una leve remoción para las fases I y II del 14,2% para cada una, y una buena remoción para la fase III del 84,3%. El análisis de varianza (tabla 47) muestra diferencias estadísticamente significativas entre tratamientos, lo cual se puede apreciar claramente en el test de rangos múltiples (tabla 48).

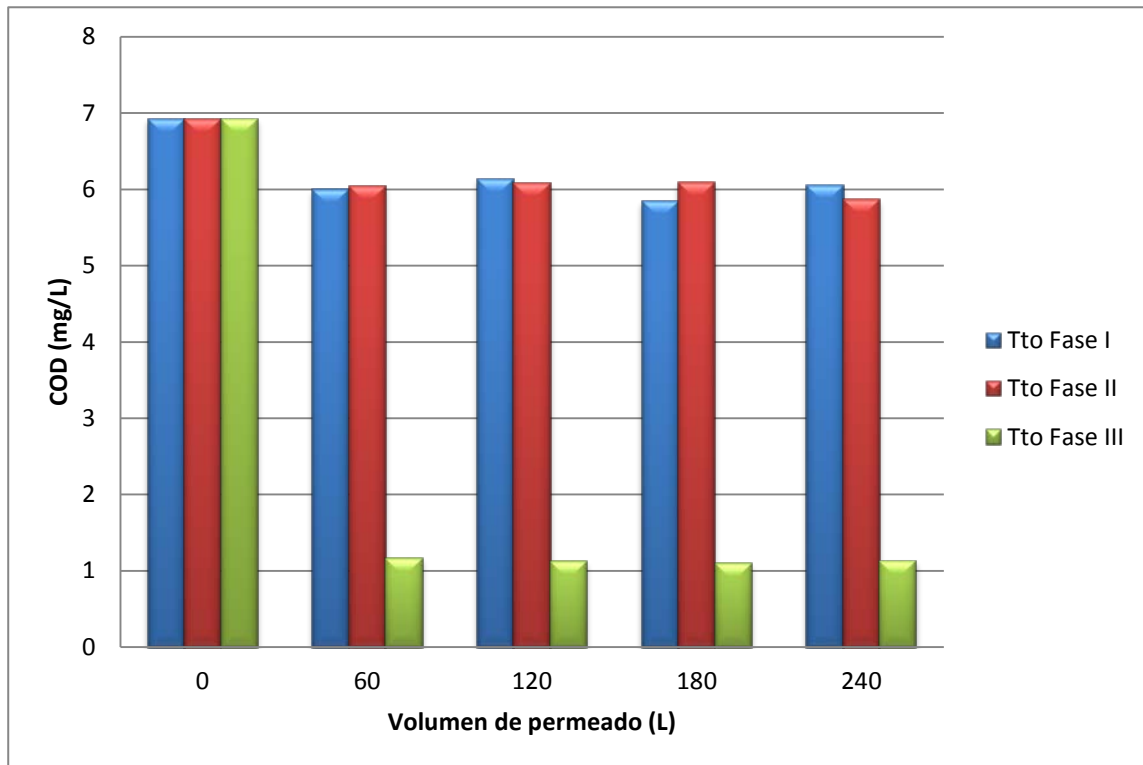


Figura 46. Variación en la remoción de COD de la planta de ultrafiltración para las diferentes fases experimentales

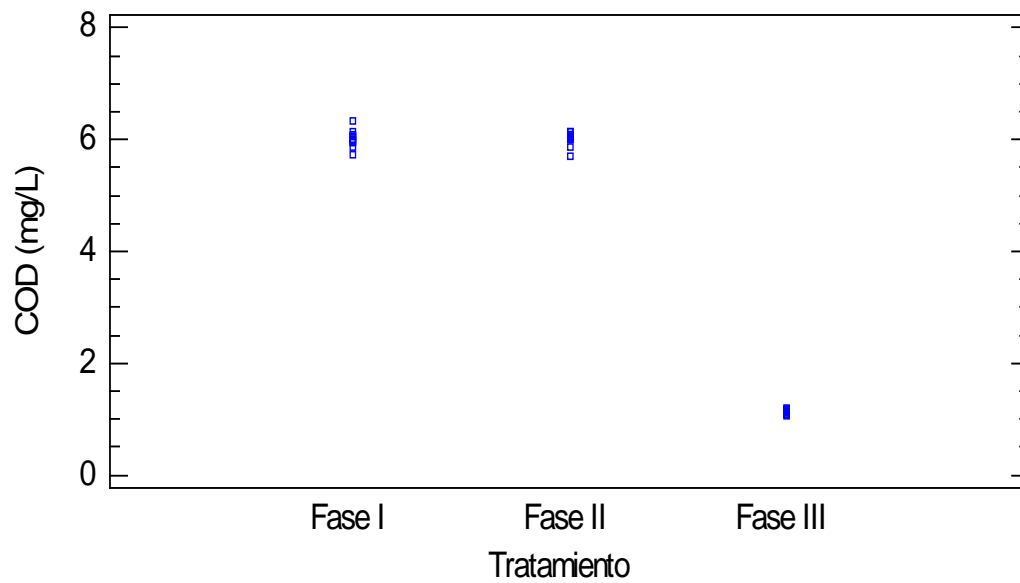


Figura 47. Dispersión de los datos de COD por tratamiento.



Tabla 47. Análisis de la varianza para los diferentes valores de COD del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.

<b>Fuente de variación</b>	<b>Suma de cuadrados</b>	<b>g.l</b>	<b>Cuadrado medio</b>	<b>F-calculado</b>	<b>Valor P</b>
<b>Entre grupos</b>	190,871	2	95,4354	7457,08	0,0000
<b>Dentro de los grupos</b>	0,422333	33	0,012798		
<b>Total corregido</b>	191,293	35			

El Test de Rangos Múltiples (Tabla 48) muestra una homogeneidad entre los tratamientos de las fases experimentales I y II, que a su vez son heterogéneos con la fase III, lo que muestra una mejora en la remoción de materia orgánica al aplicar la coagulación-floculación como pretratamiento.

Tabla 48. Test de Rangos Múltiples para los diferentes valores de COD del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.

<b>Tratamiento</b>	<b>Conteo</b>	<b>Valores medios</b>	<b>Grupos Homogéneos</b>
<b>Fase III</b>	12	1,134	X
<b>Fase I</b>	12	6,011	X
<b>Fase II</b>	12	6,027	X

#### 4.2.5.3 Relación UV-254nm/COD (SUVA-254nm)

Las figuras 49 y 50 muestran la remoción y la dispersión de los valores de SUVA-254 nm tanto para el influente como para el efluente usando los tratamientos de las fases I, II y III. Se puede apreciar como los resultados para el influente estuvieron, en promedio, alrededor de 2,5 L/mg-m, pero para el efluente los valores fueron constantes para cada fase y diferentes entre ellos. Para la fase I se obtuvo un valor medio de 2,51 L/mg-m, para la fase II de 2,23 L/mg-m y para la fase III de 11,0 L/mg-m, lo que indica una remoción casi nula en la fase I, una leve remoción en la fase II y un incremento significativo en el valor del SUVA-254 nm en la fase III. El análisis de varianza (tabla 49) muestra diferencias estadísticamente significativas entre tratamientos, lo cual se puede apreciar claramente en el test de rangos múltiples (tabla 50).

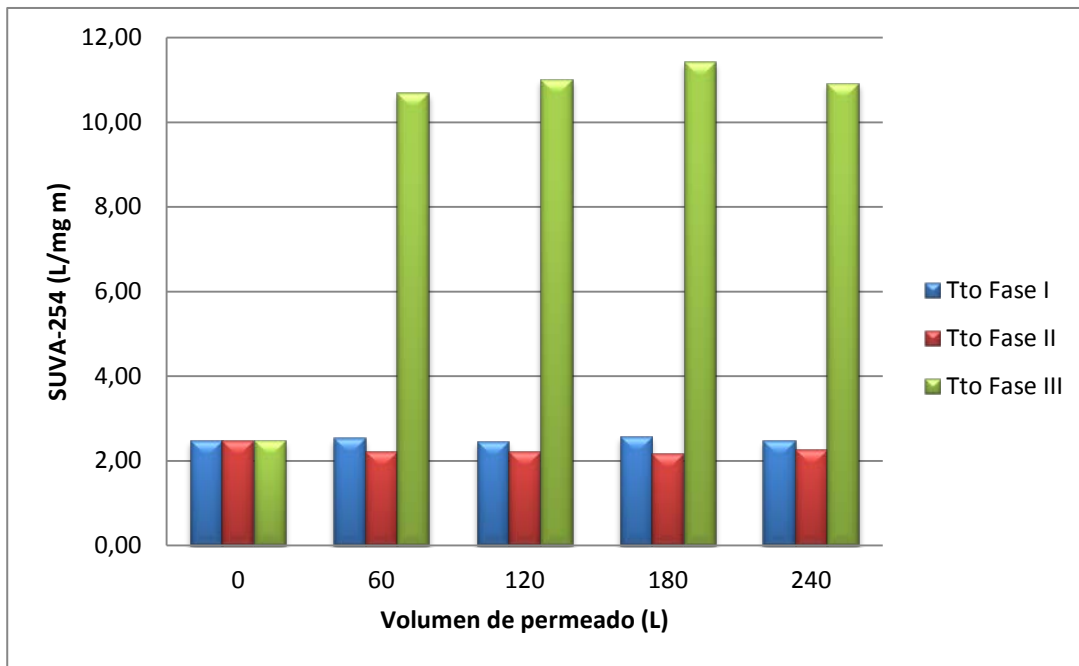


Figura 48. Variación en la remoción del SUVA-254nm de la planta de ultrafiltración para las diferentes fases experimentales.

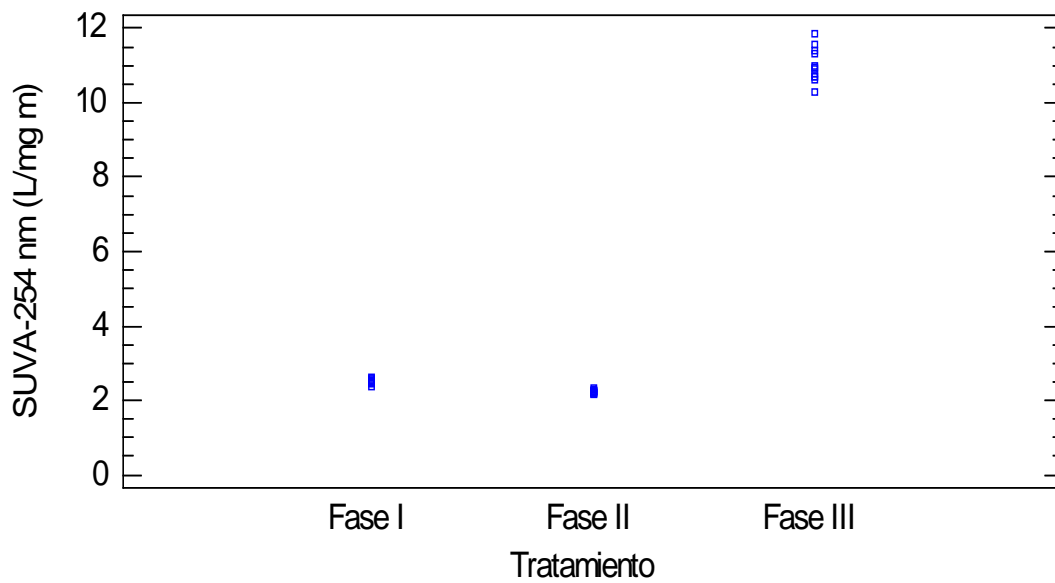


Figura 49. Dispersión de los datos de SUVA-254nm por tratamiento.

Tabla 49. Análisis de la varianza para los diferentes valores de SUVA-254nm del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.

<b>Fuente de variación</b>	<b>Suma de cuadrados</b>	<b>g.l</b>	<b>Cuadrado medio</b>	<b>F-calculado</b>	<b>Valor P</b>
<b>Entre grupos</b>	596,976	2	298,488	4211,97	0,0000
<b>Dentro de los grupos</b>	2,3386	33	0,0708667		
<b>Total corregido</b>	599,315	35			

El test de rangos múltiples (tabla 50) muestra una heterogeneidad entre los efluentes de los tratamientos comparados. El tratamiento de la fase III tiene un valor medio muy diferente a los valores medios de las fases I y II, mostrando un aumento en los valores de SUVA-254nm con un valor medio de 11,0 L/mg-m, indicando la influencia del pretratamiento de coagulación-floculación a la membrana de ultrafiltración.

Tabla 50. Test de Rangos Múltiples para los diferentes valores de SUVA-254nm del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.

<b>Tratamiento</b>	<b>Conteo</b>	<b>Valores medios</b>	<b>Grupos Homogéneos</b>
<b>Fase II</b>	12	2,23	X
<b>Fase I</b>	12	2,51	X
<b>Fase III</b>	12	11,00	X

#### **4.2.5.4 Carbono orgánico disuelto biodegradable (CODB)**

Las figuras 51 y 52 muestran la remoción y la dispersión de los valores de CODB tanto para el influente como para el efluente usando los tratamientos de las fases I, II y III. Se puede apreciar como los resultados para el influente estuvieron, en promedio, alrededor de 3,9 mg/L, pero para el efluente los valores fueron constantes y diferentes en cada fase. Para la fase I se obtuvo un valor medio de 3,04 mg/L, para la fase II de 3,08 mg/L y para la fase III 0,64 mg/L, indicando una leve remoción para las fases I y II del 23,1% para cada una, y una buena remoción para la fase III del 83,6%. El análisis de varianza (tabla 51) muestra diferencias estadísticamente significativas entre tratamientos, lo cual se puede apreciar claramente en el test de rangos múltiples (tabla 52).

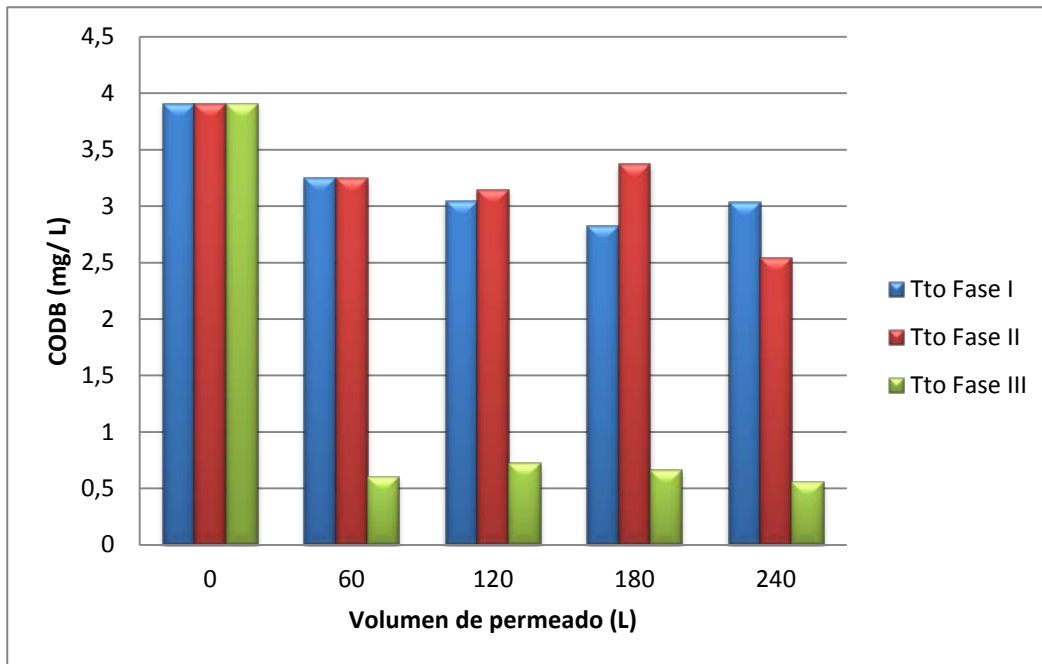


Figura 50. Variación en la remoción del CODB de la planta de ultrafiltración para las diferentes fases experimentales.

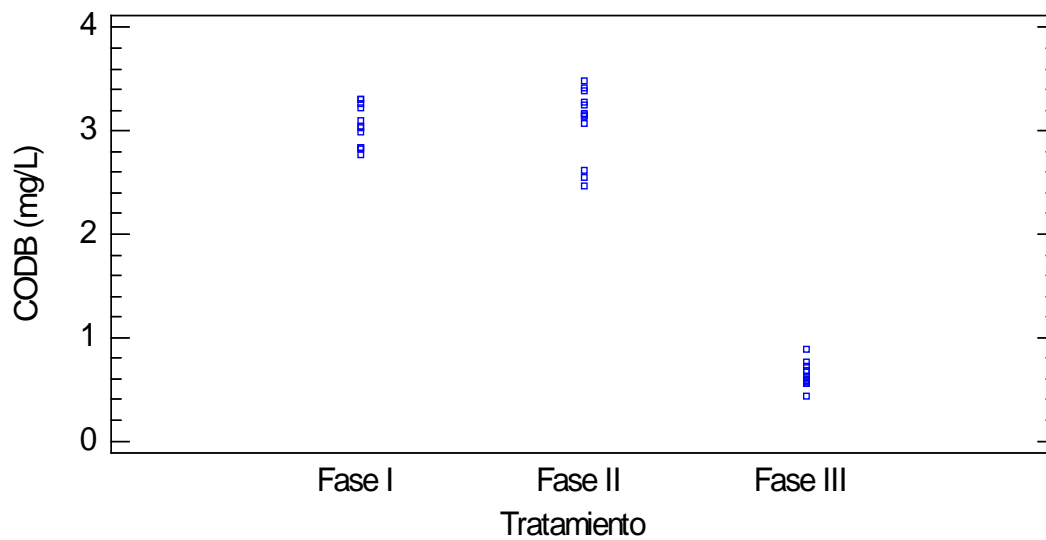


Figura 51. Dispersión de los datos de CODB por tratamiento.

Tabla 51. Análisis de la varianza para los diferentes valores de CODB del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.

<b>Fuente de variación</b>	<b>Suma de cuadrados</b>	<b>g.l</b>	<b>Cuadrado medio</b>	<b>F-calculado</b>	<b>Valor P</b>
<b>Entre grupos</b>	47,0253	2	23,5126	407,25	0,0000
<b>Dentro de los grupos</b>	1,90525	33	0,0577348		
<b>Total corregido</b>	48,9305	35			

El Test de Rangos Múltiples (Tabla 52) muestra una homogeneidad entre los tratamientos de las fases experimentales I y II, que a su vez son heterogéneos con la fase III, lo que nuevamente muestra una mejora en la remoción de la materia orgánica al aplicar la coagulación-floculación como pretratamiento.

Tabla 52. Test de Rangos Múltiples para los diferentes valores de CODB del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.

<b>Tratamiento</b>	<b>Conteo</b>	<b>Valores medios</b>	<b>Grupos Homogéneos</b>
<b>Fase III</b>	12	0,64	X
<b>Fase I</b>	12	3,04	X
<b>Fase II</b>	12	3,08	X

#### 4.2.5.5 Carbono orgánico asimilable (COA)

Las figuras 53 y 54 muestran la remoción y la dispersión de los valores de COA tanto para el influente como para el efluente usando los tratamientos de las fases I, II y III. Se puede apreciar como los resultados para el influente estuvieron, en promedio, alrededor de 40,0  $\mu\text{g/L}$ , pero para el efluente los valores fueron constantes y diferentes en cada fase. Para la fase I se obtuvo un valor medio de 29,74  $\mu\text{g/L}$ , para la fase II de 21,72  $\mu\text{g/L}$  y para la fase III fue 8,24  $\mu\text{g/L}$ , indicando una leve remoción para las fases I y II del 25,75% y 45,75%, respectivamente, y una buena remoción para la fase III del 79,5%. El análisis de varianza (tabla 53) muestra diferencias estadísticamente significativas entre tratamientos, lo cual se puede apreciar claramente en el test de rangos múltiples (tabla 54).

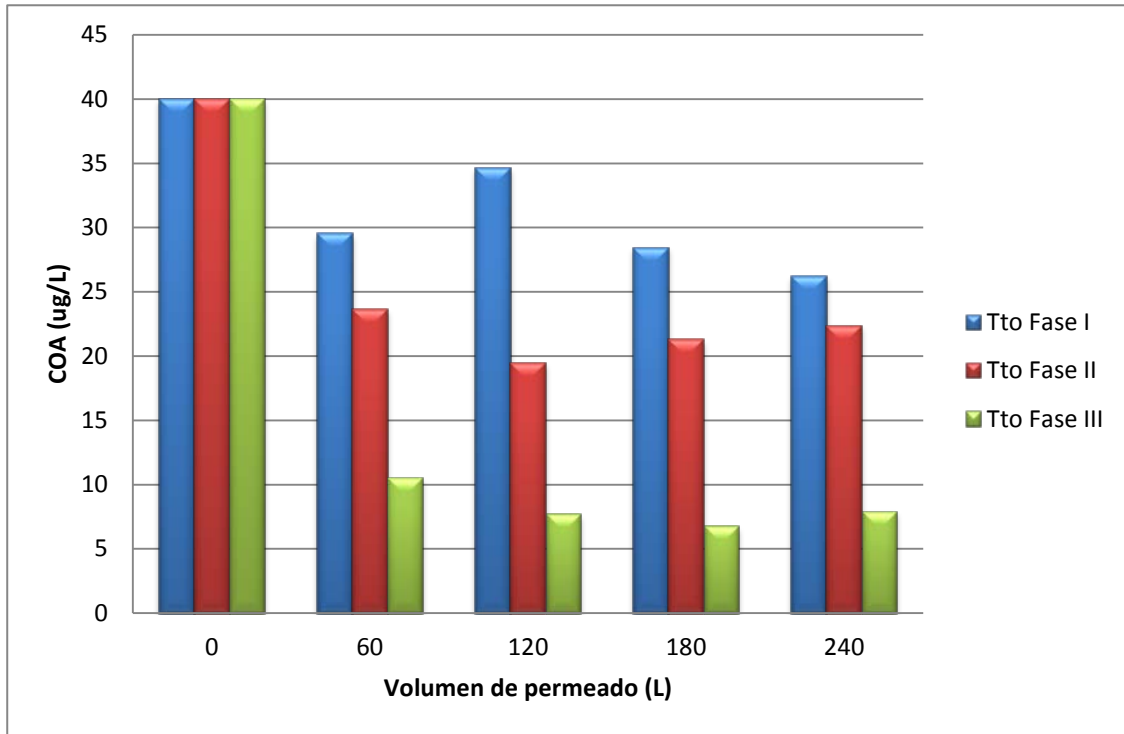


Figura 52. Variación en la remoción del COA de la planta de ultrafiltración para las diferentes fases experimentales

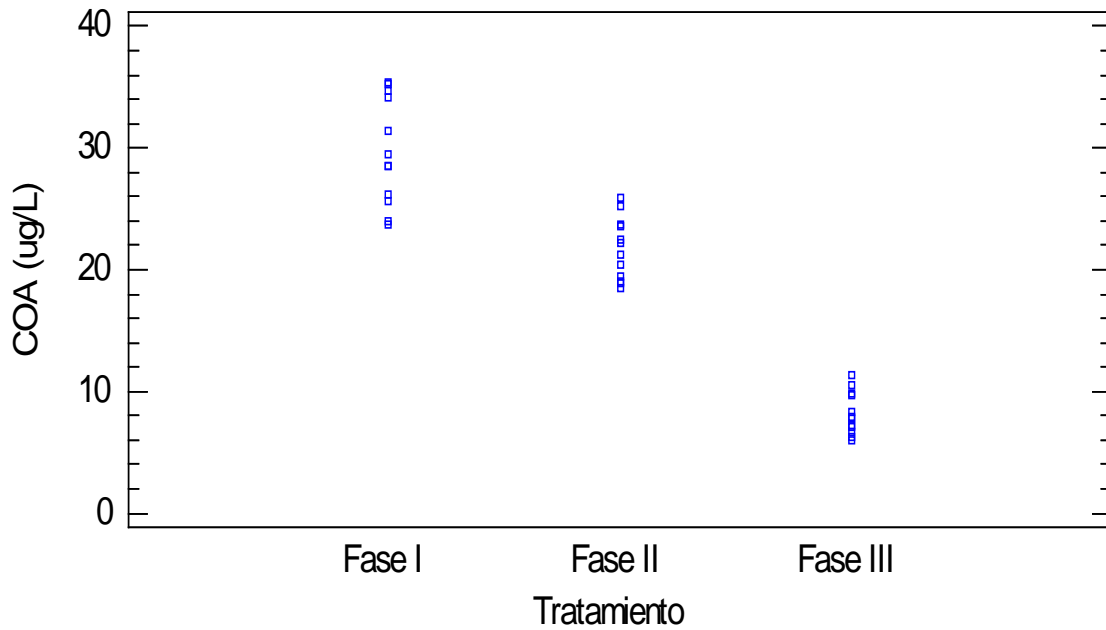


Figura 53. Dispersión de los datos de COA por tratamiento.

**Tabla 53.** Análisis de la varianza para los diferentes valores de COA del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.

<b>Fuente de variación</b>	<b>Suma de cuadrados</b>	<b>g.l</b>	<b>Cuadrado medio</b>	<b>F-calculado</b>	<b>Valor P</b>
<b>Entre grupos</b>	2834,03	2	1417,02	149,49	0,0000
<b>Dentro de los grupos</b>	312,799	33	9,47877		
<b>Total corregido</b>	3146,83	35			

El Test de Rangos Múltiples (Tabla 54) muestra una heterogeneidad entre los tratamientos de las fases experimentales I, II y III, lo que muestra una mejora en la remoción de carbono orgánico asimilable al aplicar pretratamientos como adsorción con CAP y la coagulación floculación en la membrana de ultrafiltración.

**Tabla 54.** Test de Rangos Múltiples para los diferentes valores de COA del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.

<b>Tratamiento</b>	<b>Conteo</b>	<b>Valores medios</b>	<b>Grupos Homogéneos</b>
<b>Fase III</b>	12	8,24	X
<b>Fase II</b>	12	21,72	X
<b>Fase I</b>	12	29,74	X

La membrana con o sin pre-tratamientos ha sido efectiva en la reducción de la turbiedad y partículas como los microorganismos bacterianos y los sólidos en suspensión, pero usualmente no es eficiente en la eliminación de partículas en el rango de tamaños coloidales y disueltos tal como la materia orgánica natural (Mijatovic, et al. 2004). La presencia de materia orgánica en el efluente tratado con la membrana de ultrafiltración como único tratamiento se puede considerar muy baja, con valores de remoción del 14,2% de COD, 23,1% de CODB, 25,7% de COA y un valor medio de 1,5 m<sup>-1</sup> para UV-254nm. Como el influente presentaba una baja concentración de materia orgánica, favoreció para que su remoción disminuyera de tal forma que el efluente quedaba con poca materia orgánica, y por esto también los bajos valores de COD, CODB y COA. Esta misma situación ha sido descrita por otros autores (Xia, et al. 2004; Matilainen, et al. 2010) para parámetros como

COD, incluso trabajando con membranas de ultrafiltración de bajo corte molecular (Di Zio, et al. 2005; Choi, et al. 2005). Hay una fuerte correlación entre la calidad del efluente y la del influente tal como puede apreciarse en los resultados. De la Rubia et al. (2008) y Galambos et al. (2004), comprobaron que las membranas de ultrafiltración presentaban una baja eficiencia en la eliminación de materiales orgánicos disueltos medidos como ácidos húmicos naturales en comparación a las membranas de nanofiltración. Igualmente, Mijatovic et al. (2004) estudiaron la eficiencia de membranas de ultrafiltración en la eliminación de ácidos húmicos de aguas naturales, utilizando el índice de oxidabilidad de permanganato como medida de la concentración, obteniendo resultados medios de eliminación en torno al 25%. Según esto, el sistema del presente trabajo produce un efluente de buena calidad debido a que el influente también lo tenía. La presencia en el influente de altas cantidades de materia orgánica natural, haría inservible la membrana de ultrafiltración para su control, y por tanto, la tecnología no serviría para el tratamiento de agua para el consumo humano si se usará como único tratamiento.

#### **4.2.5.6 Porcentaje de hidrofobicidad**

Las figuras 55 y 56 muestran la remoción y la dispersión de los valores del porcentaje de hidrofobicidad tanto para el influente como para el efluente usando los tratamientos de las fases I, II y III. Se observa como los resultados para el influente estuvieron alrededor de 87,0%, pero para el efluente los valores fueron muy similares entre ellos. Para la fase I se obtuvo un valor medio del 87,9%, para la fase II fue del 89,8% y para la fase III fue del 100,2%, indicando un leve aumento en el porcentaje de hidrofobicidad a medida que se aumentaban los pretratamientos a la ultrafiltración. El análisis de varianza (tabla 55) muestra diferencias estadísticamente significativas entre tratamientos, lo cual se puede apreciar claramente en el test de rangos múltiples (tabla 56).



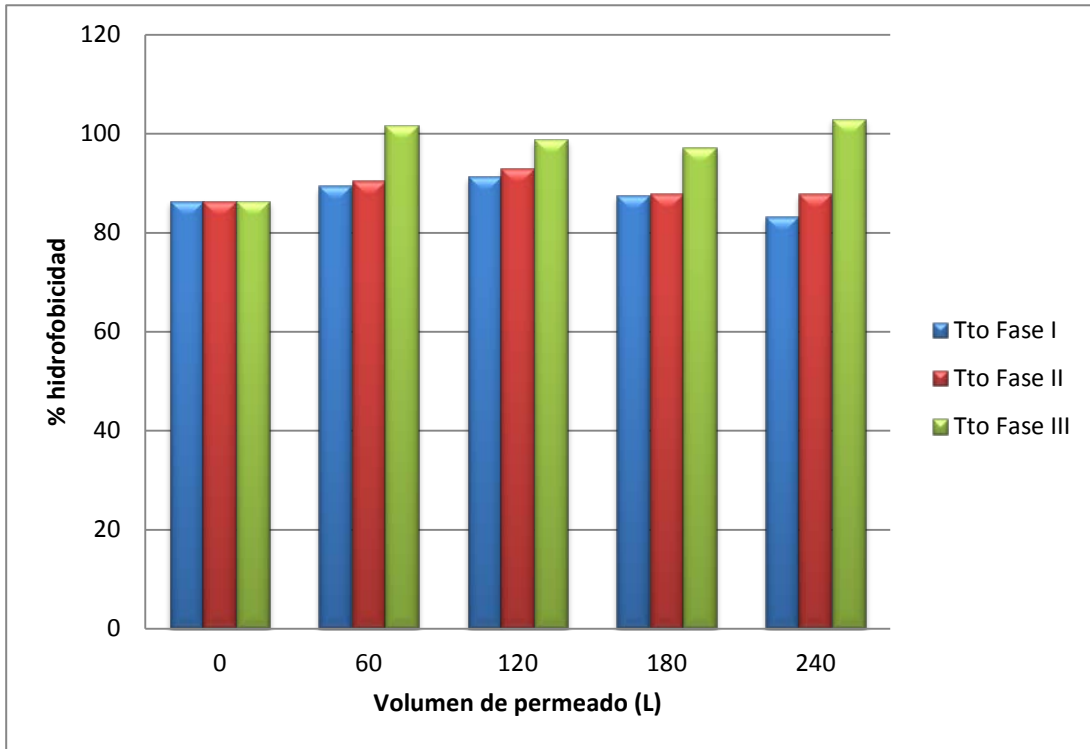


Figura 54. Variación en la remoción del porcentaje de hidrofobilidad de la planta de ultrafiltración para las diferentes fases experimentales.

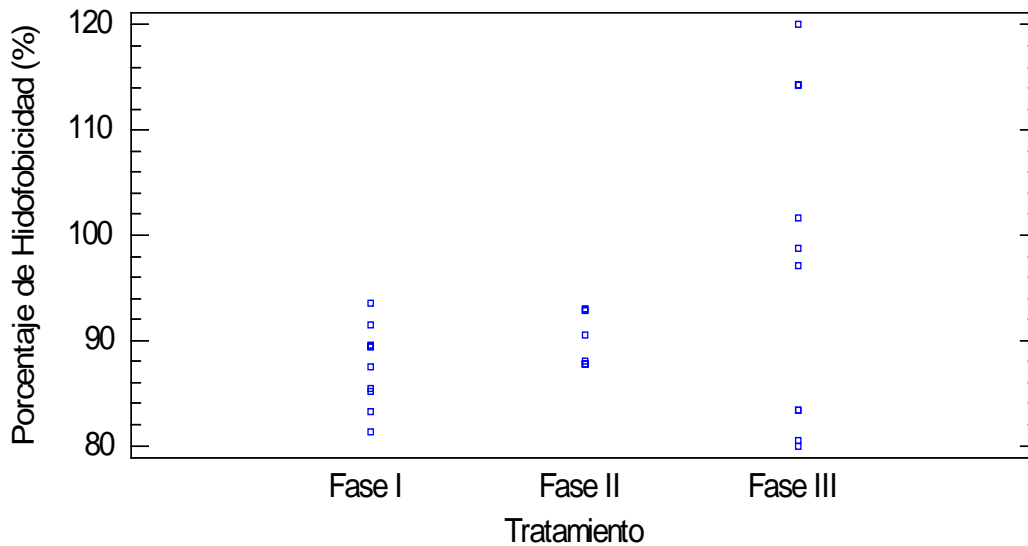


Figura 55. Dispersión de los datos del porcentaje de hidrofobilidad por tratamiento.

Tabla 55. Análisis de la varianza para los diferentes valores de porcentaje de hidrofobicidad del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.

<b>Fuente de variación</b>	<b>Suma de cuadrados</b>	<b>g.l</b>	<b>Cuadrado medio</b>	<b>F-calculado</b>	<b>Valor P</b>
<b>Entre grupos</b>	1052,65	2	526,323	6,28	0,0049
<b>Dentro de los grupos</b>	2764,29	33	83,7665		
<b>Total corregido</b>	3816,94	35			

El Test de Rangos Múltiples (Tabla 56) muestra una homogeneidad entre los tratamientos de las fases experimentales I y II, que a su vez son heterogéneos con la fase III, lo que indica la influencia del pretratamiento de coagulación-floculación a la membrana de ultrafiltración en el aumento del porcentaje de hidrofobicidad de la materia orgánica.

Tabla 56. Test de Rangos Múltiples para los diferentes valores de porcentaje de hidrofobicidad del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.

<b>Tratamiento</b>	<b>Conteo</b>	<b>Valores medios</b>	<b>Grupos Homogéneos</b>
<b>Fase I</b>	12	87,9	X
<b>Fase II</b>	12	89,8	X
<b>Fase III</b>	12	100,2	X

#### 4.2.5.7 Distribución de pesos moleculares

Las Figuras 57, 58 y 59 muestran la remoción y la dispersión de los valores de materia orgánica en términos de pesos moleculares tanto para el influente como para el efluente utilizando los tratamientos de las fases I, II y III. Como se puede observar en el influente se encontraban compuestos con pesos moleculares mayores a 1400 Da, los cuales fueron removidos por los tratamientos de las fases experimentales I, II y III, quedando solamente los de pesos moleculares menores o iguales a 1400 Da. En el efluente se obtuvo como resultado un valor medio de corte de pesos moleculares de 2301,25 Da, para la fase II de 2247,24 Da, y para la fase III de 1406,68 Da. El análisis de varianza muestra que existen

diferencias estadísticamente significativas de los valores registrados para cada uno de los tratamientos comparados de la investigación para las muestras del efluente (tabla 57).

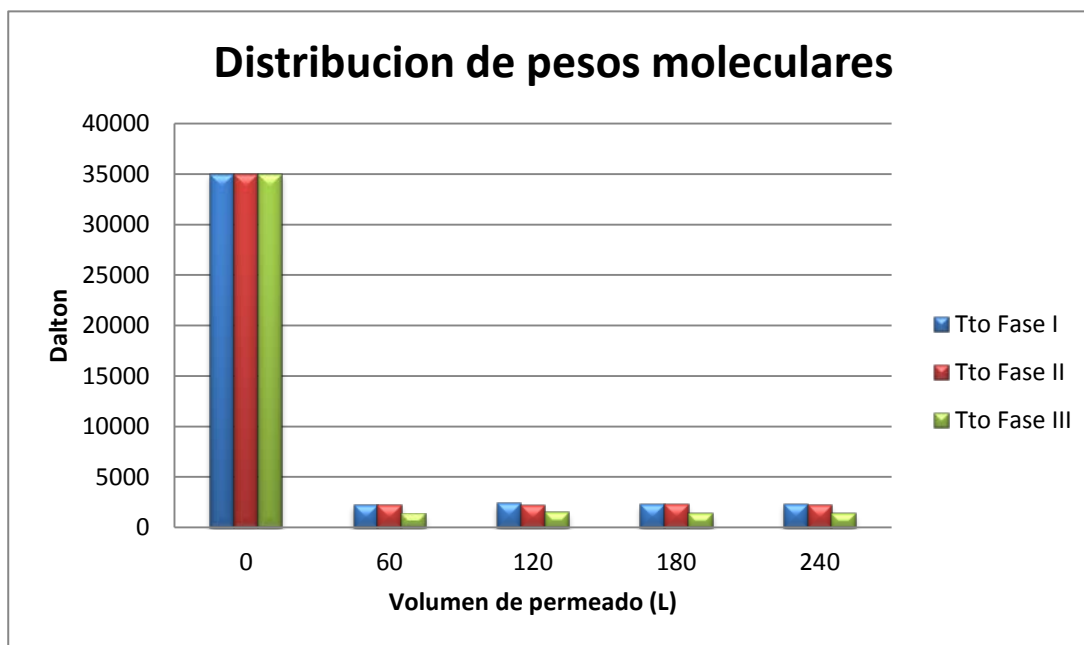


Figura 56. Variación en la remoción de materia orgánica en términos de pesos moleculares de la planta de ultrafiltración para las diferentes fases experimentales

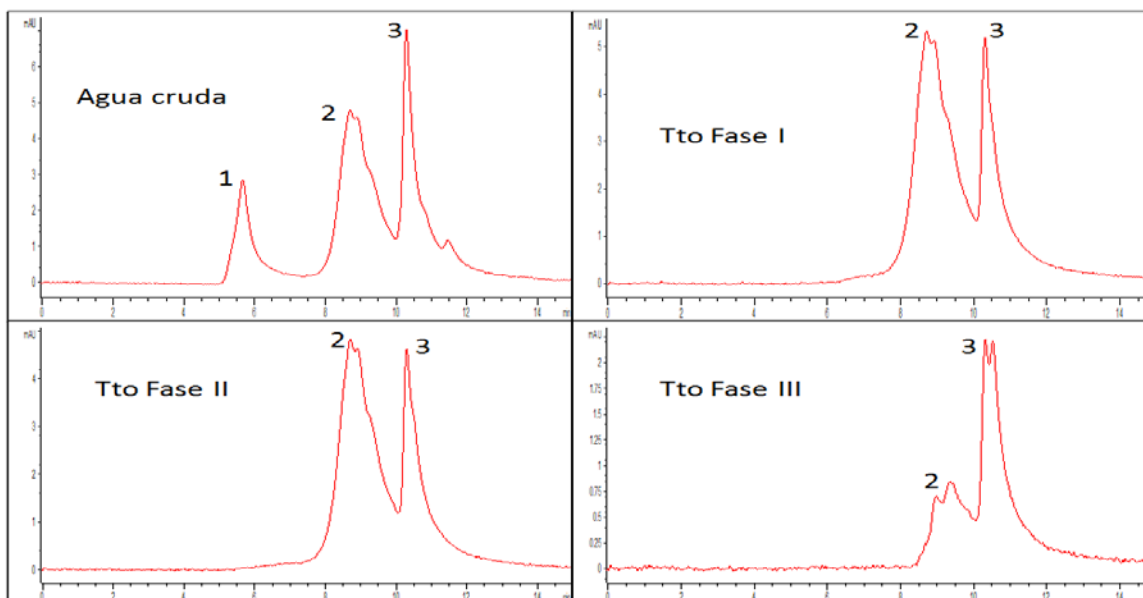


Figura 57. Cromatogramas característicos de la materia orgánica en la distribución de pesos moleculares. Los picos 1, 2 y 3 representan grupos de compuestos orgánicos que en promedio tiene un peso molecular >35000, 2300 y 1400 Dalton, respectivamente.

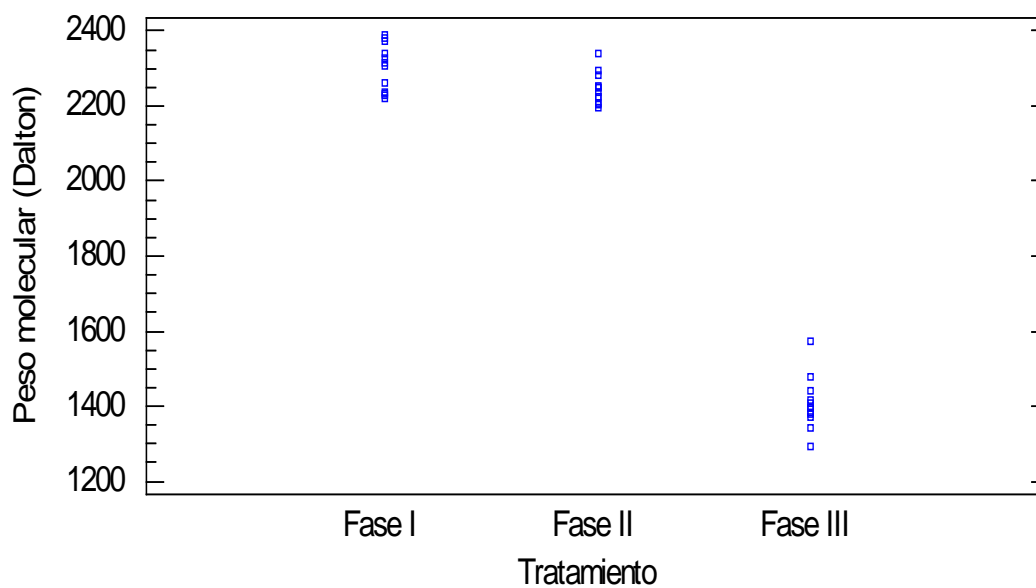


Figura 58. Dispersión de los datos de materia orgánica en términos de pesos moleculares por tratamiento.

Tabla 57. Análisis de la varianza para los diferentes valores de materia orgánica en términos de pesos moleculares del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.

Fuente de variación	Suma de cuadrados	g.l	Cuadrado medio	F-calculado	Valor P
Entre grupos	6,03891E6	2	3,01945E6	840,66	0,0000
Dentro de los grupos	118528,	33	3591,77		
<b>Total corregido</b>	<b>6,15744E6</b>	<b>35</b>			

El Test de Rangos Múltiples (Tabla 58) muestra una heterogeneidad entre los tratamientos de las fases experimentales I, II y III, lo que muestra una mejora en la remoción de materia orgánica en términos de pesos moleculares al aplicar pretratamientos como adsorción con CAP y coagulación floculación en la membrana de ultrafiltración.

Tabla 58. Test de Rangos Múltiples para los diferentes valores de materia orgánica en términos de pesos moleculares del efluente de la planta de ultrafiltración en las Fases experimentales I, II y III.

<b>Tratamiento</b>	<b>Conteo</b>	<b>Valores medios</b>	<b>Grupos Homogéneos</b>
<b>Fase III</b>	12	1406,68	X
<b>Fase II</b>	12	2247,24	X
<b>Fase I</b>	12	2301,25	X

El peso molecular de corte de membranas del presente trabajo era entre 100 y 150 kDa, lo cual quiere decir que toda partícula con un peso inferior estaría en condiciones de atravesar sin problemas la membrana, en un ambiente ideal en el que solo tuviéramos en cuenta éste parámetro y el tamaño medio de poro. Ahora bien, la MON como se explicó anteriormente es una mezcla compleja de sustancias con estructuras aun no completamente elucidadas, pero que pueden clasificarse en dos grandes grupos dependiendo de su naturaleza y afinidad por el agua, una las hidrofílicas cuyos pesos moleculares de corte son los más bajos, entre 1 kDa y 5 kDa, y otra las hidrofóbicas con pesos moleculares superiores a 5 kDa. Por tanto, se aprecia que la membrana se ajusta a lo que teóricamente se planteó y los resultados se ajustan a dichas afirmaciones. Mijatovic et al. (2004) usando una membrana de ultrafiltración del mismo corte molecular al presente trabajo obtuvo rendimientos de eliminación de materia orgánica en torno al 22%. Aunque Yoon et al. (2005) llevaron a cabo pruebas con membranas de ultrafiltración de diferentes pesos moleculares de corte, y llegaron a la conclusión de que no solo este parámetro es el único predictor de las características de eliminación de la MON ya que membranas con pesos moleculares de corte superiores tuvieron el mismo rendimiento de eliminación de la MON que aquellas con menores pesos. La densidad de carga de la materia orgánica, el ángulo de contacto con la membrana y la hidrofiliidad e hidrofobicidad de los materiales que conforman dichos compuestos orgánicos tiene la misma o aun mayor importancia (Vickers, et al. 1995; Leiknes, et al. 2004; Zularisam et al. 2006). En el presente trabajo con el tamaño medio de poro de la membrana (0.02  $\mu\text{m}$ ) se logran remover compuestos con pesos moleculares de 2300 Dalton.

Gran parte de la MON en el agua usada en el presente trabajo posee un peso molecular de corte superior a los 3500 kDa, aunque este hecho no sería muy significativo en el momento de evaluar el rendimiento de la membrana teniendo en cuenta la eliminación de precursores de subproductos de la desinfección debido a que es bien sabido que los materiales directamente responsables de este fenómeno se ubican por debajo de estos rangos de eliminación (Yoon, et al. 2003; Kim, et al. 2002; Rodríguez, et al. 2007).

En el presente trabajo se evidenció el efecto positivo que los pretratamientos de coagulación-floculación tuvieron sobre la remoción de la materia orgánica medida por UV-254nm, COD, CODB, COA, y distribución de pesos moleculares. El incremento de la remoción fue significativo pasando de una remoción de 14,2% de COD, 23,1% de CODB y 25,7% de COA a 84,3% de COD, 83,6% de CODB y 79,5% de COA, mientras el valor medio de UV-254 había sido de  $1.5 \text{ m}^{-1}$  con los pretratamientos de coagulación-floculación fue de  $1,2 \text{ m}^{-1}$ . El punto de corte de la materia orgánica fue aproximadamente 1406 Dalton, mientras que sin pretratamiento fue de 2300 Dalton.

El ensayo de la absorbancia a 254 nm monitorea la fracción de la MON de tamaño macro molecular, generalmente con estructuras aromáticas (Kabsch-Korbutowicz, 2005) quedando excluidas la fracción orgánica de menor tamaño cuyos compuestos no tienen absorbancia 254nm. Este fenómeno puede ser explicado por la desestabilización causada sobre la MON debido a los productos hidrolizados del sulfato de aluminio usado como coagulante y su posterior agregación en la cámara de floculación, lo cual mejoró la remoción de la MON. Ha sido demostrada que la eliminación de la MON por medio de la ultrafiltración puede ser incrementada por la adición de coagulantes al influente (Tian, et al. 2010; Konieczny, et al. 2009; Barbot, et al. 2008). Los mecanismos de desestabilización de la materia orgánica al adicionar coagulante al agua incluyen entre otros la neutralización de la carga superficial del coloide, aunque las características específicas de los materiales tales como la distribución de pesos moleculares, y las características hidrofílicas e hidrofóbicas de los coloides han mostrado tener una influencia significativa en la eficiencia de la eliminación de MON (Matilainen, et al. 2010). Tras la neutralización y posterior desestabilización se debe favorecer que las partículas se agreguen y formen complejos o

flóculos con un diámetro mayor. El punto de muestreo de la fase III buscó como principal objetivo favorecer dicho fenómeno.

Si bien es cierto que la coagulación-floculación mejoró mucho la remoción de ciertos parámetros de la materia orgánica, también es necesario mencionar que dejando pasar en el efluente el material orgánico con un tamaño menor o igual a 1406 Dalton ayudo a cribar aún más la materia orgánica. Según el SUVA<sub>254</sub> (valores de 11,0 L/mg-m), se aumentaron los compuestos aromáticos en el efluente, ósea que del contenido de materia orgánica presente en el efluente casi todo estaba conformado por compuestos cromóforos e hidrofóbicos. Esto se comprueba con el porcentaje de hidrofobicidad al aumentar del 84,2% en el afluente a un 98,8% en el efluente.

### **4.3 Resultados fase IV**

Una de las ventajas de utilizar membranas de ultrafiltración en la potabilización de aguas es que permite reducir la aplicación de desinfectantes químicos, dado que se realiza una desinfección física. Sin embargo, la presencia de materia orgánica en el efluente tras el tratamiento de ultrafiltración como único tratamiento, puede facilitar el desarrollo de microorganismos, principalmente a través de biopelículas (Florjanič y Kristl, 2011), lo cual afectará tanto a la zona de permeado de la membrana, sistemas de almacenamiento y distribución del agua con el consiguiente riesgo para la salud pública (Florjanič y Kristl, 2011) como se ha comentado en apartados anteriores.

#### **4.3.1 Diseño experimental categórico de un solo factor**

Los resultados del diseño experimental se muestran en la tabla 59. Las concentraciones de cada ácido están dadas en  $\mu\text{g/L}$ , y la concentración total de ácidos haloacéticos correspondió a la suma de las concentraciones de los ácidos individuales.

Tabla 59. Diseño categórico de un solo factor incluyendo resultados de formación de subproductos de desinfección.

<b>Corridas</b>	<b>Trata- miento</b>	<b>MCAA (µg/L)</b>	<b>DCAA (µg/L)</b>	<b>TCAA (µg/L)</b>	<b>MBAA (µg/L)</b>	<b>TBAA (µg/L)</b>	<b>BDCAA (µg/L)</b>	<b>HAA Totales (µg/L)</b>
<b>1</b>	Fase I	5.343	0.0	4.669	0.0	0.0	1.828	11.84
<b>2</b>	Fase I	6.027	0.0	7.017	0.0	0.0	1.874	14.918
<b>3</b>	Fase II	6.389	0.0	4.905	0.0	0.0	1.71	13.004
<b>4</b>	Fase III	6.013	0.0	2.147	0.0	0.0	2.534	10.694
<b>5</b>	Fase III	6.923	0.0	2.614	0.0	0.0	2.601	12.138
<b>6</b>	Fase II	6.863	0.0	5.226	0.0	0.0	1.774	13.863
<b>7</b>	Fase II	6.196	0.0	5.681	0.0	0.0	1.67	13.548
<b>8</b>	Fase I	5.279	0.0	5.886	0.0	0.793	1.826	13.783
<b>9</b>	Fase III	7.996	0.0	3.107	0.0	1.042	2.749	14.895

Como puede verse de la tabla 59, como el DCAA y el MBAA no presentaron valores por encima del límite de cuantificación, fueron excluidos del análisis de comparación de muestras. Los resultados obtenidos con el diseño se muestran condensados en la figura 60.



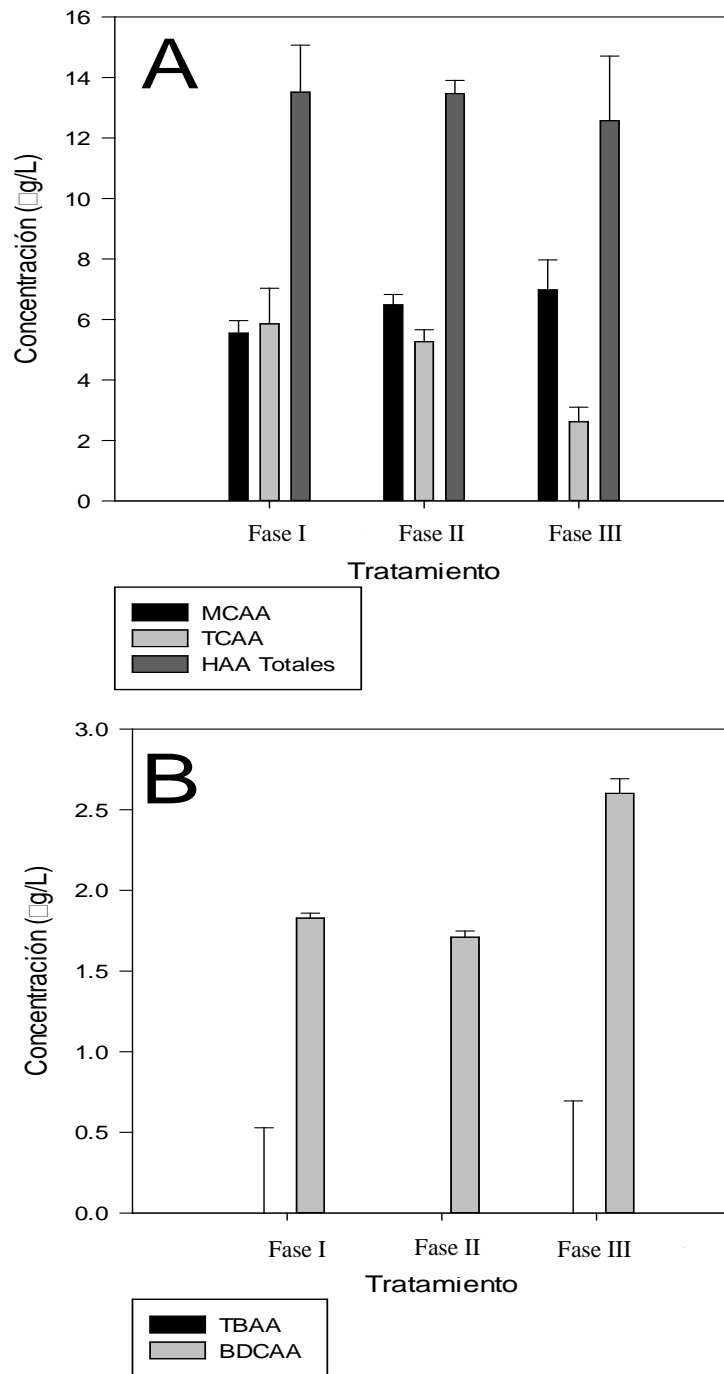


Figura 59. Gráfico de A) Medias (SD) y B) Medianas (Error estándar) para las respuestas obtenidas.

- *Verificación de normalidad y homocedasticidad:*

Los resultados de los test de Shapiro – Wilk y del test de Levene se muestran en la tabla 60.

Tabla 60. Análisis de distribución y homocedasticidad para cada respuesta.

<b>Test</b>	<b>MCAA (µg/L)</b>	<b>TCAA (µg/L)</b>	<b>TBAA (µg/L)</b>	<b>BDCAA (µg/L)</b>	<b>HAA Totales (µg/L)</b>
<b>Shapiro - Wilk</b>					
<b>W</b>	0.939	0.947	0.565	0.784	0.948
<b>Valor p</b>	0.567908	0.64939	6.53 x 10 <sup>-5</sup> *	0.013913*	0.66003
<b>Levene</b>					
<b>L</b>	1.019	1.246	0.518	1.001	0.987
<b>Valor p</b>	0.415965	0.352788	0.620078	0.421408	0.425861

\*Efecto significativo

Considerando un nivel de confianza del 95%, pudo concluirse que no se presentaron diferencias significativas entre las desviaciones estándar para ninguna de las respuestas ( $p > 0.05$  en todos los casos), considerándose que los datos fueron homocedásticos. Los datos de TBAA y de BDCAA tuvieron valores p por debajo de 0.05, pudiéndose rechazar la hipótesis de que provienen de una distribución normal. Por este motivo, la comparación entre tratamientos para estos dos ácidos se realizó con el test de Kruskal – Wallis, soportado con gráficos de caja y bigotes. La comparación entre tratamientos para MCAA, TCAA y los HAA totales, cuyos datos provienen de una distribución normal, se realizó entonces mediante análisis de varianza apoyada en test de Tukey.

- *Comparación entre medidas de tendencia central:*

La tabla ANOVA descompone la varianza de las concentraciones de cada ácido en dos partes: una entre los diferentes tratamientos y otra dentro de cada tratamiento para el mismo analito. La proporción F es la medida de la proporción entre la varianza entre tratamientos y la varianza interna de cada tratamiento. Las proporciones F y los valores p de las tablas ANOVA para MCAA, TCAA y los HAA totales se muestra en la tabla 61.

Tabla 61. Proporción F y valores p tomados de las tablas ANOVA.

<b>Respuesta</b>	<b>Proporción F</b>	<b>Valor p</b>
<b>MCAA</b>	3.71	0.0894
<b>TCAA</b>	15.17	0.0045*
<b>HAA Totales</b>	0.35	0.7166

\* Efecto significativo.

Sólo el TCAA presentó diferencias significativas entre sus tratamientos, indicando que el potencial de formación de MCAA y de los ácidos haloacéticos totales no es esencialmente diferente entre los tratamientos. Las diferencias entre los tratamientos para el TCAA se muestran en la tabla 62, que muestran los resultados del test de Tukey.

Tabla 62. Test de Tukey de múltiples rangos para el TCAA para el 95% de confianza.

<b>Tratamiento</b>	<b>Conteo</b>	<b>Valores medios</b>	<b>Grupos Homogéneos</b>
<b>Fase III</b>	3	2.623	X
<b>Fase II</b>	3	5.271	X
<b>Fase I</b>	3	5.857	X

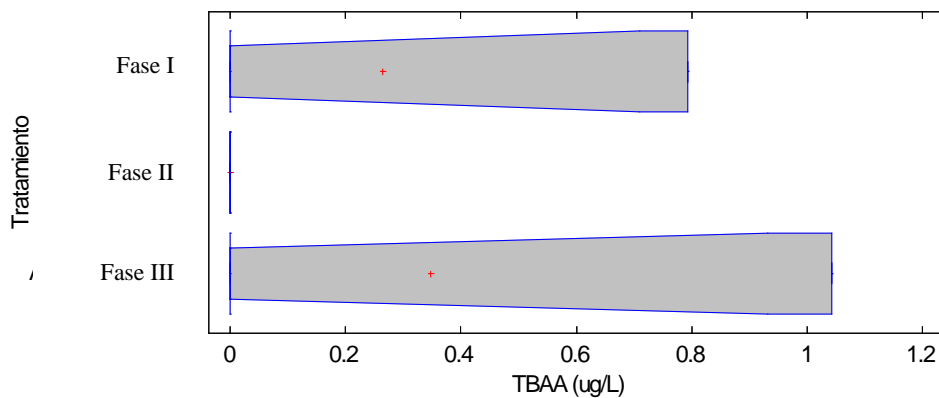
La tabla 62 muestra que hay dos grupos homogéneos cuyas medias no difieren entre sí, estos son la fase I y la fase II, los cuales son heterogéneos con la fase III, lo que indica que el pretratamiento de coagulación-floculación es el proceso que influye sobre la disminución de los precursores de TCAA en el agua.

En cuanto a los ácidos que no presentan distribución normal, el TBAA y el BDCAA, se realizó la comparación entre los tratamientos mediante el test de Kruskal – Wallis. El valor del estadístico y su significancia al 95% de confianza se muestran en la tabla 63. Los resultados de la prueba fueron apoyados mediante gráficos de caja y bigotes (figura 61), donde se resalta el intervalo de confianza de la mediana.

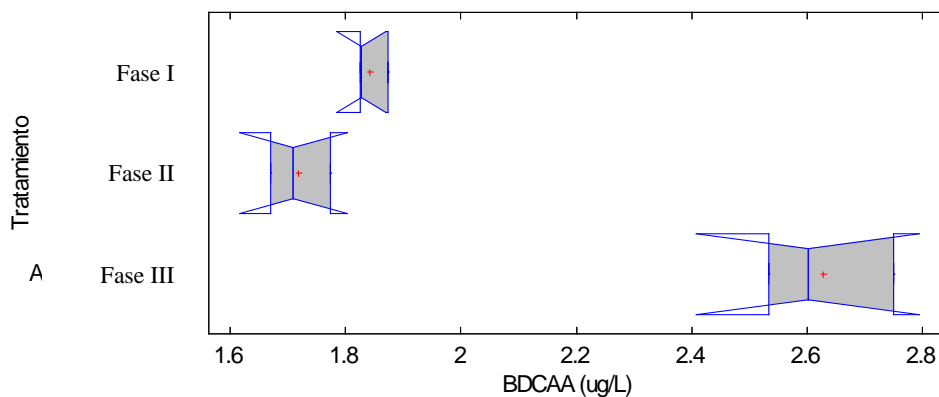
Tabla 63. Resultados del test de Kruskal – Wallis.

<b>Respuesta</b>	<b>Valor del estadístico</b>	<b>Valor p</b>
<b>TBAA</b>	1.16667	0.5580
<b>BDCAA</b>	7.2	0.0273

De la figura 61 A, se nota que los tres tratamientos tienen la misma mediana pese a la gran dispersión de los datos para la fase I y la fase III, lo que explica el alto valor de p para el TBAA. Se notaron diferencias significativas para el BDCAA, donde el tratamiento de la fase III presentó una mediana significativamente diferente a la de los otros dos tratamientos.



(A)



(B)

Figura 60. Gráficos de caja y bigotes para a) TBAA y b) DCBAA.

### 4.3.2 Trihalometanos

Para los trihalometanos se obtuvieron los resultados mostrados en la tabla 64.

Tabla 64. Concentración de Trihalometanos para cada tratamiento experimental.

Fases experimentales	Cloroformo (ug/L)	Bromodiclorometano (ug/L)	Dibromoclorometano (ug/L)	Bromoformo (ug/L)
Fase I	<5.00	<5,00	<5,00	<5,00
	5.48	<5,00	<5,00	<5,00
	<5.00	<5,00	<5,00	<5,00
Fase II	<5.00	<5,00	<5,00	<5,00
	6.18	<5,00	<5,00	<5,00
	<5.00	<5,00	<5,00	<5,00
Fase III	8.89	<5,00	<5,00	<5,00
	<5.00	<5,00	<5,00	<5,00
	<5.00	<5,00	<5,00	<5,00

Limite de cuantificación <5.00 ug/L para todos los THM.

Como se observa en la Tabla 64, el único THM que mostró presencia en los tres tratamientos por encima del límite de cuantificación del método fue el cloroformo. Esto era de esperarse ya que el cloroformo es uno de los THM más abundantes en las aguas potables. Por otra parte los resultados nos muestran que la concentración total de los THM es muy poca. Aunque se halla dosificado con ClO<sub>2</sub>, las concentraciones de los THM totales es demasiado baja cumpliendo con la reglamentación de la USEPA para los THM totales que es de 80ug/L. Autores como Harris (2001) y Sorlini et al. (2014) han encontrado en plantas convencionales de potabilización que el ClO<sub>2</sub> reduce la formación de THM totales entre un 20-40%, en comparación con otros desinfectantes clorados. Salazar (2012) en un estudio anterior realizado en la Planta Manantiales con los procesos convencionales de potabilización y realizando una desinfección con ClO<sub>2</sub>, arroja valores de THM totales de 50ug/L y 82 ug/L de HAA totales aproximadamente. Comparando estos valores con los obtenidos de la Tabla 64, utilizando la planta piloto de ultrafiltración junto con la post-cloración con ClO<sub>2</sub>, vemos como se logra reducir el contenido de Trihalometanos totales hasta valores cercanos a 10ug/L

## 5 CONCLUSIONES

En evaluó el comportamiento general de la planta piloto y de la membrana de ultrafiltración LEGIO.Filter. Se determinó su fiabilidad, resistencia físico-química y mecánica. También la respuesta a los diferentes parámetros fisicoquímicos, microbiológicos y de caracterización de materia orgánica para los cuales algunos fueron satisfactorios en cuanto a los altos porcentajes de remoción arrojados, en las diferentes configuraciones de tratamientos ensayados.

La membrana de ultrafiltración Legio.Filter utilizada en este trabajo, es una membrana de gran resistencia tanto físico-química como mecánica, con una gran capacidad de durabilidad si cuenta con los pretratamientos y las limpiezas indicadas que ayuden a mitigar el ensuciamiento y la obstrucción de los poros al interior de la membrana. Para tratar el agua cruda proveniente del embalse Riogrande II, la membrana necesita de pretratamientos como la adsorción, coagulación, floculación y la sedimentación para poder tener un desarrollo óptimo en la producción de agua potable, ya que con estos pretratamientos pudo mantener una presión transmembrana de alrededor de 0.5 bares (presión que indica la condición óptima de permeabilidad de la membrana, Tabla 8) durante el transcurso de la Fase III.

Para poder recuperar la permeabilidad de la membrana de ultrafiltración utilizada en este trabajo en términos de PTM, más que la limpieza química o el lavado hacia delante, lo vital fue el lavado a contraflujo en ciclos periódicos tales que no permitió que se formara la capa compacta ni que se obstruyeran los poros internos de la membrana. Realizar este tipo de limpieza volvió más complejo el funcionamiento de la planta de ultrafiltración, sobre todo por el volumen de agua que se manejó.

La planta piloto de ultrafiltración como único tratamiento no fue eficaz para potabilizar el agua cruda proveniente del embalse Riogrande II. La membrana de ultrafiltración solo fue eficaz para remover turbidez, sólidos suspendidos totales, E. coli, coliformes totales, pseudomonas y heterótrofos, que tuvieron remociones del 99, 100, 100, 100, 100 y 99% respectivamente. Los demás parámetros tuvieron remociones muy bajas o casi nulas. Se

puede decir que la planta de ultrafiltración como único tratamiento remueve los sólidos suspendidos, turbiedad y desinfecta físicamente el agua cruda que entra a la planta Manantiales.

Cuando se utiliza la planta piloto con la adsorción con carbón activado en polvo como pretratamiento, la configuración de tratamiento no potabiliza el agua cruda proveniente del embalse Riogrande II. El pretratamiento no es beneficioso para la integridad física de la membrana de ultrafiltración, ocasionando problemas de pérdida de presión transmembrana y por consiguiente pérdida de rendimiento del proceso de producción de permeado. Además el permeado no es de muy buena calidad, es muy similar a la configuración donde la planta piloto de ultrafiltración actúa como único tratamiento, la membrana remueve únicamente sólidos suspendidos, turbiedad y desinfecta físicamente el agua cruda proveniente del embalse Riogrande II.

Pretratamientos como la adsorción con carbón activado en polvo, coagulación, floculación y sedimentación, beneficiaron a la planta piloto de ultrafiltración la cual logró obtener un permeado de excelente calidad cumpliendo con la reglamentación colombiana para agua potable en cuanto a los parámetros fisicoquímicos, microbiológicos y de caracterización de materia orgánica. El agua cruda proveniente del embalse Riogrande II fue potabilizada logrando mantener una integridad física, química y mecánica de la membrana. La configuración de tratamiento de la Fase III, es el mejor tren de tratamiento ensayado en este trabajo de investigación.

Los iones metálicos (aluminio, hierro y manganeso) y aniones (cloruro, nitratos y sulfatos) asociados a coloides de tamaños superiores al poro de la membrana presentes en el agua cruda del embalse Riogrande II, se remueven por el proceso de cribado que realiza la membrana de ultrafiltración.

El pretratamiento de coagulación-floculación y sedimentación de alta tasa que realiza la planta potabilizadora Manantiales, tiene una gran influencia en el mejoramiento de la calidad del permeado de la planta piloto de ultrafiltración, y del proceso de ultrafiltrado

proporcionando mejores condiciones en cuanto a la reducción del ensuciamiento de la membrana, por consiguiente alargando la vida útil de la misma.

La membrana de ultrafiltración utilizada en esta investigación es una buena alternativa de tratamiento terciario para la planta de potabilización Manantiales, para la remoción de materia orgánica natural con peso molecular superior a 1400Dalton.

La coagulación-floculación como pretratamiento a la planta piloto de ultrafiltración influye significativamente en la reducción de los precursores de Ácidos Haloacéticos del agua proveniente del embalse Riogrande II, utilizando dióxido de cloro en el proceso de post-cloración.

El dióxido de cloro utilizado en el proceso de post-cloración es una buena alternativa de tratamiento para disminuir la formación de Trihalometanos combinado con un pretratamiento de desinfección física como la ultrafiltración.



## **6 TRABAJOS FUTUROS**

Se debe investigar más sobre esta la tecnología de membranas para que pueda ser aplicada en un futuro en la planta de potabilización Manantiales. Las tecnologías limpias como esta se debe tratar de implementar en lo posible. Se deben hacer trabajos en continuo, ya que por lotes es muy poca la información que se puede recolectar. Mirar muy a fondo el comportamiento de la membrana como tal; los tipos de ensuciamiento, si son reversibles o irreversibles. También mirar el tipo de material de la membrana, si es útil con el tipo de materia orgánica que entra a la planta potabilizadora.

Se recomienda seguir el trabajo de investigación con la misma configuración de membrana utilizado en este trabajo, el tipo de filtrado final-ciego es uno de los más utilizados para el tipo de agua cruda con las características del embalse Riogrande II.

Un buen empalme con este trabajo sería colocar una planta piloto de ultrafiltración de mayor capacidad, colocarla a trabajar en continuo por un tiempo mínimo de un año y evaluar su comportamiento en los diferentes tiempos climáticos.

Realizar ensayos con membranas de ultrafiltración y la post-cloración realizarla con el cloro gaseoso utilizado en la planta Manantiales y otros desinfectantes clorados como el hipoclorito. Realizar mediciones de Ácidos Haloacéticos y Trihalometanos para comparar los resultados y decidir cuál es la mejor opción en cuanto a que desinfectante convendría mas utilizar en la planta potabilizadora.

Se debe profundizar más en evaluar el dióxido de cloro, no tanto en la parte de pre-oxidación sino en el proceso de desinfección o post-cloración. Los niveles de subproductos de desinfección encontrados en la planta Manantiales han sido objeto de preocupación porque aunque no sobrepasan los límites permisibles, son altos en concentración.

## 7 BIBLIOGRAFIA

Aiken GR, McKnight DM, Thorn KA, Thurman EM. 1992. Isolation of hydrophilic organic acids from water using nonionic macroporous resins. *Organic Geochemistry* 18:567-573.

Arévalo J, Garralón G, Plaza F, Moreno B, Pérez J, Gómez MÁ. 2009. Wastewater reuse after treatment by tertiary ultrafiltration and a membrane bioreactor (MBR): a comparative study. *Desalination* 243:32-41.

Arnal JM, García-Fayos B, Sancho M, Lora J, Verdú G. 2006. Water potabilization in developing countries: membrane technology and natural coagulants. *Desalination* 200:325-326.

Arnal JM, Sancho M, García Fayos B, Lora J, Verdú G. 2007. Aquapot: UF real applications for water potabilization in developing countries. Problems, location and solutions adopted. *Desalination* 204:316-321.

Arnal JMA, Fernández MS, Martín GV, García JL, Zafrilla JMG, Candela JI, Peiró IF, Martínez IT. 2002. Design and construction of a water potabilization membrane facility and its application to the third world countries. Preliminary tests. *Desalination* 145:305-308.

B. Eikebrokk RDVaHL. 2004. NOM increase in Northern European source waters: discussion of possible causes and impacts on coagulation/contact filtration processes. *Water Science and Technology: Water Supply* 4:47-54.

Barbot E, Moustier S, Bottero JY, Moulin P. 2008. Coagulation and ultrafiltration: Understanding of the key parameters of the hybrid process. *Journal of Membrane Science* 325:520-527.

Bergamasco R, Konradt-Moraes LC, Vieira MF, Fagundes-Klen MR, Vieira AMS. 2011. Performance of a coagulation–ultrafiltration hybrid process for water supply treatment. *Chemical Engineering Journal* 166:483-489.

Block CJ, Haudidier K, Paquin JL, Miazga J, Levi Y. 1993. Biofouling. 6:333-343.

Boisvert J-P, To TC, Jolicoeur C. 1999. On the use of dead-end ultrafiltration for the study of the influence of sulfate and/or silicate on particle size distribution in concentrated and partially prehydrolyzed Al(III) flocculants. *Journal of Membrane Science* 153:143-154.

Bond T, Goslan EH, Parsons SA, Jefferson B. 2010. Disinfection by-product formation of natural organic matter surrogates and treatment by coagulation, MIEX® and nanofiltration. *Water Research* 44:1645-1653.

Bose P, Reckhow DA. 2007. The effect of ozonation on natural organic matter removal by alum coagulation. *Water Research* 41:1516-1524.

Bruggen BVd, Vandecasteele C, Gestel TV, Doyen W, Leysenb R. 2004. A Review of Pressure-Driven Membrane Processes in Wastewater Treatment and Drinking Water Production. *Environmental Progress* 22:46-56.

Campinas M, Rosa MJ. 2010. Assessing PAC contribution to the NOM fouling control in PAC/UF systems. *Water Research* 44:1636-1644.

Campinas MMP. 2009. Removal of Cyanobacteria and Cyanotoxins from Drinking Water by Powdered Activated Carbon Adsorption/Ultrafiltration  
PhD thesis in Environmental Sciences and Technologies, University of Algarve, Faro, Portugal.

CDC. 1999. A Century of U.S. Water Chlorination and Treatment: One of the Ten Greatest Public Health Achievements of the 20th Century. *Morbidity and Mortality Weekly Report (MMWR)* 48:621-629.

CEPIS. 2005. b) Guía para el diseño de desarenadores y sedimentadores. Lima, Perú: Publicación del Centro Panamericano de Ingeniería Sanitaria y Ciencias del Ambiente, Organización Panamericana de la Salud (OPS).

CEU. 1998. Council Directive 98/83/EC of 3 November 1998 on the quality of water intended for human consumption Official Journal L 330:32-54.

Cornelissen ER, Rebour L, van der Kooij D, Wessels LP. 2009. Optimization of air/water cleaning (AWC) in spiral wound elements. *Desalination* 236:266-272.

Costa AR, de Pinho MN, Elimelech M. 2006. Mechanisms of colloidal natural organic matter fouling in ultrafiltration. *Journal of Membrane Science* 281:716-725.

Council CCCAC. 2006. Drinking Water Chlorination: A Review of Disinfection Practices and Issues. *Water Conditioning and Purification Magazine* 48.

Croué JALaJ-P. 2003. Characterizing Aquatic Dissolved Organic Matter. *Environmental Science and Technology* 37:18A-26A.

Cuellar W. 2012. Gestión ambiental de nuestras cuencas y embalses. EPM una Empresa de Agua. Antioquia-Colombia. Ponencia. Camara de asuntos Ambientales, Andesco.

Chen W, Liu J. 2012. The possibility and applicability of coagulation-MBR hybrid system in reclamation of dairy wastewater. *Desalination* 285:226-231.

Cheng W, Dastgheib SA, Karanfil T. 2005. Adsorption of dissolved natural organic matter by modified activated carbons. *Water Research* 39:2281-2290.

Chien CC, Kao CM, Chen CW, Dong CD, Wu CY. 2008. Application of biofiltration system on AOC removal: Column and field studies. *Chemosphere* 71:1786-1793.

Choi H, Kim H-S, Yeom I-T, Dionysiou DD. 2005. Pilot plant study of an ultrafiltration membrane system for drinking water treatment operated in the feed-and-bleed mode. *Desalination* 172:281-291.

Chow AT, Dahlgren RA, Gao S. 2005. Physical and chemical fractionation of dissolved organic matter and trihalomethane precursors: A review. *Journal of Water Supply: Research and Technology—AQUA* 54:475-507.

Christopher SR, Okun DA. 1998. Tratamiento de agua superficiales para países en desarrollo. Mexico.

De la Rubia Á, Rodríguez M, León VM, Prats D. 2008. Removal of natural organic matter and THM formation potential by ultra- and nanofiltration of surface water. *Water Research* 42:714-722.

Deshmukh AP, Pacheco C, Hay MB, Myneni SCB. 2007. Structural environments of carboxyl groups in natural organic molecules from terrestrial systems. Part 2: 2D NMR spectroscopy. *Geochimica et Cosmochimica Acta* 71:3533-3544.

Di Zio A, Prisciandaro M, Barba D. 2005. Disinfection of surface waters with UF membranes. *Desalination* 179:297-305.

Dotson AD, Keen VS, Metz D, Linden KG. 2010. UV/H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> treatment of drinking water increases post-chlorination DBP formation. *Water Research* 44:3703-3713.

Drikas M, Dixon M, Morran J. 2011. Long term case study of MIEX pre-treatment in drinking water; understanding NOM removal. *Water Research* 45:1539-1548.

Duan J, Gregory J. 2003. Coagulation by hydrolysing metal salts. *Advances in Colloid and Interface Science* 100–102:475-502.

Duke MC, Mee S, da Costa JCD. 2007. Performance of porous inorganic membranes in non-osmotic desalination. *Water Research* 41:3998-4004.

Echeverría F, Castaño JG, Arroyave C, Peñuela G, Ramírez A, Morató J. 2009. Caracterización de depósitos formados en un sistema de distribución de agua potable. *Ingeniare Revista chilena de ingeniería* 17:275-281.

Edzwald JK. 1993. Coagulation in drinking water treatment: particles, organics and coagulants. *water science and technology* 27:21-35.

EPA U. 2000. The History of Drinking Water Treatment. Office of Water (4606). EPA-816-F-00-006. United States Environmental Protection Agency.

EPA U. 2001. Stage 1 Disinfectants and Disinfection Byproducts Rule. EPA 816-F-01-014. Office of Water 4607. United States Environmental Protection Agency.

EPA U. 2002. The Occurrence of Disinfection By-Products (DBPs) of Health Concern in Drinking Water: Results of a Nationwide DBP Occurrence Study. EPA/600/R-02/068. National Exposure Research Laboratory, Office of Research and Development, US Environmental Protection Agency, Athens, GA.

EPA U. 2005. Determination of chlorination disinfection by-products, chlorinated solvents, and halogenated pesticides/herbicides in drinking water by liquid-liquid extraction and gas chromatography with electron-capture detection. National Exposure Research Laboratory, Office of Research and Development, US Environmental Protection Agency, Cincinnati, US.

EPM. 2004. Empresas Públicas de Medellín E.S.P. Estados Contables, Informe Ambiental, Informe de Responsabilidad Social Empresarial, Informe de Responsabilidad Social Empresarial. Medellín, Colombia:85.

EPM. 2006. Empresas Públicas de Medellín E.S.P. Normas de Diseño de Sistemas de Acueducto de las Empresas Públicas de Medellín E.S.P. Primera Edición. Medellín, Colombia:62.

EPM. 2009. Gestión Integral de embalses en EPM. Revista Empresas Públicas de Medellín 1:3.

Escobar-Hoyos LF, Hoyos-Giraldo LS, Londoño-Velasco E, Reyes-Carvajal I, Saavedra-Trujillo D, Carvajal-Varona S, Sánchez-Gómez A, Wagner ED, Plewa MJ. 2013. Genotoxic and clastogenic effects of monohaloacetic acid drinking water disinfection by-products in primary human lymphocytes. *Water Research* 47:3282-3290.

Escobar IC, Randall AA. 2001. Assimilable organic carbon (AOC) and biodegradable dissolved organic carbon (BDOC):: complementary measurements. *Water Research* 35:4444-4454.

Escobar IC, Randall AA, Taylor JS. 2001. Bacterial Growth in Distribution Systems: Effect of Assimilable Organic Carbon and Biodegradable Dissolved Organic Carbon. *Environmental Science and Technology* 35:3442-3447.

Evans CD, Monteith DT, Cooper DM. 2005. Long-term increases in surface water dissolved organic carbon: Observations, possible causes and environmental impacts. *Environmental Pollution* 137:55-71.

Fabris R, Chow CWK, Drikas M, Eikebrokk B. 2008. Comparison of NOM character in selected Australian and Norwegian drinking waters. *Water Research* 42:4188-4196.

Florjanič M, Kristl J. 2011. The control of biofilm formation by hydrodynamics of purified water in industrial distribution system. *International Journal of Pharmaceutics* 405:16-22.

Frias J, Ribas F, lucena F. 1995. Comparison of methods for the measurement of biodegradable organic carbon and assimilable organic carbon in water. *Water Research* 29:2785-2788.

Fristachi A, Rice G. 2007. Estimation of the total daily intake of NDMA attributable to drinking water. *Journal of Water and Health* 5:341-355.

Galambos I, Vatai G, Bekássy-Molnár E. 2004. Membrane screening for humic substances removal. *Desalination* 162:111-116.

GCDWQ. 2010. Guidelines for Canadian Drinking Water Quality Summary Table. Federal-Provincial-Territorial Committee on Drinking Water of the Federal-Provincial-Territorial Committee on Health and the Environment.

Ghalloussi R, Garcia-Vasquez W, Chaabane L, Dammak L, Larchet C, Deabate SV, Nevakshenova E, Nikonenko V, Grande D. 2013. Ageing of ion-exchange membranes in electro dialysis: A structural and physicochemical investigation. *Journal of Membrane Science* 436:68-78.

Gibert O, Lefèvre B, Fernández M, Bernat X, Paraira M, Calderer M, Martínez-Lladó X. 2013. Characterising biofilm development on granular activated carbon used for drinking water production. *Water Research* 47:1101-1110.

Gigault J, Grassl B, Lespes G. 2012. Size characterization of the associations between carbon nanotubes and humic acids in aqueous media by asymmetrical flow field-flow fractionation combined with multi-angle light scattering. *Chemosphere* 86:177-182.

Godoy J, Jaimez J, Botana AM. 2007. Fraccionamiento Campo-Flujo aplicado al análisis de proteínas. *Boletín de la Sociedad Química de México* 1:42-53.



Gómez M, de la Rúa A, Garralón G, Plaza F, Hontoria E, Gómez MA. 2006. Urban wastewater disinfection by filtration technologies. *Desalination* 190:16-28.

Haddix PL, Shaw NJ, LeChevallier MW. 2004. Characterization of Bioluminescent Derivatives of Assimilable Organic Carbon Test Bacteria. *Applied and Environmental Microbiology* 70:850-854.

Hammes F, Meylan S, Salhi E, Köster O, Egli T, von Gunten U. 2007. Formation of assimilable organic carbon (AOC) and specific natural organic matter (NOM) fractions during ozonation of phytoplankton. *Water Research* 41:1447-1454.

Harris CL. 2001. The effect of pre-disinfection with chlorine dioxide on the formation of haloacetic acids and trihalomethanes in a drinking water supply. In: *Environmental Engineering*. Blacksburg, Virginia: Virginia Polytechnic Institute and State University.

Hartland A, Fairchild IJ, Lead JR, Zhang H, Baalousha M. 2011. Size, speciation and lability of NOM–metal complexes in hyperalkaline cave dripwater. *Geochimica et Cosmochimica Acta* 75:7533-7551.

Hayes M, MacCarthy P, Malcolm R, Swift R. 1989b. Structures of humic substances: The emergence of 'forms'. In: Hayes M., MacCarthy P., Malcolm R. and Swift R. (eds) *Humic Substances II. In search of structure*. John Wiley & Sons:690-731.

Heddam S, Bermad A, Dechemi N. 2012. ANFIS-based modelling for coagulant dosage in drinking water treatment plant: a case study. *Environ Monit Assess* 184:1953-1971.

Institute NC. 1976. Report on the Carcinogenesis Bioassay of Chloroform. NTIS PB-264-018, National Cancer Institute, Bethesda, MD.

John Wiley and Sons I. 2013. *Ullmann's Encyclopedia of Industrial Chemistry* Published by Wiley-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA

Joret JC, Levi Y, Volk C. 1991. Biodegradable dissolved organic carbon (BDOC) content of drinking water and potential regrowth of bacteria. *Water science and technology* 24:95-101.

Joseph L, Flora JRV, Park Y-G, Badawy M, Saleh H, Yoon Y. 2012. Removal of natural organic matter from potential drinking water sources by combined coagulation and adsorption using carbon nanomaterials. *Separation and Purification Technology* 95:64-72.

Jury WA, Vaux Jr HJ. 2007. The Emerging Global Water Crisis: Managing Scarcity and Conflict Between Water Users. In: Donald LS, editor. *Advances in Agronomy*: Academic Press. p 1-76.

Kabsch-Korbutowicz M. 2005. Application of ultrafiltration integrated with coagulation for improved NOM removal. *Desalination* 174:13-22.

Karanfil T, Schlautman MA, Erdogan I. 2002. Survey of DOC and UV measurement practices with implications for SUVA determination. *JAWWA* 94:68-80.

Kim DH, Shon HK, Sharma G, Cho J. 2011. Charge effect of natural organic matter for ultrafiltration and nanofiltration membranes. *Journal of Industrial and Engineering Chemistry* 17:109-113.

Kim HG, Chung TH. 2013. Performance of the sludge thickening and reduction at various factors in a pilot-scale MBR. *Separation and Purification Technology* 104:297-306.

Kim J, Chung Y, Shin D, Kim M, Lee Y, Lim Y, Lee D. 2003. Chlorination by-products in surface water treatment process. *Desalination* 151:1-9.

Konieczny K, Szałkol D, Płonka J, Rajca M, Bodzek M. 2009. Coagulation—ultrafiltration system for river water treatment. *Desalination* 240:151-159.

Kooij DVd. 1990. Assimilable Organic Carbon (AOC) in Drinking Water. In: McFeters GA, editor. *Drinking Water Microbiology*. New York: Springer-Verlag.

Korn C, Andrews RC, Escobar MD. 2002. Development of chlorine dioxide-related by-product models for drinking water treatment. *Water Research* 36:330-342.

Krasner SW, Mitch WA, McCurry DL, Hanigan D, Westerhoff P. 2013. Formation, Precursors, Control, and Occurrence of Nitrosamines in Drinking Water: A Review. *Water Research*.

Krasner SW WH, Richardson SD, Pastor SJ, Chinn R, et al. 2006. Occurrence of a new generation of disinfection byproducts. *Environmental Science and Technology* 40:7175-7185.

Landaburu-Aguirre J, García V, Pongrácz E, Keiski R. 2006. Applicability of membrane technologies for the removal of heavy metals. *Desalination* 200:272-273.

Langlais B, Reckhow DA, Brink DR. 1991. *Ozone in Water Treatment: Application and Engineering*. Lewis Publishers.

Lankes U, Müller MB, Weber M, Frimmel FH. 2009. Reconsidering the quantitative analysis of organic carbon concentrations in size exclusion chromatography. *Water Research* 43:915-924.

Leavens TL, Blount BC, DeMarini DM, Madden MC, Valentine JL, Case MW, Silva LK, Warren SH, Hanley NM, Pegram RA. 2007. Disposition of Bromodichloromethane in Humans Following Oral and Dermal Exposure. *Toxicological Sciences* 99:432-445.

LeChevallier MW, Shaw NE, Kaplan LA, Bott TL. 1993. Development of a Rapid Assimilable Organic Carbon Method for Water. *Applied and Environmental Microbiology* 59:1526-1531.

Legay C, Rodriguez MJ, Sérodes JB, Levallois P. 2010. Estimation of chlorination by-products presence in drinking water in epidemiological studies on adverse reproductive outcomes: A review. *Science of The Total Environment* 408:456-472.

LEGIO. 2000. LEGIO.modul: Quality and Technique. Germany.

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.

Leiknes T, Ødegaard H, Myklebust H. 2004. Removal of natural organic matter (NOM) in drinking water treatment by coagulation–microfiltration using metal membranes. *Journal of Membrane Science* 242:47-55.

Lekkas TD, Babi KG, Makri CA, Lekkas DT, Nikolaou AD. 2009. Removal of specific DBPs by GSC in Galatsi WTP, Athens. *Global NEST Journal* 11:349-356.

Li A, Hu J, Li W, Zhang W, Wang X. 2009. Polarity based fractionation of fulvic acids. *Chemosphere* 77:1419-1426.

Li W-T, Xu Z-X, Li A-M, Wu W, Zhou Q, Wang J-N. 2013. HPLC/HPSEC-FLD with multi-excitation/emission scan for EEM interpretation and dissolved organic matter analysis. *Water Research* 47:1246-1256.

Liao X, Chen C, Wang Z, Wan R, Chang C-H, Zhang X, Xie S. 2013. Changes of biomass and bacterial communities in biological activated carbon filters for drinking water treatment. *Process Biochemistry* 48:312-316.

Limited CEC. 2011. Study on Characteristics and Removal of Natural Organic Matter in Drinking Water Systems in Newfoundland and Labrador. In. Newfoundland and Labrador: Department Environment and Conservation Water Management Division. p 127.

Lin H-C, Wang G-S. 2011. Effects of UV/H<sub>2</sub>O<sub>2</sub> on NOM fractionation and corresponding DBPs formation. *Desalination* 270:221-226.

Liu S, Lim M, Fabris R, Chow C, Drikas M, Amal R. 2010. Comparison of photocatalytic degradation of natural organic matter in two Australian surface waters using multiple analytical techniques. *Organic Geochemistry* 41:124-129.

Liu W, Wu H, Wang Z, Ong SL, Hu JY, Ng WJ. 2002. Investigation of assimilable organic carbon (AOC) and bacterial regrowth in drinking water distribution system. *Water Research* 36:891-898.

López S. 2009. Aplicación de la filtración tangencial en procesos de purificación (overview). *Farmaespaña Industrial Revista profesional de proveedores de la industria farmaceutica y tecnología de laboratorio*.

Madaeni SS. 1999. The application of membrane technology for water disinfection. *Water Research* 33:301-308.

Malcolm R. 1985. Humic substances in rivers and streams. In: Aiken, G., McKnight, D., Wershaw, R. and MacCarthy, P. (eds) *Humic substances in soil, sediment and water*. John Wiley & Sons:13-85.

Matilainen A, Gjessing ET, Lahtinen T, Hed L, Bhatnagar A, Sillanpää M. 2011. An overview of the methods used in the characterisation of natural organic matter (NOM) in relation to drinking water treatment. *Chemosphere* 83:1431-1442.

Matilainen A, Vepsäläinen M, Sillanpää M. 2010. Natural organic matter removal by coagulation during drinking water treatment: A review. *Advances in Colloid and Interface Science* 159:189-197.

Matilainen A, Vieno N, Tuhkanen T. 2006. Efficiency of the activated carbon filtration in the natural organic matter removal. *Environment International* 32:324-331.

Melin ES, Ødegaard H. 1999. Biofiltration of Ozonated Humic Water in Expanded Clay Aggregate Filters. *Water science and technology* 40:165-172.

Meyn T, Leiknes T. 2010. Comparison of optional process configurations and operating conditions for ceramic membrane MF coupled with coagulation/flocculation pre-treatment for the removal of NOM in drinking water production. *Journal of Water Supply: Research and Technology—AQUA* 59:81-91.

Mijatović I, Matošić M, Hajduk Černeha B, Bratulić D. 2004. Removal of natural organic matter by ultrafiltration and nanofiltration for drinking water production. *Desalination* 169:223-230.

Nath K. 2008. *Membrane separation processes*. Published by Asoke K Gosh, Prantice Hall of India Private Limited.

Nissinen TK, Miettinen IT, Martikainen PJ, Vartiainen T. 2002. Disinfection by-products in Finnish drinking waters. *Chemosphere* 48:9-20.

Onda K, LoBuglio J, Bartram J. 2012. Global Access to Safe Water: Accounting for Water Quality and the Resulting Impact on MDG Progress. *International Journal of Environmental Research and Public Health* 9:880-894.

World Health Organization. 2008. *Guidelines for drinking-water quality, third edition incorporating the first and second addenda – Volume 1: Recommendations*, Geneva. [http://www.who.int/water\\_sanitation\\_health/dwq/fulltextpdf](http://www.who.int/water_sanitation_health/dwq/fulltextpdf).

Owen D, Amy G, Chowdhury Z, Paode R, McCoy G, Viscosil K. 1995. NOM characterization and treatability. *Journal American Water Works Association* 87:46-63.

Peiris RH, Budman H, Moresoli C, Legge RL. 2012. Fluorescence-Based Fouling Prediction and Optimization of a Membrane Filtration Process for Drinking Water Treatment. *AIChE Journal* 58:1475-1486.

Peiris RH, Budman H, Moresoli C, Legge RL. 2013. Fouling control and optimization of a drinking water membrane filtration process with real-time model parameter adaptation using fluorescence and permeate flux measurements. *Journal of Process Control* 23:70-77.

Peter-Varbanets M, Margot J, Traber J, Pronk W. 2011. Mechanisms of membrane fouling during ultra-low pressure ultrafiltration. *Journal of Membrane Science* 377:42-53.

Pifer AD, Fairey JL. 2012. Improving on SUVA<sub>254</sub> using fluorescence-PARAFAC analysis and asymmetric flow-field flow fractionation for assessing disinfection byproduct formation and control. *Water Research* 46:2927-2936.

Polanska M, Huysman K, van Keer C. 2005. Investigation of assimilable organic carbon (AOC) in Flemish drinking water. *Water Research* 39:2259-2266.

Qu F, Liang H, Wang Z, Wang H, Yu H, Li G. 2012. Ultrafiltration membrane fouling by extracellular organic matters (EOM) of *Microcystis aeruginosa* in stationary phase: Influences of interfacial characteristics of foulants and fouling mechanisms. *Water Research* 46:1490-1500.

Richardson S, Simmons J, Rice G. 2002. Disinfection by-products: The next generation. *Environmental Science and Technology* 36:198A-205A.

Richardson SD, Plewa MJ, Wagner ED, Schoeny R, DeMarini DM. 2007. Occurrence, genotoxicity, and carcinogenicity of regulated and emerging disinfection by-products in drinking water: A review and roadmap for research. *Mutation Research/Reviews in Mutation Research* 636:178-242.

Ritchie JD, Perdue EM. 2008. Analytical constraints on acidic functional groups in humic substances. *Organic Geochemistry* 39:783-799.

Rivas WAL. 2004. Una nueva manera de potabilizar el agua. *Revista Acodal* 1:25-29.

Rodrigues PMSM, Esteves da Silva JCG, Antunes MCG. 2007. Factorial analysis of the trihalomethanes formation in water disinfection using chlorine. *Analytica Chimica Acta* 595:266-274.

Rodriguez DC. 2008. Potabilización del Agua. In: *Módulo IV: Abastecimientos y Saneamientos Urbanos*. Madrid, España: EOI-Escuela Europea de Negocios.

Rook JJ. 1974. Formation of Haloforms During Chlorination of Natural Waters. *Water Treatment and Examination* 23:234-243.

Rosario-Ortiz FL, Snyder SA, Suffet IH. 2007. Characterization of dissolved organic matter in drinking water sources impacted by multiple tributaries. *Water Research* 41:4115-4128.

Ruiz AA. 2004. La biofiltración, una alternativa para la potabilización del agua. *Revista Lasallista de Investigación* 1:61-66.

Sagbo O, Sun Y, Hao A, Gu P. 2008. Effect of PAC addition on MBR process for drinking water treatment. *Separation and Purification Technology* 58:320-327.

Servais P, Anzil A, Ventresque C. 1989. Simple Method for Determination of Biodegradable Dissolved Organic Carbon in Water. *Applied and Environmental Microbiology* 55:2732.

Sharp EL, Jarvis P, Parsons SA, Jefferson B. 2006a. Impact of fractional character on the coagulation of NOM. *Colloids and Surfaces A: Physicochemical and Engineering Aspects* 286:104-111.



Sharp EL, Parsons SA, Jefferson B. 2006b. Seasonal variations in natural organic matter and its impact on coagulation in water treatment. *Science of The Total Environment* 363:183-194.

Singer PC. 1999. Humic substances as precursors for potentially harmful disinfection by-products. *Water Science and Technology* 40:25-30.

Ministerio de Protección Social, Ministerio de Ambiente, Vivienda y Desarrollo Territorial. 2007. Resolución 2115. Por medio de la cual se señalan características, instrumentos básicos y frecuencias del sistema de control y vigilancia para la calidad del agua para consumo humano.

Song H, Orr O, Hong Y, Karanfil T. 2009. Isolation and fractionation of natural organic matter: evaluation of reverse osmosis performance and impact of fractionation parameters. *Environ Monit Assess* 153:307-321.

Specht CH, Frimmel FH. 2000. Specific Interactions of Organic Substances in Size-Exclusion Chromatography. *Environmental Science and Technology* 34:2361-2366.

Srinivasan S, Harrington GW. 2007. Biostability analysis for drinking water distribution systems. *Water Research* 41:2127-2138.

Sutton R, Sposito G. 2005. Molecular Structure in Soil Humic Substances: The New View. *Environmental Science and Technology* 39:9009-9015.

Swietlik J, Sikorska E. 2005. Characterization of Natural Organic Matter Fractions by High Pressure Size-Exclusion Chromatography, Specific UV Absorbance and Total Luminescence Spectroscopy. *Polish Journal of Environmental Studies* 15:145-153.

Tansakul C, Laborie S, Cabassud C. 2011. Adsorption combined with ultrafiltration to remove organic matter from seawater. *Water Research* 45:6362-6370.

Taylor J, Wiesner M. 2002. Membranas. In: Calidad y tratamiento del agua. manual de suministros de agua comunitaria. R D Letterman (ed) España, McGraw-Hill:707-780.

Teixeira MR, Sousa VS. 2013. Fouling of nanofiltration membrane: Effects of NOM molecular weight and microcystins. *Desalination* 315:149-155.

Thayanukul P, Kurisu F, Kasuga I, Furumai H. 2013. Evaluation of microbial regrowth potential by assimilable organic carbon in various reclaimed water and distribution systems. *Water Research* 47:225-232.

Thiruvengkatachari R, Ngo HH, Hagare P, Vigneswaran S, Aim RB. 2002. Flocculation—cross-flow microfiltration hybrid system for natural organic matter (NOM) removal using hematite as a flocculent. *Desalination* 147:83-88.

Thurman E, Malcolm R. 1981. Preparative insolation of aquatic humic substances. *Environmental Science and Technology* 15:463-466.

Thurman EM. 1985. *Organic Geochemistry of Natural Waters*. Dordrecht, the Netherlands M. Nijhoff and W. Junk.

Tian C, Liu R, Guo T, Liu H, Luo Q, Qu J. 2013. Chlorination and chloramination of high-bromide natural water: DBPs species transformation. *Separation and Purification Technology* 102:86-93.

Tian J-y, Chen Z-l, Nan J, Liang H, Li G-b. 2010. Integrative membrane coagulation adsorption bioreactor (MCABR) for enhanced organic matter removal in drinking water treatment. *Journal of Membrane Science* 352:205-212.

Tian J-y, Liang H, Li X, You S-j, Tian S, Li G-b. 2008. Membrane coagulation bioreactor (MCBR) for drinking water treatment. *Water Research* 42:3910-3920.

Torres MDR, González JV, Pérez MVA, Soto JLM. 2009. Extracción secuencial y caracterización fisicoquímica de ácidos húmicos de diferentes composts y su efecto sobre el cultivo del trigo. *Bioagro* 3:183-188.

Urfer D, Huck P, Booth S, Coffey B. 1997. Biological filtration for BOM and particle removal : A critical review. *Journal American Water Works Association* 89:83-98.

USEPA. 1999. *Alternative Disinfectants and Oxidants Guidance Manual*, EPA815-R-99-014. U.S. . Environmental Protection Agency, Office of Water, Washington, DC.

Uyak V, Yavuz S, Toroz I, Ozaydin S, Genceli EA. 2007. Disinfection by-products precursors removal by enhanced coagulation and PAC adsorption. *Desalination* 216:334-344.

Valencia A. 2000a. *Teoria y practica de la purificación del agua*. Bogotá, Colombia: MacGraw Hill.

Valencia JA. 2000b. *Teoría y práctica de la purificación del agua*. Colombia: McGraw-Hill.

Van Der Kooij D. 1992. Assimilable organic carbon as an indicator of bacterial regrowth. *Journal American Water Works Association* 84:57-65.

Van Der Kooij D. 2000. Biological Stability: A Multidimensional Quality Aspect of Treated Water. *Water, Air, & Soil Pollution* 123:25-34.

Velten S, Boller M, Köster O, Helbing J, Weilenmann H-U, Hammes F. 2011. Development of biomass in a drinking water granular active carbon (GAC) filter. *Water Research* 45:6347-6354.

Vickers JC, Thompson MA, Kelkar UG. 1995. The use of membrane filtration in conjunction with coagulation processes for improved NOM removal. *Desalination* 102:57-61.

Wagner J. 2001. *Membrane Filtration Handbook Practical Tips and Hints*. Printed by Osmonics, Inc.

Xia S, Nan J, Liu R, Li G. 2004. Study of drinking water treatment by ultrafiltration of surface water and its application to China. *Desalination* 170:41-47.

Xiao F, Lam KM, Li XY, Zhong RS, Zhang XH. 2011. PIV characterisation of flocculation dynamics and floc structure in water treatment. *Colloids and Surfaces A: Physicochemical and Engineering Aspects* 379:27-35.

Xiao F, Xiao P, Zhang WJ, Wang DS. 2013a. Identification of key factors affecting the organic fouling on low-pressure ultrafiltration membranes. *Journal of Membrane Science* 447:144-152.

Xiao K, Shen Y, Huang X. 2013b. An analytical model for membrane fouling evolution associated with gel layer growth during constant pressure stirred dead-end filtration. *Journal of Membrane Science* 427:139-149.

Xie J, Wang D, van Leeuwen J, Zhao Y, Xing L, Chow CWK. 2012. pH modeling for maximum dissolved organic matter removal by enhanced coagulation. *Journal of Environmental Sciences* 24:276-283.

Xie YF, Zhou H. 2002. Use of BAC for HAA removal – part 2, column study. *Journal American Water Works Association* 94:126-134.

Yan M, Wang D, Ni J, Qu J, Ni W, Van Leeuwen J. 2009. Natural organic matter (NOM) removal in a typical North-China water plant by enhanced coagulation: Targets and techniques. *Separation and Purification Technology* 68:320-327.

Yan M, Wang D, Qu J, Ni J, Chow CWK. 2008. Enhanced coagulation for high alkalinity and micro-polluted water: The third way through coagulant optimization. *Water Research* 42:2278-2286.

Yang BM, Liu JK, Chien CC, Surampalli RY, Kao CM. 2011. Variations in AOC and microbial diversity in an advanced water treatment plant. *Journal of Hydrology* 409:225-235.

Yang X, Guo W, Lee W. 2013. Formation of disinfection byproducts upon chlorine dioxide preoxidation followed by chlorination or chloramination of natural organic matter. *Chemosphere* 91:1477-1485.

Yang X, Shang C, Lee W, Westerhoff P, Fan C. 2008. Correlations between organic matter properties and DBP formation during chloramination. *Water Research* 42:2329-2339.

Yoon J, Choi Y, Cho S, Lee D. 2003. Low trihalomethane formation in Korean drinking water. *Science of The Total Environment* 302:157-166.

Yoon Y, Amy G, Cho J, Her N. 2005. Effects of retained natural organic matter (NOM) on NOM rejection and membrane flux decline with nanofiltration and ultrafiltration. *Desalination* 173:209-221.

Yu J, Wang D, Yan M, Ye C, Yang M, Ge X. 2007. Optimized Coagulation of High Alkalinity, Low Temperature and Particle Water: pH Adjustment and Polyelectrolytes as Coagulant Aids. *Environ Monit Assess* 131:377-386.

Zemmouri H, Drouiche M, Sayeh A, Lounici H, Mameri N. 2012. Coagulation Flocculation Test of Keddara's Water Dam Using Chitosan and Sulfate Aluminium. *Procedia Engineering* 33:254-260.

Zhang Y, Tian J, Nan J, Gao S, Liang H, Wang M, Li G. 2011. Effect of PAC addition on immersed ultrafiltration for the treatment of algal-rich water. *Journal of Hazardous Materials* 186:1415-1424.

Zhao Z-Y, Gu J-D, Li H-B, Li X-Y, Leung KM-Y. 2009. Disinfection characteristics of the dissolved organic fractions at several stages of a conventional drinking water treatment plant in Southern China. *Journal of Hazardous Materials* 172:1093-1099.

Zularisam AW, Ahmad A, Sakinah M, Ismail AF, Matsuura T. 2011. Role of natural organic matter (NOM), colloidal particles, and solution chemistry on ultrafiltration performance. *Separation and Purification Technology* 78:189-200.

Zularisam AW, Ismail AF, Salim R. 2006. Behaviours of natural organic matter in membrane filtration for surface water treatment — a review. *Desalination* 194:211-231.

Choi H, Kim H-S, Yeom I-T, Dionysiou DD. 2005. Pilot plant study of an ultrafiltration membrane system for drinking water treatment operated in the feed-and-bleed mode. *Desalination* 172:281-291.

Gao W, Liang H, Ma J, Han M, Chen Z-l, Han Z-s, Li G-b. 2011. Membrane fouling control in ultrafiltration technology for drinking water production: A review. *Desalination* 272:1-8.

Guo H, Wyart Y, Perot J, Nauleau F, Moulin P. 2010. Low-pressure membrane integrity tests for drinking water treatment: A review. *Water Research* 44:41-57.

Jung C-W, Son H-J, Kang L-S. 2006. Effects of membrane material and pretreatment coagulation on membrane fouling: fouling mechanism and NOM removal. *Desalination* 197:154-164.

K. P, Suresh K. B, James T, S. S. 2014. Design of novel ultrafiltration systems based on robust polyphenylsulfone hollow fiber membranes for treatment of contaminated surface water. *Chemical Engineering Journal* 248:297-306.

Kweon JH, Hur H-W, Seo G-T, Jang T-R, Park J-H, Choi KY, Kim HS. 2009. Evaluation of coagulation and PAC adsorption pretreatments on membrane filtration for a surface water in Korea: A pilot study. *Desalination* 249:212-216.

Onda K, LoBuglio J, Bartram J. 2012. Global Access to Safe Water: Accounting for Water Quality and the Resulting Impact on MDG Progress. *International Journal of Environmental Research and Public Health* 9:880-894.

Peiris RH, Jaklewicz M, Budman H, Legge RL, Moresoli C. 2013. Assessing the role of feed water constituents in irreversible membrane fouling of pilot-scale ultrafiltration drinking water treatment systems. *Water Research* 47:3364-3374.

Rojas JC, Moreno B, Garralón G, Plaza F, Pérez J, Gómez MA. 2010. Influence of velocity gradient in a hydraulic flocculator on NOM removal by aerated spiral-wound ultrafiltration membranes (ASWUF). *Journal of Hazardous Materials* 178:535-540.

Salazar D. 2012. Evaluación de procesos de oxidación acoplados al proceso de coagulación con sulfato de aluminio, para la remoción de materia orgánica en el agua proveniente del embalse Riogrande II con fines de potabilización. In: Facultad de ingeniería: Universidad de Antioquia. p 148.

Sorlini S, Gialdini F, Biasibetti M, Collivignarelli C. 2014. Influence of drinking water treatments on chlorine dioxide consumption and chlorite/chlorate formation. *Water Research* 54:44-52. wasserlab Sdpda. 2011. Espectro de la filtracion de agua. In.

Xia S, Li X, Zhang Q, Xu B, Li G. 2007. Ultrafiltration of surface water with coagulation pretreatment by streaming current control. *Desalination* 204:351-358.

Xiangli Q, Zhenjia Z, Nongcun W, Wee V, Low M, Loh CS, Teck Hing N. 2008. Coagulation pretreatment for a large-scale ultrafiltration process treating water from the Taihu River. *Desalination* 230:305-313.